

ФЕДЕРАЛЬНОЕ АГЕНТСТВО ПО ОБРАЗОВАНИЮ

Государственное образовательное учреждение

высшего профессионального образования

«Томский политехнический университет»

А. И. Левашова, Н. В. Ушева

**ХИМИЯ ПРИРОДНЫХ ЭНЕРГОНОСИТЕЛЕЙ
И УГЛЕРОДНЫХ МАТЕРИАЛОВ**

Примеры и задачи

Учебное пособие

Томск 2008

УДК 665.63.65+662.323.

Л 34

Левашова А. И., Ушева Н. В. Химия природных энергоносителей и углеродных материалов. Примеры и задачи: Учеб. пособие / Том. политехн. ун-т. – Томск, 2008. – 92 с.

В пособии в краткой форме изложены теоретические вопросы по физико-химическим свойствам нефти. По всем разделам даны задачи по расчету физико-химических свойств нефти, газов и газоконденсатов. Приведены примеры использования этих расчетов при смешении нефти и нефтепродуктов. В расчетах физико-химических свойств применены эмпирические зависимости, отраженные в номограммах. Для контроля знаний включен справочный материал.

Пособие подготовлено на кафедре химической технологии топлива, соответствует программе дисциплины «Химия природных энергоносителей и углеродных материалов» и предназначено для студентов Института дистанционного образования направления 655000 «Химическая технология органических веществ и топлива» по специальности 250403 «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов».

Печатается по постановлению Редакционно-издательского Совета Томского политехнического университета.

Рецензенты:

А. В. Кравцов – зав. кафедрой ХТТ, профессор, доктор технических наук;

А. К. Головкин – зам. директора ИХН СО РАН, доктор химических наук.

Темплан 2008

© Томский политехнический университет, 2008

1. ХАРАКТЕРИСТИКА НЕФТИ.

РАСЧЕТНЫЕ МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ И СОСТАВА НЕФТИ

В странах СНГ принята «Единая унифицированная программа исследования нефти», которая позволяет получать сопоставимые данные по составу и свойствам нефти [1].

Используемые методы анализа нефти можно разделить на следующие группы:

физические – определение плотности, вязкости, температуры плавления и кипения, теплоты сгорания, молекулярной массы и др.;

физико-химические – хроматография, спектроскопия, колориметрия и др.;

химические – использующие традиционные приемы аналитической химии;

специальные – определение октанового и цетанового числа моторных топлив и др.

1.1. Характеристические точки кипения нефтяных фракций

Нефть и её фракции – это смесь различных углеводородов и их соединений, выкипающая в определённом интервале температур. Поэтому при расчетах пользуются понятием средней температуры кипения. В зависимости от способа усреднения различают средне-объемную ($t_{\text{ср.об}}$), средне-молекулярную ($t_{\text{ср.мол.}}$), средне-массовую ($t_{\text{ср.масс.}}$), средне-кубическую ($t_{\text{ср.куб.}}$), средне-усредненную ($t_{\text{ср.ус.}}$) температуры кипения, но чаще всего используют для расчетов средне-молекулярную ($t_{\text{ср.мол}}$) [2 – 4]

$$t_{\text{ср.мол.}} = \frac{N_1 t_1 + N_2 t_2 + \dots + N_n t_n}{N_1 + N_2 + \dots + N_n} = \sum x_i t_i, \quad (1.1)$$

где $x_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$, $N_i = \frac{G_i}{M_i}$;

$t_1, t_2, \dots, t_n, (t_i)$ – среднеарифметические значения температур кипения фракций, °С,

$N_1, N_2, \dots, N_n, (N_i)$ – моли (или % мол.) отдельных фракций,

x_i – содержание узких фракций, мольные доли,

M_i – молекулярная масса отдельных фракций,

G_i – массы (или масс. доля %) отдельных фракций.

Приблизленно среднюю температуру ($t_{\text{ср.об}}$) можно определить как температуру 50 % отгона фракции по кривой истинных температур кипения (ИТК) или как среднее арифметическое начальной и конечной температур кипения.

1.2. Характеристический фактор

Характеристический фактор K определяет химическую природу нефтепродукта, его парафинистость. Рассчитывают по формуле

$$K = \frac{1,216 \sqrt[3]{T_{\text{ср.мол.}}}}{\rho_{15,56}^{15,56}}, \quad (1.2)$$

где T – средне-молекулярная температура, К;

$\rho_{15,56}^{15,56}$ – относительная плотность нефтепродукта.

Средние значения характеристического фактора:

парафинистые продукты 12,5-13,0;

нафтеноароматические 10,0-11,0;

ароматизированные 10,0;

продукты крекинг-бензина 11,5-11,8;

продукты крекинга 10,0-11,0.

Характеристический фактор применяется в некоторых расчетах для повышения их точности.

1.3. Компонентный состав

В практических расчетах состав многокомпонентной смеси выражается в долях или процентах. Соотношение между долями и процентами – 1:100.

Массовая доля x_i (y_i) компонента представляет собой отношение его массы m_i к массе смеси (m): $x_i = m_i/m$, значит $\sum m_i = m$;

$$\sum_1^n x_i = 1. \quad (1.3)$$

Пример. Смешали три масляные фракции в количествах: $m_1=96$ кг; $m_2=160$ кг; $m_3=64$ кг. Определить массовую долю каждой фракции в смеси.

Решение. Найдем общую массу смеси

$$m=m_1+m_2+m_3=96+160+64=320 \text{ кг.}$$

Определим массовую долю каждой фракции:

$$x_1 = \frac{96}{320} = 0,3; \quad x_2 = \frac{160}{320} = 0,5; \quad x_3 = \frac{64}{320} = 0,2.$$

Молярная (мольная) доля $x'_i(y'_i)$ компонента – это число молей N_i этого компонента к общему числу молей N смеси $x'_i = N_i/N$:

$$\sum_1^n x_i = 1. \quad (1.4)$$

Пересчет массового состава в мольный и обратный пересчет осуществляется по формулам

$$x_i = \frac{x'_i/M_i}{\sum (x'_i/M_i)}; \quad (1.5)$$

$$x_i = \frac{x'_i M_i}{\sum x'_i \cdot M_i}, \quad (1.6)$$

где M_i – молекулярная масса компонента.

Пример. Пересчитать массовые доли фракций 0,3; 0,5 и 0,2 в мольные, если молекулярные массы компонентов равны $M_1=300$; $M_2=320$; $M_3=390$.

Решение. Определим сумму отношений массовых долей фракций к их молекулярным массам: $\frac{0,3}{300} + \frac{0,5}{320} + \frac{0,2}{390} = 3,1 \cdot 10^{-3}$.

Находим молярные доли каждой фракции:

$$x'_1 = \frac{0,3/300}{3,1 \cdot 10^{-3}} = 0,32; \quad x'_2 = \frac{0,5/320}{3,1 \cdot 10^{-3}} = 0,51; \quad x'_3 = \frac{0,2/309}{3,1 \cdot 10^{-3}} = 0,17.$$

Для проверки правильности результатов суммируем мольные доли:

$$0,32+0,51+0,17=1.$$

Следовательно, пересчёт выполнен верно.

Объемная доля $x_{v_i}(y_{v_i})$ компонента – это отношение его объема v_i к объему всей смеси (v): $x_{v_i} = v_i / v$;

$$\sum_1^n x_{v_i} = 1. \quad (1.7)$$

Для пересчета объемного состава в массовый и обратно необходимо знать плотность ρ_i каждого компонента:

$$x_{v_i} = \frac{x_i / \rho_i}{\sum x_i / \rho_i}; \quad (1.8)$$

$$x_i = \frac{x_{v_i} \cdot \rho_i}{\sum x_{v_i} \cdot \rho_i}. \quad (1.9)$$

Для жидкой смеси прямой пересчет объемных долей в мольные достаточно сложен, поэтому предпочтительно его проводить с помощью массовых долей. Для газовой смеси состав, выраженный объемными и массовыми долями, одинаков.

Пример. Газовая смесь получена из 95 м³ пропана и 23 м³ этана. Плотность пропана и этана равна 2,0037 кг/м³ и 1,3560 кг/м³ соответственно. Выразить состав смеси в объемных и массовых долях.

Решение. Найдем общий объем смеси

$$v = 95 + 23 = 118 \text{ м}^3.$$

Объемные доли: пропана $x_{v_1} = 95/118 = 0,805$;

этана $x_{v_2} = 23/118 = 0,195$.

Массовые доли компонентов: $x_1 = \frac{0,805 \cdot 2,0037}{0,805 \cdot 2,0037 + 0,195 \cdot 1,3560} = 0,859$;

$$x_2 = \frac{0,195 \cdot 1,3560}{0,805 \cdot 2,0037 + 0,195 \cdot 1,3560} = 0,141.$$

1.4. Плотность

Плотностью [1–4] называется масса единицы объема вещества (нефтепродукта, нефти). Размерность в системе СИ – кг/м³.

На практике чаще всего определяют относительную плотность. Это безразмерная величина, представляющая собой отношение плотности нефтепродукта при 20 °С к плотности дистиллированной воды (эталонное вещество) при 4 °С (ρ_4^{20}). Умножением значения относительной плотности на 1000 можно получить плотность в кг/м³.

В США и Англии стандартные температуры для нефтепродукта и воды одинаковы: $\sim 15,56\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($\rho_{15,56}^{15,56}$), тогда относительную плотность ρ_4^{20} определяют по формуле

$$\rho_4^{20} = \rho_{15,56}^{15,56} - 5\gamma. \quad (1.10)$$

Зависимость плотности нефти и нефтепродукта от температуры основана на линейном законе (с повышением температуры их плотность снижается):

$$\rho_4^t = \rho_4^{20} - \gamma \cdot (t - 20), \quad (1.11)$$

где ρ_4^t – относительная плотность при температуре анализа;

ρ_4^{20} – относительная плотность при $20\text{ }^{\circ}\text{C}$;

γ – средняя температурная поправка плотности на $1\text{ }^{\circ}\text{C}$;

t – температура, при которой проводится анализ, $^{\circ}\text{C}$.

Зависимость (1.11) строго справедлива в интервале температур от 0 до $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ для нефтей и нефтепродуктов, содержащих относительно небольшие количества твердого парафина и ароматических углеводородов.

Температурную поправку рассчитывают по формуле

$$\gamma = 0,001828 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20}. \quad (1.12)$$

Значения температурной поправки даны в Прил. 1.

Плотность ρ_t нефтепродуктов в пределах $t=20\text{--}250\text{ }^{\circ}\text{C}$ можно рассчитывать по формуле [1]

$$\rho_t = 1000\rho_4^{20} - \frac{0,58}{\rho_4^{20}}(t - 20) - \frac{[t - 1200(\rho_4^{20} - 0,68)]}{1000} \cdot (t - 20) \quad (1.13)$$

Для нефтей и дистиллятных фракций допускается расчет плотности по следующим формулам:

$$\rho_4^{20} = 2,037n_D^{20} - 2,112 \quad (\text{для нефти}), \quad (1.14)$$

$$\rho_4^{20} = 1,9851n_D^{20} - 2,0666 \quad (\text{для фракций}), \quad (1.15)$$

где n_D^{20} – показатель преломления при $20\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Зависимость (1.15) рекомендуется применять, если фракции парафино-нафтенного характера и имеют значения n_D^{20} не больше $1,50$, а ρ_4^{20} – не больше $0,88$.

Для фракций, обогащенных ароматическими соединениями, справедлива зависимость

$$\rho_4^{20} = 1,885n_D^{20} - 0,8775. \quad (1.16)$$

По зависимости (1.16) отклонение от экспериментальных значений составляет не более 4 %.

БашНИИНП предложена формула для расчета плотности узких нефтяных фракций

$$\rho_4^{20} = 2,841n_D^{20} - 3,468. \quad (1.17)$$

Из перечисленных формул для расчета плотности наибольшую точность даёт формула (1.17) БашНИИНП (отклонения от экспериментальных значений 0,5 %). Эта формула включена в унифицированную программу исследования нефти.

Плотность жидких нефтепродуктов при высоких температурах можно определить и по номограммам (см. Прил. 2, 3, 4). Указанные номограммы дают хорошие результаты при давлении 1,5 МПа.

Пример. Определить относительную плотность жидкой нефтяной фракции при 100 °С, если её $\rho_4^{20} = 0,811$.

Решение. Для этого воспользуемся графиком Прил. 2, который позволяет по известной плотности найти любую другую. На оси абсцисс отложим значение плотности 0,811. Из полученной точки А восстановим перпендикуляр до пересечения с горизонталью, соответствующей температуре 20 °С, при которой определена заданная плотность (точка В). Из точки В параллельно ближайшей наклонной кривой проводим линию до пересечения с горизонталью, соответствующей искомой температуре (точка С). Опустив из точки С перпендикуляр на ось абсцисс (точка Д), находим требуемую плотность $\rho_4^{100} = 0,755$.

Плотность является аддитивным свойством, поэтому при смешении различных нефтепродуктов плотность смеси, в зависимости от способа выражения её состава, определяют по следующим уравнениям:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{m}{\sum (m_i / \rho_i)} \text{ — по заданным массам компонентов;} \quad (1.18)$$

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1}{\sum (x_i / \rho_i)} \text{ — по массовым долям;} \quad (1.19)$$

$$\rho_{\text{см}} = \sum x_{v_i} \cdot \rho_i \text{ — по объемным долям.} \quad (1.20)$$

Если состав выражен в молярных долях, их следует вначале пересчитать в массовые и затем найти плотность смеси.

При всей точности расчета эмпирические зависимости, полученные на различном статистическом материале, менее точны, чем экспериментальные. И, как правило, их применяют для ориентировочной оценки показателей свойств нефти.

Экспериментально плотность нефти определяют стандартными методами: ареометром (нефтеденсиметром), гидростатическими весами Вестфаля-Мора и пикнометром. Наиболее точным является пикнометрический метод. Для экспрессного определения плотности используется ареометр.

Задачи

1. Определить относительную плотность нефтепродукта при 250 °С, если его $\rho = 0,800$; $K=11,5$.

2. Нефть находится в резервуаре при температуре 12 °С. Определить её относительную плотность в данных условиях, если $\rho_4^{20} = 0,8675$.

3. Определить относительную плотность смеси, состоящей из 250 кг бензина плотностью $\rho_4^{20} = 0,756$ и 375 кг керосина плотностью $\rho_4^{20} = 0,826$.

4. При перекачке нефти по нефтепроводу её температура изменяется от 8 до 15 °С. Найти относительную плотность в начальной и конечной точках транспортировки, если её $\rho_4^{20} = 0,851$.

5. Определить плотность смеси следующего состава (в об. %): 25 бензина ($\rho_4^{20} = 0,756$), 15 лигроина ($\rho_4^{20} = 0,785$) и 60 керосина ($\rho_4^{20} = 0,837$).

6. Нефть закачали в резервуар при температуре 15 °С; плотность (определена денсиметром) составила 0,845. Через сутки температура нефти поднялась до 25 °С. Определить её плотность при этой температуре.

7. Дизельная фракция 180–230 °С на выходе из холодильника атмосферно-вакуумной трубчатки (АВТ) имеет температуру 30 °С. Найти её относительную плотность при этой температуре, если $\rho_4^{20} = 0,8364$.

8. Смесь состоит из 60 кг н-пентана, 50 кг н-гексана и 25 кг н-гептана. Определить среднюю плотность смеси, если для н-пентана $\rho_4^{20} = 0,6262$, н-гексана $\rho_4^{20} = 0,6594$, н-гептана $\rho_4^{20} = 0,6838$.

9. Самотлорская нефть имеет плотность $852,5 \text{ кг/м}^3$ при 20°C . Определить её относительную плотность $\rho_{15,56}^{15,56}$.

10. Плотность керосинового дистиллята (фракция $120\text{--}230^\circ\text{C}$) при температуре 27°C равна 805 кг/м^3 . Найти $\rho_{15,56}^{15,56}$.

11. Бензиновая фракция ($\rho_4^{20} = 0,7486$) нагревается в теплообменнике от 30 до 52°C . Определить изменение относительной плотности этой фракции.

12. Средняя молекулярная температура кипения легкой нефтяной фракции равна 97°C , характеристический фактор – $12,3$. Определить её относительную плотность ρ_4^{20} .

13. Температура 50% -го отгона нефтепродукта равна 145°C . Найти его $\rho_{15,56}^{15,56}$, если $K=11,3$.

14. Мазут выходит из колонн К-2 атмосферной трубчатки (АТ) с температурой 330°C . Определить его плотность при этой температуре, если известны $\rho_4^{20} = 0,961$ и $K=10,1$.

15. Для проведения испытаний приготовили пробу бензина, состоящую из 5 кг прямогонной бензиновой фракции ($\rho_4^{20} = 0,7369$) и 15 кг бензина каталитического крекинга ($\rho_4^{20} = 0,7623$). Определить относительную плотность (ρ_4^{20}) полученной смеси.

16. Ароматический концентрат представляет собой смесь, состоящую из 120 кг бензола, 75 кг толуола и 25 кг этилбензола. Найти массовый и мольный состав смеси.

17. Природный газ Северного месторождения состоит из следующих компонентов (в объемных процентах): $\text{CH}_4 - 96,8$; $\text{C}_2\text{H}_6 - 0,9$; $\text{C}_3\text{H}_8 - 0,4$; $\text{C}_4\text{H}_{10} - 0,3$; $\text{N}_2 - 1,0$; $\text{CO}_2 - 0,6$. Найти массовый состав смеси.

18. Дана смесь двух узких бензиновых фракций самотлорской нефти:

Температура выкипания фракции, $^\circ\text{C}$	Молекулярная масса	Массовое содержание, %
105–120	103	30
120–140	112	70

Найти среднюю молекулярную температуру кипения смеси.

19. Имеется смесь двух нефтяных фракций:

Температура выкипания фракции, °С	Молярная масса, кг/кмоль	Плотность ρ , кг/м ³	Мольная доля
180–210	168	806	0,34
210–230	182	833	0,68

Найти объемный состав и среднюю молекулярную температуру кипения смеси.

1.5. Молекулярная масса

Значения молекулярной массы используют в технологических и тепловых расчетах, при определении структурно-группового состава нефтяных фракций.

Необходимо различать безразмерную величину – относительную молекулярную массу и размерную величину – молярную массу (в системе СИ, кг/кмоль). Численные значения относительной молекулярной массы и молярной массы совпадают.

Для нефти и нефтепродукта определяют среднюю молекулярную массу соединений, входящих в их состав, определяют её либо экспериментально, либо расчётом по эмпирическим зависимостям.

Молекулярная масса увеличивается с повышением температуры кипения нефтяной фракции. Эта зависимость лежит в основе формулы Б. М. Воинова

$$M = a + bt_{\text{ср}} + ct_{\text{ср}}^2, \quad (1.21)$$

где M – молекулярная масса;
 a, b, c – константы, различные для каждого класса углеводородов;
 $t_{\text{ср}}$ – средняя молекулярная температура кипения нефтепродукта, °С.

Для парафиновых фракций эта формула имеет вид

$$M = 60 + 0,3t_{\text{ср.м}} + 0,001t_{\text{ср}}^2. \quad (1.22)$$

С учетом химического состава нефтяной фракции

$$M = (7K - 21,5) + (0,76 - 0,04K)t_{\text{ср}} + (0,0003K - 0,00245) \cdot t_{\text{ср}}^2, \quad (1.23)$$

где K – характеристический фактор, рассчитываемый по формуле (1.2)

$$K = \frac{1,216 \cdot \sqrt[2]{T_{\text{ср.мол.}}}}{\rho_{15,56}^{15,56}}.$$

Значение характеристического фактора обычно колеблется в пределах 10,0–12,5.

Молекулярную массу узких 10-градусных фракций сернистых и высокосернистых нефтей вычисляют по формуле

$$M = (160 - 5K) - 0,075t_{\text{ср}} + 0,000156K \cdot t_{\text{ср}}^2. \quad (1.24)$$

Во ВНИИНП для расчета молекулярной массы нефтяных фракций на ЭВМ используется формула

$$M = KC/\rho, \quad (1.25)$$

где ρ – относительная плотность фракции при 15,56 °С;

$$C = 1,216\sqrt{T};$$

T – средняя температура кипения фракции, К;

$K = 0,02523 \cdot 1,944^C$, если $C \leq 10$, т. е. средняя температура кипения фракции не превышает 280 °С;

$$K = 0,02523 \cdot 1,944^C / [1 + 0,6(\rho - 0,85) \cdot (C - 10)],$$

если $C > 10$, т. е. средняя температура кипения фракции выше 280 °С. Расхождение результатов расчета по формуле (1.25) и методом криоскопии в нафталине не превышает 5 % (экспериментально молекулярную массу нефти и нефтепродукта определяют методом криоскопии с бензолом или нафталином).

Пример. В качестве сырья каталитического риформинга для получения ксилолов используется узкая бензиновая фракция 120–140 °С с плотностью $\rho_4^{20} = 0,7513$. Известно содержание (в мольных долях) в сырье 5-градусных фракций: 120-125 °С – 0,20; 125-130 °С – 0,24; 130-135 °С – 0,30; 135-140 °С – 0,26. Найти среднюю молекулярную массу сырья.

Решение. 1. Определяем среднее арифметические температуры кипения 5-градусных фракций:

$$t_1 = \frac{120 + 125}{2} = 122,5 \text{ °С}; \quad t_2 = 127,5 \text{ °С}; \quad t_3 = 132,5 \text{ °С}; \quad t_4 = 137,5 \text{ °С}.$$

2. Находим среднюю молекулярную температуру кипения сырья

$$t_{\text{ср.мол.}} = \sum x_{mi} t_i = 0,20 \cdot 122,5 + 0,24 \cdot 127,5 + 0,30 \cdot 132,5 + 0,26 \cdot 137,5 = 130,6 \text{ °С}$$

3. Пересчитаем ρ_4^{20} на $\rho_{15,56}^{15,56}$ по формуле (1.10)

$$\rho_{15,56}^{15,56} = 0,7513 + 5 \cdot 0,000831 = 0,7554.$$

4. Определим характеристический фактор по формуле (1.2)

$$K = \frac{1,216 \sqrt[3]{130,6+273}}{0,7554} = 11,9.$$

5. Рассчитаем среднюю молекулярную массу по формуле (1.23)

$$M = (7 \cdot 11,9 - 2,15) + (0,76 - 0,04 \cdot 11,9)130,6 + (0,0003 \cdot 11,9 - 0,00245) \cdot (130,6)^2 \\ = 117,99 \approx 118 \quad (\text{либо } 118 \text{ кг/кмоль} - \text{молярная масса}).$$

Зависимость между молекулярной массой и плотностью можно выразить формулой Крэга

$$M = \frac{44,29 \rho_{15,56}^{15,56}}{1,03 - \rho_{15,56}^{15,56}}. \quad (1.26)$$

Молекулярную массу смеси рассчитывают по правилу аддитивности, исходя из известного состава и молекулярных масс компонентов:

$$M = \sum M_i x_i \quad M = \frac{1}{\sum (x_i / M_i)}. \quad (1.27)$$

Пример. Смешали 27 кг масляной фракции I ($\rho_4^{20} = 0,8647$) и 63 кг масляной фракции II ($\rho_4^{20} = 0,8795$). Определить молекулярную массу смеси.

Решение. 1. Находим плотность $\rho_{15,56}^{15,56}$ для фракции I:

$$\rho_{15,56}^{15,56} = 0,8647 + 5 \cdot 0,000686 = 0,8681;$$

для фракции II:

$$\rho_{15,56}^{15,56} = 0,8795 + 5 \cdot 0,000673 = 0,8829.$$

2. По формуле (1.26) определим молекулярную массу каждой фракции:

$$M_1 = \frac{44,29 \cdot 0,8681}{1,03 - 0,8681} = 237,5; \quad M_2 = \frac{44,29 \cdot 0,8829}{1,03 - 0,8829} = 265,8.$$

3. Определяем массовые доли фракций:

$$x_1 = \frac{27}{27+63} = 0,3; \quad x_2 = \frac{63}{27+63} = 0,7.$$

4. Находим молекулярную массу смеси (1.27)

$$M = \frac{1}{\frac{0,3}{237,5} + \frac{0,7}{265,8}} = 256,6 \text{ кг/кмоль.}$$

Задачи

20. Определить молекулярную массу нефтяных фракций, средняя температура кипения которых 110, 130 и 150 °С.

21. Компонент дизельного топлива имеет среднюю молекулярную температуру кипения 274 °С, его характеристический фактор 10,8. Рассчитать молекулярную массу компонента.

22. Определить среднюю молекулярную массу узкой фракции прямой перегонки плотностью $\rho_{15,56}^{15,56} = 0,758$.

23. Бензин – растворитель БР-1 «Галоша» характеризуется $t_{\text{ср.мол.}} = 97^\circ\text{C}$ и $K = 12,5$. Какова его молекулярная масса?

24. Определить среднюю молекулярную массу широкой фракции, состоящей из 20 % бензина с $M = 110$, 40 % лигроина с $M = 150$, 20 % керосина с $M = 200$ и 20 % газойля с $M = 250$.

25. Определить среднюю молекулярную массу нефтепродукта, имеющего плотность $\rho_4^{20} = 0,856$.

1.6. Вязкость

Вязкость используется при подсчете запасов нефти, выбора способа транспорта и схемы переработки нефти, в химмотологии.

Различают динамическую, кинематическую и условную вязкость.

Динамическая вязкость η – это отношение действующего касательного напряжения к градиенту скорости при заданной температуре (в системе СИ – Па·с, на практике миллипаскаль секунда, мПа·с).

Определяется по формуле Пуазейля

$$\eta = \pi P \cdot r^4 \tau / 8VL, \quad (1.28)$$

где P – давление, при котором происходит истечение жидкости из капилляра;

V – объем жидкости, протекающей через капилляр;

τ – время истечения жидкости в объеме;

L – длина капилляра;

r – радиус капилляра.

Величина, обратная динамической вязкости, называется текучестью.

