



А. Г. САРДАНАШВИЛИ, А. И. ЛЬВОВА

# ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ ПО ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА



ЛАНЬ®

А. Г. САРДАНАШВИЛИ,  
А. И. ЛЬВОВА

# ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ ПО ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА

Учебное пособие  
*Издание шестое, стереотипное*



САНКТ-ПЕТЕРБУРГ • МОСКВА • КРАСНОДАР  
2021



УДК 665.6  
ББК 35.514я73

**С 20**      **Сарданашвили А. Г.** Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа : учебное пособие для вузов / А. Г. Сарданашвили, А. И. Львова. — 6-е изд., стер. — Санкт-Петербург : Лань, 2021. — 256 с. — Текст : непосредственный.

**ISBN 978-5-8114-8520-8**

В книге приведены примеры и задачи по курсу «Технология переработки нефти и газа», относящиеся к процессам первичной переработки нефти (физические свойства нефтей и нефтепродуктов, перегонка и ректификация), к процессам теплообмена, разделения неоднородных систем, деструктивной переработке нефти и газа и др.

Пособие предназначено для студентов вузов, обучающихся по направлениям подготовки и специальностям, входящим в УГС «Химические технологии». Также может служить практическим руководством для инженерно-технических работников нефтеперерабатывающих заводов.

УДК 665.6  
ББК 35.514я73

Обложка  
*Е. А. ВЛАСОВА*

© Издательство «Лань», 2021  
© Коллектив авторов, 2021  
© Издательство «Лань»,  
художественное оформление, 2021

# СОДЕРЖАНИЕ

---

Предисловие . . . . .	5
Введение. Расчетные методы определения физико-химических свойств и состава нефтей и нефтепродуктов . . . . .	7
Характеристические точки кипения нефтяных фракций . . . . .	7
Характеристический фактор . . . . .	8
Плотность . . . . .	9
Задачи . . . . .	12
Молекулярная масса . . . . .	13
Задачи . . . . .	15
Давление насыщенных паров . . . . .	15
Критические параметры и приведенные константы . . . . .	17
Коэффициент сжимаемости . . . . .	20
Фугитивность . . . . .	22
Задачи . . . . .	25
Вязкость . . . . .	26
Задачи . . . . .	29
Тепловые свойства . . . . .	30
Задачи . . . . .	36
Массовый, объемный и мольный состав . . . . .	37
Задачи . . . . .	39

<i>Раздел первый. Технологический расчет аппаратов установок первичной переработки нефти и газа . . . . .</i>	<i>40</i>
---	-----------

---

ГЛАВА 1. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН . . . . .	40
Приближенные методы построения линии однократного испарения (ОИ) . . . . .	41
Температурный режим . . . . .	46
Диаметр . . . . .	54
Высота . . . . .	56
Число тарелок . . . . .	58
Задачи . . . . .	58
Материальный и тепловой балансы . . . . .	62
Задачи . . . . .	67
ГЛАВА 2. РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ . . . . .	70
Тепловой расчет . . . . .	71
Холодильники и конденсаторы-холодильники . . . . .	75
Аппараты воздушного охлаждения . . . . .	77
Задачи . . . . .	82
ГЛАВА 3. РАСЧЕТ ТРУБЧАТЫХ ПЕЧЕЙ . . . . .	84
Радиантная секция . . . . .	89
Конвекционная секция . . . . .	101
Задачи . . . . .	108
ГЛАВА 4. РАСЧЕТ АППАРАТОВ, СОЗДАЮЩИХ ПОНИЖЕННОЕ ДАВЛЕНИЕ . . . . .	110
Барометрический конденсатор . . . . .	110
Поверхностный конденсатор . . . . .	112
Задачи . . . . .	114



ГЛАВА 5. РАСЧЕТ ВЕРТИКАЛЬНЫХ ОТСТОЙНИКОВ . . . . .	115
Диаметр . . . . .	115
Высота . . . . .	117
Задачи . . . . .	119

<i>Раздел второй. Технологический расчет основных аппаратов установок деструктивной переработки нефти и газа.</i> . . . . .	121
---	-----

ГЛАВА 6. РАСЧЕТ РЕАКЦИОННЫХ УСТРОЙСТВ ТЕРМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ . . . . .	121
--	-----

Реакционные змеевики и камеры установок термического крекинга под давлением . . . . .	121
Задачи . . . . .	127
Реакционные аппараты установок коксования нефтяных остатков . . . . .	128
Задачи . . . . .	139
Печи и реакторы установок пиролиза нефтяного и газового сырья . . . . .	140
Задачи . . . . .	148

ГЛАВА 7. РАСЧЕТ РЕАКТОРОВ И РЕГЕНЕРАТОРОВ КАТАЛИТИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ . . . . .	150
---	-----

Аппараты установок каталитического крекинга . . . . .	150
Задачи . . . . .	171
Аппараты установок каталитического риформинга . . . . .	173
Задачи . . . . .	181
Реакторы установок каталитической изомеризации . . . . .	181
Задачи . . . . .	184
Процесс гидрокрекинга . . . . .	184
Задачи . . . . .	188
Процесс гидродеалкилирования . . . . .	189
Задачи . . . . .	191

ГЛАВА 8. РАСЧЕТ РЕАКТОРОВ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕРАБОТКИ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ . . . . .	192
---	-----

Реакторы установок полимеризации газообразных олефинов	192
Процесс каталитического алкилирования парафиновых и ароматических углеводородов олефинами . . . . .	197
Задачи . . . . .	202

ГЛАВА 9. ТЕПЛОВЫЕ ЭФФЕКТЫ ПРОЦЕССОВ ДЕСТРУКТИВНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА . . . . .	204
---	-----

Задачи . . . . .	212
------------------	-----

Приложения . . . . .	214
Перевод внесистемных единиц в единицы СИ . . . . .	247
Литература . . . . .	248
Ответы на задачи . . . . .	251

Настоящее учебное пособие «Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа» предназначено для расширения и углубления знаний студентов дневных, вечерних и заочных факультетов, изучающих технологию переработки нефти и газа. Пособие составлено в полном соответствии с программой курса технологии переработки нефти и газа (ч. 1 и 2). Бóльшая часть задач предназначена для решения на групповых семинарских занятиях, но они могут быть использованы и в качестве контрольных и домашних заданий. Пособие может быть полезно также при выполнении студентами курсовых и дипломных проектов. В нем приведены справочные материалы, необходимые для решения задач. При проработке материалов необходимо пользоваться основными учебниками по курсу технологии переработки нефти и газа [2, 15].

Пособие состоит из введения и двух разделов. Введение «Расчетные методы определения физико-химических свойств и состава нефтей и нефтепродуктов» посвящено аналитическим и графическим методам определения и пересчета различных характеристик нефтей и нефтепродуктов: относительной плотности, молекулярной массы, давления насыщенных паров, вязкости, тепловых свойств и компонентного состава.

В первом разделе «Технологический расчет аппаратов установок первичной переработки нефти и газа» даны примеры и задачи на определение температурного режима и геометрических размеров ректификационных колонн, на расчет технологических параметров работы теплообменных аппаратов и трубчатых печей, а также



на технологический расчет и определение размеров вакуумсоздающей аппаратуры и отстойников для разделения неоднородных систем.

Во втором разделе «Технологический расчет аппаратов установок деструктивной переработки нефти и газа» приведены примеры и задачи на определение выхода продуктов в различных процессах, расчет технологических параметров и геометрических размеров реакционно-регенерационных устройств. Заканчивается второй раздел примерами и задачами на определение тепловых эффектов различных деструктивных процессов переработки нефти и газа.

Для лучшего усвоения материала в каждую главу включены общие сведения о процессе и методе расчетов.

В главе 7 раздел «Расчет лифт-реактора установки каталитического крекинга», а также все дополнения и исправления и программа расчета доли отгона на ЭВМ даны к. х. н. Е. М. Львовой.

## ВВЕДЕНИЕ

### *Расчетные методы определения физико-химических свойств и состава нефтей и нефтепродуктов*

---

#### ХАРАКТЕРИСТИЧЕСКИЕ ТОЧКИ КИПЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ФРАКЦИЙ

Поскольку нефть и ее фракции не являются индивидуальными веществами, а представляют сложную смесь различных углеводородов и их соединений, нефтяные фракции выкипают не при фиксированной температуре, а в интервале температур. В связи с этим при расчетах пользуются понятием средней температуры кипения. В зависимости от способа усреднения различают следующие температуры кипения: средне-объемную ( $t_{\text{ср. об}}$ ), средне-молекулярную ( $t_{\text{ср. мол}}$ ), средне-массовую ( $t_{\text{ср. масс}}$ ), средне-кубическую ( $t_{\text{ср. куб}}$ ) и средне-усредненную ( $t_{\text{ср. уср}}$ ). Значения этих температур кипения могут быть определены из следующих уравнений:

средне-объемная температура кипения

$$t_{\text{ср. об}} = \frac{V_1 t_1 + V_2 t_2 + \dots + V_n t_n}{V_1 + V_2 + \dots + V_n} \quad (1)$$

средне-массовая температура кипения

$$t_{\text{ср. масс}} = \frac{G_1 t_1 + G_2 t_2 + \dots + G_n t_n}{G_1 + G_2 + \dots + G_n} \quad (2)$$

средне-молекулярная температура кипения

$$t_{\text{ср. мол}} = \frac{N_1 t_1 + N_2 t_2 + \dots + N_n t_n}{N_1 + N_2 + \dots + N_n}, \quad \text{или} \quad t_{\text{ср. мол}} = \sum x_i t_i \quad (3)$$

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

средне-кубическая температура кипения

$$t_{\text{ср. куб}} = \sum_1^n \left[ \varphi_i (t_i + 273)^{\frac{1}{3}} \right]^3 - 273$$

средне-усредненная температура кипения

$$t_{\text{ср. уср}} = \frac{t_{\text{ср. мол}} + t_{\text{ср. куб}}}{2}$$

где  $G_1, G_2, \dots, G_n$  — массы (или % масс.) отдельных фракций;  $V_1, V_2, \dots, V_n$  — объемы (или % объемн.) отдельных фракций;  $N_1, N_2, \dots, N_n$  — моли (или % мол.) отдельных фракций;  $M_i$  — молекулярная масса отдельных фракций;  $t_1, t_2, \dots, t_n$ ,



$t_i$  — среднеарифметические значения температур кипения фракций, °С;  $x_i$  — содержание узких фракций, мольные доли;  $\varphi_i$  — объемная доля компонента.

Средне-объемная температура кипения ( $t_{\text{ср. об}}$ ) определяется наиболее просто по данным разгонки по ГОСТ

$$t_{\text{ср. об}} = \frac{t_{10\%} + t_{30\%} + t_{50\%} + t_{70\%} + t_{90\%}}{5} \quad (4)$$

При отсутствии кривой объемной разгонки можно пользоваться кривой ИТК, приближенно оценивая  $t_{\text{ср. об}}$  как температуру кипения фракции, равную температуре выкипания 50%. Для узких фракций  $t_{\text{ср. об}}$  можно определить как среднеарифметическое значение между началом и концом кипения фракции. Характеристики точки кипения можно определить по графику *Приложения 1* в зависимости от  $t_{\text{ср. об}}$  и угла наклона кривой разгонки по ГОСТ.

*Пример.* Дана разгонка фракции нефтепродукта по ГОСТ: 10% — 140 °С, 30% — 174 °С, 50% — 227 °С, 70% — 230 °С, 90% — 260 °С. Определить точки кипения ( $t_{\text{ср. об}}$ ,  $t_{\text{ср. мол}}$ ,  $t_{\text{ср. масс}}$ ,  $t_{\text{ср. куб}}$ ,  $t_{\text{ср. уср}}$ ).

*Решение.* Определяют средне-объемную температуру кипения

$$t_{\text{ср. об}} = \frac{140 + 174 + 227 + 230 + 260}{5} = 200 \text{ °С}$$

Угол наклона кривой разгонки

$$\alpha = \frac{260 - 140}{90 - 10} = 1,5$$

По графику *Приложения 1* определяем корректирующие добавки и рассчитываем соответствующие температуры кипения

$$\begin{aligned} t_{\text{ср. мол}} &= 200 \text{ °С} - 14 = 186 \text{ °С} & t_{\text{ср. масс}} &= 200 \text{ °С} + 3 = 203 \text{ °С} \\ t_{\text{ср. куб}} &= 200 \text{ °С} - 3 = 197 \text{ °С} & t_{\text{ср. уср}} &= 200 \text{ °С} - 9 = 191 \text{ °С} \end{aligned}$$

### ХАРАКТЕРИСТИЧЕСКИЙ ФАКТОР

Характеристический фактор  $K$  определяет химическую природу нефтепродукта, его парафинистость. Определяется в зависимости от двух параметров — плотности и температуры кипения, величина которых зависит от состава нефтепродуктов. Для парафинистых нефтепродуктов  $K = 12,5 \div 13$ , для нафтено-ароматических  $K = 10 \div 11$ , для ароматизированных  $K \approx 10$  и менее, для крекинг-бензина  $K \approx 11,5 \div 11,8$ . Применяется характеристический фактор для корреляции при расчете физико-химических свойств нефтепродуктов. Характеристический фактор определяют по формуле

$$K = \frac{1,2251 \sqrt[3]{T_{\text{ср. уср}}}}{d_4^{20} + 0,0092} \quad (5)$$

где  $T_{\text{ср. уср}}$  — средне-усредненная температура кипения, К;  $d_4^{20}$  — относительная плотность нефтепродукта.



Можно определить величину  $K$  и по формуле

$$K = \frac{1,216 \sqrt[3]{T_{\text{ср.мол}}}}{d_{15}^{15}} \quad (6)$$

где  $T_{\text{ср.мол}}$  — средне-молекулярная температура кипения, К;  $d_{15}^{15}$  — относительная плотность нефтепродукта.

## ПЛОТНОСТЬ

Плотностью вещества ( $\rho$ ) называется масса его в единице объема. Плотность можно измерить в  $\text{кг/м}^3$ ,  $\text{г/см}^3$ ,  $\text{кг/л}$ ,  $\text{т/м}^3$ . В системе единиц СИ плотность измеряют в  $\text{кг/м}^3$ .

В нефтепереработке при расчете физико-химических свойств нефтепродуктов принято пользоваться относительной плотностью, представляющей собой соотношение плотностей жидкого нефтепродукта и дистиллированной воды при определенных температурах. Обозначают относительную плотность  $d_{t_1}^{t_2}$ , где  $t_1$  — температура воды, °С;  $t_2$  — температура нефтепродукта, °С. В СССР стандартными температурами при определении плотности являются для воды 4 °С и для нефтепродуктов 20 °С. В ряде зарубежных стран стандартной температурой воды и нефтепродукта является 15,6 °С.

Относительная плотность узких фракций (10—20-градусных) может быть рассчитана по формуле

$$d_4^{20} = \beta \left( \frac{t_{\text{ср}}}{100} \right)^n \quad (7)$$

Для нефтей парафинистых  $\beta=0,736$ ,  $n=0,13$ ; для нефтей сернистых  $\beta=0,722$ ,  $n=0,159$ .

Часто для технологических расчетов необходимо пересчитывать плотность нефтепродукта от одной температуры к другой. С этой целью можно пользоваться формулой Д. И. Менделеева в интервале температур от 0 до 150 °С

$$d_4^t = d_4^{20} - a(t - 20) \quad (8)$$

где  $d_4^{20}$  — относительная плотность нефтепродукта при 20 °С;  $d_4^t$  — относительная плотность нефтепродукта при заданной температуре;  $a$  — средняя температурная поправка на один градус.

Значения температурной поправки представлены в *Приложении 2*.

Для определения плотности жидких нефтепродуктов при высоких температурах можно пользоваться графиками, приведенными на рис. 1 и в *Приложениях 3 и 4*.

На рис. 1 на оси абсцисс откладывают известное значение плотности; из определенной точки (А) восстанавливают перпендикуляр до пересечения с линией, соответствующей температуре, при которой определена эта плотность (точка В). Затем проводят линию,



параллельную близлежащей наклонной кривой, до пересечения (в точке *C*) с линией температуры, при которой нужно определить плотность. Из точки *C* опускают перпендикуляр до пересечения с осью абсцисс и таким образом (в точке *D*) находят искомую плотность.

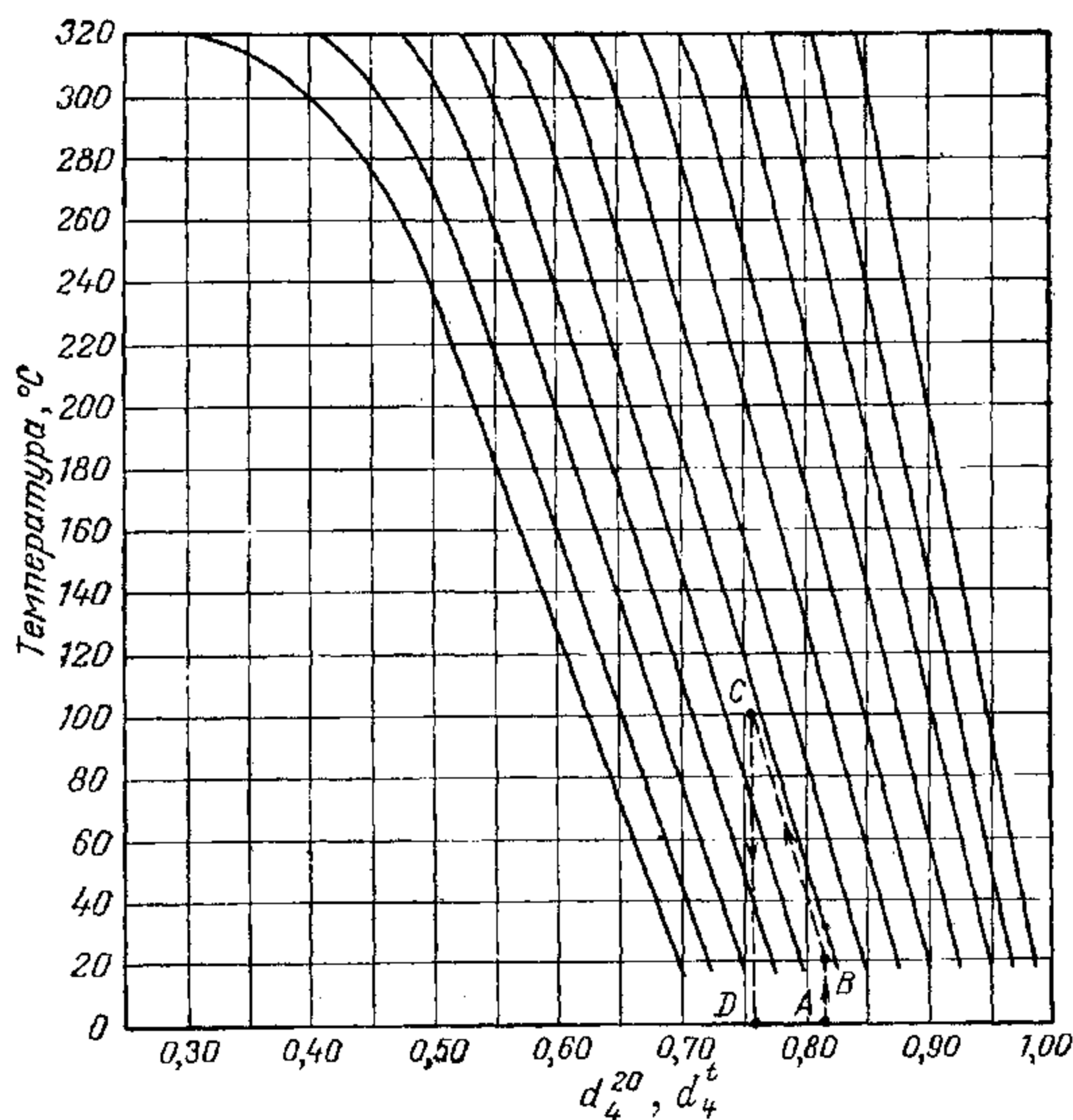


Рис. 1. График для определения относительной плотности жидких нефтепродуктов при температуре  $t$  ( $d_4^t$ ) по известной их плотности  $d_4^{20}$ .

Графики Приложений 3 и 4 применимы при давлениях до 1,5 МПа. При большем давлении берется поправка (плотность под давлением минус плотность при атмосферном давлении) по графику Приложения 5.

Часто приходится пересчитывать  $d_{15}^{15}$  на  $d_4^{20}$ , а также  $d_{20}^{20}$  на  $d_4^{20}$ , и наоборот. С этой целью пользуются уравнениями

$$d_4^{20} = d_{15}^{15} - 5a \quad (9)$$

где  $a$  — средняя температурная поправка (см. Приложение 2).

$$d_4^{20} = d_{20}^{20} \cdot 0,9982 \quad (10)$$

Плотность смеси нефтепродуктов можно определять из равенства по известным

массовым процентам компонентов

$$\frac{100}{d_{\text{см}}} = \sum_1^n \frac{x_i}{d_{4i}^{20}} \quad (11)$$

объемным процентам компонентов

$$100d_{\text{см}} = \sum_1^n V_i d_{4i}^{20} \quad (12)$$

массам компонентов

$$\frac{G}{d_{\text{см}}} = \sum_1^n \frac{G_i}{d_{4i}^{20}} \quad (13)$$

*Пример.* Определить плотность нефтепродукта при 150 °С и давлении 20,0 МПа, если его плотность при 20 °С равна 650 кг/м<sup>3</sup> и  $K=13,5$ .

*Решение.* Находим плотность нефтепродукта при 20 °С и 20,0 МПа. С этой целью воспользуемся *Приложением 5*, где находим поправку к плотности с учетом давления. Она равна 20 кг/м<sup>3</sup>. Тогда плотность при 20 °С и  $P=20,0$  МПа будет равна

$$d_P^{20} = 650 + 20 = 670 \text{ кг/м}^3$$

По *Приложению 3* находим плотность при 150 °С, зная плотность при 20 °С и величину характеристического фактора  $K=13,5$ . Плотность нефтепродукта при 150 °С и 20,0 МПа будет равна 525 кг/м<sup>3</sup>.

