

**МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Федеральное государственное автономное
образовательное учреждение высшего образования
«СЕВЕРО-КАВКАЗСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

**МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ПО ВЫПОЛНЕНИЮ ПРАКТИЧЕСКИХ
РАБОТ ПО ДИСЦИПЛИНЕ**

Системы сбора и подготовки скважинной продукции

Направление подготовки	21.03.01 Нефтегазовое дело
Направленность (профиль)	Эксплуатация и обслуживание объектов добычи газа, газоконденсата и подземных хранилищ газа
Год начала обучения	2026
Форма обучения	очная очно-заочная
Реализуется в семестре	<u>7,8</u> <u> </u> <u>7,8</u>

Ставрополь, 2026

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	6
Практическое занятие 1 СПОСОБЫ ВЫРАЖЕНИЯ СОСТАВОВ СМЕСЕЙ И СВЯЗЬ МЕЖДУ НИМИ	9
Практическое занятие 2 РАСЧЕТ СВОЙСТВ СМЕСИ, ПОЛУЧАЮЩИХСЯ ПРИ ПЕРЕМЕШИВАНИИ ГАЗОНЕФТЯНЫХ СМЕСЕЙ	13
Практическое занятие 3 ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГАЗОСОДЕРЖАНИЯ НЕФТИ И ЕЕ ОБЪЕМНОГО КОЭФФИЦИЕНТА	17
Практическое занятие 4 ОПРЕДЕЛЕНИЕ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ПЛАСТОВЫХ ВОД	20
Практическое занятие 5 ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОРРЕЛЯЦИОННЫХ СВЯЗЕЙ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ НЕФТИ	30
Практическое занятие 6 КОМПОНЕНТНЫЙ СОСТАВ НЕФТИ И ГАЗА	43
Практическое занятие № 7 РАСЧЕТЫ ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ НЕФТИ И ГАЗА	50
Практическое занятие 8 РАСЧЕТЫ СЕПАРАЦИИ ГАЗА В ГАЗОНЕФТЯНЫХ СЕПАРАТОРАХ ПЕРВОЙ СТУПЕНИ	65
Практическое занятие 9 РАСЧЕТЫ ПРОСТЫХ ТРУБОПРОВОДОВ	71
Практическое занятие 10 ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ СЛОЖНЫХ ТРУБОПРОВОДОВ	80
Практическое занятие 11 ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ СИСТЕМЫ ТРУБОПРОВОДОВ КАТЕГОРИИ II	87
Практическое занятие 12 ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ	92

КОЛЬЦЕВЫХ ТРУБОПРОВОДОВ

Практическое занятие 13 НЕИЗОТЕРМИЧЕСКОЕ ТЕЧЕНИЕ 104

ОДНОРОДНОЙ ЖИДКОСТИ

Практическое занятие 14 ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ 114

ТРУБОПРОВОДОВ, ТРАНСПОРТИРУЮЩИХ МНОГОФАЗНЫЕ ЖИДКОСТИ

Практическое занятие 15 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ 122
ТЕПЛООБМЕННИКОВ

Практическое занятие 16 ВЫДЕЛЕНИЕ КОНДЕНСАТА ИЗ 137
НЕФТЯНОГО ГАЗА

Практическое занятие 17 РАСЧЕТ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ 145
ГРАВИТАЦИОННОГО СЕПАРАТОРА

Практическое занятие № 18 РАСЧЕТ НЕРАВНОМЕРНОЙ ОСАДКИ 151
ДНИЩА РЕЗЕРВУАРА

ЗАКЛЮЧЕНИЕ 162

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие 164
информацию по темам

ВВЕДЕНИЕ

Системы сбора и подготовки скважинной продукции – одна из важнейших дисциплин нефтегазовой отрасли.

Учебное пособие (практикум) взаимосвязано с курсом лекций по дисциплине «Системы сбора и подготовки скважинной продукции».

Целью и задачей изучения дисциплины является формирование профессиональных компетенций будущего специалиста по специальности: 21.05.06 «Нефтегазовая техника и технологии», специализация «Разработка и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений».

Дисциплина нацелена на подготовку специалистов к:

- использованию комплексного подхода к решению производственных задач нефтегазовой отрасли;
- оперативному решению проблем, возникающих при подготовке продукции нефтяных скважин;
- принятию решений в условиях риска и неопределенности.

Задачи дисциплины:

- ознакомить студентов с руководящими документами и методическими указаниями по сбору, транспорту и хранению нефти на промыслах;
- изучить основные элементы системы сбора и подготовки продукции нефтяных скважин;

В результате освоения дисциплины обучающий должен:

Знать: физические и термодинамические свойства углеводородных систем; системы сбора и подготовки скважинной продукции нефтяных месторождений; причины образования парафина и солей в нефтепроводах; промысловые резервуарные парки нефти, свойства системы сбора и подготовки скважинной продукции, методику гидравлического и теплового

расчета простых и сложных промысловых нефтепроводов; осложнения в системах сбора скважинной продукции нефтяных месторождений; технологии сепарации, обезвоживания и обессоливания нефти; причины образования парафина и солей в нефтепроводах; промысловые резервуарные парки нефти.

Уметь: выбирать и обосновывать систему сбора и подготовки нефти к транспорту; выполнять гидравлические и тепловые расчеты простых и сложных промысловых трубопроводов; выбирать способы борьбы с осложнениями в системе сбора скважинной продукции; подбирать оборудование для сепарации, обезвоживания и обессоливания нефти; выбирать способы борьбы с осложнениями в системе сбора скважинной продукции; подбирать оборудование для сепарации, обезвоживания и обессоливания нефти; выбирать систему сбора и подготовки нефти на промыслах.

Владеть: современной научной технической терминологией; навыками поиска и обработки научной информации; самостоятельного обоснования научной проблемы и поиска ее решения; методами подготовки нефти к транспорту; комплексными знаниями в области подготовки скважинной продукции.

Практическое занятие 1

СПОСОБЫ ВЫРАЖЕНИЯ СОСТАВОВ СМЕСЕЙ И СВЯЗЬ МЕЖДУ НИМИ

Цель: изучить компоненты, характеризующие состав смеси.

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ПК-5 в части способности эксплуатировать и обслуживать технологическое оборудование, используемое при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья

Актуальность темы

Для выполнения основных расчетов при сборе, транспорте и хранении углеводородов необходимо знать формулы, характеризующие состав смеси.

Теоретическая часть

Состав смеси характеризуется числом компонентов смеси и их соотношением. Соотношения компонентов определяются долями: массовой, объемной, молярной. Сумма долей всех компонентов, составляющих смесь, равна единице.

$$q_i = \frac{m_i}{\sum_{i=1}^r m_i}, \quad (1.1)$$

где m_i - масса i -го компонента в растворе; r - число компонентов в растворе

Соответственно молярная доля i -го компонента в растворе равна:

$$N_i = \frac{n_i}{\sum_{i=1}^r n_i}, \quad (1.2)$$

где n_i – число молей i -го компонента в растворе

$$n_i = \frac{m_i}{M_i}, \quad (1.3)$$

M_i – молярная масса i -го компонента.

Из (1.2) с учетом (1.1) и (1.3) следует

$$N_i = \frac{q_i}{M_i} \cdot \frac{1 \text{ г}}{\sum_{i=1}^r \frac{1}{M_i}}, \quad (1.4)$$

Аналогично из (1.1) с учетом (1.2) и (1.3) получается

$$q_i = \frac{N_i M_i}{\sum_{i=1}^r N_i M_i}. \quad (1.5)$$

Задача 1.1 В смеси нефтей содержится (т) соответственно нефти башкирского горизонта 202, визейского - 290 и пашийского - 408. Определить молярную долю каждой нефти в смеси, если молярная масса (кг/кмоль) нефти башкирского горизонта 262, визейского - 271, пашийского - 256 соответственно.

Решение. Определяют число молей нефти каждого горизонта отдельно и смеси нефтей в целом.

По (1.3) находят число молей нефти башкирского горизонта

$$n = 202 \cdot 1000 / 262 = 771 \text{ кмоль.}$$

Соответственно визейского, $n_2 = 1070$ кмоль; пашийского, $n_3 = 1594$ кмоль.

Общее число молей нефти в смеси составляет

$$\sum_{i=1}^3 n_i = 771 + 1070 + 1594 = 3435 \text{ кмоль.}$$

Тогда молярные доли каждой нефти в смеси, определенные по (1.2), соответственно равны для башкирского горизонта $N_1 = 771/3435 = 0,244$; визейского $N_2 = 1070/3435 = 0,312$; пашийского $N_3 = 1594/3435 = 0,464$.

Массовая и объемные доли. Объемная доля для растворов (смесей), подчиняющихся правилу аддитивности, определяется следующим образом:

$$v_i = \frac{V_i}{\sum_{i=1}^r V_i}, \quad (1.6)$$

где V_i - объем i -го компонента до смешения при заданных температуре и давлении смеси. Так как:

$$\rho_i = \frac{m_i}{V_i}, \quad (1.7)$$

где ρ_i - плотность i -го компонента при заданных температуре и давлении, то из (1.6) с учетом (1.7) и (1.1) следует:

$$v_i = \frac{q_i}{\rho_i \sum_{i=1}^r \left(\frac{1}{\rho_i} \right)}, \quad (1.8)$$

Аналогично из (1.1) с учетом (1.7) и (1.6)

$$q_i = \frac{\rho_i v_i}{\sum_{i=1}^r \rho_i v_i}, \quad (1.9)$$

Задача 1.2. При приготовлении рекомбинированной пробы . смешивают 100 м³ пропана, 75 м³ изобутана, 75 м³ нормального бутана. Определить объемную долю отдельных компонентов смеси. По (1.6) объемная концентрация пропана равна:

$$v_i = \frac{100}{100 + 75 + 75} = 0,4$$

Аналогично $v_2=0,3$; $v_3=0,3$.

$$\sum_{i=1}^3 v_i = 0,4 + 0,3 + 0,3 = 1.$$

Объемная и молярные доли. Рассмотренных определений достаточно для выражения объемной доли через молярную. Из (1.6) с учетом (1.7), (1.3) и (1.2) следует:

$$v_i = \frac{N_i M_i}{\rho_i \sum_{i=1}^r \left(\frac{N_i M_i}{\rho_i} \right)}$$

Для газообразных компонентов в первом приближении (приложение I) можно принять, что в диапазоне давлений, мало отличающихся от атмосферного, отношение молярной массы газа к его плотности практически постоянно, т. е.:

$$\frac{M_i}{\rho_i} = const.$$

$$\rho_i$$

Следовательно, для смеси газов из (1.10) с учетом (1.11) получаем:

$$v_i = N_i,$$

так как $\sum_{i=1}^r N_i = 1$ по определению. Аналогично выводу уравнения (1.10), из (1.2) с учетом (1.3), (1.7) и (1.6) следует:

$$N_i = \frac{\rho_i v_i}{M_t} \frac{1}{\sum_{i=1}^r \frac{\rho_i v_i}{M_i}}$$

Задача 1.3 Рассчитать молярную и массовую доли нефти в водонефтяной эмульсии, если объемная доля воды в ней 50 % (обводненность эмульсии). Известно, что молярная масса нефти 200 кг/кмоль. ее плотность 850 кг/м³, плотность воды 1000 кг/м³.

Решение. При известной молярной массе воды, равной 18 кг/кмоль, по (1.13) находят молярную долю нефти в эмульсии:

$$N_n = \frac{850 \cdot 0,5}{200} \frac{1}{\frac{850 \cdot 0,5}{200} + \frac{1000 \cdot 0,5}{18}} = 0,071.$$

Учитывая, что $v_n + v_b = 1$, т. е.

$$v_n = 1 - 0,5 = 0,5$$

по (1.9) находят массовую долю нефти в эмульсии:

$$q_n = \frac{850 \cdot 0,5}{850 \cdot 0,5 + 1000 \cdot 0,5} = 0,46.$$

Вопросы к практическому занятию:

1. Чем характеризуется состав смеси?
2. Какими долями характеризуется соотношение компонентов?
3. Чему равна сумма долей всех компонентов, составляющих смесь?
4. Как определить молярную долю i-го компонента в растворе?
5. Чем отличается раствор от эмульсии?

Практическое занятие 2

РАСЧЕТ СВОЙСТВ СМЕСИ, ПОЛУЧАЮЩИХСЯ ПРИ ПЕРЕМЕШИВАНИИ ГАЗОНЕФТЯНЫХ СМЕСЕЙ

Цель: научиться выполнять расчеты составов смесей газов и нефтей в нормальных и стандартных условиях.

В результате выполнения задания **формируется компетенция ОПК-7** в части способности осуществлять и корректировать технологические процессы при строительстве, ремонте и эксплуатации скважин различного назначения и профиля ствола на суше и на море, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность темы. Успешность процесса подготовки продукции скважин зависит от изучения состава смесей газов и нефтей.

Теоретическая часть

Для расчета составов смесей, получающихся в результате перемешивания g смесей различного состава, можно воспользоваться следующими уравнениями:

для смесей газов в нормальных (стандартных) условиях:

$$N_{iZ} = \frac{\sum_{j=1}^l N_{ij} V_j}{\sum_{j=1}^l V_j}, \quad (2.1)$$

где N_{ij}, N_{iZ} - молярная доля i -го компонента в j -м растворе и в смеси, получаемой в результате смешения растворов, соответственно; V_j - объем j -го раствора, приведенный к нормальным (стандартным) условиям,

для смесей нефтей:

$$N_{iZ} = \frac{\sum_{j=1}^l N_{ij} n_j}{\sum_{j=1}^l n_j}, \quad (2.2)$$

где n_j - число молей j -й нефти, l - общее число перемешиваемых нефтей.

Уравнение (2.2) является общим и справедливо для смесей (растворов) веществ в любых агрегатных состояниях. Например, при перемешивании пластовых нефтей из скважин, эксплуатирующих различные горизонты и работающих в единый коллектор, состав получающегося попутного нефтяного газа может быть рассчитан по уравнению:

$$N_{iZ} = \frac{\sum_{j=1}^l N_{ij} Q_{nj} \Gamma_j}{\sum_{j=1}^l Q_{nj} \Gamma_j}, \quad (2.3)$$

где Q_{nj} - дебит сепарированной нефти j -й скважины; Γ_j - газосодержание пластовой нефти j -й скважины (объем газа приведен к нормальным или стандартным условиям).

Необходимо отметить, что при расчете составов любых смесей (растворов) предполагают, что образующие смеси (растворы) однородны по составу, а химические реакции превращения отдельных компонентов в смеси отсутствуют.

При удалении из смеси отдельных компонентов полностью или частично, молярные доли оставшихся компонентов нефти можно рассчитать следующим образом:

$$N_{iZ} = \frac{N_i - N_{iуд}}{1 - \sum_{j=1}^l N_{jуд}}, \quad (2.4)$$

где N_i - молярная доля i -го компонента в смеси первоначального состава, $N_{iуд}$ - молярная доля части i -го компонента, удаляемого из смеси: полностью $N_{iуд} = N_i$, частично $N_{iуд} < N_i$

Задача 2.1. Определить молярную долю метана в нефтяном газе, образующемся в результате смешивания 80 м³ газа I горизонта и 20 м³ газа II горизонта. Молярный состав газов, %, I горизонт: сероводород 20, двуокись углерода 20, азот 40, метан 10, этан 5, бутан 5; II горизонт: метан 80, этан, пропан, бутан 5, пентан 5. Объемы газов определены в стандартных условиях.

Решение. В соответствии с (2.1) молярная доля метана в общей смеси двух многокомпонентных газов различного состава будет:

$$N_{CH_4} = \frac{0,1 \cdot 80 + 0,8 \cdot 20}{80 + 20}.$$

Задача 2.2. Смесь газов двух горизонтов (см. условия задачи 2.1) очищается от неуглеводородных компонентов. Определить состав смеси после их удаления.

Решение. Состав смеси газов после очистки от неуглеводородных компонентов можно рассчитать по (2.4), предварительно определив состав исходной смеси, подвергающейся очистке, по (2.1). Но так как неуглеводородные компоненты удаляют полностью, то состав смеси после очистки может быть определен сразу по уравнению, получаемому в результате комбинации уравнений (2.1) и (2.4):

$$N_{io} = \frac{N_{i,1}V_1 + N_{i,11}V_{11}}{V_{11} + V_1(1 - \sum_{j=1}^3 N_{i,yd})}$$

В соответствии с полученным уравнением имеем

$$N_{CH_4} = \frac{0,1 \cdot 80 + 0,8 \cdot 20}{20 + 80[1 - (0,2 + 0,2 + 0,4)]} = 0,666.$$

Аналогично

$$N_{C_2H_6} = 0,139, N_{C_3H_8} = 0,028, N_{C_4H_{10}} = 0,139, N_{C_4H_{12}} = 0,028.$$

Задача 2.3. Пластовые нефти трех горизонтов - башкирского, визейского и пашийского по единому сборному коллектору попадают на установку подготовки нефти. Определить состав получающегося нефтяного газа, если в сборный коллектор поступает ($m^3/сут$): 101 нефти башкирского, 145 - визейского, 204 - пашийского горизонтов, соответственно. Газосодержание пластовых нефтей этих горизонтов соответственно составляет, m^3/m^g ; 33,0 - башкирского, 39,2 - визейского и 37,6 - пашийского. Объем газа приведен к стандартным условиям (таблица 2.1).

Решение. Состав нефтяного газа можно рассчитать по уравнению (2.3), которое для конкретных условий задачи принимает вид:

$$v_{iZ} = \frac{\sum_{j=1}^3 u_{ij} Q_{Hj}}{\sum_{j=1}^3 Q_{Hj}},$$

так как:

$$N_{ij} = v_{ij},$$

где v_{ij} - объемная доля i -го компонента в попутном газе нефти j -го горизонта.

Находим объемную концентрацию метана в попутном газе смеси нефтей:

$$v_{CH4Z} = \frac{24,6 \cdot 101 \cdot 33 + 41,8 \cdot 145 \cdot 39,2 + 34,5 \cdot 204 \cdot 37,6}{101 \cdot 33 + 145 \cdot 39,2 + 204 \cdot 37,6} = 35 \%$$

Результаты аналогичных расчетов для других компонентов попутного нефтяного газа смеси нефтей трех горизонтов представлены в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Состав нефтей

Нефть горизонтов	Объемное содержание компонентов, %						
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₆ H ₁₂ +высшие	CO ₂	N ₂
Башкирского	24,6	20,6	19,5	10,3	5,1	1,0	18,9
Визейского	41,8	14,9	15,5	7,8	3,8	0,3	15,9
Пашийского	34,5	14,1	18,2	8,2	2,8	0,2	22,0
Всех горизонтов (расчет)	35,0	15,7	17,5	8,5	3,6	0,4	19,3

Вопросы к практическому занятию:

1. По какой формуле выполняется расчет для смесей газов в нормальных (стандартных) условиях?
2. По какой формуле выполняется расчет для смесей нефтей в нормальных (стандартных) условиях?
3. По какой формуле выполняется расчет молярных долей оставшихся компонентов нефти при удалении из смеси отдельных компонентов?

Практическое занятие 3

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГАЗОСОДЕРЖАНИЯ НЕФТИ И ЕЕ ОБЪЕМНОГО КОЭФФИЦИЕНТА

Цель: изучить процесс насыщения нефти газом.

В результате выполнения работы **формируется компетенция** ПК-9 – готовность участвовать в испытании нового оборудования, опытных образцов, отработке новых технологических режимов при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность темы состоит в получении исходной информации для расчета газосодержания нефти.

Теоретическая часть

Газосодержание нефти определяют как отношение объема газа, выделяющегося из пластовой нефти в результате ее однократного разгазирования до атмосферного давления при температуре 20 °С, к объему оставшейся сепарированной нефти.

$$\Gamma_0 = \frac{V_{\Gamma}}{V_{\text{н}}} \quad (3.1)$$

где V_{Γ} - объем газа однократного разгазирования пластовой нефти при 20 °С, приведенный к стандартным условиям, м³; $V_{\text{н}}$ - объем сепарированной нефти, остающейся после однократного разгазирования пластовой нефти при 20 °С, м³.

Массовую долю растворенного в нефти газа можно рассчитать по уравнению:

$$q_{\Gamma} = \frac{m_{\Gamma}}{m_{\text{н}} + m_{\Gamma}} = \frac{\Gamma_0 \rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{н}} + \Gamma_0 \rho_{\Gamma}}, \quad (3.2)$$

где m_n , m_g - массы сепарированной нефти и газа, соответственно, представляющие в растворе пластовую нефть, кг; ρ_n - плотность сепарированной нефти в стандартных условиях, кг/м³; ρ_g - плотность газа однократного разгазирования нефти, приведенного к стандартным условиям, кг/м³.

Уравнение (3.2) следует из (1.1) с учетом (1.7) и (3.1), так как для смеси газов:

$$V_g = \sum_{i=1}^r V_i. \quad (3.3)$$

Из (1.2) с учетом (1.3) и правила аддитивности получают:

$$N_g = \frac{\Gamma_0 \rho_g M_{ng}}{\rho_n M_g (1 + \Gamma_0 \frac{\rho_g}{\rho_n})}, \quad (3.4)$$

где M_{ng} , M_g - молярные массы нефти с растворенным в ней газом и растворенного газа соответственно, кг/кмоль; N_g - молярная доля растворенного в нефти газа.

Если неизвестна молярная масса нефти с растворенным в ней газом, то молярную массу растворенного в нефти газа можно рассчитать по уравнению:

$$N_g = \frac{1}{1 + \frac{1}{\Gamma_0} \frac{\rho_n M_g}{\rho_g M_n}}, \quad (3.5)$$

где M_n - молярная масса дегазированной нефти. Из сопоставления (3.4) и (3.5) следует:

$$M_{ng} = M_n = \frac{1 + \Gamma_0 \frac{\rho_g}{\rho_n}}{1 + \Gamma_0 \frac{\rho_n M_g}{\rho_g M_n}}, \quad (3.6)$$

Задача 3.1. Определить массовую и мольную доли растворенного в пластовой нефти газа и молярную массу пластовой нефти, если $\Gamma_0 = 100$ м³/м³, плотность газа $\rho_g = 1,5$ кг/м³, плотность сепарированной нефти $\rho_n = 860$ кг/м³, а молярная масса сепарированной нефти $M_n = 200$ кг/кмоль.

Решение. По (3.2) определяют массовую долю растворенного газа:

$$q_r = \frac{100 \cdot 1,5}{860 + 100 \cdot 1,5} = 0,149.$$

Молярная доля растворенного газа не может быть рассчитана по (3.4) и (3.5) из-за недостатка исходной информации. Однако молярный объем газа в ст. ус. в первом приближении можно принять равным $24 \text{ м}^3/\text{кмоль}$, т. е.

$$\frac{M_r}{\rho_r} = 24 \text{ м}^3/\text{кмоль}, \quad (3.7)$$

Следовательно, из (3.5) получают:

$$N_r = \frac{1}{1 + \frac{24 \rho_n}{M_n}}. \quad (3.8)$$

Тогда:

$$N_r = \frac{1}{1 + \frac{24 \cdot 860}{100 \cdot 200}} = 0,49$$

Для молярной массы пластовой нефти в первом приближении из (3.6):

$$M_{нг} = M_n \frac{1 + \Gamma_0 \frac{\rho_r}{\rho_n}}{1 + \Gamma_0 \frac{M_n}{24 \rho_n}}, \quad (3.9)$$

тогда

$$M_{нг} = 200 \cdot \frac{1 + 100 \frac{1,5}{860 \cdot 24}}{1 + 100 \frac{200}{860 \cdot 24}} = 119 \text{ кг}/\text{кмоль}.$$

Вопросы к практическому занятию:

1. Как определить газосодержание нефти?
2. Чему равен молярный объем газа в стандартных условиях?
3. Единица измерения молярной массы нефти?

Практическое занятие 4

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ПЛАСТОВЫХ ВОД

Цель: изучить методику определения физико-химических свойств пластовых вод.

В результате выполнения задания **формируется компетенция ПК-5** в части способность эксплуатировать и обслуживать технологическое оборудование, используемое при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность темы состоит в определении физико-химических свойств пластовых вод.

Теоретическая часть

Пластовые воды нефтяных месторождений это неотъемлемая составная часть продукции добывающих скважин, которая обуславливает значительную долю осложнений при добыче и подготовке нефти на промыслах.

Состав пластовых вод

Пластовые воды нефтяных месторождений, как правило, представляют собой сложные многокомпонентные системы. Обычно они содержат ионы растворимых солей: анионы OH^- , Cl^- , SO_4^{2-} , CO_3^{2-} , HCO_3^- ; катионы H^+ , K^+ , Na^+ , NH_4^+ , Mg^{2+} , Ca^{2+} , Fe^{2+} и др.; ионы микроэлементов: Br^- , I^- и др.; коллоидные частицы: SiO_2 , Fe_2O_3 , Al_2O_3 ; растворенные газы: CO_2 , H_2S , CH_4 , H_2 , N_2 и др.;

Нафтеновые кислоты и их соли.

Количественные соотношения между этими ионами определяют тип пластовых и сточных вод.

Минерализация воды

Под минерализацией воды понимают общее содержание растворенных в ней солей. По В. И: Вернадскому природные воды в зависимости от массового содержания (%) в них растворенных веществ делят на:

пресные с содержанием солей 0,001-0,1; минерализованные, содержание солей 0,1-5; рассолы с содержанием солей 5-35.

Жесткость воды

Жесткостью воды (водного раствора) называется суммарное количество содержащихся в воде катионов кальция Ca^{2+} и магния Mg^{2+} , выраженное в молях на килограмм (литр) раствора.

Эквивалентом Э ионов вещества, диссоциированного в воде, называется их молекулярная масса или часть ее, соответствующая единице валентности. Или иначе, эквивалентом Э ионов называется отношение молекулярной массы ионов к валентности его в растворе (реакции).

Таким образом, для определения эквивалента Э нужно молекулярную массу иона, подсчитываемую как сумму атомных масс элементов его составляющих, разделить на валентность иона $n_{\text{и}}$ в данной реакции:

$$\text{Э} = \frac{M_{\text{и}}}{n_{\text{и}}}, \quad (4.1)$$

Таким образом, чтобы выразить содержание ионов вещества в растворе, например, в миллиграмм-эквивалентах на килограмм (мг-экв/кг), нужно количество миллиграммов ионов вещества в килограмме раствора разделить на его эквивалент:

$$q_{\text{Э},i} = \frac{m_i 10^3}{m_{\text{в}} + \sum_{i=1}^k m_i}, \quad (4.2)$$

где $q_{\text{Э},i}$ - концентрация i -х ионов в растворе, мг-экв/кг, q_i - массовая доля i -х ионов в растворе; m_i - масса i -х ионов в растворе, кг; $m_{\text{в}}$ - масса воды в растворе, кг; k - число разновидностей ионов растворенных веществ в воде

(натрий, кальций, магний и т. д.); Ξ_i - эквивалент i -х ионов в данном растворе; $q_i \cdot 10^3$ - содержание i -х ионов в растворе, мг/кг.

Эквиваленты компонентов попутных вод нефтяных месторождений приведены ниже.

Ион.....	Na ⁺	Mg ⁺	Ca ⁺	K ⁺	NH ₄ ⁺	H ⁺	Fe ³⁺	Fe ²⁺
Эквивалент	23,00	12,15	20,04	39,10	18,04	1,01	18,62	27,19
Ион.....	Cl ⁻	SO ₄ ²⁻	HCO ₃ ⁻	Br ⁻	I ⁻	HS ⁻	CO ₃ ²⁻	Нафтен-ионы
Эквивалент	35,45	46,03	61,02	79,91	126,90	33,07	30,01	150-200

В зависимости от соотношения между общей жидкостью воды J_0 и содержанием в ней ионов HCO₃⁻ нефтепромысловые сточные воды можно разделить на две группы:

$J_0 \geq q_{\text{HCO}_3^-}$ - жесткие;

$J_0 \leq q_{\text{HCO}_3^-}$ - щелочные воды.

Для вод первой группы различают жесткость общую J_0 , карбонатную J_k и некарбонатную $J_{\text{нк}}$, кальциевую J_{Ca} и магниевую J_{Mg} .

Для вод второй группы понятие карбонатной и некарбонатной жесткости теряет смысл, поэтому они характеризуются только общей, кальциевой и магниевой жесткостью.

Между различными жесткостями воды существует связь:

$$\Xi_0 = \Xi_k + \Xi_{\text{нк}} = \Xi_{\text{Ca}} + \Xi_{\text{Mg}} . \quad (4.3)$$

Задача 4.1 Определить тип пластовой воды, ее карбонатную и некарбонатную, кальциевую и магниевую жесткость и процент-эквивалентный состав, если известно, что в одном литре пластовой воды содержатся ионы Cl - 38065,8 мг; SO₄²⁻ = 83,9 мг; HCO₃⁻ 482,0 мг; Ca²⁺ - 1667,7 мг; Mg²⁺ - 249,7 мг и Na—?.

Решение. Расчетное содержание ионов натрия для решения задачи можно определить следующим образом.

Известно, что пластовые воды электронейтральны. Поэтому число молей положительно заряженных ионов (катионов) должно быть равно числу молей отрицательно заряженных ионов (анионов), следовательно, исходный состав пластовой воды необходимо перевести в миллиграмм-эквивалентный состав в соответствии с (4.2).

Так как плотность пластовой воды неизвестна, будем выражать концентрацию ионов вещества в растворе в миллиграмм-эквивалентах на литр раствора из отношения:

$$q_{v,i} = \frac{m_{v,i} Z_i}{\Xi_i}, \quad (4.4)$$

где $q_{v,i}$ - содержание i -х ионов вещества, мг-экв/л; $m_{v,i}$ - концентрация i -х ионов вещества, мг/л; Ξ_i - эквивалент i -х ионов вещества.

Тогда концентрация ионов хлора (Cl) в растворе (пластовой воде) будет:

$$q_{v,cl} = \frac{380,065}{35,45} = 1073,79.$$

Результаты аналогичных пересчетов концентраций других ионов представлены в таблице 4.1.

Для определения концентрации ионов натрия в растворе по разности запишем:

$$1073,79 + 1,75 + 7,90 = 83,22 + 20,55 + r_{Na},$$

где r_{Na} - число миллиграмм-эквивалентов ионов натрия в литре раствора.

Откуда

$$r_{Na} = 1083,44 - 103,77 = 979,67.$$

По определению общая жесткость складывается из кальциевой и магниевой, значения которых получены при пересчете концентрации ионов. Следовательно,

$$Ж_0 = Ж_{Ca} + Ж_{Mg} = 83,22 + 20,55 = 103,77.$$

Так как $103,77 > 7,90$, т.е. $Ж_0 > r_{HCO_3^-}$, то пластовая вода жесткая.

Как видно, из таблицы 1.2, карбонатная жесткость равна:

$$Ж_k \equiv r_{HCO_3^-} = 7,9 \text{ мг-экв/л},$$

следовательно, некарбонатная жесткость воды:

$$Ж_{нк} = 103,77 - 7,9 = 95,87.$$

Следует обратить внимание на то, что присутствие ионов натрия не придает воде жесткости.

В таблице 4.1 приведена процент-эквивалентная форма представления солевого состава воды, которая получается следующим образом:

$$A_i = \frac{r_{Ai} \cdot 100}{\sum_{i,j} (r_{Ai} + r_{Kj})}; K_j = \frac{r_{Kj} \cdot 100}{\sum (r_{Ai} + r_{Kj})}, \quad (4.5)$$

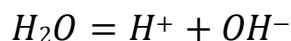
где A_i , K_j - процент-эквивалентная доля i -го аниона и j -го катиона соответственно, %; r_{Ai} - число миллиграмм-эквивалентов i -го аниона в литре раствора, мг-экв/л; r_{Kj} - число миллиграмм-эквивалентов j -го катиона в литре раствора, мг-экв/л; $\sum_{i,j} r_{Ai} + r_{Kj}$ - сумма миллиграмм-эквивалентов всех анионов и катионов в литре раствора, мг-экв/л.

Таблица 4.1. Ионный состав пластовых вод

Ионы	Содержание ионов		
	мг/л	мг-экв/л	%-экв
Cl ⁻	38065,8	1073,79	49,55
SO ₄ ²⁻	83,9	1,75	0,08
HCO ₃ ⁻	482,0	7,90	0,37
Ca ²⁺	1667,7	83,22	3,84
Mg ²⁺	249,7	20,55	0,95
Na ⁺		979,67	45,21
		Σ2166,88	Σ100,00

Показатель содержания водородных ионов pH

Важной характеристикой химического состава пластовой и сточной вод является содержание в ней водородных ионов. Часть молекул воды диссоциирует на ионы:



Состояние равновесия при данной температуре характеризуется константой:

$$K_B = \frac{C_{H^+} + C_{OH^-}}{C_{H_2O}}, \quad (4.6)$$

где C_{H^+} , C_{OH^-} - концентрация ионов H^+ , OH^- в воде соответственно, моль/л;
 C_{H_2O} - концентрация H_2O , моль/л.

Концентрация воды постоянна и равна 55,56 моль/л. Поэтому из (4.6) следует:

$$K_B = 55,56K = C_H + C_{OH^-}, \quad (4.7)$$

где K_B - ионное произведение воды (таблицы 4.2), значения которого при различных температурах представлены в [1].

Таблица 4.2 Ионное произведение воды [1]

t, °C	$K_B, 10_{14}$	t, °C	$K_B, 10_{14}$	t, °C	$K_B, 10_{14}$	t, °C	$K_B, 10_{14}$
0	0,112	25	1,01	60	9,61	150	234
5	0,186	30	1,47	70	21,0	165	315
10	0,293	35	2,09	80	35,0	200	485
15	0,452	40	2,92	90	53,0	250	550
18	0,570	45	4,02	100	59,0	306	304
20	0,680	50	5,47	122	120		

При нейтральной реакции концентрации ионов водорода H^+ и гидроксильной группы OH^- равны, следовательно:

$$C_{H^+} + C_{OH^-} = (C_{H^+})^2. \quad (4.7)$$

Так как при температуре 22 °С ионное произведение воды равно 10^{-14} , то:

$$C_{H^+} = 10^{-7} \text{ моль/л.} \quad (4.8)$$

Отрицательное значение логарифма концентрации водородных ионов обозначается рН, т. е.

$$-\lg C_{H^+} = \text{pH}. \quad (4.9)$$

Следовательно, реакции водных растворов при 22 °С с помощью этого показателя будут характеризоваться следующим образом: рН=7- нейтральная, рН>7 - щелочная, рН<7 - кислая.