В технологических расчётах чаще используется кинематическая вязкость ν . Это отношение динамической вязкости жидкости к плотности при той же температуре:

$$\nu = \eta / \rho, \quad \left[\nu = \frac{1 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \cdot \text{с}}{\frac{\text{м} \cdot \text{с}}{\text{м}^3}} = 1 \text{ м}^2/\text{с} \right] \quad (1.29)$$

($\text{м}^2/\text{с}$; $\text{мм}^2/\text{с}$ – соответствует 1сст).

Для характеристики вязких нефтепродуктов определяют условную вязкость (ВУ). Она выражается отношением времени истечения нефтепродукта при заданной температуре ко времени истечения такого же количества дистиллированной воды при 20 °С. Единица измерения – условные градусы (°ВУ).

Необходимость определения кинематической и условной вязкости связана с техническими трудностями определения динамической вязкости (η) [требуется источник постоянного давления на жидкость, сложность воспроизведения и т. д.].

В методе определения кинематической вязкости вместо постоянного давления (внешней силы) используется давление столба жидкости, которое равно произведению высоты столба жидкости, её плотности и ускорения силы тяжести. Для этой цели используются стеклянные капиллярные вискозиметры.

Кинематическую вязкость определяют для дизельных топлив и смазочных масел (ньютоновские жидкости).

Динамическую вязкость природных битумов, тяжелых нефтей и нефтепродуктов (неньютоновские жидкости) определяют в ротационных вискозиметрах.

В СНГ нефти подразделяют на три класса по динамической вязкости

в пластовых условиях: с малой (<5 мПа·с), повышенной (5–30 мПа·с) и

высокой ($>30 \text{ мПа}\cdot\text{с}$) вязкостью. Верхний предел вязкости – высоковязкие нефти – $10000 \text{ мПа}\cdot\text{с}$.

Согласно унифицированной программе исследования для нефтей определяют кинематическую (или динамическую) вязкость при температурах от 0 до 50°C (через 10°C). Для маловязких нефтей определение начинают с минус 20°C . Для керосиновых дистиллятов определяют кинематическую вязкость при 20 и минус 40°C . Для дизельных – при 20°C , для масляных – при 40, 50 и 100°C . Для остатков, выкипающих выше 350°C , определяют условную вязкость при 50, 80 и 100°C .

С понижением температуры высоковязкие нефти, природные битумы и остаточные нефтепродукты (мазут, гудрон) могут проявлять аномалию вязкости (так называемая структурная вязкость). Причина структурной вязкости объясняется наличием смолисто-асфальтеновых веществ и парафинов, при этом их течение перестаёт быть пропорциональным приложенному напряжению, т. е. нефти становятся неньютоновскими.

Усилие, необходимое для разрушения надмолекулярной структуры неньютоновских жидкостей, называется *пределом упругости*.

Для определения кинематической вязкости используют номограммы зависимости вязкости от температуры (см. Прил. 5–7) и эмпирические формулы, так для узких нефтяных фракций её можно рассчитывать по зависимости Вальтера:

$$\lg \lg(\nu + 0,8) = 2,96(3,696 - \lg T) \cdot (1 + t_{\text{кип}}/100) - 4,763, \quad (1.30)$$

где ν – вязкость при заданной температуре, $\text{мм}^2/\text{с}$;
 $t_{\text{кип}}$ – средняя температура кипения фракции, $^\circ\text{C}$;
 T – температура, К.

Для прямогонных фракций (керосиновая, дизельная, газойлевая) с плотностью $\rho_4^{20} = 0,77-0,90$, сернистых и высокосернистых нефтей кинематическую вязкость можно вычислить по формулам

$$\ln \ln(\nu_{20} + 0,5) = 14,83\rho_4^{20} - 12,035; \quad (1.31)$$

$$\ln \ln(\nu_{50} + 0,35) = 17,25\rho_4^{20} - 14,535; \quad (1.32)$$

Условную вязкость при 80 и 100°C прямогонных остатков с плотностью $\rho_4^{20} = 0,94 \div 0,99$ рассчитывают по формулам

$$\ln \text{BY}_{80} = 37,82 \rho_4^{20} - 34,06; \quad (1.33)$$

$$\ln \text{BY}_{100} = 33,68 \rho_4^{20} - 30,81. \quad (1.34)$$

Используя приближенные зависимости, можно перевести кинематическую вязкость нефтепродуктов в градусы условной вязкости:

$$\text{для } \nu = 1 \div 120 \text{ мм}^2/\text{с} \quad \nu_t = 7,31 \text{BY}_t - 6,31/\text{BY}_t; \quad (1.35)$$

$$\text{для } \nu > 120 \text{ мм}^2/\text{с} \quad \nu_t = 7,4 \text{BY}_t \quad \text{или} \quad \text{BY}_t = 0,135 \cdot \nu_t. \quad (1.36)$$

Или для этой цели используют таблицы перевода кинематической вязкости (мм²/с) в условную (°ВУ) (см. Прил. 8).

Пример. Условная вязкость масляной фракции при 100 и 50 °С соответственно 2,6 и 20 °ВУ. Определить её условную вязкость при 70 °С.

Решение. Для нахождения искомой вязкости на графике Прил. 5 определяем положение точек с координатами 100 °С; 2,6 °ВУ и 50 °С; 20 °ВУ. Через найденные точки А и В проводим прямую. На оси абсцисс находим точку, соответствующую 70 °С, из которой восстанавливаем перпендикуляр до пересечения с прямой АВ. Получаем точку С. Из этой точки проводим горизонталь до пересечения со шкалой условной вязкости. Получаем значение условной вязкости при 70 °С: ВУ₇₀=7,1.

Качество масел зависит от степени изменения его свойств с повышением температуры и давления. Оценка вязкостно-температурных свойств производится по показателю индекса вязкости – ИВ (условная константа), который определяют по номограммам (см. Прил. 6), по известным значениям кинематической вязкости при двух температурах (принято отношение кинематической вязкости при 50 °С к кинематической при 100 °С).

Пример. Вязкость моторного масла при 100 °С составляет 10,5 мм²/с, а при 50 °С – 59 мм²/с. Определить индекс вязкости масла.

Решение. На ординатных осях вязкости и температуры (см. Прил. 6) отметим точки, соответствующие величинам $\nu_{100}=10,5 \text{ мм}^2/\text{с}$ и $t=100 \text{ °С}$

и проведём через них прямую линию. Вторую линию проведём через две другие точки: $\nu_{50}=59 \text{ мм}^2/\text{с}$ и $t=50 \text{ °С}$. Точка пересечения двух пря-

мых будет находиться на кривой, обозначенной 100. Следовательно, индекс вязкости масла ИВ=100.

Чем меньше меняется вязкость масла с изменением температуры, тем более качественным оно считается.

С повышением давления вязкость жидкости возрастает: до 24,5 МПа.

почти прямопропорционально, а затем более быстро. При невысоких давлениях вязкость (ν_p) жидких продуктов можно вычислить по формуле [4]

$$\eta_p = \eta_0 (1 + aP), \quad (1.37)$$

где η_0 – динамическая вязкость при атмосферном давлении;

P – избыточное давление, Па;

a – постоянная, $\approx 0,001$.

Для расчетов условно принимают, что до 4МПа вязкость нефтепродуктов не зависит от давления.

Вязкость смесей жидкости не подчиняется правилу аддитивности. Наиболее точные результаты вязкости даёт экспериментальное её определение.

Для приближенной оценки вязкости, как уже было сказано выше, используются эмпирические формулы и номограммы. В практике часто используется номограмма (см. Прил. 7), которая позволяет определить вязкость смеси двух нефтепродуктов различной вязкости в определенных отношениях при данной температуре, а также определить соотношение компонентов в смеси для получения продукта заданной вязкости при данной температуре.

Пример. Смесь составлена из компонента А ($\nu_{50}=12,5\text{мм}^2/\text{с}$) и В ($\nu_{50}=60\text{мм}^2/\text{с}$). Определить:

а) вязкость смеси, состоящей из 40 % компонента А и 60 % компонента В (по объему);

б) соотношение в смеси компонентов А и В, при котором кинематическая вязкость $\nu_{50}=39\text{мм}^2/\text{с}$.

Решение. На координатах оси номограммы (см. Прил. 7), соответствующих 100 % компонента А и 100 % компонента В, отложим значение вязкости 12,5 и 60 $\text{м}^2/\text{с}$ и соединим полученные точки m и n прямой линией. Прямая mn характеризует вязкость смеси в зависимости от соотношения компонентов. Для ответа на первый вопрос из точки на оси абсцисс, отвечающей составу смеси (40 % А и 60 % В), восстановим

перпендикуляр до пересечения с прямой mn . Ордината точки пересечения даст значение кинематической вязкости данной смеси $\nu_{50}=29,5 \text{ мм}^2/\text{с}$ (на номограмме – сплошная линия).

Для ответа на второй вопрос на оси ординат определяем точку с кинематической вязкостью $\nu_{50}=39 \text{ мм}^2/\text{с}$ и через прямую mn проецируем её на ось абсцисс. Получаем соотношение компонентов А-25 % и В-75 % (пунктирная линия).

Задачи

26. Масляная фракция имеет условную вязкость при 40 и 60 °С соответственно 5,24 и 3,81. Рассчитать, пользуясь формулой (1.36), кинематическую вязкость этой фракции в $\text{м}^2/\text{с}$ при тех же температурах.

27. Фракция 240–350 °С соболиной нефти имеет кинематическую вязкость $\nu_{20}=8,4 \text{ мм}^2/\text{с}$ и $\nu_{50}=3,6 \text{ мм}^2/\text{с}$. Найти кинематическую и условную вязкость этой фракции при 70 °С.

28. Кинематическая вязкость компонента дизельного топлива при 20 °С равна 5,6 $\text{мм}^2/\text{с}$, а при 50 °С – 2,6 $\text{мм}^2/\text{с}$. Определить кинематическую вязкость при 0 °С.

29. Лёгкий прямогонный масляный дистиллят характеризуется следующими вязкостными показателями: $\nu_{50}=14,5 \text{ мм}^2/\text{с}$ и $\nu_{100}=3,9 \text{ мм}^2/\text{с}$. Определить индекс вязкости дистиллята.

30. Найти вязкость смеси, состоящей из 30 % (объемных) масла вязкостью ВУ₂₀=6,5 и 70 % масла вязкостью ВУ₂₀=3,5.

31. Для приготовления смеси взяты базовые масла М-8 ($\nu_{100}=8 \text{ мм}^2/\text{с}$) и М-14 ($\nu_{100}=14 \text{ мм}^2/\text{с}$). Найти вязкость смеси при той же температуре, если соотношение компонентов 1:1 по объёму.

32. Смесь состоит из 70 % масляной фракции I ($\nu_{50}=14,5 \cdot 10^{-6} \text{ мм}^2/\text{с}$) и 30 % масляной фракции II ($\nu_{50}=55 \cdot 10^{-6} \text{ мм}^2/\text{с}$). Определить вязкость смеси при 50 °С.

33. В каком соотношении необходимо смешать масла условной вязкости ВУ₂₀=16 и ВУ₂₀=7,5, чтобы получить масло с вязкостью ВУ₂₀=11.

34. Приготовили смесь из 35 % масляного погона I и 65 % масляного погона II. Вязкость погона I $\nu_{50}=12,5 \text{ мм}^2/\text{с}$ и $\nu_{100}=3,5 \text{ мм}^2/\text{с}$, вязкость погона II $\nu_{40}=28,5 \text{ мм}^2/\text{с}$. Определить кинематическую вязкость смеси при 40 °С.

35. Кинематическая вязкость смеси двух масляных дистиллятов $\nu_{50}=35$ мм²/с, вязкость каждого из них соответственно 20 и 45 мм²/с. Каково соотношение между дистиллятами в смеси?

36. Условная вязкость сураханской нефти при 50 °С равна 1,63. Определить кинематическую и динамическую вязкость нефти при той же температуре, если плотность её $\rho=879$ кг/м³.

1.7. Давление насыщенных паров

Давление насыщенных паров (ДНП) – это давление, производимое паровой фазой, которая находится в равновесии с жидкостью при определенной температуре. ДНП – один из важнейших параметров перегонки, ректификации, на основе которого производится пересчет температур кипения с одного давления на другое; является базовой величиной для определения констант фазового равновесия. Значение давления насыщенных паров заложено в нормах на качество бензина и других нефтепродуктов.

Давление насыщенных паров нефти и нефтепродуктов зависит не только от температуры (как в случае с индивидуальным чистым веществом), но и от состава паровой и жидкой фаз и их соотношения.

При проведении практических расчетов исходят из допущения: для узкой нефтяной фракции состав паровой и жидкой фаз при испарении существенно не меняется, т. е. давление насыщенных паров зависит только от температуры.

При изучении фракционного состава нефти и технологических расчетах пересчет давления насыщенных паров нефтепродуктов при одной температуре на давление при другой производят по формулам, приведенным в [11,12], и номограммам (см. Прил. 9, 10).

Для расчета давления насыщенных паров узких нефтяных фракций при низких давлениях пользуются формулой Ашворта

$$\lg(P_i - 3158) = 7,6715 - \frac{2,68f(T)}{f(T_0)}, \quad (1.38)$$

где P_i – давление насыщенных паров при температуре T , Па;

T_0 – средняя температура кипения фракции при атмосферном давлении, К;

T – соответствующая температура, К.

Функция температуры

$$f(T) = \frac{1250}{\sqrt{T^2 + 108000} - 307,6} - 1. \quad (1.39)$$

Функцию $f(T_0)$ определяют аналогично.

Значения функции для различных температур (T и T_0) приведены в Прил. 11.

Пример. Узкая нефтяная фракция при атмосферном давлении имеет среднюю температуру кипения 170°C . Определить давление насыщенных паров этой фракции при 260°C .

Решение. По Прил. 11 найдем значения $f(T_0)$ для температуры 170°C и $f(T)$ для температуры 260°C .

$$f(T_0)=4,124; \quad f(T)=2,924.$$

Подставим эти величины в формулу (1.38):

$$\lg(P_i - 3158) = 7,6715 - \frac{2,68 \cdot 2,924}{4,124};$$

$$\lg(P_i - 3158) = 5,7715.$$

По таблицам антилогарифмов или с помощью микрокалькулятора находим значение этого числа

$$P_i - 3158 = 590900;$$

$$P_i = 590900 + 3158 = 594058 \text{ Па}.$$

Давление насыщенных паров данной фракции при 260°C

$$P_i = 594058 \text{ Па}.$$

При необходимости пересчета давления насыщенных паров с одной температуры на другую или средней температуры кипения нефтепродукта при изменении давления используют номограммы Прил. 9, 10.

Пример. Средняя температура кипения узкой бензиновой фракции при атмосферном давлении ($\approx 1 \cdot 10^5 \text{ Па}$) составляет 127°C . Найти её температуру кипения при давлении $2 \cdot 10^5 \text{ Па}$.

Решение. На графике Кокса (см. Прил. 9) находим точку с координатами 10^5 Па и 127°C (400K). Из найденной точки проводим равноудаленную от двух соседних лучей прямую до пересечения с вертикалью, соответствующей давлению $2 \cdot 10^5 \text{ Па}$. Из полученной точки прово-

дим горизонталь, параллельную оси абсцисс, до пересечения с осью ординат, на которой получим точку, соответствующую температуре 151 °С (424К). Это и есть температура кипения фракции при давлении $2 \cdot 10^5$ Па.

Пример. При вакуумной разгонке нефтяного остатка на аппарат АРН-2 при давлении 133,3 Па (1 мм рт. ст.) была получена фракция 196–213 °С. Определим пределы выкипания этой фракции при атмосферном давлении.

Решение. На правой кривой номограммы (см. Прил. 10) отметим остаточное давление 133,3 Па, на левой – температуры начала и конца кипения фракции при данном давлении. Тогда на средней шкале получим точки, соответствующие температурам кипения при атмосферном давлении: 400 °С и 420 °С. Искомая фракция выкипает в пределах 400–420 °С при атмосферном давлении.

1.8. Критические и приведенные параметры

При определенных значениях температуры и давления двухфазная система (жидкость-пар) может переходить в однофазную (пар), которая характеризует критическое состояние вещества.

Критическая температура вещества – температура, выше которой вещество может находиться только в газообразном состоянии.

Критическое давление вещества – давление насыщенных паров вещества при критической температуре.

Критический объем – удельный объем, занимаемый веществом при критической температуре и критическом давлении.

Приближенно критические параметры нефтяных фракций определяют с помощью графика (см. Прил. 12) по известным молекулярным массам, средним температурам кипения и относительной плотности.

Для расчета критических параметров ($T_{кр}$, $K_{кр}$, $P_{кр}$) можно использовать эмпирические формулы

$$T_{кр} = 355 + 0,97a - 0,00049a^2, \text{ (K)}; \quad (1.40)$$

$$P_{кр} = K_p \frac{T_{кр} \cdot 10^5}{M}, \text{ (Па)}, \quad (1.41)$$

где $a = (1,8 T_{ср.мол.} - 359) \rho_{15,56}^{15,56}$;

$$K_p = 5,53 + 0,885 \frac{t_{70} - t_{10}}{60},$$

t_{10} , t_{70} – температуры отгона 10 и 70 % нефтепродукта по ГОСТ 2177-82, °С.

Константа K_p парафиновых углеводородов – 5,0-5,3; нафтеновых – 6,0; ароматических – 6,5-7,0; нефтепродуктов прямой перегонки – 6,3-6,4; крекинг-керосинов – 6,8-7,0. $T_{\text{ср.мол.}}$ приближенно принимается температура 50 %-й точки отгона [4].

Критическую температуру можно рассчитывать по упрощенной формуле

$$T_{\text{кр}} = 1,05T_{\text{ср}} + 160. \quad (1.42)$$

Критические температура и давление нефтепродукта являются параметрами усредненными. Их называют также псевдокритическими ($T_{\text{пкр}}$ и $P_{\text{пкр}}$), и можно найти по графику (см. Прил. 12) в зависимости от молекулярной массы фракции и характеристического фактора K .

При расчетах тепловых и других свойств нефтепродуктов применяют так называемые приведённые температуру и давление.

Приведённой температурой $T_{\text{пр}}$ называют отношение температуры вещества T к его критической температуре.

$$T_{\text{пр}} = T/T_{\text{кр}}; \quad (1.43)$$

Приведённым давлением ($P_{\text{пр}}$) называют отношение давления в системе, в которой находится нефтепродукт, к его критическому давлению $P_{\text{кр}}$:

$$P_{\text{пр}} = P/P_{\text{кр}}. \quad (1.44)$$

Пример. Керосиновый дистиллят самотлорской нефти имеет фракционный состав: 10 % – 132 °С, 50 % – 180 °С, 70 % – 203 °С. Его плотность $\rho_4^{20} = 0,7945$, молекулярная масса $M=156$. Рассчитать критические температуру и давление дистиллята.

Решение. Критическую температуру находим по формуле (1.40), предварительно подсчитав $\rho_{15,56}^{15,56}$ и константу a :

$$\rho_{15,56}^{15,56} = 0,7945 + 5 \cdot 0,000778 = 0,7984.$$

Примем вместо $T_{\text{ср.мол.}}$ температуру 50 % отгона (в Кельвинах). Тогда $a = (1,8 \cdot 453 - 359)0,7984 = 364,4$ и $T_{\text{кр}} = 355 + 0,97 \cdot 364,4 - 0,00049 \cdot 364,4^2 = 643,4$ К.

Критическое давление найдем по формуле (1.41), определив предварительно константу K_p :

$$K_p = 5,53 + 0,855 \frac{203 - 132}{60} = 6,54;$$

$$P_{кр} = \frac{6,54 \cdot 643,4 \cdot 10^5}{156} = 2697331 \text{ Па} \approx 2,7 \text{ МПа}.$$

Пример. Определить $P_{пр}$ и $T_{пр}$ для углеводорода, $t_{ср.мол.} = 200$ °С, $d_{15,56}^{15,56} = 0,850$ при 210 °С (483К), давление – 0,6 МПа.

Решение: По известным величинам (средней температуре кипения и плотности) находим (см. Прил. 12) значения $T_{кр}$ и $P_{кр}$. Получим $T_{кр} = 673 \text{ К}$; $P_{кр} = 2,7 \text{ МПа}$. Находим значение приведённых констант.

$$T_{пр} = \frac{483}{673} = 0,71; \quad P_{пр} = \frac{0,6}{2,7} = 0,22.$$

1.9. Коэффициент сжимаемости. Фугитивность

С повышением давления и понижением температуры реальные газы (нефтепродукты и их пары) не являются идеальными системами, поэтому

в уравнения, описывающие поведение идеальных систем, вводятся различные поправочные коэффициенты. Поправочный коэффициент, вводимый при расчёте константы фазового равновесия, теплоёмкости, объёма паров, называется коэффициентом (фактором) сжимаемости (Z). Коэффициент Z зависит от величины приведённых параметров:

$$Z = f(T_{пр}, P_{пр}). \quad (1.45)$$

Степень отклонения свойств реального газа от идеального в случае изотермического процесса характеризуется фугитивностью f (летучесть).

Фугитивность – это давление реального газа, свойства которого выражены уравнением состояния идеального газа.

При невысоких давлениях и повышенных температурах нефтепродукты и их пары подчиняются закону Рауля и Дальтона:

$$P_i x_i = P y'_i \quad \text{или} \quad \frac{y'_i}{x'_i} = \frac{P_i}{P} = k_i \quad (1.46)$$

$$\text{и} \quad x'_i + y'_i = P,$$

где x'_i, y'_i – мольная доля i -го компонента в жидкой и паровой фазе;

P_i – давление насыщенных паров чистого i -го компонента, Па;

P – общее давление в системе, Па;

K_i – константа фазового равновесия.

В реальных условиях (большие давления и низкие температуры, т.

п.)

в расчётные формулы вводят поправки (f), тогда выражения для константы фазового равновесия (1.46)

$$K_i = f_i^{\text{ж}} / f_i^{\text{п}} \quad \text{или} \quad f_i^{\text{ж}} x_i' = f_i^{\text{п}} y_i', \quad (1.47)$$

где $f_i^{\text{ж}}, f_i^{\text{п}}$ – фугитивность жидкости и её паров.

Фугитивность измеряется в тех же единицах, что и давление, и заменяет его в уравнениях идеального состояния.

В условиях, когда реальный газ приближается к состоянию идеального газа, величина f приближается к величине P_i .

Отношение фугитивности к давлению называется коэффициентом активности

$$\gamma = \frac{f}{P_i}. \quad (1.48)$$

Для идеального газа $\gamma = 1$.

Коэффициент активности является функцией приведенных температуры и давления. Значения фугитивности можно определить по графику (см. Прил. 13), а из формулы (1.48) рассчитывают давление насыщенных паров P_i . Более полно расчёты коэффициента активности, фугитивности и сжимаемости приведены в [16].

Для точных расчётов константы фазового равновесия, когда жидкий компонент находится не под давлением (P_i) своих насыщенных паров, а под любым другим давлением, фугитивность этого компонента в жидкой фазе находят по формуле [4,15]

$$2,3 \lg \frac{f_{t,P}^{\text{ж}}}{f_{t,P_i}^{\text{ж}}} = \frac{V_{\text{ж}} (P - P_i)}{RT}, \quad (1.49)$$

где $f_{t,P}^{\text{ж}}, f_{t,P_i}^{\text{ж}}$ – фугитивность при давлении в системе P и давлении насыщенных паров P_i соответственно, Па;

$V_{\text{ж}}$ – мольный объём компонента, л/моль, м³/кмоль;

P – давление в системе, Па;

P_i – давление насыщенных паров чистого компонента, Па;

R – универсальная газовая постоянная кДж/(кмоль·К);

T – температура системы, К.

Пример. Определить фугитивность паров узкой бензиновой фракции ($M=100$), находящихся при $400\text{ }^{\circ}\text{C}$ и $4,55\text{ МПа}$. Критические параметры фракции $t_{\text{кр}}=321\text{ }^{\circ}\text{C}$ и $P_{\text{кр}}=3,72\text{ МПа}$.

Решение. Находим значение приведённых температуры и давления:

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}} = \frac{673}{594} = 1,13; \quad P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} = \frac{4,55}{3,72} = 1,22.$$

На графике (см. Прил. 13) по вычисленным $T_{\text{пр}}$ и $P_{\text{пр}}$ находим, что коэффициент активности $\gamma = 0,7$. Полученные данные подставляем в уравнение (1.48)

$$f_{t,P_i}^{\text{п}} = 4,55 \cdot 0,7 = 3,2\text{ МПа}.$$

Пример. Рассчитать константу фазового равновесия K_p для н-гексана при $180\text{ }^{\circ}\text{C}$ и 784 кПа . Критические параметры $t_{\text{кр}}=234,7\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P_{\text{кр}}=2932\text{ кПа}$. Давление насыщенных паров $P_i=1252\text{ кПа}$.

Решение. Приведённые температура и давление равны

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}} = \frac{180 + 273}{234,7 + 273} = 0,89;$$

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} = \frac{784}{2932} = 0,27.$$

На графике (см. Прил. 13) для $T_{\text{пр}}=0,89$ и $P_{\text{пр}}=0,27$ находим коэффициент активности $\gamma=0,86$; фугитивность паров н-гексана

$$f_{t,P}^{\text{п}} = \gamma \cdot P = 0,86 \cdot 784 = 674\text{ кПа}.$$

Определим фугитивность жидкого н-гексана при $180\text{ }^{\circ}\text{C}$, давление собственных насыщенных паров $P_i=1252\text{ кПа}$. Приведённое давление

$$P_{\text{пр}} = \frac{P_i}{P_{\text{кр}}} = \frac{1252}{2932} = 0,43.$$

Для значения $T_{\text{пр}}=0,89$ и $P_{\text{пр}}=0,43$ по графику (см. Прил. 13) находим коэффициент активности $\gamma = 0,78$. Фугитивность жидкого н-гексана, находящегося при температуре t и под давлением собственных насыщенных паров P_i , равна фугитивности его же паров при тех же условиях:

$$f_{t,P}^{\text{ж}} = 0,78 \cdot 1252 = 977 \text{ кПа}.$$

Константа фазового равновесия равна

$$K_p = \frac{f_{t,P_i}^{\text{ж}}}{f_{t,P}^{\text{ж}}} = \frac{977}{674} = 1,44.$$

Кроме рассмотренного выше способа, константу фазового равновесия можно находить по номограммам (см. Прил. 14, 15).