Относительная плотность газа равна отношению массы  $m$  газа, занимающего объем  $V$  при некоторых температуре и давлении, к массе  $m_1$  воздуха, занимающего тот же объем  $V$  при тех же температуре и давлении

$$d = \frac{m}{m_1}$$

Если считать газ идеальным, то при  $T=273,16$  К,  $P=0,1$  МПа и  $V=22,414$  мл масса  $m$  равна молекулярной массе  $M$  газа. В тех же условиях масса 22,414 мл воздуха составляет 28,9 г, откуда относительная плотность газа или пара относительно воздуха равна

$$d = \frac{M}{28,9} \quad (14)$$

Абсолютную плотность газов и паров ( $\rho$ , кг/м<sup>3</sup>) при нормальных условиях можно найти, зная массу  $M$  и объем 1 моль газа (22,414 л)

$$\rho = \frac{M}{22,4} \quad (15)$$



При абсолютной температуре  $T$  (К) и давлении  $P$  ( $10^5$  Па) плотность газа (в  $\text{кг/м}^3$ ) может быть найдена по формуле

$$\rho_r = \rho \frac{273}{t + 273} P \quad (16)$$

Используя формулу (15), можно написать

$$\rho_r = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273}{t + 273} P$$

или

$$\rho_r = \frac{273}{22,4} \cdot \frac{MP}{T} \quad (17)$$

### Задачи

1. Определить относительную плотность нефтепродукта  $d_4^{20}$ , если его  $d_4^{15} = 0,7586$ .
2. Определить относительную плотность нефтепродукта  $d_4^{20}$ , если его  $d_4^{40} = 0,872$ .
3. Относительная плотность бензиновой фракции  $d_4^{20} = 0,7560$ . Какова относительная плотность этой фракции при  $50^\circ\text{C}$ ?
4. Плотность нефтяной фракции  $d_4^{20} = 0,870$ ; определить для этой фракции значение  $d_4^{20}$ .
5. Определить относительную плотность  $d_4^{20}$  нефтепродукта, если для него  $d_{20}^{20} = 0,824$ .
6. Определить относительную плотность нефтепродукта при  $250^\circ\text{C}$ , если его  $d = 0,800$ ,  $K = 11,5$ .
7. Плотность мазута бинагадинской нефти  $d_4^{20} = 0,953$ . Определить его плотность при  $300^\circ\text{C}$ ,  $K = 10,2$ .
8. Плотность нефтяной фракции  $d_{20}^{20} = 0,910$ ; определить для этой фракции значение  $d_{15}^{15}$ .
9. Определить относительную плотность смеси, состоящей из 250 кг бензина плотностью  $d_4^{20} = 0,756$  и 375 кг керосина плотностью  $d_4^{20} = 0,826$ .
10. Определить плотность смеси следующего состава (в объемн. %): 25 бензина ( $d_4^{20} = 0,756$ ), 15 лигроина ( $d_4^{20} = 0,785$ ) и 60 керосина ( $d_4^{20} = 0,837$ ).
11. Смесь состоит из 60 кг *n*-пентана, 50 кг *n*-гексана и 25 кг *n*-гептана. Определить среднюю плотность смеси, если для *n*-пентана  $d_4^{20} = 0,6262$ , *n*-гексана  $d_4^{20} = 0,6594$ , *n*-гептана  $d_4^{20} = 0,6838$ .
12. Смесь состоит из трех компонентов:  $G_1 = 459$  кг,  $G_2 = 711$  кг и  $G_3 = 234$  кг; плотность их ( $d_4^{20}$ ) соответственно равна 0,765; 0,790; 0,780. Определить плотность этой смеси  $d_4^{20}$ .
13. Определить абсолютную плотность пропана и *n*-бутана при 0,101 МПа и  $0^\circ\text{C}$ .
14. Определить плотность крекинг-газа при  $400^\circ\text{C}$  и 160 МПа, если его молекулярная масса равна 30.
15. Определить плотность газа при  $200^\circ\text{C}$  и 253 КПа, если его молекулярная масса равна 58.
16. Определить плотность  $d_{15}^{15}$  жидкого нефтепродукта, имеющего молекулярную массу 130.
17. Молекулярная масса бензиновой фракции 160. Определить относительную плотность  $d_4^{20}$  этой фракции.



## МОЛЕКУЛЯРНАЯ МАССА

Молекулярная масса является одной из основных физико-химических характеристик нефтей и нефтепродуктов, величина которой показывает, во сколько раз молекулы данного вещества больше 1/12 части массы атома изотопа углерода  $^{12}\text{C}$ .

Между молекулярной массой и температурой кипения нефтяных фракций существует определенная зависимость; чем больше молекулярная масса нефтяной фракции, тем выше ее температура кипения. Учитывая эту зависимость, Б. М. Воинов [1, 2] предложил следующую общую формулу для определения молекулярной массы  $M$  нефтяной фракции:

$$M = a + bt + ct^2 \quad (18)$$

где  $t$  — средне-молекулярная температура кипения фракции,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $a$ ,  $b$  и  $c$  — коэффициенты.

В частности, для парафиновых углеводородов формула Б. М. Воинова имеет вид

$$M = 60 + 0,3t + 0,001t^2 \quad (19)$$

или

$$M = 52,63 - 0,246T + 0,001T^2$$

Данная формула применима и для узких бензиновых фракций.

*Пример 1.* Средняя температура кипения фракции  $120^{\circ}\text{C}$ . Ее молекулярная масса равна

$$M = 60 + 0,3 \cdot 120 + 0,001(120)^2 = 110,4$$

Формулу Б. М. Воинова уточнил А. С. Эйгенсон, введя характеризующий фактор  $K$ .

С введением характеризующего фактора формула (19) принимает вид

$$M = (7K - 21,5) + (0,76 - 0,04K) t_{\text{ср.мол}} + (0,0003K - 0,00245) t_{\text{ср.мол}}^2 \quad (20)$$

Формулой (20) можно пользоваться для определения молекулярной массы фракций, выкипающих до  $350^{\circ}\text{C}$  (точность  $\pm 2 \div \pm 3\%$ ).

Молекулярную массу тяжелых фракций можно определить по номограмме *Приложения 6* в зависимости от вязкости при  $50$  и  $100^{\circ}\text{C}$ .

*Пример 2.* Определить молекулярную массу нефтепродукта с пределами выкипания  $82-110^{\circ}\text{C}$ , плотностью  $d_4^{20} = 0,7609$ . Содержание узких фракций в этом продукте следующее (в мол. долях): ( $85-90^{\circ}\text{C}$ ) —  $0,21$ ; ( $90-95^{\circ}\text{C}$ ) —  $0,10$ ; ( $95-100^{\circ}\text{C}$ ) —  $0,35$ ; ( $100-105^{\circ}\text{C}$ ) —  $0,23$ ; ( $105-110^{\circ}\text{C}$ ) —  $0,11$ .

*Решение.* Определяем среднюю температуру кипения каждой узкой фракции в  $^{\circ}\text{C}$

$$t_1 = \frac{85 + 90}{2} = 87,5^{\circ}\text{C} \quad t_2 = \frac{90 + 95}{2} = 92,5^{\circ}\text{C}$$

$$t_3 = 97,5^{\circ}\text{C} \quad t_4 = 102,5^{\circ}\text{C} \quad t_5 = 107,5^{\circ}\text{C}$$



Подставляя полученные данные в формулу (3), получаем

$$t_{\text{ср.мол}} = 0,21 \cdot 87,5 + 0,10 \cdot 92,5 + 0,35 \cdot 97,5 + 0,23 \cdot 102,5 + 0,11 \cdot 107,5 = 97,2^\circ\text{C}$$

Определяем значение  $d_{15}^{15}$  по формуле (9)

$$d_{15}^{15} = 0,7609 + 5 \cdot 0,000818 = 0,765$$

Определяем характеристический фактор  $K$  по формуле (6)

$$K = \frac{1,216 \sqrt[3]{97,2 + 273}}{0,765} = 11,3$$

Молекулярную массу фракции определяем по формуле (20)

$$M = (7 \cdot 11,3 - 21,5) + (0,76 - 0,04 \cdot 11,3) \cdot 97,2 + \\ + (0,0003 \cdot 11,3 - 0,00245) \cdot (97,2)^2 = 57,6 + 29,9 + 8,8 = 96,3$$

Молекулярная масса является свойством аддитивным.

Среднюю молекулярную массу смеси можно определить, зная мольную долю и молекулярную массу каждого компонента смеси:

$$M_{\text{ср}} = \sum_1^n x_i M_i \quad (21)$$

где  $x_i$  — содержание компонентов в смеси, мол. доли;  $M_i$  — молекулярная масса компонента смеси.

Молекулярную массу смеси нескольких нефтяных фракций можно определить по формуле

$$M_{\text{ср}} = \frac{m_1 + m_2 + \dots + m_n}{\frac{m_1}{M_1} + \frac{m_2}{M_2} + \dots + \frac{m_n}{M_n}} \quad (22)$$

или

$$\frac{100}{M_{\text{ср}}} = \sum_1^n \frac{\bar{x}_i}{M_i} \quad (23)$$

где  $m_1, m_2, \dots, m_n$  — масса компонентов смеси, кг;  $M_1, M_2, \dots, M_n$  — молекулярная масса компонентов смеси;  $\bar{x}_i$  — % масс. компонента.

Молекулярную массу нефтепродукта можно определить также по формуле Крэга

$$M = \frac{44,29 d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}} \quad (24)$$

*Пример 3.* Определить среднюю молекулярную массу смеси бензола с изооктаном, если мольная доля бензола составляет 0,51, изооктана 0,49.

**Решение.** Молекулярная масса бензола 78, изооктана 114. Подставляя эти значения в формулу (21), получаем

$$M_{\text{ср}} = 0,51 \cdot 78 + 0,48 \cdot 114 = 95,7$$

**Пример 4.** Смесь состоит из 1500 кг бензола и 2500 кг *n*-октана. Определить среднюю молекулярную массу смеси.

**Решение.** Используем формулу (22)

$$M_{\text{ср}} = \frac{1500 + 2500}{\frac{1500}{78} + \frac{2500}{114}} \approx 97,1$$

### Задачи

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

19. Смесь состоит из двух компонентов. Масса каждого компонента 1500 кг; молекулярная масса  $M_1=100$ ,  $M_2=156$ . Определить среднюю молекулярную массу смеси.

20. Смесь состоит из 60 кг *n*-пентана, 40 кг *n*-гексана и 20 кг *n*-гептана. Определить среднюю молекулярную массу смеси.

21. 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  $M=250$ .

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

23. Определить среднюю молекулярную массу нефтепродукта, имеющего среднюю температуру кипения 100 °С и характеристический фактор  $K=11,80$ .

24. Определить среднюю молекулярную массу фракции, имеющей плотность  $d_{15}^{15}=0,785$ .

25. Определить среднюю молекулярную массу нефтепродукта, имеющего плотность  $d_4^{20}=0,856$ .

26. Определить молекулярную массу нефтяного газа следующего состава:

Компоненты газовой смеси	Концентрация компонента, мольные доли	Молекулярная масса компонента
$C_1$	0,950	16
$C_2$	0,025	30
$C_3$	0,012	44
$C_4$	0,009	58
$C_5$	0,004	72

### ДАВЛЕНИЕ НАСЫЩЕННЫХ ПАРОВ

Давление насыщенных паров — это давление, производимое паровой фазой, которая находится в равновесии с жидкостью при определенной температуре. Давление насыщенных паров индивидуального чистого вещества зависит только от температуры. Для смесей и таких продуктов, как нефть и нефтепродукты, давление насыщенных паров зависит не только от температуры, но и от состава паровой и жидкой фаз и их соотношения. Поэтому определение давления насыщенных паров нефтепродуктов представляет



большие трудности. Однако для узких нефтяных фракций, выкипающих в узком интервале температур без заметного изменения состава фаз, можно с известной степенью приближения считать однозначной зависимость давления насыщенных паров от температуры. Единица давления в системе единиц СИ — паскаль (Па). Кратные единицы кПа, МПа. Паскаль — давление, вызываемое силой 1 ньютон (Н), равномерно распределенной по поверхности площадью 1 м<sup>2</sup> и нормально к ней направленной.

При изучении фракционного состава нефтей и проведении технологических расчетов аппаратуры приходится пересчитывать давление насыщенных паров нефтепродуктов при одной температуре на давление при другой, а также температуру кипения нефтяных фракций от одного давления к другому. Для осуществления таких пересчетов предложены формулы, приведенные в литературе [1—3], и номограммы (см. *Приложения 7 и 8*).

*Пример 1.* Узкая нефтяная фракция при атмосферном давлении имеет среднюю температуру кипения 149°C. Какова температура кипения этой фракции при 266,6 кПа?

*Решение.* По графику (см. *Приложение 7*) на оси координат находят точку, соответствующую температуре 149°C, и из этой точки проводят прямую, параллельную оси абсцисс, до пересечения с вертикальной линией, отвечающей давлению 101,3 кПа. Получают точку А, которая легла на искомый луч. Затем от точки, соответствующей давлению 266,6 кПа, проводят вертикаль до пересечения с найденным лучом в точке В. Из точки В проводят горизонтальную линию, параллельную оси абсцисс, до пересечения со шкалой температур в точке С. Эта точка дает значение искомой температуры кипения, равной 190°C.

*Пример 2.* При разгонке мазута из колбы Кляйзена температура паров в момент замера была равна 150°C, а остаточное давление 0,266 кПа. Какова температура паров при атмосферном давлении?

*Решение.* Используют номограмму (см. *Приложение 8*). На левой шкале номограммы отмечают температуру 150°C, на правой шкале — давление 0,266 кПа. Эти точки соединяют прямой, и в точке пересечения со шкалой «температура кипения при нормальном давлении» находят значение искомой температуры, равной 330°C.

Для подсчета давления насыщенных паров узких нефтяных фракций при низких давлениях пользуются формулой Ашворта [1—3]

$$\lg (P - 3158) = 7,6715 - \frac{2,68f(T)}{f(T_0)} \quad (25)$$

где  $P$  — давление насыщенных паров, Па;  $T$  — соответствующая температура, К;  $T_0$  — температура кипения фракции при атмосферном давлении, К;  $f(T)$  — функция температуры  $T$ , выражаемая уравнением

$$f(T) = \frac{1250}{\sqrt{T^2 + 108\,000} - 307,6} - 1 \quad (26)$$

Функцию  $f(T_0)$  определяют аналогично. Значения функции для различных температур ( $T$  и  $T_0$ ) приведены в *Приложении 9*.

*Пример 3.* Узкая нефтяная фракция при атмосферном давлении имеет среднюю температуру кипения  $170^\circ\text{C}$ . Определить давление насыщенных паров этой фракции при  $260^\circ\text{C}$ .

*Решение.* Для решения задачи используем формулу Ашворта (25).

По *Приложению 9* найдем значения  $f(T_0)$  для температуры  $170^\circ\text{C}$  и  $f(T)$  для температуры  $260^\circ\text{C}$

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

Подставим эти величины в формулу (25)

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

$$\lg(P - 3158) = 5,7715$$

По таблицам антилогарифмов находим значение этого числа и получим

$$P - 3158 = 590\,900$$

$$P = 590\,900 + 3158 = 594\,058 \text{ Па}$$

Давление насыщенных паров данной фракции при  $260^\circ\text{C}$

$$P = 594\,058 \text{ Па}$$

На давление насыщенных паров оказывает влияние фракционный состав, отношения объемов паров и жидкости в рабочем баллоне, температура. При низких температурах и температурах, близких к начальной температуре кипения фракции, формула Ашворта дает несколько заниженные значения давления насыщенных паров.

Для определения давления насыщенных паров светлых нефтепродуктов и их узких фракций предложена формула

$$P_{38} = 6 + 23,3\Delta\text{фр} \text{ кПа} \quad (27)$$

где

$$\Delta\text{фр} = \frac{t_{95\%} - t_{\text{н.к}}}{t_{\text{н.к}} t_{50} t_{95}} 10^4$$

для товарных бензинов  $\Delta\text{фр} = 1,5 - 2,5$ .

Эта формула дает возможность определить давление насыщенных паров светлых нефтепродуктов, используя характерные температуры кипения.

#### КРИТИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ И ПРИВЕДЕННЫЕ КОНСТАНТЫ

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.

Критические температура и давление индивидуальных углеводородов определяются экспериментально; они приведены также в справочниках.

Приблизленно критические температуру и давление нефтяной фракции и газов можно определить по графикам (рис. 2—4) в зависимости от молекулярной массы, плотности и средней температуры кипения.

Критические параметры ( $T_{кр}$ , К и  $P_{кр}$ , Па) можно подсчитать по эмпирическим формулам

$$T_{кр} = 355,1 + 0,97a - 0,00049a^2 \quad (28)$$

$$P_{кр} = K \frac{T_{кр}}{M} \cdot 10^5 \quad (29)$$

где

$$a = (1,8T_{ср.мол} - 359) d_{15}^{15}$$

$$K = 5,53 + 0,855 \frac{t_{70} - t_{10}}{60}$$

Для нафтенных углеводородов  $K=6,0$ ; ароматических  $K=6,5-7,0$ ; парафиновых  $K=5,0-5,3$ ; нефтепродуктов прямой перегонки  $K=6,3-6,4$ ; крекинг-керосинов  $K=6,8-7,0$ .  $T_{ср.мол}$  — средне-молекулярная температура кипения (приблизненно можно взять температуру 50%-ной точки разгонки);  $t_{70}$  и  $t_{10}$  — температуры 70 и 10% отгона по кривой разгонок, °С;  $d_{15}^{15}$  — относительная плотность;  $M$  — молекулярная масса.

Критическую температуру нефтяной фракции ( $t_{кр}$ , °С) можно определить по эмпирической формуле, зная среднюю температуру кипения этой фракции.

$$t_{кр} = 1,05t_{ср} + 160$$

где  $t_{ср}$  — средняя температура кипения нефтяной фракции, °С.

Критическая температура и критическое давление нефтепродукта являются параметрами усредненными. Называют эти параметры также псевдокритическими температурой ( $T_{п.кр}$ ) и давлением ( $P_{п.кр}$ ).

Величины  $T_{п.кр}$  и  $P_{п.кр}$  находят по графику (рис. 5) в зависимости от молекулярной массы фракции и характеристического фактора  $K$  [см. формулу (5)].

Приведенной температурой  $T_{пр}$  называют отношение температуры вещества  $T$  к его критической температуре  $T_{кр}$

$$T_{пр} = \frac{T}{T_{кр}} \quad (30)$$

где  $T_{кр}$  — критическая температура, К.

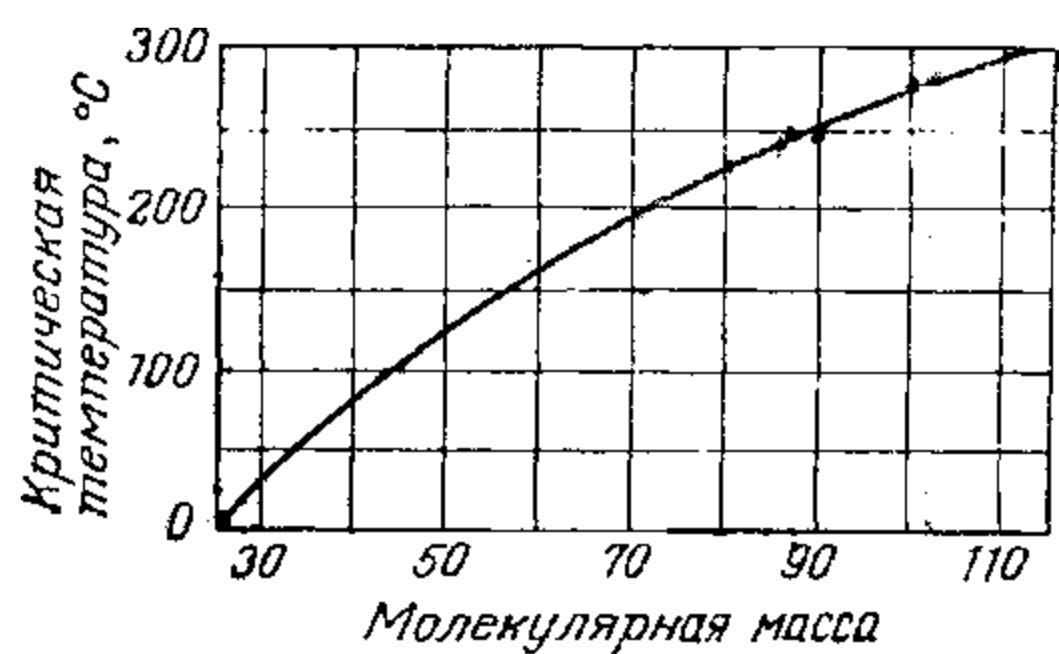


Рис. 2. График для определения критической температуры газов.

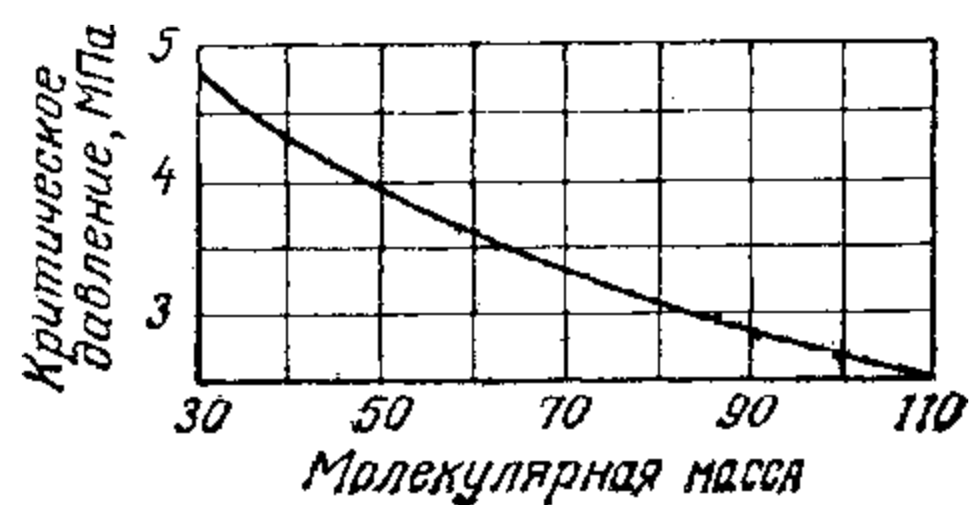


Рис. 3. График для определения критического давления газов.

Рис. 4. График для определения критической температуры нефтяных фракций.