Задача 4.2. Температура воды после ступени предварительного сброса 33 °С, рН = 7. Определить реакцию сточной воды.

Решение. При нейтральной реакции в соответствии с (4.8) концентрации ионов водорода и гидроксильной группы равны, поэтому показатель рН нейтральной реакции воды при 33 °С будет следующим:

$$K_B = \left[\frac{2,09 - 1,47}{5} \cdot 3 + 1,47 \right] \cdot 10^{-14} = 1,842 \cdot 10^{-14}.$$

По (4.7) вычисляют концентрацию ионов водорода:

$$C_{H^+} = \sqrt{1,842 \cdot 10^{-14}} = 1,357 \cdot 10^{-7}.$$

В соответствии с определением (4.9) рассчитывают показатель рН нейтральной реакции воды

$$\text{pH} = -\lg C_{H^+} = 6,87.$$

Следовательно, рН воды после ступени предварительного сброса подчиняется неравенству $7 > 6,87$, поэтому вода щелочная.

Физические свойства пластовых и сточных вод

Из физических свойств пластовой и сточной вод наибольшее значение в процессах сбора и подготовки имеют плотность и вязкость ее.

Плотность воды. Плотность пластовой (минерализованной) воды в зависимости от содержания может быть в первом приближении рассчитана по формуле:

$$\rho_{\text{вп}} = \rho_{\text{в}} + 0,7647S, \quad (4.10)$$

где $\rho_{\text{в}}$ - плотность дистиллированной воды при 20°C, кг/м³;
 S - концентрация соли в воде (растворе), кг/м³.

В диапазоне температур от 0 до 45 °C плотность водных растворов солей нефтяных месторождений изменяется мало, поэтому в первом приближении влияние температуры может быть учтено следующим образом:

$$\rho_{\text{вп}}(t) = \rho_{\text{вп}} - 0,0714(t - 20), \quad (4.11)$$

где $\rho_{\text{вп}}(t)$, $\rho_{\text{вп}}$ - плотность минерализованной воды при температуре t и 20° C соответственно, кг/м³;

Вязкость воды. Важное значение имеет возможность учета изменения вязкости попутной воды при изменении ее температуры, содержания и, как следствие, плотности.

Как показывает обработка экспериментальных данных, в первом приближении вязкость минерализованной воды может быть рассчитана следующим образом:

при $\Delta\rho \leq \Delta\rho^*$

$$\mu_{\text{вп}} = \mu_{\text{в}}(t) \cdot 10^{0,8831\Delta\rho \cdot 10^{-3}}, \quad (4.12)$$

где $\mu_{\text{вп}}$ - вязкость пластовой воды при температуре t , мПа·с; $\mu_{\text{в}}(t)$ - вязкость дистиллированной воды при температуре t , мПа·с; значение ее может быть определено по справочнику [2] или по формуле:

$$\mu_{\text{в}}(t) = 1353(t + 50)^{1,6928}, \quad (4.13)$$

$\Delta\rho$ – разность между плотностью, минерализованной и дистиллированной вод при 20 °C, кг/м³;

$$\Delta\rho = \rho_{\text{вп}} - 998,3, \quad (4.14)$$

$\rho_{\text{вп}}$ – плотность минерализованной и дистиллированной вод при 20 °С, кг/м³; ρ^* - параметр, определяемый по формуле:

$$\Delta\rho^* = 0,793(146,8 - t), \quad (4.15)$$

при $\Delta\rho > \Delta\rho^*$

$$\mu_{\text{вп}} = \mu_{\text{в}}(t) \cdot 10^{10-3A(\rho)}, \quad (4.16)$$

где $A(\rho)$ - функция, зависящая от температуры и плотности;

при $0 < t < 20$ °С

$$A(\rho) = 2,096(\Delta\rho - 0,5787\Delta\rho^*), \quad (4.17)$$

при $20 < t < 30$ °С

$$A(\rho) = 2,096(\Delta\rho - 0,5787\Delta\rho^*) - 0,032(t - 20)(\Delta\rho - \Delta\rho^*), \quad (4.18)$$

при $t > 30$ °С

$$A(\rho) = 1,776(\Delta\rho - 0,503\Delta\rho^*), \quad (4.19)$$

Задача 4.3. Температура попутной воды в технологическом процессе последовательно принимает значения 0, 15, 25, 33 и 45 °С, а солесодержание ее равно 200 г/л. Определить изменение плотности и вязкости.

Решение. В соответствии с (4.10) рассчитывают плотность минерализованной воды при 20 °С

$$\rho_{\text{вп}} = 998,3 + 0,7647 \cdot 200 = 1151 \text{ кг/м}^3$$

и при 0 °С

$$\rho_{\text{вп}} = 1151 - 0,7647(0 - 200) = 1152 \text{ кг/м}^3$$

Плотности воды при других температурах представлены в таблице 4.3.

Для определения вязкости воды рассчитывают вспомогательный параметр $\Delta\rho^*$ по (4.15) последовательно при всех температурах (см. таблицу 4.3). При $t=0$ $\Delta\rho^*=0,793(146,8-0)=116,4$ кг/м³.

В соответствии с (4.14) $\Delta\rho=1151-998,3=152,7$ кг/м³. Так как $152,7 > 116,4$, то вязкость находят по (4.16), предварительно определив функцию $A(\rho)$ по (4.17),

Таблица 4.3 - Результаты решения задачи 4.3

Температура, °С	$\rho_{\text{вп}}, \text{ кг/м}^3$	$\Delta\rho^*, \text{ кг/м}^3$	$\mu_{\text{в}}(t),$ мПа·с	$A(\rho)$	$\mu_{\text{вп}}(t),$ мПа·с
0	1152	116,4	1,80	178,87	2,72
15	1151	104,5	1,15	193,31	1,79
25	1150	96,6	0,91	193,91	1,42
33	1150	90,2	0,76	190,62	1,18
45	1149	80,7	0,61	199,10	0,96

$$A(\rho) = 2,096(152,7 - 0,5787 \cdot 116,4) = 178,87.$$

Вязкость дистиллированной воды при 0 °С

$$\mu_{\text{в}}(0) = 1353 \cdot (0+50)^{-1,6928} = 1,8 \text{ мПа} \cdot \text{с},$$

тогда вязкость минерализованной воды

$$\mu_{\text{вп}}(0) = 1,8 \cdot 10^{178,87 \cdot 10^{-3}} = 2,72 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

Результаты аналогичных расчетов вязкости воды при других температурах представлены в таблице 4.3. Из результатов решения задачи видно, что вязкость уменьшилась почти в 3 раза, а плотность - на 3 кг/м³ при изменении температуры от 0 до 45 °С.

Вопросы к практическому занятию:

1. Какие осложнения вызывают пластовые воды нефтяных месторождений при добыче и подготовке промыслов?
2. Какие ионы растворимых солей содержат пластовые воды?
3. По какой формуле рассчитывается плотность пластовой (минерализованной) воды в зависимости от солесодержания?

Практическое занятие 5

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОРРЕЛЯЦИОННЫХ СВЯЗЕЙ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ НЕФТИ

Цель: приобрести умение определять корреляционные связи физико-химических свойств нефти.

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ОПК-7 - способность осуществлять и корректировать технологические процессы при строительстве, ремонте и эксплуатации скважин различного назначения и профиля ствола на суше и на море, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность темы. Корректировка технологического процесса на производстве невозможна без определения корреляционных связей физико-химических свойств нефти.

Теоретическая часть

Влияние температуры на плотность сепарированной нефти

Плотность сепарированной нефти в зависимости от температуры можно рассчитать исходя из определения коэффициента термического расширения нефти

$$\rho_n(t) = \rho_n \frac{1}{1 + \alpha_n(t - 20)} \quad (5.1)$$

где ρ_n , $\rho_n(t)$ — плотность сепарированной нефти при 20 °С и при температуре t соответственно, кг/м³; α_n — коэффициент термического расширения нефти, зависимостью которого от температуры в диапазоне от 10 до 120 °С можно пренебречь и рассчитывать его по формулам

$$\alpha_n = 10^{-3} \times$$

$$\times \begin{cases} 2.638(1.169 - \rho_n * 10^{-3}), \text{ если } 780 \leq \rho_n \leq 860 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} & (5.2) \\ 1.975(1.272 - \rho_n * 10^{-3}), \text{ если } 860 \leq \rho_n \leq 960 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} & (5.3) \end{cases}$$

Задача 5.1. Найти плотность сепарированной нефти Сретенского месторождения тульского горизонта при температуре 68 °С, если плотность ее при 20 °С равна 849 кг/м³, и нефти кыновского горизонта того же месторождения при 73 °С, если плотность ее при 20 °С равна 893 кг/м³.

Решение. Для нефти тульского горизонта определяют коэффициент термического расширения нефти

$$\alpha_n = 2,638(1,169 - 849 \cdot 10^{-3}) \cdot 10^{-3} = 0,8442 \cdot 10^{-3} \text{ 1/}^\circ\text{C},$$

Находят ее плотность при температуре 68°С

$$\rho_n(68) = \frac{849}{1 + 0,8442 \cdot 10^{-3} (68 - 20)} = 816 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Аналогично для нефти кыновского горизонта

$$\rho_n(73) = \frac{893}{1 + 0,7485 \cdot 10^{-3} (73 - 20)} = 859 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Влияние содержания газа на изменение объема нефти при постоянных температуре и давлении

Для растворения в нефти газа необходимо повысить давление и привести систему в равновесие. Увеличение давления уменьшает объем нефти, растворение же в ней газа увеличивает его. Эти два процесса противоположного изменения объема нефти можно учесть отдельно введением двух различных коэффициентов: сжимаемости нефти и «набухания» ее.

Таким образом, объем нефти при растворении в ней газа при постоянных температуре и давлении газонасыщенностью Γ_0 можно рассчитать по формуле

$$V_{\text{нг}} = V_{\text{н}}^*(1 + \lambda_{\text{нг}}\Gamma_0), \quad (5.4)$$

где $V_{\text{н}}^*$ — объем сепарированной нефти при постоянных давлении и температуре в системе, м³; Γ_0 — отношение объема газа, растворяемого в нефти, к объему этой нефти, приведенные к стандартным условиям; $\lambda_{\text{нг}}$ — коэффициент изменения объема нефти из-за изменения ее насыщенности газом

$$\lambda_{\text{нг}} = 10^{-3}[4,3 + 0,858\rho_{\text{г}} + 5,2(1 - 1,5\Gamma_0 * 10^{-3})\Gamma_0 \times 10^{-3} - 3,54\rho_{\text{н}} * 10^{-3}] \quad (5.5)$$

где $\rho_{\text{н}}$, $\rho_{\text{г}}$ — плотности нефти и газа, растворяемого в нефти, при 20 °С и 0,1 МПа, кг/м³.

Легко показать [3], что коэффициент $\lambda_{\text{нг}}$ равен отношению

$$\lambda_{\text{нг}} = \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{гк}}}, \quad (5.6)$$

где $\rho_{\text{гк}}$ — кажущаяся плотность газа, растворенного в нефти, кг/м³.

При этом нефть с растворенным в ней газом при постоянных давлении и температуре рассматривают как раствор, подчиняющийся правилу аддитивности

$$V_{\text{нг}} = \frac{m_{\text{н}}}{\rho_{\text{н}}^*} + \frac{m_{\text{г}}}{\rho_{\text{гк}}}, \quad (5.7)$$

где $m_{\text{н}}$, $m_{\text{г}}$ — массы сепарированной нефти и газа, который должен быть растворен в ней, соответственно, кг; $\rho_{\text{н}}$ — плотность сепарированной нефти при давлении и температуре в системе, кг/м³.

Задача 5.2. При приготовлении рекомбинированной пробы пластовой нефти Радаевского месторождения сепарированная нефть плотностью 883 кг/м³ при 20 °С и атмосферном давлении сжимают до пластового давления 12,7 МПа и нагревают до пластовой температуры 26 °С. Затем эту нефть насыщают попутным газом плотностью 1,4 кг/м³ при 20 °С и 0,1 МПа до

газонасыщенности $24,1 \text{ м}^3/\text{м}^3$ (объемы газа, растворяемого в нефти, и нефти приведены к 20°C и атмосферному давлению). Определить, насколько увеличится объем $0,5 \text{ кг}$ нефти из-за растворения в ней газа и кажущуюся плотность растворенного газа.

Решение. Вначале необходимо определить объем сепарированной нефти массой $0,5 \text{ кг}$ при пластовых давлении и температуре.

Уменьшение объема сепарированной нефти из-за сжатия ее до давления $12,7 \text{ МПа}$ можно определить по формуле

$$\Delta V_p = - \frac{m_n}{\rho_n} \beta_n p_{пл} = - \frac{0,5}{883} * 6,5 * 10^{-4} * 12,7 = -4,674 * 10^{-6} \text{ м}^3,$$

где ρ_n — плотность сепарированной нефти при 20°C и $0,1 \text{ МПа}$, $\text{кг}/\text{м}^3$; $p_{пл}$ — коэффициент сжимаемости сепарированной нефти, принят равным $\beta_n = 6,5 * 10^{-4} \text{ МПа}^{-1}$; $p_{пл}$ — пластовое давление, МПа .

Увеличение объема нефти из-за нагревания ее до пластовой температуры составит

$$\Delta V_t = \frac{m_n}{\rho_n} \alpha_n (t_{пл} - 20) = \frac{0,5}{883} 0,7683 * 10^{-3} (26 - 20) = 2,61 * 10^{-6} \text{ м}^3,$$

где

$$\alpha_n = 1,975(1,272 - 883 * 10^{-3})10^{-3} = 0,7683 * 10^{-3} + 2,61 * 10^{-6} \\ = 564,19 * 10^{-6} \text{ м}^3$$

Таким образом, объем сепарированной нефти массой $0,5 \text{ кг}$ при пластовых давлении и температуре составит

$$V_n^* = V_n + \Delta V_p + \Delta V_t = \frac{0,5}{883} - 4,679 * 10^{-6} + 2,61 * 10^{-6} = 564,19 * 10^{-6} \text{ м}^3.$$

Коэффициент изменения объема нефти из-за изменения ее насыщенности газом рассчитывают по:

$$\lambda_{\text{нг}} = 10^{-3}[4.3 + 0.858 * 1.4 + 5.2(1 - 1.5 * 24.1 * 10^{-3}) \times 24.1 * 10^{-3} - 3.54 * 883 * 10^{-3}] = 2.496 * 10^{-3}.$$

Увеличение объема нефти из-за растворения в ней газа составит

$$\Delta V = V_{\text{нг}} - V_{\text{н}}^* = V_{\text{н}}^* \lambda_{\text{нг}} \Gamma_0 = 564,19 * 10^{-6} * 2.496 * 10^{-3} * 24.1 = 33.94 * 10^{-6} \text{м}^3.$$

Кажущуюся плотность растворенного газа определяют из:

$$\rho_{\text{гк}} = \frac{\rho_{\text{г}}}{\lambda_{\text{нг}}} = \frac{1.4}{2.496 * 10^{-3}} = 560.9 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Объемный коэффициент нефти

Объемный коэффициент нефти можно рассчитать по формуле:

$$b = 1 + \alpha_{\text{нг}} \Gamma_0 + \alpha_{\text{н}}(t - 20) - 6.5 * 10^{-4} \rho, \quad (5.8)$$

где ρ — Давление в системе, МПа; t — температура, °С.

Для нефтей в пластовых условиях объемный коэффициент в первом приближении можно определить по формуле

$$b = 1 + 3 * 10^{-3} \Gamma_0 \quad (5.9)$$

Объемный коэффициент по (1.55) составит

$$b = 1 + 3 * 10^{-3} * 24.1 = 1.072$$

Экспериментальное значение объемного коэффициента нефти [4] составляет 1.07.

Плотность нефти с растворенным в ней газом

Плотность нефти с растворенным в ней газом можно рассчитать по уравнению

$$\rho_{\text{нг}} = \frac{1}{b} (\rho_{\text{н}} + \rho_{\text{г}} \Gamma_0). \quad (5.10)$$

Задача 5.3 Для условий задач 5.2 и 5.3 рассчитать плотность нефти в пластовых условиях.

Решение.

$$\rho_{\text{нг}} = 883 + 1,4 - 24,1/1,057 = 867 \text{ кг/м}^3,$$

если объемный коэффициент равен 1,057, и

$$\rho_{\text{нг}} = 883 + 1,4 \cdot 24,1/1,072 = 855 \text{ кг/м}^3,$$

если объемный коэффициент— 1,072.

Справочное значение плотности пластовой нефти Радаевского месторождения составляет 875 кг/м³, что отличается всего на 8 кг/м³ от расчетного значения 867 кг/м³ при объемном коэффициенте 1,057.

Влияние температуры на давление насыщения нефти газом

Влияние температуры на давление насыщения нефти газом может быть оценено по эмпирической формуле

$$\rho_{st} = \rho_{st_0} + \frac{t - t_0}{9.157 - f_{\text{ш}}}, \quad (5.11)$$

где ρ_{st}, ρ_{st_0} - давления насыщения при температурах t и t_0 соответственно, МПа;

$$f_{\text{ш}} = \frac{0,7532\rho_{\text{н}}}{\Gamma_0(N_{\text{CH}_4} - 0,8N_{\text{A}})}, \quad (5.12)$$

где N_{CH_4} , N_{A} — молярные доли метана и азота соответственно в газе однократного разгазирования нефти при 20 °С до атмосферного давления.

Задача 5.5. Давление насыщения нефти Квасниковского месторождения при пластовой температуре 78 °С составляет 19,9 МПа. Газонасыщенность пластовой нефти 188 м³/м³, объемное содержание азота 12,9%, метана — 68,9% в газе, растворенном в нефти. Плотность сепарированной нефти 799 кг/м³. Определить давление насыщения нефти в результате ее охлаждения при подъеме по стволу скважины от забоя до устья, если температура нефти на устье составляет 28 °С.

Решение. По представленной выше формуле может быть рассчитано давление насыщения нефти при устьевой температуре. При этом

$$f_{ш} = 0.7535 * \frac{799}{188 * (0.689 - 0.8 * 0.129)} = 5.464.$$

Давление насыщения нефти при температуре 28 °С будет

$$p_{s28} = 19.9 + \frac{28 - 78}{9.157 - 5.464} = 6.4 \text{ МПа.}$$

Молярная масса нефти

Молярная масса сепарированной нефти (кг/кмоль) в результате ее однократного разгазирования при 20 °С до атмосферного давления может быть рассчитана по формуле

$$M_n = 0,2\rho_n\mu_n^{0.11} \quad (5.13)$$

где μ_n — вязкость сепарированной нефти при стандартных условиях, мПа*с.

В определенном диапазоне плотности сепарированной нефти удовлетворительные результаты дает известная формула Кrego

$$M_n = 44,29 \frac{\bar{\rho}_n}{1,03 - \bar{\rho}_n} \quad (5.14)$$

где ρ_n — отношение плотности сепарированной нефти при 15,5 °С к плотности воды при той же температуре.

Молярную массу пластовой нефти можно рассчитать по формулам:

$$M_{нг} = 0,157\rho_{нг}\mu_{нг}^{0.267}, \text{ если } \mu_{нг} < 1,5 \text{ мПа} * \text{с} \quad (5.15)$$

$$M_{нг} = 0,172\rho_{нг}\mu_{нг}^{0.136} \text{ если } \mu_{нг} \geq 1,5 \text{ мПа} * \text{с} \quad (5.16)$$

или по двухпараметрической формуле

$$M_{нг} = 5,495 * 10^{1.824\rho_{нг}10^{-3}} \quad (5.17)$$

При отсутствии данных по молярной массе сепарированной нефти и ее вязкости, а также плотности газонасыщенной нефти молярную массу пластовой нефти можно определить по формуле

$$M_n = 44,3 \frac{\rho_n + \rho_{г0}}{1030 - \rho_n + 1,845\Gamma_0}. \quad (5.18)$$

Задача 5.6. Найти молярную массу сепарированной нефти Азевского месторождения, если ее плотность 893 кг/м³, вязкость 41,2 мПа·с при 20°C и атмосферном давлении. Р е ш е н и е . По (5.18)

$$M_n = 0,2 * 893 * 41,2^{0,11} = 269 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Молярную массу сепарированной нефти определяют по формуле Кrego, для этого находят относительную плотность нефти при температуре 15,5 °С.

Как рассчитано в задаче 5.1, коэффициент термического расширения нефти плотностью 893 кг/м³ равен 0,7485·10⁻³ 1/°С, тогда плотность нефти при 15,5 °С будет

$$\rho_n(15,5) = \frac{893}{1 + 0,7485 * 10^{-3}(15,5 - 20)} = 896 \text{ кг/кмоль}$$

Так как относительная плотность по воде в 1000 раз меньше, то по формуле Кrego

$$M_n = 44,29 \frac{0,896}{1,03 - 0,896} = 296 \text{ кг/кмоль}.$$

По формуле Кrego получено завышенное значение.

Зависимость вязкости сепарированной нефти от температуры

Удовлетворительная связь между вязкостью сепарированной нефти и температурой описывается известным уравнением Вальтерра

$$\lg \lg(P_n + 0,8) = a_1 - a_2 \lg(1 + t/273), \quad (5.19)$$

где P_n — относительная кинематическая вязкость сепарированной нефти при температуре t , численно совпадающей с кинематической

вязкостью нефти, выраженной в квадратных миллиметрах на секунду; a_1 a_2 — эмпирические коэффициенты, зависящие от состава нефти.

Для применения (5.19) необходимо знание экспериментальных значений вязкости нефти при двух температурах, подставляя которые в (5.19), можно определить коэффициенты a_1 a_2 .

Используя два экспериментальных значения вязкости нефти при температуре 20 и 50 °С, температурную зависимость динамической вязкости нефти можно описать

$$\lg \mu_t = (\lg \mu_{20})(\lg \mu_{50} / \lg \mu_{20})^{\frac{t-20}{30}} \quad (5.20)$$

где μ_{20} , μ_{50} , μ_t — относительные динамические вязкости нефти при атмосферном давлении и температурах 20, 50 и t °С соответственно, численно равные соответствующим значениям динамической вязкости сепарированной нефти, выраженной в миллипаскалях в секунду.

Если известно только одно экспериментальное значение вязкости нефти при какой-либо температуре t_0 то значение ее при другой температуре можно определить по формуле

$$\mu_t = \frac{1}{C} (C \mu_{t_0})^x, \quad (5.21)$$

где

$$x = \frac{1}{1 + a(t - t_0) \lg(C \mu_{t_0})}; \quad (5.22)$$

μ_t , μ_{t_0} — динамическая вязкость нефти при температуре t и t_0 соответственно, мПа · с; a , C — эмпирические коэффициенты.

Если $\mu \geq 1000$ мПа·с, то

$$C = 10 \text{ 1/мПа} \cdot \text{с}; a = 2,52 \cdot 10^{-3} \text{ 1/}^\circ\text{C}$$

если $10 \leq \mu \leq 1000$ мПа*с, то

$$C=100 \text{ 1/мПа*с}; a=1,44 \cdot 10^{-3} \text{ 1/}^{\circ}\text{C}$$

если $\mu < 10$ мПа*с, то

$$C=1000 \text{ 1/мПа*с}; a=0,76 \cdot 10^{-3} \text{ 1/}^{\circ}\text{C}$$

При отсутствии экспериментальных данных для ориентировочных оценок "вязкости нефти при 20 °С и атмосферном давлении можно воспользоваться следующими формулами:

если $845 < \rho_n < 924$ кг/м³

$$\mu_n = \left[\frac{0.658 \rho_n^2}{10^3 * 833 - \rho_n^2} \right]^2 ; \quad (5.23)$$

если $780 < \rho_n < 845$ кг/м³

$$\mu_n = \left[\frac{0.456 \rho_n^2}{10^3 * 833 - \rho_n^2} \right]^2 \quad (5.24)$$

где μ_n ρ_n — вязкость и плотность сепарированной нефти при 20 °С и атмосферном давлении, мПа-с и кг/м³ соответственно.

Задача 5.7. Определить вязкость сепарированной нефти Шагиртского месторождения при 73 °С, если известна только ее плотность при 20 °С в поверхностных условиях, равная 919 кг/м³.

Решение. Оценивают вязкость нефти при 20°С и атмосферном давлении

$$\mu_n = 0,658 * \frac{919^2}{10^3 * 836 - 919^2} = 180 \text{ мПа * с}$$

Затем рассчитывают вязкость нефти при 73 °С.

Так как $10 < \mu_n < 1000$ МПа*с, то

$$C=100 \frac{1}{\text{МПа} \cdot \text{с}}; a=1,44 \cdot 10^{-3} 1/^{\circ}\text{C},$$

$$x = \frac{1}{1 * 1.44 * 10^{-3}(73 - 20)\lg(100 * 180)} = 0.7549.$$

Таким образом, вязкость нефти при 73 °С будет

$$\mu_n = (100 * 180)^{0.7549} / 100 = 93 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Вязкость газонасыщенной нефти

По формуле Чью и Коннели можно рассчитать вязкость газонасыщенной нефти при давлении насыщения

$$\mu_s = A \mu_t^B \quad (5.25)$$

где μ_s — вязкость нефти, насыщенной газом, при температуре t и давлении насыщения, мПа·с μ_t — вязкость сепарированной нефти при температуре t , мПа·с; А, В — эмпирические коэффициенты, определяемые по формулам

$$A = \exp [(12,4 \cdot 10^{-3} G_o - 8,576) \cdot 10^{-3} G_o], \quad (5.26)$$

$$B = \exp [(8,02 \cdot 10^{-3} G_o - 4,631) \cdot 10^{-3} G_o] \quad (5.27)$$

Задача 5.8. Рассчитать динамическую вязкость нефти Урицкого месторождения, если давление насыщения уменьшилось от 14,2 до 2 МПа (при температуре 42 °С) с соответствующим уменьшением газонасыщенности от 68,2 До 10 м³/м³ и последующим затем охлаждением нефти на 18 °С.

Известно, что вязкость сепарированной нефти Урицкого месторождения при 20 и 50 °С соответственно составляет 23,6 и 8,3 мПа·с.

Решение. Если известно два значения вязкости сепарированной нефти, то можно рассчитать вязкость сепарированной нефти при 42 и 24 °С (на 18°С ниже) по:

$$\lg \mu_{42} = (\lg 23.6) (\lg 8.3 / \lg 23.6)^{\frac{(42-20)}{30}} = 1.0229.$$

Откуда $\mu_{42} = 10.5 \text{ мПа} \cdot \text{с}$

$$\lg \mu_{24} = (\lg 23.6) (\lg 8.3 / \lg 23.6)^{\frac{(24-20)}{30}} = 1.3014.$$

Откуда $\mu_{24} = 24 \text{ мПа} \cdot \text{с}$

Затем находят коэффициенты А и В: при газонасыщенности $68,2 \text{ м}^3/\text{м}^3$

$$A = \exp [(12,46 \cdot 68,2 \cdot 10^{-3} - 8,576) 68,2 \cdot 10^{-3}] = 0,59;$$

$$B = \exp [(8,02 \cdot 68,2 \cdot 10^{-3} - 4,631) 68,2 \cdot 10^{-3}] = 0,757,$$

при газонасыщенности $10 \text{ м}^3/\text{м}^3$

$$A = \exp [(12,46 \cdot 10 \cdot 10^{-3} - 8,576) 10 \cdot 10^{-3}] = 0,919;$$

$$B = \exp [(8,02 \cdot 10 \cdot 10^{-3} - 4,631) 10 \cdot 10^{-3}] = 0,956.$$

Далее рассчитывают вязкость газонасыщенной нефти при температуре 42°C и давлении насыщения

$$\mu_{\text{нг}} = 0,59 \cdot 10,5^{0,757} = 3,5 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

и при остаточной газонасыщенности $10 \text{ м}^3/\text{м}^3$

$$\mu_s = 0,919 \cdot 10,5^{0,956} = 8,7 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Справочное значение вязкости нефти при температуре 42°C , газонасыщенности $68,2 \text{ м}^3/\text{м}^3$ и давлении $14,5 \text{ МПа}$ составляет $3,5 \text{ мПа} \cdot \text{с}$, что совпадает с расчетным ее значением при давлении $14,2 \text{ МПа}$. Влиянием незначительного различия давления на вязкость нефти можно пренебречь.

Охлаждение газонасыщенной нефти вызывает не только увеличение ее вязкости, но и снижение давления насыщения.

Информации для расчета снижения давления насыщения недостаточно, поэтому определяют вязкость частично дегазированной нефти после ее охлаждения до 24°C по той же формуле:

$$\mu_s = 0,919 \cdot 20^{0,956} = 16,1 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Полученная расчетная вязкость $16,1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ несколько завышена из-за неучета сжимаемости нефти при давлении выше давления насыщения.

Теплоемкость нефти

Теплоемкость нефти может быть рассчитана по формуле, которая после упрощений приобретает вид

$$C_p = \frac{107,325}{\sqrt{\rho_n}} (496,8 + t), \quad (5.28)$$

где ρ_n — плотность нефти, кг/м³; t — температура, °С.

Задача 5.9. Рассчитать теплоемкость сепарированных нефтей Сосновского месторождения при 20 °С, если их плотности (кг/м³) равны для горизонта В₁ — 862, для Д₁ — 815. Решение. Далее рассчитывают для горизонта В₁ $c_p = 107,325 (496,8 + 20) \sqrt{862} = 1889 \text{ Дж/(кг·К)}$, горизонта Д₁

$$C_p = 107,325 (496,8 + 20) \sqrt{815} = 1943 \text{ Дж/(кг·К)}.$$

Вопросы к практическому занятию:

1. Молярная масса нефти?
2. Влияние температуры на давление насыщения нефти газом?
3. Вязкость газонасыщенной нефти?
4. Теплоемкость нефти?
5. Зависимость вязкости сепарированной нефти от температуры?

Практическое занятие 6

КОМПОНЕНТНЫЙ СОСТАВ НЕФТИ И ГАЗА

Цель: научиться рассчитывать компонентный состав нефти и газа.

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ОПК-7 в части способности осуществлять и корректировать технологические процессы при строительстве, ремонте и эксплуатации скважин различного назначения и профиля ствола на суше и на море, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность темы

В процессе подготовки продукции нефтяных скважин выполняется расчет пластовой продукции. Для выполнения этого расчета необходимо знать компонентный состав нефти.

Теоретическая часть

При известных составах жидкой фазы (нефти) до и после сепарации состав выделившегося из нефти газа можно рассчитать по уравнению

$$N_{iГ} = N_{iНГ}N_{ОН} - \frac{N_{iН}N_{ОНГ}}{N_{ОН} - N_{ОНГ}}, \quad (6.1)$$

где $N_{iГ}$ — молярная доля i -го компонента в выделившемся из нефти газе; $N_{iНГ}$, $N_{iН}$ — молярные доли i -го компонента в пластовой и сепарированной нефти соответственно; $N_{ОНГ}$, $N_{ОН}$ — молярные доли нелетучего остатка в пластовой и сепарированной нефти соответственно.

Для расчета состава пластовой (газонасыщенной) нефти по известному составу выделившегося газа, молярной массе сепарированной нефти и константам фазового равновесия можно использовать уравнение

$$N_{i\text{нг}} = N_{i\text{г}} * \frac{K_i \frac{M_{\text{н}}}{\Gamma_0}}{1 + \frac{\rho_{\text{н}} 24}{M_{\text{н}} \Gamma_0}}, \quad (6.2)$$

где K_i — константа фазового равновесия i -го компонента при стандартных условиях (приложение II).

Если неизвестна молярная масса сепарированной нефти, то вместо (2.2) можно использовать

$$N_{i\text{вг}} = N_{i\text{г}} \left[1 - \frac{120}{\mu_{\text{н}}^{0.11} \Gamma_0 + 120} \left(1 - \frac{1}{K_i} \right) \right], \quad (6.3)$$

где $\mu_{\text{н}}$ — динамическая вязкость нефти при стандартных условиях, мПа * с.

Молярная доля остатка в этом случае определяем уравнением

$$N_{\text{онг}} = 1 - \sum_{i=1}^r N_{i\text{нг}}, \quad (6.4)$$

молярная масса остатка в нефти

$$M_{\text{он}} = M_{\text{н}} \frac{1 - \frac{1}{M_{\text{н}}} \sum_{i=1}^r \frac{N_{i\text{г}} M_i}{K_i}}{1 - \sum_{i=1}^r \frac{N_{i\text{г}}}{K_i}}, \quad (6.5)$$

где r — число летучих компонентов в нефти.

Задача 6.1. Рассчитать состав выделившегося из нефти газа, если состав нефти до и после разгазирования известен (таблица 6.1).

Решение. Используя (6.1), определяют молярную долю компонентов в выделившемся из нефти газе, например сероводорода в газе:

$$N_{H_2S_{\text{г}}} = \frac{0,16 * 0,8273 - 0 * 0,5951}{0,8273 - 0,5951} = 0,57\%.$$

Результаты аналогичных расчетов содержания других компонентов в газе представлены в таблице 6.1.

Таблица 6.1 – Состав нефти и расчетный состав выделившегося газа

Параметр	Молярное содержание компонентов											
	H ₂ S	CO ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	iC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C+ высшие
Состав нефти до разгазирования	0,16	0,14	3,66	5,59	7,02	7,61	1,03	5,16	1,96	4,36	3,58	59,51
после разгазирования	—	—	—	—	0,86	2,23	0,66	4,02	2,10	4,30	3,10	82,73
Расчетный состав выделившегося газа	0,57	0,50	13,04	19,92	22,95	22,11	2,05	8,08	1,60	4,51	4,81	—

Задача 6.2. Рассчитать компонентный состав пластовой нефти, если газонасыщенность ее $\Gamma_0=107 \text{ м}^3/\text{м}^3$, молярная масса сепарированной нефти $M_n= 250 \text{ кг/кмоль}$, ее плотность в стандартных условиях $\rho_n= 860 \text{ кг/м}^3$, а объемное содержание компонентов в газе однократного разгазирования нефти до атмосферного давления при 20 °С следующие (%): метан 50, этан 26,8, пропан 11,3, изобутан 1,3, бутан 3,9, пентан 6,7.