Задачи

37. Бензиновая фракция при атмосферном давлении в пределах 56-310 °С. Определить давление насыщенных паров фракции при 190 °С.

38. Бензин растворитель БР-1 имеет среднюю температуру кипения 98 °С. Найти давление его насыщенных паров при 25 °С.

39. В соответствии с нормами давления насыщенных паров товарного бензина АИ-93 при 38 °С равно 66660 Па. Каким будет это давление при 25 °С?

40. Нефтяная фракция имеет температуру начала кипения 350 °С при остаточном давлении 7,33 кПа. Определить температуру начала кипения этой фракции при атмосферном давлении (номограмма, см. Прил. 10).

41. Определить критические температуру и давление бензиновой фракции лугинецкой нефти, если известны её плотность $\rho_4^{20}=0,7485$ и фракционный состав: 10 % – 55 °С; 50 % – 108 °С и 70 % – 129 °С.

42. Найти приведённые температуру и давление масляной фракции при 400 °С и 15 МПа. Характеристика фракции: $t_{\text{ср}} = 410$ °С; $\rho_4^{20}=0,8711$, $M=315$ кг/кмоль, константа $K_p = 6,4$.

43. Определить фугитивность н-гексана при 180 °С, когда он находится под давлением собственных насыщенных паров ($P_i=1277$ кПа). Критические температура и давление равны соответственно 234 °С, 3028 кПа.

44. Определить фугитивность фракции автомобильного бензина, выходящий с верха колонны, где температура 110 °С, давление 539 кПа. Критическое давление $P_{\text{кр}} = 2451$ кПа, критическая температура $t_{\text{кр}} = 220$ °С.

45. Определить фугитивность жидкой нефтяной фракции при 170 °С, если критическая температура этой фракции $t_{кр} = 200$ °С, критическое давление $P_{кр} = 2400$ кПа. Давление насыщенных паров фракции при 170 °С составляет $P_i = 800$ кПа.

46. Сверху отбензинивающей колонны ($t = 120$ °С, $P = 0,5$ МПа) отбирается головная фракция, средняя молекулярная температура кипения которой равна 92 °С. Найти константу фазового равновесия бензина, если его критические температура и давление составляют 252 °С и 2,9 МПа.

47. Определить константу фазового равновесия для продукта, выходящего из колонны при 180 °С и под давлением 588 кПа. Критические температура и давление данного продукта равны соответственно 307 °С и 4020 кПа. Средняя температура кипения бензина равна 120 °С.

1.10. Тепловые свойства

При технологических расчётах оборудования нефтеперерабатывающих заводов необходимо учитывать тепловые свойства нефтей и нефтепродуктов: теплоёмкость, теплоту испарения и конденсации, энтальпию (теплосодержание), теплоту сгорания и другие.

Теплоёмкость – это отношение количества теплоты, переданной веществу, к соответствующему изменению его температуры. Чаще всего применяют *удельную теплоёмкость* – количество тепла, которое требуется для нагрева 1 кг данного вещества на 1 °С. Единица измерения удельной теплоёмкости в СИ – Дж/(кг·К), кратные единицы – кДж/(кг·К), МДж/(кг·К).

С повышением температуры нагрева теплоёмкость жидких нефтепродуктов возрастает, поэтому в нефтепродукте используют понятие *истинной* и *средней теплоёмкости*.

Среднюю теплоёмкость жидких нефтепродуктов определяют в интервале температур нагревания или охлаждения. Среднюю теплоёмкость можно рассчитать по уравнению Фортча и Уитмена [3,17]:

$$C_{cp} = 1,444 + 0,00371t_{cp} \left(2,1 - \rho_{15,56}^{15,56} \right), \quad (1.50)$$

где t_{cp} – средняя арифметическая температура температурного интервала, °С.

Истинная теплоёмкость жидких нефтепродуктов соответствует некоторой фиксированной температуре и до 200 °С может быть определена по формуле Крэга [3,17,18]

$$C = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15,56}^{15,56}}} (0,762 + 0,0034T). \quad (1.51)$$

Истинная теплоемкость паров парафинистых нефтепродуктов при малом постоянном давлении определяется по другим формулам, например по уравнению Бальке [3, 4, 17]

$$C_p = \frac{4,0 - \rho_{15,56}^{15,56}}{1541} (1,8T + 211), \quad (1.52)$$

где C_p – теплоемкость паров.

C учетом характеристического фактора

$$C = \frac{4,0 - \rho_{15,56}^{15,56}}{1541} (1,8T + 211) (0,146K - 0,41). \quad (1.53)$$

Теплоемкость нефтяной фракции и находящихся над ней паров связаны между собой соотношением [3]

$$C_p = C - 0,3768 / \rho_{15,56}^{15,56}. \quad (1.54)$$

Для упрощения расчетов можно пользоваться номограммой (см. Прил. 16). Зная плотность жидкого нефтепродукта, можно определить по указанной номограмме при температурах от 0 до 500 °С. Например, для нефтяной фракции плотностью $\rho_{15,56}^{15,56} = 0,900$ теплоёмкость паров и жидкости при 300 °С (пунктирная линия) соответственно равна 1,96 и 2,31 кДж/(кг·К).

Теплоёмкость некоторых газообразных и жидких углеводородов приведена в Прил. 18 и 20. По графику в Прил. 19 можно определить теплоёмкость паров при повышенном давлении в зависимости от $T_{пр}$ и $P_{пр}$.

Пример. Определить теплоёмкость паров нефтепродукта при 400 °С

и 1,5 МПа, имеющего $\rho_{15,56}^{15,56} = 0,750$, $P_{кр} = 3,0$ МПа и среднюю температуру кипения 110 °С.

Решение. Определяем приведённые параметры $T_{пр}$ и $P_{пр}$:

$$P_{пр} = \frac{P}{P_{кр}} = \frac{1,5}{3,0} = 0,5;$$

$$t_{\text{кр}} = 1,05t + 160 = 1,05 \cdot 110 + 160 = 286^\circ\text{C};$$

$$T_{\text{пр}} = \frac{400 + 273}{283 + 273} = \frac{673}{559} = 1,20.$$

Определяем теплоёмкость паров C_p при атмосферном давлении:

$$C_{p_0} = \frac{4 - 0,750}{1541} (1,8 \cdot 673 + 211) \approx 3,0 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

По графику Прил. 19 находим (по $T_{\text{пр}}$ и $P_{\text{пр}}$)

$$C_p = 8,38 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}); \quad \Delta C_p = C_p - C_{p_0};$$

$$C_p = C_{p_0} + \Delta C_p = 3,0 + 8,38 \approx 11 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Пример. Найти теплоёмкость жидкого бензина ($\rho_{15,56}^{15,56} = 0,743$) и его паров при температуре 100°C .

Решение. Теплоёмкость жидкой фазы находим по формуле (1.51)

$$C = \frac{1}{\sqrt{0,743}} (0,762 + 0,0034 \cdot 373) = 2,35 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

По формуле (1.52) определим теплоёмкость паров

$$C_p = \frac{4 - 0,743}{1541} (1,8 \cdot 373 + 211) = 1,86 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Теплоемкость смесей нефтепродуктов подсчитывается по правилу аддитивности:

$$C_{\text{см}} = C_1 x_1 + C_2 x_2 + \dots + C_n x_n = \sum_{i=1}^n C_i x_i,$$

где $C_{\text{см}}, C_1, C_2, \dots, C_n$ – теплоемкость смеси и ее компонентов, кДж/(кг К);

$x_1, x_2, \dots, x_n$ – содержание компонентов, мас. доли.

Теплота испарения (теплота парообразования) – это количество тепла, которое необходимо сообщить веществу в равновесном изобарно-изотермическом процессе, чтобы перевести его из жидкого состояния в парообразное (то же количество теплоты выделяется при конденсации пара в жидкость) [19]. *Теплота испарения* – частный случай *теплоты фазового перехода*. Различают удельную теплоту испарения (измеряется в

Дж/кг, часто применяются кратные единицы – кДж/кг, МДж/кг) и молярную (молярную) теплоту испарения (Дж/моль).

Теплоту испарения химически чистых индивидуальных углеводородов можно найти в литературе [4, 10, 17]. Для нефтяных фракций теплота испарения может быть найдена различными расчетными и графическими методами [3–5]. Поскольку нефтяная фракция есть смесь углеводородов, выкипающая в некотором интервале температур (а не при строго определенной температуре), то тепло затрачивается не только на испарение, но и на повышение температуры смеси.

Теплота испарения нефтепродуктов значительно меньше теплоты испарения воды, что используется в технологии переработки нефти и газа.

В среднем теплота испарения легких нефтепродуктов составляет 250–340, тяжелых 160–220 кДж/кг. Теплота испарения при повышенном давлении меньше, а в вакууме больше, чем при атмосферном давлении; при критических температуре и давлении она равна нулю [4]. Для определения теплоты испарения парафинистых низкокипящих нефтепродуктов применимо уравнение Крэга

$$L = \frac{1}{\rho_{15,56}^{15,56}} (354,1 - 0,3768 T_{\text{ср.мол}}). \quad (1.55)$$

Возможен расчет теплоты испарения по разности энтальпии нефтепродукта в паровой $I_t^{\text{п}}$ и жидкой $I_t^{\text{ж}}$ фазе при одинаковых температуре и давлении:

$$L = I_t^{\text{п}} - I_t^{\text{ж}}. \quad (1.56)$$

Энтальпия. Удельная энтальпия жидких нефтепродуктов численно равна количеству тепла (в джоулях или килоджоулях), необходимого для нагрева 1 кг продукта от 0 °С (273 К) до заданной температуры. Энтальпия паров при заданной температуре больше энтальпии жидкости на величину количества теплоты, затраченного на испарение жидкости и перегрев паров.

Энтальпию жидких нефтепродуктов при температуре T можно найти по уравнениям Фортча и Уитмена, Крэга; для парообразных – по уравнению Уэйра и Итона [2, 4]. Уравнение Крэга

$$I_t^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15,56}^{15,56}}} (0,0017 T^2 + 0,762 T - 334,25). \quad (1.57)$$

Обозначив выражение в скобках $a = (0,0017T^2 + 0,762T - 334,25)$, получим упрощенный вид уравнения

$$I_t^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15,56}^{15,56}}} a. \quad (1.58)$$

В Прил. 21 приведены значения энтальпии жидкого нефтепродукта в зависимости от температуры (величина a).

Уравнение Итона –

$$I_t^{\text{п}} = (129,58 + 0,134T + 0,00059T^2)(4 - \rho_{15,56}^{15,56}) - 308,99. \quad (1.59)$$

Это уравнение также можно упростить: $b = (129,58 + 0,134T + 0,00059T^2)$.

Тогда

$$I_t^{\text{п}} = b(4 - \rho_{15,56}^{15,56}) - 308,99. \quad (1.60)$$

В Прил. 22 приведена таблица для определения зависимости энтальпии паров нефтепродуктов от температуры (значение величины b).

В Прил. 23 и 24 даны параметры насыщенного и перегретого водяного пара.

Задачи

48. Определить истинную теплоемкость бензиновой фракции плотностью $\rho_4^{20} = 0,7613$ при температуре 70°C .

49. Какова истинная теплоемкость мазута ($\rho_{15}^{15} = 0,9687$), нагретого до 200°C ?

50. Определить среднюю теплоемкость при 100°C жидкой нефтяной фракции плотностью $\rho_{15}^{15} = 0,910$.

51. Определить теплоемкость паров нефтепродукта плотностью $\rho_{15}^{15} = 0,756$ при 250°C и атмосферном давлении.

52. Определить теплоемкость паров нефтепродукта плотностью $\rho_4^{20} = 0,789$ при 300°C и атмосферном давлении.

53. Определить теплоту испарения н-октана при температуре испарения 120°C , если его плотность $\rho_4^{20} = 0,78$.

54. Найти приближенно теплоту испарения нефтяной фракции при 200 °С. Средняя молекулярная масса фракции равна 100.

55. Определить энтальпию жидкой нефтяной фракции плотностью $\rho_4^{20}=0,875$ при 205 °С.

56. Определить количество тепла, которое отдает мазут холодному теплоносителю в теплообменниках при охлаждении от 140 до 100 °С. Прокачивают мазута 60000 кг/ч, его $\rho_4^{20} = 0,930$.

57. Определить энтальпию нефтяной фракции, имеющей молекулярную массу 108, при 427 °С и 7МПа, если известно, что $t_{кр}=290$ °С и $\rho_{15}^{15}=0,765$. Принять коэффициент $K=5,5$.

58. Найти энтальпию паров нефтяной фракции с $\rho_4^{20}=0,720$, $M=100$ при 314 °С; 2,9 МПа и $K=5,6$; $t_{ср}=120$ °С.

59. В теплообменник поступает 12000 кг/ч дизельной фракции ($\rho_4^{20}=0,8459$). Рассчитать тепловой поток, который потребуется для нагревания фракции от 90 до 150 °С.

2. ИСПОЛЬЗОВАНИЕ МЕТОДОВ РАСЧЕТА ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ПРИ СМЕШИВАНИИ НЕФТЕЙ, ГАЗОВ И ГАЗОКОНДЕНСАТОВ

2.1. Перемешивание газонефтяных смесей различного состава

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

- для смесей газов в нормальных (стандартных) условиях

$$N_{i\Sigma} = \sum_{j=1}^r N_{ij} V_j / \sum_{j=1}^r V_j, \quad (2.1)$$

где N_{ij} , $N_{i\Sigma}$ – молярная доля i -го компонента в j -м газе и в смеси, получаемой в результате смешения газов, соответственно;

V_j – объем, приведенный к нормальным (стандартным) условиям;

- для смесей нефтей

$$N_{i\Sigma} = \sum_{j=1}^r N_{ij} n_j / \sum_{j=1}^r n_j, \quad (2.2)$$

где n_j – число молей j -й нефти;

r – общее количество 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

$$N_{i\Sigma} = \sum_{j=1}^r N_{ij} Q_{nj} \Gamma_j / \sum_{j=1}^r Q_{nj} \Gamma_j, \quad (2.3)$$

где Q_{nj} – дебит сепарированной нефти j -той скважины (объем газа приведен

к нормальным, или стандартным условиям).

Необходимо отметить, 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:

$$N_{i0} = \frac{N_i - N_{i\text{уд}}}{1 - \sum_{i=1}^r N_{i\text{уд}}}, \quad (2.4)$$

где N_i – молярная доля i -го компонента в смеси первоначального состава;

$N_{i\text{уд}}$ – молярная доля части i -го компонента, удаляемого из смеси полностью ($N_{i\text{уд}} = N_i$), частично ($N_{i\text{уд}} < N_i$).

Пример 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, 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

$$N_{\text{CH}_4\Sigma} = \frac{0,1 \cdot 80 + 0,8 \cdot 20}{80 + 20} = 0,24.$$

Пример 2.2. 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 (м³/сут): 101 нефти башкирского, 145 – визейского, 204 – пашийского горизонтов соответственно. Газосодержание пластовых нефтей этих горизонтов соответственно составляет, м³/м³: 33,0 – башкирского, 39,2 – визейского и 37,6 – пашийского. Объем газа приведен к стандартным условиям (табл. 2.1).

Решение. Состав нефтяного газа можно рассчитать по уравнению (2.3), которое для конкретных условий задачи при $N_{ij} = v_{ij}$ принимает вид

$$\nu_{i\Sigma} = \frac{\sum_{j=1}^3 \nu_{ij} Q_{Hj} \Gamma_j}{\sum_{j=1}^3 Q_{Hj} \Gamma_j},$$

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

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 ₅ H ₁₂ +высшие	CO ₂	N _i
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

Так как $N_{ij} = \nu_{ij}$ (ν_{ij} – объемная доля i -го компонента в попутном газе нефти j -го горизонта), находим объемную концентрацию метана в попутном газе смеси нефтей:

$$\nu_{CH_4\Sigma} = \frac{24,6 \cdot 101 \cdot 33,0 + 41,8 \cdot 145 \cdot 39,2 + 34,5 \cdot 204 \cdot 37,6}{101 \cdot 33,0 + 145 \cdot 39,2 + 204 \cdot 37,6} = 35 \text{ \%}.$$

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

2.2. Газосодержание нефти и ее объемный коэффициент

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:

$$\Gamma_0 = \frac{V_{\Gamma}}{V_{\text{H}}}, \quad (2.5)$$

где V_{Γ} – объем газа однократного разгазирования пластовой нефти при 20 °С, приведенный к стандартным условиям, м³;

V_{H} – объем сепарированной нефти, остающейся после однократного разгазирования пластовой нефти при 20 °С, м³.

Массовую долю растворенного в нефти газа можно рассчитать по уравнению

$$q_r = \frac{m_r}{m_n + m_r} = \frac{\Gamma_0 \cdot \rho_r}{\rho_n + \Gamma_0 \cdot \rho_r}, \quad (2.6)$$

где m_n, m_r – массы сепарированной нефти и газа, соответственно представляющие в растворе пластовую нефть, кг;

ρ_n – плотность сепарированной нефти с стандартных условиях, кг/м³;

ρ_r – плотность газа однократного разгазирования нефти, приведенного к стандартным условиям, кг/м³.

Массовая доля растворенного в нефти газа рассчитывается по уравнению

$$N_r = \frac{\Gamma_0 \cdot \rho_r M_{nr}}{\rho_n M_r \left(1 + \Gamma_0 \frac{\rho_r}{\rho_n} \right)}, \quad (2.7)$$

где M_{nr}, M_r – молярные массы нефти с растворенным в ней газом и растворенного газа соответственно, кг/кмоль;

N_r – молярная доля растворенного в нефти газа.

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

$$N_r = \frac{1}{1 + \frac{1}{\Gamma_0} \frac{\rho_n}{\rho_r} \frac{M_r}{M_n}}, \quad (2.8)$$

где M_n – молярная масса дегазированной нефти.

Из сопоставления (2.7) и (2.8) следует

$$M_{nr} = M_n \frac{1 + \Gamma_0 \frac{\rho_r}{\rho_n}}{1 + \Gamma_0 \frac{\rho_r}{\rho_n} \frac{M_r}{M_n}}. \quad (2.9)$$

Пример 2.3. Определить массовую и мольную доли растворенного

в пластовой нефти газа и молярную массу пластовой нефти, если газосодержание нефти $\Gamma_0=100$ м³/м³, плотность газа $\rho_r=1,5$ кг/м³, плотность

сепарированной нефти $\rho_r=860 \text{ кг/м}^3$, а молярная масса сепарированной нефти $M_n=200 \text{ кг/кмоль}$.

Решение. По (2.6) 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 (2.7) и (2.8) из-за недостатка исходной информации.

Однако известно, что молярный объем газа в стандартных условиях в первом приближении можно принять равным $24 \text{ м}^3/\text{кмоль}$, т. е.

$$M_{r/\rho_r} = 24 \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

Следовательно, из (2.8) получают

$$N_r = \frac{1}{1 + \frac{24\rho_n}{G_0 M_n}},$$

тогда

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

Соответственно для молярной массы пластовой нефти в первом приближении из (2.9) следует

$$M_{nr} = M_n \frac{1 + G_0 \frac{\rho_r}{\rho_n}}{1 + G_0 \frac{M_n}{\rho_n \cdot 24}},$$

или

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

2.3. Зависимость вязкости сепарированной нефти от температуры

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

$$\lg \lg(v_n + 0,8) = a_1 - a_2 \lg\left(1 + \frac{t}{273}\right), \quad (2.10)$$

где v_n – относительная кинематическая вязкость сепарированной нефти при температуре t , численно совпадающая с кинематической вязкостью нефти, выраженной в квадратных миллиметрах на секунду;

a_1, a_2 – эмпирические коэффициенты, зависящие от состава нефти.

Для применения (2.10) необходимо знание экспериментальных значений вязкости нефти при двух температурах, подставляя которые в (2.10), можно определить коэффициенты a_1 и a_2 .

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

$$\lg \mu_t = (\lg \mu_{20}) \left(\frac{\lg \mu_{50}}{\lg \mu_{20}} \right)^{(t-20)/30}, \quad (2.11)$$

где $\mu_{20}, \mu_{50}, \mu_t$ – 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

$$\mu_t = \frac{1}{C} (C \cdot \mu_{t_0})^x, \quad (2.12)$$

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

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

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

если $10 \leq \mu \leq 1000 \text{ мПа} \cdot \text{с}$, то

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

если $\mu < 10 \text{ мПа} \cdot \text{с}$, то

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

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

Если $845 < \rho_n < 924 \text{ кг/м}^3$,

$$\mu_n = \left[\frac{0,658 \rho_n^2}{10^3 \cdot 886 - \rho_n^2} \right]^2; \quad (2.13)$$

если $780 < \rho_n < 845 \text{ кг/м}^3$,

$$\mu_n = \left[\frac{0,456 \rho_n^2}{10^3 \cdot 833 - \rho_n^2} \right]^2, \quad (2.14)$$

где μ_n , ρ_n – вязкость и плотность сепарированной нефти при 20°C и атмосферном давлении, мПа и кг/м^3 , соответственно.

Пример 2.4. Определить вязкость сепарированной нефти при 73°C , если известна только ее плотность при 20°C в поверхностных условиях, равная 919 кг/м^3 .

Решение. По (2.13) оценивают вязкость нефти при 20°C и атмосферном давлении

$$\mu_n = \frac{0,658 \cdot 919^2}{10^3 \cdot 886 - 919^2} = 180 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Затем по (2.12) рассчитывают вязкость нефти при 73°C .

Так как $10 < \mu_n < 1000 \text{ мПа} \cdot \text{с}$, то

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

а показатель степени

$$x = \frac{1}{1,1,44 \cdot 10^{-3} (73 - 20) \lg(100 \cdot 180)} = 0,7549.$$

Таким образом, вязкость нефти при 73 °С будет

$$\mu_{73} = \frac{(100 \cdot 180)^{0,7549}}{100} = 93 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

2.4. Вязкость газонасыщенной нефти

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

$$\mu_s = A \mu_t^B, \quad (2.15)$$

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;

A, B – эмпирические коэффициенты, определяемые по формулам

$$A = \exp \left[\left(12,4 \cdot 10^{-3} \Gamma_0 - 8,576 \right) \cdot 10^{-3} \Gamma_0 \right], \quad (2.16)$$

$$B = \exp \left[\left(8,02 \cdot 10^{-3} \Gamma_0 - 4,631 \right) \cdot 10^{-3} \Gamma_0 \right]. \quad (2.17)$$

Пример 2.5. Рассчитать динамическую вязкость нефти, 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 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 (2.11):

$$\lg \mu_{42} = (\lg 23,6) \left(\frac{\lg 8,3}{\lg 23,6} \right)^{(42-20)/30} = 1,0229,$$

откуда $\mu_{42} = 10,5 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$

Аналогично при 24 °С

$$\lg \mu_{24} = (\lg 23,6) \left(\frac{\lg 8,3}{\lg 23,6} \right)^{(24-20)/30} = 1,3014,$$

откуда $\mu_{24} = 24 \text{ мПа} \cdot \text{с}$.

По (2.16) и (2.17) находят коэффициенты A и B при газонасыщенности $68,2 \text{ м}^3/\text{м}^3$:

$$A = \exp \left[(12,46 \cdot 68,2 \cdot 10^{-3} - 8,576) 68,2 \cdot 10^{-3} \right] = 0,590;$$

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

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

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

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

По (2.15) 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 насыщения недостаточно, поэтому определяют вязкость частично дегазированной нефти после ее охлаждения до 24°C по той же формуле (2.15)

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

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

2.5. 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

$$M_H = 0,2 \rho_H \mu_H^{0,11}, \quad (2.18)$$

где μ_H – вязкость сепарированной нефти при стандартных условиях, мПа·с.

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

$$M_H = 44,29 \frac{\bar{\rho}_H}{1,03 - \bar{\rho}_H}, \quad (2.19)$$

где $\bar{\rho}_H$ – отношение плотности сепарированной нефти при 15,5 °С к плотности воды при той же температуре;

$$M_{HГ} = 0,157 \rho_{HГ} \mu_{HГ}^{0,267}, \text{ если } \mu_{HГ} < 1,5 \text{ мПа} \cdot \text{с}, \quad (2.20)$$

$$M_{HГ} = 0,172 \rho_{HГ} \cdot \mu_{HГ}^{0,136}, \text{ если } \mu_{HГ} \geq 1,5 \text{ мПа} \cdot \text{с} \quad (2.21)$$

или по двухпараметрической формуле

$$M_{HГ} = 44,3 \frac{\rho_H + \rho_{Г_0}}{1030 - \rho_H + 1,845 \Gamma_0}. \quad (2.23)$$

Пример 2.6. Найти молярную массу сепарированной нефти, если ее плотность – 893 кг/м³, вязкость – 41,2 мПа·с при 20 °С и атмосферном давлении.

Решение. По (2.18).

$$M_H = 0,2 \cdot 893 \cdot 41,2^{0,11} = 269 \text{ кг/моль}.$$

Молярную массу сепарированной нефти определяют по формуле Крэга (2.19), для этого находят относительную плотность нефти при температуре 15,56 °С. Коэффициент термического расширения нефти плотностью

893 кг/м³ равен $0,7485 \cdot 10^{-3} 1/^\circ\text{C}$, тогда плотность нефти при 15,56 °С будет

$$\rho_H(15,56) = \frac{893}{1 + 0,7485 \cdot 10^{-3} (15,5 - 20)} = 896 \text{ кг/м}^3.$$

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

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

3. ГРАВИТАЦИОННОЕ РАЗДЕЛЕНИЕ ФАЗ

При сборе и подготовке нефти на промыслах приходится иметь дело с самыми разнообразными смесями, образующими суспензии, эмульсии, пены, туман, дым (пыль). При достаточном различии плотностей дисперсной

и дисперсионной фаз наиболее простым методом их разделения является отстаивание [20–22].