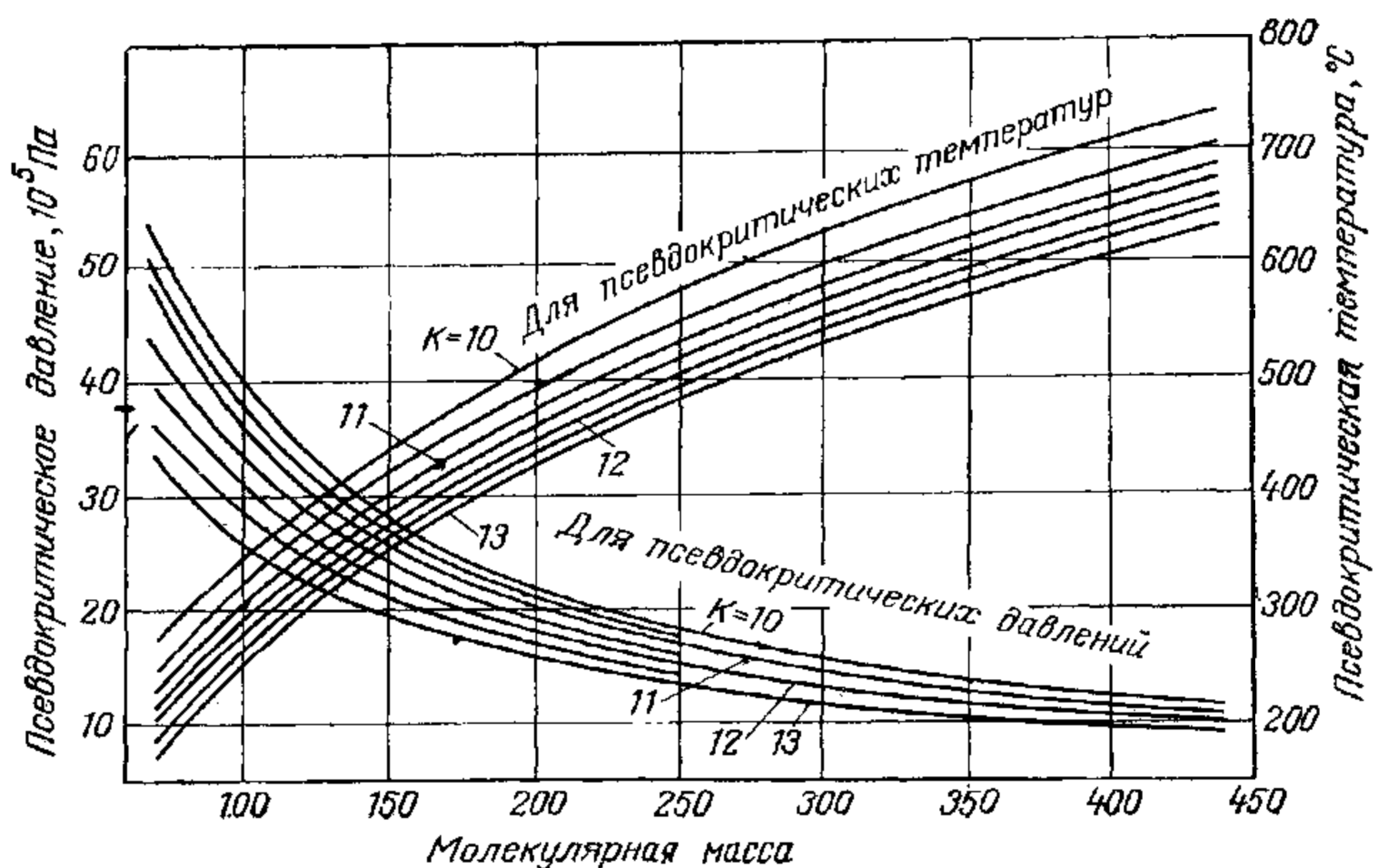
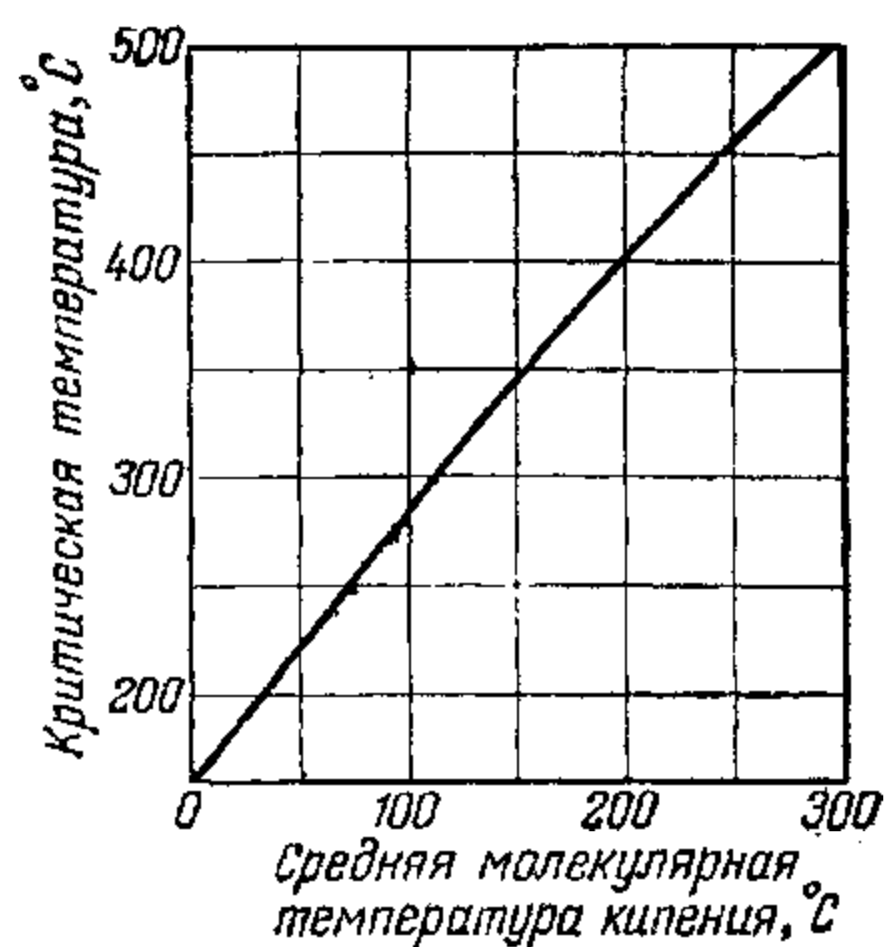


Рис. 5. График для определения псевдокритических параметров нефтяных фракций с различным характеризующим фактором  $K$ .



Приведенным давлением  $P_{пр}$  называют отношение давления вещества  $P$  к его критическому давлению  $P_{кр}$ :

$$P_{пр} = \frac{P}{P_{кр}} \quad (31)$$

где  $P_{кр}$  — критическое давление, Па.

**Пример 4.** Определить  $P_{пр}$  и  $T_{пр}$  для углеводорода.  $t_{ср. мол} = 200^\circ\text{C}$ ,  $d_{15}^{15} = 0,850$  при  $210^\circ\text{C}$  (483 К), давление 0,6 МПа.

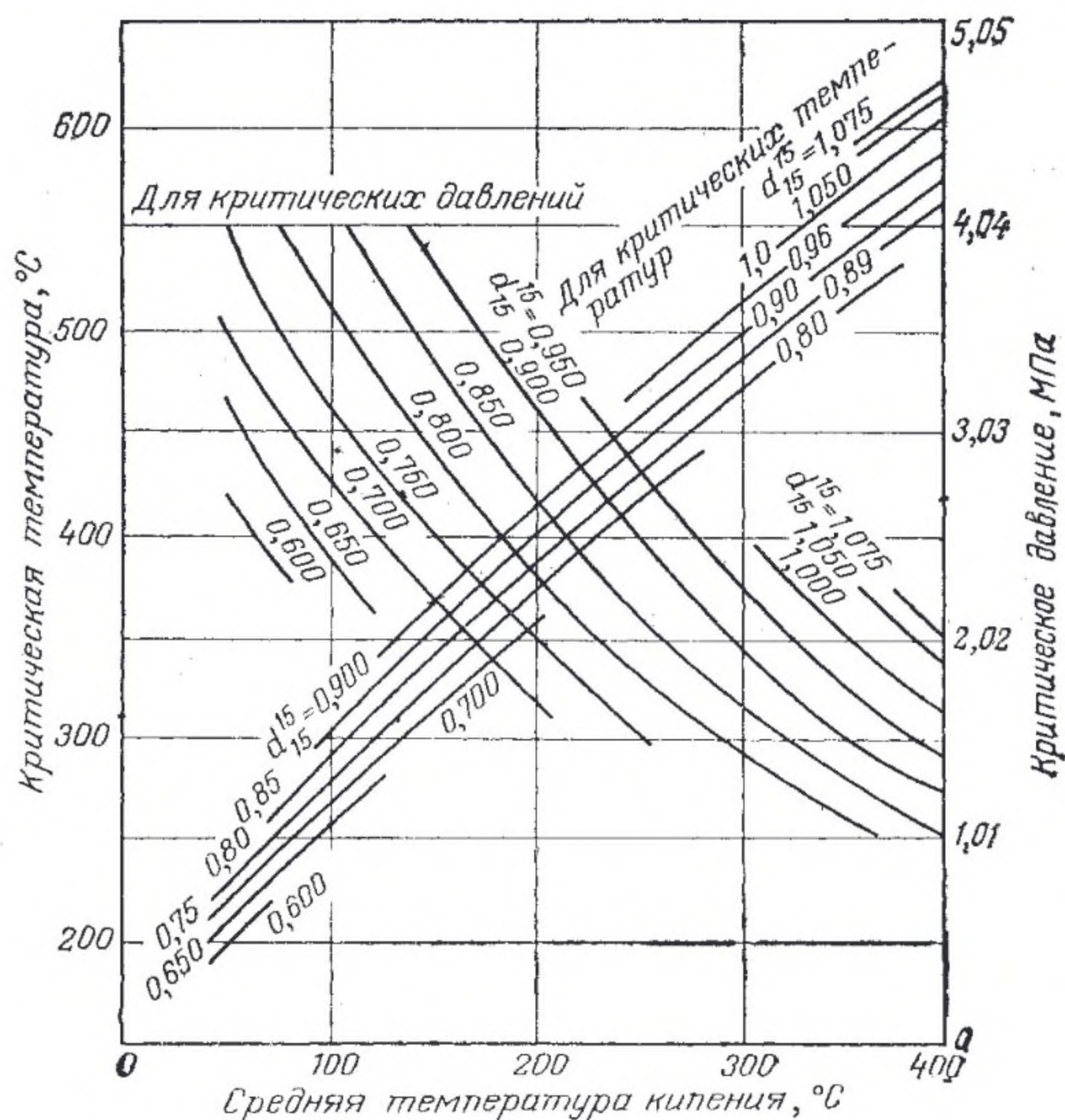


Рис. 6. График для определения критических температур и давлений нефтепродуктов разной плотности.

**Решение.** По известным величинам средней температуры кипения и плотности находим (рис. 6) значения  $T_{кр}$  и  $P_{кр}$ . Получим  $T_{кр} = 673$  К;  $P_{кр} = 2,7$  МПа. Находим значение приведенных констант

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

### КОЭФФИЦИЕНТ СЖИМАЕМОСТИ

При относительно высоких температурах и небольших давлениях реальные газы ведут себя почти так же, как идеальные. С повышением давления и понижением температуры в уравнения, описы-



вающие их поведение, приходится вводить различные поправочные коэффициенты. Так, необходимо вводить поправочный коэффициент в уравнения при расчете объема паров, константы фазового равновесия, теплоемкости. Этот коэффициент  $Z$  получил название коэффициента (фактора) сжимаемости. Коэффициент сжимаемости зависит от величин приведенных параметров

$$Z = f(T_{\text{пр}}, P_{\text{пр}}) \quad (32)$$

Коэффициент сжимаемости зависит от природы вещества, температуры, давления и может быть найден экспериментально или при помощи графиков [1—5]. Зная приведенные значения давления ( $P_{\text{пр}}$ ) и температуры ( $T_{\text{пр}}$ ), можно найти  $Z$  по графику (рис. 7). Для идеальных газов  $Z=1$ . При определении коэффициента сжимаемости для нефтяных фракций и газовых смесей в формулы (30) и (31) вместо критических параметров  $T_{\text{кр}}$  и  $P_{\text{кр}}$  следует подставлять значения псевдокритических параметров ( $T_{\text{п.кр}}$  и  $P_{\text{п.кр}}$ ).

Псевдокритические параметры для смеси газообразных индивидуальных углеводородов, если неизвестен состав этой смеси, можно с достаточной для практических расчетов точностью определить

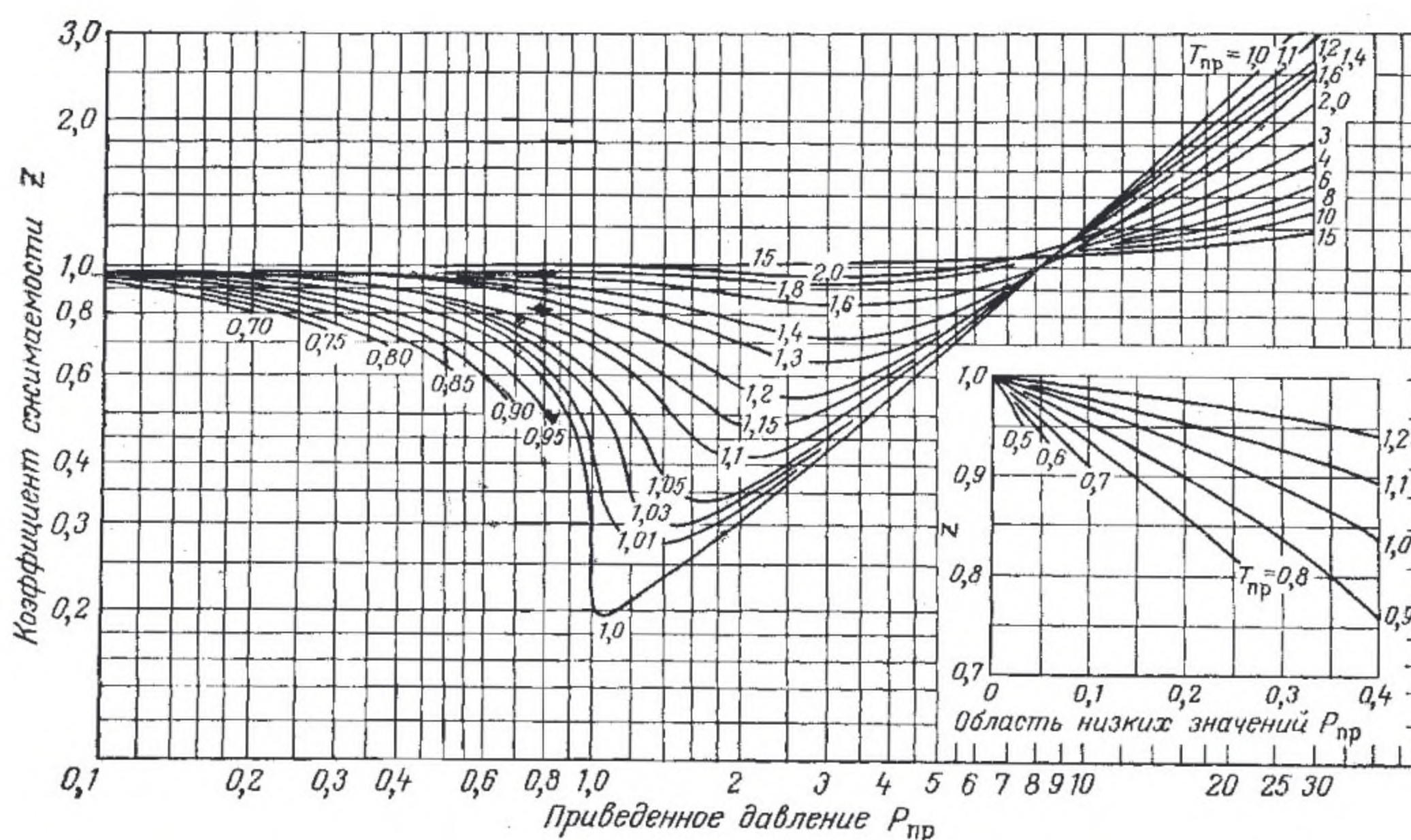


Рис. 7. График для определения коэффициента сжимаемости  $Z$ .

по правилу аддитивности или по графику (рис. 8); на графике представлена зависимость этих параметров от относительной (по отношению к воздуху) плотности газовой смеси. В соответствии с правилом аддитивности можно использовать формулы

$$T_{\text{п.кр}} = \sum y_i T_{\text{кр}i} \quad P_{\text{п.кр}} = \sum y_i P_{\text{кр}i} \quad (33)$$

где  $y_i$  — мольная доля компонентов смеси.



## ФУГИТИВНОСТЬ

Фугитивность — это давление реального газа, свойства которого выражены уравнением состояния идеального газа. Фугитивностью пользуются при расчетах равновесных паровой и жидкой фаз и числовых значений констант фазового равновесия.

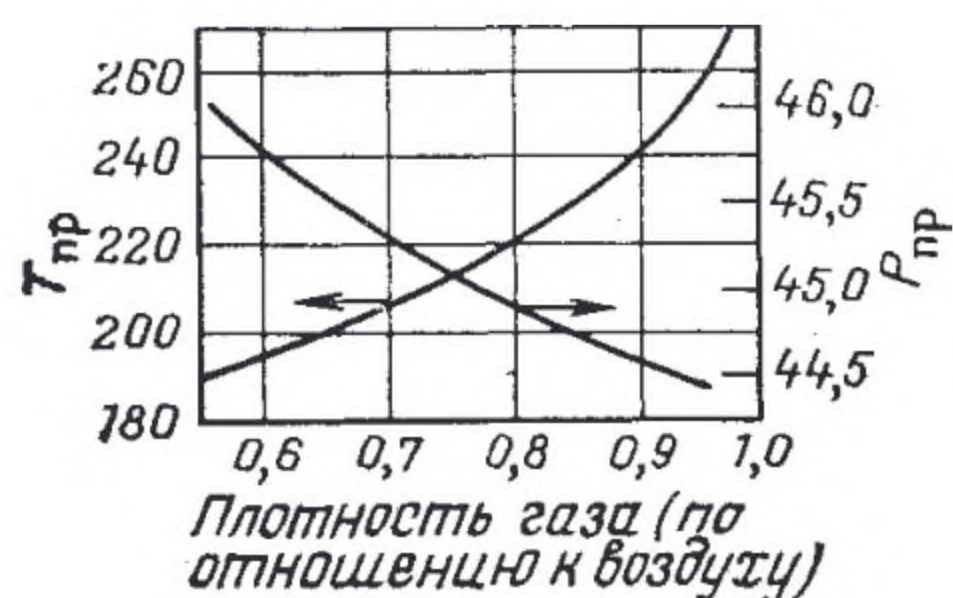


Рис. 8. Зависимость псевдокритических параметров смеси углеводородных газов от ее относительной плотности.

Для равновесной системы, согласно законам Рауля и Дальтона,

$$Px' = Py' \quad (34)$$

откуда

$$\frac{y'}{x'} = \frac{P}{\Pi} = k$$

где  $P$  — давление насыщенных паров чистого компонента, Па;  $x'$  — мольная концентрация компонента в жидкой фазе, %, мол;  $\Pi$  — давление в системе, Па;  $y'$  — мольная концентрация компонента в паровой фазе, %, мол;  $k$  — константа фазового равновесия (Приложения 10 и 11).

Для идеальной системы значение  $k$  равно отношению давления насыщенных паров данного компонента к давлению в системе и характеризует распределение данного компонента между паровой и жидкой фазами. Для реальных систем константа фазового равновесия, вычисленная этим методом, не дает вполне удовлетворительных результатов.

Для реальных газов и растворов давление насыщенных паров  $P$  и давление в системе  $\Pi$  заменяют соответственно фугитивностью жидкости  $f_{t,P}^{\text{ж}}$  и паров  $f_{t,\Pi}^{\text{п}}$ . Уравнение (34) приобретает вид

$$f_{t,P}^{\text{ж}} x' = f_{t,\Pi}^{\text{п}} y'$$

а константа фазового равновесия равна

$$k = \frac{f_{t,P}^{\text{ж}}}{f_{t,P}^{\text{п}}} \quad (35)$$



Фугитивность характеризует степень отклонения свойств реального газа от идеального в случае изотермического процесса. При низких давлениях и высоких температурах реальный газ приближается к состоянию идеального газа, а величина  $f$  — к величине  $P$ . Фугитивность имеет ту же размерность, что и давление. Отношение фугитивности к давлению называется коэффициентом активности

$$\gamma = \frac{f}{P} \quad (36)$$

Для идеального газа  $\gamma = 1$ .

Установлено, что коэффициент активности является функцией приведенных температуры и давления. Поэтому значение фугитивности можно определить, пользуясь графиком (рис. 9). По приведенной температуре  $T_{пр}$  и приведенному давлению  $P_{пр}$  находят ко-

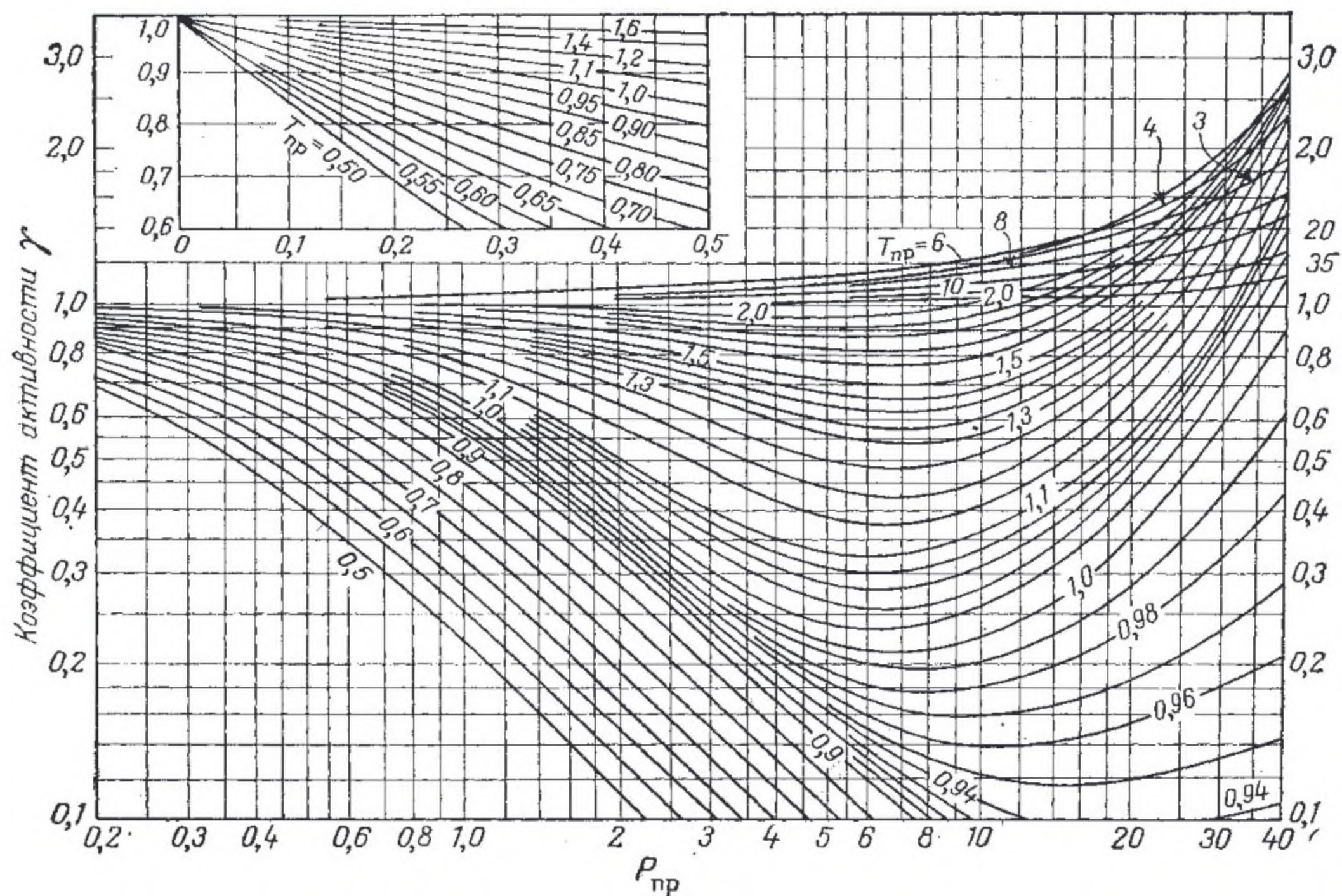


Рис. 9. График для определения коэффициента активности  $\gamma$  при известных приведенных температуре и давлении.