Решение. По (6.2) может быть сразу же рассчитан состав пластовой нефти, если использовать известные константы фазового равновесия компонентов нефти (см. приложение II), которые при 20°С и давлении 0,1

МПа будут: метан 174, этан 29, пропан 8,0, изобутан 2,8, бутан 2,0, пентан 0,6. Вычисляют

$$\frac{\rho_n 24}{M_n \Gamma_0} = \frac{860 * 24}{250 * 107} = 0,7716.$$

Тогда (6.2) примет вид

$$N_{инг} = N_{иг} * \frac{1 + 0,7716 \frac{K_i}{1 + 0,7716}}$$

откуда молярная доля метана в пластовой нефти составит

$$N_{CH_4} = 0,5 \frac{1 + 0,7716}{1,7716} = 0,248;$$

этана

$$N_{C_2H_6} = 0,268 \frac{1 + 0,7716}{1,7716} = 0,155.$$

В результате аналогичных расчетов молярный состав пластовой нефти получается следующим: метан 0,284; этан 0,155; пропан 0,070; изобутан 0,009; бутан 0,030; пентан 0,034; остаток 0,368.

Молярную долю остатка нефти рассчитывают по (6.4)

$$N_{онг} = 1 - (0,284 + 0,155 + 0,070 + 0,009 + 0,030 + 0,084) = 0,368.$$

Задача 6.3. Сопоставить экспериментальные данные по определению компонентного состава пластовой нефти Алакаевского месторождения с рассчитанными по (6.2) и (6.3) при следующих исходных данных: газонасыщенность пластовой нефти (объем газа при нормальных условиях) 69,1 м³/т; молярная масса сепарированной нефти 204 кг/кмоль; ее плотность 840 кг/м³; вязкость сепарированной нефти при стандартных условиях 6,2 мПа*с.

Данные по характеристике составов пластовой и сепарированной нефти и газа однократного разгазирования пластовой нефти при 20 °С представлены в таблице 6.2.

Таблица 6.2. Характеристика составов нефти и газа Алакаевского месторождения

Система	Молярный состав, %				
	H ₂ S	CO ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆
Эксперимент					
Газ Нефть: сепарированная пластовая	2,1	1,3	9,1	20,3	27,7
	–	–	–	–	0,83
	0,81	0,5	3,4	7,63	10,98
Расчет					
Константы фазового равновесия Нефть пластовая расчет по (6.2) расчет по (6.3)	24,5	71	620	174	29
	0,86	0,51	3,52	7,92	11,29
	0,87	0,51	3,54	7,94	11,33

Решение. Для расчета состава пластовой нефти по (6.2) и (6.3) необходимо знать константы фазового равновесия отдельных компонентов (см. приложение II), а константу сероводорода рассчитать следующим образом [8]:

$$K_{H_2S} = 13.431(a_1 + a_2 K_{C_2H_6})(a_3 + a_4 K_{C_3H_8}), \quad (6.6)$$

где

$$K_{C_2H_6} = \frac{K_{C_2H_6}}{16.2588}; \quad K_{C_3H_8} = \frac{K_{C_3H_8}}{8.665};$$

$$\begin{aligned}
 a_1 &= 1.67 * 10^{-3}; a_2 = 0.9882; \\
 a_3 &= 1.0331; a_4 = -0.8977 * 10^{-3}; \\
 K_{H_2S} &= 13.431 (1.6767 * 10^{-3} + \frac{0.9882}{16.2588} 29) (1.0331 - \frac{0.8977 * 10^{-3}}{8.6658} 8) \\
 &= 24.5
 \end{aligned}$$

Для удобства расчетов преобразовывают (6.2) к следующему виду:

$$N_{иг} = N_{иг} [1 - \frac{22.4}{22.4 + M_H \Gamma_T 10^{-3}} (1 - \frac{1}{K_i})],$$

где Γ_T — газонасыщенность пластовой нефти (объем газа приведен к нормальным условиям), м³/т; 22,4 —объем киломоля газа при нормальных условиях, м³/кмоль. Тогда молярная доля сероводорода в пластовой нефти составит

$$\begin{aligned}
 N_{H_2S} &= 2.1 [1 - \frac{22.4}{22.4 + 204 * 69.1 * 0.001} (1 - \frac{1}{24.5})] = 0.86 \%
 \end{aligned}$$

Так как в этой формуле меняются только два параметра, то

$$N_{иг} = N_{иг} [1 - 0.61376 (1 - \frac{1}{K_i})].$$

Определяют молярную долю двуокиси углерода в пластовой нефти

$$N_{CO_2} = 1.3 [1 - 0.61376 (1 - \frac{1}{71})] = 0.51\%$$

Результаты аналогичных расчетов для других компонентов нефти представлены также в табл. 6.2.

Состав пластовой нефти по (6.3) определяют аналогично (таблица 6.2).

Молярная доля сероводорода в пластовой нефти в этом случае составит

$$N_{H_2S} = 2.1 [1 - \frac{112}{6.2^{0.11} * 69.1 * 0.84 + 112} (1 - \frac{1}{24.5})]$$

$$= 2.1 \left[1 - 0.61221 \left(1 - \frac{1}{24.5} \right) \right] = 0.87\%$$

Молярная доля остатка, т. е. компонента C_{7+} выше в пластовой нефти рассчитывают по (6.4), как при расчете по (6.2), так и по (6.3).

Необходимо отметить расхождение расчетного и экспериментального составов пластовой нефти только по летучим компонентам тяжелее бутана, при этом содержание пентана занижено, гексана завышено.

Расчеты по (6.2) и (6.3) дают практически совпадающие результаты.

Вопросы к практическому занятию:

1. По какой формуле можно рассчитать состав выделившегося из нефти газа?
2. Поясните термин: «Газонасыщенность нефти».
3. Какое уравнение используется для расчета состава пластовой (газонасыщенной) нефти по известному составу выделившегося газа, молярной массе сепарированной нефти и константам фазового равновесия?

Практическое занятие № 7

РАСЧЕТЫ ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ НЕФТИ И ГАЗА

Цель: Приобрести умение выполнять расчеты фазовых равновесий.

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ПК-9 - готовность участвовать в испытании нового оборудования, опытных образцов, отработке новых технологических режимов при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья

Актуальность темы. Для эффективного процесса сепарации необходимо уметь выполнять расчеты равновесных составов нефти и газа газожидкостной смеси.

Теоретическая часть

Молярная доля i -го компонента в двухфазной системе связана с общим составом смеси следующими соотношениями

$$N_{iL} = \frac{N_{i(V+L)}}{1 + (K_i - 1)N_V}, \quad (7.1)$$

$$N_{iV} = \frac{N_{i(V+L)}}{1 + (K_i - 1)N_V}, \quad (7.2)$$

где N_{iL} , N_{iV} — молярные доли i -го компонента в жидкой (нефти) и газообразной фазах соответственно; $N_{i(V+L)}$ — молярная доля i -го компонента в газожидкостной смеси; K_i — константа фазового равновесия i -го компонента при данных термодинамических условиях; N_V — молярная доля газообразной фазы в смеси.

В представленных выше формулах при заданном составе смеси и известных константах фазового равновесия содержится три неизвестных.

Так как по определению

$$\sum_{i=1}^n N_{iL} = \sum_{i=1}^n N_{iV} = \sum_{i=1}^n N_{i(V+L)}, \quad (7.3)$$

где n — число компонентов в смеси, то

$$\sum_{i=1}^n (N_{iL} - N_{iV}) = \sum_{i=1}^n \frac{N_{i(V+L)}(K_i - 1)}{1 + (K_i - 1)N_V} = 0 \quad (7.4)$$

Уравнение (7.4) содержит одно неизвестное и может быть решено методом последовательных приближений.

Задача 7.1. Рассчитать равновесные составы нефти и газа газожидкостной смеси, поступающей в сепаратор при давлении 0,3 МПа и температуре 38 °С, если известен состав пластовой нефти (молярные доли): азот 0,001; метан 0,3298; этан 0,0345; пропан 0,0702; изобутан 0,019; бутан 0,0467; изопентан 0,0166; пентан 0,0249; гексан+высшие 0,083 и нелетучая часть 0,3743.

Решение. Для заданного состава смеси при известных константах фазового равновесия можно найти молярную долю газообразной фазы в смеси, и рассчитать соответственно составы равновесных жидкости и газа.

По приложению II определяют константы фазового равновесия при давлении 0,3 МПа и температуре 38 °С. С использованием интерполяционных формул: квадратичной интерпретации, формулы Лагранжа при пяти точках (равноотстоящие узлы), а Для приближенных расчетов — линейной интерполяции.

При квадратичной интерполяции [9]

$$K_i(38) = K_i(60) + (38 - 60) \left[\alpha_2 + (\alpha_1 - \alpha_2) \frac{38 - 40}{30 - 40} \right], \quad (7.5)$$

где $K_i(38)$, $K_i(60)$ — константы фазового равновесия i -го компонента при температурах 38 и 60 °С соответственно;

$$\alpha_1 = \frac{K_i(60) - K_i(30)}{60 - 30}; \alpha_2 = \frac{K_i(60) - K_i(40)}{60 - 40}. \quad (7.6)$$

При линейной интерполяции

$$K_i(38) = K_i(30) + \frac{K_i(40) - K_i(30)}{40 - 30} 8. \quad (7.7)$$

В таблице 7.1 представлены результаты вычисления констант фазового равновесия компонентов смеси.

Таблица 7.1 – Константы равновесия компонентов при 0,3 МПа и 38 °G

Компоненты	Константы, рассчитанные по формулам	
C ₄ H ₁₀ <i>i</i> -C ₅ H ₁₂	254	254
	63,4	63,4
	13,1	13,1
	3,95	3,96
	1,61	1,62
	1,18	1,19
	0,49	0,49
	0,41	0,41
	0,13	0,13

Программа вычислений для микро-ЭВМ «Электроника ВЗ-21» (рис. 7.1) реализуется при следующем порядке работы после ввода ее (программы) в машину:

1. Ввод 30, 40, 60 соответственно в регистры памяти <3>, <4>, <5>.

2. Ввод $K_i(30)$, $K_i(40)$, $K_i(60)$ соответственно в регистры памяти <6>, <7>, <8>.
3. Ввод 38 в регистр памяти <2>.
4. Пуск В/О С/П.
5. Результат: Значение константы фазового равновесия при 38 °С /0(38°) на индикаторе и в регистре <2>.

Константа фазового равновесия азота при давлении 0,3 МПа и температуре 38 °С рассчитывается следующим образом:

$$K_A(38) = 244 + \frac{256 - 244}{40 - 30} 8 = 254.$$

Как видно из таблицы 7.1, результаты расчетов для данной задачи практически совпали.

Таким образом, для расчетов молярной доли газообразной фазы по (2.10) имеются все данные.

Задаваясь молярными долями газообразной фазы в смеси (первое приближение $N_v = 0,5$), используя данные табл. 7.3 и сведения о составе смеси, рассчитывают значение левой части уравнения. В результате вычислений на микро-ЭВМ «Электроника БЗ-21» при молярных долях газообразной фазы в смеси $N_v = 0,5; 0,4; 0,475; 0,47; 0,46; 0,465; 0,4655; 0,467; 0,466$ получены соответственно следующие значения левой части уравнения (2.10); $-0,1074; 0,2151; -0,0284; -0,0126; 0,0191; 0,0032; 0,0017; -0,0031; 0,000077$. Принимаем $N_v = 0,466$ (рис. 7.1).

Программа решения уравнения методом последовательных приближений представлена на рисунке 7.1.

В связи с тем, что объем памяти микрокалькулятора очень ограничен, программа составлена таким образом, что после ввода исходных данных для первого слагаемого машина вычисляет его и запоминает, затем вводят

исходные данные для второго слагаемого и машина вычисляет его значение, складывает с предыдущим, а результат запоминает и так далее со всеми слагаемыми. Если значение левой части уравнения (7.4) отличается от нуля, то цикл вычислений повторяется с другим значением молярной доли газообразной фазы, вновь результат сравнивается с нулем и так далее до тех пор пока различие между левой и правой частями равенства (7.4) не будет превышать наперед заданной величины. Результаты расчета равновесных составов газообразной и жидкой фаз представлены в таблице 7.2.

Таблица 7.2 – Равновесные составы смеси нефти и газа при 0,3 МПа и 38 °С

Компоненты	Молярные составы нефти и равновесного газа при различных приближениях					
	$N_v=0,465$		$N_v=0,466$		$N_v=0,467$	
	N_{iL}	N_{iV}	N_{iL}	N_{iV}	N_{iL}	N_{iV}
N_2	$8 \cdot 10^{-6}$	0,0021	$8 \cdot 10^{-6}$	0,0021	$8 \cdot 10^{-6}$	0,0021
	0,0110	0,6966	0,0110	0,6952	0,0109	0,6937
	0,0052	0,0682	0,0052	0,0681	0,0052	0,0680
	0,0296	0,1169	0,0296	0,1168	0,0295	0,1166
	0,0148	0,0238	0,0148	0,0238	0,0148	0,0238
C_5H_{12}	0,0431	0,0508	0,0431	0,0508	0,0431	0,0508
	0,0218	0,0107	0,0218	0,0107	0,0218	0,0107
C_6H_{14} +высши	0,0343	0,0141	0,0343	0,0141	0,0344	0,0141
е	0,1394	0,0181	0,1396	0,0181	0,1398	0,0182
Остаток	0,6996	0	0,7009	0	0,7023	0
Всего	0,9988	1,0013	1,0003	0,9997	1,0018	0,9980

Так как исходный состав пластовой нефти, как правило, содержит погрешность, то при решении (7.4) вполне можно ограничиться приближением, при котором абсолютная величина значения левой части уравнения (7.4) отличается от нуля не более, чем на 0,003, что позволит сократить объем вычислительной работы, согласуется с рекомендациями [11] и наглядно видно из таблицы 7.2.

Задача 7.2. Рассчитать молярные и массовые доли нефти и газа при двухступенчатой дегазации пластовой нефти. Температура дегазации 20 °С. Давление на первой ступени 0,6 МПа, на второй 0,1 МПа. Состав пластовой нефти: метан 0,2695; этан 0,0180; пропан 0,0375; изобутан 0,0152; бутан 0,0352; изопентан 0,0183; пентан 0,0260; гексан 0,0729; гептан + высшие 0,5074. Молярная масса фракции гептан +высшие 284 кг/кмоль.

Решение. Решение задачи аналогично предыдущей.

Константы фазового равновесия при давлении 0,6 МПа рассчитывают квадратичной интерполяцией по программе рисунок 7.1 (Задача 7.1).

Молярную массу пластовой нефти рассчитывают по следующей формуле

$$M_{\text{см}} = \sum_{i=1}^n N_{i(L+V)} M_i, \quad (7.8)$$

где n — число компонентов; $N_{i(L+V)}$ — молярная доля i -го компонента в смеси
 M_i — молярная масса i -го компонента, кг/кмоль.

Результат решения по программе уравнения (7.4), необходимый в дальнейшем для расчета составов нефти и равновесного газа, при молярных долях газообразной фазы в смеси $N_V = 0,5; 0,25; 0,3; 0,28; 0,285; 0,283; 0,284$ соответственно дает следующие значения левой части уравнения: —0,7212; 0,1393; —0,0631; 0,0134; —0,0062; 0,0016; —0,0023.

Таблица 7.3 – Составы нефти и газа на 1 ступени сепарации

Компо- ненты	Молярный состав пластовой нефти	Молярная масса, кг/кмоль	Константы равновесия при p=0,6МПа, t=20 °C	Молярный состав, %			
				жидкости		Газа	
				Расчетный	откоррек- тированный	расчетный	Откоррек- тированн ый
C ₄ H ₁₀ i- C ₅ H ₁₂ C ₅ H ₁₂ C ₆ H ₁₄ +высш ие	0,2695	16,04	28,5	3,07	3,07	87,46	87,46
	0,0180	30,07	5,1	0,83	0,83	4,25	4,05
	0,0375	44,09	1,45	3,33	3,33	4,82	4,52
	0,0152	58,12	0,48	4,40	4,40	2,11	1,81
	0,0352	58,12	0,39	4,25	4,25	1,66	1,39
	0,0183	72,15	0,145	2,41	2,41	0,35	0,25
	0,0260	72,15	0,119	3,46	3,46	0,41	0,31
	0,0729	86,17	0,031	10,04	9,04	0,31	0,21
Нефть	0,5074	284	0	70,77	69,21	0	0
	Σ1,0000	163		Σ102,56	Σ100,0	Σ101,37	Σ100,0

Так как значение левой части (7.4) при $N_v = 0,283$ удовлетворяет неравенству $|0,00161| < |0,003|$ (см. задачу 7.2), то молярная доля газообразной фазы на первой ступени дегазации пластовой нефти при давлении 0,6 МПа и температуре 20 °C может быть принята равной 0,283.

Необходимость корректировки состава нефти и равновесного газа вызвана неточностью решения (7.4). При корректировке учитывают следующее. Из-за некоторой неравновесности разгазирования нефти в сепараторах фактический состав жидкости более обогащен легкими углеводородами по сравнению с рассчитанным равновесным составом. Поэтому корректируют в составе жидкости только доли тяжелых

компонентов, а в составе газа доли всех компонентов тяжелее метана в сторону уменьшения.

Пренебрегая захватом пузырьков газа жидкостью на первой ступени сепарации, принимают за исходный состав нефти на второй (последней) состав жидкости на первой ступени.

Составы жидкой и газообразной фаз рассчитывают после решения уравнения (7.4) при последовательных приближениях молярных долей газообразной фазы в смеси $N_v=0,5$;

Таблица 7.4 – Составы нефти и газа после второй ступени сепарации

Компоненты	Молярный состав смеси на входе в сепаратор	Константы равновесия при давлении 0,1 МПа	молярный состав, %			
			Нефти		газа	
			расчетный	откорректированный	Расчетный	откорректированный
C ₆ H ₁₄	0,0307	174	0,27	0,27	47,30	47,30
	0,0083	29	0,31	0,32	9,03	9,03
	0,0333	8	2,35	2,36	18,81	18,81
	0,0440	2,8	3,97	3,97	11,13	11,11
	0,0425	2,0	4,01	4,01	8,02	8,0
	0,0241	0,8	2,44	2,44	1,95	1,95
	0,0346	0,6	3,54	3,54	2,13	2,1
	0,0904	0,18	9,50	9,50	1,71	1,7
	0,6921	0	73,59	73,59	0	0
C ₇ H ₁₆ +высшие	Σ 1.000		Σ99,98	Σ100,00	Σ100,08	Σ100,00

0,1; 0,005; 0,075; 0,06; 0,059; 0,0595 и соответствующих значений левой части его: —1,3345; —0,2748; 0,1082; —0,1292; —0,0041; 0,0058; 0,00079. Корректировку расчетных составов нефти и попутного газа проводят аналогично корректировке составов после первой ступени сепарации.

Молярные массы нефти и газа на I и II ступенях сепарации, представлены в табл. 7.5

Таблица 7.5 – Молярные массы нефти и газа

Нефть и газ I и II ступеней	Молярная масса, кг/моль
Нефть:	
пластовая	163
после I ступени сепарации	216
после II ступени сепарации	227
Газ:	
после I ступени сепарации	19.7
после II ступени сепарации	34.1

В окончательном виде составы нефти и газа при двухступенчатой дегазации пластовой нефти при 20 °С с давлением на первой ступени 0,6 МПа, а на второй 0,1 МПа представлены в табл. 7.5. Молярные составы в массовые пересчитывают.

Как видно из таблицы 7.6, газ после первой ступени сепарации содержит всего 12,46 % компонентов тяжелее пропана. Газ же после второй ступени сепарации содержит таких компонентов 45,45 %, т. е. в 3,6 раза больше. Так как газ после второй ступени содержит почти половину жирных компонентов, его необходимо направлять на дополнительную обработку.

Таблица 7.6 – Составы нефти и газа по ступеням дегазации

Компоненты	Массовый состав, %				
	пластовой нефти	после I ступени		после II ступени	
		нефти	Газа	нефти	газа
C ₆ H ₁₄ C ₇ H ₁₆ +высшие	2,65	0,24	71,22	0,01	22,26
	0,33	0,13	6,19	0,03	7,97
	1,01	0,69	10,13	0,40	24,32
	0,54	1,19	5,35	1,00	18,94
	1,26	1,15	4,11	1,00	13,64
	0,81	0,82	0,93	0,76	4,13
	1,15	1,17	1,15	1,12	4,44
	3,85	3,61	0,92	3,61	4,30
	88,40	91,00	0	92,07	0
	Σ100,00	Σ100,00	Σ100,00	Σ100,00	Σ100,00

Задача 7.2. Вся продукция скважин с групповой замерной установки ГЗУ транспортируется на пункт сбора и подготовки в сепараторы первой ступени, прием которых оборудован устройством предварительного отбора газообразной фазы УПО. В сепараторах первой ступени продукция скважин интенсивно перемешивается с горячей водой и реагентом для последующей деэмульсации нефти и отделения газообразной фазы от жидкости.

Определить количество отделяемого газа на первой ступени сепарации и его состав, если на прием сепаратора при давлении 0,6 МПа и температуре 20 °С поступает газожидкостная смесь, а в сепаратор после УПО только жидкость в количестве 1800 т/сут обводненностью 20 %.

В сепараторе в результате нагревания нефти до 40 °С и перемешивания дополнительно выделяется газ, который смешивается с газом из УПО.

Состав пластовой нефти такой же.

Решение. Составы нефти и газа, поступающих на устройство предварительного отбора газа первой ступени, известны. Как следствие, известны и их молярные массы. Из решения уравнения (7.4) известна и молярная доля газообразной фазы, которая составляет 0,283.

Имеющихся данных из решения задачи достаточно, чтобы определить количество газа, отделяемое УПО на приеме сепаратора. Действительно, для двухфазной системы газ — нефть можно записать

$$m_{\Gamma} = n_{\Gamma} M_{\Gamma} \quad (7.9)$$

где m_{Γ} — масса газообразной фазы в смеси, кг; M_{Γ} — молярная масса газа, кг/кмоль; n_{Γ} — количество газообразной фазы в смеси, кмоль.

По определению

$$N_V = \frac{n_{\Gamma}}{(n_{\text{H}} + n_{\Gamma})}, \quad (7.10)$$

где N_V — молярная доля газообразной фазы в смеси; n_{H} — количество нефти (жидкой фазы) в смеси, кмоль.

Откуда

$$n_{\Gamma} = n_{\text{H}} \frac{N_V}{1 - N_V}. \quad (7.11)$$

Так как

$$n_{\text{H}} = \frac{m_{\text{H}}}{M_{\text{H}}}, \quad (7.12)$$

где m_{H} — масса нефти в смеси, кг; M_{H} — молярная масса нефти, кг/кмоль, то получим:

$$\frac{m_{\Gamma}}{m_{\text{H}}} = \frac{M_{\Gamma}}{M_{\text{H}}} \frac{N_V}{1 - N_V} = \frac{19,7}{216} \frac{0,283}{1 - 0,283} = 0,036 \text{ кг/кг},$$

т. е. с каждой тонной нефти на прием сепаратора поступает 36 кг, или 518,4 т/сут свободного газа. Так как из 18 000 т жидкости только 80 %, или $1800 \cdot 0,8 = 14,400$ т/сут составляет нефть, то масса газа $14\,400 \cdot 0,36 = 518,4$ т/сут.

Дополнительное количество и состав газа, отделяемого на первой ступени сепарации в результате нагревания нефти до 40 °С, рассчитывают последовательным решением уравнения (7.4). Результатами решения уравнения (7.4) при последовательных приближениях молярных долей газообразной фазы в смеси $N_v = 0,5; 0,1; 0,005; 0,001; 0,005; 0,008; 0,009; 0,0095; 0,0093$ являются соответственно значения левой части этого уравнения: —1,6336; —0,6278; —0,4276; —0,0126; 0,0976; 0,0283; 0,0074; .— 0,0027; 0,0013.

Исходный состав смеси и соответствующие константы фазового равновесия компонентов при 40 °С и давлении 0,6 МПа, необходимые для расчета молярной доли газообразной фазы в сепараторе, представлены в таблице 7.6.

Константы фазового равновесия компонентов рассчитывают квадратичной интерполяцией, которая для данного конкретного случая принимает вид.

$$K_i(0.6) = K_i(0.4) + (0.6 - 0.4) [\alpha_2 + (\alpha_1 - \alpha_2) \frac{0.6 - 0.5}{1 - 0.5}], \quad (7.13)$$

где

$$\alpha_1 = \frac{K_i(0.4) - K_i(1.0)}{0.4 - 1.0}; \alpha_2 = \frac{K_i(0.4) - K_i(0.5)}{0.4 - 0.5}; \quad (7.14)$$

$K_i(0,4); K_i(0,5); K_i(1)$ — константы фазового равновесия i -го компонента при давлениях 0,4; 0,5; 1,0 МПа (см. приложения II).

Таблица 7.6 – Составы нефти и газа после первой ступени сепарации при 40 °С

Компоненты	Молярный состав смеси на входе в сепаратор	Константы равновесия при давлении 0,6 МПа и $t = 40$ °С	Молярный состав, %		
			Нефти	газа	
				расчетный	откорректированный
CH ₄	0,0307	33,4	2,35	78,60	78,66
	0,0000	6,6	0,79	5,20	5,22
	0,0338	2,09	3,30	6,89	6,89
	0,0440	0,93	4,40	4,09	4,09
	0,0425	0,68	4,26	2,90	2,90
	0,0241	0,26	2,43	0,63	0,63
	0,0346	0,25	3,48	0,87	0,87
C ₆ H ₁₄	0,0904	0,081	9,12	0,74	0,74
C ₇ H ₁₆ +высшие	0,6921	0	69,87	0	0
	Σ1,0000		Σ100,00	Σ99,92	Σ100,00

Значения левой части уравнения при $N_v = 0.095$ и $N_v = 0.0093$ удовлетворяют неравенствам $|-0,0027| < 0,003$ и $|0,0013| < 0,003$. Молярную долю газообразной фазы в сепараторе при 40 °С и давлении 0,6 МПа принимают равной $V = 0,0094$.

Как видно из таблицы, корректировка состава нефти не нужна, так как суммарный расчетный состав равен 100 %. Состав газа на 0,08 % корректировали за счет более легких компонентов: метана и этана.

Найдем количество газа, выделившееся в сепараторе в результате нагревания нефти на 20 °С.

Число молей углеводородов, поступающих в сепаратор, равно отношению

$$n_{\text{н}} = \frac{m_{\text{н}}}{M_{\text{н}}}$$

где $m_{\text{н}}$ — масса углеводородов, поступивших в сепаратор, кг; $M_{\text{н}}$ = молекулярная масса нефти на входе в сепаратор после УПО, кг/кмоль.

Число молей газа, выделившихся из нефти в сепараторе, равно

$$n_{\text{г}} = n N_{\text{в}} = \frac{m_{\text{н}}}{M_{\text{н}}} N_{\text{в}} \quad (7.15)$$

где $N_{\text{в}}$ — молярная доля газообразной фазы в сепараторе при 40 °С и 0,6 МПа.

Тогда масса газа, выделившаяся из единицы массы нефти при ее нагревании от 20 до 40 °С, будет выражаться следующим образом:

$$\frac{m_{\text{г}}}{M_{\text{н}}} = \frac{M_{\text{г}}}{M_{\text{н}}} N_{\text{в}}, \quad (7.16)$$

так как масса газа равна

$$m_{\text{г}} = n_{\text{г}} M_{\text{г}}. \quad (7.17)$$

Молярная масса нефти, поступающей в сепаратор, известна из решения задачи 2.5 и равна 216 кг/кмоль, а газа может быть рассчитана

$$M_{\text{г}} = \sum_{i=1}^r N_i M_i, \quad (7.18)$$

где n — число компонентов в газе; N_i , M_i — молярные доля и масса i -го компонента в газе.

Используя данные таблицы, получают молярную массу газа равную 23,0 кг/кмоль.

Подставляя численные значения, находят

$$\frac{m_r}{m} = \frac{23}{216} 0.0094 = 0.001 \text{ кг/кг},$$

или дополнительно в сепараторе при нагревании нефти от 20 до 40 °С выделяется 14,4 т/сут газа. Таким образом на первой ступени сепарации выделяется $518,4 + 14,4 = 532,8$ т/сут газа.

В нашем случае смешиваются два газа.

Для первого $n_1 = 518,4/19,7 = 26,31$ кмоль;

для второго $n_2 = 14,4/23,0 = 0,63$ кмоль.

Следовательно, молярная доля любого компонента смеси этих газов может быть рассчитана по выражению

$$N_i = (N_{i1} - N_{i2}) \frac{n_1}{n_1 + n_2} + N_{i2}.$$

Для метана, например, молярная доля равна

$$N_{CH_4} = (87.46 - 78.66) \frac{26.31}{26.31 + 0.63} + 78.66 = 87.25\%.$$

Данные по составу газа после УПО берут из предыдущей задачи (состав газа после первой ступени сепарации), а по составу газа после сепарации — из таблицы. Аналогично расчет ведут и для других компонентов. В результате молярный состав газа получается следующим (%): метан 87,25; этан 4,08; пропан 4,58; изобутан 1,86; бутан 1,43; изопентан 0,26; пентаи 0,32; гексан 0,22.

Вопросы к практическому занятию

- 1 По какой формуле рассчитывается молярная доля i -го компонента в двухфазной системе?
2. По какой формуле рассчитывается состав газа при смешивании газов после УПО и сепаратора?
3. По какой формуле рассчитать молярную массу пластовой нефти?

Практическое занятие 8

РАСЧЕТЫ СЕПАРАЦИИ ГАЗА В ГАЗОНЕФТЯНЫХ СЕПАРАТОРАХ ПЕРВОЙ СТУПЕНИ

Цель: изучить процессы сепарации газа в сепараторах первой ступени

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ПК-9 - готовность участвовать в испытании нового оборудования, опытных образцов, отработке новых технологических режимов при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность темы. Первая ступень сепарации является очень важной, поскольку от нее зависит эффективность всего процесса очистки газа от нефти. Для того, чтобы сепарация была максимально эффективной, необходимо уметь выполнять технологические расчеты сепарации.

Теоретическая часть

Качество работы газонефтяных сепараторов первой ступени определяется в основном условиями работы осадительной и каплеуловительной секции. При этом эффективность сепарации газа оценивается удельным количеством капельной жидкости (нефти), уносимой потоком газа из сепаратора и характеризуемой коэффициентом уноса жидкости

$$K_{жс} = G_{жс} G_z, \quad (8.1)$$

где $G_{жс}$ — объемный расход капельной жидкости, уносимой потоком газа из сепаратора, м³/сут; G_z — объемный расход газа на выходе из сепаратора, м³/сут.

При этом все объемные расходы газа и жидкости приведены к давлению и температуре в сепараторе. Принимается также, что в сепараторе газообразная и жидкая фазы находятся в термодинамическом равновесии.

Рекомендуется при расчетах и проектировании газонефтяных сепараторов принимать.

$$K_{\text{ж}} \leq 10^{-8} \quad (8.2)$$

Технико-экономическое совершенство газонефтяных сепараторов определяется его пропускной способностью и металлоемкостью. Максимально допустимую скорость (м/с) газового потока в гравитационных сепараторах при давлении сепарации рекомендуется определять по формуле

$$w_r(p) \leq 0.245 p^{-0.5}, \quad (8.3)$$

где p — давление в сепараторе, МПа.

В вертикальных сепараторах допустимые скорости потока газа относятся к полному поперечному сечению сепаратора, а в горизонтальных — к поперечному сечению аппарата, не занятому жидкостью. Таким образом, объемная пропускная способность сепаратора по газу, приведенная к нормальным условиям, будет определяться следующим образом:

$$Q_{\text{гп}} = F w_r(p) \frac{p T_0}{p_0 T z}, \quad (8.4)$$

где F — площадь поперечного сечения потока газа в сепараторе; p — давление в сепараторе, МПа; T — температура в сепараторе, К; z — коэффициент сжимаемости реального газа; p_0 , T_0 — нормальные давление и температура ($p_0 = 0,1013$ МПа, $T_0 = 273$ К).

В первом приближении, подставляя в (8.4) скорость (8.3) и пренебрегая различием объемов реального и идеального газов при давлениях первой ступени сепарации нефти на промыслах до 0,6 МПа, получают (м³/с)

$$Q_{\text{гп}} \leq 660 \frac{F\sqrt{p}}{T} \quad (8.5)$$

Вместо (8.5) можно пользоваться формулой, выражая $Q_{\text{г}}$ в м³/сут,

$$Q_{\text{гп}} \leq 57,05 * 10^6 \frac{F\sqrt{p}}{T} \quad (8.6)$$

Для обеспечения пропускной способности газонефтяного сепаратора по газу (8.7) пропускная способность его по жидкости (м³/сут) должна быть не менее

$$Q_{\text{гп}} \leq 57,05 * 10^6 \frac{F\sqrt{p}}{G(p)(1-B)T}, \quad (8.7)$$

где $G(p)$ — отношение объема газа, выделившегося из нефти при давлении и температуре в сепараторе, к объему нефти (объем газа приведен к нормальным условиям); B — обводненность добываемой продукции.

Для заданных размеров газонефтяного сепаратора доля сечения, занятая потоком газа, должна удовлетворять неравенству

$$f_{\text{г}} \geq \frac{10^{-6}}{44.8D^2} Q_{\text{м}} G(p)(1-B) \frac{T}{\sqrt{p}} \quad (8.8)$$

где $f_{\text{г}}$ — доля поперечного сечения сепаратора, занятая потоком газа; D — диаметр газонефтяного сепаратора, м; B — объемный расход жидкости, проходящий через сепаратор, м³/сут.

Задача 8.1. Определить необходимый диаметр вертикального сепаратора, если нагрузка на него по жидкости составляет $Q_{\text{м}} = 10\,000$ м³/сут, газовый фактор нефти при давлении в сепараторе 0,6 МПа и температуре 293 К равен $G(p) = 100$ (объем газа приведен к нормальным условиям), обводненность добываемой продукции $B = 0,5$.