В поле тяжести на оседающую (всплывающую) частицу действуют:

- разность силы тяжести и подъемной силы Архимеда

$$\Delta F = \frac{\pi g}{6} d^3 \Delta \rho, \quad (3.1)$$

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

g – ускорение свободного падения;

d – диаметр частицы;

- сила сопротивления сплошной среды

$$F_c = \xi_0 \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \rho_c, \quad (3.2)$$

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

ω_0^2 – скорость движения одиночной частицы относительно сплошной среды;

ρ_c – плотность сплошной среды;

Допустим, что температура во всех точках аппарата гравитационного разделения (отстойника) одинакова, тогда конвекционные токи отсутствуют. При постоянной скорости движения частицы в среде

$$\Delta F = F_c. \quad (3.3)$$

Откуда, с учетом (3.1) и (3.2), следует

$$\xi_0 \text{Re}_0^2 = \frac{4}{3} \text{Ar}, \quad (3.4)$$

где Re_0 – критерий Рейнольдса

$$Re_0 = \frac{\omega_0 d \rho_c}{\mu_c}, \quad (3.5)$$

μ_c – динамическая вязкость сплошной среды;

Ar – критерий Архимеда,

$$Ar = \frac{d^3 g}{\nu_c^2} \cdot \frac{\rho_d - \rho_c}{\rho_c}, \quad (3.6)$$

ν_c – кинематическая вязкость сплошной среды;

ρ_d – плотность дисперсной фазы (частицы, капли).

В условиях стесненного осаждения (всплытия) частиц, т. е. при взаимодействии между частицами, имеем аналогично (3.4) равенство

$$\zeta_d Re_d^2 = \frac{4}{3} Ar, \quad (3.7)$$

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

Re_d – критерий Рейнольдса в условиях стесненного потока.

Так как правые части (3.4) и (3.7) одинаковы, то

$$\xi_d Re_d^2 = \xi_0 Re_0^2. \quad (3.8)$$

Пусть

$$\xi_d = \xi_{од} f(\varphi), \quad (3.9)$$

где $\xi_{од}$ – коэффициент гидравлического сопротивления сплошной среды для одной частицы в условиях стесненного потока;

φ – объемная доля дисперсной фазы в системе.

Экспериментальными исследованиями показано, что скорость оседания частицы в условиях свободного осаждения и стесненного потока связаны соотношением

$$\omega_{од} = \omega_0 (1 - \varphi)^n, \quad (3.10)$$

где $\omega_{од}$ – скорость осаждения частицы относительно сплошной среды в условиях стесненного потока; ω_0 – скорость свободного осаждения частицы.

Поэтому

$$Re_d = (1 - \varphi)^n Re_0. \quad (3.11)$$

Экспериментально также установлено, что при $Re < 500$

$$\xi_0 = \frac{C}{Re_0} \left(1 + 0,15 Re_0^{0,687} \right), \quad (3.12)$$

где

$$C = \frac{24}{0,843 \lg(\varphi/0,065)}, \quad (3.13)$$

φ – коэффициент формы частицы, равный отношению площадей поверхностей сферической частицы и реальной частицы одинакового объема. Для сферических частиц $\varphi=1$, следовательно $C=24$.

Из (3.8) и (3.9) следует

$$\xi_0 Re_0^2 = \xi_{од} f(\varphi) Re_d^2. \quad (3.14)$$

Откуда, с учетом (3.12), получают

$$Re_0 \left(1 + 0,15 Re_0^{0,687} \right) = f(\varphi) Re_d \left(1 + 0,15 Re_d^{0,687} \right). \quad (3.15)$$

При малых Re из (3.11) и (3.15) следует

$$f(\varphi) = (1 - \varphi)^{-n} \quad (3.16)$$

При $Re > 500$ коэффициент сопротивления не зависит от скорости, следовательно, $\xi_0 = \xi_{од}$, поэтому из (3.14)

$$Re_0^2 = f(\varphi) Re_d^2. \quad (3.17)$$

Тогда из (3.11) и (3.17)

$$f(\varphi) = (1 - \varphi)^{-2n}. \quad (3.18)$$

Экспериментальными исследованиями установлено, что $f(\varphi)$, определяемая по (3.16) и (3.18), изменяется от $(1 - \varphi)^{-4,65}$ до $(1 - \varphi)^{-4,78}$, следовательно, в первом приближении принимают, что

$$f(\varphi) = (1 - \varphi)^{-4,7}. \quad (3.19)$$

Поэтому вместо (3.10) можно записать

$$\frac{\omega_{од}}{\omega_0} = (1 - \varphi)^{-4,7}. \quad (3.20)$$

Известны также следующие эмпирические формулы для учета влияния стесненности [11]:

при $\varphi < 0,3$

$$\frac{\omega_{\text{од}}}{\omega_0} = (1 - \varphi)^2 10^{-1,82\varphi}, \quad (3.21)$$

при $\varphi > 0,3$

$$\frac{\omega_{\text{од}}}{\omega_0} = \frac{0,123}{\varphi} (1 - \varphi)^3. \quad (3.22)$$

Пример 3.1. Сопоставить расчетные относительные скорости оседания капель воды в нефти в зависимости от ее обводненности, определенной по (3.20), (3.21) и (3.22).

Решение. Пусть обводненность водонефтяной эмульсии равна 5 %, тогда по (3.20)

$$\frac{\omega_{\text{од}}}{\omega_0} = (1 - 0,05)^{4,7} = 0,7858;$$

по (3.21)

$$\frac{\omega_{\text{од}}}{\omega_0} = (1 - 0,05)^2 \cdot 10^{-1,82 \cdot 0,05} = 0,7319.$$

Разность результатов расчетов составляет

$$0,7858 - 0,7319 = 0,0539.$$

Результаты аналогичных расчетов для других обводненностей представлены в табл. 3.1.

Как следует из табл. 3.1, сравниваемые формулы дают близкие результаты, поэтому пользоваться можно любыми из них.

Таблица 3.1

Сопоставление результатов расчетов

Обводненность, %	Результаты расчетов по формулам			Разность
	(3.20)	(3.21)	(3.22)	
5	0,7858	0,7319	-	0,0539
10	0,6095	0,5327	-	0,0768
20	0,3504	0,2768	-	0,0736
30	0,1871	-	0,1406	0,0465
40	0,0906	-	0,0664	0,0242
50	0,0385	-	0,0308	0,0077
60	0,0135	-	0,0131	0,0004
70	0,0035	-	0,0047	-0,0012

3.1. Расчет скорости осаждения капель при известном их диаметре

Область ламинарного режима осаждения характеризуется следующими значениями параметра Рейнольдса:

$$10^{-4} < Re \leq 2. \quad (3.23)$$

Соответственно коэффициент гидравлического сопротивления среды движению капли при этом режиме равен

$$\xi_0 = \frac{24}{Re}. \quad (3.24)$$

Из (3.4), с учетом (3.24), следует

$$Re = \frac{Ar}{18}. \quad (3.25)$$

Используя граничные значения критерия Рейнольдса, из (3.23) по (3.25) легко рассчитать граничные значения критерия Архимеда в области ламинарного режима осаждения капель

$$18 \cdot 10^{-6} < Ar \leq 36. \quad (3.26)$$

В области переходного режима осаждения

$$2 < Re \leq 500, \quad (3.27)$$

а коэффициент гидравлического сопротивления среды осаждению капли определяют по формуле Аллена

$$\xi_0 = \frac{18,5}{Re^{0,6}}. \quad (3.28)$$

Из (3.4), с учетом (3.28), для критерия Рейнольдса получается

$$Re = \frac{Ar^{0,714}}{6,545}. \quad (3.29)$$

По аналогии с выводом (3.26) из (3.29), с учетом граничных значений критерия Re (3.27), следует, что соответствующие граничные значения критерия Архимеда в области переходного режима осаждения капель будут

$$36 < Ar \leq 83,3 \cdot 10^3, \quad (3.30)$$

т. к. критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega_0 d \rho_c}{\mu}, \quad (3.31)$$

при известном диаметре частицы и значении Re (3.31)

$$\omega_0 = \frac{Re \cdot \mu}{d \rho_c}. \quad (3.32)$$

Таким образом, в области ламинарного режима скорость осаждения частицы равна

$$\omega_0 = \frac{Ar \cdot \mu}{(18 \rho_c d)}, \quad (3.33)$$

в области переходного режима осаждения –

$$\omega_0 = \frac{Ar^{0,714} \mu}{6,545 \rho_c d} \quad (3.34)$$

Итак, для расчета скорости свободного осаждения капль при известном их диаметре вначале рассчитывают критерий Архимеда

$$Ar = \frac{d^3 \rho_c (\rho_d - \rho_c)}{\mu^2}, \quad (3.35)$$

если его значение удовлетворяет неравенствам (3.26), то скорость считают по (3.32), а если соответственно неравенствам (3.30), то по (3.34).

Пример 3.2. Рассчитать скорости свободного осаждения капль воды 12 размеров в нефти, если вязкость нефти $\mu_n = 3 \text{ мПа} \cdot \text{с}$, плотность $\rho_n = 820 \text{ кг/м}^3$. Размеры капль воды (плотностью $\rho_v = 1100 \text{ кг/м}^3$) следующие: 3, 4, 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 80, 100, 1100 мкм.

Решение. Пусть капля воды диаметром 20 мкм. По (3.35) определяют критерий Архимеда

$$Ar = \frac{(20 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 820 \cdot (1100 - 820) \cdot 9,81}{(3 \cdot 10^{-3})^2} = 20,021 \cdot 10^{-4}.$$

Так как $18 \cdot 10^{-4} < 20,021 \cdot 10^{-4} < 36$, то по (3.33) рассчитывают скорость свободного осаждения капль воды диаметром 20 мкм нефти

$$\omega_0 = \frac{20,021 \cdot 10^{-4} \cdot 3 \cdot 10^{-3}}{18 \cdot 820 \cdot 20 \cdot 10^{-6}} = 2,03 \cdot 10^{-5} \text{ м/с} = 7,3 \text{ см/ч}.$$

Варианты заданий и результаты аналогичных расчетов для других размеров капель воды, осаждающихся в нефти, даны в Прил. 25.

Пример 3.3. Рассчитать скорости стесненного осаждения капель воды по условиям примера 3.2 для следующей обводненности эмульсий: 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70 %.

Решение. Исследованиями установлено, что при объемном содержании дисперсной фазы более 5 % необходимо учитывать стесненность осаждения (всплытия) капель.

По (3.20) для условий примеров 3.2 и 3.3 получим

$$\omega_{од} = \omega_0 (1 - B)^{4,7}.$$

Значения ω_0 берут из решения примера 3.2, а комплекса $(1 - B)^{4,7}$ – из примера 3.1. Например, пусть диаметр капли воды равен 50 мкм, скорость ее свободного осаждения равна 45,9 см/ч, а параметр $(1 - B)^{4,7}$ равен при 50 %-й обводненности 0,0385, следовательно

$$\omega_{од} = 45,9 \cdot 0,0385 = 1,77 \text{ см/ч},$$

т. е. скорость стесненного осаждения при 50 %-й обводненности эмульсии в 26 раз меньше скорости свободного осаждения капель.

Скорости стесненного осаждения капель воды для других размеров капель и ряда обводненности даны в Прил. 26.

Пример 3.4. Рассчитать динамику обводненности полидисперсной эмульсии по высоте отстойника периодического действия, если в ней содержатся капли воды следующих размеров: 3, 4, 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 80, 100, 200 мкм с относительным числом их в эмульсии соответственно 5, 15, 20, 18, 15, 8, 5, 3, 3, 2, 2, 4.

Решение. Допустим, что распределение капель воды в нефти после заполнения отстойника равномерно. Следовательно, обводненность эмульсии

в любом сечении ее одинакова и равна исходной обводненности B . Относительная скорость стесненного осаждения частиц воды диаметром d_i в соответствии с (3.20) равна

$$\left(\frac{\omega_{\text{од}}}{\omega_0}\right) = (1 - B)^{4,7}. \quad (3.36)$$

Зависимость суммарного объема от относительного размера капель воды в эмульсии хорошо аппроксимируется уравнением

$$\frac{\sum_{j=1}^i d_j^3 N_j}{\sum_{i=1}^n d_i^3 N_i} = 1 - \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\text{max}}}\right)^2}, \quad (3.37)$$

где d_{max} – максимальный размер капли.

В выделенном объеме эмульсии содержание воды составляет

$$\frac{\pi}{6} \sum_{i=1}^n d_i^3 N_i = V_{\text{в}}, \quad (3.38)$$

где n – число капель воды в эмульсии (для нашей задачи $n=100$);

$V_{\text{в}}$ – объем воды в эмульсии.

Аналогично

$$\frac{\pi}{6} \sum_{i=1}^n d_i^3 N_i = V_{\text{в}i}, \quad (3.39)$$

где $V_{\text{в}i}$ – объем воды во всех тех, каплях, размеры которых меньше или равны d_i , т. е.

$$d_j \leq d_i. \quad (3.40)$$

По определению обводненность эмульсии есть отношение

$$B = V_{\text{в}} / (V_{\text{н}} - V_{\text{в}}). \quad (3.41)$$

Откуда

$$V_{\text{в}} = V_{\text{н}} \frac{B}{1 - B}. \quad (3.42)$$

Аналогично для обводненности в слое эмульсии

$$V_{\text{в}i} = V_{\text{н}} \frac{B_i}{1 - B_i} \quad (3.43)$$

Подставляя (3.42) и (3.43) в (3.37), с учетом (3.38) и (3.39), получают следующее равенство:

$$\frac{B_i}{B} \cdot \frac{1-B}{1-B_i} = 1 - \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\max}} \right)^2}, \quad (3.44)$$

$$B_i = B \frac{1 - \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\max}} \right)^2}}{1 - B \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\max}} \right)^2}}. \quad (3.45)$$

Подставляя (3.45) в (3.36) и преобразовывая, имеют

$$\left(\frac{\omega_{\text{од}}}{\omega_0} \right)_i = \left[\frac{1-B}{1-B \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\max}} \right)^2}} \right]^{4,7}. \quad (3.46)$$

Таким образом, по (3.46), в отличие от (3.36), определяют относительную скорость осаждения капель воды в слое эмульсии с обводненностью B_i , которая меньше начальной обводненности эмульсии вследствие опережающего движения капель размером больше d_i . Следовательно, по (3.46) можно рассчитать спектр скоростей стесненного осаждения капель воды с учетом изменения обводненности эмульсии по высоте отстойника.

На момент времени τ после начала гравитационного расслоения эмульсии нижняя граница слоя эмульсии, содержащей капли размером d_i и меньше, может быть найдена по формуле

$$h_i = \tau \omega_{\text{оди}}. \quad (3.47)$$

Если общая высота эмульсии в емкости h , то относительная высота очищенного слоя эмульсии, содержащего капли размером d_i и меньше, будет равна

$$\varepsilon_i = \frac{h_i}{h}. \quad (3.48)$$

Динамику послойной обводненности эмульсии в результате гравитационного разделения рассчитывают по (3.45).

При $B=0,2$; $d_i=20$ мкм и $d_{\max}=200$ мкм

$$B_i = 0,2 \cdot \frac{1 - \sqrt{1 - \left(\frac{20}{200}\right)^2}}{1 - 0,2 \sqrt{1 - \left(\frac{20}{200}\right)^2}} \cdot 100 = 0,13 \%,$$

т. е. обводненность слоя эмульсии, в котором остались только капли диаметром 20 мкм и меньше, равна 0,13 %.

Для диаметров d_i капель воды 10, 20, 30, 40, 50, 60, 80, 100, 200 мкм

в результате аналогичных расчетов для обводненности соответствующих слоев эмульсии B_i получаются следующими: 0,03; 0,13; 0,28; 0,50; 0,79; 1,14; 2,04; 3,24; 20 %.

Пример 3.5. Исследовать влияние обводненности эмульсии на относительную скорость стесненного осаждения капель воды.

Решение. Формула (3.46) выведена из условия опережающего движения капель воды по отношению к каплям меньшего диаметра. Соответственно капли меньшего диаметра оседают в слое эмульсии меньшей обводненности и, как следствие, увеличивают скорость осаждения. Формула (3.46) учитывает послойное изменение обводненности эмульсии вследствие опережающего движения крупных капель, если зависимость суммарного объема капель воды от их относительного размера аппроксимируется уравнением (3.37).

Допускают, что (3.37) справедливо. Тогда отношение $\omega_{\text{од max}}$ к $\omega_{\text{оди}}$ равно

$$\frac{\omega_{\text{од max}}}{\omega_{\text{оди}}} = \left(\frac{d_{\max}}{d_i}\right)^2 \left(1 - B \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\max}}\right)^2}\right)^{4,7}, \quad (3.49)$$

если скорость свободного осаждения капли определяют по формуле Стокса.

Как следует из табл. 3.2, при определенном сочетании общей обводненности эмульсии и диаметров капель, опережающего движения более крупных капель не происходит. Например, для эмульсии обводненностью $B=0,7$ скорость осаждения капли диаметром 200 мкм всего в 15,5 раза больше скорости осаждения капли диаметром в 3 мкм, т. е. эмульсия не должна расслаиваться до коагуляции капель. Для эмульсии

обводненностью $B=0,1$ опережающее движение более крупных капель происходит практически во всем диапазоне их размеров.

Таблица 3.2

Относительные скорости стесненного осаждения капель

$\frac{d_i}{d_{\max}}$	Отношение скорости стесненного осаждения капель максимального размера к скоростям осаждения капель меньшего размера при следующей общей обводненности эмульсий						
	$B=0,1$	$B=0,2$	$B=0,3$	$B=0,4$	$B=0,5$	$B=0,6$	$B=0,7$
0,015	2708,9	1557,9	831,5	403,0	171,1	60,0	15,5
0,020	1523,8	876,1	467,8	226,7	96,3	33,7	8,7
0,025	975,3	560,8	299,5	145,2	61,6	21,6	5,6
0,05	243,9	140,4	75,0	36,4	15,5	5,4	1,4
0,10	61,1	35,2	18,9	9,2	3,9	1,4	
0,15	27,2	15,8	8,5	4,2	1,8		
0,20	15,4	9,0	4,9	2,4	1,1		
0,25	9,9	5,8	3,2	1,6			
0,30	6,9	4,1	2,3	1,2			
0,40	4,0	2,4	1,4				
0,50	2,6	1,6					
0,60	1,9	1,2					
0,70	1,4						
0,80	1,2						
0,90	1,0						
0,99							

Таким образом, из данных табл. 3.2 и кинетики расслоения водонефтяных эмульсий видно, что решающим фактором в механизме расслоения эмульсии при большой обводненности является коагуляция преимущественно наиболее крупных капель и последующее быстрое выпадение их в осадок. В результате обводненность эмульсии уменьшается, вероятность столкновения крупных капель воды снижается и начинает преобладать механизм безкоагуляционного осаждения капель с возможным захватом более мелких частиц. При обводненности эмульсии более 10 % возникают благоприятные условия (увеличение концентрации относительно крупных капель) для коагуляции капель, т. е. уменьшение дисперсности эмульсии в локальном слое. Коагуляция капель облегчается при использовании поверхностно-активных веществ для уменьшения прочности «брони» на каплях и при уменьшении вязкости нефти.

Следовательно, разделение эмульсии можно представить идущим одновременно как бы в двух направлениях:

- опережающем оседании крупных капель, переходе их в водную фазу, т. е. уменьшении обводненности верхних слоев эмульсии по отношению к исходной;

- увеличении относительных размеров остающихся капель на фоне общего уменьшения их абсолютных размеров.

Таким образом, при расчете гравитационных отстойников разделяемые эмульсии можно классифицировать следующим образом:

- 1) разбавленная с обводненностью 5 % и меньше, т. е. стесненностью осаждения капель можно пренебрегать;

- 2) двухслойная, содержащая в верхнем слое разбавленную эмульсию,

в нижнем – более концентрированную, характеризующуюся стесненным осаждением;

- 3) концентрированная, т. е. осаждение капель происходит в стесненных условиях;

- 4) с изменяющейся дисперсностью, т. е. преобладает коагуляция или диспергирование капель.

Пример 3.6. Исследовать характер зависимости суммарного объема капель воды от их относительного размера, используя экспериментальные данные, представленные в работе [20] (табл. 3.3).

Решение. Для установления возможной корреляционной связи между относительным диаметром капель и суммарным их вкладом в общий объем дисперсной фазы представляют данные табл. 3.3 в виде табл. 3.4. Максимальный диаметр частиц в эмульсиях у скважины и перед газонефтяным сепаратором равен 200 мкм, а после сепаратора и после дожимного насоса – 15 мкм. Нормирование диаметров во всех эмульсиях произведено по максимальному диаметру в эмульсии.

Таким образом, относительный диаметр капель воды в водяной эмульсии в промысловой системе сбора равен

$$\bar{d}_i = \frac{d_i}{d_{\max}}. \quad (3.50)$$

Таблица 3.3

Экспериментальные данные распределения дисперсной фазы водонефтяной эмульсии

Диаметр капель, мкм	Доля объема эмульгированной в виде капель воды в эмульсии в местах отбора проб, %
------------------------	--

	у скважины	перед сепаратором	после сепаратора	после дожимного
1	-	0,0001	0,0002	0,0003
3	0,0002	-	1,16	3,9
5	0,0008	0,0003	4,32	5,6
10	0,0070	0,0006	28,84	11,22
15	0,0120	-	65,70	79,20
25	0,1500	0,7890	-	-
50	2,0300	1,2100	-	-
200	98,000	98,0000	-	-
Средневзвешенный радиус капель, мкм	116,800	74,2	8,6	7,7

Таблица 3.4

Связь относительных диаметров капель с их суммарным вкладом в общий дисперсный объем дисперсной фазы

Относительный диаметр капель $d_i/d_{\max}$	Суммарный относительный объем капель воды в дисперсной фазе, %	
	у скважины	перед сепаратором
0,005	-	0,0001
0,015	0,0002	-
0,025	0,0010	0,0004
0,050	0,0080	0,0010
0,075	0,0200	-
0,125	0,1700	0,7900
0,250	2,2000	2,0000
1,000	100,0000	100,0000
	после сепаратора	после насоса
0,067	0,0002	0,0003
0,200	1,16	3,90
0,330	5,48	9,50
0,670	34,32	20,72
1,000	100,00	100,00

Суммарный относительный объем капель воды (%) в дисперсной фазе определяется по выражению

$$\bar{V}_{i\Sigma} = \frac{\sum_{j=1}^i d_j^3 N_j}{\sum_{i=1}^n d_i^3} 100, \quad (3.51)$$

где N_j – число капель диаметром d_j ;

n – общее число капель в эмульсии;

N_i – суммарное число капель диаметром d_i и меньше.

Пример 3.7. Рассчитать необходимую длину зоны отстоя при непрерывной подаче эмульсии в отстойник, если ее обводненность $B=0,2$, распределение частиц по размерам представлено в примере 3.4, высота слоя эмульсии на выходе – 1,75 м, горизонтальная составляющая скорости эмульсии на входе $\omega_r=10\text{м/ч}$, вязкость нефти $3\text{мПа}\cdot\text{с}$, плотность нефти – 820кг/м^3 , плотность воды – 1100кг/м^3 .

Решение. Необходимую длину зоны отстоя эмульсии определяют остаточной водонасыщенностью, горизонтальной составляющей скорости движения эмульсии и скоростью расслоения эмульсии.

Поэтому

$$l \leq \omega_r \tau, \quad (3.52)$$

где l – длина зоны отстоя эмульсии, м;

ω_r – горизонтальная скорость движения эмульсии на выходе в отстойник, м/с;

τ – время пребывания эмульсии в отстойнике, с.

Время пребывания эмульсии в отстойнике может быть определено как отношение

$$\tau_i = \frac{h}{\omega_{оди}}, \quad (3.53)$$

где h – высота слоя водонефтяной эмульсии на выходе в отстойник;

$\omega_{оди}$ – скорость стесненного оседания капель воды диаметром d_i ;

τ_i – время оседания частиц диаметром d_i , т. е. время прохождения их через слой эмульсии высотой h .

Подставляя (3.53) в (3.52), с учетом (3.46), получают

$$l_i \leq h \frac{\omega_r \cdot 18 \cdot \mu_c}{d_i^2 \cdot \Delta\rho \cdot 9,81} \left[\frac{1 - B \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\max}} \right)^2}}{1 - B} \right]^{4,7}, \quad (3.54)$$

где μ_c – вязкость среды;

d_i – максимальный диаметр капель воды, которые могут содержаться

в эмульсии на выходе из отстойника,

$$\Delta\rho = \rho_v - \rho_n,$$

$\rho_{\text{в}}, \rho_{\text{н}}$ – плотность воды и нефти соответственно, кг/м³;
 d_{max} – максимальный диаметр капель воды в эмульсии на выходе
 в отстойник, м;
 l_i – длина зоны отстоя капель воды диаметром более d_i , м.
 Пусть $d_i = 100$ мкм, тогда

$$l_i \leq \frac{1,75 \cdot 10 \cdot 18 \cdot 3 \cdot 10^{-3}}{3600 \cdot (100 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (1100 - 820) \cdot 9,81} \left[\frac{1 - 0,2 \sqrt{1 - \left(\frac{100}{200}\right)^2}}{1 - 0,2} \right]^{4,7} \approx 11,2 \text{ м}$$

Если зона отстоя эмульсии – 11,2 м, то осаждаются все капли воды в эмульсии диаметром 100 мкм и более. Следовательно, в эмульсии на выходе могут содержаться только капли воды диаметром меньше 100 мкм. В соответствии с заданным распределением капель воды в эмульсии по размерам на выходе из отстойника с длиной зоны отстоя 11,2 м содержатся капли воды диаметром 100 мкм и меньше.

Обводненность эмульсии на выходе из отстойника может быть рассчитана по (3.45), принимая размеры капель воды, покидающих отстойник в составе эмульсии, 80 мкм и меньше:

$$B_{i-1} = 0,2 \frac{1 \sqrt{1 - \left(\frac{80}{200}\right)^2}}{1 - 0,2 \sqrt{1 - \left(\frac{80}{200}\right)^2}} 100 = 3,2 \%$$

Результаты расчетов l_i и B_{i-1} для осаждения различных диаметров приведены в Прил. 27.