эффициент активности. Затем, подставляя в уравнение (36) давление насыщенных паров  $P$  или давление системы  $P$ , получают соответственно фугитивность жидкости или паров.

Для точных расчетов константы фазового равновесия, когда жидкий компонент находится не под давлением  $P$  своих насыщен-



ных паров, а под любым другим давлением, фугитивность этого компонента в жидкой фазе находят по формуле [6]

$$2,3 \lg \frac{f_{t,\Pi}^{\text{ж}}}{f_{t,P}^{\text{ж}}} = \frac{V_{\text{ж}} (\Pi - P)}{RT} \quad (37)$$

где  $f_{t,\Pi}^{\text{ж}}, f_{t,P}^{\text{ж}}$  — фугитивность жидкости при давлении в системе  $\Pi$  и давлении насыщенных паров  $P$  соответственно, Па;  $V_{\text{ж}}$  — мольный объем компонента, л/моль, м<sup>3</sup>/кмоль;  $\Pi$  — давление в системе, Па;  $P$  — давление насыщенных паров чистого компонента, Па;  $R$  — универсальная газовая постоянная, КДж/(кмоль · К);  $T$  — температура системы, К.

**Пример 1.** Определить фугитивность паров узкой бензиновой фракции ( $M=100$ ), находящейся при 400 °С и 4,55 МПа. Критические параметры фракции  $t_{\text{кр}}=321$  °С и  $P_{\text{кр}}=3,72$  МПа.

**Решение.** Находим значения приведенных 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 рис. 9 по вычисленным  $T_{\text{пр}}$  и  $P_{\text{пр}}$  находим, что коэффициент активности  $\gamma=0,7$ . Полученные данные подставляем в уравнение (34). Фугитивность паров узкой бензиновой фракции при 400 °С и 4,55 МПа равна

$$f_{t,\Pi}^{\text{п}} = 4,55 \cdot 0,7 = 3,181 \text{ МПа} \approx 3,2 \text{ МПа}$$

**Пример 2.** Рассчитать константу фазового равновесия  $k$  для  $n$ -гексана при 180 °С и 784 кПа. Критические параметры  $t_{\text{кр}}=234,7$  °С,  $P_{\text{кр}}=2932$  кПа. Давление насыщенных паров  $P=1252$  кПа.

**Решение.** Приведенные температура и давление равны

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

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} = \frac{784}{2932} = 0,267 \approx 0,27$$

На рис. 9 для  $T_{\text{пр}}=0,89$  и  $P_{\text{пр}}=0,27$  находим коэффициент активности  $\gamma=0,86$ ; фугитивность паров  $n$ -гексана

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

Определяем фугитивность жидкого  $n$ -гексана при 180 °С, давлении собственных насыщенных паров  $P=1252$  кПа. Приведенное давление равно

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} = \frac{1252}{2932} = 0,427 \approx 0,43$$

Для значения  $T_{\text{пр}}=0,89$  и  $P_{\text{пр}}=0,43$  по графику (рис. 9) находим коэффициент активности  $\gamma=0,78$ . Фугитивность жидкого  $n$ -гек-



сана, находящегося при температуре  $t$  и под давлением собственных насыщенных паров  $P$ , равна фугитивности его же паров при тех же условиях, т. е.:

$$f_{t,P}^{\text{ж}} = 0,78 \cdot 1252 = 976,6 \text{ кПа} \approx 977 \text{ кПа}$$

Константа фазового равновесия равна

$$k = \frac{f_{t,P}^{\text{ж}}}{f_{t,\Pi}^{\text{п}}} = \frac{977}{674} = 1,44$$

### Задачи

27. Бензиновая фракция выкипает при атмосферном давлении в пределах 56—310 °С. Определить давление насыщенных паров фракции при 190 °С.

28. Узкая нефтяная фракция при атмосферном давлении имеет среднюю температуру кипения 100 °С. Определить давление насыщенных паров этой фракции при 250 °С.

29. Нефтяная фракция имеет при атмосферном давлении среднюю температуру кипения 165 °С. Определить давление насыщенных паров данной фракции при 266 °С.

30. Нефтяная фракция имеет температуру начала кипения 350 °С при остаточном давлении 7,33 кПа. Определить температуру начала кипения этой фракции при атмосферном давлении (по номограмме, см. Приложение 8).

31. При перегонке нефтяной фракции в ректификационной колонне в момент замера температура паров была равна 250 °С, а остаточное давление 0,399 кПа. Каково значение температуры при атмосферном давлении? (См. Приложение 8).

32. Температура начала кипения нефтяной фракции при атмосферном давлении 127 °С. Какова температура кипения этой фракции при остаточном давлении 13,3 кПа и при давлении 200 кПа?

33. Определить коэффициент сжимаемости  $Z$  для нефтепродукта ( $M=200$ ,  $K=12$ ) при температуре 500 °С и давлении 5000 кПа.

34. Определить коэффициент сжимаемости для  $n$ -бутана при давлении 4900 кПа и температуре 300 °С.

35. Определить приведенные температуру ( $T_{\text{пр}}$ ) и давление ( $P_{\text{пр}}$ ) для нефтепродукта молекулярной массы 102,5 с относительной плотностью  $d_{4}^{20} = 0,750$  и следующим фракционным составом (по ГОСТ 2177—59): 10% отгоняется при 88 °С, 50% — при 104 °С и 70% — при 120 °С. Температура и давление в системе соответственно составляют 120 °С и 1765 кПа.

36. Определить фугитивность  $n$ -гексана при 180 °С, когда он находится под давлением собственных насыщенных паров ( $P=1277$  кПа). Критические температура и давление 234 °С, 3028 кПа.

37. Определить фугитивность фракции автомобильного бензина, выходящей с верха колонны, если температура там 110 °С, давление 539 кПа. Критическая температура бензина  $t_{\text{кр}}=220$  °С, критическое давление  $P_{\text{кр}}=2451$  кПа.

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

39. Определить фугитивность крекинг-бензина при 150 °С и 981 кПа. Критическая температура кипения бензина  $t_{\text{кр}}=288$  °С, критическое давление  $P_{\text{кр}}=3250$  кПа.

40. Найти по графику фактор сжимаемости для  $n$ -гексана, имеющего  $P_{\text{кр}}=2932$  кПа и  $t_{\text{кр}}=234,7$  °С в условиях температуры 180 °С и давления 784 кПа.



41. Определить фугитивность паров бензиновой фракции, имеющей следующий фракционный состав: 10%—85 °С, 50%—120 °С, 70%—130 °С. Молекулярная масса 110. Бензиновая фракция выходит с верха колонны, где давление 600 кПа и температура 180 °С.

42. Определить содержание *n*-гептана в равновесных парах внизу колонны, если мольная концентрация его  $x'$  в отходящем из колонны жидком остатке равна 0,01. Температура внизу колонны 310 °С, давление 150 кПа.

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

## ВЯЗКОСТЬ

Вязкость является одной из важных характеристик жидкостей и газов. Вязкость нефтепродуктов определяет их подвижность в условиях эксплуатации двигателей, машин и механизмов, существенно влияет на расход энергии при транспортировании, фильтрации, перемешивании. Вязкость определяет способность жидкости и газа сопротивляться взаимному перемещению их частиц. Вязкость характеризуется коэффициентом внутреннего трения ( $\mu$ ), или коэффициентом динамической вязкости, называемым также динамической вязкостью. Коэффициент динамической вязкости  $\mu$  зависит от природы жидкости (газа) и температуры. Единица динамической вязкости в системе СИ — паскаль-секунда (Па·с). Для выражения динамической вязкости целесообразно применить дольную единицу — миллипаскаль-секунда (мПа·с).

В нефтепереработке наиболее широко пользуются понятием кинематической вязкости. Кинематической вязкостью ( $\nu$ ) называется отношение динамической вязкости к плотности данной жидкости или газа при той же температуре

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (38)$$

Следовательно, в СИ единицей измерения кинематической вязкости является

$$\nu = \frac{1 \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}}}{1 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}} = 1 \text{ м}^2/\text{с}$$

Для практической характеристики нефтепродуктов пользуются условной вязкостью (измеряемой в градусах ВУ — °ВУ), под которой понимают отношение длительности истечения 200 мл испытуемого нефтепродукта из стандартного вискозиметра при температуре испытания к длительности истечения того же количества дистиллированной воды при 20 °С. Условную вязкость пересчитывают в кинематическую по таблице (Приложение 12). Для перевода



больших значений вязкости (выше 16 °ВУ) рекомендуется пользоваться формулой

$$\nu_t = 7,41 \cdot \text{ВУ}_t \quad (39)$$

где  $\nu_t$  — кинематическая вязкость при температуре  $t$ , мм<sup>2</sup>/с;  $\text{ВУ}_t$  — условная вязкость при той же температуре, °ВУ.

При выполнении технологических расчетов часто приходится пересчитывать вязкость с одной температуры на другую. Для этой цели предложен ряд формул [1—3, 6], но наиболее широко пользуются номограммой, приведенной в *Приложении 13*. Пользование номограммой объяснено в *Примере 2*.

*Пример 1.* Условная вязкость масляной фракции при 50 и 100 °С соответственно 20,1 и 2,26 °ВУ. Какова кинематическая вязкость масляной фракции при тех же температурах.

*Решение.* По таблицам (*Приложение 12*), находим, что вязкости 2,26 °ВУ соответствует  $\nu_{100} = 14$  мм<sup>2</sup>/с. Условную вязкость при 50 °С переведем в кинематическую, используя формулу (39)

$$\nu_{50} = 7,41 \cdot 20,1 = 149 \text{ мм}^2/\text{с}$$

*Пример 2.* Условная вязкость масляной фракции при 100 и 50 °С соответственно 2,6 и 20 °ВУ. Определить по графику (*Приложение 13*) условную вязкость при 70 °С.

*Решение.* На графике определяем положение точек, соответствующих данным значениям условной вязкости. Для этого из точек, соответствующих 100 и 50 °С и расположенных на оси абсцисс, проводим две вертикальные прямые до пересечения каждой с горизонтальной прямой, проведенной из точки, соответствующей условной вязкости. Получаем на номограмме две точки пересечения  $A$  и  $B$ , через которые проводим прямую  $AB$ , дающую зависимость вязкости от температуры для данной фракции. На оси абсцисс находим точку, соответствующую 70 °С, из которой восстанавливаем перпендикуляр до пересечения с прямой  $AB$ . Получаем точку  $C$  и из этой точки проводим горизонталь до пересечения со шкалой условной вязкости. Получаем значение  $\text{ВУ} = 7,1$ .

В промышленности в ряде случаев смазочные масла работают при высоких давлениях. С повышением давления вязкость жидкости возрастает: до 24,5 МПа почти прямо пропорционально, а затем более быстро. При небольших давлениях вязкость ( $\mu_p$ ) жидких продуктов можно вычислить по формуле

$$\mu_p = \mu'_0 (1 + ap) \quad (40)$$

где  $\mu_0$  — динамическая вязкость при атмосферном давлении;  $p$  — избыточное давление, Па;  $a$  — постоянная  $\approx 0,001$ .

Многим смазочным маслам приходится работать в широком диапазоне температур. Чем меньше меняется вязкость масла с изменением температуры, тем более качественным оно считается. Зависимость вязкости масел от температуры принято характеризовать различными вязкостно-температурными контактами: отноше-



нием вязкости при двух температурах, индексом вязкости, вязкостно-массовой константой и др.

Характер изменения вязкости при изменении температуры принято определять отношением кинематической вязкости при 50 °С к кинематической вязкости при 100 °С. Отношение вязкостей при двух температурах является приближенной мерой оценки изменения крутизны вязкостной кривой в заданном интервале температур.

Одной из характеристик, показывающих зависимость вязкости масел от температуры, является условная константа — индекс вязкости (ИВ). Индекс вязкости находят по графикам [1—3, 6], один из которых приведен в *Приложении 14*. Методика пользования графиком пояснена схемой в правом углу чертежа. Из этой схемы видно, что определение ИВ сводится к соединению прямыми известных величин кинематической вязкости  $\nu_1$ ,  $\nu_2$  при двух температурах  $t_1$ ,  $t_2$  и продолжению этих прямых до взаимного пересечения. Точка пересечения и определяет искомый ИВ.

**Вязкостно-массовая константа (ВМК)** устанавливает связь между вязкостью и плотностью, но так как по плотности можно в некоторой степени судить о химическом составе нефтепродукта, то ВМК дает косвенную зависимость между вязкостными и химическими свойствами минеральных смазочных масел. Для определения ВМК предложен ряд формул [1—3], но наиболее широко используют зависимость, предложенную Ю. А. Пинкевичем

$$\text{ВМК} = \frac{d_{15}^{15} - 0,468 - 0,038 \lg \nu_{100}}{0,689 \cdot 0,011 \lg \nu_{100}} \quad (41)$$

где ВМК — вязкостно-массовая константа;  $d_{15}^{15}$  — относительная плотность нефтепродукта;  $\nu_{100}$  — кинематическая вязкость нефтепродукта при 100 °С, мм<sup>2</sup>/с.

Для высококипящих фракций нефти ВМК изменяется в пределах 0,75—0,90. Чем больше значение ВМК, тем ниже вязкостно-температурные качества масел.

**Вязкость смеси.** Вязкость — не аддитивное свойство, поэтому вязкость смеси нельзя вычислить по правилу аддитивности. Наиболее надежно определять вязкость смеси экспериментально. Предложен также ряд формул [1—3] и номограмм, но большая их часть дает лишь приблизительные результаты. Наиболее надежные результаты можно получить для смесей, приготовленных из компонентов, близких между собой по свойствам или взятых примерно в одинаковых количествах. Вязкость смеси нефтепродуктов можно вычислить по формуле Вальтера [1]. В практике широко пользуются также номограммой, приведенной в *Приложении 15*. Используя эту номограмму, можно определить вязкость смеси двух нефтепродуктов различной вязкости при данной температуре и смешанных между собой в определенном отношении, а также определить соотношение компонентов в смеси для получения продукта определенной вязкости при данной температуре.

*Пример 1.* Смесь составлена из компонентов А и В. Для компонента А  $\text{ВУ}_{50}=2,2$ . Для компонента В  $\text{ВУ}_{50}=9$ . Определить:



1) вязкость при  $50^{\circ}\text{C}$  смеси, состоящей из 40% объемн. компонента  $A$  и 60% объемн. компонента  $B$ ; 2) соотношение в смеси компонентов  $A$  и  $B$ , при котором вязкость условная смеси  $\text{ВУ}_{50}=5,9$ .

*Решение.* Для определения вязкости смеси построим линию зависимости вязкости смеси от соотношения компонентов. Для этого отложим на ординате, отвечающей 100% компонента  $A$  (Приложение 15), точку  $m$ , соответствующую вязкости  $\text{ВУ}_{50}=2,2$ , а на ординате, отвечающей 100% компонента  $B$ , точку  $n$ , соответствующую вязкости  $\text{ВУ}_{50}=9$ . Соединив эти точки, получим прямую  $mn$ , характеризующую зависимость вязкости смеси от концентрации компонентов. Теперь можно ответить на оба вопроса: 1) отложим на абсциссе точку, соответствующую 40% компонента  $A$  (и 60% компонента  $B$ ), и восстановим перпендикуляр до пересечения с прямой  $mn$ , получив на ординате точку, которая показывает, что вязкость данной смеси  $\text{ВУ}=4,3$  (на графике — сплошная линия); 2) смесь с  $\text{ВУ}=5,9$  состоит из 25% компонента  $A$  и 75% компонента  $B$  (на графике — пунктирная линия).

### Задачи

44. Масляная фракция имеет условную вязкость при 40 и  $60^{\circ}\text{C}$  соответственно 5,24 и 3,81. Рассчитать, пользуясь формулой (39), кинематическую вязкость этой фракции в  $\text{м}^2/\text{с}$  при тех же температурах.

45. Условная вязкость сураханской нефти при  $50^{\circ}\text{C}$  равна 1,63. Определить кинематическую и динамическую вязкость нефти при той же температуре, если плотность ее  $\rho=879 \text{ кг/м}^3$ .

46. Кинематическая вязкость калинской нефти при 20 и  $50^{\circ}\text{C}$  соответственно равна 65 и 16. Найти условную вязкость нефти при тех же температурах.

47. Масляная фракция бинагадинской нефти имеет кинематическую вязкость при 20 и  $50^{\circ}\text{C}$  соответственно  $17,5 \cdot 10^{-6}$  и  $6,25 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ . Определить кинематическую вязкость нефти при 0 и  $100^{\circ}\text{C}$ .

48. Условная вязкость мазута бинагадинской нефти при  $100^{\circ}\text{C}$  равна 3,41, при  $0^{\circ}\text{C}$  — 35. Определить условную вязкость этого мазута при  $20^{\circ}\text{C}$ .

49. Нефтяная фракция имеет кинематическую вязкость  $\nu_{100}=2,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$  и  $\nu_{50}=3,51 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ . Определить кинематическую вязкость этой фракции при  $0^{\circ}\text{C}$ .

50. Найти вязкость смеси, состоящей из 30% объемн. масла вязкостью  $\text{ВУ}_{20}=6,5$  и 70% масла вязкостью  $\text{ВУ}_{20}=3,5$ .

51. Найти вязкость смеси, состоящей из 40% объемн. масла вязкостью  $\text{ВУ}_{20}=2,5$  и 60% масла вязкостью  $\text{ВУ}_{20}=8,0$ .

52. Определить соотношение компонентов в смеси, условная вязкость которых при  $20^{\circ}\text{C}$  равна 35 и 6,5. Вязкость смеси должна быть  $\text{ВУ}_{20}=11$ .

53. В каком соотношении надо смешать масла условной вязкостью  $\text{ВУ}_{20}=20$  и  $\text{ВУ}_{20}=3,5$ , чтобы получить масло вязкостью  $\text{ВУ}_{20}=10$ ?

54. Масляный дистиллят плотностью  $d_{15}^{15}=0,930$  имеет кинематическую вязкость  $\nu_{100}=18,15 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ . Подсчитать его вязкостно-массовую константу (ВМК).

55. Масляная фракция имеет плотность  $d_4^{20}=0,873$  и условную вязкость 2,5 и 1,56 при 20 и  $50^{\circ}\text{C}$  соответственно. Определить ее ВМК.

56. Определить индекс вязкости фракции, имеющей кинематическую вязкость  $\nu_{100}=7,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$  и  $\nu_{50}=30,1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ .

57. Определить индекс вязкости фракции, имеющей  $\text{ВУ}_{100}=1,86$  и  $\text{ВУ}_{50}=7,45$ .



58. Определить необходимое соотношение компонентов масел в смеси, имеющих вязкость при  $50^{\circ}\text{C}$ , равную  $\nu_1=25 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$  и  $\nu_2=45 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ , если вязкость смеси  $\nu_{см}=30 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ .

59. Какой вязкости надо взять масло, чтобы получить  $1 \text{ м}^3$  смеси с  $\text{ВУ}_{20}=10$ , если второго компонента ( $\text{ВУ}_{20}=20$ ) в смеси  $0,75 \text{ м}^3$ ?

60. Определить условную вязкость смеси при  $50^{\circ}\text{C}$ , если она состоит из 75% объемн. масляной фракции вязкостью  $\text{ВУ}_0=40$  и 25% объемн. фракции вязкостью  $\text{ВУ}_{25}=2,1$ . Вязкость второй фракции  $\nu_{50}=1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$ .

61. Определить состав смеси, имеющей вязкость  $\nu_{50}=80 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ , если первый компонент имеет  $\nu_{20}=120 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$  и  $\nu_{100}=25 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ , второй  $\nu_{50}=90 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ .

## ТЕПЛОВЫЕ СВОЙСТВА

При технологических расчетах аппаратов нефтеперерабатывающих заводов приходится учитывать такие тепловые свойства нефтей и нефтепродуктов, как теплоемкость, теплота испарения и конденсации, энтальпия (теплосодержание), теплота сгорания и др.

**Удельная теплоемкость** вещества — количество тепла, которое требуется для нагрева  $1 \text{ кг}$  данного вещества на  $1^{\circ}\text{C}$ . Удельная теплоемкость зависит от температуры, при которой она определяется. В приближенных расчетах иногда удельная теплоемкость вещества принимается постоянной. В таких случаях надо брать среднее значение удельной теплоемкости вещества в рассматриваемом пределе температур.

Единица измерения удельной теплоемкости в СИ —  $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ , кратные единицы —  $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ ,  $\text{МДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .

**Средняя теплоемкость** жидких нефтепродуктов до температуры  $200^{\circ}\text{C}$  может быть определена по формуле [1, 2, 5]

$$C = \frac{1}{\sqrt{d_{15}^{15}}} (0,762 - 0,0034T) \quad (42)$$

где  $d_{15}^{15}$  — относительная плотность нефтепродукта;  $T$  — температура нефтепродукта.

**Истинная теплоемкость** нефтепродукта в паровой фазе при малом постоянном давлении можно подсчитать по формуле [1, 2, 5, 6]

$$C_p = \frac{4 - d_{15}^{15}}{1541} (1,8T + 211) \quad (43)$$

С учетом характеризующего фактора уравнение будет иметь вид

$$C = \frac{4,0 - d_{15}^{15}}{1541} (1,8T + 211) (0,146K - 0,41) \quad (44)$$

Для упрощенных расчетов можно пользоваться номограммой (Приложение 16).

Зная плотность жидкого нефтепродукта, можно определить по этой номограмме теплоемкость паров и жидкости нефтепродукта



при температурах от 0 до 500 °С. Например, для нефтяной фракции плотностью  $d_{15}^{15} = 0,900$  теплоемкость паров и жидкости при 300 °С (на номограмме показано пунктирной линией) соответственно равна 1,96 и 2,31 кДж/(кг·К).

Теплоемкость некоторых газообразных и жидких углеводородов дана в Приложениях 17 и 18.