Решение. Так как сепаратор вертикальный, следовательно, все его поперечное сечение занято потоком газа. Поэтому из (8.8)

$$D^2 \geq \frac{10^{-6}}{44.8 f_r} Q_m G(p) (1 - B) \frac{T}{\sqrt{p}}$$

Так как $f_r = 1$, то

$$D^2 \geq \frac{10^{-6}}{44.8 * 1} 10000 * 100 (1 - 0.5) \frac{293}{\sqrt{0.6}} = 4.22 \text{ м}$$

Откуда $D \geq 2,05 \text{ м}$.

Из технических характеристик вертикальных сепараторов известно, что максимальный диаметр их не превышает 1,6 м, следовательно, вертикальные сепараторы в данных условиях использоваться не должны.

Задача 8.2. Определить максимальную нагрузку на вертикальный сепаратор диаметром 1,6 м по жидкости, если газовый фактор нефти при давлении в сепараторе 0,6 МПа и температуре 293 К равен $G(p) = 100$ (объем газа приведен к нормальным условиям), обводненность добываемой продукции $B = 0,5$.

Решение. Из (8.7) следует, что максимальная пропускная способность вертикального сепаратора по газу при давлении в сепараторе 0,6 МПа и температуре 293 К составит (все поперечное сечение вертикального сепаратора занято потоком газа)

$$Q_{\text{гп}} \leq 57,05 * 10^6 \frac{\pi D^2 \sqrt{p}}{4 * T} = 57,07 * 10^6 \frac{\pi 1,6^2 \sqrt{0,6}}{4 * 293} = 0,303 * 10^6 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Из технической характеристики вертикальных сепараторов известно, что пропускная способность сепараторов по газу с рабочим давлением 0,6 МПа и диаметром 1,6 м равна $0,670 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{сут}$. Это в 2,21 раза завышено по сравнению с рекомендацией, полученной из ограничения максимальной скорости потока (не более 0,1 м/с) газа в гравитационном сепараторе при давлении 0,6 МПа и температуре 273 К [12]. Поэтому для дальнейших

расчетов пропускную способность сепаратора по газу принимают 303 000 м³/сут. По определению

$$G(p) = \frac{Q_{\text{г}}(p)}{Q_{\text{н}}} \quad (8.9)$$

где $Q_{\text{г}}(p)$ – объемный поток газа, выделившегося из нефти при давлении и температуре в сепараторе (объем газа приведен к нормальным условиям), м³/сут; $Q_{\text{н}}$ — объемный поток нефти, поступающей в сепаратор, м³/сут. Если известно $G(p)$ и найдено $Q_{\text{г}}(p)$, то

$$Q_{\text{н}} = 303\,000/100 = 3030 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Так как обводненность продукции равна 50 %, то максимальная нагрузка на сепаратор по жидкости составит

$$Q_{\text{жс}} = 3030/0,5 = 6060 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Определим допустимую нагрузку на сепаратор по жидкости для заданных условий:

$$Q_{\text{жсп}} = 57.05 * 10^6 \frac{\pi 1.6^2 \sqrt{0.6}}{4 * 100 (1 - 0.5) 293} = 6065 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Расчет дает сразу же нужный результат, расхождение на 5 м³/сут вызвано округлениями при расчете.

Задача 8.3. Определить долю сечения горизонтального газонефтяного сепаратора конструкции ЦКБН, которая должна быть занята потоком газа, если нагрузка на сепаратор по жидкости составляет 10 000 м³/сут, из 1 м³ нефти в сепараторе выделяется 100 м³ газа (объем газа приведен к нормальным условиям). Давление в сепараторе 0,6 МПа, температура 293 К. Диаметр сепаратора 2,2 м. Обводненность нефти 50 %.

Решение. По (8.8) сразу можно найти долю поперечного сечения сепаратора, занятую потоком газа, чтобы скорость его была не более рекомендуемой (0,1 м/с).

$$f_{\Gamma} \geq \frac{10^{-6} * 10000}{44.8 * 2.2^2} * 100(1 - 0.5) \frac{293}{\sqrt{0.6}} = 0.872$$

По технической характеристике горизонтального сепаратора НГС6- 2200 при рабочем давлении 0,6 МПа и пропускной способности по жидкости 10 000 м³/сут пропускная способность его по газу составляет 600 000 м³/сут.

Рассчитывают допустимую нагрузку на сепаратор по газу с учетом того, что

$$F = 0.25\pi D^2 f_{\Gamma} \quad (8.10)$$

$$Q_{\Gamma\Gamma} \leq 57,05 * 10^6 \frac{0.25\pi D^2 F_{\Gamma} \sqrt{p}}{T} = 57.07 * 10^6 \frac{0.25\pi 2.2^2 0.872 \sqrt{0.6}}{293}$$

$$= 0.5 * 10^6 \text{ м}^3/\text{сут}$$

т. е. пропускная способность по газу сепаратора не может быть реализована.

Вопросы к практическому занятию:

1. Чем характеризуется качество работы газонефтяных сепараторов первой ступени?
2. Чем определяется технико-экономическое совершенство газонефтяных сепараторов?
3. Как определить объемную пропускную способность сепаратора по газу?

Практическое занятие 9

РАСЧЕТЫ ПРОСТЫХ ТРУБОПРОВОДОВ

Цель: приобрести навыки расчета простых трубопроводов

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ПК-5 способность эксплуатировать и обслуживать технологическое оборудование, используемое при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья

Актуальность темы

Для эксплуатации и обслуживания технологического оборудования, используемого при транспорте нефти, необходимо выполнять расчеты простых трубопроводов.

Теоретическая часть

Закон сохранения энергии потока в трубопроводе выражается уравнением Бернулли

$$p_2 - p_1 = 0,5\rho(\alpha_2 P_1^2 - \alpha_1 P_2^2) + \rho g(z_2 - z_1) + \Delta p_{\text{тр}} \quad (9.1)$$

где p_1, p_2 — давления в сечениях 1 и 2 соответственно; ρ — плотность потока; α_1, α_2 — поправочные коэффициенты на неравномерность распределения скоростей по сечениям; P_1, P_2 — средние скорости в соответствующих сечениях; z_1, z_2 — высоты соответствующих сечений над условным уровнем; $\Delta p_{\text{тр}}$ — потери давления между сечениями, связанные с работой сил трения.

Потери давления (напора) на трение зависят от диаметра трубопровода, состояния внутренней поверхности его стенок, количества прокачиваемой

жидкости и ее физических свойств и определяются по формуле Дарси — Вейсбаха

$$\Delta p = p_1 - p_2 = \lambda \frac{L}{D} \frac{\rho v^2}{2} \quad (9.2)$$

или

$$\Delta H = H_1 - H_2 = \lambda \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (9.3)$$

где Δp , ΔH — перепады давления (Па) и напора (м), обусловленные трением; p_1 и H_1 , p_2 и H_2 — давления (Па) и напор (м) в сечениях 1 и 2 соответственно; L , D — длина и диаметр трубопровода, м; v — средняя скорость жидкости, м/с; g — ускорение свободного падения, м/с²; ρ — плотность жидкости, кг/м³; λ — коэффициент гидравлического сопротивления, зависящий от режима и от шероховатости стенок труб.

Для ламинарного режима при $Re \leq 2320$ коэффициент гидравлического сопротивления определяют по формуле

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (9.4)$$

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{\rho D v}{\mu} \quad (9.5)$$

Подставляя в (9.3) вместо λ его значение из (9.4), получим формулу Пуазейля

$$\Delta H = \frac{128 L v D}{\pi D^4 g} \quad (9.6)$$

Для турбулентного режима движения при $Re > 2320$ коэффициент гидравлического сопротивления λ определяют

в зоне гладкого трения — по формуле Блазиуса

$$\lambda = 0,3164 / Re^{0,25} \quad (9.7)$$

в зоне смешанного трения, когда $Re > 560 D / k_3$, — по формуле Альтшуля [24]

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{2k_э}{D} \right)^{0,25}, \quad (9.8)$$

в зоне шероховатого трения — по формуле Шифринсона

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{2k_э}{D} \right)^{0,25} \quad (9.9)$$

где $k_э$ — эквивалентная шероховатость стенок труб [24].

Сравнительно часто формулу (9.3) записывают в следующем виде, подставляя вместо скорости P расход Gi

$$\Delta H = \frac{G^2}{K^2} L = ALG^2 = FG^2, \quad (9.10)$$

где G — расход, м³/с; S — площадь поперечного сечения, м²; K — расходная характеристика (модуль расхода), м³/с

$$K = \sqrt{\frac{g\pi^2 D^5}{8\lambda}}; \quad (9.11)$$

A — удельное сопротивление трубопровода, с²/м⁶

$$A = \frac{8\lambda}{g\pi^2 D^5} = \frac{1}{K^2}; \quad K = \frac{1}{\sqrt{A}}; \quad (9.12)$$

F — сопротивление трубопровода (полное), с²/м⁵;

$$F = AL = \frac{8\lambda L}{g\pi^2 D^5} = \frac{L}{K^2} \quad (9.13)$$

Перепад давления (напора) в простом «рельефном» трубопроводе определяют по формуле

$$\Delta p = \lambda \frac{L}{D} \frac{\rho^2}{2} \pm \Delta z \rho g. \quad (9.14)$$

Величина $\Delta z = \sum_{i=1}^i \Delta z_i$ — положительна, когда сумма участков подъема больше суммы участков спуска, и отрицательна, когда сумма участков

подъема меньше суммы участков спуска.

Гидравлический расчет простых трубопроводов сводится к определению одного из следующих параметров: пропускной способности G ; необходимого начального давления при заданном конечном; диаметра трубопровода D .

Задача 9.1. На устье фонтанной скважины поддерживают напор 85 м (давление 0,67 МПа). Нефть плотностью $\rho_n = 800$ кг/м³, динамической вязкостью $\mu_n = 0,2$ мПа · с транспортируется в однофазном состоянии по выкидной линии длиной $L = 3000$ м, диаметром $D = 100$ мм к «Спутнику», находящемуся выше устья скважины на $\Delta z = 30$ м. При указанных условиях определить пропускную способность G выкидной линии.

Решение. Поскольку коэффициент гидравлического сопротивления λ зависит от числа Рейнольдса, а, следовательно, и от неизвестного G , поэтому задачу решают графоаналитическим методом. Для этого вначале задаются несколькими произвольными расходами нефти, после чего определяют скорость потока $P_i = G_i/S = 4G_i/(\pi D^2)$. Затем определяют режим движения по $Re_i = P_i D \rho / \mu$ и в зависимости от него находят коэффициент гидравлического сопротивления λ_i по одной из формул 9.4), (9.7)—(9.9). После чего, подставляя все известные данные в (9.3), рассчитывают для данного расхода потери напора (давления) в трубопроводе $H_i(\Delta p_i)$ и строят зависимость $\Delta H_i = f(G_i)$.

Затем по заданному напору или давлению находят искомую пропускную способность трубопровода G . При решении этой задачи за заданный напор H обычно принимают

$$H = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g},$$

пренебрегая при этом скоростным напором $\Delta P^2/(2g)$ ввиду его малости.

Для условия задачи находят скорость движения нефти для известного диаметра и заданного первого расхода (таблица 9.1)

$$P_i = 4 \cdot 0,001 / (3,14 \cdot 0,1) = 0,13 \text{ м/с.}$$

Режим движения нефти в этом случае ламинарный, так как

$$Re = 0,13 \cdot 0,1 \cdot 800 / (2 \cdot 10^{-2}) = 520 < 2320$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda_i = \frac{64}{520} = 0,123.$$

Таблица 9.1 – Результаты расчетов расходов жидкости

$G_i, \text{ м}^3/\text{с}$	$P_i, \text{ м/с}$	Re_i	λ_i	$H_{i, \text{ м}}$	$H_z, \text{ м}$
6,001	0,13	620	0,123	3,19	33,19
0,003	0,39	1555	0,041	9,53	39,53
0,006	0,77	3080	0,042	38,50	68,50
0,008	1,03	4120	0,039	63,51	93,51
0,012	1,55	6200	0,036	132,1	162,1

Потери напора на трение

$$H_i = 0,123 \frac{3000}{0,1} \frac{0,13^2}{2 \cdot 9,81} = 3,19 \text{ м.}$$

С учетом рельефа местности потеря напора составляет

$$H_z = 3,19 + 30 = 33,19 \text{ м.}$$

Результаты расчетов сведены в табл. 9.1 .

Согласно условию задачи, при напоре 85 м расход нефти получился равным 7,0 и 9,5 л/с.

Задача 9.2. На дожимной насосной станции (ДНС) в сепараторе первой ступени поддерживают давление 0,6 МПа. Длина сборного коллектора, идущего от «Спутника» до ДНС, $L = 10$ км и (внутренний) диаметр его

$D=0,3$ м. Сборный коллектор горизонтален. Объем перекачиваемой нефти $G=3800$ т/сут, ее плотность $\rho=0,8$ т/м³, кинематическая вязкость $\nu = 100$ мм²/с. Определить необходимый начальный напор H_n или начальное давление p_n .

Решение. Необходимо определить скорость нефти

$$v = \frac{G}{S} = \frac{4G}{86400\pi D^2 \rho} = 3800 * \frac{4}{86400 * 3.14 * 0.3^2 * 0.8} = 0.76,$$

затем критерий Re

$$Re = \frac{vD}{\nu} = 760 * \frac{300}{100} = 2280$$

Так как $Re < 2320$, режим ламинарный. Коэффициент гидравлического сопротивления определяют по (9.4)

$$\lambda = \frac{64}{Re} = \frac{64}{2280} = 0.028$$

Гидравлические потери давления находят по (9.1)

$$\Delta p = \lambda \frac{L}{D} \frac{v^2}{2} \rho = 0.028 \frac{10000}{0.3} \frac{0.76^2}{2} 800 = 217000 \text{ Па} \\ = 0,217 \text{ МПа.}$$

Начальное давление рассчитывают по (9.2)

$$P_n = P_k + \lambda \frac{L}{D} \frac{v^2}{2} \rho = 0,6 + 0,216 = 0,816 \text{ МПа}$$

Задача 9.3. Известен перепад давления на сборном коллекторе $\Delta p = 3$ МПа, расход нефти $G = 400$ т/сут, разность высот отметок конца и начала коллектора $\Delta z = 20$ м; длина его $L = 4$ км, плотность нефти $\rho = 0,8$ т/м³, вязкость $\nu = 20 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Необходимо определить диаметр коллектора.

Решение. Данную задачу решают так же, как и задачу 9.1, графоаналитическим способом. Вначале задаются несколькими

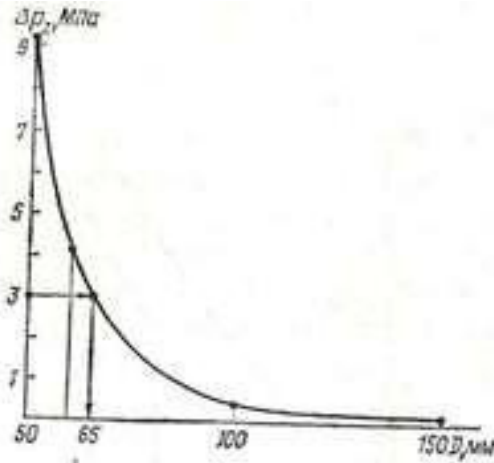


Рисунок 9.1 – Зависимость потерь давления от диаметра трубопровода

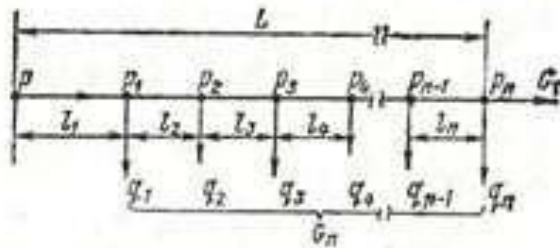


Рисунок 9.2 – Коллектор постоянного диаметра с распределенным по длине с отбором продукции

произвольными диаметрами D_i , после чего находят по известному расходу G скорость потока. Затем определяют режим движения и в зависимости от него — коэффициент гидравлического сопротивления λ_i по одной из формул (9.4), (3,7). После этого, подставляя все известные величины в (9.2), находят для каждого из принятых диаметров потери давления P_i .

Решение. Для условия задачи находят скорость движения нефти для первого принятого диаметра $D_i = 0,05$ м

$$P_1 = \frac{4}{86400 \pi D_i^2 \rho} = \frac{4 \cdot 400000}{86400 \cdot 3.14 \cdot 0.05^2 \cdot 800} = 2,93 \text{ м/с.}$$

Режим движения нефти в первом трубопроводе турбулентный, так как

$$Re_1 = \frac{P_1 D_1}{\nu} = \frac{2,93 \cdot 0,05}{20 \cdot 10^{-6}} = 7325 > 2320.$$

Определяют коэффициент гидравлического сопротивления из (9.7)

$$\lambda_1 = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{7325}} = 0,034.$$

Подставляя найденные величины в (9.2), находят перепад давления для диаметра 0,05 м

$$\Delta p_1 = 0,034 \frac{4000 \cdot 2,93^2}{0,05 \cdot 2} \cdot 800 = 9320000 \text{ Па} = 9,32 \text{ МПа.}$$

С учетом рельефа местности

$$\Delta p_2 = 9,32 + \Delta z \rho g = 9,32 + 20 \cdot 800 \cdot 9,81 \cdot 10^{-6} = 9,48 \text{ МПа}$$

Для других диаметров все расчеты сведены в таблице 9.2 (рисунок 9.1).

Таблица 9.2 – Результаты расчетов перепадов давлений

D_i , м	P_i , м/с	Re_i	λ_i	Δp_i , МПа	Δp_{zi} , МПа
0,05	2,93	7325	0,034	9,32	9,48
0,06	2,05	6150	0,036	4,32	4,48
	0,74	3700	0,041		0,52
0,12	0,47	2820	0,043	0,13	0,29
0,15	0,34	2550	0,046	0,056	0,22

На рисунке 9.1 точке $\Delta p = 3$ МПа соответствует искомый диаметр $D = 65$ мм.

Вопросы к практическому занятию:

1. Закон сохранения энергии потока в трубопроводе?
2. Как определить коэффициент гидравлического сопротивления?
3. Гидравлический расчет простых трубопроводов?

Практическое занятие 10

ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ СЛОЖНЫХ ТРУБОПРОВОДОВ

Цель: научиться выполнять расчеты сложных трубопроводов.

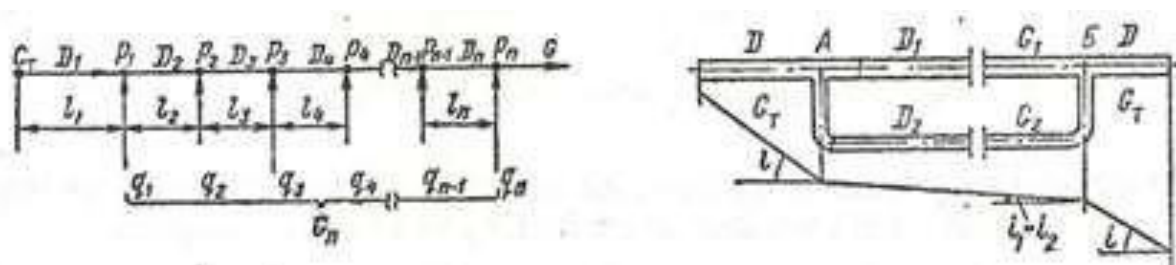
В результате выполнения задания **формируется компетенция** ПК-9 - готовность участвовать в испытании нового оборудования, опытных образцов, отработке новых технологических режимов при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья

Актуальность темы

Сложные трубопроводы по сравнению с простыми имеют характерные особенности, что требует особого подхода к их расчетам.

Теоретическая часть

Сложным называется трубопровод, который имеет участки с различными диаметрами и отводы по длине.



а – сборный коллектор

б – коллектор с параллельным участком

Рисунок 10.1 – Коллекторы с участками трубопроводов

Различают четыре категории сложных трубопроводов: I — коллектор постоянного диаметра с распределенным по длине отбором

продукции; II — сборный коллектор переменного диаметра с распределенным поступлением продукции; III — коллектор с параллельным участком трубопровода; IV — замкнутый коллектор

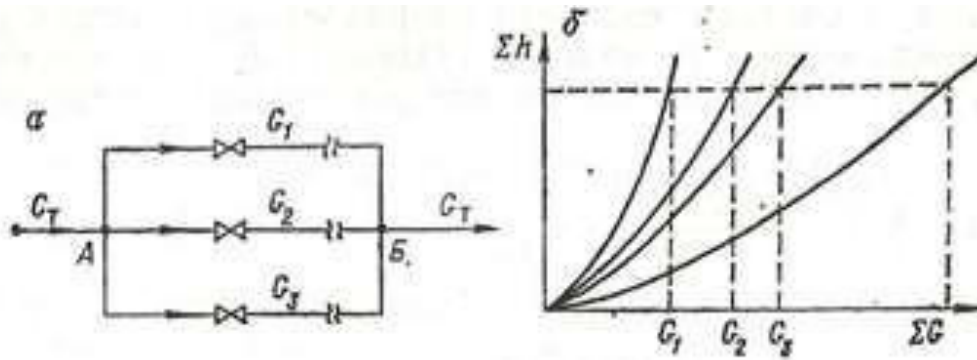


Рисунок 10.2 – Замкнутый коллектор

а – схема трубопровода; б – графическое решение задачи сложного трубопровода

При расчете таких трубопроводов обычно пользуются формулой Л. С. Лейбензона

$$\Delta p = p_1 - p_2 = \beta \frac{G^{2-m} \bar{z}^m}{D^{5-m}} \rho L, \quad (10.1)$$

где

$$\beta = \frac{A}{2} \left(\frac{4}{\pi} \right)^{2-m} \quad (10.2)$$

$A = 64, m = 1$ — для ламинарного течения жидкости; $A = 0,3164, m = 0,25$ — для турбулентного течения жидкости; $A = 0,11, m = 0$ — для квадратичного закона трения

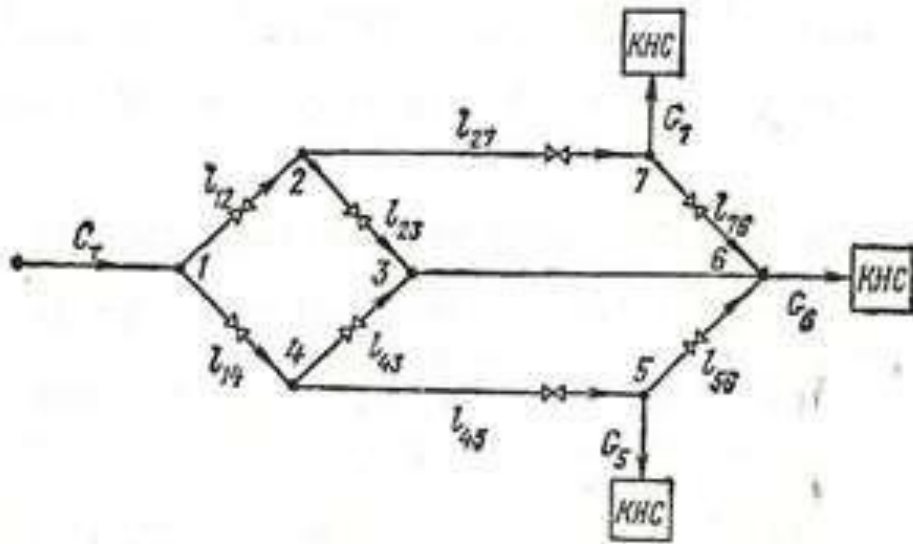


Рисунок 10.3 – Схема сложного кольцевого трубопровода

Рассмотрим решение задач для каждой категории трубопроводов при условии установившегося изотермического течения.

Гидравлический расчет для системы трубопроводов категории I

Уравнение материального баланса

$$G = G_T + G_n = G_T + \sum_{i=1}^n q_i \quad (10.3)$$

Поскольку диаметр раздаточного коллектора одинаков на всем протяжении, а расходы жидкости на различных участках разные, то и режимы течения на каждом участке $l_1, l_2, \dots, l_n$ также будут разными. Перепад давления на первом участке будет

$$p - p_1 = \beta_1 \frac{(G_T + G_n)^{2-m} \rho l}{D^{5-m}}, \quad (10.4)$$

на втором участке

$$p_1 - p = \beta_2 \frac{(G_{\text{т}} + G_{\text{п}} - q_i)^{2-m} \rho l}{D^{5-m}}, \quad (10.5)$$

на n -м участке

$$p_{n-1} - p_n = \beta_n \frac{(G_{\text{т}} + G_{\text{п}} - (q_1 + q_2 + \dots + q_{n-1}))^{2-m} \rho l}{D^{5-m}}, \quad (10.6)$$

Общий перепад на всей длине коллектора

$$p - p_n = \frac{v^m \rho}{D^{5-m}} \left[\sum_{i=1}^{n-1} (G_{\text{т}} + G_{\text{п}} - \sum_{i=0}^{n-1} q_i) l_{i+1} \beta_{i+1} \right], \quad (10.7)$$

где $q_0 = 0$.

Для каждого участка трубопровода определяют режим движения жидкости и по (10.2) рассчитывают p , которые подставляют затем в формулы для этих же участков и определяют на них перепады давления. Для получения общего перепада на всей длине коллектора перепады на отдельных участках складывают.

Задача 10.1. В начало сборного коллектора длиной $L = 10$ км, диаметром $D = 0,2$ м подают товарную нефть в количестве $G = G_{\text{т}} + G_{\text{п}} = 180$ т/ч, вязкостью $\mu = 20$ мПа·с и $\rho = 800$ кг/м³. Из сборного коллектора нефть отбирают в трех точках соответственно с $q_1 = 20$ т/ч, $q_2 = 50$ т/ч и $q_3 = 100$ т/ч. Расстояния от начала коллектора и до точек отбора нефти следующие: $l_1 = 4000$ м, $l_2 = 200$ м, $l_3 = 3000$ м. Определить общий перепад давления, если начальное давление равно 1,6 МПа. Сборный коллектор проложен горизонтально и местных сопротивлений не имеет.

Решение. Вначале определяют скорость нефти до первой точки отбора q_i

$$P_1 = \frac{G}{S\rho} = \frac{4 * 180}{3600 * 3.14 * 0.2^2 * 800 * 10^{-3}} = 1.98 \text{ м/с}$$

Режим движения на данном участке турбулентный, так как

$$Re_1 = \frac{P_1 D}{\nu} = \frac{P_1 D \rho}{\mu} = \frac{1.98 * 0.2 * 800}{20 * 10^{-3}} = 15750 > 2320.$$

Поскольку режим движения на первом участке турбулентный, то перепад давления можно определить или по (10.4) или, как обычно, по каждому участку в отдельности.

Коэффициент гидравлического сопротивления λ определяют для каждого участка в отдельности

$$\lambda_1 = \frac{0.3164}{Re_1^{0.25}} = \frac{0.3164}{\sqrt[4]{15750}} = 0.028.$$

Потери давления на первом участке определяют:

$$\Delta p = 0.028 \frac{4000}{0.2} \frac{1.98^2}{2} 800 = 0.875 \text{ МПа}$$

Для определения потерь давления на втором участке вначале рассчитывают скорость нефти

$$v_2 = \frac{G - q_1}{S \rho} = \frac{(180 - 20) * 4}{3600 * 3.14 * 0.2^2 * 800 * 10^{-3}} = 1.76 \text{ м/с.}$$

Режим движения на данном участке турбулентный, так как

$$Re_2 = \frac{P_2 D \rho}{\mu} = \frac{1.76 * 0.2 * 800}{20 * 10^{-3}} = 14200 > 2320.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda_2 = \frac{0.3164}{Re_2^{0.25}} = \frac{0.3164}{\sqrt[4]{14200}} = 0.0292.$$

Потери давления на втором участке

$$\Delta p_2 = 0.0292 \frac{200}{0.2} \frac{1.76^2}{2} 800 = 37300 \text{ Па} = 0.037 \text{ МПа}$$

Аналогично скорость нефти на третьем участке

$$P_3 = \frac{G - (q_1 + q_2)}{S\rho} = \frac{[180 - (20 + 50)]4}{3600 * 3.14 * 0.2^2 * 800 * 10^{-3}} = 1,21 \text{ м/с.}$$

Режим движения на данном участке турбулентный, так как

$$Re_3 = \frac{P_3 D \rho}{\mu} = \frac{1,21 * 0,2 * 800}{20 * 10^{-3}} = 9560 > 2320.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda_3 = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} = \frac{0.3164}{9560^{0.25}} = 0,0321.$$

Потери давления на третьем участке

$$\Delta p_3 = 0,0321 \frac{3000}{0,2} \frac{1,21^2}{2} 800 = 278000 \text{ Па} = 0,278 \text{ МПа.}$$

Скорость нефти на четвертом участке

$$P_3 = \frac{[G - (q_1 + q_2 + q_3)]4}{S\rho} = \frac{[180 - (20 + 50 + 100)]4}{3600 * 3.14 * 0.2^2 * 0,8} = 0,11 \text{ м/с.}$$

Режим движения на данном участке

$$Re_4 = \frac{P_3 D \rho}{\mu} = \frac{0,11 * 0,2 * 800}{20 * 10^{-3}} = 884 < 2320.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda_4 = \frac{64}{Re} = \frac{64}{884} = 0.072$$

Потери давления на третьем участке

$$\Delta p_4 = 0,072 \frac{2800}{0,2} \frac{0.11^2}{2} 800 = 4879 \text{ Па}$$

Общий перепад давления получают при сложении перепадов на отдельных участках

$$\Delta p = \sum_{i=4} \Delta p_i = 0,875 + 0,037 + 0,278 + 0,049 = 1,24 \text{ МПа}$$

$$i=1$$

Вопросы к практическому занятию:

1. В чем отличие сложных трубопроводов от простых?
2. Какие категории сложных трубопроводов вы знаете?
3. При расчетах каких трубопроводов пользуются формулой Л.С.

Лейбензона?

4. Уравнение материального баланса?

Практическое занятие 11
ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ СИСТЕМЫ ТРУБОПРОВОДОВ
КАТЕГОРИИ II

Цель: Выполнить расчет системы трубопроводов категории II.

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ОПК-7 - способность осуществлять и корректировать технологические процессы при строительстве, ремонте и эксплуатации скважин различного назначения и профиля ствола на суше и на море, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность темы. Корректировка технологического процесса на производстве невозможна без выполнения гидравлических расчетов системы трубопроводов.

Теоретическая часть

Уравнение материального баланса

$$G = G_T + G_{\Pi} = G_T + \sum_{i=1}^n q_i \quad (11.1)$$

Данную задачу решают как задачу 10.1. Вначале находят скорости нефти на отдельных участках, затем режимы движения и коэффициенты гидравлического сопротивления. После чего все известные величины подставляют и определяют потерю давления на трение на каждом участке в отдельности. Общий перепад в коллекторе находят сложением перепадов на отдельных участках.

Задача 11.1. В начало сборного коллектора длиной $l_1 = 0,5$ км, диаметром $D_1 = 0,1$ м подается товарная нефть в количестве $G_T = 20$ т/ч,

вязкостью $\mu = 20 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ и плотностью $\rho = 800 \text{ кг/м}^3$. К коллектору в разных точках подсоединены три трубопровода с подачами $q_1 = 20 \text{ т/ч}$, $q_2 = 50 \text{ т/ч}$ и $q_3 = 100 \text{ т/ч}$, по которым в него поступает такая же нефть. Диаметр коллектора в местах поступления нефти изменяется. Протяженности отдельных участков сборного коллектора следующие (км): $l_1 = 2$; $l_3 = 3,5$; $l_4 = 4$. Определить общий перепад на всей длине коллектора при условии, если на каждом его участке режим движения нефти, характеризуемый критерием Рейнольдса равным 3500, будет одинаковым, и диаметры отдельных участков.

Ответ. $\Delta p = 4,85 \text{ МПа}$; $D_1 = 0,1 \text{ м}$; $D_2 = 0,17 \text{ м}$; $D_3 = 0,348 \text{ м}$; $D_4 = 0,348 \text{ м}$.

Гидравлический расчет параллельных трубопроводов категории III

Потеря напора на единицу длины трубопровода называется гидравлическим уклоном

$$i = \frac{H}{L} = \lambda \frac{1}{D} \frac{\rho^2}{2g}, \quad (11.2)$$

или из обобщенной формулы Л. С. Лейбензона

$$i = \beta \frac{G^2 - mv^m}{D^{5-m}}. \quad (11.3)$$

Если трубопровод имеет вставку другого диаметра D_1 то гидравлический уклон в этой вставке определяют через гидравлический уклон и диаметр основной трубы по формуле

$$i_1 = i \left(\frac{D}{D_1} \right)^{5-m} \quad (11.4)$$

Если у трубопровода есть параллельный участок диаметром D_2 , то его гидравлический уклон также определяют через гидравлический уклон и диаметр основного трубопровода

$$i_2 = i_1 = \frac{i}{[1 + \frac{D_2^{5-m}}{D_1^{5-m}}]} \quad (11.5)$$

В данной формуле предполагается, что течения в основной и параллельной трубах одинаковы, т. е. $m = \text{const}$.

Если $D_1 = D_2 = D$, тогда при ламинарном течении ($m = 1$)

$$i_2 = i_1 = 0,5i; \quad (11.6)$$

при турбулентном течении, когда применим закон Блазиуса ($m = 0,25$)

$$i_2 = 0,297i. \quad (11.7)$$

Суммарный расход на сдвоенном участке равен расходу в коллекторе

$$G_T = G_1 + G_2. \quad (11.8)$$

Из равенства потерь напора на участке АБ можно записать для основного и параллельного трубопроводов

$$\frac{G_1}{G_2} = \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}.$$

Отсюда

$$G_2 = G_1 \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}$$

Подставив расход G_2 в (11.8), получим

$$G_T = G_1 + G_1 \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{\frac{5-m}{2-m}} = G_1 \left[1 + \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}\right]. \quad (11.9)$$

Откуда найдем расход в трубопроводе G_1 на участке АБ, выраженный через расход G_T до разветвления,

$$G_1 = \frac{G_T}{1 + \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}}. \quad (11.10)$$

Задача 11.2. На нефтепроводе диаметром $D = 500$ мм, перекачивающем 70,0 т/ч нефти с плотностью $\rho = 820$ кг/м³ и вязкостью $\nu = 0,40$ см²/с, имеется сдвоенный участок из труб с внутренним диаметром $D_2 = 300$ мм и $D_1 = 500$ мм одинаковой длины. Определить расходы и гидравлический уклон на сдвоенном участке.