3.2. Расчет отстойной аппаратуры

Технологический расчет отстойной аппаратуры заключается в определении пропускной способности отстойника или его размеров.

Если скорость слияния капель воды с водной подушкой (слоем воды) в отстойнике меньше скорости накопления частиц на водонефтяном

разделе, то между нефтью и водной подушкой образуется переходной слой, толщина которого уменьшается к выходу от отстойника.

Обводненность нефти на выходе из отстойника определяют по содержанию мелких капель воды, время осаждения которых больше времени осевого перемещения разделяемой эмульсии в отстойнике. Скорость движения эмульсии вдоль отстойника от входа до выхода непрерывно уменьшается от значения на входе

$$\omega_{\text{вх}} = \frac{Q_{\text{ж}}}{S_{\text{н}}}, \quad (3.55)$$

до значения на выходе

$$\omega_{\text{вых}} = \frac{Q_{\text{н}}^*}{S_{\text{н}}}, \quad (3.56)$$

где $Q_{\text{ж}}$ – количество жидкости (эмульсии), непрерывно поступающее в отстойник для разделения за единицу времени;

$S_{\text{н}}$ – площадь поперечного сечения, занятая слоем нефти (эмульсии) на входе в отстойник;

$Q_{\text{н}}^*$ – количество эмульсии с остаточным содержанием воды, непрерывно вытекающее из отстойника в единицу времени.

За время прохождения эмульсии от входа до выхода из отстойника концентрация дисперсной фазы в эмульсии изменяется. В верхней части отстойника она уменьшается по сравнению с первоначальной концентрацией. Следовательно, вязкость эмульсии по высоте в отстойнике переменна, причем в верхней части отстойника она уменьшается вдоль горизонтальной оси от входа до выхода. По вертикали в каждом сечении отстойника вязкость эмульсии возрастает от минимальной у верхней образующей отстойника до максимальной на границе с водной подушкой.

Принимая время осаждения максимальных капель воды, выносящихся потоком нефти, равным времени движения эмульсии вдоль зоны отстоя, получаем возможность рассчитать пропускную способность отстойника

$$\frac{2R - h}{\omega_{\text{оди}}} = \frac{l}{\omega_{\text{ср}}}, \quad (3.57)$$

где R – радиус отстойника;

h – высота слоя воды в отстойнике;

$\omega_{\text{ср}}$ – средняя скорость движения эмульсии;

$\omega_{оди}$ – скорость осаждения капель воды диаметром d_i в эмульсии из которой выносятся потоком нефти все отставшие капли меньшего размера;

l – часть длины отстойника от сечения, где начинается гравитационное разделение эмульсии (ввод), до сечения, где оно прекращается (выход).

Из (3.55) следует

$$\omega_{ср} = \omega_{оди} \cdot \frac{l}{2R - h}. \quad (3.58)$$

Пропускная способность отстойника из (3.54) определяется как

$$Q_{ж} = \omega_{вх} S_{н}.$$

Так как средняя скорость движения эмульсии в отстойнике может быть принята как средняя арифметическая на выходе, то

$$\omega_{ср} = 0,5(\omega_{вх} - \omega_{вых}),$$

откуда

$$\omega_{вх} = 2\omega_{ср} - \omega_{вых},$$

или, с учетом (3.56),

$$\omega_{вх} = 2\omega_{ср} - \frac{Q_{н}^*}{S_{н}}.$$

Таким образом, пропускная способность в отстойнике будет

$$Q_{ж} = 2\omega_{ср} S_{н} - Q_{н}^*. \quad (3.59)$$

Из материального баланса работы отстойника, пренебрегая захватом нефти дренажной водой, можно показать, что

$$Q_{н}^* = Q_{ж} \frac{1 - B}{1 - B_{вых}}. \quad (3.60)$$

Следовательно, из (3.59), с учетом (3.60), после преобразований имеем

$$Q_{ж} = \omega_{ср} S_{н} \frac{1 - B_{вых}}{1 - 0,5(B + B_{вых})}. \quad (3.61)$$

Подставляя (3.58) в (3.61), получим

$$Q_{\text{ж}} = \omega_{\text{оди}} \frac{l S_{\text{н}}}{2R - h} \cdot \frac{1 - B_{\text{вых}}}{1 - 0,5(B - B_{\text{вых}})} \quad (3.62)$$

Так как скорость стесненного осаждения капель равна

$$\omega_{\text{оди}} = \omega_{\text{ои}} \left[\frac{1 - B}{1 - B \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\text{max}}} \right)^2}} \right]^{4,7},$$

для свободного при $Re < 2$ соответственно

$$\omega_{\text{ои}} = \frac{d_i^2 (\rho_{\text{д}} - \rho_{\text{с}})}{18 \mu_{\text{с}}} g,$$

а пропускная способность отстойника будет

$$Q_{\text{ж}} = \frac{l S_{\text{н}}}{2R - h} \cdot \frac{d_i^2 (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}}) g}{18 \mu_{\text{н}}} F(B, B_{\text{вых}}), \quad (3.63)$$

где $F(B, B_{\text{вых}})$ – функция обводненности на входе и выходе из отстойника,

$$F(B, B_{\text{вых}}) = \frac{1 - B_{\text{вых}}}{1 - 0,5(B + B_{\text{вых}})} \left[\frac{1 - B}{1 - B \sqrt{1 - \left(\frac{d_i}{d_{\text{max}}} \right)^2}} \right]^{4,7}, \quad (3.64)$$

$\rho_{\text{в}}, \rho_{\text{н}}$ – плотность воды и нефти в отстойнике соответственно, кг/м^3 ;

l – длина зоны отстоя, м;

h – максимальная высота водной подушки в отстойнике в зоне отстоя, м;

$\mu_{\text{н}}$ – вязкость нефти в отстойнике, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

d_i – максимальный диаметр капель воды, которые вместе с каплями меньшего размера могут выноситься из отстойника потоком нефти, м;

$B, B_{\text{вых}}$ – обводненность эмульсии на входе в зону отстоя и выходе из нее;

d_{max} – максимальный размер капель воды в эмульсии на выходе в зону отстоя, м.

Из (3.44) следует, что

$$\left(\frac{d_i}{d_{\text{max}}} \right)^2 = 1 - \frac{(B - B_i)^2}{B^2 (1 - B_i)^2}, \quad (3.65)$$

$$\left(\frac{d_{\text{в}}}{d_{\text{max}}} \right)^2 = 1 - \frac{(B - B_{\text{в}})^2}{B^2 (1 - B_{\text{вых}})^2}, \quad (3.66)$$

где $d_{\text{в}}$ – максимальный диаметр капель, выносимый из отстойника с потоком нефти.

Связь между d_i и максимальным диаметром капли, выносимым из отстойника можно установить следующим образом.

Перед выходом нефти из отстойника в зоне отстоя в дренаж уходит последняя капля d_i , которая являлась для остающихся капель максимальной, поэтому обводненность слоя эмульсии с каплями $d_{\text{в}}$ может быть представлена в виде

$$\left(\frac{d_{\text{в}}}{d_i} \right) = 1 - \frac{(B_i - B_{\text{вых}})}{B_i^2 (1 - B_{\text{вых}})^2}. \quad (3.67)$$

Представим (3.63) в виде

$$Q_{\text{ж}} = \frac{l S_{\text{н}}}{2R - h} \cdot \frac{d_{\text{max}}^2 (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}})}{18 \mu_{\text{н}}} F(B, B_{\text{вых}}). \quad (3.68)$$

где

$$F(B, B_{\text{вых}}) = \frac{(1 - B)(1 - B_i)^{4,7}}{1 - 0,5(1 - B_i)} \left[1 - \frac{(1 - B_i)^2}{B(1 - B_i)^2} \right]. \quad (3.69)$$

Необходимо отметить, что доля воды в потоке нефти на выходе из отстойника является функцией высоты водяной подушки, пропускной способности отстойника и его конструктивных параметров. Поэтому

расчет пропускной способности отстойника по (3.68) достаточно приближенный.

Пример 3.8. В продукцию скважин на групповом сборном пункте вводят ПАВ-деэмульгатор и насосом откачки его подают на дожимную насосную станцию, оборудованную двумя буферными емкостями диаметром по 2 м и объемом 115 м^3 с отводами для предварительного сброса воды. Нагрузка на каждую буферную емкость колеблется от $2000 \text{ м}^3/\text{сут}$ с обводненностью 37,7 % до $1500 \text{ м}^3/\text{сут}$ с обводненностью 36,6 %. Высоту водяной подушки в емкостях поддерживают на постоянном уровне – 60 см.

Оценить содержание воды в нефти на выходе из буферных емкостей, если вязкость нефти – $5 \text{ мПа}\cdot\text{с}$, плотность нефти – 860 кг/м^3 , а воды – соответственно 1050 кг/м^3 .

Решение. Зная объем буферной емкости, находят его длину

$$L = \frac{4V}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 115}{3,14 \cdot 4} = 36,6 \text{ м}.$$

Так как длина зоны отстоя меньше емкости на суммарную длину секций ввода и вывода эмульсии, принимают длину зоны отстоя $l=30 \text{ м}$.

Время задержки эмульсии в емкости определяют длиной зоны и скоростью ее движения в емкости:

$$t_{\text{зад}} = \frac{l S_{\text{н}}}{Q_{\text{ж}}},$$

где $S_{\text{н}}$ – площадь поперечного сечения в емкости, занятая нефтью, м^2 ;

$Q_{\text{ж}}$ – нагрузка на емкость по жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$. Так как высота слоя воды в емкости $h = 0,6 \text{ м}$, то $\varepsilon = 0,6$, следовательно,

$$S_{\text{н}} = R^2 \left[0,5\pi + (1-0,6)\sqrt{0,6(2-0,6)} + \arcsin(1-0,6) \right] = 2,349 \cdot R^2.$$

Зная нагрузку на первую емкость по жидкости $2000 \text{ м}^3/\text{сут.}$, находят время задержки эмульсии в ней

$$t_{\text{зад}} = \frac{30 \cdot 1^2 \cdot 2,349}{2000} 86400 = 3044 \text{ с}.$$

Очевидно, что время оседания капель воды в буферной емкости $t_{\text{ос}}$ равно времени задержки эмульсии $t_{\text{зад}}$ в ней, т. е. $t_{\text{ос}} = t_{\text{зад}}$. С другой стороны, время оседания капель воды в эмульсии в емкости равно

$$t_{\text{ос}} = \frac{D-h}{\omega_{\text{оди}}},$$

где $\omega_{\text{оди}}$ – скорость стесненного оседания капли эмульсии размером d_i , м/с.

Откуда можно найти скорость $\omega_{\text{оди}}$:

$$\omega_{\text{оди}} = D - \frac{h}{t_{\text{ос}}} = 2 - \frac{0,6}{3044} = 0,46 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

Из (3.44) можно выразить d_i через d_{max} :

$$d_i^2 = d_{\text{max}}^2 \left\{ 1 - \frac{(B - B_i)^2}{B^2 (1 - B_i)^2} \right\}.$$

Как следует из условий задачи, в продукцию скважины на групповом сборном пункте попадают ПАВ и затем ее перекачивают насосом откачки до дожимаемой насосной станции. Промысловый трубопровод от группового сборного пункта до ДНС можно рассматривать как своеобразный каплеобразователь – укрупнитель [20,22] и принять поэтому максимальный размер капель в эмульсии на входе в буферную емкость в диапазоне $d_{\text{max}} = 300-350 \text{ мкм}$.

Таким образом, можно записать следующее равенство:

$$\frac{\omega_{\text{оди}} \cdot 18 \cdot \mu_{\text{н}} (1 - B_i)^2}{d_{\text{max}}^2 (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}}) g \left[(1 - B_i)^2 - \left(1 - \frac{B_i}{B} \right)^2 \right]} = (1 - B_i)^{4,7}. \quad (3.70)$$

Результаты решения равенства (3.70) приведены в Прил. 28, из данных которого следует, что, подставляя числовое значение известных величин, входящих в это равенство, при $d_{\text{max}} = 325 \text{ мкм}$ получим

$$\frac{0,46 \cdot 10^{-3} \cdot 18 \cdot 5 \cdot 10^{-3}}{(325 \cdot 10^{-6})^2 (1050 - 860) 9,81} \cdot \frac{(1 - B_i)^2}{(1 - B_i)^2 - \left(1 - \frac{B_i}{B} \right)^2} = (1 - B_i)^{4,7}, \quad (3.71)$$

в котором содержится только одно неизвестное – остаточная обводненность нефти после осаждения капель размером больше d_i .

В зависимости от величины $d_{\max}$ в эмульсии, входящей в отстойник, на выходе из отстойника получают нефть с различным содержанием воды: при $d_{\max} = 325$ мкм обводненность нефти на выходе из отстойника меньше 12,5 %, а при $d_{\max} = 350$ мкм выходная обводненность продукции меньше 8 %.

Таким образом, для оценки содержания воды в эмульсии на выходе из отстойника необходимо знать максимальный диаметр капель в эмульсии на входе в зону гравитационного отстоя.

В Прил. 29 – множители и приставки в системе СИ для образования десятичных кратных и дольных единиц.

В Прил. 30 даны некоторые соотношения между единицами однородных физических величин [23].

В Прил. 31 – перевод внесистемных единиц в единицы СИ [4].

ПРИЛОЖЕНИЯ

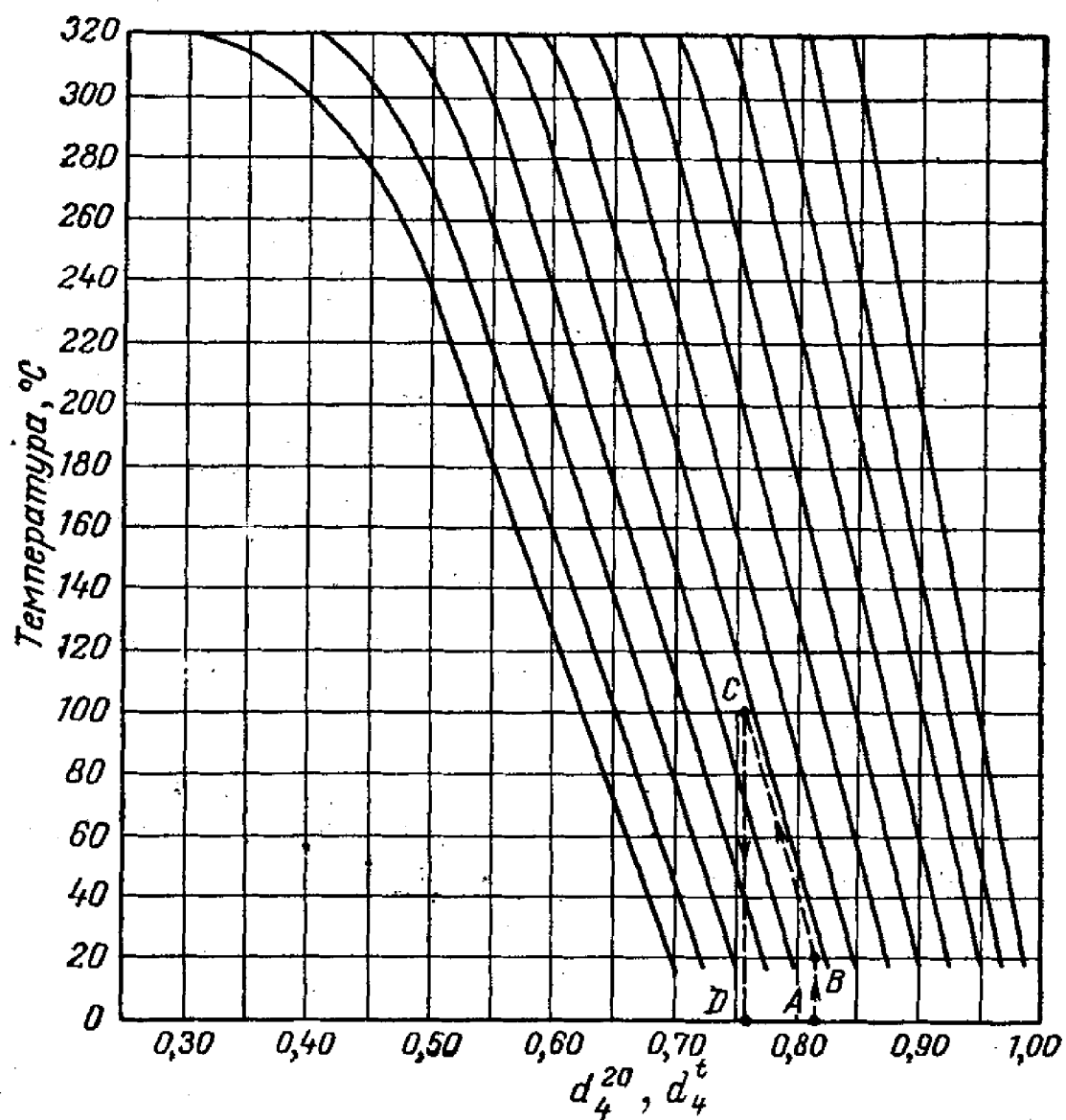
Приложение 1

Средние температурные поправки γ плотности на 1 °С для нефти и нефтепродуктов

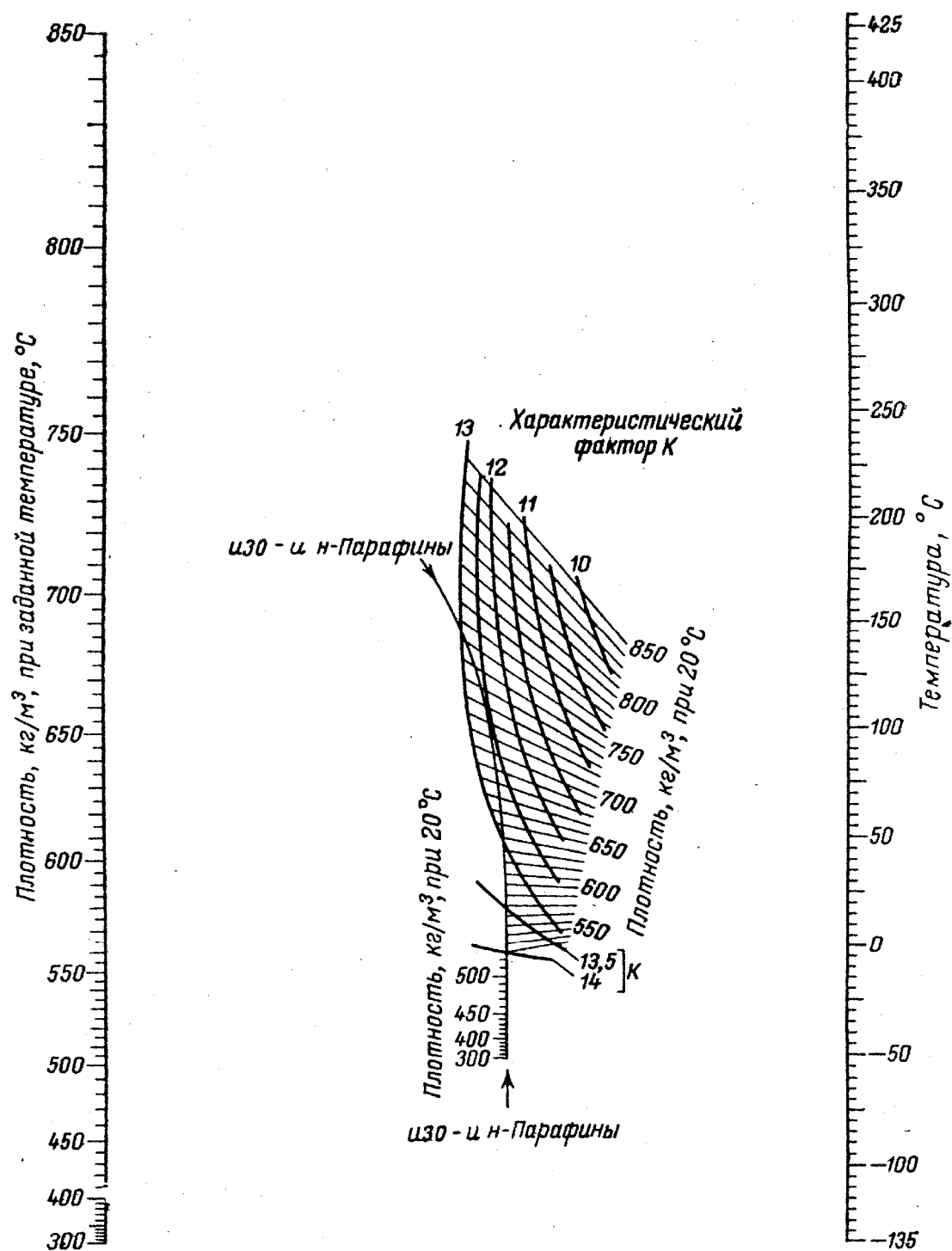
Плотность ρ_4^{20}	Поправка γ
0,6900–0,6999	0,000910
0,7000–0,7099	0,000897
0,7100–0,7199	0,000884
0,7200–0,7299	0,000870
0,7300–0,7399	0,000857
0,7400–0,7499	0,000844
0,7500–0,7599	0,000831
0,7600–0,7699	0,000818
0,7700–0,7799	0,000805
0,7800–0,7899	0,000792
0,7900–0,7999	0,000778
0,8000–0,8099	0,000765
0,8100–0,8199	0,000752
0,8200–0,8299	0,000738
0,8300–0,8399	0,000725
0,8400–0,8499	0,000712
0,6900–0,6999	0,000910
0,8500–0,8599	0,000699
0,8600–0,8699	0,000686
0,8700–0,8799	0,000673
0,8800–0,8899	0,000660
0,8900–0,8999	0,000647
0,9000–0,9099	0,000633
0,9100–0,9199	0,000620
0,9200–0,9299	0,000607
0,9300–0,9399	0,000594
0,9400–0,9499	0,000581
0,9500–0,9599	0,000567
0,9600–0,9699	0,000554
0,9700–0,9799	0,000541
0,9800–0,9899	0,000528
0,9900–1,0000	0,000515

Приложение 2

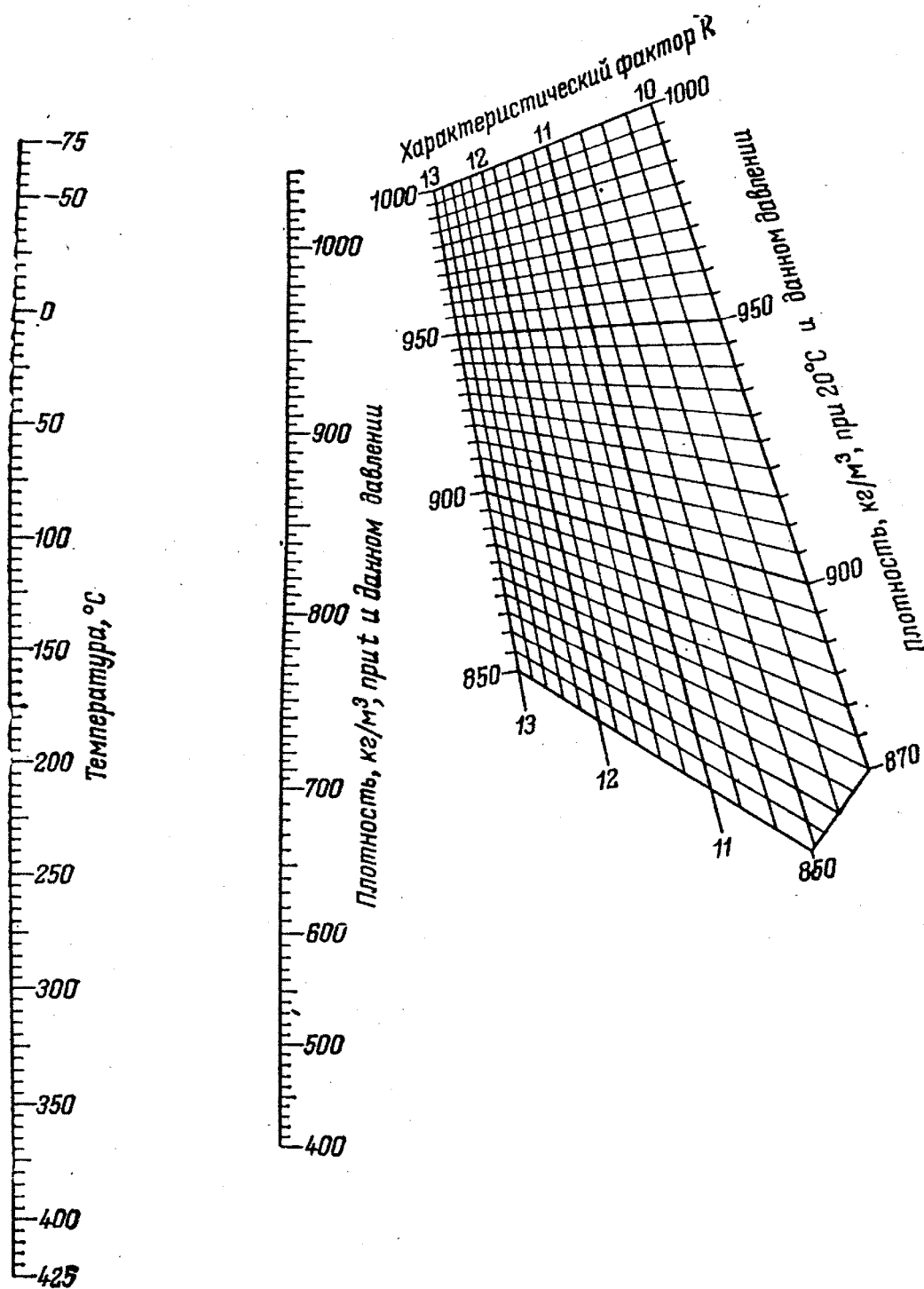
Зависимость относительной плотности жидких нефтепродуктов от температуры