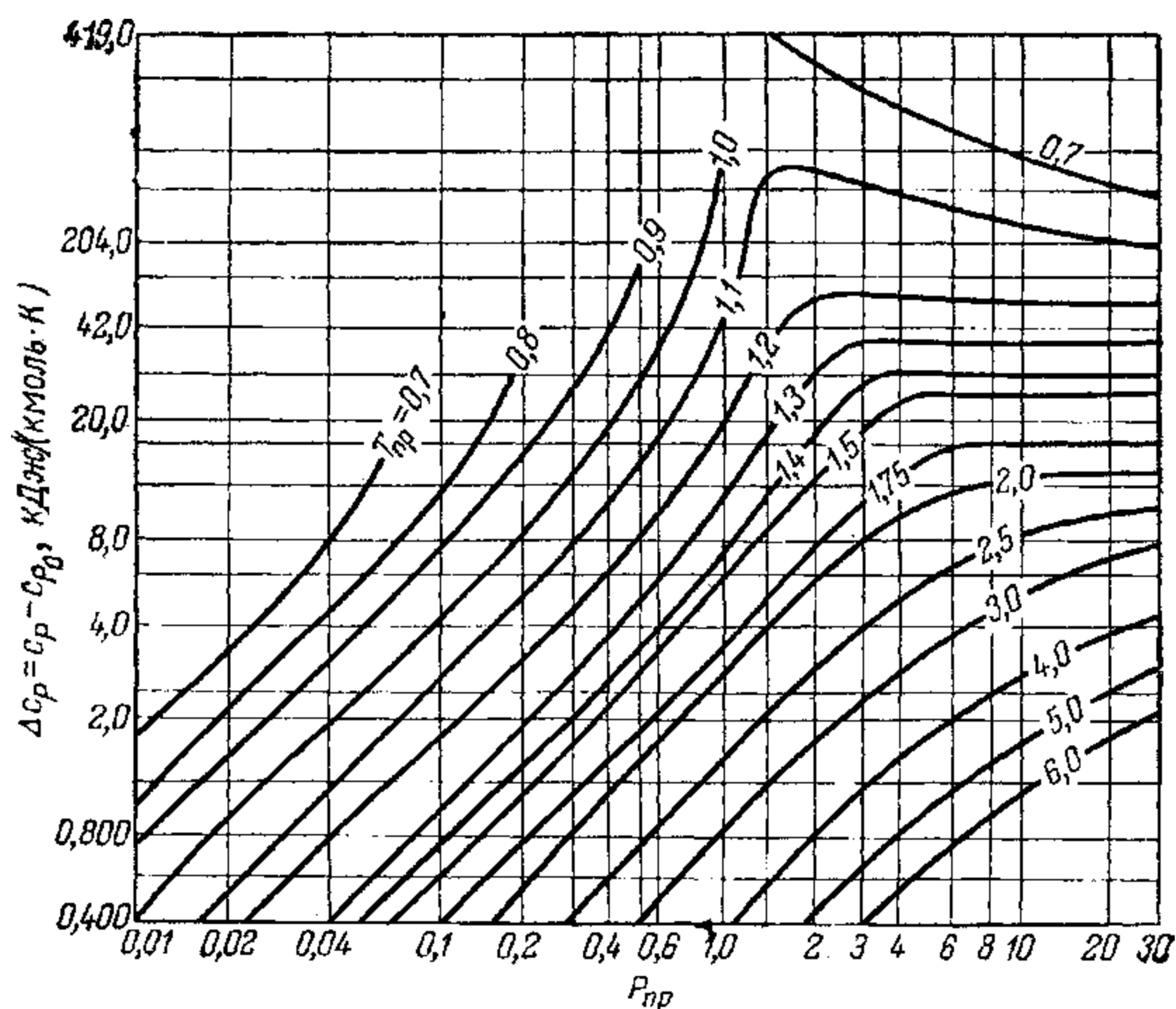


Рис. 10. График для определения изменения теплоемкости нефтяных паров с повышением давления.

По графику (рис. 10) можно определить теплоемкость паров при повышенном давлении в зависимости от  $T_{пр}$  и  $P_{пр}$ .

**Пример 1.** Определить теплоемкость паров нефтепродукта при 400 °С и 1,5 МПа, имеющего  $d_{15}^{15} = 0,750$ ,  $P_{кр} = 3,0$  МПа и среднюю температуру кипения 110 °С.

**Решение.** Определяем приведенные параметры  $T_{пр}$  и  $P_{пр}$ .

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

$$t_{кр} = 1,05t + 160 = 1,05 \cdot 110 + 160 = 286 \text{ °С}$$

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

Определяем теплоемкость паров  $C_{p0}$  при атмосферном давлении

$$C_{p0} = \frac{4 - 0,750}{1541} (1,8 \cdot 673 + 211) = 2,99 \text{ кДж/(кг·К)} \approx 3,0 \text{ кДж/(кг·К)}$$



По графику (рис. 10) находим (по  $T_{\text{пр}}$  и  $P_{\text{пр}}$ )

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

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

Теплоемкость смесей нефтепродуктов может быть выражена формулой

$$C_{\text{см}} = C_1 x_1 + C_2 x_2 + \dots + C_n x_n = \sum_1^n C_i x_i \quad (45)$$

где  $C_{\text{см}}$ ,  $C_1$ ,  $C_2$ , ...,  $C_n$  — теплоемкость смеси и ее компонентов, кДж/(кг·К);  $x_1$ ,  $x_2$ , ...,  $x_n$  — содержание компонентов, масс. доли.

**Теплотой парообразования** называется количество тепла, которое нужно сообщить единице массы жидкости, находящейся при температуре кипения, для того, чтобы перевести ее в газообразное состояние (при постоянном давлении). При конденсации пара (газа) происходит выделение теплоты.

**Теплота испарения** численно равна теплоте конденсации. Единица измерения теплоты испарения в СИ — Дж/кг; наиболее часто применяемые кратные единицы — кДж/кг, МДж/кг. Для химически чистых индивидуальных углеводородов теплота испарения известна и приводится в литературе. В *Приложении 19* дана теплота испарения некоторых углеводородов. Поскольку нефтяная фракция представляет собой смесь углеводородов и поэтому выкипает не при строго определенной температуре, а в некотором интервале температур, тепло затрачивается не только на испарение, но и на повышение температуры смеси.

Теплота испарения нефтепродуктов значительно меньше теплоты испарения воды, что имеет большое значение в технологии переработки нефти и газа. В среднем теплота испарения легких нефтепродуктов составляет 250—340 кДж/кг, тяжелых 160—220 кДж/кг. Значение теплоты испарения  $L$  для некоторых нефтепродуктов:

	$L$ , кДж/кг
Бензин . . .	293—314
Керосин . . .	230—251
Масла . . .	167—219

Теплота испарения при повышенном давлении меньше, а в вакууме больше, чем при атмосферном давлении, а при критических температуре и давлении она равна нулю. Для определения теплоты испарения парафинистых низкокипящих нефтепродуктов можно использовать уравнение Крега

$$L = \frac{1}{d_{15}^{15}} (354,1 - 0,3768 T_{\text{ср.мол}}) \quad (46)$$

На рис. 11 дан график, по которому можно определить теплоту испарения в зависимости от  $t_{\text{ср.мол}}$  и молекулярной массы или характеристического фактора  $K$ .



Теплота испарения (конденсации) может быть найдена по известной энтальпии нефтепродукта в паровой  $I_t^п$  и жидкой  $I_t^ж$  фазе, при одинаковых температуре и давлении:

$$L = I_t^п - I_t^ж \quad (47)$$

где  $I_t^п$ ,  $I_t^ж$  — энтальпии нефтепродукта в паровой и жидкой фазе, кДж/кг.

Энтальпия жидких нефтепродуктов численно равна количеству тепла (в калориях или джоулях), необходимого для нагрева 1 кг

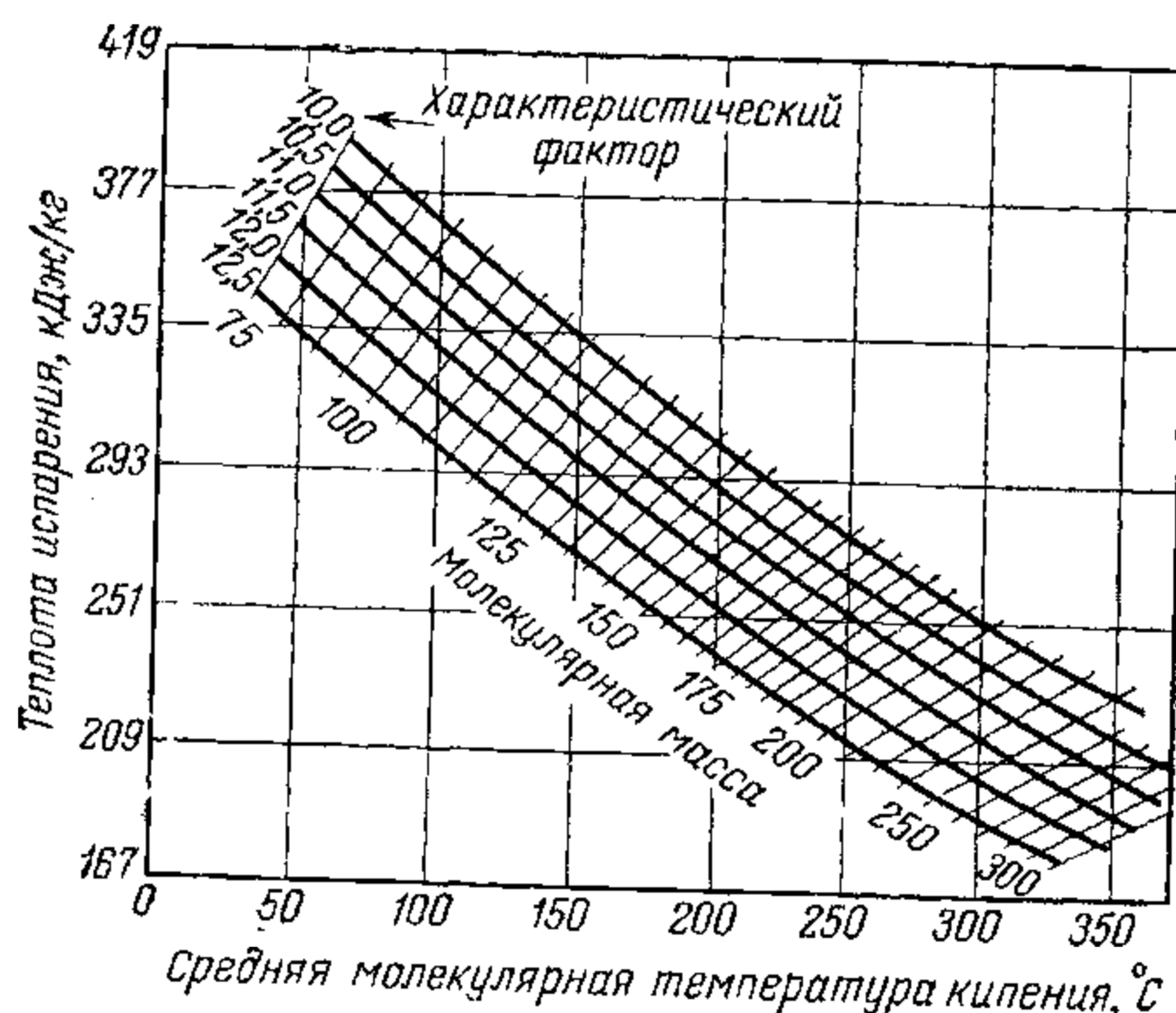


Рис. 11. График для определения теплоты испарения нефтяных фракций в зависимости от средней молекулярной температуры кипения, молекулярной массы, характеризующего фактора.

продукта от 0°C (273 K) до заданной температуры. Энтальпией паров при заданной температуре принято считать количество тепла, необходимого для нагрева вещества от 0°C до заданной температуры с учетом тепла испарения при той же температуре и перегрева паров. Энтальпия измеряется в кДж/кг.

Для определения энтальпии жидких нефтепродуктов пользуются уравнением (в кДж/кг)

$$I_{0,t}^ж = \frac{1}{\sqrt{d_{15}^{1,5}}} (0,0017T + 0,762T - 334,25)$$

Обозначив  $a = (0,0017T + 0,762T - 334,24)$ , получим упрощенный вид уравнения

$$I_{0,t}^ж = \frac{1}{\sqrt{d_{15}^{1,5}}} \cdot a \quad (48)$$

В Приложении 20 приведены значения энтальпии жидкого нефтепродукта в зависимости от температуры (величина  $a$ ).



Для определения энтальпии паров нефтепродуктов при атмосферном давлении пользуются уравнением (в кДж/кг)

$$I_{0,t}^{\text{II}} = (129,58 + 0,134T + 0,00059T^2) (4 - d_{15}^{15}) - 308,99$$

Обозначая  $a = (129,58 + 0,134T + 0,00059T^2)$ , получим упрощенный вид уравнения

$$I_{0,t}^{\text{II}} = a (4 - d_{15}^{15}) - 308,99 \text{ кДж/кг} \quad (49)$$

В *Приложении 21* приведены таблицы для определения зависимости энтальпии паров нефтепродуктов от температуры. Энтальпию некоторых углеводородов можно найти в *Приложениях 22—26*.

Энтальпия нефтяных паров при повышенных давлениях уменьшается, так как уменьшается теплота испарения. Для определения этого показателя можно пользоваться графиком, изображенным на рис. 12.

Разность энтальпий паров нефтяных фракций при повышенном и атмосферном давлении зависит от приведенных давления  $P_{\text{пр}}$  и температуры  $T_{\text{пр}}$ :

$$\frac{M\Delta I}{T_{\text{кр}}} = f(P_{\text{пр}}, T_{\text{пр}}) \quad (50)$$

На графике (рис. 12) в зависимости от  $T_{\text{пр}}$  и  $P_{\text{пр}}$  находят поправку, которую нужно вычесть из энтальпии паров при атмосферном давлении для получения соответствующего значения энтальпии паров при повышенном давлении.

В *Приложении 27* дана номограмма для определения энтальпии паров и жидких нефтепродуктов.

**Пример 4.** Определить энтальпию нефтепродукта молекулярной массы 100 при 330 °С и 3432 кПа. Нефтепродукт имеет  $t_{\text{кр}} = 291$  °С, плотность  $d_4^{20} = 0,760$ .

**Решение.** Приведенное значение температуры по формуле (30)

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}} = \frac{273 + 330}{273 + 291} = 1,06$$

Критическое давление определяют по формуле (29)

$$P_{\text{кр}} = K \frac{T_{\text{кр}} \cdot 10^5}{M} = 6,3 \frac{546}{100} \cdot 10^5 = 3\,550\,000 \text{ Па} = 3550 \text{ кПа}$$

Затем определяют приведенное давление по формуле (31)

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} = \frac{3432}{3550} = 0,966 \approx 0,97$$

На рис. 12,б находят в зависимости от  $T_{\text{пр}}$  и  $P_{\text{пр}}$  значение

$$\frac{\Delta IM}{T} = 12$$



Отсюда

$$\Delta I = 12 \frac{T_{кр}}{M} = 12 \frac{564}{100} = 67,7 \text{ кДж/кг}$$

При атмосферном давлении энтальпия паров данной фракции равна (см. Приложение 21)  $I_{330}^n = 1050,6 \text{ кДж/кг}$ . Таким образом, искомое значение энтальпии при  $t = 330^\circ\text{C}$  и  $P = 3432 \text{ кПа}$

$$I_{t,P}^n = 1050,6 - 67,7 = 982,9 \text{ кДж/кг}$$

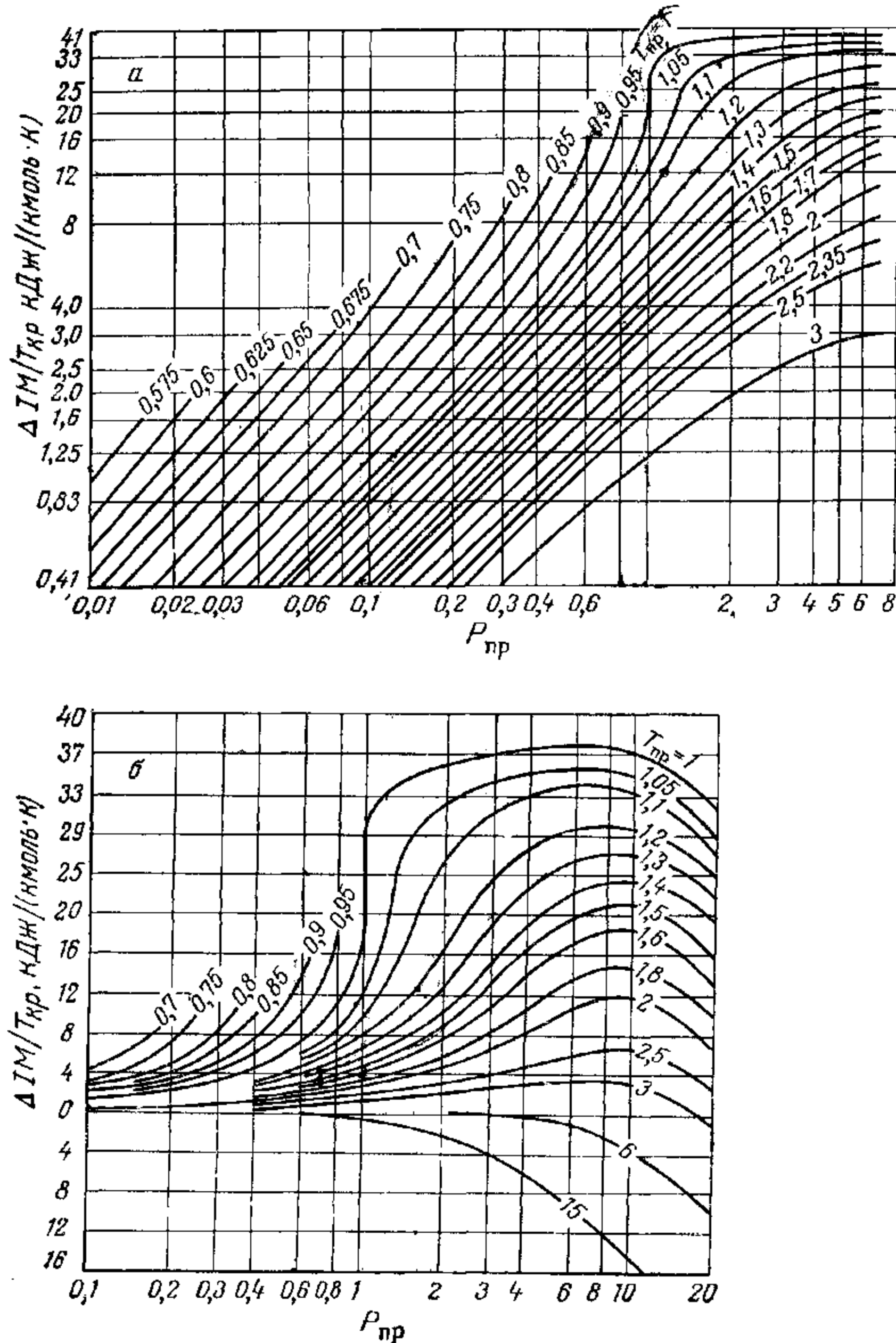


Рис. 12. График зависимости энтальпии нефтяных паров от приведенных температуры и давления:

а — в узком интервале  $T_{пр}$  и  $P_{пр}$ ; б — в широком интервале  $T_{пр}$  и  $P_{пр}$ .



Энтальпию смеси можно считать аддитивным свойством, если пренебречь теплотой растворения компонентов смеси друг в друге

$$I_{\text{см}} = \sum_1^n I_i x_i \quad (51)$$

где  $I_i$ ,  $x_i$  — энтальпия и доля компонента в смеси.

В нефтепереработке широко используют водяной пар. Обычно пар применяют при самых разнообразных давлениях. Пары жидкости, в том числе и воды, могут быть в состоянии насыщения, либо в различной степени ненасыщенности.

**Насыщенным паром** какого-либо вещества можно назвать такой пар, который при данной температуре имеет максимальное давление и плотность. Любой пар, полученный до момента насыщения, можно назвать ненасыщенным. Перегретым называется такой пар, который имеет температуру более высокую, чем температура насыщенного пара данного давления. При изменении давления свойства водяного пара и воды резко меняются.

Значения теплоемкости воды, перегретого водяного пара, теплоты испарения, энтальпии перегретого и насыщенного пара даны в *Приложениях 28 и 29*. При пользовании таблицами для насыщенного водяного пара достаточно знать температуру или давление, чтобы найти все его тепловые свойства, так как для насыщенного пара определенному давлению соответствует определенная температура. Для перегретого пара, температура которого выше температуры насыщения, требуется знать температуру перегрева и давление.

### Задачи

62. Определить среднюю теплоемкость жидкого нефтепродукта плотностью  $d_4^{20} = 0,923$  при  $120^\circ\text{C}$ .
63. Определить среднюю теплоемкость жидкого нефтепродукта плотностью  $d_{15}^{15} = 0,856$  при  $170^\circ\text{C}$ .
64. Определить среднюю теплоемкость в интервале температур от  $100$  до  $150^\circ\text{C}$  нефтепродукта плотностью  $d_4^{20} = 0,850$ .
65. Определить среднюю теплоемкость при  $100^\circ\text{C}$  жидкой нефтяной фракции плотностью  $d_{15}^{15} = 0,910$ .
66. Определить теплоемкость паров нефтепродукта плотностью  $d_{15}^{15} = 0,756$  при  $250^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении.
67. Определить теплоемкость паров нефтепродукта плотностью  $d_4^{20} = 0,789$  при  $300^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении.
68. Определить при  $370^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении теплоемкость паров нефтепродукта, для которого известны  $d_4^{20} = 0,720$ ,  $t_{\text{ср}} = 120^\circ\text{C}$ .
69. Определить при  $450^\circ\text{C}$  и  $1569$  кПа теплоемкость паров нефтепродукта, имеющего  $d_4^{20} = 0,750$ ,  $P_{\text{кр}} = 2840$  кПа, среднюю температуру кипения  $120^\circ\text{C}$ .
70. Определить теплоемкость смеси, состоящей из  $600$  кг нефтепродукта теплоемкостью  $2,42$  кДж/(кг·К) и  $400$  кг нефтепродукта теплоемкостью  $2,48$  кДж/(кг·К).
71. Определить теплоту испарения *n*-октана при температуре испарения  $120^\circ\text{C}$ , если его плотность  $d_4^{20} = 0,78$ .



72. Определить теплоту испарения нефтяной фракции плотностью  $d_{15}^{15} = 0,750$  при  $140^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении.

73. Определить теплоту испарения нефтепродукта плотностью  $d_4^{20} = 0,8236$  при  $170^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении.

74. Найти приближенно теплоту испарения нефтяной фракции при  $200^\circ\text{C}$ . Средняя молекулярная масса фракции равна 100.

75. Найти теплоту испарения нефтяной фракции средней молекулярной массы 268,3 при 4,0 кПа (см. Приложение 27).

76. Определить теплоту испарения нефтяной фракции при 1569 кПа, если молекулярная масса равна 72.

77. Определить энтальпию жидкой нефтяной фракции плотностью  $d_4^{20} = 0,875$  при  $205^\circ\text{C}$ .

78. Нефтяная фракция имеет  $d_4^{20} = 0,950$ . Определить ее энтальпию при температуре выхода из вакуумной колонны  $264^\circ\text{C}$ .

79. Определить приращение энтальпии 1 кг жидкого нефтепродукта при нагревании его от  $70$  до  $150^\circ\text{C}$ , если его  $d_4^{20} = 0,843$ .

80. Определить энтальпию паров бензина плотностью  $d_4^{20} = 0,760$  при  $393^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении.

81. Определить количество тепла, которое отдает мазут холодному теплоносителю в теплообменниках при охлаждении от  $140$  до  $100^\circ\text{C}$ . Прокачивают мазута  $60\,000$  кг/ч, его  $d_4^{20} = 0,930$ .

82. Определить температуру, до которой нагревается  $10\,000$  кг/ч нефти плотностью  $d_4^{20} = 0,900$  в теплообменнике, если начальная температура нефти  $20^\circ\text{C}$  и количество воспринимаемого тепла равно  $601\,968$  Вт.