Решение 1. Объемный расход нефти в трубопроводе равен

$$G_T = 70 / (3600 \cdot 0,82) = 23,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Режим движения нефти в трубопроводе, исходя из значения числа Рейнольдса

$$Re = \frac{4G_T}{\pi D \nu} = \frac{4 \cdot 23,7 \cdot 10^{-3}}{\pi \cdot 0,5 \cdot 0,4 \cdot 10^{-4}} = 1509 \text{ ламинарный.}$$

3. Предполагая режим движения в трубах на сдвоенном участке ламинарным, определяется расход

$$G_1 = \frac{23,7 \cdot 10^{-3}}{1 + \left(\frac{300}{500}\right)^{2-1}} = 20,92 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

и по параллельной трубе диаметром D_1

$$G_1 = G_T - G_2 = (23,7 - 1,39) 10^{-3} = 2,72 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

4. Гидравлический уклон в трубопроводе

$$i = \frac{128 \cdot 23,7 \cdot 10^{-3} \cdot 40 \cdot 10^{-6}}{\pi \cdot 9,81 \cdot 0,5^4} = 63 \cdot 10^{-6}$$

5. Гидравлический уклон на сдвоенном участке определяют по (3.26)

$$i_2 = i_1 = \frac{63 \cdot 10^{-6}}{1 + \left(\frac{300}{500}\right)^{2-1}} = 55,8 \cdot 10^{-6}.$$

6. Проверка принятого режима движения на сдвоенном участке

$$Re_1 = \frac{4 \cdot 20,98 \cdot 10^{-3}}{\pi \cdot 0,5 \cdot 0,4 \cdot 10^{-4}} = 2226;$$

$$Re_2 = \frac{4 * 1,39 * 10^{-3}}{\pi 0,5 * 0,4 * 10^{-4}} = 289.$$

Режим выбран правильно. Зная режимы движения и длины параллельных участков, легко определяют коэффициенты гидравлических сопротивлений λ и потери напора на трение.

Вопросы к практическому занятию:

1. Какие режимы течения жидкости вы знаете?
2. Как определяются коэффициенты гидравлических сопротивлений λ ?
3. Что такое гидравлический уклон и как его определить?
4. Гидравлический расчет параллельных трубопроводов категории III?

Практическое занятие 12

ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОЛЬЦЕВЫХ ТРУБОПРОВОДОВ

Цель: научиться выполнять гидравлический расчет кольцевых трубопроводов

В результате выполнения задания **формируется компетенция ПК-5** - способность эксплуатировать и обслуживать технологическое оборудование, используемое при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья

Теоретическая часть

Они удобны в эксплуатации тем, что обладают хорошей маневренностью при аварийных ситуациях. Рассмотрим гидравлический расчет кольцевых трубопроводов (Рисунок 12.1).

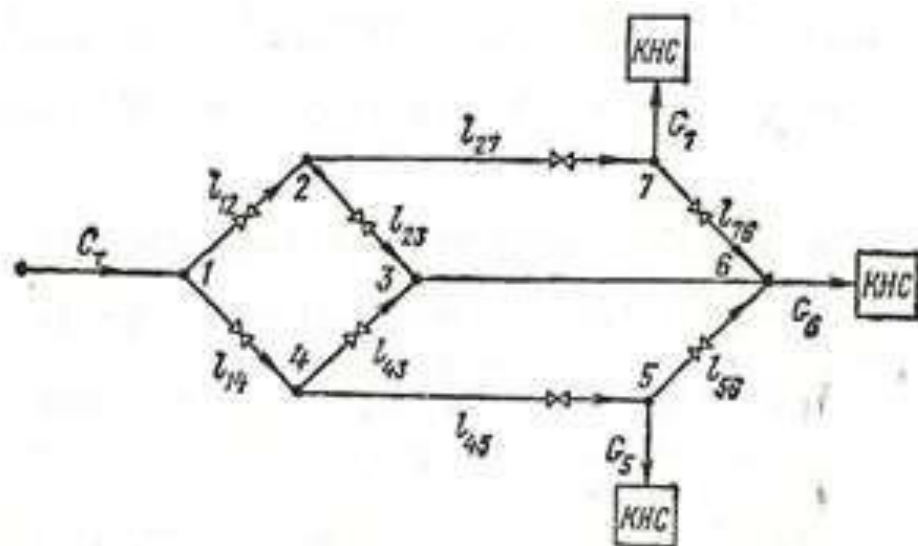


Рисунок 12.1 – Кольцевой трубопровод

Водовод включает семь точек (узлов) разветвлений, соединенных простыми трубопроводами l_{ij} . Через узел 1 воду подают в систему, а в узлах 5,

6, 7 отбирают ее. Обозначив расход воды в трубопроводе, соединяющем между собой i -й и j -й узлы, через G_{ij} , для семи узлов соответственно можно записать следующие уравнения:

$$\left. \begin{array}{l} 1. \quad G_T - G_{12} - G_{14} = 0, \\ 2. \quad G_{12} - G_{27} - G_{23} = 0, \\ 3. \quad G_{23} - G_{43} - G_{36} = 0, \\ 4. \quad G_{14} - G_{43} - G_{45} = 0, \\ 5. \quad G_{45} - G_{56} - G_5 = 0, \\ 6. \quad G_{36} - G_{76} - G_{56} - G_6 = 0, \\ 7. \quad G_{27} - G_7 - G_{76} = 0, \end{array} \right\} \quad (12.1)$$

выражающие закон сохранения количества воды, проходящей через каждый узел системы. Если при решении этих уравнений величина какого-либо расхода окажется отрицательной, то это означает, что жидкость в этом звене движется в направлении, противоположном выбранному. Система (12.1) представлена семью линейными уравнениями с 13 переменными

$$G_T = G_5 + G_6 + G_7. \quad (12.2)$$

Поэтому три из четырех расходов можно задать произвольно. Например, можно считать известным начальный расход воды G_T , и два других расхода G_5 и G_7 . Тогда G_6 определяют как

$$G_6 = G_T - (G_5 + G_7). \quad (12.3)$$

Таким образом, система уравнений (12.1) стала содержать 10 неизвестных расходов. Для получения замкнутой системы уравнений рассмотрим потери напора на трение на отдельных участках.

Обозначим напор в i -м узле системы через H_i и рассмотрим, к примеру, замкнутый контур 1, 2, 3, 4, 1. Для этого контура можно написать

$$\left. \begin{array}{l} H_1 - H_2 = h_{12}, \\ H_2 - H_3 = h_{23}, \\ H_3 - H_4 = h_{34}, \\ H_4 - H_1 = h_{41} \end{array} \right\} \quad (12.4)$$

Здесь h_{ij} — потери напора на участке (i, j) . Складывая почленно уравнения этой системы, получим

$$0 = h_{12} + h_{23} + h_{34} + h_{41}. \quad (12.5)$$

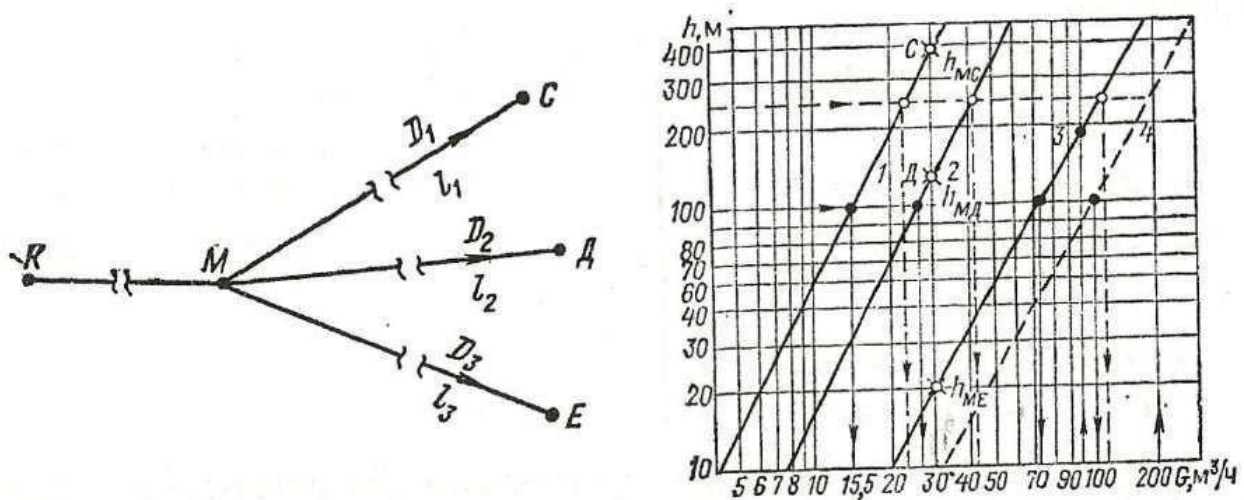
Отсюда следует, что алгебраическая сумма потерь напора на любом замкнутом контуре системы трубопроводов равна нулю.

Для оставшихся двух контуров 3, 2, 7, 6, 3 и 3, 6, 5, 4, 3 можно получить еще два дополнительных уравнения, подобных (12.5):

$$h_{32} + h_{27} + h_{76} + h_{63} = 0, \quad (12.6)$$

$$h_{63} + h_{65} + h_{54} + h_{43} = 0,$$

которые вместе с (12.1) образуют замкнутую систему для нахождения десяти неизвестных расходов.



а – Схема для гидравлического расчета СРТ

б – зависимость напора от расхода

Рисунок 12.2 – Разветвленный трубопровод

В самом деле, каждую разность напоров $H_i - H_l$ определяют по известной формуле Дарси — Вейсбаха

$$h_{ij} = \lambda_{ij} \frac{l}{d_{ij}} \frac{P_{ij}|P_{ij}|}{2g} \quad (12.7)$$

или, принимая во внимание равенство, $P_{ij} = \frac{4G_{ij}}{\pi d_{ij}^2}$ по формуле

$$h_{ij} = \lambda_{ij} \frac{8l_{ij}}{\pi^2 d_{ij}^4 g} G_{ij} |G_{ij}|. \quad (12.8)$$

В (12.7) вместо P_{ij}^2 , - используется выражение $P_{ij}|P_{ij}|$, которое совпадает с P_{ij}^2 при условии, если $P_{ij} > 0$, и равно (P_{ij}^2) в том случае, если $P_{ij} < 0$. Таким образом, учитывается, что величина h_{ij} может быть положительной или отрицательной в зависимости от знака скорости P_{ij} или, что то же, от знака G_{ij} . Основная сложность расчета разветвленных водоводов состоит в необходимости отыскания решений нелинейных алгебраических уравнений (12.5) и (12.6), т. е. в конечном итоге уравнений (12.7) или (12.8). Поскольку неизвестны расходы жидкости в отдельных звеньях системы, то неизвестны и режимы течения жидкости в этих звеньях, а значит, и те формулы, которые нужно применить для определения коэффициентов гидравлического сопротивления λ_{ij} .

Расчеты сложных трубопроводов достаточно трудоемки. Поэтому вначале рассмотрим горизонтальные разветвленные трубопроводы с раздачей нефти в конечных точках ветвей.

Решение. Можно записать

$$\lambda = ARe^{-m} = A(PD/v)^{-m}. \quad (12.9)$$

Получим

$$\Delta H = A \frac{Lv^{2-m}v^m}{2gD^{m+1}}. \quad (12.10)$$

Для горизонтальных простых трубопроводов ($\Delta z=0$), согласно уравнению Бернулли, потеря напора на трение может быть приравнена высоте нагнетания, т. е. $h=\Delta p/\rho g$. Поэтому для каждой ветви справедливо условие

$$h = A_1 G_1^{2-m} = A_2 G_2^{2-m} \quad (12.11)$$

Последнюю формулу можно представить так

$$\lg h = \lg A_i + (2-m) \lg G_i.$$

Значения G и h для ответвлений нанесем на логарифмическую сетку, на которой зависимости потерь напора от расхода будут представлять взаимно параллельные прямые. Суммируя пропускные способности G_1 , G_2 , G_3 ответвлений, можно найти некоторую точку (h, G_4) , по которой определяют так называемую эквивалентную линию — прямую, параллельную линиям h — G (кривая 4). С помощью эквивалентной прямой можно определить пропускную способность ответвлений и необходимые напоры в них.

Задача 12.1. По общему трубопроводу $K — M$ транспортируется нефть вязкостью $\nu = 15 \text{ мм}^2/\text{с}$ в количестве $G = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$. Размеры ветвей следующие:

$$MC — D_1 — 0,1 \text{ м}, L_1 = 20 \text{ км};$$

$$MD — D_2 — 0,15 \text{ м}, L_2 = 40 \text{ км};$$

$$ME — D_3 = 0,2 \text{ м}, L_3 = 30 \text{ км}.$$

Определить объемные расходы в точках C , D , E , и напор в точке M .

Решение. Допускают, что через каждую ветвь транспортируется, например, $G_d = 30 \text{ м}^3/\text{ч}$ нефти. Тогда определяют потери напора в этих ветвях, предварительно рассчитав скорости движения нефти в них, режимы и коэффициенты гидравлических сопротивлений. Для ветви MC :

$$v_1 = \frac{G_d}{S} = \frac{4 * 30}{3600 \pi D_1^2} = \frac{120}{3600 * 3.14 * 0.1^2} = 1,06 \text{ м/с};$$

$$Re_1 = \frac{v_1 D_1}{\nu} = \frac{1,06 * 0,1}{15 * 10^{-6}} = 7060;$$

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re_1^{0,25}} = \frac{0,3164}{7060^{0,25}} = 0.0345.$$

Потери напора в ветви

$$h_{MC} = 0,0345 * \frac{20000}{0,1} \frac{1,06^2}{2 * 9,81} = 395 \text{ м.}$$

По аналогии определяют потери напора в ветвях *MD* и *ME*.

$$h_{MD} = 0,0382 * \frac{40000}{0,15} \frac{0,473^2}{2 * 9,81} = 128 \text{ м.}$$

$$h_{ME} = 0,0406 * \frac{30000}{0,2} \frac{0,265^2}{2 * 9,81} = 20,8 \text{ м.}$$

Для нахождения угла наклона прямых, характеризующих работу этих ветвей, задают, например, еще раз расход (100 м³/ч) для третьего ответвления и определяют в нем потери напора на трение

$$P_3 = \frac{G_d}{S} = \frac{4 * 100}{3600 * 3.14 * 0.2^2} = 0.885 \text{ м/с;}$$

$$Re_1 = \frac{0.855 * 0.2^2}{15 * 10^{-6}} = 11800;$$

$$\lambda = \frac{0,3164}{11800^{0.25}} = 0.032;$$

$$h_{ME} = 0,032 * \frac{30000}{0,2} \frac{0,855^2}{2 * 9,81} = 193 \text{ м.}$$

Нанося на логарифмическую сетку соответствующие значения G_d и h_{ME} , получают линию, характеризующую ответвление *ME* (кривая 3), а параллельно ей линии для ответвления *MC* и *MD* (кривые 1 и 2), которые пройдут через точки *C* и *D* (рисунок 12.2)

Для определения пропускной способности каждого ответвления необходимо построить линию, характеризующую эквивалентный трубопровод. Задаются напором в точке *M*, например, 100 м. Из рисунка находим $G_1 = 15,5$, $G_2 = 27,5$, $G_3 = 72$ м³/ч.

Пропускная способность эквивалентного трубопровода равна сумме пропускных способностей ответвлений, т. е. 115 м³/ч. Линия,

характеризующая эквивалентный трубопровод, проходит через точку с координатами (100 м; 115 м³/ч) и параллельна трем другим линиям.

Для пропускной способности 200 м³/ч высота напора в точке M (рисунок 12.2) должна быть 250 м. В этом случае пропускные способности ветвей составят: первой — 24 м³/ч, второй — 42 м³/ч, третьей — 120 м³/ч.

Задача 12.2. К сборному горизонтальному коллектору AB протяженностью $L = 10$ км и диаметром $D = 125$ мм подключены две добывающие скважины M и N с устьевыми давлениями 2, 13 и 1,7 МПа соответственно (рисунок 12.3). В выкидную линию MA диаметром $D_1 = 80$ мм подается 300 т/сут нефти, плотностью $\rho = 860$ кг/м³ и вязкостью $\mu = 20$ мПа*с.

Определить давление в точке A и диаметр D_2 выкидной линии NA для пропуска 400 т/сут нефти, если необходимый перепад давления на ней равен 0,5 МПа, а давление в точке $B = 0,6$ МПа.

Решение. Определяют скорость в сборном коллекторе

$$v = \frac{G_1 + G_2}{86400S\rho} = \frac{(300 + 400) \cdot 4}{86400 \cdot 3.14 \cdot 0.125^2 \cdot 0.86} = 0.77 \text{ м/с};$$

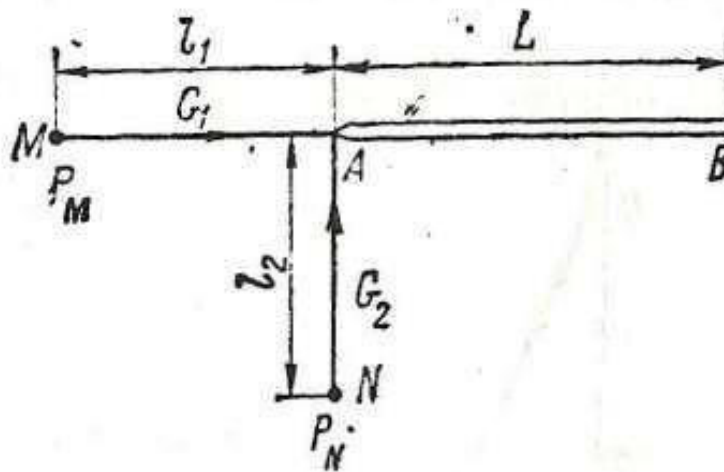


Рисунок 12.3 – Расчетная схема подключения выкидных линий к сборному коллектору AB

Режим движения нефти турбулентный, так как

$$Re = \frac{0.77 * 0.125 * 860}{20 * 10^{-3}} = 4150 > 2320.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda = 0,3164/\sqrt[4]{4150} = 0,039.$$

Давление в точке А

$$P_A = P_B + \lambda \frac{L}{D} \frac{\rho v^2}{2} = 0,6 * 10^{-6} + 0,039 \frac{10000}{0,125} \frac{0,77^2}{2} 860 = 1,39 \text{ МПа}.$$

Скорость нефти в выкидной линии МА

$$v = \frac{G_1}{S \rho} = \frac{4 * 300}{86400 * 3,14 * 0,08^2 * 0.86} = 0,800 \text{ м/с};$$

Режим движения турбулентный, так как

$$Re = \frac{0.800 * 0.08 * 860}{20 * 10^{-3}} = 2750 > 2320.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda = 0,3164/Re^{0.25} = 0,3164/2750^{0.25} = 0,043.$$

Давление в точке М

$$P_M = P_A + \lambda \frac{l}{D_1} \frac{\rho v^2}{2} = 1,39 * 10^6 + 0,043 \frac{5000}{0,08} \frac{0,8^2}{2} 860$$

$$= 1,39 * 10^6 + 0,74 * 10^6 = 2,13 \text{ МПа}.$$

Определяют диаметр выкидной линии NA.

Данная задача решается графоаналитическим методом. Все расчеты для $G = 400$ т/сут сведены в таблицу 12.1.

Из точки, соответствующей заданному перепаду давления, проводят горизонталь до пересечения с кривой и из точки пересечения опускают перпендикуляр до оси абсцисс, получаем искомый диаметр 87 мм.

Таблица 12.1 – Результаты расчета к задаче

$D_{2i}, \text{м}$	$P_{2i}, \text{м/с}$	Re_{2i}	λ_{2i}	$\Delta P_{2i}, \text{МПа}$
0,05	2.73	5850	0,036	6,94
0,06	1.90	4900	0,038	2,92
0,07	1.39	4160	0.039	1,40
0,08	1,07	3680	0,041	0,78
0,09	0.85	3200	0,042	0,41
0.1	0,68	2920	0,043	0,25

Задача 12.1. Определить диаметры участков кольцевой водопроводной сети из новых стальных труб (рисунок 12.4) Отборы в узловых точках $G_2 = 0,01 \text{ м}^3/\text{с}$, $G_3 = 0,05 \text{ м}^3/\text{с}$ и $G_4 = 0,015 \text{ м}^3/\text{с}$;

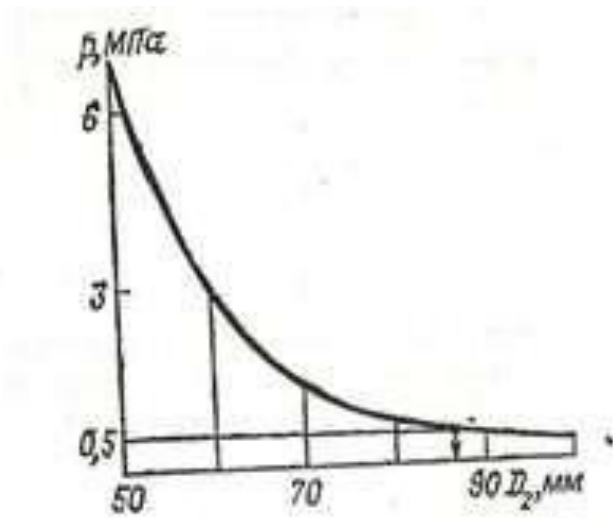


Рисунок 12.4 – График для определения необходимого диаметра трубопровода графоаналитическим способом

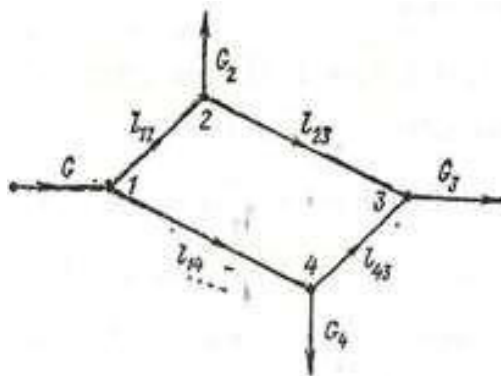


Рисунок 12.5 – Расчетная схема кольцевого водовода

длина участков $l_{12} = 500$ м, $l_{23} = 1000$ м, $l_{14} = 1000$ м, $l_{43} = 500$ м. Давление в точке 1 $p_1 = 0,17$ МПа. Минимальное давление в точке 3 $p_3 = 5 \cdot 10^4$ Па. Температура воды $t = 20$ °С.

Решение. Расчет выполняют методом последовательных приближений. Назначая расходы для каждого участка сети, выбирают диаметры. Предположим, что половина расхода G_3 проходит по участку 1—2—3, половина — по участку 1—4—3.

Участок 1—2

$$G_{12} = G_2 + 0,5G_3 = 0,01 + 0,5 \cdot 0,05 = 0,035 \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$\text{Пусть } D_{12} = 0,2 \text{ м, тогда } P_{12} = \frac{G_{12}}{S_{12}} = \frac{0,035 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,2^2} = 1,16 \text{ м/с};$$

Участок 2—3

$$G_{23} = 0,5G_3 = 0,025 \text{ м}^3/\text{с}. \text{ Пусть } D_{23} = 0,175 \text{ м, тогда } P_{23} = 1,03 \text{ м/с}.$$

Участок 1—4

$$G_{14} = G_4 + 0,5G_3 = 0,015 + 0,5 \cdot 0,05 = 0,04 \text{ м}^3/\text{с}$$

Пусть $D_{14} = 0,2$ м, тогда

$$P_{14} = G_{14}/S = 0,04 \cdot 4 / (3,14 \cdot 0,2^2) = 1,23 \text{ м/с}.$$

Участок 4—3

$$G_{43} = 0,5G_3 = 0,5 \cdot 0,05 = 0,025 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Пусть $D_{43} = 0,175 \text{ м}$, тогда $P_{43} = 1,03 \text{ м/с}$.

Потери давления на каждом участке определяют при плотности воды $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$

$$\Delta p = \rho g A l G^2.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления λ рассчитывают по формуле Б. Л. Шифринсона

$$\lambda = 0,11(2k_3/D_{12})^{0,25} = 0,11 \cdot (2 \cdot 0,0002/0,2)^{0,25} = 0,0236.$$

Удельное сопротивление A трубопровода определяют по

$$A = \frac{8\lambda}{g\pi^2 D_{12}^5} = \frac{8 \cdot 0,0236}{9,81 \cdot 3,14^2 \cdot 0,2^5} = 6,03 \text{ с}^2/\text{м}^6.$$

Потери давления на участке 1—2

$$\Delta p_{12} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 6,03(3,5 \cdot 10^{-2})^2 500 = 2,95 \text{ кПа}.$$

Потери давления на участке 2—3

$$\lambda = 0,11(2k_3/D_{23})^{0,25} = 0,11 \cdot (2 \cdot 0,0002/0,175)^{0,25} = 0,043;$$

$$A = \frac{8 \cdot 0,043}{9,81 \cdot 3,14^2 \cdot 0,175^5} = 21,5 \text{ с}^2/\text{м}^6.$$

$$\Delta p_{23} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 21,5(2,5 \cdot 10^{-2})^2 1000 = 13,3 \text{ кПа}.$$

Суммарные потери на участке 1—2—3

$$\Delta p_{123} = 2,95 \cdot 10^4 + 13,3 \cdot 10^4 = 162,5 \text{ кПа}.$$

На участке 1—4, как и на участке 1—2,

$\lambda = 0,0236$ и $A = 6,03$,

$$\Delta p_{14} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 6,03(4 \cdot 10^{-2})^2 1000 = 95000 \text{ Па} = 95 \text{ кПа}.$$

На участке 4—3, как и на участке 2—3,

$\lambda = 0,043$; $A = 21,5 \text{ с}^2/\text{м}^6$;

$$\Delta p_{43} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 21,5(2,5 \cdot 10^{-2})^2 500 = 66000 \text{ Па} = 66 \text{ кПа}.$$

Суммарные потери на участке $1-4-3$

$$\Delta p_{143} = 95 + 66 = 161 \text{ кПа.}$$

Потери давления на участках $1-2-3$ и $1-4-3$ отличаются незначительно, следовательно, диаметры и расходы на участках рассчитаны достаточно точно и другого приближения не требуется. В противном случае поступили бы так:

$$\Delta p = \Delta p_{123} - \Delta p_{143} = 162,5 - 161 = 1,5 \text{ кПа.}$$

и при выбранных диаметрах участков рассчитывали бы перераспределение расходов по формуле

$$\Delta G = \frac{\Delta p}{2\rho g \sum A_i G_i l_i} \quad (12.12)$$

Расход ΔG прибавляли бы к расходам тех участков, где потери давления оказались меньше, и вычитали бы эту величину из расходов тех участков, где потери давления оказались большими.

Вопросы к практическому занятию

1. Что такое метод последовательных приближений?
2. Какие преимущества имеют кольцевые трубопроводы?
3. Чему равна пропускная способность эквивалентного трубопровода?

Практическое занятие 13

НЕИЗОТЕРМИЧЕСКОЕ ТЕЧЕНИЕ ОДНОРОДНОЙ ЖИДКОСТИ

Цель: изучить особенности неизотермического течения однородной жидкости

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ОПК-7 - способность осуществлять и корректировать технологические процессы при строительстве, ремонте и эксплуатации скважин различного назначения и профиля ствола на суше и на море, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность темы

Неизотермическое течение имеет ряд характерных особенностей, которые необходимо учитывать при транспортировке однородной жидкости.

Теоретическая часть

Для трубопроводов, транспортирующих при стационарном режиме однородную жидкость, когда температура ее по длине трубопровода изменяется, рекомендуется пользоваться формулой акад. В. Г. Шухова

$$t_x = t_o + (t_n - t_o)e^{-\frac{K\pi D_{\text{в}}x}{G\rho c_p}} \quad (13.1)$$

где

$$\frac{K\pi D_{\text{в}}x}{G\rho c_p} = \text{Шу- критерий Шухова} \quad (13.2)$$

В (13.1) обозначены: t_x — средняя по сечению температура потока на расстоянии x от начала; t_o — температура окружающей среды (грунта); t_n — начальная температура потока; K — полный коэффициент теплопередачи от потока в окружающую среду, Вт/(м² · °С); $D_{\text{в}}$ — внутренний диаметр трубопровода, м; G, ρ, c_p — соответственно объемный расход (м³/ч), плотность жидкости (кг/м³) и удельная теплоемкость Дж (кг · °С); e — основание натурального логарифма, равное 2,72.

В конце трубопровода $x = L$ температура $t_L = t_k$.

В общем случае в трубопроводе могут существовать два режима течения: на начальном участке — турбулентный, а в конце — ламинарный. Длину турбулентного участка l_T определяют из (3.64)

$$l_T = \frac{G\rho c_p}{K\pi D} \ln \frac{t_H - t_o}{t_{кр} - t_o}, \quad (13.3)$$

где $t_{кр}$ — критическая температура, соответствующая переходу из турбулентного режима в ламинарный. Исходя из критического параметра $Re = 2300$, можно определить критическую вязкость ($\nu_{кр} = (\mu/\rho)$)

$$\nu_{кр} = 4G/(\pi D Re_{кр}). \quad (13.4)$$

Зависимость вязкости нефти от температуры определяют по формуле Филонова

$$\nu = \nu_* e^{-u(t-t_*)}, \quad (13.5)$$

где ν_* — вязкость при произвольной известной температуре, мПа·с; t_* — температура, выбираемая в рабочем интервале температур; °С; u — показатель крутизны вискограммы, 1/°С; t — текущая температура, °С.

При аналитическом определении необходимо знание вязкостей нефти для двух температур t_1 и t_2 . Тогда, логарифмируя уравнение (13.5), получим

$$u = \frac{1}{t_2 - t_1} \ln \frac{\nu_1}{\nu_2} = tg\alpha \quad (13.6)$$

Если вязкость определяют по формуле Филонова (13.5), то критическая температура будет

$$t_{кр} = t_* + \frac{1}{u} \ln \frac{(\nu_* \pi D Re_{кр})}{4G}. \quad (13.7)$$

Очевидно, что при $t_H \leq t_{кр}$ режим только ламинарный, а при $t_H \geq t_{кр}$ — турбулентный. При $t_H < t_{кр} < t_{кв}$ в трубопроводе — два режима движения: ламинарный и турбулентный. Коэффициент теплопередачи K в (13.4) зависит

от внутреннего α_1 и внешнего α_2 коэффициентов теплоотдачи, а также от термического сопротивления стенки трубы, изоляции, отложения парафина и определяется из формулы

$$\frac{1}{KD_B} = \frac{1}{\alpha_1 D_B} + \sum \frac{1}{2\lambda_i} \ln \left(\frac{D_{hi}}{D_{bi}} \right) + \frac{1}{\alpha_2 D_B}, \quad (13.8)$$

где D_{hi} , D_{bi} — соответственно коэффициент теплопроводности, Вт/(м·°C), наружный и внутренний диаметры трубы, изоляции, м; α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи, Вт/(м²·°C).

Коэффициент теплоотдачи α ., определяют из формулы Михеева (для $Re \leq 2000$):

$$Nu = 0,17 Re^{0,33} Pr^{0,33} Gr^{0,1} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (13.9)$$

Для $Re \geq 10^4$

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} Gr^{0,1} (Pr/Pr_{ст})^{0,25} \quad (13.10)$$

где Nu , Re , Pr , Gr — соответственно критерии Нуссельта, Рейнольдса, Прандтля и Грасгофа; $Gr_{ст}$ — критерий Грасгофа, определяемый при температуре стенки. Все остальные параметры рассчитывают при средней температуре потока.

$$Nu = \frac{\alpha_1 D_B}{\lambda} \quad (13.11)$$

характеризует интенсивность перехода теплоты на границе поток — стенка.

Критерий Прандтля

$$Pr = c_p \mu / \lambda \quad (13.12)$$

характеризует отношение вязкостных и температуропроводных свойств теплоносителя.

Критерий Рейнольдса

$$Re = \rho D_B v / \mu \quad (13.13)$$

характеризует отношение сил инерции и трения в потоке.

Критерий Грасгофа

$$Gr = \frac{D_z^3 g \beta (t_{\text{п}} - t_{\text{ст}})}{\bar{\nu}^2} = \frac{D_z^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} \quad (13.14)$$

характеризует соотношение сил трения, инерции и подъемной силы, обусловленной различием плотностей в отдельных точках

неизотермического потока.

В формуле обозначены: β — коэффициент объемного расширения нефти, $1/^\circ\text{C}$; g — ускорение свободного падения, м/с^2 ; $t_{\text{п}}$ и $t_{\text{ст}}$ — соответственно температура потока и внутренней поверхности стенки трубы, $^\circ\text{C}$; c_p — массовая теплоемкость жидкости, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$.

В интервале температур, в котором работают промысловые трубопроводы, массовая теплоемкость c_p , коэффициент теплопроводности λ и плотность нефти ρ изменяются незначительно и их можно считать постоянными.

$$c_p = 1,6 - 2,5 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}; \lambda = 0,1 - 0,16 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Для более точных расчетов коэффициент теплопроводностей нефтей λ ($\text{Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{C})$) по формуле Крето — Смита

$$\lambda = 0,101(1 - 0,00054/t)/\rho_{15} \quad (13.15)$$

где ρ_{15} — плотность нефти при 15°C , т/м^3 ; t — температура нефти, $^\circ\text{C}$.

Массовая теплоемкость углеродистых сталей и отложений парафина равна соответственно 0,5 и 2,9 $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$.