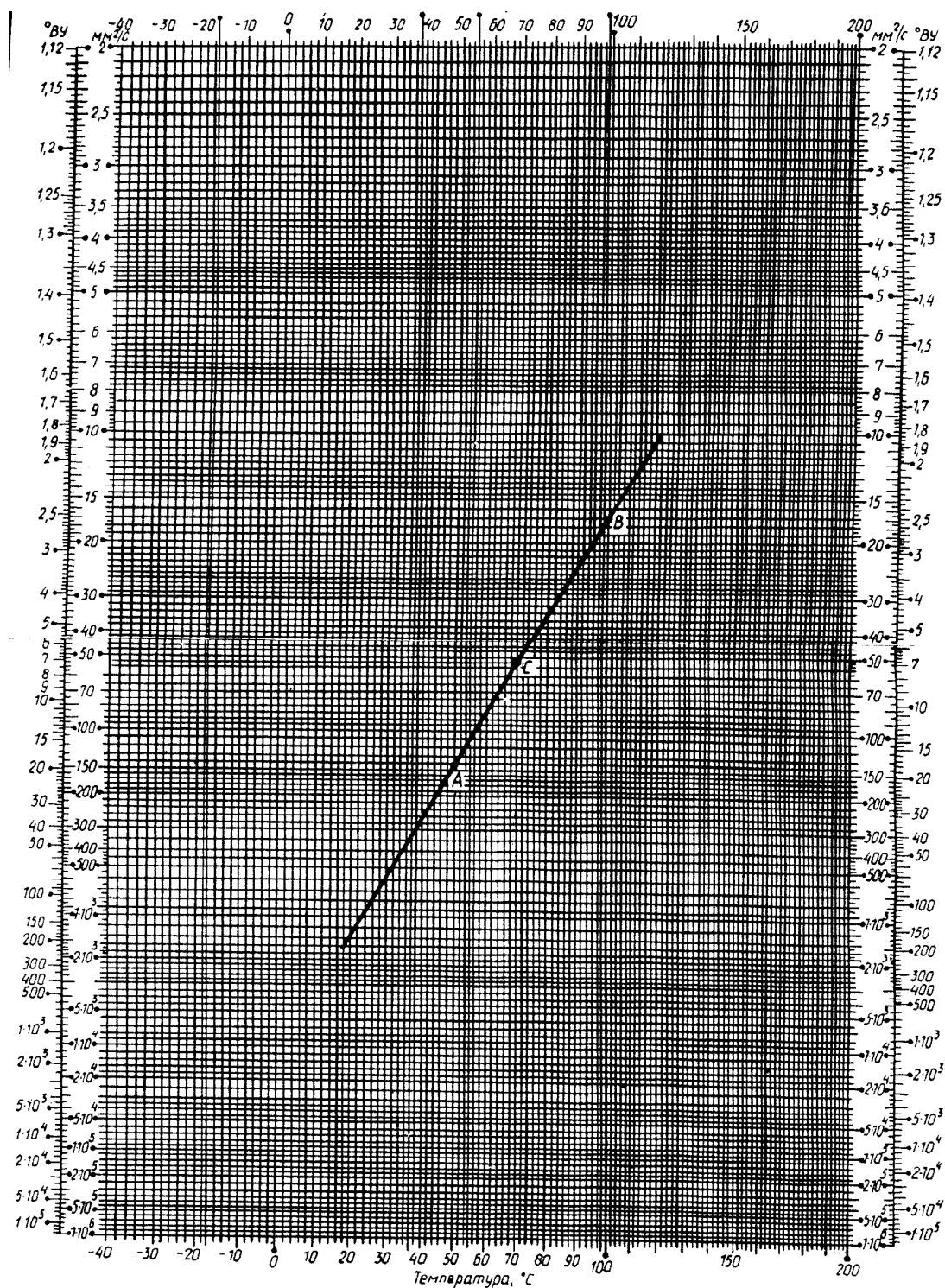
**Зависимость «плотность–температура»
для жидких нефтяных фракций при постоянном давлении
(область низких плотностей)**



**Зависимость «плотность–температура»
для жидких нефтяных фракций при постоянном давлении
(область высоких плотностей)**

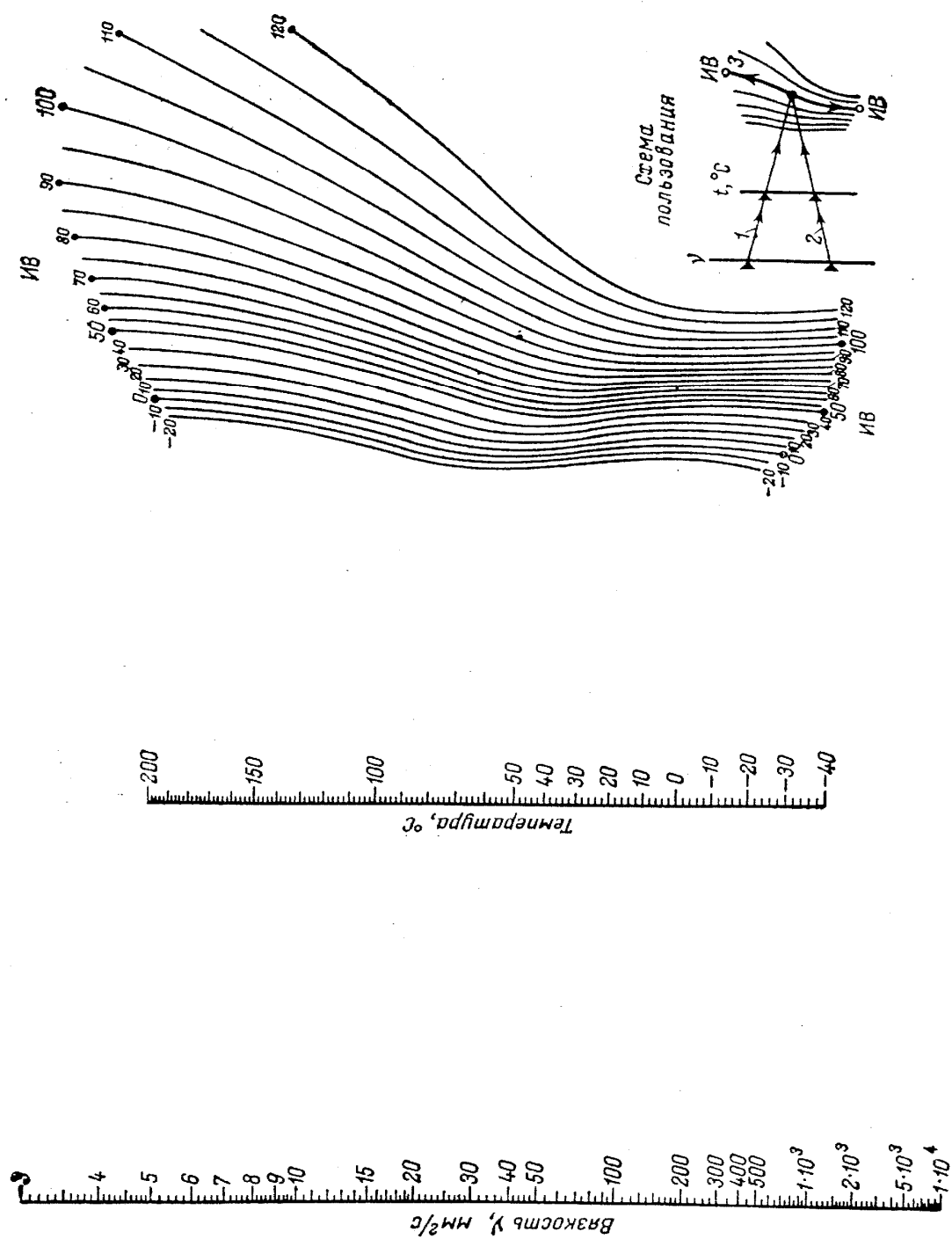


Номограмма для определения вязкости нефтяных масел в зависимости от температуры



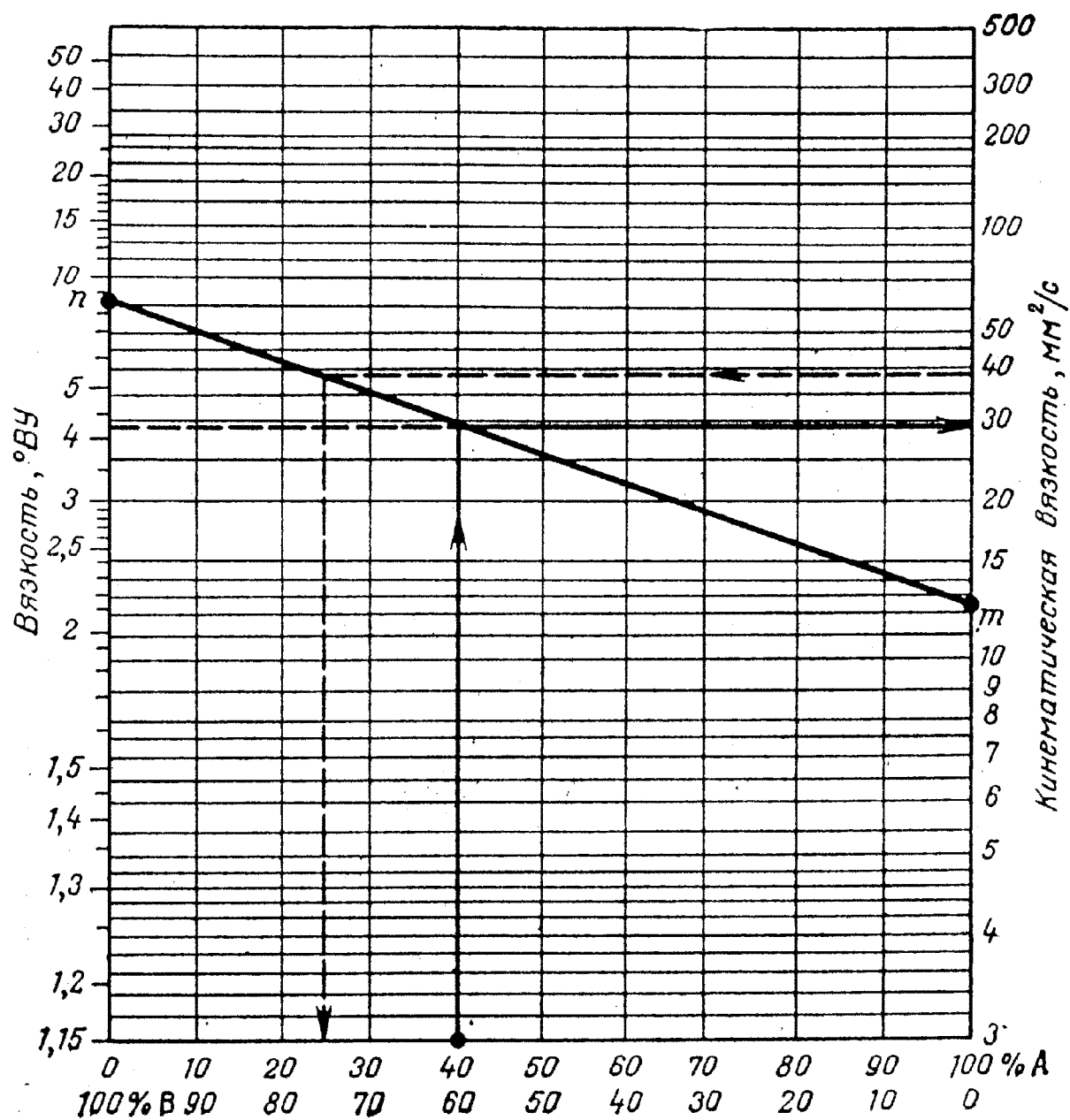
Приложение 6

Номограмма для определения индекса вязкости смазочных масел



Приложение 7

Номограмма для определения вязкости смесей нефтепродуктов



Приложение 8

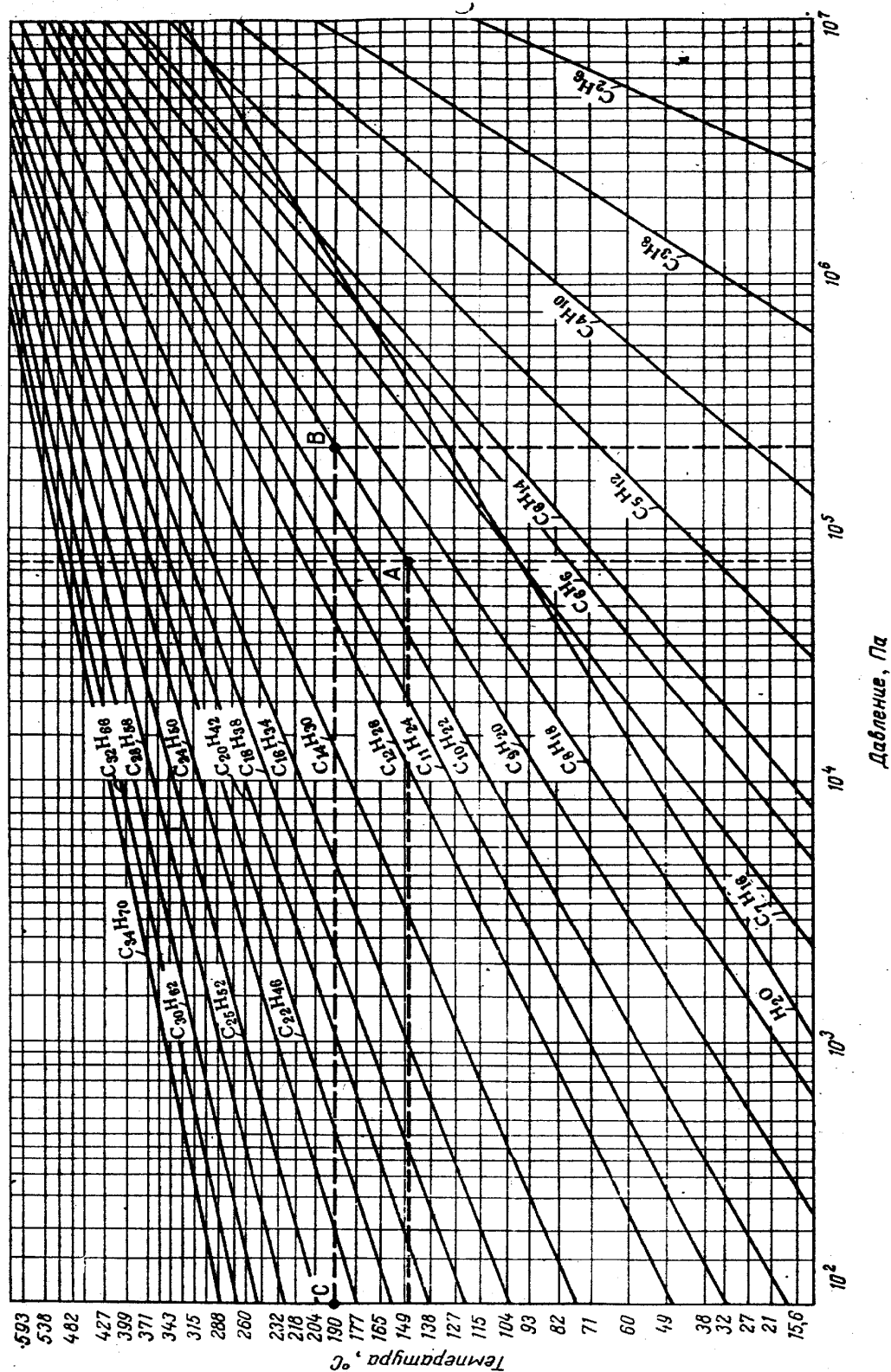
**Таблица перевода единиц кинематической вязкости (мм²/с)
в условную (°ВУ)**

мм ² /с	°ВУ	мм ² /с	°ВУ	мм ² /с	°ВУ	мм ² /с	°ВУ	мм ² /с	°ВУ	мм ² /с	°ВУ	мм ² /с	°ВУ	мм ² /с	°ВУ
1,00	1,00	6,20	1,50	11,8	2,03	22,2	3,22	32,6	4,54	43,2	5,92	53,8	7,30	64,4	8,71
1,10	1,01	6,30	1,51	12,0	2,05	22,4	3,24	32,8	4,56	43,4	5,95	54,0	7,33	64,6	8,74
1,20	1,02	6,40	1,52	12,2	2,07	22,6	3,27	33,0	4,59	43,6	5,97	54,2	7,35	64,8	8,77
1,30	1,03	6,50	1,53	12,4	2,09	22,8	3,29	33,2	4,61	43,8	6,00	54,4	7,38	65,0	8,80
1,40	1,04	6,60	1,54	12,6	2,11	23,0	3,31	33,4	4,64	44,0	6,02	54,6	7,41	65,2	8,82
1,50	1,05	6,70	1,55	12,8	2,13	23,2	3,34	33,6	4,66	44,2	6,05	54,8	7,44	65,4	8,85
1,60	1,06	6,80	1,56	13,0	2,15	23,4	3,36	33,8	4,69	44,4	6,08	55,0	7,47	65,6	8,87
1,70	1,07	6,90	1,56	13,2	2,17	23,6	3,39	34,0	4,72	44,6	6,10	55,2	7,49	65,8	8,90
1,80	1,08	7,00	1,57	13,4	2,19	23,8	3,41	34,2	4,74	44,8	6,13	55,4	7,52	66,0	8,93
1,90	1,09	7,10	1,58	13,6	2,21	24,0	3,43	34,4	4,77	45,0	6,16	55,6	7,55	66,2	8,95
2,00	1,10	7,20	1,59	13,8	2,24	24,2	3,46	34,6	4,79	45,2	6,18	55,8	7,57	66,4	8,98
2,10	1,11	7,30	1,60	14,0	2,26	24,4	3,48	34,8	4,82	45,4	6,21	56,0	7,60	66,6	9,00
2,20	1,12	7,40	1,61	14,2	2,28	24,6	3,51	35,0	4,85	45,6	6,23	56,2	7,62	66,8	9,03
2,30	1,13	7,50	1,62	14,4	2,30	24,8	3,53	35,2	4,87	45,8	6,26	56,4	7,65	67,0	9,06
2,40	1,14	7,60	1,63	14,6	2,33	25,0	3,56	35,4	4,90	46,0	6,28	56,6	7,68	67,2	9,08
2,50	1,15	7,70	1,64	14,8	2,35	25,2	3,58	35,6	4,92	46,2	6,31	56,8	7,70	67,4	9,11
2,60	1,16	7,80	1,65	15,0	2,37	25,4	3,61	35,8	4,95	46,4	6,34	57,0	7,73	67,6	9,14
2,70	1,17	7,90	1,66	15,2	2,39	25,6	3,63	36,0	4,98	46,6	6,36	57,2	7,75	67,8	9,17
2,80	1,18	8,00	1,67	15,4	2,42	25,8	3,65	36,2	5,00	46,8	6,39	57,4	7,78	68,0	9,20
2,90	1,19	8,10	1,68	15,6	2,44	26,0	3,68	36,4	5,03	47,0	6,42	57,6	7,81	68,2	9,22
3,00	1,20	8,20	1,69	15,8	2,46	26,2	3,70	36,6	5,05	47,2	6,44	57,8	7,83	68,4	9,25
3,10	1,21	8,30	1,70	16,0	2,48	26,4	3,73	36,8	5,08	47,4	6,47	58,0	7,86	68,6	9,28
3,20	1,21	8,40	1,71	16,2	2,51	26,6	3,76	37,0	5,11	47,6	6,49	58,2	7,88	68,8	9,31
3,30	1,22	8,50	1,72	16,4	2,53	26,8	3,78	37,2	5,13	47,8	6,52	58,4	7,91	69,0	9,34
3,40	1,23	8,60	1,73	16,6	2,55	27,0	3,81	37,4	5,16	48,0	6,55	58,6	7,94	69,2	9,36
3,50	1,24	8,70	1,73	16,8	2,58	27,2	3,83	37,6	5,18	48,2	6,57	58,8	7,97	69,4	9,39
3,60	1,25	8,80	1,74	17,0	2,60	27,4	3,86	37,8	5,21	48,4	6,60	59,0	8,00	69,6	9,42
3,70	1,26	8,90	1,75	17,2	2,62	27,6	3,89	38,0	5,24	48,6	6,62	59,2	8,02	69,8	9,45
3,80	1,27	9,00	1,76	17,4	2,65	27,8	3,92	38,2	5,26	48,8	6,65	59,4	8,05	70,0	9,48
3,90	1,28	9,10	1,77	17,6	2,67	28,0	3,95	38,4	5,29	49,0	6,68	59,6	8,08	70,2	9,50
4,00	1,29	9,20	1,78	17,8	2,69	28,2	3,97	38,6	5,31	49,2	6,70	59,8	8,10	70,4	9,53
4,10	1,30	9,30	1,79	18,0	2,72	28,4	4,00	38,8	5,34	49,4	6,73	60,0	8,13	70,6	9,55
4,20	1,31	9,40	1,80	18,2	2,74	28,6	4,02	39,0	5,37	49,6	6,76	60,2	8,15	70,8	9,58
4,30	1,32	9,50	1,81	18,4	2,76	28,8	4,05	39,2	5,39	49,8	6,78	60,4	8,18	71,0	9,61
4,40	1,33	9,60	1,82	18,6	2,79	29,0	4,07	39,4	5,42	50,0	6,81	60,6	8,21	71,2	9,63
4,50	1,34	9,70	1,83	18,8	2,81	29,2	4,10	39,6	5,44	50,2	6,83	60,8	8,23	71,4	9,66
4,60	1,35	9,80	1,84	19,0	2,83	29,4	4,12	39,8	5,47	50,4	6,86	61,0	8,26	71,6	9,69
4,70	1,36	9,90	1,85	19,2	2,86	29,6	4,15	40,0	5,50	50,6	6,89	61,2	8,28	71,8	9,72
4,80	1,37	10,0	1,86	19,4	2,88	29,8	4,17	40,2	5,52	50,8	6,91	61,4	8,31	72,0	9,75
4,90	1,38	10,1	1,87	19,6	2,90	30,0	4,20	40,4	5,54	51,0	6,94	61,6	8,34	72,2	9,77
5,00	1,39	10,2	1,88	19,8	2,92	30,2	4,22	40,6	5,57	51,2	6,96	61,8	8,37	72,4	9,80
5,10	1,40	10,3	1,89	20,0	2,95	30,4	4,25	40,8	5,60	51,4	6,99	62,0	8,40	72,6	9,82
5,20	1,41	10,4	1,90	20,2	2,97	30,6	4,27	41,0	5,63	51,6	7,02	62,2	8,42	72,8	9,85
5,30	1,42	10,5	1,91	20,4	2,99	30,8	4,30	41,2	5,65	51,8	7,04	62,4	8,45	73,0	9,88
5,40	1,42	10,6	1,92	20,6	3,02	31,0	4,33	41,4	5,68	52,0	7,07	62,6	8,48	73,2	9,90
5,50	1,43	10,7	1,93	20,8	3,04	31,2	4,35	41,6	5,70	52,2	7,09	62,8	8,50	73,4	9,93
5,60	1,44	10,8	1,94	21,0	3,07	31,4	4,38	41,8	5,73	52,4	7,12	63,0	8,53	73,6	9,95
5,70	1,45	10,9	1,95	21,2	3,09	31,6	4,41	42,0	5,76	52,6	7,15	63,2	8,55	73,8	9,98
5,80	1,46	11,0	1,96	21,4	3,12	31,8	4,43	42,2	5,78	52,8	7,17	63,4	8,58	74,0	10,01
5,90	1,47	11,2	1,98	21,6	3,14	32,0	4,46	42,4	5,81	53,0	7,20	63,6	8,60	74,2	10,03
6,00	1,48	11,4	2,00	21,8	3,17	32,2	4,47	42,6	5,84	53,2	7,22	63,8	8,63	74,4	10,60

6,10	1,49	11,6	2,01	22,0	3,19	32,4	4,51	42,8	5,86	53,4	7,25	64,0	8,66	74,6	10,09
	'							43,0	5,89	53,6	7,28	64,2	8,68	74,8	10,12
														75,0	10,15

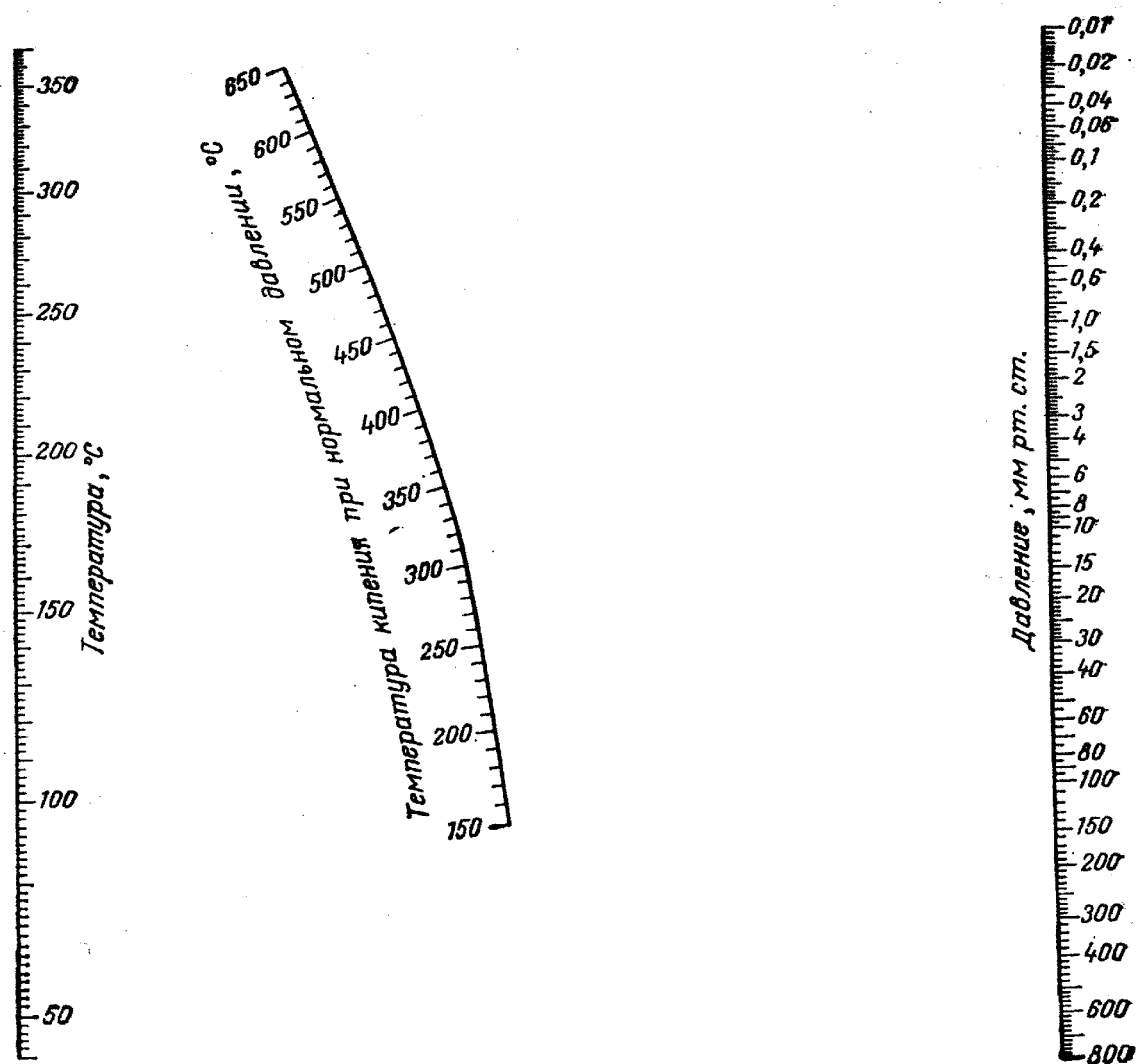
Приложение 9

Номограмма (график кокса) для определения давления насыщенных паров углеводородов и воды при различных температурах