83. В теплообменнике за счет охлаждения  $37\,200$  кг/ч керосинового дистиллята плотностью  $d_4^{20} = 0,850$  с  $200$  до  $78^\circ\text{C}$  нагревается  $86\,000$  кг/ч нефти плотностью  $d_4^{20} = 0,890$  от  $33$  до  $91^\circ\text{C}$ . Определить коэффициент полезного действия теплообменника.

84. Определить энтальпию паров бензина плотностью  $d_4^{20} = 0,750$  и молекулярной массы 100 при  $400^\circ\text{C}$  и 4,0 МПа, если известно, что  $t_{\text{кр}} = 270^\circ\text{C}$  и  $P_{\text{кр}} = 3,4$  МПа.

85. Определить энтальпию нефтяной фракции, имеющей молекулярную массу 108, при  $427^\circ\text{C}$  и 7 МПа, если известно, что  $t_{\text{кр}} = 290^\circ\text{C}$  и  $d_{15}^{15} = 0,765$ . Принять коэффициент  $K = 5,5$ .

86. Определить энтальпию нефтяной фракции при  $350^\circ\text{C}$  и 2,7 МПа, если плотность фракции  $d_4^{20} = 0,751$ , молекулярная масса 120, критическая температура  $305^\circ\text{C}$  и критическое давление 3,3 МПа.

87. Найти энтальпию паров нефтяной фракции с  $d_4^{20} = 0,720$ ,  $M = 100$  при  $314^\circ\text{C}$ , 2,9 МПа и  $K = 5,6$ ;  $t_{\text{ср}} = 120^\circ\text{C}$ .

## МАССОВЫЙ, ОБЪЕМНЫЙ И МОЛЬНЫЙ СОСТАВ

Смесь, состоящая из двух и более компонентов, характеризуется свойствами и содержанием этих компонентов. Состав смеси может быть задан массой, объемом, числом молей отдельных компонентов, а также значениями их концентраций. Концентрацию компонента в смеси можно выразить в массовых, мольных и объемных долях или процентах, а также в других единицах.

Массовая доля  $x_i$  какого-либо компонента определяется отношением массы  $m_i$  данного компонента к массе всей смеси  $m$

$$\bar{x}_1 = \frac{m_1}{m}; \quad \bar{x}_2 = \frac{m_2}{m}; \quad \bar{x}_n = \frac{m_n}{m}$$



Учитывая, что суммарная масса смеси равна сумме масс отдельных компонентов смеси, т. е.

$$m = m_1 + m_2 + \dots + m_n = \sum_1^n m_i$$

можно написать

$$\bar{x}_1 + \bar{x}_2 + \dots + \bar{x}_n = \frac{m_1}{m} + \frac{m_2}{m} + \dots + \frac{m_n}{m} = \frac{\sum m_i}{m} = 1$$

или сокращенно

$$\sum_1^n \bar{x}_i = 1 \quad (52)$$

т. е. сумма массовых долей всех компонентов смеси равна единице.

*Пример 1.* Смесь состоит из двух компонентов:  $m_1 = 500$  кг,  $m_2 = 1500$  кг. Определить массовую долю каждого компонента в смеси.

*Решение.* Массовая доля первого компонента

$$\bar{x}_1 = \frac{m_1}{m} = \frac{500}{2000} = 0,25$$

$$m = m_1 + m_2 = 500 + 1500 = 2000 \text{ кг}$$

Массовая доля второго компонента

$$\bar{x}_2 = \frac{m_2}{m} = \frac{1500}{2000} = 0,75$$

Массовую долю второго компонента можно определить также, используя равенство (52)

$$\bar{x}_1 + \bar{x}_2 = 1 \quad \bar{x}_2 = 1 - \bar{x}_1 = 1 - 0,25 = 0,75$$

Мольная доля  $x_i$  какого-либо компонента смеси определяется как отношение числа молей  $N_i$  данного компонента к общему числу молей  $N$  смеси

$$x_1 = \frac{N_1}{N}; \quad x_2 = \frac{N_2}{N}; \quad x_n = \frac{N_n}{N}$$

Учитывая, что

$$N = N_1 + N_2 + \dots + N_n = \sum_1^n N_i$$

получим

$$\sum_1^n x_i = 1 \quad (53)$$

т. е. сумма мольных долей всех компонентов равна единице.



Объемная доля  $\varphi_i$  компонента в смеси равна отношению объема  $V_i$  данного компонента к объему всей смеси  $V$

$$\varphi_1 = \frac{V_1}{V}; \quad \varphi_2 = \frac{V_2}{V}; \quad \varphi_n = \frac{V_n}{V}$$

Учитывая, что

$$V = V_1 + V_2 + \dots + V_n = \sum_1^n \varphi_i$$

можно написать

$$\sum_1^n \varphi_i = 1 \quad (54)$$

сумма объемных долей всех компонентов равна единице.

*Пример 4.* Газ состоит из двух компонентов:  $V_1 = 15,2 \text{ м}^3$  метана и  $V_2 = 9,8 \text{ м}^3$  этана. Подсчитать объемный состав смеси.

*Решение.* Общий объем смеси равен

$$V = V_1 + V_2 = 15,2 + 9,8 = 25 \text{ м}^3$$

Объемная доля в смеси  
метана

$$v_1 = \frac{V_1}{V} = \frac{15}{25} = 0,60$$

этана (см. формулу 54)

$$v_2 = 1 - v_1 = 1 - 0,60 = 0,40$$

### Задачи

88. Смесь состоит из трех компонентов: *n*-пентана ( $m_1 = 100 \text{ кг}$ ), *n*-гексана ( $m_2 = 60 \text{ кг}$ ) и *n*-гептана ( $m_3 = 40 \text{ кг}$ ). Определить массовую и мольную долю этих компонентов в смеси.

89. Определить мольный состав смеси, состоящей из *n*-пентана ( $m_1 = 30 \text{ кг}$ ) и *n*-гептана ( $m_2 = 20 \text{ кг}$ ).

90. Определить мольный состав и среднюю молекулярную массу смеси двух компонентов, если для первого компонента  $m_1 = 2500 \text{ кг}$ ,  $M_1 = 108$ , а для второго  $m_2 = 1500 \text{ кг}$  и  $M_2 = 160$ .

91. Определить мольную долю следующих фракций в нефти:

	Масса, кг	Молекулярная масса
Бензиновая . . .	110	100
Лигроиновая . . .	192	110
Керосиновая . . .	875	236
Соляровая . . .	173	260
Мазут . . . . .	180	460

92. Газовая смесь состоит из компонентов (% объемн.):  $\text{H}_2$ —0,6;  $\text{CH}_4$ —15,9;  $\text{C}_2\text{H}_4$ —19,8;  $\text{C}_2\text{H}_6$ —14,9;  $\text{C}_3\text{H}_6$ —22,4;  $\text{C}_3\text{H}_8$ —4,7; *изо*- $\text{C}_4\text{H}_{10}$ —6,9; *н*- $\text{C}_4\text{H}_{10}$ —10,0;  $\text{C}_4\text{H}_8$ —2,6; *изо*- $\text{C}_4\text{H}_{10}$  и *н*- $\text{C}_4\text{H}_{10}$ —2,2. Определить мольный и массовый состав смеси.



---

# *Технологический расчет аппаратов установок первичной переработки нефти и газа*

---

РАЗДЕЛ  
ПЕРВЫЙ

---

## РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

---

Глава

1

Основные параметры технологического режима колонны — температура и давление. Давление в процессе ректификации существенно влияет на работу колонны. С увеличением давления ужесточается ее температурный режим. С изменением давления в колонне изменяются и другие факторы, например относительная летучесть компонентов, производительность, размеры и др.

Ректификацию в атмосферных колоннах проводят при атмосферном давлении или при несколько более высоком (на величину гидравлических сопротивлений, которые преодолевает поток паров при движении по высоте колонны, шлемовым трубам, конденсатору-холодильнику и др.) и при повышенном. Повышать давление в колонне необходимо при разделении компонентов с низкими температурами кипения, например углеводородных газов (пропана, бутана). При ректификации под давлением повышается температура конденсации паров дистиллятов и становится возможным использовать в конденсаторе доступный и дешевый хладагент — воду или воздух. Например, при работе пропановой колонны при 181 МПа температура наверху  $55^{\circ}\text{C}$ , и пропан можно конденсировать водой. При атмосферном давлении температура выходящих из колонны паров равна  $42^{\circ}\text{C}$ , и для их конденсации нужен дорогостоящий хладагент.

Использование повышенного давления приводит к уменьшению объем паров, а следовательно, и объема аппаратуры. Однако при этом уменьшается относительная летучесть компонентов, затрудняется ректификация и, кроме того, появляется необходимость увеличения толщины корпуса колонны. При повышении давления увеличивается температура кипения остатка, поэтому в кипятильнике необходим теплоноситель с более высоким температурным потенциалом. В колоннах, работающих при атмосферном и повышенном давлениях, рекомендуется [8] создавать минимальное давление, при котором еще можно конденсировать верхний продукт при помощи дешевых хладагентов, т. е. проводить ректификацию при более низкой температуре наверху колонны.



Понижение давления в ректификационной колонне приводит к снижению в ней температуры, что бывает необходимо при разделении высококипящих и термически нестабильных компонентов. Остаточное давление наверху вакуумных колонн обычно поддерживают в пределах 4—10 кПа, а в ряде случаев и меньше. Так, на АВТ производительностью 6 млн. т/год нефти остаточное давление наверху вакуумной колонны всего 0,6 кПа [2, 8]. В вакуумных колоннах оптимальным считается давление, соответствующее максимально допустимой температуре вводимого сырья.

Ниже приведен примерный технологический режим работы колонн атмосферно-вакуумной установки АВТ-6:

Колонны	Температура, °С	Давление, МПа
Предварительная К-1		
верх . . . . .	105—140	0,3
низ . . . . .	225—235	
Основная К-2		
верх . . . . .	100—160	0,12
низ . . . . .	330—350	
Вакуумная		
верх . . . . .	100—125	0,60 (кПа)
низ . . . . .	375—385	

В настоящее время развитие нефтеперерабатывающей промышленности идет по линии увеличения мощности установок и в частности установок первичной переработки нефти. Рекомендуемые перспективные схемы заводов должны включать установки АВТ производительностью 6—12 млн. т/год по сырой нефти. Намечается строительство установок и большей мощности.

Для определения температурного режима ректификационных колонн необходимо иметь кривые истинных температур кипения (ИТК) и однократного испарения (ОИ) как для исходного сырья, так и для выходящих из колонны фракций. Для расчетных целей можно использовать приближенные методы построения кривых однократного испарения.

#### ПРИБЛИЖЕННЫЕ МЕТОДЫ ПОСТРОЕНИЯ ЛИНИИ ОДНОКРАТНОГО ИСПАРЕНИЯ (ОИ)

Температуры потоков при ректификации сложных смесей определяют при помощи линии ОИ: температуры жидких потоков — по нулевому отгону, температуры паровых потоков — по 100%-ному отгону на линии ОИ. Линии однократного испарения можно построить на основании экспериментальных данных. Для приближенных расчетов пользуются зависимостью между линиями ОИ и ИТК или разгонки по ГОСТ. Эти методы определяют линию ОИ приближенно как прямую линию.

По методу Обрядчикова и Смидович [2, 5, 9], линию ОИ для нефти и нефтепродуктов при атмосферном давлении строят следу-



ющим образом. Определяют тангенс угла наклона линии ИТК по формуле

$$\operatorname{tg} \angle \text{ИТК} = \frac{t_{70} - t_{10}}{70 - 10}$$

где  $t_{70}$  — температура отгона 70% фракции по ИТК, °С;  $t_{10}$  — температура отгона 10% фракции по ИТК, °С.

Затем по графику (рис. 13) по данным  $\operatorname{tg} \angle \text{ИТК}$  и  $t$  находят на оси ординат (в верхней ее части) степень отгона по ИТК, соответствующую 100% отгона по ОИ, и (в нижней ее части) сте-

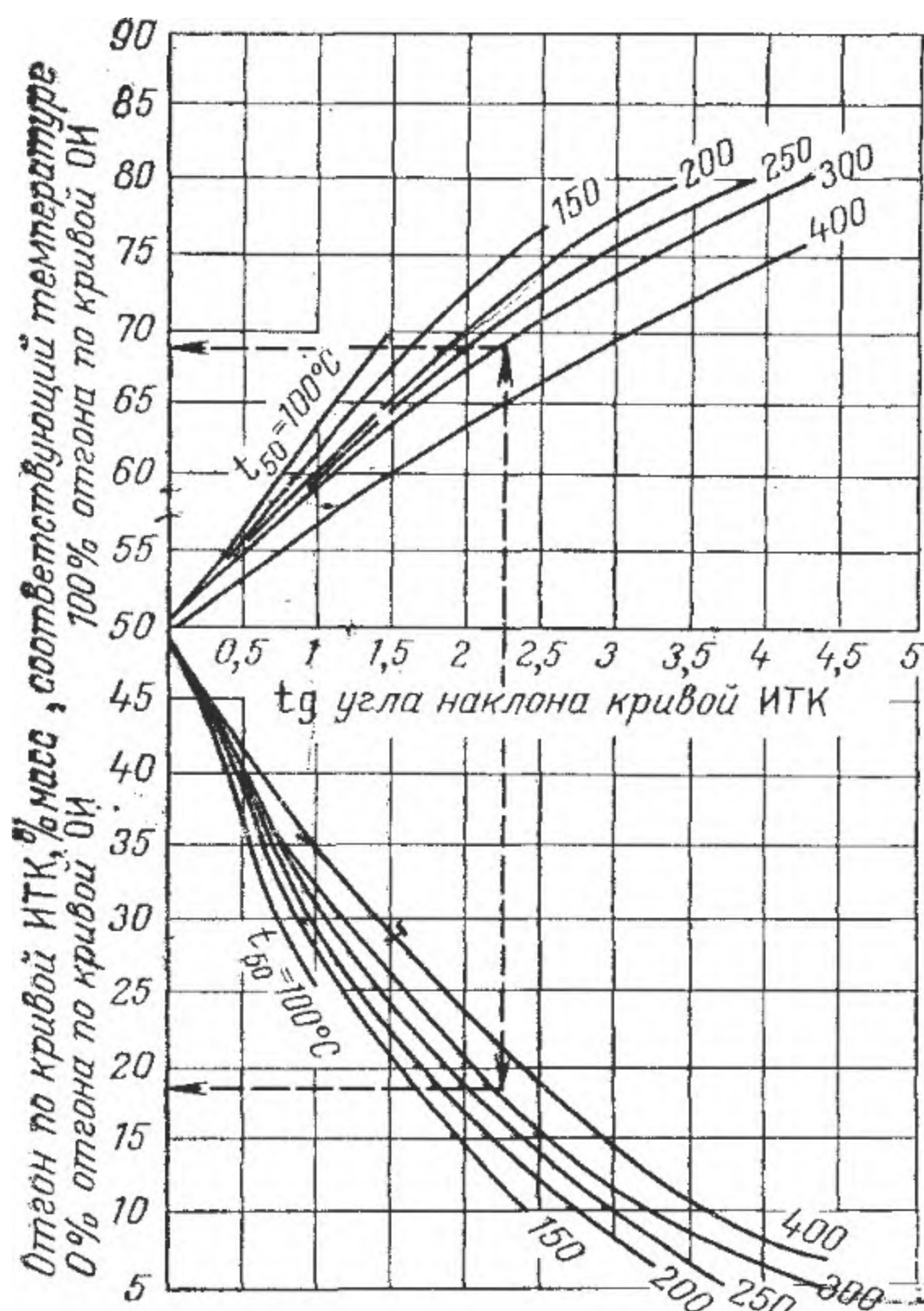
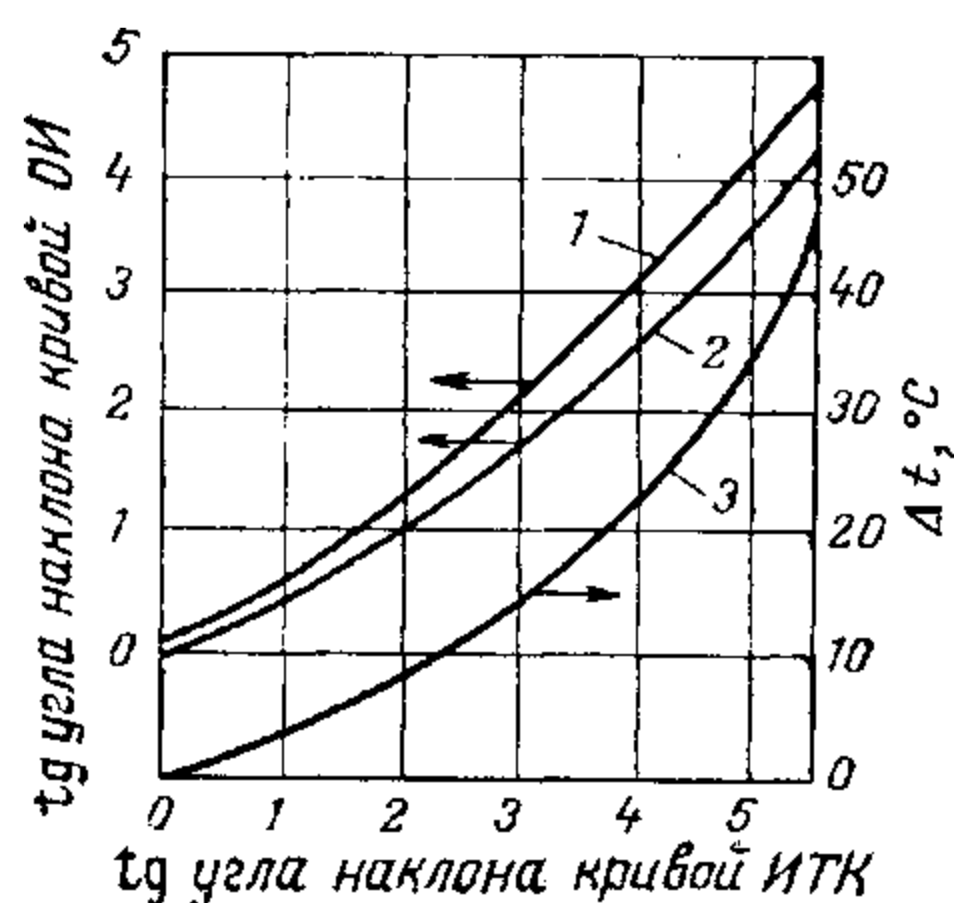


Рис. 13. График Обрядчикова и Сидович.

Рис. 14. График для построения кривых ОИ нефтяных фракций:

$\Delta t$  — разность между температурами выкипания 50% по ИТК (или по ГОСТ) и ОИ; 1 — кривая для определения  $\operatorname{tg}$  угла наклона кривой ОИ при помощи разгонки по ГОСТ; 2 — то же при помощи разгонки по ИТК; 3 — кривая разности температур выкипания 50% по кривым ИТК и ОИ.



пень отгона по ИТК, соответствующую 0% отгона по ОИ. Полученные значения определяют положение линии ОИ. Для этого на графике кривой ИТК полученные точки, соответствующие температурам 0 и 100% отгона, надо соединить прямой.

Существуют и другие методы построения линии ОИ: Нельсона, Пирумова и др. [1]. Нельсон и Харви предложили следующий метод построения линии однократного испарения фракции при атмосферном давлении: определяют  $\operatorname{tg} \angle \text{ИТК}$ ; по графику (рис. 14) определяют наклон линии ОИ; по кривой 3 (см. рис. 14) определяют  $\Delta t$  — разность между 50%-ными точками на линиях ИТК (или ГОСТ) и ОИ, т. е.

$$\Delta t = t_{50}^{\text{ИТК}} - t_{50}^{\text{ОИ}}$$



Отсюда определяем температуру 50% отбора по ОИ

$$t_{50}^{\text{ОИ}} = t_{50}^{\text{ИТК}} - \Delta t$$

Зная температуру, отвечающую 50%-ному отгону по ИТК (50%-ная точка по ИТК), можно вычислить температуры начала и конца ОИ (в °С)

$$t_0^{\text{ОИ}} = t_{50}^{\text{ОИ}} - 50 \operatorname{tg} \angle \text{ОИ} \quad t_{100}^{\text{ОИ}} = t_{50}^{\text{ОИ}} + 50 \operatorname{tg} \angle \text{ОИ}$$

Через полученные точки начала и конца ОИ проводят прямую. Построение ОИ по методу Пирумова заключается в следующем.

1. Определяют наклон кривой по ИТК

$$\operatorname{tg} \angle \text{ИТК} = \frac{t_{70} - t_{10}}{60}$$

2. Находят наклон линии ОИ по графику 15,а в зависимости от наклона по ИТК.

3. По графику рис. 15,б в зависимости от наклона по ИТК и температуры 50% отбора  $t_{50}$  определяют процент отгона  $n$  при пересечении линий ИТК и ОИ.

4. По ИТК определяют температуру, соответствующую доле отгона  $n$ , %, при пересечении ИТК и ОИ ( $t_{\text{пер}}$ ).

5. Вычисляют температуру начала ОИ  $t_{\text{нач}}$  из уравнения

$$\operatorname{tg} \angle \text{ОИ} = \frac{t_{\text{пер}} - t_{\text{нач}}}{n}$$

Через полученные точки  $t_{\text{нач}}$  и  $t_{\text{пер}}$  проводят прямую ОИ.

*Пример 1.* Построить линию ОИ при атмосферном давлении для узкой фракции (220—290 °С) шкаповской нефти. Линия ИТК дана на рис. 16.

*Решение.* Находят  $\operatorname{tg} \angle \text{ИТК}$  фракции 220—290 °С.

$$\operatorname{tg} \angle \text{ИТК} = \frac{t_{70} - t_{10}}{70 - 10} = \frac{269 - 227}{60} = 0,7$$

Температура 50%-ного отгона равна 255 °С (см. рис. 16). По графику Обрядчикова и Смидович (см. рис. 13), используя полученные данные ( $\operatorname{tg} \angle \text{ИТК} = 0,7$  и  $t_{50} = 225$  °С), получают на оси ординат две точки — одна соответствует 42% отгона по кривой ИТК (0% отгона по ОИ), вторая — 53% отгона по ИТК (100% отгона по ОИ). Откладывают эти точки на рис. 16 и соединяют их прямой.

*Пример 2.* Дана разгонка по Энглеру: 10% — 170 °С, 50% — 250, 70% — 375 °С. Определить точки для построения ОИ по методу Пирумова.



1. Определяют наклон кривой разгонки

$$\frac{375 - 170}{60} = 3,4$$

2. По графику рис. 15,а определяют наклон линии ОИ. Он равен 2,5.