Для определения плотности нефти пользуются формулой Д. И. Менделеева

$$\rho_t = \frac{\rho_{20}}{1 + \beta(t - 20)} \quad (13.16)$$

где ρ_{20} — плотность нефти при 20°C ; β — коэффициент объемного расширения нефти, $1/^\circ\text{C}$ (обычно $\beta = 0,00066 \text{ } 1/^\circ\text{C}$).

Для определения внешнего коэффициента теплоотдачи α_2 подземного трубопровода пользуются теоретической формулой Форхгеймера — Власова

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{\text{гр}}}{D_{\text{н}} \ln \left[\frac{2H_0}{D_{\text{н}}} + \sqrt{\left(\frac{2H_0}{D_{\text{н}}}\right)^2 - 1} \right]}, \quad (13.17)$$

где H_0 — глубина заложения трубопровода в грунт до его оси, м; $\lambda_{\text{гр}}$ — коэффициент теплопроводности грунта. При $2H_0/D_{\text{н}} > 2$

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{\text{гр}}}{D_{\text{н}} \ln(4H_0/D_{\text{н}})}. \quad (3.18)$$

Для подземных изолированных трубопроводов при турбулентном режиме $\alpha_1 > \alpha_2$. Поэтому для приближенных расчетов величиной $1/\alpha_1$ можно пренебречь, т. е. в этом случае принимается $t_{\text{н}} \cong t_{\text{ст}}$. Для ориентировочных расчетов коэффициент теплоотдачи можно принимать, Вт/(см²·°C): Для сухого песка — $116 \cdot 10^{-6}$; для влажной глины — $145 \cdot 10^{-6}$; для мокрого песка — $348 \cdot 10^{-6}$.

Задача 13.1. По трубопроводу перекачивается вязкая нефть с подогревом. Трубопровод имеет длину $L=10$ км, наружный диаметр $D_{\text{н}} = 426$ мм, толщину стенки $\delta = 9$ мм. Объем перекачиваемой нефти $G = 300$ м³/ч с начальной температурой $t_{\text{н}} = 80$ °C, с конечной $t_{\text{к}} = 45$ °C. Трубопровод проложен над землей с температурой окружающей среды $t_0 = -20$ °C. Кинематическая вязкость при 10 °C $\nu_0 = 25$ м²/ч. Коэффициент крутизны вискограммы $u = 0,08$ 1/°C, плотность нефти $\rho_{\text{н}} = 910$ кг/м³. Коэффициент объемного расширения нефти $\beta = 0,000657$ 1/°C, удельная теплоемкость нефти $c_p = 2000$ Дж/(кг·°C), теплопроводность воздуха $\lambda_{\text{в}} = 0,105$ Вт/(м·°C),

теплопроводность стали $\lambda_{ст}=50$ Вт/(м·°С), коэффициент теплоотдачи $\alpha_{2от}$ стенки к воздуху примем равным 12,5 Вт/(м · °С).

Определить работу трубопровода при данных условиях и толщину теплоизоляции, если она будет необходима.

Решение. По (13.1) определяют критическую температуру, приняв при этом $Re = 2000$,

$$t_{кр} = 10 + \frac{1}{0.08} \ln \frac{25 * 3.14 * 0.408 * 2000}{4 * 300} = 60^{\circ}\text{C}.$$

Так как $t_n > t_{кр} > t_k$, то в трубопроводе два режима течения: ламинарный и турбулентный.

Определяют внутренние коэффициенты теплоотдачи α_1 . Для турбулентного режима средняя температура потока

$$t_{п} = \frac{t_n + t_{кр}}{2} = \frac{80 + 60}{2} = 70^{\circ}\text{C}.$$

Среднюю температуру стенки примем равной $t_{ст} = 50^{\circ}\text{C}$.

Определяем вязкость, параметры Re , Pr , Gr при средних температурах потока и стенки по

$$v_{п} = 25 \exp - 0,08(70 - 10) = 0,21 \text{ м}^2/\text{ч};$$

$$v_{ст} = 25 \exp - 0,08(60 - 10) = 1,02 \text{ м}^2/\text{ч};$$

$$Re = \frac{4G}{D_{н}\pi v_{н}} = \frac{4 * 300}{3,14 * 0,408 * 0,21} = 4470;$$

$$Pr = \frac{v_0 c_p \rho}{\lambda_{в}} = \frac{0,21 * 0,45 * 910}{0,105} = 820;$$

$$Pr_{ст} = \frac{1,02 * 0,45 * 910}{0,105} = 3980;$$

$$Gr_{п} = \frac{0,408^{39,81} * 3600^2 * 0,000657(70 - 50)}{0,21^2} = 2540 * 10^3.$$

Поскольку $2000 < Re_{\pi} < 10^4$, то внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 , определяют с помощью интерполяции

$$Nu_1 = 0,17 * 4470^{0,33} 820^{0,43} (2540 * 10^3)^{0,1} \left(\frac{820}{3980} \right)^{0,25} = 142.$$

$$Nu_2 = 0,021 * 4470^{0,8} 820^{0,43} \left(\frac{820}{3980} \right)^{0,25} = 208.$$

Тогда

$$Nu_{\pi} = Nu_1 + (Nu_2 - Nu_1) \frac{Re_{\pi} - 2000}{10^4 - 2000} = 142 + (208 - 142) \frac{4470 - 2000}{8000} = 162,4.$$

Откуда

$$\alpha_1 = \frac{Nu_{\pi} \lambda}{D} = \frac{162,4 * 0,105}{0,408} = 41,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С}).$$

Проверяют температуру стенки по уравнению теплового баланса

$$t_{\text{ст}} = \frac{t_0 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2} t_{\pi}}{1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2}} = \frac{-20 + \frac{41,8}{12,5} 70}{1 + \frac{41,8}{12,5}} = 49,1^\circ\text{С},$$

принятая температура стенки 50°С , т.е. практически совпала с расчетной.

Ламинарный участок

Средняя температура потока

$$t_{\pi} = (t_{\text{кр}} + t_{\text{к}})/2 = (60 + 45)/2 = 52,5^\circ\text{С}.$$

Принимают среднюю температуру стенки $t_{\text{ст}} = 30^\circ\text{С}$. По аналогии с предыдущим находят $\nu_{\pi} = 0,85 \text{ м}^2/\text{ч}$; $\nu_{\text{ст}} = 5,0 \text{ м}^2/\text{ч}$, $Re_{\pi} = 1100$; $Pr_{\pi} = 3310$, $Pr_{\text{ст}} = 19650$, $Gr_{\pi} = 1,76 \cdot 10^5$, $\alpha_{1_{\pi}} = 30 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$. Проверяют принятую температуру стенки

$$t_{\text{ст}} = \frac{-20 + \frac{30}{12,5} 52,5}{1 + \frac{30}{12,5}} = 31^{\circ}\text{C}$$

Для обоих участков совпадение удовлетворительное, и поэтому пересчет не проводят.

Определяют полные коэффициенты теплоотдачи для турбулентного участка

$$\frac{1}{K_{\text{т}} * 0,408} = \frac{1}{41,8 * 0,408} + \frac{1}{2 * 50} \ln \frac{0,426}{0,408} + \frac{1}{12,5 * 0,426};$$

$$K_{\text{т}} = 9,92 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}).$$

для ламинарного участка

$$\frac{1}{K_{\text{л}} * 0,408} = \frac{1}{30 * 0,408} + \frac{1}{2 * 50} \ln \frac{0,426}{0,408} + \frac{1}{12,5 * 0,426};$$

$$K_{\text{л}} = 9,92 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}).$$

Длину турбулентного участка определяют

$$L_{\text{т}} = \frac{300 * 910 * 0,45}{9,92 * 3,14 * 0,408} \ln \frac{80 - (-20)}{60 - (-20)} \cong 2200 \text{ м.}$$

Длину ламинарного участка определяют из той же формулы с заменой в числителе $t_{\text{н}}$ на $t_{\text{кр}}$, а в знаменателе $t_{\text{кр}}$ на $t_{\text{к}}$ и $K_{\text{т}}$ на $K_{\text{л}}$

$$L_{\text{л}} = \frac{300 * 910 * 0,45}{9,1 * 3,14 * 0,408} \ln \frac{60 - (-20)}{40 - (-20)} = 2110 \text{ м.}$$

Таким образом, без тепловой изоляции температуру нефти в конце трубопровода, равную 45°C , получить не представляется возможным.

Определяют необходимую толщину тепловой изоляции. Так как $t_{\text{н}}$ и α_2 заданы, а $t_{\text{кр}}$ не зависит от тепловой изоляции, то остаются без изменения $\alpha_{1\text{т}}$ и $\alpha_{1\text{л}}$.

Для трубопровода с тепловой изоляцией

$$\frac{1}{K_T D_\Gamma} = \frac{1}{\alpha_{1, \Gamma} D_\Gamma} + \frac{1}{2\lambda_{\text{ст}}} \ln \left(\frac{D_H}{D_\Gamma} \right) + \frac{1}{\alpha_2 D_\Gamma} \frac{1}{2\lambda_{\text{из}}} \ln \frac{D_{\text{из}}}{D_H};$$

$$\frac{1}{K_L D} = \frac{1}{\alpha_{1, \Gamma} D} + \frac{1}{2\lambda_{\text{ст}}} \ln \left(\frac{D_H}{D_\Gamma} \right) + \frac{1}{\alpha_2 D_H} \frac{1}{2\lambda_{\text{из}}} \ln \frac{D_{\text{из}}}{D_H}$$

где $\lambda_{\text{из}}$, $D_{\text{из}}$ — теплопроводность и диаметр изоляции соответственно.

Совместное решение этих уравнений позволяет получить следующее выражение:

$$\frac{D_{\text{из}}}{D_H} = \frac{e^{2\lambda_{\text{из}} \left(\frac{\pi L}{G \rho c_p \text{Ш}_{\text{уп}}} - \frac{1}{\alpha_2 D_H} \right)}}{\frac{\lambda_{\text{из}}}{D_H} \frac{t_H - t_o}{\lambda_{\text{ст}}} \frac{t_{\text{кр}} - t_o}{\alpha_{1, \Gamma}} \frac{2\lambda_{\text{из}}}{\left(\frac{D_{\text{в}}}{D_\Gamma} \right) \left[\frac{t_{\text{кр}} - t_o}{t_{\text{к}} - t_o} \right] \frac{1}{\alpha_{1, \Gamma} D_\Gamma \text{Ш}_{\text{уп}}}}},$$

где $\text{Ш}_{\text{уп}} = \ln \frac{t_H - t_o}{t_{\text{кр}} - t_o}$ приведенный параметр Шухова.

В качестве теплоизоляционного материала применяют стекловату, для которой коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{из}} = 0,05 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{C})$, тогда, подставляя в данную формулу числовые значения,

$$\begin{aligned} \frac{D_{\text{из}}}{D_H} &= \frac{2 \cdot 0,05 \left(\frac{3,14 \cdot 10 \cdot 10^3}{300 \cdot 915 \cdot 2000 \ln \frac{80 - (-20)}{66,6 - (-20)}} - \frac{1}{12,5 - 0,426} \right)}{0,426 \frac{0,05}{50} \frac{80 - (-20)}{60 - (-20)} \frac{41,8}{30} \frac{2 \cdot 0,05}{(0,408) \left[\frac{60 - (-20)}{45 - (-20)} \right] \frac{1}{41,8 \cdot 0,408 \ln \frac{80 - (-20)}{66,6 - (-20)}}}} \\ &= 1,08. \end{aligned}$$

Откуда $D_{\text{из}} = 1,08 \cdot 426 = 460 \text{ мм}$.

Полученной формулой можно пользоваться и для случая, когда в трубопроводе один режим течения.

Приняв $t_{кр} = t_H$, получают формулу для определения необходимого диаметра изоляции для ламинарного режима, а при $t_{кр} = t_K$ получают аналогичную формулу для турбулентного режима.

Вопросы к практическому занятию

1. Коэффициенты теплоотдачи?
2. Формула для определения необходимого диаметра изоляции для ламинарного режима?
3. формула для определения необходимого диаметра изоляции для ламинарного режима?

Практическое занятие 14

ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ ТРУБОПРОВОДОВ, ТРАНСПОРТИРУЮЩИХ МНОГОФАЗНЫЕ ЖИДКОСТИ

Цель: изучить процессы, происходящие при транспортировании многофазных жидкостей.

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ПК-9 - готовность участвовать в испытании нового оборудования, опытных образцов, отработке новых технологических режимов при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья

Актуальность темы

Основной задачей при гидравлических расчетах трубопроводов, транспортирующих многофазные жидкости — двухфазные эмульсии и трехфазные смеси, — является определение перепадов давления. Однако помимо этого могут возникнуть задачи расчета трубопроводов на пропускную способность и определение необходимого диаметра.

Теоретическая часть

Для расчета трубопроводов, транспортирующих многофазные жидкости, удовлетворительные результаты дает методика А. И. Гужова и В. Ф. Медведева, разработанная ими для разрушенных неустойчивых эмульсий.

В промысловых условиях в связи с широким применением внутрискважинной и путевой деэмульсии мы имеем дело только с такими эмульсиями.

Порядок расчета трубопроводов, транспортирующих эмульсии, следующий.

1. Рассчитывают объемную долю дисперсной фазы в эмульсии

$$\beta_n = G_n / (G_n + G_v); \beta_v = G_v / (G_n + G_v), \quad (14.1)$$

для определения вида эмульсии: обратной В/Н или прямой Н/В. Наиболее плотная упаковка капель пластовой воды в эмульсии достигается при $\beta_v = 0,741$ и дальнейшая концентрация этих капель приводит к инверсии фаз в эмульсии. Поэтому в расчетах принимают следующие критерии содержания дисперсной фазы:

$$\beta = \beta_v \text{ при } \beta_v \leq 0,741 \text{ и } \beta = \beta_n \text{ при } \beta_v > 0,741,$$

т. е. если $\beta = \beta_v$, то дисперсной фазой является вода, а дисперсионной средой — нефть, а если $\beta = \beta_n$, то наоборот.

При содержании дисперсной фазы $0,524 < \beta_v < 0,741$ в эмульсиях проявляются неньютоновские свойства, транспортирование таких эмульсий сопряжено с большой затратой энергии. Поэтому расчеты ведутся для условий, когда содержание дисперсной фазы не превышает 0,524, и эмульсии транспортируют при турбулентном режиме. При содержании дисперсной фазы в эмульсии $\beta_v \geq 0,741$ последняя, как правило, имеет ньютоновские свойства, и транспортирование ее может осуществляться при любом режиме.

2. Определяют плотность эмульсии — двухфазной — по одной из формул

$$\begin{aligned} \rho_{\text{э}} &= \rho_n(1 - \beta_v) + \rho_v \beta_v; \\ \rho_{\text{э}} &= \rho_n \beta_n + \rho_v \beta_v; \\ \rho_{\text{э}} &= \frac{\rho_n G_n + \rho_v G_v}{G_n + G_v} \end{aligned} \quad (14.2)$$

В этих формулах ρ_n, ρ_v — плотности нефти и воды соответственно, кг/м³; β_v — обводненность в долях единицы; G_n, G_v — объемные расходы нефти и воды, м³/с.

Плотность нефтегазоводяной смеси — трехфазной — определяют по расходным параметрам из следующей формулы:

$$\rho_v = \rho_c(1 - \beta)(1 - \beta_\phi) + \rho_\phi(1 - \beta)\beta_\phi + \rho_g\beta, \quad (14.3)$$

где β — расходное объемное газосодержание; β_ϕ — объемная доля дисперсной фазы в эмульсии; $\rho_c, \rho_\phi, \rho_g$ — соответственно плотность дисперсионной среды, дисперсной фазы и газа.

3. Рассчитывают динамическую вязкость эмульсии по формуле Бринкмана

$$\begin{aligned} \mu_\varepsilon &= \mu_n / (1 - \beta)^{2,5} \text{ при } \beta = \beta_v < 0,524; \\ \mu_\varepsilon &= \mu_v / (1 - \beta)^{2,5} \text{ при } \beta = \beta_v < 0,259. \end{aligned} \quad (14.4)$$

4. Находят кинематическую вязкость эмульсии

$$v_\varepsilon = \mu_\varepsilon / \rho_\varepsilon. \quad (14.5)$$

5. Определяют среднюю скорость течения эмульсии в трубопроводе

$$P_\varepsilon = 4(G_n + G_v) / (\pi D^2). \quad (14.6)$$

6. Вычисляют число Рейнольдса

$$Re_\varepsilon = P_\varepsilon D / \mu_\varepsilon = P_\varepsilon D \rho_\varepsilon / \mu_\varepsilon. \quad (14.7)$$

7. Рассчитывают коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda_\varepsilon = \frac{0,3164}{(1 + 1,125\beta) Re_\varepsilon^{0,25}}. \quad (14.8)$$

8. Определяют перепад давления на расчетной длине трубопровода

$$\Delta p = p_n - p_k = \lambda_\varepsilon \frac{l}{D} \frac{P_\varepsilon^2}{2} \rho_\varepsilon \pm \Delta z \rho_\varepsilon \quad (14.9)$$

где Δz — разность геодезических отметок начальной и конечной точек трубопровода, м; g — ускорение свободного падения, м/с².

По данным таблицы 14.1 рассчитывают трубопроводы, транспортирующие разрушенные эмульсии.

Таблица 14.1. Данные к расчету задачи

	Исходные данные										
Определяемые параметры	G_H , м ³ /с	G_B , м ³ /с	D , м	l , м	Δz , М	ρ_H , кг/м ³	ρ_B , кг/м ³	μ_H , мПа·с	μ_B , мПа·с	β_B	ΔP , МПа
I. Перепад давления Δp , МПа	0,025	0,01	0,207	10000	-10	820	1020	5	$1 \cdot 10$	—	—
II. Пропускная способность, G_3 , м ³ /с	—	—	0,259	12 000	20	840	1030	7	$1,2 \cdot 10$	0,40	0.7
III. Диаметр трубопровода D , м	0,0035	0,025	—	9000	-20	820	1030	4	$1,1 \cdot 10$	—	0,4

I. Определение перепада давления.

1. Определяют объемную долю дисперсной фазы в эмульсии. Для чего предварительно рассчитывают содержание нефти и воды в эмульсии

$$\beta_H = \frac{G_H}{G_H + G_B} = \frac{0,025}{0,025 + 0,01} = 0,714;$$

$$\beta_B = \frac{G_B}{G_H + G_B} = \frac{0,01}{0,025 + 0,01} = 0,286.$$

Поскольку $\beta_v < 0,741$, то тип эмульсии обратный В/Н, дисперсной фазой является пластовая вода и ее объемная доля равна

$$\beta = \beta_v = 0,286.$$

2. Определяют плотность эмульсии по одной из формул (14.2)

$$\rho_{\varepsilon} = \rho_n \beta_n + \rho_v \beta_v = 820 \cdot 0,714 + 1020 \cdot 0,284 = 880 \text{ кг/м}^3.$$

3. Рассчитывают динамическую вязкость эмульсии по (14.4)

$$\mu_{\varepsilon} = \mu_n / (1 - \beta) = \frac{5 \cdot 10^{-3}}{(1 - 0,286)^{2,5}} \cdot \frac{5 \cdot 10^{-3}}{0,714 \cdot 10^{-6}} = 15,4 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

4. Находят кинематическую вязкость эмульсии

$$\nu_{\varepsilon} = \mu_{\varepsilon} / \rho_{\varepsilon} = \frac{15,4 \cdot 10^{-3}}{800} = 17,4 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

5. Определяют среднюю скорость течения эмульсии в трубопроводе

$$P_{\varepsilon} = 4(G_n + G_v) / (\pi D^2) = 4(0,025 + 0,01) / 3,14 \cdot 0,207 = 1,04 \text{ м/с}$$

6. Число Рейнольдса

$$Re_{\varepsilon} = \frac{P_{\varepsilon} D}{\mu_{\varepsilon}} = 1,04 \cdot 0,207 / (17,4 \cdot 10^{-6}) = 12350.$$

7. Вычисляют коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda_{\varepsilon} = \frac{0,3164}{(1 + 1,125\beta) Re_{\varepsilon}^{0,25}} = \frac{0,3164}{(1 + 1,125 \cdot 0,286) \cdot 12350^{0,25}} = 0.023.$$

8. Определяют перепад давления на расчетной длине трубопровода

$$\Delta p = \lambda_{\varepsilon} \frac{l}{D} \frac{\rho_{\varepsilon} P_{\varepsilon}^2}{2} \pm \Delta z \rho_{\varepsilon} = 0.023 \frac{10000}{0.207} \frac{1.04^2}{2} \cdot 800 - 10 \cdot 880 \cdot 9.81$$

$$= 526000 + 86500 = 612500 \text{ Па} = 0,61 \text{ МПа}.$$

II. Расчет пропускной способности трубопровода

1. Определяют содержание дисперсной фазы в эмульсии

$$\beta = \beta_v, \text{ если } \beta_v < 0,524;$$

$$\beta = (1 - \beta_{\text{в}}), \text{ если } \beta_{\text{в}} > 0,741. \quad (14.10)$$

2. Рассчитывают плотность эмульсии

$$\rho_{\text{э}} = \rho_{\text{н}}(1 - \beta_{\text{в}}) + \beta_{\text{в}}\rho_{\text{в}}. \quad (14.11)$$

3. Находят динамическую вязкость эмульсии

$$\mu_{\text{э}} = \frac{\mu_{\text{н}}}{(1 - \beta)^{2,5}} \text{ при } \beta = \beta_{\text{в}}; \quad (14.12)$$

$$\mu_{\text{э}} = \frac{\mu_{\text{в}}}{\beta_{\text{в}}^{2,5}} \text{ при } \beta = 1 - \beta_{\text{в}}. \quad (14.13)$$

4. Вычисляют кинематическую вязкость эмульсии по

$$v_{\text{э}} = \mu_{\text{э}}/\rho_{\text{э}}. \quad (4.14)$$

5. Определяют расход эмульсии. Для чего, подставляя в (14.9) вместо скорости эмульсии ее расход, а вместо коэффициента гидравлического сопротивления $\lambda_{\text{э}}$ его значение из (4.8), получают

$$G_{\text{э}} = 2.36 \left[\frac{(\Delta p + \Delta z \rho_{\text{э}} g)(1 + 1.125 \beta)}{l \rho_{\text{э}}} \right]^{\frac{4}{7}} D^{19/7} \cdot \frac{1}{v_{\text{э}}^{1/7}}. \quad (14.15)$$

6. Проверяют число Рейнольдса

$$Re_{\text{э}} = P_{\text{э}} D / v_{\text{э}} = 4 G_{\text{э}} / (\pi D v_{\text{э}}). \quad (14.16)$$

Если $Re_{\text{э}}$ находится в диапазоне $2800 < Re_{\text{э}} < 10^5$, то расчет считается правильным. Если $Re_{\text{э}} < 2800$, необходимо увеличить пропускную способность трубопровода.

Решение. 1. Для условий задачи содержание дисперсной фазы в эмульсии, согласно исходным данным таблицы 14.1,

$$\beta = \beta_{\text{в}} = 0,40.$$

2. Плотность эмульсии по (14.11)

$$\rho_3 = 840(1 - 0,40) + 1030 * 0,40 = 916 \text{ кг/м}^3.$$

3. Динамическая вязкость эмульсии по (14.12)

$$\mu_{\text{э}} = 7 \cdot 10^{-3} / (1 - 0,40)^{2,5} = 12,7 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

4. Определяют кинематическую вязкость эмульсии по (14.14)

$$\nu_{\text{э}} = \mu_{\text{э}} / \rho_{\text{э}} = \frac{12,7 \cdot 10^{-3}}{916} = 13,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

5. Определяют расход эмульсии по формуле (14.15)

$$G_{\text{э}} = 2,36 \left[\frac{(1 + 1,125 \cdot 0,4)(7 \cdot 10^5 + 20 \cdot 916 \cdot 9,81)^{\frac{4}{7}}}{12000 \cdot 916} \right] \frac{0,259^{19/7}}{(13,8 \cdot 10^{-6})^{\frac{1}{7}}}$$
$$= 2,36 \cdot 0,291 \cdot 0,127 = 0,0875 \text{ м}^3/\text{с}.$$

III. Расчет диаметра трубопровода.

В данной задаче порядок расчета до пятого пункта сохраняется прежним. Диаметр трубопровода определяют по формуле,

$$D = 0,741 \nu^{1/19} (G_{\text{н}} + G_{\text{в}})^{7/19} \left[\frac{l \rho_{\text{э}}}{(1 + 1,125 \beta)(\Delta p + \Delta z \rho_{\text{э}} g)} \right]^{4/19} \quad (14.17)$$

полученной из уравнения (14.9), заменой в нем скорости эмульсии на ее расход и гидравлического сопротивления $\lambda_{\text{э}}$ на (14.8).

Выбирают диаметр, ближайший по сортаменту к расчетному.

Проверяют число Рейнольдса по (14.16).

Если $2800 < \text{Re}_{\text{э}} < 105$, то расчет следует считать правильным. Если $\text{Re}_{\text{э}} < 2800$, то диаметр трубопровода необходимо уменьшить.

1. Для условий задачи определяют объемную долю дисперсной фазы в эмульсии. Для чего предварительно находят содержание воды в эмульсии

$$\beta_{\text{в}} = G_{\text{в}} / (G_{\text{н}} + G_{\text{в}}) = 0,025 / (0,0035 + 0,025) = 0,875.$$

Поскольку $\beta_{\text{в}} > 0,741$, то $\beta = 1 - \beta_{\text{в}} = 1 - 0,875 = 0,125$.

2. Рассчитывают плотность эмульсии

$$\rho_{\text{э}} = 820 (1 - 0,875) + 1030 \cdot 0,875 = 1002 \text{ кг/м}^3.$$

3. Определяют динамическую вязкость эмульсии

$$\mu_{\text{в}} = \frac{1,1 * 10^{-3}}{(1 - \beta)^{2,5}} = \frac{1,1 * 10^{-3}}{(1 - 0,125)^{2,5}} = \frac{1,1 * 10^{-3}}{0,875^{2,5}} = 1,54 \text{ мПа} * \text{с.}$$

4. Вычисляют кинематическую вязкость

$$\nu_{\text{э}} = \mu_{\text{э}} / \rho_{\text{э}} = 1,54 * 10^{-3} / 1002 = 1,53 * 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

5. Находят диаметр трубопровода по (14.17)

$$D = 0,741(1,53 * 10^{-6})^{1/19}(0,0035 + 0,025)^{7/19} \left[\frac{9000 * 910}{(1 + 1,125 * 0,125)(4 * 10^5 - 20 * 910 * 9,81)} \right]^{4/19}$$

$$= 0,741 * 0,495 * 0,27 * 2,13 = 0,211 \text{ м.}$$

Принимают диаметр 0,207 м.

6. Проверяют число Рейнольдса

$$Re_{\text{э}} = \frac{4G_{\text{э}}}{(\pi D) \cdot \nu_{\text{э}}} = \frac{4 * 0,0285}{3,14 * 0,207 * 1,69 * 10^{-6}} = 10,4 * 10^4.$$

Так как $2800 < Re_{\text{э}} < 105$, то расчет следует считать правильным

Вопросы к практическому занятию

1. Как вычислить объемную долю дисперсной фазы в эмульсии?
2. Плотность эмульсии?
3. По какой формуле находится кинематическая вязкость?
4. Формула динамической вязкости?

Практическое занятие 15

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННИКОВ

Цель: научиться выполнять тепловой и гидравлический расчет теплообменных аппаратов

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ОПК-7 - способность осуществлять и корректировать технологические процессы при строительстве, ремонте и эксплуатации скважин различного назначения и профиля ствола на суше и на море, транспорте и хранении углеводородного сырья

Актуальность темы

При сборе и подготовке тяжелых и вязких нефтей, на промыслах широко применяются теплообменники. Применение теплообменников требует от обслуживающего персонала умения рассчитывать процессы, происходящие в теплообменниках.

Теоретическая часть

При сборе и подготовке тяжелых и вязких нефтей, а также нефтяных эмульсий обратного типа (В/Н) на промыслах широко применяются теплообменники.

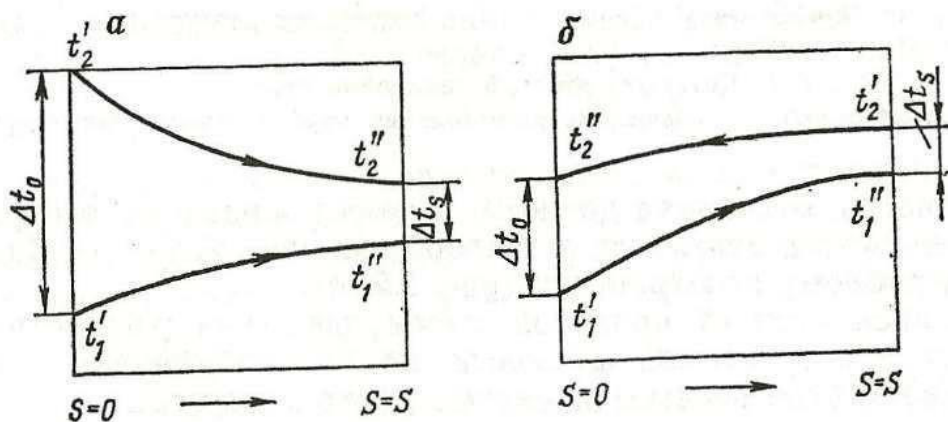


Рисунок 15.1 – Изменение температуры жидкости по длине теплообменника а – при прямотоке; б – при противотоке.

Технологический расчет теплообменных аппаратов включает тепловой и гидравлический расчеты, в результате которых определяют необходимую поверхность теплообмена, основные размеры аппарата и потери напора при движении потоков. В теплообменных аппаратах могут наблюдаться различные схемы движения потоков: прямоток, противоток (рис. 5.1), перекрестный и смешанные токи.

При выборе схемы потоков в теплообменнике предпочтение следует отдавать противотоку, позволяющему нагревать сырье до более высоких температур при меньшей поверхности нагрева.

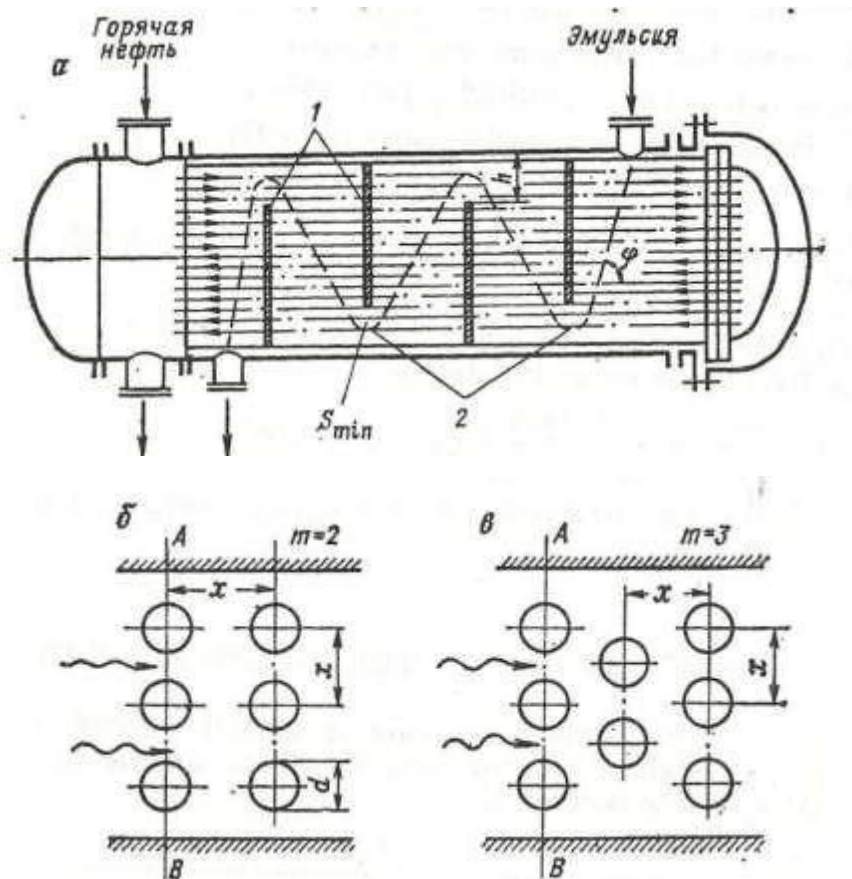


Рисунок 15.2 – Кожухотрубчатый теплообменник:

А – продольный разрез; б – коридорное расположение труб; в – шахматное расположение труб

Жидкость, отдающая теплоту, а также жидкость, воспринимающая ее, могут двигаться в теплообменниках как в трубах, так и по затрубному пространству (рисунк 15.2, а).

В зависимости от принятой схемы движения жидкости-тепло-носителя и нагреваемой жидкости по теплообменнику тепловые и гидравлические расчеты его существенно меняются.

Расчет кожухотрубчатых теплообменников при движении теплоносителя в межтрубном пространстве

Теплопередача от внешней поверхности теплообменных труб происходит в основном за счет конвекции. Движение потоков в межтрубном пространстве весьма сложно (рисунк 15.2, а): поток по отношению к трубам между перегородками 1 движется под некоторым углом; в вырезах 2, отверстиях и зазорах поток движется параллельно трубам.

При движении теплоносителя в межтрубном пространстве кожухотрубчатых теплообменников с сегментными перегородками коэффициент теплоотдачи рассчитывается из уравнений:

при $Re \geq 1000$

$$Nu = 0,24 Re^{0,6} Pr^{0,36} (Pr/Pr_{ст})^{0,25} \quad (15.1)$$

при $Re < 1000$

$$Nu = 0,34 Re^{0,5} Pr^{0,36} (Pr/Pr_{ст})^{0,25} \quad (15.2)$$

где Nu — параметр Нуссельта (3.73); Pr , $Pr_{ст}$ — параметр Прандтля, рассчитываемый при средней температуре теплоносителя и при температуре стенки соответственно.