Приложение 10

Номограмма для определения температуры кипения нефтепродуктов в зависимости от давления

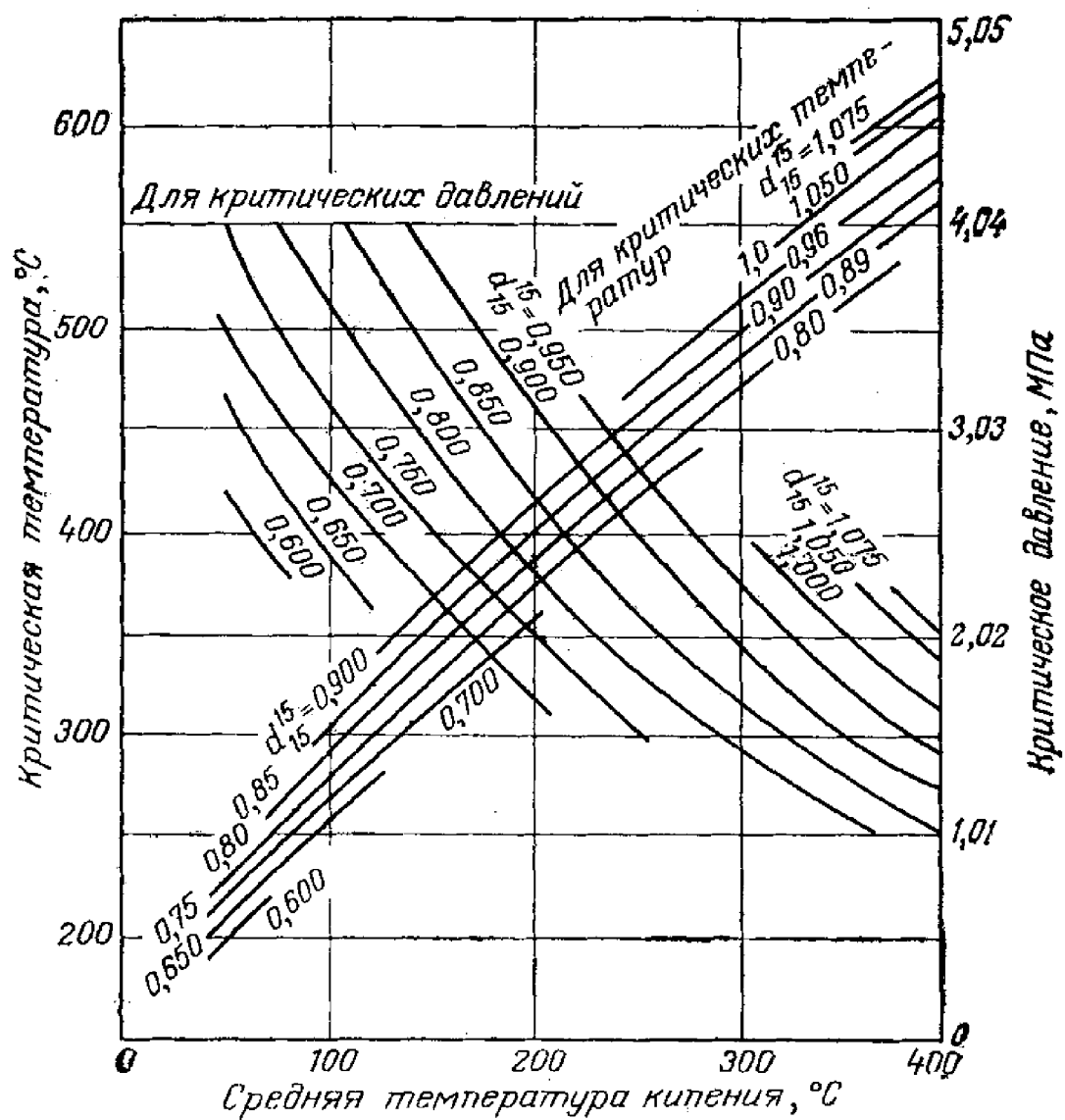


Приложение 11

Значения $f(T)$ к формуле (1.39)

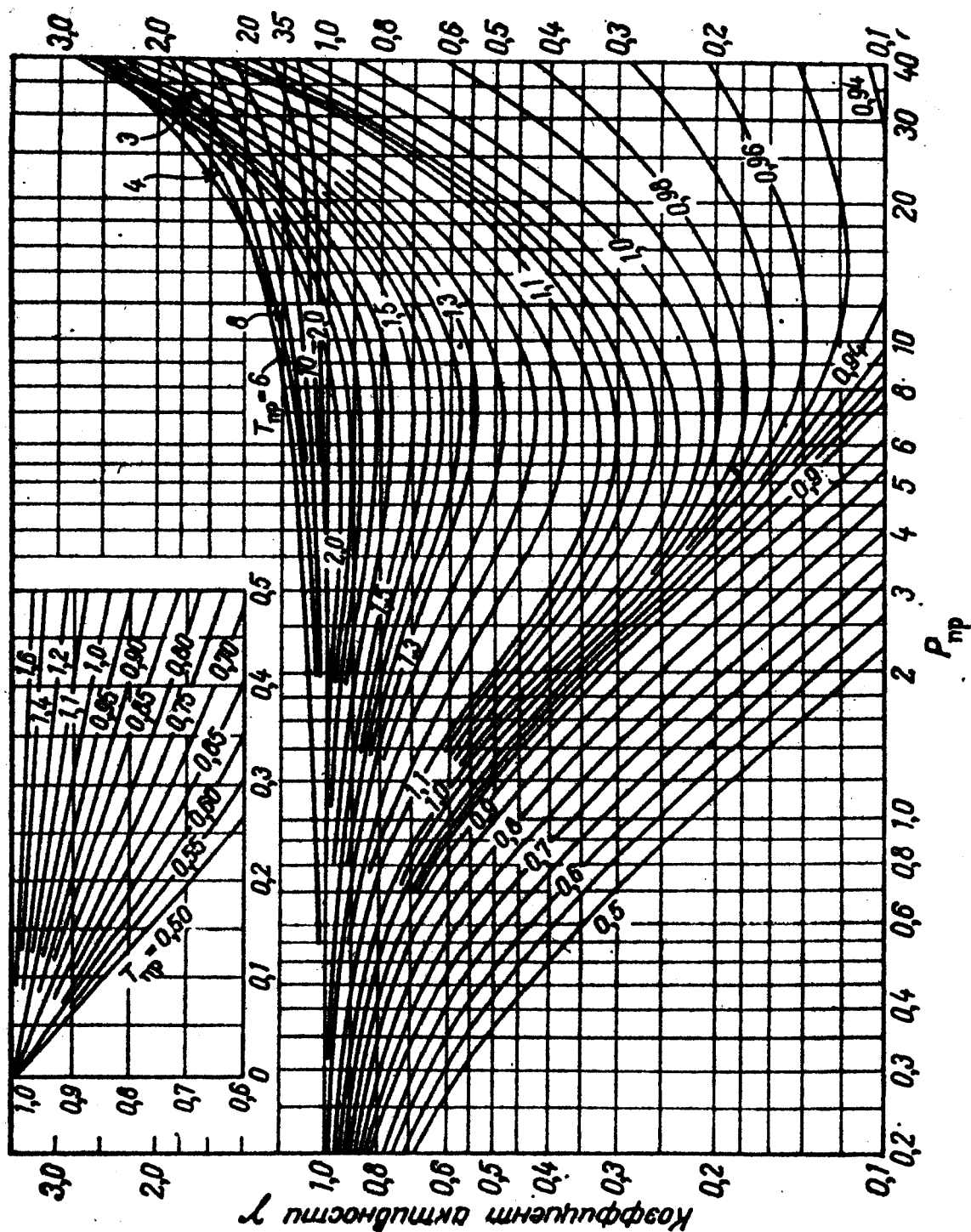
Температура, °C	$f(T)$	Температура, °C	$f(T)$
-40	12,122	240	3,144
-30	11,363	250	3,031
-20	10,699	260	2,924
-10	10,031	270	2,821
0	9,448	280	2,724
10	8,914	290	2,630
20	8,421	300	2,542
30	7,967	310	2,456
40	7,548	320	2,375
50	7,160	330	2,297
60	6,800	340	2,222
70	6,660	350	2,150
80	6,155	360	2,082
90	5,866	370	2,005
100	5,595	380	1,952
110	5,343	390	1,891
120	5,107	400	1,832
130	4,885	410	1,776
140	4,677	420	1,721
150	4,480	430	1,668
160	4,297	440	1,618
170	4,124	450	1,569
180	3,959	460	1,521
190	3,804	470	1,476
200	3,658	480	1,432
210	3,519	490	1,339
220	3,387	500	1,348
230	3,263		

График для определения критических температур и давлений нефтепродуктов разной плотности

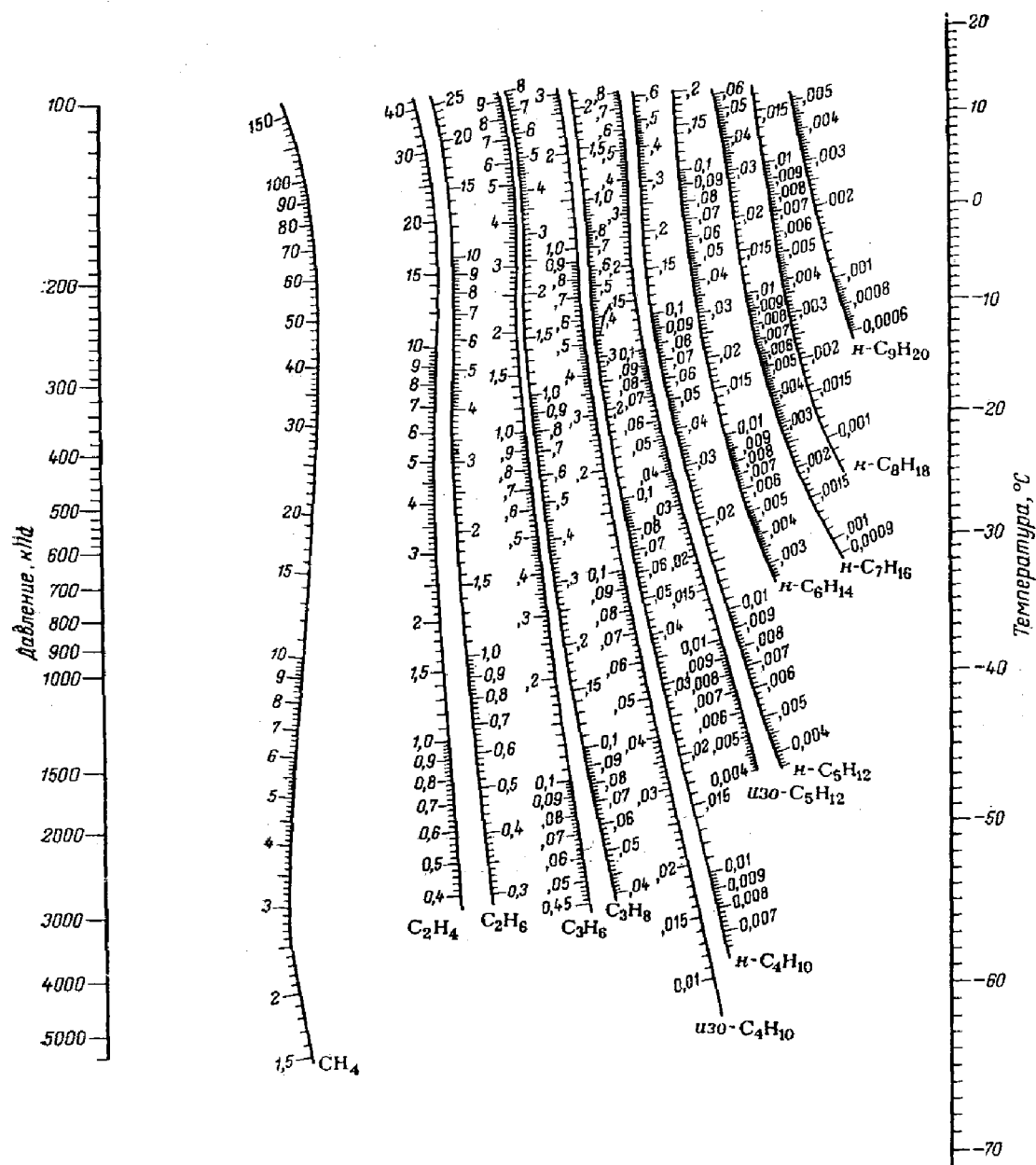


Приложение 13

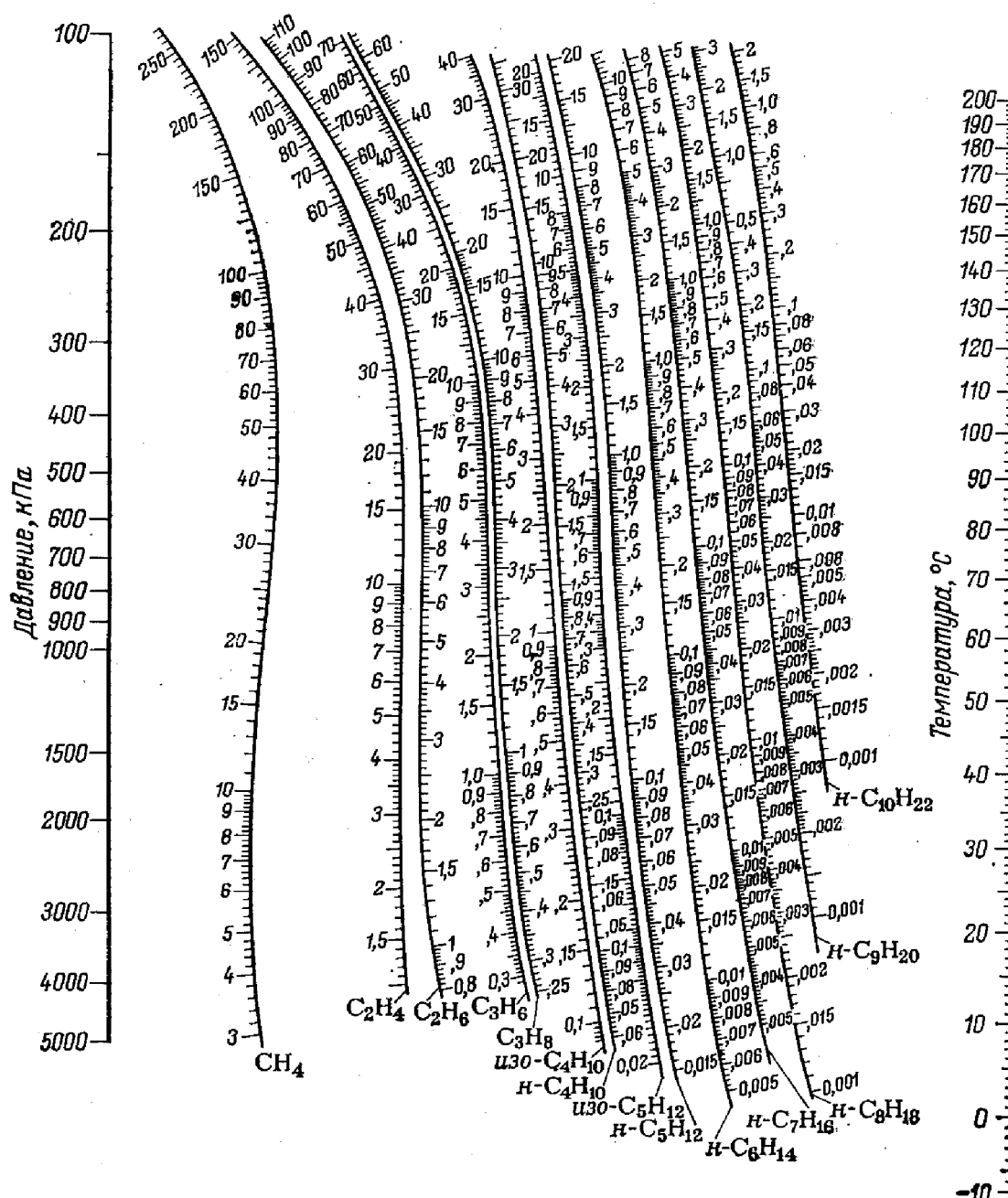
График для определения коэффициента активности γ при известных приведенных температуре и давлении



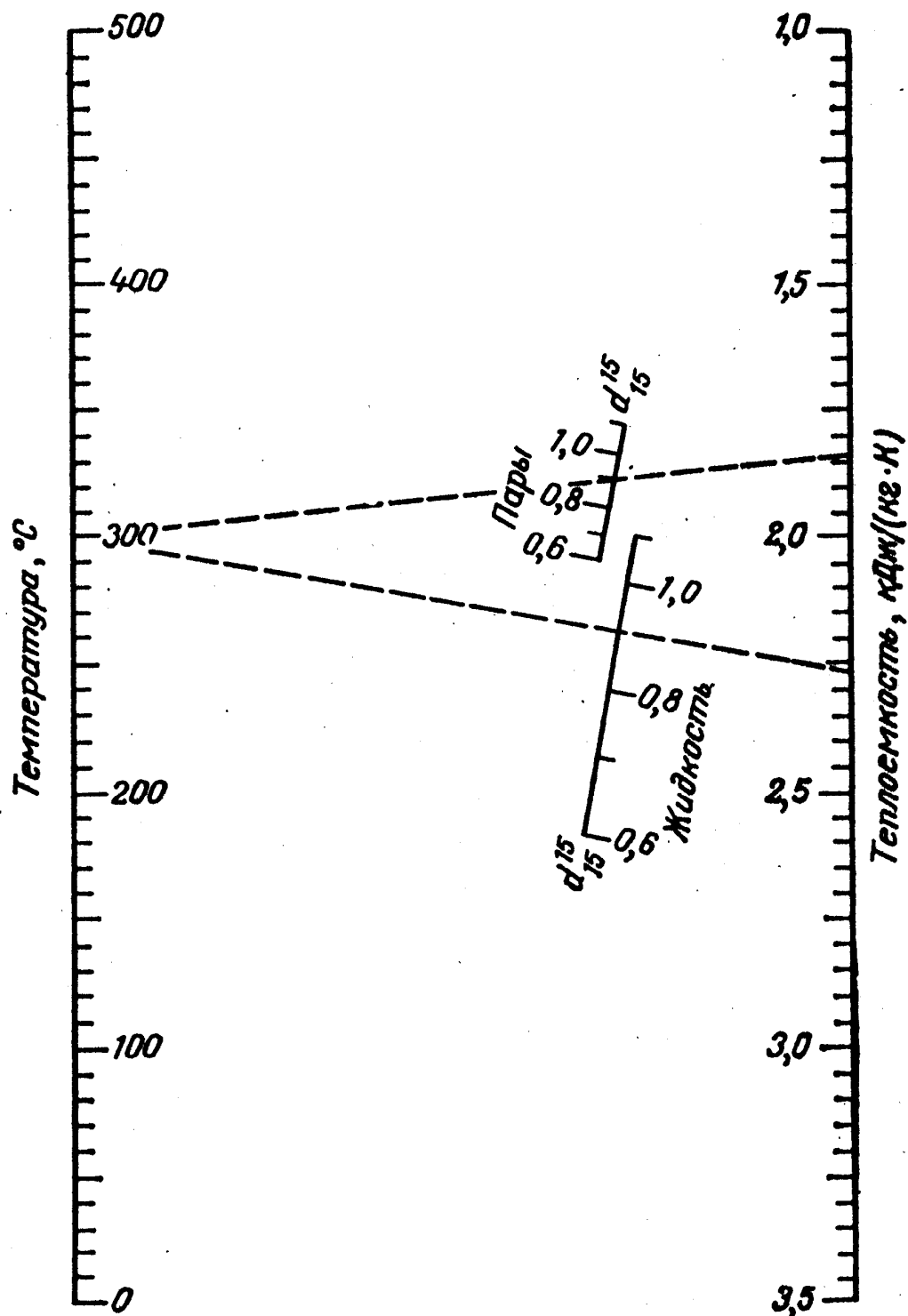
Номограмма для определения констант фазового равновесия
углеводородов при низких температурах



Номограмма для определения констант фазового равновесия
углеводородов при высоких температурах



Номограмма для определения теплоемкости нефтепродуктов
(паров и жидкостей)



Приложение 17

Плотность и теплоемкость воздуха и воды при постоянном давлении

Температура, °C	Плотность, кг/м ³	Температура, °C	Плотность, кг/м ³
0	1293,0	1,005	4,2295
20	1205,5	1,005	4,1868
40	1126,7	1,009	4,1793
60	1059,5	1,009	4,1864
80	999,8	1,009	4,1973
100	945,8	1,013	4,2094

Приложение 18

График для определения теплоемкости некоторых углеводородов в зависимости от относительной плотности углеводорода и температуры Цифры на кривых – плотность ρ_4^{20}

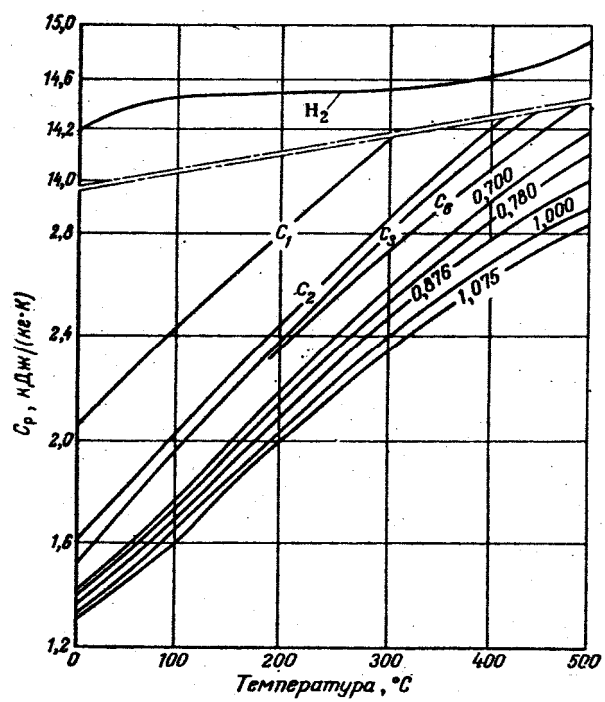
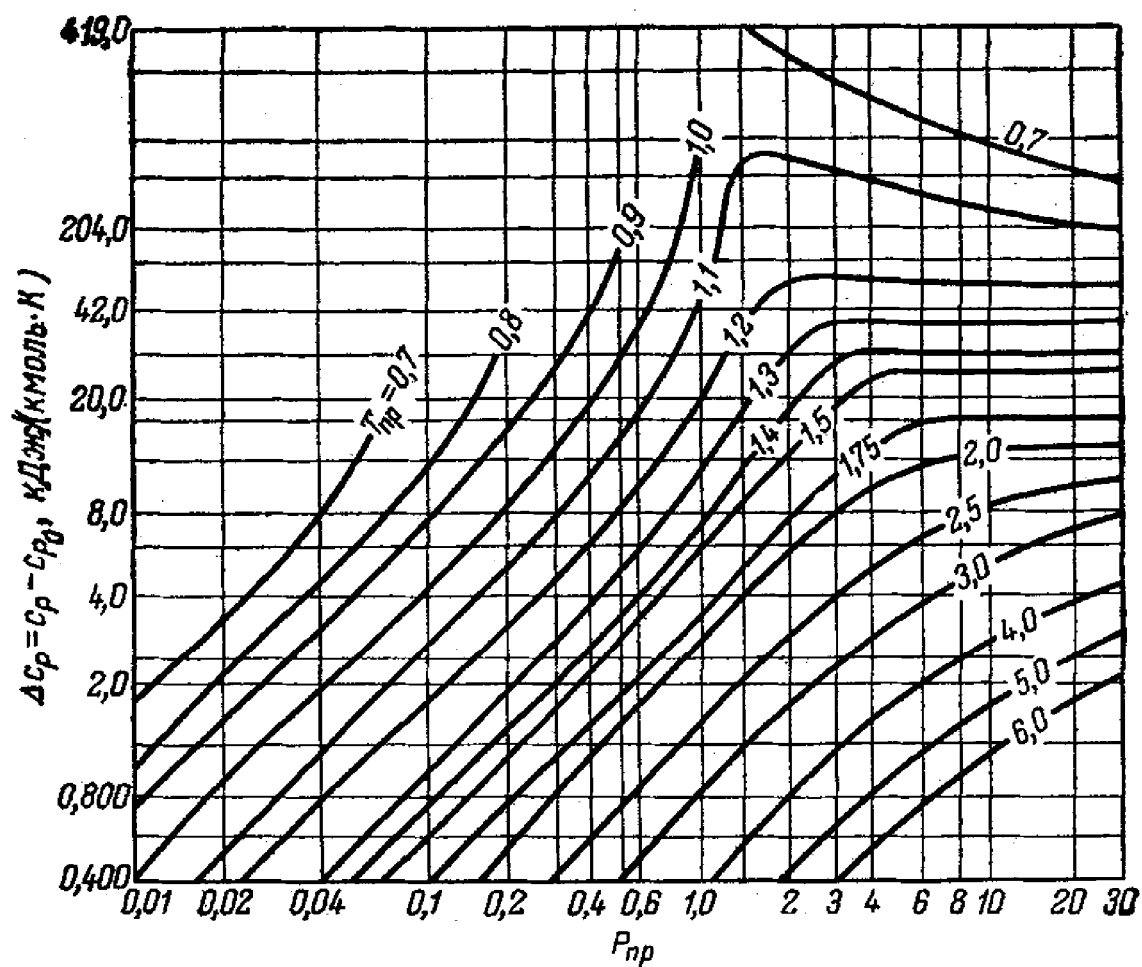
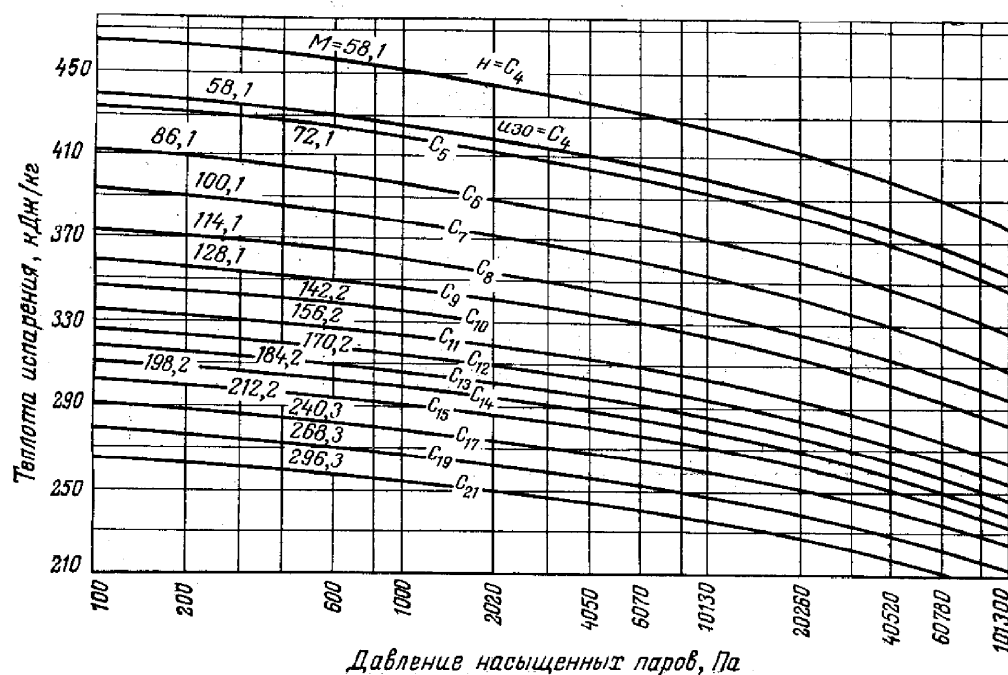