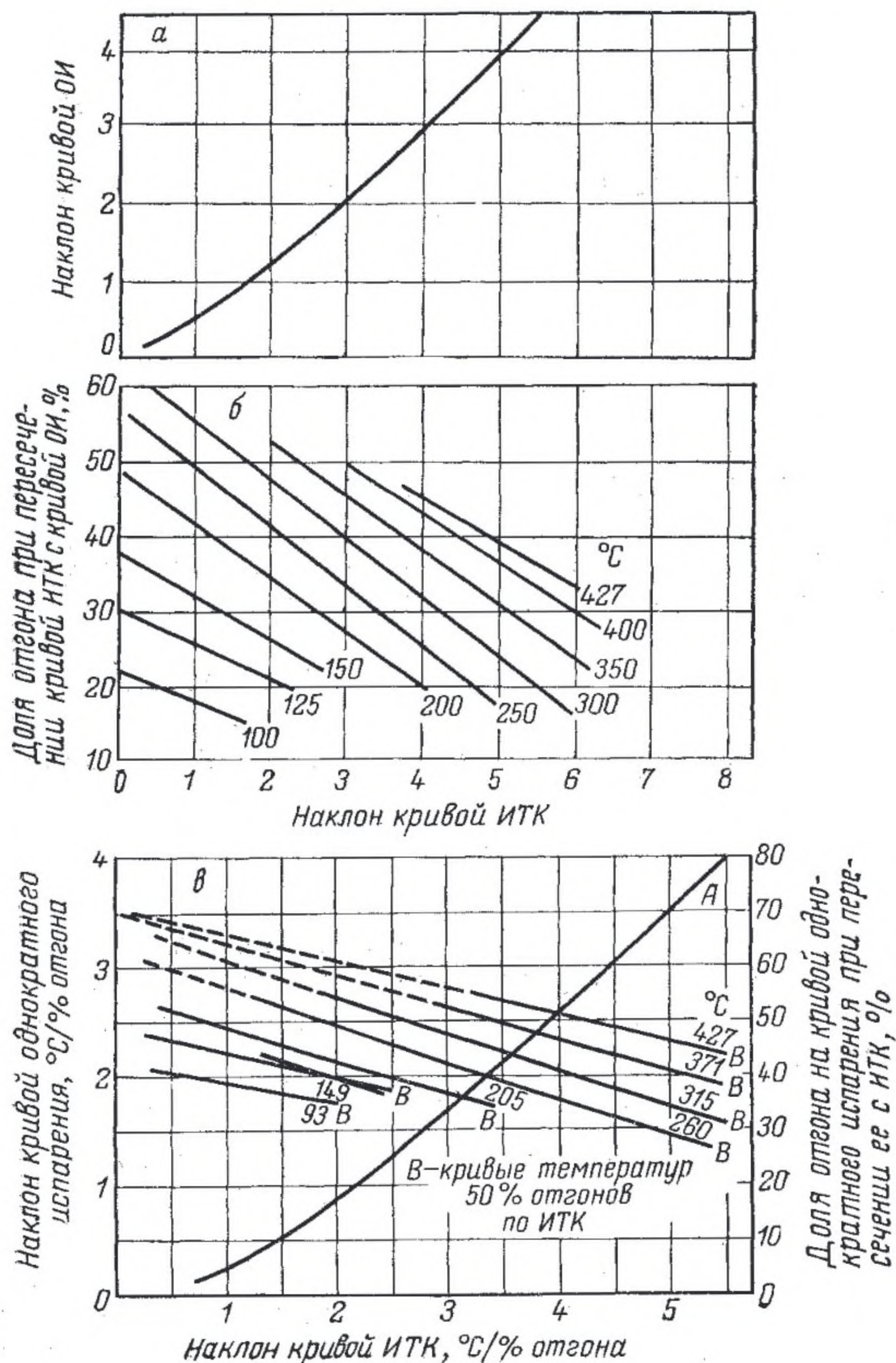


Рис. 15. Диаграмма Пирумова.

3. По графику рис. 15,б определяют точку пересечения линии ИТК и ОИ в зависимости от наклона кривой разгонки, равного 3,4 и температуры 50% отгона, равной 250 °C. Точка пересечения соответствует 30%.



4. По линии ИТК отбору 30% соответствует 250°C (в данном примере делаем такое допущение). Для определения этой точки надо построить по данным разгонки линию ИТК.

5. Вычисляют температуру начала ОИ

$$2,5 = \frac{250 - t_{\text{нач}}}{30} \quad t_{\text{нач}} = 175^\circ\text{C}$$

Таким образом, для построения ОИ получили две точки: 0% ОИ — 175°C и 30% ОИ — 250°C.

Линию ОИ для остатка — мазута — строят, определяя тангенс угла наклона линии ИТК остатка как произведение величины тангенса угла наклона линии ИТК нефти на долю остатка в нефти

$$\text{tg } \angle \text{ИТК}_{\text{мазута}} = \text{tg } \angle \text{ИТК}_{\text{нефти}} (1 - \bar{e})$$

где  $\bar{e}$  — массовая доля отгона светлых нефтепродуктов.

Температура отгона 50% остатка определяется как сумма температуры по линии ИТК, соответствующей доле отгона низкокипящей фракции, и произведения величины найденного угла наклона линии ИТК для остатка на 50, т. е. (в °C)

$$t_{50\% \text{ мазута}} = t_e + \text{tg } \angle \text{ИТК}_{\text{мазута}} \cdot 50$$

где  $t_e$  — температура, соответствующая доле отгона светлых фракций, °C.

Дальнейшее построение линии ОИ для остатка проводят так же, как для нефти.

**Пример 3.** Найти угол наклона линии ИТК для мазута и температуру отгона 50% его, если  $\text{tg } \angle \text{ИТК}_{\text{нефти}} = 4$  и температура, соответствующая отгону 60% светлых, равна 310°C.

**Решение.** Находят угол наклона линии ИТК для мазута

$$\text{tg } \angle \text{ИТК}_{\text{мазута}} = 4 (1 - 0,6) = 1,6$$

Температура отгона 50% мазута

$$t_{50} = 310 + 1,6 \cdot 50 = 390^\circ\text{C}$$

Однако практически для пересчета линии ОИ на давления выше атмосферного используют приближенные методы, основанные

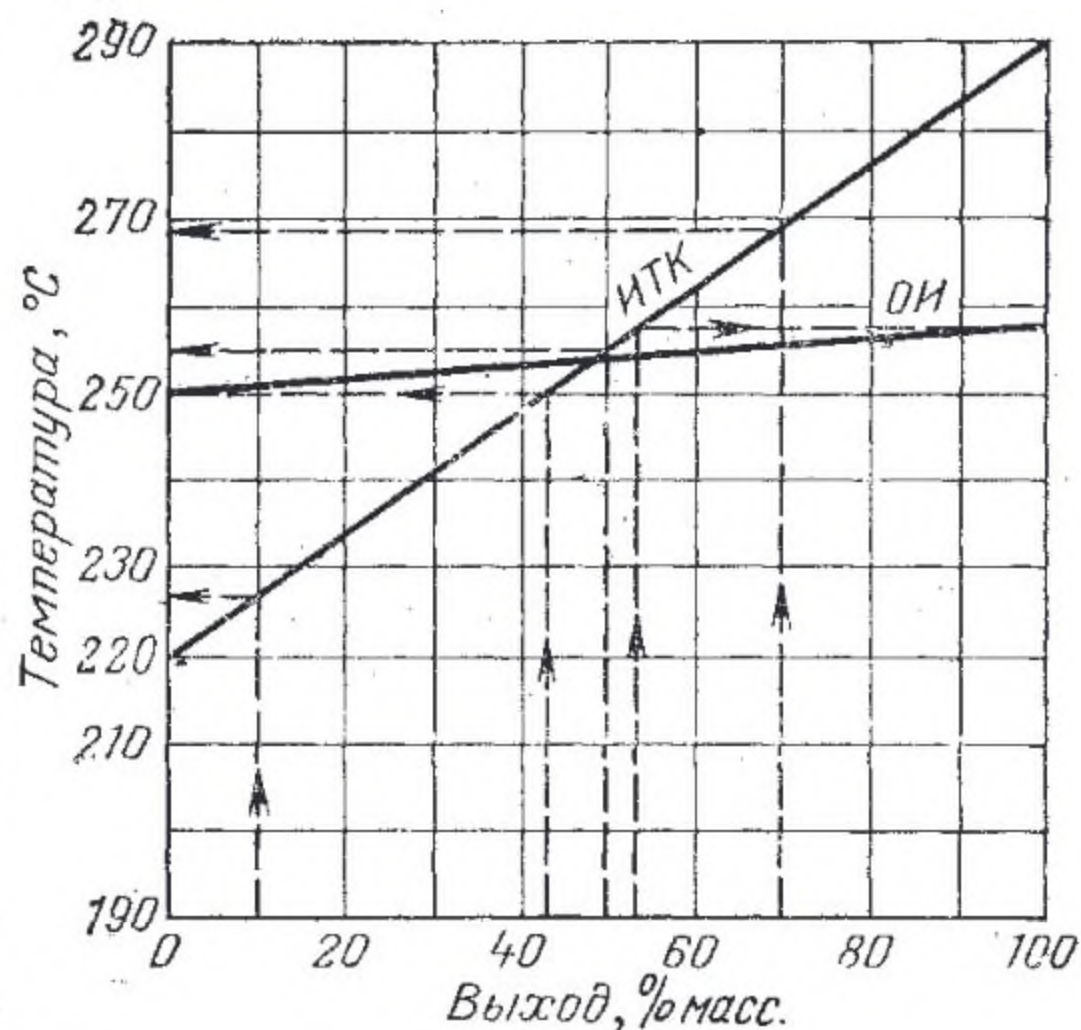


Рис. 16. Кривые ИТК и ОИ фракции 220—290°C (к примеру 1).

на следующих допущениях: линии однократного испарения при разных давлениях параллельны между собой; точка пересечения линий ИТК и ОИ при любых давлениях соответствует одному и тому же проценту отгона. При таком допущении для построения



линии ОИ при давлении, отличном от атмосферного, достаточно пересчитать температуру точки пересечения линий ИТК и ИО на соответствующее давление (см. Приложение 10) и через полученную точку провести прямую, параллельную линии ОИ при атмосферном давлении.

### ТЕМПЕРАТУРНЫЙ РЕЖИМ

При ректификации многокомпонентных смесей, например нефти и нефтепродуктов, температуры потоков определяют подбором таких значений температуры, при которых удовлетворяются следующие равенства [8]:

для жидкого потока

$$\sum k_i x_i = 1 \quad (55)$$

для парового потока

$$\sum \frac{y'_i}{k_i} = 1 \quad (56)$$

для паро-жидкостного потока с заданной мольной долей отгона  $e$

$$\sum \frac{k_i x_i}{1 + e(k_i - 1)} = 1 \quad (57)$$

В явном виде температура в уравнениях (55) — (57) не фигурирует. Однако величины  $P_i (k_i = P_i/P)$  и  $e$  являются ее функциями и при заданной температуре принимают вполне определенные значения. Для уменьшения числа приближений при расчете пользуются графической интерполяцией.

**Температуру паров фракции, уходящей с верха колонны, определяют как температуру конца однократного испарения этой фракции [5, 8].** Температура конца однократного испарения сложной смеси должна иметь значение, удовлетворяющее равенству (56). При расчете температуры верха колонны, работающей с водяным паром (при применении острого испаряющегося орошения), следует, подсчитывая парциальное давление верхнего продукта, учитывать пары орошения и воды.

В условиях однократного испарения в присутствии водяных паров парциальное давление смеси углеводородов определяют

$$p_y = P \cdot y = P \frac{N_{\text{уг.п.}}}{N_{\text{уг.п.}} + N_{\text{в.п.}}}$$

константу фазового равновесия

$$k_i = \frac{p_i}{p_y} = \left( 1 + \frac{N_{\text{в.п.}}}{N_{\text{уг.п.}}} \right) \frac{p_i}{P}$$

где  $y$  — мольная доля углеводородных паров;  $N_{\text{уг.п.}}$ ,  $N_{\text{в.п.}}$  — углеводородные и водяные пары, кмоль.



**Пример 1.** Определить парциальное давление паров бензина наверху ректификационной колонны, если оттуда уходит  $G_1 = 6000$  кг/ч (1,666 кг/с) паров бензина молекулярной массы 142 и  $G_2 = 1200$  кг/ч (0,333 кг/с) водяных паров. Давление наверху колонны  $P = 0,151$  МПа.

**Решение.** Парциальное давление паров бензина равно

$$p_6 = Py = P \frac{N_6}{N_6 + N_{в.п}}$$

где

$$N_6 = \frac{G_6}{M_6} = \frac{1,666}{142} = 0,0117 \quad N_{в.п} = \frac{G_{в.п}}{M_{в.п}} = \frac{0,333}{18} = 0,0185$$

$$p_6 = 0,151 \frac{0,0117}{0,0302} = 0,151 \cdot 0,3874 = 0,0584 \text{ МПа} = 58,4 \text{ кПа}$$

**Пример 2.** Определить температуру наверху ректификационной колонны, в которой идет разделение этилбензола и ксилолов. Температура кипения этилбензола  $136^\circ\text{C}$ , средняя для ксилолов  $140,5^\circ\text{C}$ . С верха колонны должна уходить фракция с содержанием низкокипящего компонента  $y = 0,980$ . Давление в колонне близко к атмосферному.

**Решение.** Для определения температуры верха колонны используют уравнение (56). Задаются температурой, при которой определяют величину  $k_i = P_i/P$  для каждого компонента. Давление насыщенных паров компонента  $P_i$  можно определить по Приложению 7 или по формуле (25). Основной компонент, уходящий сверху колонны (максимальная доля в парах), — этилбензол, поэтому задаются температурой верха колонны, близкой к температуре его кипения. Принимают температуру  $137^\circ\text{C}$  и проверяют, удовлетворяет ли она условию, при котором соблюдается равенство (56). Подсчеты сводят в таблицу:

Компонент	Температура верха колонны, $^\circ\text{C}$	$y$	$P_i$ , кПа	$k_i$	$y_i/k_i$
Этилбензол	137	0,980	102,6	1,01	0,975
Ксилолы	137	0,020	78,6	0,77	0,025
Итого . . .					1,000

Так как

$$\sum \frac{y_i}{k_i} = 1$$

считают, что температура подобрана верно и равна  $137^\circ\text{C}$ .



**Температура вывода боковых погонов** (температура жидкости). Более точные данные определения температуры выхода бокового погона дает метод расчета всей колонны от тарелки к тарелке [1, 2, 9]. Рекомендуют также определять температуру выхода бокового погона как температуру начала однократного испарения

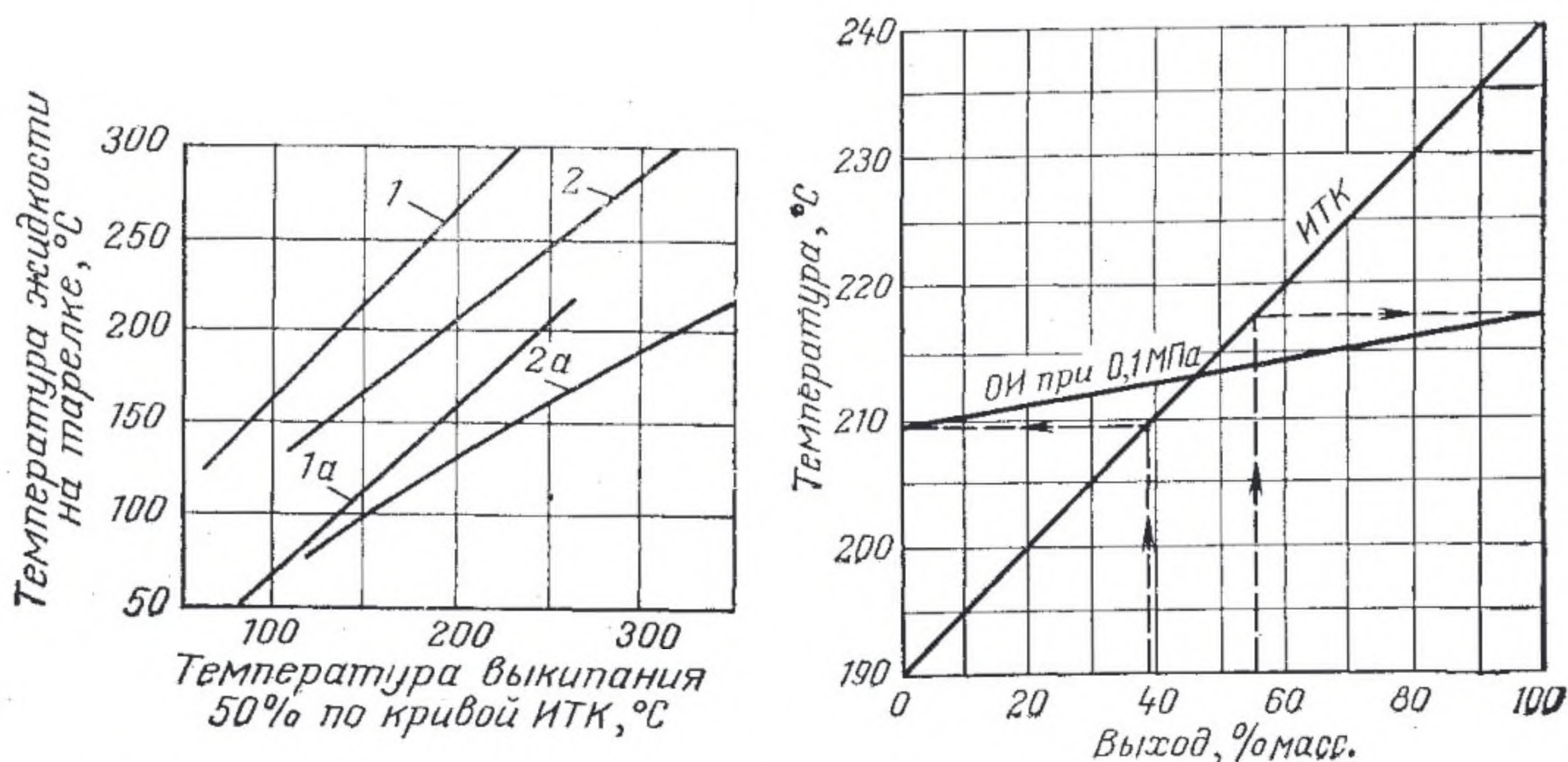


Рис. 17. Определение температур жидких потоков в колонне при разделении сложных смесей:

1 — верхняя тарелка (абсолютное давление в колонне выше 0,101 МПа, широкие пределы выкипания продукта); 1а — верхняя тарелка (давление до 0,101 МПа); 2 — тарелка с боковым отбором жидкости (абсолютное давление в колонне выше 0,101 МПа, узкие пределы выкипания фракций, орошение невелико); 2а — тарелка с боковым отбором жидкости (давление до 0,101 МПа).

Рис. 18. Кривые ИТК и ОИ для фракции 190—240 °C (к примеру 3).

при нулевой доле отгона и парциальном давлении паров выводимой фракции [8]. Температура начала однократного испарения сложной смеси должна иметь значение, удовлетворяющее равенству (55).

При подсчете парциального давления фракции в колоннах, работающих с водяным паром, следует учитывать влияние водяного пара ( $G_{в.п}$ ), паров орошения ( $G_{ор}$ ), имеющих состав выводимой фракции, и паров верхнего продукта ( $D$ )

$$p_i = \Pi \frac{\frac{G_{ор}}{M_{ор}}}{\frac{G_{ор}}{M_{ор}} + \frac{D}{M_D} + \frac{G_{в.п}}{M_{в.п}}}$$

При выборе температуры в качестве первого приближения можно пользоваться кривыми (рис. 17) [8], где в зависимости от температуры выкипания 50% фракции по линии ИТК находят приблизительное значение температуры выхода этой фракции.

**Температуру низа колонны** рассчитывают, используя уравнение (55). Температуру низа колонны, работающей с водяным паром,



можно определять на основе опытных данных. Эту температуру можно также найти из уравнения теплового баланса отгонной части колонны, предварительно задавшись количеством фракции, которое необходимо отпарить из остатка. Рекомендуется [9] рассчитывать колонну так, чтобы образовавшихся паров было не более 25—35% от остатка.

*Пример 3.* Определить температуру выхода из колонны 6538 кг/ч (1,816 кг/с) жидкой нефтяной фракции молекулярной массы 114,4. Линия ИТК фракции приведена на рис. 18. Давление наверху колонны составляет 0,15 кПа. Фракция отбирается с 19-ой тарелки сверху, через которую проходит 1000 кг/ч (0,2777 кг/с) водяных паров, 1500 кг/ч паров бензина (М-100). Перепад давления на каждой тарелке принят равным 0,399 кПа.

*Решение.* На рис. 18 дана линия разгонки данной фракции — ИТК. К этой линии строят линию ОИ (см. с. 41) при атмосферном давлении. По построенной линии ОИ видно, что началу однократного испарения (0% отбора) соответствует температура 210 °С.

Определяют парциальное давление фракции

$$p_{\text{фр}} = P \frac{N_{\text{фр}}}{N_{\text{фр}} + N_{\text{в.п}} + N_{\text{б}}}$$

$$N_{\text{фр}} = \frac{G_{\text{фр}}}{M_{\text{фр}}} = \frac{1,816}{114,4} = 0,01587 \quad N_{\text{б}} = \frac{G_{\text{б}}}{M_{\text{б}}} = \frac{0,416}{100} = 0,00416$$

$$N_{\text{в.п}} = \frac{G_{\text{в.п}}}{M_{\text{в.п}}} = \frac{0,2777}{18} = 0,01542$$

Давление в точке вывода фракции

$$P = 150 + 19 \cdot 0,399 = 157,5 \text{ кПа} = 0,1575 \text{ МПа}$$

Подставляют полученные значения

$$p_{\text{фр}} = 0,1575 \frac{0,01587}{0,03545} = 0,0705 \text{ МПа} = 70,5 \text{ кПа}$$

Температуру начала однократного испарения корректируют на парциальное давление по графику Кокса (см. Приложение 7). Получают температуру 197 °С.

*Пример 4.* Определить температуру внизу изобутановой колонны, работающей под давлением 0,707 МПа. С низа колонны уходят компоненты, мольные доли которых в смеси следующие: изобутана 0,045; *n*-бутана 0,377; пентанов 0,009; легкого алкилата 0,556 (средняя температура кипения 107 °С), тяжелого алкилата 0,013 (средняя температура кипения 205 °С).

*Решение.* Для определения температуры низа колонны используют равенство (55)

$$\sum k_i x_i = 1$$



в котором мольные доли компонентов смеси известны. Надо определить величину  $k_i$  (см. с. 22) для каждого компонента

$$k_i = \frac{P_i}{P}$$

Для определения этой величины необходимо знать давление системы (в условии задачи  $P=0,707$  МПа) и давление насыщенных паров компонентов при  $t^\circ\text{C}$ . Для решения задаются несколькими значениями температуры и при этих температурах соответственно определяют  $P_i$  (по графику Кокса или по формуле Ашворта), затем  $k_i$  и, наконец,  $\sum k_i x_i$ , которая при правильно выбранной температуре должна быть равна единице. Температуру кипения бутанов при атмосферном давлении находят в справочнике: для *n*-бутана  $0,6^\circ\text{C}$ , для изобутана  $10^\circ\text{C}$ . Температурой задаются, исходя из практических данных, либо определяют по началу линии ОИ. Задаемся, исходя из практических данных, температурами  $140$  и  $135^\circ\text{C}$ . Для этих температур находят давление насыщенных паров изобутана и *n*-бутана по формуле Ашворта (25) и справочным данным [10], для остальных компонентов — по графику Кокса (см. Приложение 10). Результаты расчетов сводят в таблицу:

Компонент	Температура $140^\circ\text{C}$			
	$x'_i$	$P_i$ , МПа	$k_i = \frac{P_i}{P}$	$k_i x_i$
Изобутан	0,045	2,698	3,85	0,173
<i>n</i> -Бутан	0,377	2,427	3,47	1,308
Пентан	0,009	1,315	1,87	0,016
Легкий алкилат	0,556	0,263	0,37	0,205
Тяжелый алкилат	0,013	0,013	0,00	0,000
Итого . . .				1,702

Видно, что  $\sum k_i x'_i$  не равна единице, т. е. выбранная температура не удовлетворяет равенству. Задаются температурой  $135^\circ\text{C}$  и делают аналогичный расчет, результаты которого также сводят в таблицу (см. с. 51).