За определяющий геометрический размер в критерии Рейнольдса уравнений (15.1) и (15.2) принимают наружный диаметр теплообменных труб. Скорость потока определяется для наименьшего сечения межтрубного пространства

$$\omega = G/S_{min}, \quad (15.3)$$

где для теплообменников с сегментными перегородками (рисунок 15.2)

$$S_{min} = \sqrt{S_{\text{прод}} S_{\text{попер}}}. \quad (15.4)$$

В (15.4) $S_{\text{прод}}$ — минимальное продольное сечение при движении потока вдоль труб (разность между площадью поперечного сечения теплообменника и площадью, занятой сегментной перегородкой, за вычетом площади сечения, занятой n трубами); $S_{\text{попер}}$ — минимальное поперечное сечение при движении потока поперек труб между двумя перегородками.

Для пучков труб, расположенных по прямому квадрату (см. рис. 15.2, б), площадь поперечного сечения определяют по формуле

$$S_{\text{попер}} = l(D - nd), \quad (15.5)$$

где l — расстояние между перегородками, м; D — внутренний диаметр аппарата, м; d — наружный диаметр трубок, м.

Площадь поперечного сечения в пучке труб, расположенных по «повернутому» квадрату (рисунок 15.2, в), определяют по формуле

$$S_{\text{попер}} = [n_3(x - d) + \delta]h, \quad (15.6)$$

где n_3 — число проходов между трубками 1-го и 2-го рядов по зигзагообразному периметру; x — расстояние между осями труб по стороне квадрата, м; δ — расстояние от стенки корпуса до крайней трубы первого ряда; h — площадь выреза (сегмента) в перегородке, м²,

$$n_3 = n_1 + n_2 - 1.$$

Здесь n_1 и n_2 — число трубок в первом и втором рядах.

Расчет кожухотрубчатых теплообменников при движении теплоносителя по трубкам

Для большинства теплообменников теплообмен в трубном пространстве осуществляется за счет конвекции при продольном омывании поверхности теплообмена потоком.

Расчет потерь давления в теплообменных аппаратах

В межтрубном пространстве гидравлическое сопротивление можно рассчитать по формуле

$$\Delta p_{\text{мтп}} = \sum \xi_{\text{мтп}} \frac{\omega_{\text{мтп}}^2}{2} \rho_{\text{мтп}}.$$

Скорость жидкости в межтрубном пространстве определяют из выражения

$$\omega_{\text{мтп}} = G_{\text{мтп}} / (S_{\text{мтп}} \rho_{\text{мтп}})$$

где $S_{\text{мтп}}$ — самое узкое сечение межтрубного пространства (в сечении AB)]

$\rho_{\text{мтп}}$ — плотность жидкости в межтрубном пространстве; $G_{\text{мтп}}$ — расход жидкости в межтрубном пространстве.

Коэффициенты местных сопротивлений потоку, движущемуся в межтрубном пространстве:

$$\xi_{\text{мтп1}} = 1,5 \text{ — вход и выход жидкости;}$$

$$\xi_{\text{мтп2}} = 1.5 \text{ — поворот через сегментную перегородку;}$$

$$\xi_{\text{мтп3}} = \frac{3m}{Re_{\text{мтп}}^{0,2}} \text{ — сопротивление пучка труб}$$

$$Re_{\text{мтп}} = \frac{G_{\text{мтп}} d}{S_{\text{мтп}} \mu_{\text{мтп}}},$$

m — число рядов труб, преодолеваемых потоком теплоносителя.

Таким образом, расчетная формула для определения гидравлического сопротивления в межтрубном пространстве имеет вид

$$\Delta p_{\text{МТП}} = \frac{3m(x+1) \rho \omega^2}{Re_{\text{МТП}}^{0,2} \cdot 2} + x 1,5 \frac{\rho \omega^2}{2} + 3 \frac{p \omega}{2}, \quad (15.7)$$

где x — число сегментных перегородок; $\omega_{\text{МТП}}^2$ — скорость теплоносителя в штуцерах.

Гидравлические потери давления при движении жидкости в трубках определяются по известной формуле Дарси-Вейсбаха

$$\Delta p_{\text{тр}} = n_x \lambda \frac{l}{d} \frac{P^2}{2} \rho n_t, \quad (15.8)$$

а местные сопротивления по формуле

$$\Delta p_{\text{см}} = (\sum \zeta \frac{P^2}{2} \rho) n_t, \quad (15.9)$$

где n_x — число ходов в трубках; n_t — число теплообменников при последовательном включении; λ — коэффициент сопротивления трения; l — длина трубок, м; P — скорость потока, м/с; ρ — плотность потока при средней температуре, кг/м³; ζ — коэффициент местных сопротивлений, принимаемый из таблицы 15. 1.

Таблица 15.1 – Значение коэффициентов местных сопротивлений

Местные сопротивления	
Вход и выход камеры	
Поворот между ходами на 180°	
Поворот на 180° через колено из аппарата в Аппарат	

Определение поверхности теплообмена в теплообменниках

Поверхность теплообмена в теплообменниках, работающих в стационарном режиме, определяют по формуле

$$S = Q / (K \Delta t_{cp}), \quad (15.10)$$

где Q — количество теплоты, переданное в единицу времени через поверхность S , Вт.

Для теплообменников с цилиндрическими стенками применяется уравнение

$$Q = \frac{2\pi n l \Delta t_{cp}}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i r_{icp}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}} = K S \Delta t_{cp}, \quad (15.11)$$

где l — длина трубки теплообменника, м; n — число параллельно работающих труб; α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи с внутренней и наружной стороны трубы, Вт/(м² · °С); r_1 и r_2 — внутренний и наружный радиусы трубы, м; δ_i — толщина i -го слоя, м; λ — теплопроводность i -го слоя, Вт/(м² · °С); r_{icp} — средний логарифмический радиус i -го слоя, м; K — коэффициент теплопередачи, отнесенный к поверхности S , Вт/(м² · °С); $S = \pi d n l$ — общая поверхность теплопередачи, м²; d — наружный диаметр трубы.

Количество переданной теплоты Q определяют из теплового баланса (рисунок 15.1)

$$Q = G_1 c_{p1} (t_1'' - t_1') = G_2 c_{p2} (t_2'' - t_2'). \quad (15.12)$$

где c_{p1} и c_{p2} — удельная теплоемкость жидкостей 1 и 2, Дж/(кг · °С); t_1' — начальная температура нагреваемой жидкости, °С; t_1'' — конечная температура нагреваемой жидкости, °С; t_2' — начальная температура охлаждаемой жидкости, °С; t_2'' — конечная температура охлаждаемой жидкости, °С.

Средний температурный напор, входящий в (15.11), при прямотоке или противотоке определяют как средний логарифмический

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_s}{2,31 \lg \frac{\Delta t_0}{\Delta t_s}}, \quad (15.13)$$

где Δt_0 и Δt_s — разности температур жидкостей на обоих концах теплообменника (рисунок 15.1). При прямотоке $\Delta t_0 = t'_2 - t'_1$, $\Delta t_s = t''_2 - t''_1$ при противотоке $\Delta t_0 = t''_2 - t'_1$, $\Delta t_s = t'_2 - t''_1$.

Если $\Delta t_0/\Delta t_s < 2$, то вместо среднего логарифмического температурного напора можно использовать средний арифметический.

Уравнение теплового баланса теплообменника, через который протекает нефтяная эмульсия и безводная горячая нефть, имеет следующий вид:

$$G_1 c_{p1} (t'_2 - t''_2) = [G_2 c_{p2} (t''_1 - t'_1) + G_3 c_{p3} (t''_1 - t'_1)] : \eta \quad (15.14)$$

где G_1 и G_2 — соответственно количество поступающей в теплообменник безводной (горячей) и обводненной нефти (холодной), кг/ч; G_3 — количество поступающей пластовой воды вместе с нефтью, кг/ч; c_{p1} , c_{p2} , c_{p3} — удельные теплоемкости соответственно горячей, холодной нефти и пластовой воды, Дж/(кг · °С); t'_1 — температура эмульсии при входе в теплообменник, °С; t'_2 — температура безводной (горячей) нефти при входе в теплообменник, а t''_2 — температура этой нефти при выходе из теплообменника, °С; t''_1 — температура эмульсии, нагреваемая в теплообменнике (неизвестная), °С; η — к. п. д. теплообменника.

Формулу (15.14) можно представить так:

$$G_1 c_{p1} (t'_2 - t''_2) = G_3 c_{p3} (t''_1 - t'_1) : \eta, \quad (15.15)$$

а удельную теплоемкость эмульсии так:

$$c_{p3} = c_{pн} + B(c_{pв} - c_{сн}), \quad (15.16)$$

где B — содержание воды в эмульсии; $c_{pн}$ и $c_{pв}$ — соответственно удельная теплоемкость нефти и воды, Дж/(кг · °C); G_3 — массовый расход эмульсии, кг/ч.

Задача 15.1. Определить длину теплообменника для нагревания $G_1 = 15000$ кг/ч раствора от температуры $t'_1 = 15^\circ\text{C}$ до $t''_1 = 90^\circ\text{C}$. Удельная теплоемкость раствора $c_p = 4050$ Дж/(кг · °C). Для нагревания используется $G_2 = 34\,000$ кг/ч парового конденсата при температуре $t'_2 = 120^\circ\text{C}$. Теплообменник имеет 109 труб диаметром 25×2 мм. В межтрубном пространстве установлены перегородки. Коэффициенты теплоотдачи: для раствора, движущегося по трубкам, $\alpha_1 = 520$ Вт/(м² · °C), для конденсата, движущегося в межтрубном пространстве, $\alpha_2 = 2300$ Вт/(м² · °C); теплопроводность стенки труб $\lambda_{ст} = 45$ Вт/(м · °C), толщина слоя отложений на стенках труб $\delta_{отл} = 0,4$ мм, а их теплопроводность $\lambda_{отл} = 1,5$ Вт/(м · °C).

Решение. Количество теплоты, передаваемой в единицу времени,

$$Q = G_1 c_{p1} (t''_1 - t'_1) = \frac{15000}{3600} 4050 (90 - 15) = 1,27 \text{ МВт.}$$

Конечную температуру греющего агента определяют из уравнения

$$G_2 c_{p2} (t'_2 - t''_2),$$

откуда

$$t''_2 = 120 - \frac{1,27 \cdot 10^6}{\frac{34000}{3600} 4200} = 88^\circ\text{C}.$$

Так как конечная температура греющего агента меньше конечной температуры нагреваемой жидкости, должен быть предусмотрен противоток.

Изменение температуры

$$\xrightarrow{t_1^F = 15^\circ\text{C} \quad t_1^{FF} = 90^\circ\text{C}}$$

$$\overrightarrow{t_2^{FF}=88 \quad t_2^F=120^\circ\text{C}}$$

Средний температурный напор

$$\Delta t_{cp} = \frac{(88 - 15) - (120 - 90)}{2,303 \lg \frac{88 - 15}{120 - 90}} = 48^\circ\text{C}.$$

Длина теплообменника, согласно (15.11),

$$l = \frac{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{отл}}{\lambda_{отл} r_{ср отл}} + \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{ст} r_{ср ст}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}}{2\pi n \Delta t_{cp}}$$

Подставляя в данное уравнение числовые значения величин: внутренний радиус трубы r_1 и r_2 — наружный радиус трубы; $r_{ср отл}$ и $r_{ср ст}$ — средние радиусы отложений и стенки трубы, определим длину теплообменника

$$l = 1,27 * 10^6 \frac{\frac{1}{520 * 0.0101} + \frac{0.0004}{1.5 * 0.0103} + \frac{0.002}{45 * 0.0115} + \frac{1}{2300 * 0.125}}{2 * 3.14 * 109 * 48} = 9.8 \text{ м}$$

Задача 15.3. Определить поверхность противоточного теплообменника, в котором 3000 кг/ч горячей нефти охлаждается от 100 до 25 °С холодной жидкостью, нагревающейся от 20 до 40 °С. При этом известно, что коэффициент теплопередачи следующим образом изменяется с температурой нефти:

$T, ^\circ\text{C}$	1000	80	60	40	30	25
$K, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C})$	354	350	342	308	232	166

Удельная теплоемкость нефти 1670 Дж/(кг·°С).

Решение. По условию задачи коэффициент теплопередачи сильно меняется вдоль поверхности теплообмена, поэтому среднюю логарифмическую разность температур, определяемую по (15.12), применять нельзя.

Используют уравнение теплопередачи в дифференциальной форме

$$Gc_p dT = -K(T - t)dS,$$

откуда

$$S = Gc_p \int_{T_n}^{T_k} \frac{dT}{K(T - t)} = Gc_p \int_{T_k}^{T_n} \frac{dT}{K(T - t)},$$

где T и t — соответственно температура горячей и холодной жидкости. Интеграл решают графическим путем. Для этого предварительно находят данные, необходимые для построения графика с осью ординат $1/K(T - t)$ и осью абсцисс — температурой горячей нефти T . Сначала из уравнения теплового баланса

$$Gc_p(T_n - T) = G_x c_{px}(t_k - t_n)$$

определим

$$\frac{Gc_p}{G_x c_{px}} = \frac{t_k - t_n}{T_n - T_k} = \frac{40 - 20}{100 - 25} = 0,267.$$

Следовательно

$$t = t_k - \frac{Gc_p}{G_x c_{px}}(T_n - T) = 40 - 0,267(100 - T).$$

Задавая значениями T , находим по этому уравнению соответствующие температуры холодной жидкости t (таблица 15.2).

Таблица 15.2 – Соответствующие температуры холодной жидкости

$T, ^\circ\text{C}$	$t, ^\circ\text{C}$	$T-t, ^\circ\text{C}$	$K,$ $\text{Вт}/(\text{м}\cdot^\circ\text{C})$	$\frac{1}{K(T-t)} 10^4,$ $\text{м}^2/\text{Вт}$
100	40,0	60,0	354	0,47
80	34,7	45,3	350	0,63
60	29,3	30,7	342	0,95
40	24,0	16,0	308	2,30
30	21,3	8,7	232	4,96
25	20,0	5,0	166	12,07

Таблица 5.3 – Соответствующие температуры

$T, ^\circ\text{C}$	n	$y = \frac{1}{K(T-t)} 10^4,$ $\text{м}^2/\text{Вт}$	$T, ^\circ\text{C}$	n	$y = \frac{1}{K(T-t)} 10^4,$ $\text{м}^2/\text{Вт}$
25	0	12,07	70	6	0,74
32,5	1	3,85	77,5	7	0,65
40	2	2,30	85	8	0,58
47,5	3	1,60	92,5	9	0,50
55	4	1,13	100	10	0,47
62,5	5	0,85			

По данным таблицы 15.2 строим график, рисунок 15.3. Площадь под графиком $S = \int_{T_k}^{T_n} \frac{dT}{K(T-t)}$, определяют приближенно по формуле трапеций

$$S = \frac{T_n - T_k}{n} \left(\frac{y_0 + y_n}{2} + y_1 + y_2 + \dots + y_{n-1} \right).$$

Принимают $\Gamma = 10$ и составляют таблицу 5.3, взяв из графика значения ординат y . Затем находят

$$S = \frac{T_H - T_K}{n} \left(\frac{y_0 + y_n}{2} + \sum_1^n y \right) = \frac{100 - 25}{2} \left(\frac{12.07 + 0.47}{2} + 12.2 \right) \times 10^{-4} = 138 * 10^{-4} \text{ м}^2.$$

°C/Вт

Требуемая площадь поверхности теплообмена

$$S = G c_p \int_{T_K}^{T_H} \frac{dT}{K(T-t)} = \frac{3000}{3600} 1.67 * 10^3 * 138 * 10^{-4} = 19.2 \text{ м}^2$$

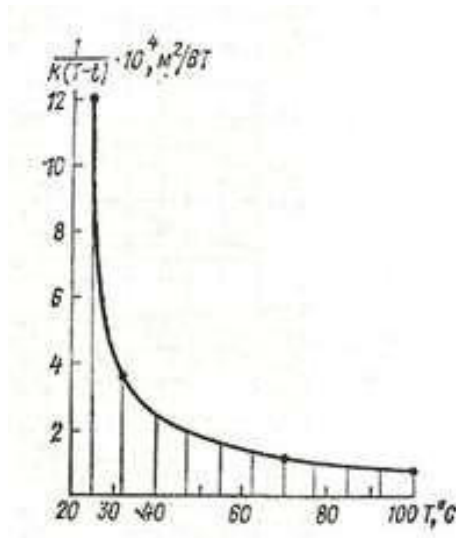


Рисунок 15.3 – Интегральная кривая

Площадь под кривой, определенная планиметром, $S = 18,9 \text{ м}^2$.

Для сравнения рассчитывают требуемую поверхность теплообмена при постоянном коэффициенте теплопередачи и средней логарифмической разности температур, определяемой по (15.12),

$$\begin{array}{r} \frac{100^\circ\text{C}}{40^\circ\text{C}} \quad \frac{25^\circ\text{C}}{20^\circ\text{C}} \\ \hline \Delta t_{cp} = 60^\circ\text{C} \quad \Delta t_k = 5^\circ\text{C} \quad \Delta t_{cp} = \frac{60-5}{2,303 \lg \frac{60}{5}} = 22^\circ\text{C} \end{array}$$

$$T_{cp} = t_{cp} + \Delta t_{cp} = 30 + 22 = 52^\circ\text{C}$$

Таблица 15.4 – Результаты определения температуры начала конденсации углеводородов (точки росы) методом подбора

Компоненты	Молярная доля компонентов при принятой температуре, °C		
	50	60	57
$C_3H_8p_1$	$\frac{0,2 * 0,2}{1,89} = 0,021$	0,0191	0,020
$i-C_4H_{10}p_2$	$\frac{0,2 * 0,1}{0,75} = 0,027$	0,0221	0,025
$C_4H_{10}p_3$	$\frac{0,2 * 0,3}{0,50} = 0,121$	0,0800	0,085
$i-C_5H_{12}p_4$	$\frac{0,2 * 0,4}{0,20} = 0,383$	0,2760	0,316
$C_5H_{12}p_5$	$\frac{0,2 * 0,55}{0,18} = 0,640$	0,5500	0,550
	$\Sigma 1,192 > 1$ температура мала	$\Sigma 0,9472 < 1$ температура высока	$\Sigma 0,996 \cong 1$ $t = 57$ °C

Расход передаваемой теплоты

$$Q = \frac{3000}{3600} * 1,67 * 10^3 (100 - 25) = 104500 \text{ Вт.}$$

Площадь поверхности теплообмена

$$S = Q / (K \Delta t_{cp}) = 104500 / (329 * 22) = 14,3 \text{ м}^2$$

Как видим, расчет по данному методу дает большую погрешность (7,55%) в сторону уменьшения требуемой поверхности теплопередачи.

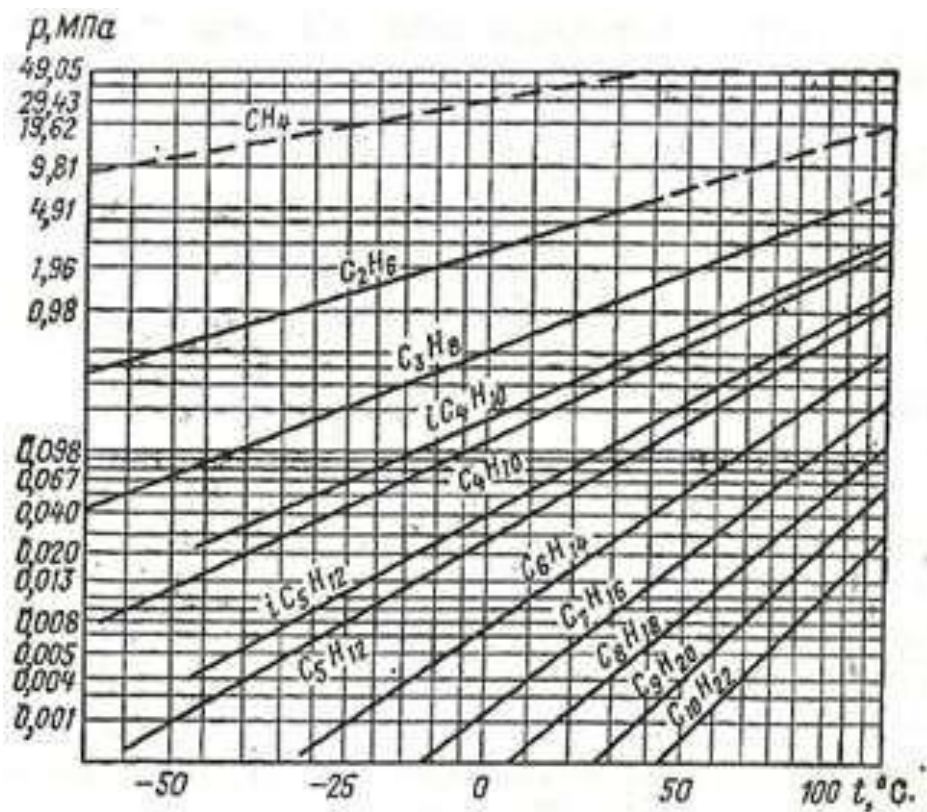


Рисунок 15.4 – Зависимость давления насыщения паров нормальных метановых углеводородов от температуры

Вопросы к практическому занятию

1. Для чего применяются теплообменники?
2. Что подразумевает расчет теплообменных аппаратов?
3. Как определить поверхность теплообмена в теплообменниках?
4. Что такое конвекция?
5. Какие вы знаете схемы движения потоков в теплообменных аппаратах?

Практическое занятие 16

ВЫДЕЛЕНИЕ КОНДЕНСАТА ИЗ НЕФТЯНОГО ГАЗА

Цель: научиться определять условия, при которых конденсат выделяется из нефтяного газа

В результате выполнения задания **формируется компетенция** ПК-5 - способность эксплуатировать и обслуживать технологическое оборудование, используемое при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья

Актуальность темы

В условиях Крайнего Севера, где температура воздуха достигает минус 30—40°C и держится довольно продолжительное время (230—250 дней), рационально использовать ее для охлаждения нефтяного газа и выделения из него конденсата (C₃+высшие), идущего на местные нужды или на ГПЗ.

Теоретическая часть

Конденсат из нефтяного газа выделяется в конденсаторах, которые по конструкции не отличаются от обычных теплообменников. В тепловом расчете этих аппаратов учитывают изменение температуры конденсации и состав пара в этом процессе. В результате избирательной конденсации состав пара, а также температура конденсации изменяются по длине конденсатора, что значительно усложняет расчет. Температура пара изменяется в таком процессе от начальной температуры конденсации $t_{НК}$ (точки росы), до температуры кипения жидкости, состав которой соответствует составу пара в начале конденсации (последняя порция конденсируемого пара находится в равновесии с жидкостью, образующейся при конденсации всего количества пара).

Для смеси углеводородных газов, находящихся под давлением, не превышающем 1 МПа, начальную температуру конденсации можно определять по графикам для индивидуальных углеводородов, используя соотношение

$$\sum_{i=1}^n \frac{pN_{iг}}{p_i} = 1 \quad (16.1)$$

где n — число компонентов; p — общее давление, при котором происходит конденсация; p_i — давление паров i -го компонента при температуре конденсации $N_{iг}$ — молярная доля i -го компонента в паре в начале конденсации.

У индивидуальных углеводородов в чистом виде, а также в их смеси при $p \leq 1$ МПа упругость паров — функция только температуры.

Температуру конденсации $t_{нк}$ определяют на основании (16.1) методом последовательных приближений, используя рисунок 15.4.

Состав полученного конденсата находят из соотношения

$$N_{им} = pN_{iг}/p_i \quad (16.2)$$

Аналогично температуру кипения $t_{кип}$ определяют на основании (16.1), при которой удовлетворяется соотношение

$$p = \sum_{i=1}^n p_i N_{iг} \quad (16.3)$$

Потребную поверхность теплообмена рассчитывают по (5.10) или (5.11).

Количество переданной теплоты определяют из теплового баланса

$$Q = \sum_{i=1}^n G N_{iг} (H''_i - H'_i) = G_1 c_p (t''_1 - t'_1), \quad (16.4)$$

где G — общий расход пара, моль/с; $N_{iг}$ — молярная доля i -го компонента в исходной смеси; H''_i — энтальпия i -го компонента в паровой фазе при

температуре конденсации $t_{\text{конд}}$, Дж/моль; H'_i —энтальпия i -го компонента в жидкой фазе при температуре кипения $t_{\text{кип}}$, Дж/моль; G_1 — расход охлаждающего агента, кг/с; c_{p1} —удельная теплоемкость охлаждающего агента, Дж/(кг · °C); t'_1, t''_1 — начальная и конечная температуры охлаждающего агента, °C.

Задача 16.1. В конденсаторе при давлении 0,2 МПа конденсируется смесь паров следующего молярного состава(в долях): пропан $N_{C_3H_8} = 0,2$; изобутан $N_{i-C_4H_{10}} = 0,1$; бутан $N_{C_4H_{10}} = 0,3$; изопентан $N_{iC_5H_{12}} = 0,4$; пентан $N_{C_5H_{12}} = 0,55$. Пары поступают из сепараторов второй ступени и концевого сепаратора при температуре насыщения. Одноходовой конденсатор имеет 160 трубок диаметром 25×2 и длиной $l = 3000$ мм. Диаметр кожуха конденсатора $D = 700$ мм.

Для охлаждения нефтяного газа в межтрубное пространство подается воздуходувкой холодный воздух с начальной температурой $t_n = -30$ °C и конечной $t_k = 15$ °C. Объемный расход воздуха при нормальных условиях (0 °C и $p = 101325$ Па) составляет $V = 10000$ м³/ч. По трубкам протекает охлаждаемый газ. Конденсатор установлен вертикально. Плотность воздуха при нормальных условиях $\rho_v = 1,293$ кг/м³.

Определить максимальное количество пара, которое можно сконденсировать в данном конденсаторе.

Решение. Устанавливают температурный интервал конденсации паров: начало конденсации $t_{\text{нк}} = 50$ °C, конец конденсации $t_{\text{кк}}$ неизвестен.

Изменение давления паров чистых углеводородов в зависимости от температуры определяют по рисунку 15.4. Используют метод подбора.

Выбирают температуру конденсации, которой соответствует давление паров.

Для указанного выше состава углеводородных газов при температуре 50°C имеем: $p_1 = 1,9$ МПа; $p_2 = 0,75$ МПа; $p_3 = 0,5$ МПа; $p_4 = 0,2$ МПа; $p_5 = 0,1$ МПа.

$$\sum_{i=1}^5 \frac{p_i N_{igr}}{p_i} = \left(\frac{0.2}{1.9} + \frac{0.1}{0.7} + \frac{0.3}{0.5} + \frac{0.4}{0.2} + \frac{0.55}{0.18} \right) 0.2 = 1.21 > 1.$$

Таким образом, принятая температура мала. Результаты решения сведены в таблице 15.4.

Примем конец конденсации смеси при температуре $t_{кк} = 55^\circ\text{C}$. Тогда

$$p = \sum_{i=1}^5 p_i N_{igr} = 1.96 * 0.2 + 0.8 * 0.1 + 0.6 * 0.3 + 0.25 * 0.4 + 0.18 * 0.55$$

$$= 0,851 \text{ МПа.}$$

Решение получим методом подбора (таблица 16.1) или графическим способом (рисунок 15.4).

Для определения среднего температурного напора необходимо знать конечную температуру холодного воздуха, которая неизвестна.

Принимаем конечную температуру воздуха $t_1'' = 15^\circ\text{C}$.

Таблица 16.1 – Результаты определения температуры конца конденсации методом подбора

Компонент	Парциальные давления компонентов при принятой температуре,		
	40	50	55
C_3H_8	$1,60 \cdot 0,2 = 0,32$	$1,90 \cdot 0,2 = 0,38$	0,40 0,39
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	$0,60 \cdot 0,1 = 0,06$	$0,75 \cdot 0,1 = 0,07$	0,07 0,08
C_4H_{10}	$0,40 \cdot 0,3 = 0,12$	$0,50 \cdot 0,3 = 0,15$	0,18 0,18
$i\text{-C}_5\text{H}_{12} p_4$	$0,17 \cdot 0,4 = 0,07$	$0,21 \cdot 0,4 = 0,08$	0,02 0,10
C_5H_{12}	$0,11 \cdot 0,55 = 0,06$	$0,17 \cdot 0,55 = 0,09$	0,10 0,10

Изменение температуры (для противотока)

$$t_{\text{кк}} = 55 \leftarrow t_{\text{нк}} = 57 \quad \Delta t_0 = 55 - (-30) = 85^\circ\text{C}$$

$$t'_1 = -30 \rightarrow t''_1 = +15 \quad \Delta t_s = 57 - 15 = 42^\circ\text{C}$$

Средний температурный напор определяют как средний логарифмический по

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_s}{2,31 \lg \frac{\Delta t_0}{\Delta t_s}} = \frac{85 - 42}{2,31 \lg \frac{85}{42}} = 59^\circ\text{C}$$

Определяют коэффициенты теплоотдачи. Для этого предварительно рассчитывают массовый расход воздуха

$$G = \frac{V \rho_0}{\tau} = \frac{10000 * 1.293}{8600} = 3.58^\circ\text{C кг/с}$$

Средняя логарифмическая температура

$$\Delta t_{cp} = \frac{55 - (-30) - (57 - 15)}{2,31 \lg \frac{55 - 30}{57 - 15}} = \frac{43}{2,31 \lg \frac{85}{42}} = 57^\circ\text{C}$$

Средняя температура воздуха

$$t_{cp} = t_{\text{кк}} - \Delta t_{cp} = 55 - 57 = -2.$$

Плотность воздуха при средних рабочих условиях

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T} = 1.293 \frac{810 + 2.73}{760(273 - 2)} = 1.37 \text{ кг/м}^3.$$

Объемный расход воздуха при средних рабочих условиях:

$$V = G / \rho = 3,58 / 1,37 = 2,61 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Эквивалентный диаметр кожухотрубчатого конденсатора

$$d_{\text{экв}} = \frac{4S}{\Pi} = \frac{4 \left(\frac{\pi D^2}{4} - n \frac{\pi d^2}{4} \right)}{\pi D + n \pi d} = \frac{D^2 - n d^2}{D + n d} = \frac{700^2 - 160 * 25^2}{700 + 160 * 25} = 83 \text{ мм}.$$

Определим площадь сечения затрубного пространства, где проходит воздух,

$$S = \frac{\pi D^2}{4} - \frac{n \pi d^2}{4} = 0,785 \cdot 0,7^2 - 160 \cdot 0,785 \cdot 0,025^2 = 0,308 \text{ м}^2.$$

Скорость воздуха в межтрубном пространстве

$$w_B = v/S = 2,89/0,308 = 9,4 \text{ м/с}.$$

Критерий Рейнольдса для воздуха при 55 °С

$$Re = w_B d_{\text{экв}} \rho / \mu = 9,4 \cdot 0,083 \cdot 1,24 / 0,02 \cdot 10^{-3} = 48\,500$$

где $\mu = 0,02 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ — динамическая вязкость воздуха при $t = 55^\circ\text{С}$.

Режим движения турбулентный, поэтому воспользуемся формулой

$$Nu = 0,018 Re^{0,8} = 0,018 \cdot 48500^{0,8} = 100,9.$$

Следовательно

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d_{\text{экв}}} = \frac{100,9 \cdot 0,0284}{0,083} = 34,5 \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^\circ\text{С)}.$$

где $\lambda = 0,0284 \text{ Вт/(м}^2 \cdot ^\circ\text{С)}$ — коэффициент теплопроводности воздуха при 55 °С.

Принимают коэффициент теплоотдачи α_1 от газа к стенке равным 800 Вт/(м² · °С), а теплопроводность стенки трубы $\lambda_{\text{ст}} = 45 \text{ Вт/(м} \cdot ^\circ\text{С)}$.

Количество переданной теплоты определяют по

$$Q = \frac{2 \pi n l \Delta t_{\text{ср}}}{\frac{1}{\alpha_1 r_1} + \frac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{ст}} r_{\text{сртр}}} + \frac{1}{\alpha_2 r_2}} = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 160 \cdot 3 \cdot 57}{\frac{1}{800 \cdot 0,0105} + \frac{0,002}{45 \cdot 0,0115} + \frac{1}{34,5 \cdot 0,0125}} = 73 \text{ кВт}$$

Проверяют конечную температуру воздуха по уравнению теплового баланса

$$Q = G_1 c_p (t''_1 - t'_1),$$

$$t'' = -30 + \frac{73000}{\frac{10000}{3600} \cdot 1.37 \cdot 1050} = 12.^\circ\text{C}$$

Так как эта температура близка к принятой (15°C), то вычисленное количество переданного тепла считают правильным.

Количество конденсирующего пара (Дж/моль) определяют из теплового баланса.

$$Q = \Sigma G N_{ig} (H'' - H').$$

Энтальпия компонентов приведена ниже [21].

	Пар	Жидкость
Пропан	$4,2 \cdot 10^4$	$2,3 \cdot 10^4$
Изобутан	$4,4 \cdot 10^4$	$2,8 \cdot 10^4$
Бутан	$4,9 \cdot 10^4$	$3,2 \cdot 10^4$
Изопентан.....	$6,1 \cdot 10^4$	$4,5 \cdot 10^4$
Пентан	$6,5 \cdot 10^4$	$4,7 \cdot 10^4$

Подставив их значение в предыдущее уравнение, получим то количество пара, которое может быть сконденсировано в единицу времени.

$$G = \frac{73000}{0.2(4.2 - 2.3)10^4 + 0.1(4.4 - 2.8)10^4 + 0.3(4.9 - 3.2) \times 10^4 + 0.4(6.1 - 4.5)10^4 + 0.55(6.5 - 4.7)10^4} = 2.74 \text{ моль/с}$$

$$= \frac{2.74 \cdot 100.4}{1000} = 0.274 = 23500 \text{ кг/сут}$$

где $M_{cp} = 0,2 \cdot 44 + 0,1 \cdot 58 + 0,3 \cdot 58 + 0,4 \cdot 72 + 0,55 \cdot 72 = 100,4$ г/моль – средняя молекулярная масса смеси паров.

Вопросы к практическому занятию

1. В каких аппаратах выделяется конденсат из нефтяного газа?
2. Как определить количество переданной теплоты?
3. По какой формуле можно определить среднюю молекулярную массу смеси паров?