График для определения изменения теплоемкости
нефтяных паров с повышением давления



Приложение 20

График для определения теплоты испарения углеводородов



Приложение 21

Значение коэффициента α для расчета энтальпии жидких нефтепродуктов по формуле (1.58)

$t, ^\circ\text{C}$	$\alpha, \text{кДж/кг}$	$t, ^\circ\text{C}$	$\alpha, \text{кДж/кг}$	$t, ^\circ\text{C}$	$\alpha, \text{кДж/кг}$
0	0,00	170	336,07	340	770,28
10	17,05	180	358,91	350	798,86
20	34,44	190	382,08	360	827,81
30	52,16	200	405,59	370	857,06
40	70,26	210	429,43	380	886,68
50	88,66	220	453,60	390	916,39
60	107,38	230	478,12	400	946,94
70	126,78	240	503,00	410	977,56
80	145,93	250	528,19	420	1008,53
90	165,71	260	553,75	430	1039,83
100	185,82	270	579,60	440	1071,50
110	206,27	280	605,83	450	1103,47
120	227,05	290	632,39	460	1135,82
130	248,17	300	659,29	470	1164,48
140	269,66	310	686,53	480	1201,48
150	291,45	320	714,10	490	1234,83
160	313,62	330	742,00	500	1268,52

Приложение 22

Значение коэффициента b для расчета энтальпии паров нефтепродуктов по формуле (1.60)

$t, ^\circ\text{C}$	$b, \text{кДж/кг}$	$t, ^\circ\text{C}$	$b, \text{кДж/кг}$	$t, ^\circ\text{C}$	$b, \text{кДж/кг}$
10	214,94	200	325,14	390	477,66
20	219,72	210	332,09	400	486,87
30	224,58	220	339,22	410	496,17
40	229,52	230	346,38	420	505,60
50	234,64	240	353,71	430	515,20
60	239,83	250	361,17	440	524,83
70	245,19	260	368,72	450	534,64
80	250,64	270	376,42	460	542,43
90	256,17	280	384,22	470	554,54
100	261,87	290	392,10	480	564,68
110	267,65	300	400,14	490	574,95
120	273,60	310	408,27	500	585,34
130	279,64	320	416,56	550	639,49
140	285,75	330	425,15	600	696,22
150	292,04	340	433,41	650	755,90
160	298,41	350	442,04	700	818,53
170	304,94	360	450,76	750	884,11
180	311,56	370	459,60	800	952,65
190	318,27	380	468,60	850	1024,13

Приложение 23

Параметры насыщенного водяного пара

Давление, 10 ⁵ Па	Температура, °С	Энтальпия, кДж/кг		Удельная теплота испарения, кДж/кг
		жидкости	пара	
0,01	6,7	28,2	2514-	2486
0,0В	32,5	136,5	2562	2425
0,10	45,4	190,4	2585	2395
0,15	53,6	224,5	2599	2375
0,2	59,7	249,9	2610	2361
0,4	75,4	315,9	2638	2322
0,6	85,4	358,1	2652	2296
0,8	93,0	389,9	2666	2276
1,0	99,1	415,2	2676	2258
1,2	104,2	435,8	2684	2247
1,4	108,7	456,4	2691	2235
1,6	112,7	473,3	2697	2224
1,8	116,3	488,5	2703	2214
2,0	119,6	502,5	2708	2206
4,0	142,9	602,1	2740	2138
6,0	158,1	667,5	2758	2090
8,0	169,6	718,2	2770	2053
10,0	179,0	759,6	2779	2020
12,0	187,1	795,3	2786	1991
14,0	194,1	826,7	2791	1965
16,0	200,4	854,8	2795	1940
18,0	206,1	880,7	2798	1917
20,0	211,4	904,6	2801	1896

Приложение 24

Параметры перегретого водяного пара

Давление, 10 ⁵ Па	Температура, °С	Энтальпия, кДж/кг				Средняя теплоемкость, кДж/(кг·К)			
		при 100°С	при 200°С	при 300°С	при 400°С	до 100°С	до 200°С	до 300°С	До 400°С
0,1	45,4	2689,9	2881,4	3078,7	3282,4	1,919	1,915	1,973	2,036
0,3	68,7	2687,4	2880,6	3078,3	3282,2	1,962	1,931	1,978	2,036
0,5	80,9	2684,9	2879,3	3077,9	3282,0	2,015	1,944	1,986	2,040
0,7	89,4	2682,4	2878,5	3077,5	3281,6	2,032	1,961	1,990	2,041
0,9	96,2	2679,5	2877,2	3076,7	3281,2	2,090	1,978	1,994	2,045
1,0	99,1	—	2876,9	3076,6	3281,1	2,090	1,986	1,997	2,045
2,0	119,6	—	2871,8	3074,2	3279,5	—	2,024	2,024	2,053
3,0	132,9	—	2866,7	3071,2	3278,2	—	2,103	2,045	2,070
4,0	142,9	—	2862,6	3068,7	3276,5	—	2,149	2,061	2,078
5,0	151,1	—	2856,3	3066,2	3274,9	—	2,179	2,112	2,087
6,0	158,1	—	2851,7	3063,7	3273,2	—	2,233	2,120	2,095
7,0	164,2	—	2847,1	3060,7	3271,9	—	2,288	2,137	2,112
8,0	169,6	—	2841,6	3058,2	3270,2	—	2,346	2,166	2,120
9,0	174,5	—	2835,7	3055,7	3268,6	—	2,384	2,200	2,128
10,0	179,0	—	2830,0	3052,8	3266,9	—	2,422	2,229	2,141

Приложение 25

Варианты заданий и результаты решения примера 3.2

Варианты	Диаметр капель воды, мкм	Критерий Архимеда	Скорость свободного осаждения, см/ч	Примечания
1	3	$0,068 \cdot 10^{-4}$	-	Частицы с такими размерами, что их скоростью осажде- ния можно прене- бречь
2	4	$0,160 \cdot 10^{-4}$	-	
3	5	$0,313 \cdot 10^{-4}$	-	
4	10	$2,503 \cdot 10^{-4}$	1,8	Область ламинарно- го режима осажде- ния
5	20	$20,0210 \cdot 10^{-4}$	7,3	
6	30	$67,571 \cdot 10^{-4}$	16,4	
7	40	$1,6017 \cdot 10^{-2}$	29,5	
8	50	$3,1283 \cdot 10^{-2}$	45,9	
9	60	$5,4057 \cdot 10^{-2}$	65,9	
10	80	$12,8135 \cdot 10^{-2}$	117,2	
11	100	0,2503	183,1	
12	200	2,0021	732,5	

Приложение 26

Скорости стесненного осаждения капель

Диаметр капель, мкм	Скорость осаждения (см/ч) при различной обводненности, %							
	5	10	20	30	40	50	60	70
10	1,41	1,10	0,63	0,34	0,16	0,07	0,02	0,006
20	5,74	4,45	2,56	1,337	0,66	0,28	0,10	0,05
30	12,89	10,00	5,75	3,07	1,49	0,63	0,22	0,06
40	23,18	18,01	10,34	5,52	2,67	1,13	0,40	0,10
50	36,07	27,97	16,08	8,59	4,16	1,77	0,62	0,16
60	51,78	40,16	23,09	12,33	5,97	2,54	0,89	0,23
80	92,09	71,43	41,06	21,92	10,62	4,51	1,58	0,41
100	143,88	111,59	64,15	34,25	16,60	7,04	2,47	0,64
200	575,59	446,43	256,64	137,01	66,39	28,18	9,87	2,55

Приложение 27

Варианты заданий для расчета l_i и B

d , мкм	10	20	30	40	50	60	80	100	200
l , м	957	240	108	61	40	28	16,45	11,16	6,8
B_{i-1} , %	-	0,03	0,13	0,28	0,50	0,79	1,14	2,04	3,24

Приложение 28

Результаты решения уравнения (3.70)

B_i	Значение правой части уравнения (3.70)	Значение левой части уравнения (3.70) при	
		$d_{\max} = 325\text{мкм}$	$d_{\max} = 350\text{мкм}$
0,05	0,786	1,2639	0,090
0,10	0,609	0,631	0,544
0,15	0,466	0,422	0,364
0,20	0,350	0,321	0,276

Приложение 29

Множители и приставки системы СИ для образования десятичных кратных и дольных единиц

Множитель	Приставка			Множитель	Приставка		
	наименование	обозначение			наименование	обозначение	
		межд.	рус.			межд.	рус.
10^{18}	экса	E	Э	10^{-1}	деци	d	д
10^{15}	пета	P	П	10^{-2}	санτι	c	с
10^{12}	тера	T	Т	10^{-3}	милли	m	м
10^9	гига	G	Г	10^{-6}	микро	μ	мк
10^6	мега	M	М	10^{-9}	нано	n	н
10^3	кило	k	к	10^{-12}	пико	p	п
10^2	гекто	h	г	10^{-15}	фемто	f	ф
10^1	дека	da	да	10^{-18}	атто	a	а

Приложение 30

Некоторые соотношения между единицами однородных физических величин (звездочкой отмечены величины, подлежащие изъятию)

Единицы плотности

Единица	кг/м ³	г/см ³	кг/дм ³	т/м ³	кгс с ² /м ⁴
1 кг/м ³	1,00	10^{-3}	10^{-3}	10^{-3}	0,102
1 г/см ³ (г/мл)	10^3	1,00	1,00	1,00	102
1 кг/дм ³ (кг/л)	10^3	1,00	1,00	1,00	102
1 т/м ³ (Мг/м)	10^3	1,00	1,00	1,00	102
1 кгс с ² /м ⁴	9,81	$9,81 \cdot 10^{-3}$	$9,81 \cdot 10^{-3}$	$9,81 \cdot 10^{-3}$	1,00

Единицы динамической вязкости

Единица	Па·с	П*	кг·с/м ² *
1 Па·с	1,00	10	0,102
1 П (пуаз)*	0,10	1,00	$1,02 \cdot 10^{-2}$
1 кг·с/м ² *	9,81	9,81	1,00

Единицы кинематической вязкости

Единица	м ² /с	м ² /ч	см ² /с	мм ² /с
1 м ² /с	1,00	3600	10^4	10^6
1 м ² /ч	$2,78 \cdot 10^{-4}$	1,00	2,78	278
1 Ст* (1 см ² /с)	10^{-4}	0,360	1,00	10^2
1 сСт* (1 мм ² /с)	10^{-6}	$3,60 \cdot 10^{-3}$	10^{-2}	1,00

Единицы поверхностного натяжения

Единица	Н/м	дин/см	кгс/м	гс/см
1 Н/м	1,0	10^3	0,102	1,02
1 мН/м (1 дин/см)	10^{-3}	1,00	$1,02 \cdot 10^{-4}$	$1,02 \cdot 10^{-3}$
1 кгс/м	9,81	$9,81 \cdot 10^3$	1,00	10,00
1 гс/см	0,981	981	0,10	1,00

Единицы удельной теплоемкости

Единица	Дж/(кг·К)	кДж/(кг·К)	эрг/(г·°С)	ккал/(кг·°С)
1 Дж/(кг·К)	1,00	10^{-3}	10^4	$2,39 \cdot 10^{-4}$
1 кДж/(кг·К)	10^3	1,00	10^{-7}	0,239
1 эрг/(г·°С)	10^{-4}	10^{-7}	1,00	$2,39 \cdot 10^{-8}$
1 ккал/(кг·°С)	$4,19 \cdot 10^3$	4,19	$4,19 \cdot 10^{-7}$	1,00

Единицы температуры

Единица	Градусы		
	К	°С	°F
T , К (градусы Кельвина)	1,00	$t_{\text{ц}} + 273,15$	$1,8 t_{\text{ф}} + 255,37$
$t_{\text{ц}}$, °С (градусы Цельсия)	$T - 273,15$	1,00	$(t_{\text{ф}} - 32)/1,8$
$t_{\text{ф}}$, °F (градусы Фаренгейта)	$1,8 (T - 255,37)$	$1,8 t_{\text{ц}} + 32$	1,00

Единицы давления и механического напряжения

Единица	Па	ГПа	МПа	кПа	мПа
Па (Н/м ²)	1,00	10^{-9}	10^{-6}	10^{-3}	10^3
ГПа	10^9	1,0	10^3	10^6	10^{12}
МПа	10^6	10^{-3}	1,00	10^3	10^9
кПа	10^3	10^{-6}	10^{-3}	1,00	10^6
мПа	10^{-3}	10^{-12}	10^{-9}	10^{-6}	1,00
бар*	10^5	10^4	0,100	10^2	10^8
дин/см ²	0,100	10^{-10}	10^{-7}	10^{-4}	10^2
кгс/ см ² *	$9,81 \cdot 10^4$	$9,81 \cdot 10^{-5}$	$9,81 \cdot 10^{-2}$	98,1	$9,81 \cdot 10^7$
мм вод.ст. *	9,81	$9,81 \cdot 10^{-9}$	$9,81 \cdot 10^{-6}$	$9,81 \cdot 10^{-3}$	$9,81 \cdot 10^3$
мм рт.ст. *	133	$1,33 \cdot 10^{-7}$	$1,33 \cdot 10^{-4}$	0,133	$1,33 \cdot 10^5$
Единица	бар*	дин/см ² *	кгс/ см ² *	мм вод.ст.*	мм рт.ст.*
Па (Н/м ²)	10^{-5}	10	$1,02 \cdot 10^{-5}$	0,102	$7,5 \cdot 10^{-3}$
ГПа	10^4	10^{10}	$1,02 \cdot 10^4$	$1,02 \cdot 10^8$	$7,5 \cdot 10^8$
МПа	10	10^7	10,2	$1,02 \cdot 10^5$	$7,5 \cdot 10^3$
кПа	10^{-2}	10^4	$1,02 \cdot 10^{-2}$	102	7,5
мПа	10^{-8}	10^{-2}	$1,02 \cdot 10^{-8}$	$1,02 \cdot 10^{-4}$	$7,5 \cdot 10^{-6}$
бар*	1,00	10^6	1,02	$1,02 \cdot 10^4$	750
дин/см ²	10^{-6}	1,00	$1,02 \cdot 10^{-6}$	$1,02 \cdot 10^{-2}$	$7,5 \cdot 10^{-4}$
кгс/ см ² *	0,981	$9,8 \cdot 10^5$	1,00	10^4	735
мм вод.ст. *	$9,81 \cdot 10^{-5}$	98,1	10^{-4}	1,00	$7,35 \cdot 10^{-2}$
мм рт.ст. *	$1,33 \cdot 10^{-3}$	$1,33 \cdot 10^3$	$1,36 \cdot 10^{-3}$	13,6	1,00

Приложение 31

Перевод внесистемных единиц в единицы СИ

Единицы динамической вязкости	
1 П (пуаз)	0,1 Па·с
Единицы кинематической вязкости	
1 Ст (стокс)	$10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$
1 сСт	$10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$
Единицы давления	
1 кг/см ²	98066,5 Па
1 ат (атмосфера техническая)	0,1 МПа
1 атм (атмосфера физическая)	101,325 кПа
1 мм рт.ст.	133,322 Па
1 мм вод.ст.	9,80665 Па
Единицы массовой скорости	
1 г/(см ² ·с)	10 кг/(м ² ·с)
Единицы тепловой мощности и теплового потока	
1 ккал/ч	1,1630 Вт
Единицы удельной теплоты (удельных энтальпий, внутренней энергии)	
1 ккал/кг	4186 Дж/кг = 4,1868 кДж/кг
Единицы удельной массовой теплоемкости	
1 ккал/(кг·°C)	4,1868 кДж/(кг·K)
Единицы плотности теплового потока	
1 ккал/(м ² ·ч)	1,1630 Вт/м ²
Единицы коэффициентов теплообмена (теплоотдачи) и теплопередачи	
1 ккал/(м ² ·ч·°C)	1,1630 Вт/(м ² ·K)
Единицы коэффициента теплопроводности	
1 ккал/(м·ч·°C)	1,163 Вт/(м·K)

ЛИТЕРАТУРА

1. Химия нефти. Руководство к лабораторным занятиям: Учеб. пособие для вузов / И.Н. Дияров и др. – Л.: Химия, 1990. – 240 с.
2. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учеб. пособие для вузов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
3. Хорошко С.И., Хорошко А.Н. Сборник задач по химии и технологии нефти и газа. – Минск: Высш. шк. – 1989. – 122 с.
4. Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. – М.: Химия, 1980. – 315 с.
5. Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа: Учеб. пособие для вузов. – 2-е изд. – М.: Химия, 2001. – 568 с.
6. Танатаров М.А. и др. Технологические расчеты установок переработки нефти. – М.: Химия, 1987. – 352 с.
7. Мановян А.К. и др. Лабораторная перегонка и ректификация нефтяных смесей. – М.: Химия, 1984. – 240 с.
8. Багатуров С.А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. – М.: Химия, 1974. – 439 с.
9. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. – М.: Химия, 1981. – 352 с.
10. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
11. Рабинович Г.Г. и др. Расчеты основных процессов и аппаратов в нефтепереработке. – М.: Химия, 1979. – 556 с.
12. Рыбак Б.М. Анализ нефти и нефтепродуктов. – М.: Гостоптехиздат, 1960. – 607 с.
13. Р. Рид, Дж., Праусниц, Т. Шервуд. Свойства газов и жидкостей. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.
14. Русанов Фазовые равновесия и поверхностные явления. – Л.: Химия, 1967. – 388 с.
15. Эмирджанов Р.Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке. – М.: Химия, 1965. – 544 с.
16. Жоров Ю.М. Термодинамика химических процессов. – М.: Химия, 1985. – 464 с.
17. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Под. ред. Е.Н. Судакова. – М.: Химия, 1979. – 423 с.
18. Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа. Ч 2. – М.: Химия, 1980. – 398 с.
19. Физический энциклопедический словарь /Под ред. А.М.Прохорова. М: Большая Российская энциклопедия, 1995. – 928 с.

20. Лутошкин Г.С., Дунюшкин И.И. Сборник задач по сбору и подготовке нефти, газа и воды на промыслах. Учеб. пособие для вузов. – М.: Недра, 1985. – 135 с.
21. Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. – Л.: Химия, 1982. – 315 с.
22. Тронов В.П. Промысловая подготовка нефти. – Казань: Изд-во ФЭН, 2000. – 416 с.
23. Химическая энциклопедия в 5 т. т.1. – Сов. энциклопедия, 1988. – 623 с.

ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ

1. $\sim 0,600$. 2. 0,873. 3. 0,7965. 4. 0,8594. 5. 0,8089. 6. 0,8379. 7. 0,8291. 8. 0,6484. 9. 0,856. 10. 0,8142. 11. 0,0186. 12. 0,7052. 13. 0,8046. 14. 724 кг/м³. 15. 0,7558. 16. 0,55; 0,34; 0,11; 0,60; 0,31; 0,09. 17. 0,931; 0,016; 0,010; 0,010; 0,017; 0,016. 18. 124,4°C. 19. 0,33; 0,67; 211,5 °C. 20. 121,5. 21. 203,3. 22. 123,4. 23. 103,4. 24. 159,13. 25. 223,1. 26. $38,8 \cdot 10^{-6}$ м²/с; $28,2 \cdot 10^{-6}$ м²/с. 27. 2,45 мм²/с; 1,16 °ВУ. 28. 11,5 мм²/с. 29. 70. 30. 4,2 °ВУ. 31. $\sim 10,5$ мм²/с. 32. $21 \cdot 10^{-6}$ м²/с. 33. 64 %; 36 %. 34. 25 мм²/с. 35. 30 %; 70 %. 36. $6,68 \cdot 10^{-6}$ Па·с. 37. 0,39 МПа. 38. 9180 Па. 39. ~ 42000 Па. 40. 490 °C. 41. 563,9 К; 30,87 кПа. 42. 0,83; 39,1. 43. 1021 кПа. 44. 442 кПа. 45. 667 кПа. 46. 0,45. 47. 0,55. 48. 2,2 кДж/(кг·К). 49. 2,40 кДж/(кг·К). 50. 1,92 кДж/(кг·К). 51. 1,92 кДж/(кг·К). 52. 2,0 кДж/(кг·К). 53. 314 кДж/кг. 54. 227 кДж/кг. 55. 445 кДж/кг. 56. $1444 \cdot 10^3$ Вт. 57. 1222,7 кДж/кг. 58. 959 кДж/кг. 59. $4,5 \cdot 10^5$ кВт.

ОГЛАВЛЕНИЕ

1. ХАРАКТЕРИСТИКА НЕФТИ. РАСЧЕТНЫЕ МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ И СОСТАВА НЕФТИ.....	3
1.1. Характеристические точки кипения нефтяных фракций	3
1.2. Характеристический фактор.....	4
1.3. Компонентный состав	4
1.4. Плотность	6
Задачи.....	9
1.5. Молекулярная масса.....	11
Задачи.....	14
1.6. Вязкость	14
Задачи.....	19
1.7. Давление насыщенных паров	20
1.8. Критические и приведенные параметры.....	22
1.9. Коэффициент сжимаемости. Фугитивность	24
Задачи.....	27
1.10. Тепловые свойства.....	28
Задачи.....	32
2. ИСПОЛЬЗОВАНИЕ МЕТОДОВ РАСЧЕТА ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ПРИ СМЕШИВАНИИ НЕФТЕЙ, ГАЗОВ И ГАЗОКОНДЕНСАТОВ.....	34
2.1. Перемешивание газонефтяных смесей различного состава.....	34
2.2. Газосодержание нефти и ее объемный коэффициент	36
2.3. Зависимость вязкости сепарированной нефти от температуры	39
2.4. Вязкость газонасыщенной нефти.....	41
2.5. Молярная масса нефти	43
3. ГРАВИТАЦИОННОЕ РАЗДЕЛЕНИЕ ФАЗ.....	45
3.1. Расчет скорости осаждения капель при известном их диаметре	49
3.2. Расчет отстойной аппаратуры	59
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	67
ЛИТЕРАТУРА	95
ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ.....	96

Альбина Ивановна Левашова

Наталья Викторовна Ушева

**ХИМИЯ ПРИРОДНЫХ ЭНЕРГОНОСИТЕЛЕЙ
И УГЛЕРОДНЫХ МАТЕРИАЛОВ**

Примеры и задачи

Учебное пособие

Научный редактор
доктор технических наук, профессор А.В. Кравцов

Редактор
Н.Т. Синельникова

Подписано к печати Формат 60×84/16.
Бумага «Классика».
Печать RISO. Усл.печ.л. 3,02. Уч.-изд.л. 2,74.
Заказ . Тираж экз.



Томский политехнический университет
Система менеджмента качества
Томского политехнического университета
сертифицирована
NATIONAL QUALITY ASSURANCE
по стандарту ISO 9001:2000



ИЗДАТЕЛЬСТВО  ТПУ. 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30.