Практическое занятие 17

РАСЧЕТ ПРОПУСКНОЙ СПОСОБНОСТИ ГРАВИТАЦИОННОГО СЕПАРАТОРА

Цель: Изучить процессы, происходящие в гравитационном сепараторе В результате выполнения задания **формируется компетенция** ПК – 3 - способность эксплуатировать и обслуживать технологическое оборудование, используемое при строительстве, ремонте, реконструкции и восстановлении нефтяных и газовых скважин, добыче нефти и газа, сборе и подготовке скважинной продукции, транспорте и хранении углеводородного сырья.

Актуальность

Расчет пропускной способности гравитационного сепаратора необходим для определения эффективности сепарации

Теоретическая часть

Эффективность процесса сепарации зависит от степени очистки нефтяного газа от капельной жидкости и жидкости от газа, что характеризуется: коэффициентами уноса жидкости потоком газа $K_{жс}$, газа потоком жидкости $K_г$, предельной средней скоростью газа в свободном сечении сепаратора $V_{г.мах}$ и времени задержки жидкости в сепараторе t_3 . Коэффициентами уноса жидкости и газа и показатели совершенства сепараторов $V_{г.мах}$ и t_3 зависят от физико-химических свойств нефти и нефтяного газа, их расходов, рабочих давлений и температур, способности нефти к вспениванию, уровня жидкости в сепараторе, конструктивных особенностей сепаратора.

Коэффициентами уноса жидкости и газа определяются по формулам:

$$K_{жс} = q_{жс}/Q_г; \quad (17.1)$$

$$K_г = q_г/Q_{жс}, \quad (17.2)$$

где $q_{ж}$ – объемный расход капельной жидкости, уносимой потоком нефтяного газа из сепаратора, м³/ч; $q_г$ – объемный расход газа, уносимого потоком жидкости из сепаратора, м³/ч; $Q_{ж}$ – объемный расход жидкости на выходе из сепаратора, определяемые при рабочих давлениях и температурах сепарации, м³/ч; $Q_г$ – объемный расход газа на выходе из сепаратора, м³/ч.

Чем меньше $K_{ж}$ и $K_г$ при прочих равных условиях, тем совершеннее сепаратор. По практическим данным коэффициенты уноса жидкости и газа имеют следующие значения $K_{ж} \leq 50 \text{ см}^3/1000\text{м}^3$ газа и $K_г \leq 0,02\text{м}^3/\text{м}^3$ жидкости. Сепараторы, применяемые на нефтяных месторождениях, можно условно подразделить на следующие основные категории:

- 1) по назначению – замерные и сепарирующие;
- 2) по геометрической форме и положению в пространстве – цилиндрические, сферические, вертикальные, горизонтальные и наклонные;
- 3) по характеру проявления основных сил – гравитационные, инерционные (жалоузийные), центробежные и ультразвуковые;
- 4) по рабочему давлению – высокого давления – 6,28 МН/м² (64 кГс/см²), среднего 2,45 МН/м² (25 кГс/см²), низкого давления 0,588 МН/м² (6 кГс/см²) и вакуумные;
- 5) по числу обслуживаемых скважин – индивидуальные и групповые.

Расчетная часть

Расчет вертикального гравитационного сепаратора

Расчет этих сепараторов ведется для газовой и жидкой фаз. Для газовой фазы рассчитывается пропускная способность сепаратора $V_г$. при известных диаметре сепаратора D_c , термобарических условиях в нем (P_c ; T_c) и свойств фаз (ρ_n , $\rho_г$, μ_n , $\mu_г$).

Учитывая осаждение в газовом потоке жидких и твердых частиц в поле силы тяжести, максимальная пропускная способность по газу.

$$P_{г. max} = 841 \frac{D_c^2 p_c d_m^2 (\rho_n - \rho_r)}{T_c \mu_r Z}, \quad (17.3)$$

где $v_{г. max}$ – максимальная пропускная способность сепаратора по газу, расход которого приведен к нормальным условиям, м³/сут; $d_{жс}$ – диаметр капли жидкости, м ($d_{жс} = 1 \cdot 10^{-4}$ м); P_c – давление в сепараторе, Па; T_c – температура в сепараторе, К; μ_r – вязкость газа, Па·с.

Исходя из условий всплывания пузырьков газа в движущейся в сепараторе нефти, максимальная допустимая способность сепаратора, м³/сут.

$$Q_{m max} = 36964 D_c^2 \frac{d^2 (\rho_n - \rho_r)}{\mu_n}, \quad (17.4)$$

где d_r – диаметр пузырька газа, (принимается $d_r = 1 \cdot 10^{-3}$ м)
 μ_n – вязкость нефти, Па·с.

Задача 17.1. Рассчитать пропускную способность вертикального гравитационного сепаратора диаметром $D_c = 1,2$ м. Жидкая фаза – нефть плотностью $\rho = 860$ кг/м³ (при давлении в сепараторе $P_c = 1,5$ МПа, температура $T_c = 295$ К) и вязкостью при этих условиях $\mu_n = 7$ мПа·с. Плотность газа в нормальных условиях $\rho_{zo} = 1,30$ кг/м³. Вязкость газа в условиях сепаратора $\mu_r = 1,35 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Коэффициент сверхсжимаемости Z принять равным 1.

Решение: Вычислим плотность газа при условиях сепарации

$$\rho_r = \rho_{го} \frac{p_c T_o}{p_o T_c Z} = \frac{1,3 \cdot 1,5 \cdot 273}{0,1 \cdot 293 \cdot 1} = 18,17 \text{ кг/м}^3.$$

По формуле (17.3) рассчитаем максимальную пропускную способность сепаратора по газу

$$P_{г. max} = \frac{841 \cdot 1,2^2 \cdot 1,5 \cdot 10^6 (1 \cdot 10^{-4})^2 (860 - 18,17)}{295 \cdot 1,35 \cdot 10^{-5} \cdot 1} = 4,01 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Пропускную способность по жидкости рассчитаем по формуле (17.4)

$$Q_{m \max} = \frac{36964 \cdot 1,2^2 (1 \cdot 10^{-3})^2 (860 - 18,17)}{7 \cdot 10^{-3}} = 6401,3 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

При заданном условии в данном сепараторе можно будет сепарировать нефть до 6400 м³/сут. с газовым фактором до 626 м³/м³.

Подобрать горизонтальный сепаратор можно по следующей методике. В основу базового варианта аппаратов принят нормальный ряд емкостей 25, 50, 100 и 200 м³ на рабочее давление 0,6; 1,6; 2,5; 4,0 МПа различного климатического и коррозионного исполнения. Сепараторы оснащены различными конструктивными элементами, формулирующими зоны ввода, отстоя, вывода продукции.

Объем сепаратора V рассчитывается с учетом нагрузки по жидкости и времени пребывания в сепараторе

$$V = \frac{Q \cdot t}{C}, \quad (17.5)$$

где Q – нагрузка по жидкости, м³/мин.;

t – время пребывания, мин.;

C – коэффициент заполнения объема аппарата жидкостью, равный 0,5, колеблется от 0,4 до 0,6D.

Ориентировочные время пребывания жидкости в аппарате в зависимости от типа нефтей и характера технологического процесса.

При сепарации обводненных нефтей в газонефтяном сепараторе рекомендованное время пребывания, приведенное в таблице, применимо и при водосодержании агрегатно-устойчивой эмульсии в пределах 30 – 60 %. Время пребывания для легких и средних нефтей увеличивается в 1,5 раза. Для тяжелых нефтей в 2 раза и более. Время пребывания жидкости в сепараторах может корректироваться по мере накопления данных по свойствам эмульсий в процессе эксплуатации месторождений.

Таблица 17.1 – Ориентировочные время пребывания жидкости в аппарате

Тип нефтей	Плотность кг/м ³	Вязкость кинематическая 10 ⁻⁶ м ² /с	Ориентировочное время пребывания жидкости в га- зонефтяном сепараторе, мин.
Легкая	до 850	до 10	до 5
Средняя	850 – 890	10 – 45	5 – 10
Тяжелая	более 890	более 45	10 – 30
Сернистая			10 – 30

Таблица 17.2 – Исходные данные к задаче 17.1

Исходные данные	Варианты									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Диаметр сепарато- ра D_c , м	1,4	1,2	1,4	1,5	2	2,2	1,6	1,4	1,6	2,2
Плотность нефти ρ_n , кг/м ³	875	870	845	835	860	870	840	830	860	850
Давление в сепара- торе, P_c , МПа	1,6	1,4	1,3	1,2	1,7	1,5	1,4	1,3	1,2	1,5
Плотность газа, ρ_g , кг/м ³	1,30	1,25	1,20	1,15	1,10	1,25	1,30	1,2	1,15	1,30

Задание:

рассчитать пропускную способность вертикального гравитационного сепаратора по исходным данным, приведенным в таблице 17.2.

Температура в сепараторе $T_c = 300$ К.

Вязкость нефти $\mu_n = 8$ мПа·с.

Вязкость газа $\mu_g = 1,4 \cdot 10^{-5}$ Па·с.

Вопросы к практическому занятию

1. От чего зависит эффективность процесса сепарации?
2. Коэффициенты, характеризующие совершенство сепаратора?
3. Основные категории сепараторов?
4. Нормальный ряд сепараторов?
5. Какие типы нефтей существуют?

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Дисциплина «Сбор и подготовка нефти и газа» является базовой дисциплиной в высококвалифицированной подготовке будущих специалистов. В практикуме рассмотрены основные расчеты элементов системы сбора, транспорта, подготовки и хранения углеводородов на промыслах.

Развитие нефтяной и газовой промышленности в последние десятилетия характеризуется рядом новых тенденций.

Для нефтяной промышленности характерно последовательное вступление многих залежей нефти в сложную позднюю фазу разработки, когда более половины запасов из них уже отобрано и извлечение оставшихся запасов требует значительно больших усилий. Объективно становится все менее благоприятной характеристика добываемых флюидов. Получаемая продукция является высоковязкой, сильно обводненной, загрязненной механическими примесями и т. д. Таким образом, и на старых и на новых залежах возрастает доля трудноизвлекаемых запасов нефти. Соответственно усложняются системы сбора, транспорта и хранения нефти на промыслах.

По мере «старения» нефтегазовой промышленности страны и расширения ее географии задачи «нефтяников», как и родственных служб, все более усложняются; с каждым годом совершенствуется оборудование. Поэтому требования к службе обслуживания оборудования непрерывно возрастают. Будущие специалисты должны обладать большой научно-технической эрудицией, достаточными знаниями в областях сбора, подготовки, транспорта, хранения нефти на промыслах и др.

Практикум призван способствовать формированию навыка у студента осуществлять контроль качества всех видов работ в области сбора, транспорта и хранения нефти на промыслах.

Список литературы и ссылки на Интернет-ресурсы, содержащие информацию по темам

1. Белая Ф. И. Водоподготовка: (расчеты, примеры, задачи). М., Энергия, 1980.
2. Ривкин С. Л., Александров А. А. Теплофизические свойства воды и водяного пара. М., Энергия, 1980.
3. Дунюшкин И. И., Мищенко И. Т. Расчет основных свойств пластовых нефтей при добыче и подготовке нефти.—М., изд. МИНХиГП, 1982.
4. Требин Г. Ф., Чарыгин Н. В., Обухова Т. М. Нефти месторождений Советского Союза. М., Недра, 1980.
5. Антипьев В. Н. Утилизация нефтяного газа. М., Недра, 1983.
6. Андриасов Р. С. Физико-химические свойства нефти. Тр. МИНХ и ГП им. И. М. Губкина. М., Недра, вып. 99, 1972, с. 180—219.
7. Викторов М. М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты.— Л., Химия, 1977.
8. Ширковский А. И. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений. М., Недра, 1979.
9. Цимринг Ш. Е. Специальные функции. Программа для микрокалькулятора «Электроника БЗ-21». М., Радио и связь, 1983.
10. Цветков А. Н. Прикладные программы для микро-ЭВМ «Электроника БЗ-21». М., Финансы и статистика, 1982.
11. Гороян В. И. Изучение процессов разгазирования нефти. М., Гостонтех-издат, 1963.
12. Сбор, транспорт и хранение природных углеводородных газов/А. И. Гу- жов, В- Г. Титов, В. Ф. Медведев, В. А. Васильев. М., Недра, 1978.

13. Коган В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии,— Л., Химия, 1977.

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
«СЕВЕРО-КАВКАЗСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ
к написанию
КУРСОВОГО ПРОЕКТА
для дисциплины
Системы сбора и подготовки скважинной продукции

Направление подготовки	<u>21.03.01 Нефтегазовое дело</u>		
Направленность (профиль)	<u>«Эксплуатация и обслуживание объектов добычи нефти»</u>		
Год начала обучения	<u>2026</u>		
Форма обучения	очная	заочная	очно- заочная
Реализуется в семестре	7, 8		7, 8

Методические рекомендации предназначены для студентов вуза «Северо-Кавказский федеральный университет»

Цели методических рекомендаций:

1. Методическое сопровождение процесса введения и реализации требований Федерального государственного образовательного стандарта высшего образования (далее ФГОС ВО), помощь при разработке рабочих учебных программ дисциплин и профессиональных модулей образовательной программы (далее ОП).
2. Создание в образовательном учреждении учебно-методического обеспечения образовательного процесса.

Методические рекомендации определяют сущность курсового проекта в вузе, его назначение, планирование, формы организации и виды контроля.

Содержание

I. Нормативное обеспечение курсового проекта.....	4
II. Назначение курсового проекта.....	5
III. Контроль подготовки курсового проекта студентов преподавателями	5
IV Формы контроля курсового проекта преподавателем.....	6
V Критерии оценки результатов курсового проекта.....	6
VI Примерные темы курсовых проектов	7

I. Нормативное обеспечение курсового проекта

1.1. ФГОС раздел: «Требования к условиям реализации ОП»:

- Требования к обязательному минимуму содержания образовательной программы подготовки специалиста, к условиям ее реализации и срокам ее освоения определяются настоящим федеральным государственным образовательным стандартом;
- основная образовательная программа подготовки специалиста состоит из дисциплин общенаучного и профессионального циклов, состоящих из базовой и вариативной частей и дисциплин по выбору;
- максимальный объем учебной нагрузки студента устанавливается 54 часа в неделю, включая все виды аудиторной и внеаудиторной учебной работы.

Во время подготовки к написанию курсового проекта обучающиеся должны быть обеспечены доступом к сети Интернет. Реализация образовательной программы подготовки специалиста должна обеспечиваться доступом каждого студента к библиотечным фондам и базам данных, формируемым по полному перечню дисциплин образовательной программы из расчета обеспеченности учебниками и учебными пособиями не менее 0,5 экземпляра на одного студента. Библиотека вуза должна иметь достаточное количество современных учебников и учебных пособий по всем циклам дисциплин и постоянно восполняться научной литературой и периодическими изданиями нефтегазового профиля

Объем времени, отведенный на подготовку курсового проекта, находит отражение:

- в рабочих программах учебных дисциплин циклов дисциплин с распределением по конкретным темам.

II. Назначение курсового проекта

Подготовка курсового проекта проводится с целью:

- систематизации и закрепления полученных теоретических знаний и практических умений студентов;
- углубления и расширения теоретических знаний;
- формирования умений использовать нормативную, правовую, справочную документацию и специальную литературу;
- развития познавательных способностей и активности студентов: творческой инициативы, самостоятельности, ответственности, организованности;
- формирование самостоятельности мышления, способностей к саморазвитию, совершенствованию и самоорганизации;
- формирования практических умений и навыков;
- развитию исследовательских умений.

Курсовой проект - планируемая учебная работа студентов, выполняемая во внеаудиторное время по заданию и при методическом руководстве преподавателя.

III. Контроль подготовки курсового проекта студентов преподавателями

Контроль студентов предусматривает:

- соотнесение содержания контроля с целями обучения;
- объективность контроля;

- валидность контроля (соответствие предъявляемых заданий тому, что предполагается проверить);
- дифференциацию контрольно-измерительных материалов.

IV Формы контроля курсового проекта

1. Просмотр и проверка выполнения курсового проекта преподавателем.
2. Самопроверка, взаимопроверка выполненного задания.
3. Обсуждение результатов выполненной работы на занятии.
4. Письменный опрос.
5. Устный опрос.
6. Индивидуальное собеседование.
7. Защита курсового проекта.

V Критерии оценки результатов курсового проекта

Критериями оценок результатов курсового проекта студента являются:

- уровень освоения студентами учебного материала;
- умения студента использовать теоретические знания при выполнении практических задач;
- формирование набора из профессиональных компетенций будущего специалиста;
- умения студента активно использовать электронные образовательные ресурсы, находить требующуюся информацию, изучать ее и применять на практике;

- обоснованность и четкость изложения ответа;
- оформление материала в соответствии с требованиями;
- умение ориентироваться в потоке информации, выделять главное;
- умение четко сформулировать проблему, предложив ее решение, критически оценить решение и его последствия;
- умение показать, проанализировать альтернативные возможности, варианты действий;
- умение сформировать свою позицию, оценку и аргументировать ее.

VI Примерные темы курсовых проектов

Базовый уровень

1. Защита трубопроводов от процессов коррозии на Правдинском нефтяном месторождении.
2. Методы и оборудование удаления неорганических солей на Ачикулакском нефтяном месторождении.
3. Выбор метода подготовки нефти на промыслах Фаинского нефтяного месторождения.
4. Промысловый сбор, подготовка нефти, газа и воды на Южно-Локосовском нефтяном месторождении.
5. Сбор и подготовка продукции нефтяных скважин на Усть-Балыкском нефтяном месторождении.
6. Основные способы обезвоживания нефти. Метод обезвоживания нефти, используемый на Шпаковском нефтяном месторождении.
7. Метод подготовки нефти к транспорту на Когалымском месторождении.

8. Стабилизация нефти, оборудование установок стабилизации нефти на Тончинском нефтяном месторождении.
9. Защита трубопроводов от процессов коррозии на Салымском нефтяном месторождении.
10. Усовершенствование работы системы нефтесбора на Западно-Асомкинском нефтяном месторождении
11. Сбор и подготовка нефти на Дружном нефтяном месторождении
12. Автоматизация установок предварительного сброса воды на Мегионском нефтяном месторождении
13. Сбор и подготовка нефти на Тепловском нефтяном месторождении
14. Сбор и подготовка нефти на Нонг-Еганском нефтяном месторождении

Повышенный уровень

1. Технологические способы подготовки продукции скважин на Величаевском нефтяном месторождении.
2. Усовершенствование схемы подготовки нефти, газа и воды на Южно-Сургутском нефтяном месторождении.
3. Усовершенствование работы системы нефтесбора на Южно-Кечимовском месторождении.
4. Анализ работы установки подготовки нефти на Приразломном нефтяном месторождении.
5. Анализ состояния проблемы асфальтосмолопарафиновых отложений (на примере Приобского нефтяного месторождения).
6. Защита трубопроводов от коррозии на Кушкульском нефтяном месторождении.
7. Методы и оборудование для подготовки нефти к транспорту на Величаевском нефтяном месторождении.
8. Защита трубопроводов от процессов коррозии на Средне-Балыкском нефтяном месторождении.

9. Основные способы обезвоживания нефти. Метод обезвоживания нефти, используемый на Покамасовском нефтяном месторождении.
10. Методы и оборудование для подготовки нефти к транспорту на Мамонтовском нефтяном месторождении.
11. Усовершенствование схемы подготовки нефти, газа и воды на Северо-Когалымском месторождении.
12. Анализ работы установки подготовки нефти на Нонг-Еганском нефтяном месторождении.
13. Выбор метода подготовки нефти на промыслах Самоотлорского нефтяного месторождения
14. Защита трубопроводов от процессов коррозии на Мамонтовском нефтяном месторождении

Рекомендуемая литература.

Основная литература:

1. Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. Учебник для вузов / Г.С. Лутошкин. – М. : Альянс, 2012. – 319 с.
2. Коротаев Ю.П., Ширковский А.И. Добыча, транспорт и подземное хранение газа. Учебник для вузов. – М. : Недра, 1984. 487 с.

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
«СЕВЕРО-КАВКАЗСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Методические указания для обучающихся по организации и проведению
самостоятельной работы
по дисциплине «Системы сбора и подготовки скважинной продукции»

Направление подготовки	<u>21.03.01 Нефтегазовое дело</u>		
Направленность (профиль)	<u>«Эксплуатация и обслуживание объектов добычи нефти»</u>		
Год начала обучения	<u>2026</u>		
Форма обучения	очная	заочная	очно-заочная
Реализуется в семестре	7, 8		7, 8

Ставрополь, 2026

Содержание

Введение	3
1. Нормативное обеспечение самостоятельной работы в ФГОС ВО	4
2. Назначение и виды самостоятельной работы студентов	5
3. Контроль самостоятельной работы студентов преподавателями	6
4. Содержание внеаудиторной самостоятельной деятельности студентов	7
5. Перечень основной и дополнительной литературы, необходимой для освоения дисциплины	9

Введение

Самостоятельная работа представляет собой вид планируемой учебной и учебно-исследовательской деятельности студентов, выполняемый во внеаудиторное время по заданию и при методическом руководстве преподавателя, но без его непосредственного участия.

При организации самостоятельной работы студентов (СРС) в вузе необходима координация отдельных её видов и создание условий высокой активности, самостоятельности и ответственности студентов в аудитории и вне её в ходе всех видов учебной деятельности. Важным и необходимым условием становятся навыков самостоятельного приобретения знаний и умений.

Основным принципом организации СРС является перевод всех студентов на индивидуальную работу с переходом от формального выполнения определенных заданий при пассивной роли студента к познавательной активности с формированием собственного мнения при решении поставленных проблемных вопросов и задач.

Методические рекомендации предназначены для студентов вуза «Северо-Кавказский федеральный университет».

Цель методических рекомендаций:

1. Методическое сопровождение процесса введения и реализации требований Федерального государственного образовательного стандарта высшего образования (далее ФГОС ВО), помощь при разработке рабочих учебных программ дисциплин и профессиональных модулей образовательной программы (далее ОП).

2. Создание в образовательном учреждении учебно-методического обеспечения образовательного процесса.

Методические рекомендации определяют сущность самостоятельной работы студентов в вузе, её назначение, планирование, формы организации и виды контроля.

1. Нормативное обеспечение самостоятельной работы в ФГОС ВО

Требования к структуре и условиям реализации программы магистратуры:

- Требования к обязательному минимуму содержания образовательной программы подготовки специалиста, к условиям ее реализации и срокам ее освоения определяются настоящим федеральным государственным образовательным стандартом;

- основная образовательная программа подготовки специалиста состоит из дисциплин общенаучного и профессионального циклов, состоящих из базовой и вариативной частей и дисциплин по выбору;

- максимальный объем учебной нагрузки студента устанавливается 54 часа в неделю, включая все виды аудиторной и внеаудиторной (самостоятельной) учебной работы.

Во время самостоятельной подготовки обучающиеся должны быть обеспечены доступом к сети Интернет. Реализация образовательной программы подготовки специалиста должна обеспечиваться доступом каждого студента к библиотечным фондам и базам данных, формируемым по полному перечню дисциплин образовательной программы из расчета обеспеченности учебниками и учебными пособиями не менее 0,5 экземпляра на одного студента. Библиотека вуза должна иметь достаточное количество современных учебников и учебных пособий по всем циклам дисциплин и постоянно восполняться научной литературой и периодическими изданиями нефтегазового профиля

Объем времени, на внеаудиторную самостоятельную работу, находит отражение:

- в рабочем учебном плане – в целом по теоретическому обучению, каждому из циклов дисциплин;

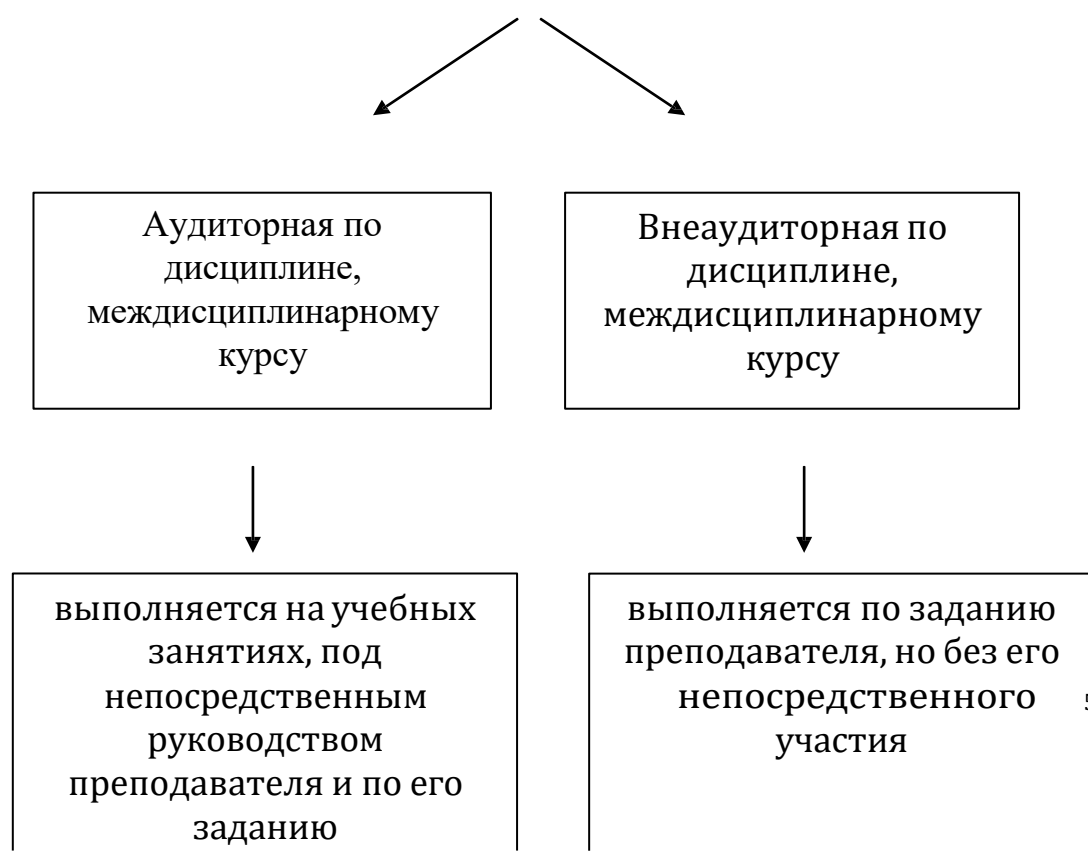
- в рабочих программах учебных дисциплин циклов дисциплин с распределением по разделам или конкретным темам.

2. Назначение и виды самостоятельной работы студентов

Самостоятельная работа проводится с целью:

- систематизации и закрепления полученных теоретических знаний и практических умений студентов;
- углубления и расширения теоретических знаний;
- формирования умений использовать нормативную, правовую, справочную документацию и специальную литературу;
- развития познавательных способностей и активности студентов: творческой инициативы, самостоятельности, ответственности, организованности;
- формирование самостоятельности мышления, способностей к саморазвитию, совершенствованию и самоорганизации;
- формирования практических (общеучебных и профессиональных) умений и навыков;
- развитию исследовательских умений.

В учебном процессе ОУ выделяются два вида самостоятельной работы:



Внеаудиторная самостоятельная работа - планируемая учебная, учебно-исследовательская, научно-исследовательская работа студентов, выполняемая во внеаудиторное время по заданию и при методическом руководстве преподавателя, но без его непосредственного участия.

3. Контроль самостоятельной работы студентов преподавателями

Контроль самостоятельной работы студентов предусматривает:

- соотнесение содержания контроля с целями обучения;
- объективность контроля;
- валидность контроля (соответствие предъявляемых заданий тому, что предполагается проверить);
- дифференциацию контрольно-измерительных материалов.

Формы контроля самостоятельной работы

1. Просмотр и проверка выполнения самостоятельной работы преподавателем.
2. Самопроверка, взаимопроверка выполненного задания в группе.
3. Обсуждение результатов выполненной работы на занятии.
4. Тестирование.
5. Письменный опрос.
6. Устный опрос.
7. Индивидуальное собеседование.
8. Коллоквиум.
9. Отчет о проделанной работе.
10. Защита рефератов или курсовой работы.
11. Творческий конкурс.

12. Интернет - конференции.

13 Контрольная работа.

Критерии оценки результатов самостоятельной работы

Критериями оценок результатов внеаудиторной самостоятельной работы студента являются:

- уровень освоения студентами учебного материала;
- умения студента использовать теоретические знания при выполнении практических задач;
- формирование набора из общекультурных и профессиональных компетенций будущего бакалавра;
- умения студента активно использовать электронные образовательные ресурсы, находить требующуюся информацию, изучать ее и применять на практике;
- обоснованность и четкость изложения ответа;
- оформление материала в соответствии с требованиями;
- умение ориентироваться в потоке информации, выделять главное;
- умение четко сформулировать проблему, предложив ее решение, критически оценить решение и его последствия;
- умение показать, проанализировать альтернативные возможности, варианты действий;
- умение сформировать свою позицию, оценку и аргументировать её.

4. Содержание внеаудиторной самостоятельной деятельности студентов

Методические указания для студентов по выполнению самостоятельной работы:

1. Подготовка к лекциям
2. Подготовка к практическим занятиям

3. Подготовка к зачёту

Типовые контрольные задания для проведения промежуточной аттестации

Зачет ставится при условии выполнения практических работ.

Вопросы для проверки уровня обученности.

Знать:

1. Организацию строительства магистральных трубопроводов.
2. Порядок проведения тендерных торгов.
3. Функции участников строительства.
4. Порядок и очередность выполнения основных работ при сооружении и ремонте магистральных трубопроводов.
5. Особенности проведения всех работ и требования к ним.
6. Технологию проведения подготовительных, земляных, сварочно-монтажных и изоляционно-укладочных работ.
7. Критерии выбора оптимальных методов строительства исходя из индивидуальных особенностей объекта.

Уметь владеть:

8. Определить особенности строительства ЛЧ МГ;.
9. Проводить контроль качества строительства.
10. Намечать пути и выбирать средства развития достоинств и устранения недостатков.
11. Выбирать рациональные способы ведения работ.
12. Проектировать процесс сооружения и ремонта линейной части МТ.
13. Составлять лмнейные и сетевые графики строительства.
14. Выбирать технологию проведения работ для конкретных объектов.
15. Информацией по участникам строительства, по надзору за строительством.
16. Информацией по основным целям саморегулируемых организаций.
17. Способами ведения работ в различных климатических и географических условиях.
18. Методами теоретического и экспериментального исследования.
19. Решением типовых задач по проведению отдельных этапов строительства и ремонта.
20. Методами оценки эффективности мероприятий по организации строительства и ремонта.
21. Навыками прогнозирования успешности применяемых технологий.

Темы докладов

1. Методы организации строительства объектов трубопроводного транспорта.

2. Порядок и очередность выполнения основных работ при сооружении и ремонте магистральных трубопроводов.
3. Методы управления строительством, составление календарных графиков.
4. Особенности проведения тендерных торгов, функции участников строительства.
5. Технологию проведения подготовительных, земляных, сварочно-монтажных и изоляционно-укладочных работ.
6. Технология строительства площадных объектов магистральных трубопроводов, особенности проведения работ.
7. Способы ведения работ в различных климатических и географических условиях.
8. Порядок оформления и содержание исполнительной документации.
9. Проведение всех видов контроля и надзора за строительством.
10. Проведение работ в местах расположения действующих подземных коммуникаций.
11. Основные машины и оборудование, применяемое при проведении работ по сооружению трубопроводов.

5. Перечень основной и дополнительной литературы, необходимой для освоения дисциплины

Основная литература:

1. Ревазов А.М.. Проектирование, управление и организация строительства объектов магистрального трубопроводного транспорта нефти и газа / М. «ЦентрЛитНефтегаз», 2015. – 246 с. - Библиогр.: с. 87-244. – ISBN 978-5-902665-34-2

2. Миркин, А. З. Трубопроводные системы : Расчет и автоматизированное проектирование : справочник / А. З. Миркин, В. В. Усильш. – М. : Химия, 1991. – 256 с. – Библиогр.: с. 248-256. – ISBN 5-7245-0208-9

Дополнительная литература:

3. Иваницкая, Е. В. Трубопроводный транспорт. Теория и практика – 2017 / Е. В. Иваницкая [Текст] // Безопасность труда в промышленности. – 2017. – № 3. – С. 82-83. – ISSN 0409-2961. – (Конференции, выставки, семинары).

4 Рябов, А. А. Трубопроводный транспорт – 2015: диагностика, эксплуатация и реконструкция / А. А. Рябов [Текст] //Безопасность труда в

промышленности. – 2015. – № 6. – С. 81-83. – ISSN 0409-2961. – (Конференции, выставки, семинары) //rusmarc.

5. Трубопроводный транспорт-2011: диагностика, эксплуатация и реконструкция [Текст] // Безопасность труда в промышленности. – 2011. – N 5. – С. 80-82. – ISSN 0409-2961. – (Конференции, выставки, семинары).

6. Трубопроводный транспорт – 2010 // Безопасность труда в промышленности. – 2010. – N 6. – С. 54-56. – ISSN 0409-2961. – (Конференции, выставки, семинары)

Методическая литература:

1. Ю.Н. Прачев, В.В. Вержбицкий. Сооружение и ремонт линейной части магистральных трубопроводов: учебное пособие. – Ставрополь: Изд-во СКФУ, 2014. – 211с.

2. Сооружение и ремонт линейной части магистральных трубопроводов: практикум / авт.-сост.: В.В. Вержбицкий, А.О. Шестерень. – Ставрополь: Изд-во СКФУ, 2016. – 143с

Интернет-ресурсы:

<http://www.oil-info.ru/> – информационный сайт инженеров нефти и газа,

<http://eLibrary.ru/> – научная электронная библиотека,

<http://biblioclub.ru/> – Электронная библиотечная система «Университетская библиотека онлайн»,

<http://nglib-free.ru/> – электронная библиотека «Нефть и газ - избранное»

Программное обеспечение

Комплект компьютерных программ к станциям ГТИ, необходимое ПО: MicrosoftWindowsXP или выше, MicrosoftOffice 2003 или выше, AdobeAcrobat 7.0 или выше, и система программирования LabVIEW 8.2.

Материально-техническое обеспечение дисциплины

Лекционная аудитория, оснащенная мультимедийным оборудованием.

Лаборатории кафедры РЭНГМ.