При  $135^\circ\text{C}$   $\sum k_i x'_i$  также не равна единице. Следовательно, необходимо задаваться значением температуры до тех пор, пока при этом значении данная сумма не будет равна единице. Но можно несколько упростить задачу, если провести экстраполяцию графическим методом. Для этого в координатах  $\sum k_i x'_i$  и  $t$  (рис. 19) строят прямую по полученным при вычислениях данным. Точка А соответствует температуре  $140^\circ\text{C}$  и  $\sum k_i x'_i = 1,702$ , точка В — температуре  $135^\circ\text{C}$  и  $\sum k_i x'_i = 1,554$ . По этой прямой определяют температуру, при которой  $\sum k_i x'_i = 1$ . Искомая температура  $117^\circ\text{C}$ .



**Температура сырья, поступающего в колонну.** Так как сырье поступает в колонну в паро-жидкостном состоянии, то температуру входа сырья в колонну подбирают такую, при которой удовлетворяется равенство (57) [7]. Следует учитывать, что в колонну с

Компонент	Температура 135 °С			
	$x'_i$	$P_i$ , МПа	$k_i = \frac{P_i}{P}$	$k_i x_i$
Изобутан	0,045	2,535	3,62	0,162
n-Бутан	0,377	2,280	3,25	1,222
Пентан	0,009	1,184	1,69	0,015
Легкий алкилат	0,556	0,196	0,28	0,155
Тяжелый алкилат	0,012	0,010	0,00	0,000
Итого . . .				1,554

кипятильником часто целесообразно подавать сырье с температурой, при которой массовая доля отгона равна нулю, тогда расчет ведут по формуле (55). Однако практически выбирают температуру входа сырья, соответствующую большей доле отгона, чтобы разгрузить низ колонны. В колонну, работающую с водяным паром, подают сырье с достаточно высокой температурой, чтобы увеличить глубину отбора легких фракций.

Очень часто температуру входа сырья в колонну находят методом подбора так, чтобы при заданном давлении обеспечивалась необходимая

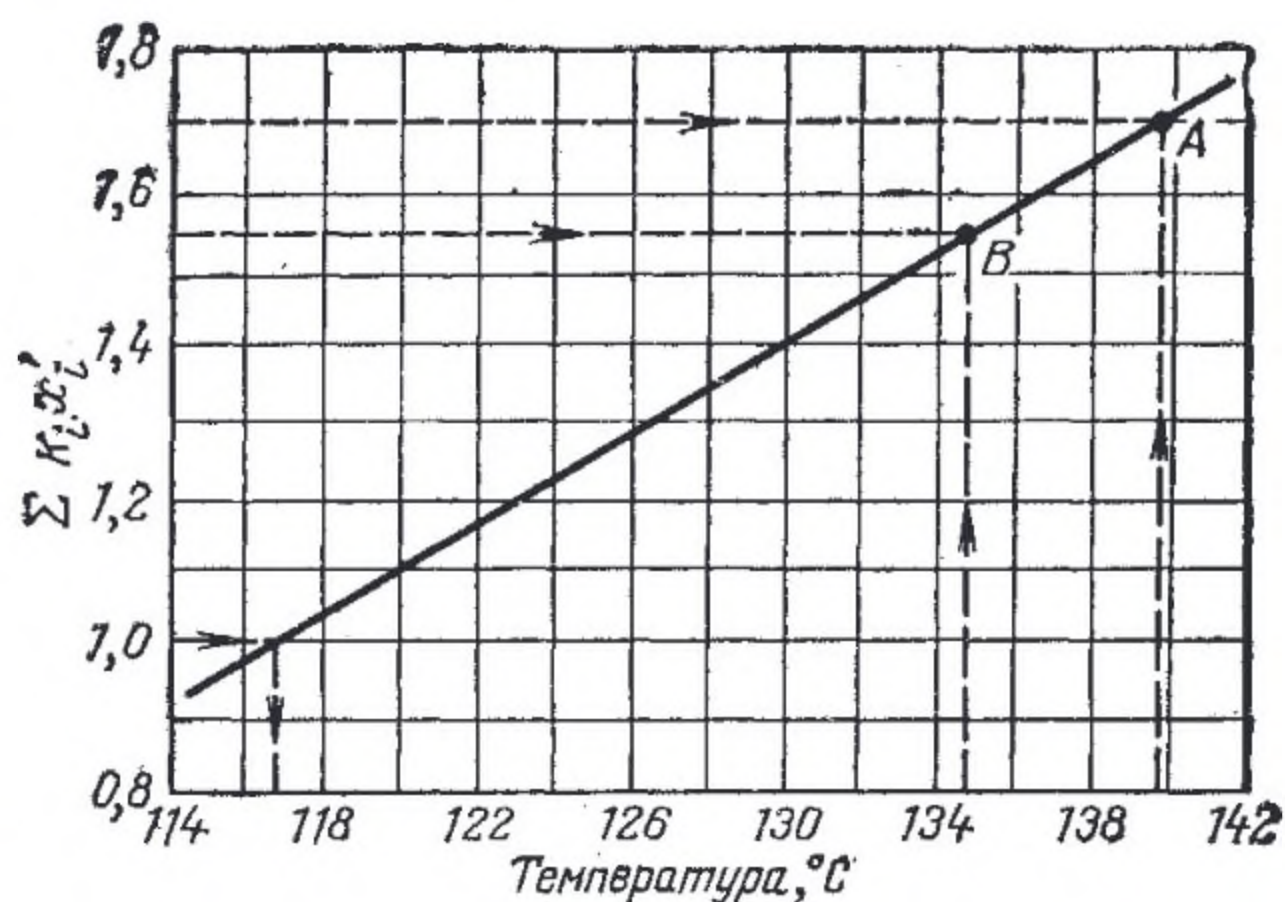


Рис. 19. График для определения температуры низа колонны (к примеру 4).

доля отгона. При расчете отгона состав жидкой и паровой фаз определяют по уравнениям для жидкой фазы

$$x'_i = \frac{x'_0}{1 + e(k_i - 1)} \quad (58)$$

для паровой фазы

$$y_i = k_i x_i$$



Уравнения (58) позволяют определить концентрацию любого компонента в жидкой и паровой фазах при однократном испарении при известных температуре, давлении и мольных долях компонентов в сырье. Пересчет массовой доли отгона  $\bar{e}$  в мольную  $e$  ведут по уравнению

$$e = \bar{e} \frac{M_y}{M_0} \quad (59)$$

где  $M_0$  — молекулярная масса исходного сырья;  $M_y$  — молекулярная масса паровой фазы.

Программа расчета доли отгона на ЭВМ «Наири» дана в *Приложении 30*. На основании обследования работы колонн рекомендуют расход водяного пара: в отгонную часть атмосферной колонны 1,5—2% на сырье колонны; в стриппинги — лигроина 0,3—0,4%, керосина — 0,2—0,3%, соляра 0,1—0,2%; в отгонную часть вакуумной колонны 1,2—1,5% на мазут.

*Пример 5.* Определить массовую долю отгона от нефти при 300 °С и давлении в месте ввода сырья в колонну 120 кПа. Состав нефти, молекулярная масса и средние температуры кипения приведены в таблице. Мольную долю отгона принять  $e = 0,35$ .

*Решение.* Вычисляют давление насыщенных паров каждой фракции при 300 °С по уравнению Ашворта (25). Для шестой фракции давление паров принимают равным нулю, так как при 300 °С фракция практически не испаряется. Для определения доли отгона нефти необходимо подсчитать мольную долю каждого ком-

Пределы выкипания фракции °С	Массовая доля	Молеку- лярная масса	Средняя темпера- тура кипе- ния, °С	Давление насыщенных паров, $P_i$ , кПа	$N_i = \frac{\bar{x}_i}{M_i} \cdot 10^4$	Мольная доля $x_0 = \frac{N_i}{\sum N_i}$
60—218	0,139	139	165	1173,00	10,00	0,266
218—300	0,141	194	260	226,00	7,27	0,194
300—360	0,100	238	330	52,52	4,21	0,112
360—440	0,130	286	400	9,33	4,54	0,121
440—520	0,130	348	480	0,85	3,74	0,100
Выше 520	0,360	465	—	0	7,74	0,207
Итого . . .	—	—	—	—	$\sum N_i = 37,5$	1,000

понента в паровой и жидкой фазах по уравнениям (58). Все данные для расчета известны. Результаты подсчета сведены в таблицу (см. с. 52 и 53). В результате подсчетов получают в графах 12 и 13 мольный состав равновесных паровой и жидкой фаз. В графе 14 даны произведения мольной доли компонентов в парах на их молекулярную массу. Эти произведения по существу представляют



собой массы каждого компонента, приходящиеся на 1 моль паров. Сумма этих масс, данная в конце графы, составляет массу 1 моль паров, образовавшихся в результате однократного испарения, или численно равную ей молекулярную массу паровой фазы  $M_y = 162,5$ .

Среднюю молекулярную массу исходной нефти подсчитывают по формуле

$$M_0 = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{M_i}}$$

Подставив суммарное значение  $\sum N_i$  из графы 6 ( $\sum N_i \cdot 10^4 = 37,5$ ), получим

$$M_0 = \frac{10\,000}{37,5} = 266$$

Подсчитывают массовую долю отгона от нефти при 300 °С, 120 кПа и мольной доле  $e = 0,35$  по формуле

$$\bar{e} = e \frac{M_y}{M_0} = 0,35 \frac{162,5}{266} = 0,214$$

*Пример 6.* Определить температуру ввода сырья в колонну, если давление в секции питания 668,7 кПа, мольные доли компонен-

ТАБЛИЦА К ПРИМЕРУ 5

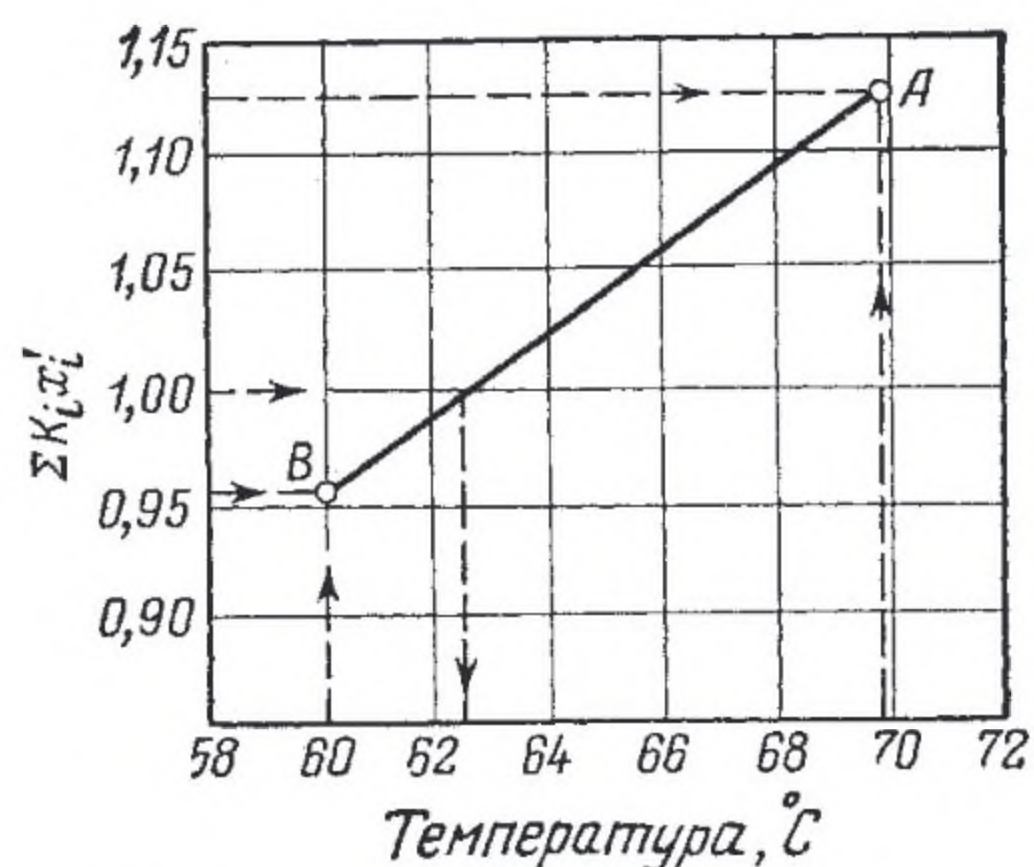
$x_0 \cdot \Pi$	$P_i - \Pi$	$e(P_i - \Pi)$	$e(P_i - \Pi) + \Pi$	$x_i = \frac{x_0 \Pi}{e(P_i - \Pi) + \Pi}$	$y_i = \frac{P_i}{\Pi} x_i$	$y_i M_i$
31,92	1053,00	368,500	488,500	0,065	0,640	88,2
23,28	106,60	37,300	157,300	0,148	0,280	54,3
13,44	—67,48	—23,618	96,382	0,139	0,063	15,0
14,52	—110,67	—38,743	81,266	0,178	0,014	4,0
12,00	—119,14	—41,701	78,299	0,153	0,003	1,0
24,84	—120,00	—42,000	78,000	0,318	0,000	0,0
—	—	—	—	1,001	1,000	$M_y = 162,5$

тов в сырье даны ниже в таблице. Средняя температура кипения алкилатов: легкого 107, тяжелого 205 °С.

*Решение.* Считают, что сырье входит в колонну при температуре начала кипения, т. е. массовая доля отгона равна нулю. При расчете пользуются уравнением (55). Задаются двумя значениями температуры: 60 и 70 °С. Для этих значений определяют давление



насыщенных паров для алкилатов по формуле Ашворта (20) или по графику Кокса (см. Приложение 10), получая его в МПа: пропан 1,49; изобутан 0,8; *n*-бутан 0,628; пентаны 0,263; легкий алкилат 0,0293; тяжелый алкилат 0,013. Зная, что  $k_i = P_i/P$ , подсчитывают для каждого компонента  $k_i$  и  $k_i x'_i$  при 60 и 70 °С. Результаты расчетов сведены в таблицу (см. ниже).



По полученным данным (см. таблицу) строят график в координатах  $t$ , °С и  $\Sigma k_i x'_i$  (рис. 20). Точка А имеет координаты  $t =$

Рис. 20. График для определения температуры ввода сырья в колонну (к примеру 6).

$= 70$  °С и  $\Sigma k_i x'_i = 1,125$ , точка В — координаты  $t = 60$  °С и  $\Sigma k_i x'_i = 0,964$ . Между этими точками проводят прямую, по которой определяют искомую температуру 62,6 °С соответствующую  $\Sigma k_i x'_i = 1$ .

Компонент	$x_i$	Температура 60 °С		Температура 70 °С	
		$k_i$	$k_i x'_i$	$k_i$	$k_i x'_i$
Пропан	0,0068	2,25	0,0153	2,52	0,017
Изобутан	0,6831	1,20	0,8196	1,40	0,957
<i>n</i> -Бутан	0,1261	0,95	0,1200	1,20	0,150
Пентан	0,0036	0,40	0,0011	0,32	0,001
Легкий алкилат	0,1760	0,045	0,0080	0,03	0,0001
Тяжелый алкилат	0,0044	0,02	0,0000	0,025	—
Итого . . .	1,0000	—	0,9640	—	1,1251

### ДИАМЕТР

Диаметр колонны определяют в зависимости от максимального расхода паров и их допустимой скорости в свободном сечении колонны [6—8]. Предварительно вычисляют объем паров ( $V$ , м³/ч), проходящих в 1 ч через сечение колонны в нескольких ее местах, так как нагрузка колонны по парам по высоте различна. Для определения объема паров, проходящих через поперечное сечение аппарата в единицу времени, широко пользуются формулой

$$V = 22,4 \frac{T}{273} \cdot \frac{0,101}{P} \sum \frac{G_i}{M_i} \quad (60)$$

где  $T$  — температура системы, К;  $P$  — давление в системе, МПа;  $G_i$  — расход компонента, кг/ч;  $M_i$  — молекулярная масса компонента.



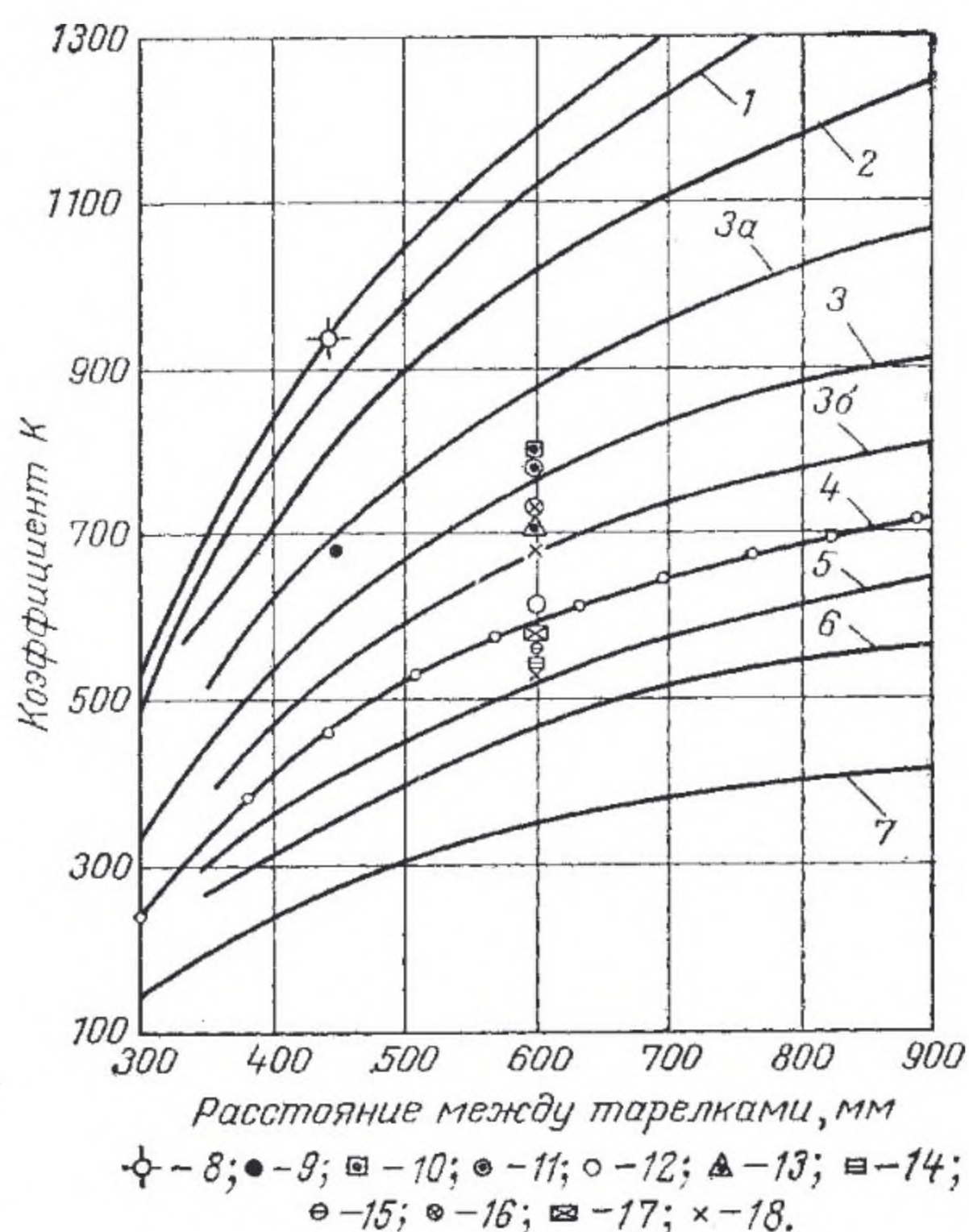
Если давление паров и газов выше 0,4 МПа, то в формулу (60) необходимо ввести величину  $Z$  (с. 21)

$$V = 22,4 \frac{T}{273} \frac{0,101}{P} Z \sum \frac{G_i}{M_i}$$

По наибольшему объему паров вычисляют диаметр. Допустимая скорость паров влияет на эффективность ректификации, так как с увеличением скорости паров возрастает механический унос

Рис. 21. Значение коэффициента  $K$  в зависимости от расстояния между тарелками в колонне и условий ректификации:

1 — максимальные значения для перфорированных ситчатых, решетчатых, каскадных и других тарелок подобного типа; 2 — максимальные значения для колпачковых тарелок с минимальным шагом между колпачками при благоприятных нагрузках по жидкости, а также для нормальных условий работы ситчатых, каскадных и решетчатых тарелок; 3 — для колпачковых тарелок при нормальной жидкостной нагрузке при атмосферном и более высоких давлениях; 3а, 3б — для колпачковых тарелок при жидкостной нагрузке меньше нормальной (до 90 м<sup>3</sup>/(м·ч)); 4 — для колпачковых тарелок старого типа (кривая, построенная Саудерсом и Брауном); 5 — для отпарных колонн; 6 — для абсорбционных колонн; 7 — для вакуумных колонн; 8 — колонна выделения о-ксилола; 9 — колонна выделения этилбензола; 10 — дебутановая колонна ГФУ; 11 — колонна выделения широкой бензиновой фракции; 12 — бензольная колонна; 13 — деизопентановая колонна; 14 — колонна выделения технического ксилола; 15 — колонна выделения толуола; 16 — деизобутановая колонна; 17 — депентановая колонна; 18 — две депентановые колонны.



капель жидкости на вышележащую тарелку. Кроме того, чем выше допустимая скорость, тем меньше диаметр колонны и расход металла. Допустимая скорость зависит от типа ректификационных тарелок, расстояния между ними, давления в колонне и др.

В практике нефтепереработки для определения допустимой скорости паров в колоннах с тарелками широко пользуются уравнением Саудерса и Брауна

линейная ( $u_{д.л}$ , м/с)

$$u_{д.л} = \frac{0,305}{3600} K \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} \quad (61)$$

массовая (кг/м<sup>2</sup>·с)

$$u_{д.в} = \frac{0,305}{3600} K \sqrt{\rho_{п} (\rho_{ж} - \rho_{п})} \quad (62)$$

где  $K$  — коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками и условий ректификации;  $\rho_{п}$  и  $\rho_{ж}$  — абсолютная плотность соответственно паров и жидкости, кг/м<sup>3</sup>.



По рекомендации авторов [5, 6, 8, 9] коэффициент  $K$  определяется в зависимости от расстояния между тарелками, типа тарелки, нагрузки по жидкости и некоторых условий работы колонны. На рис. 21 приведен график для определения коэффициента  $K$  в уравнениях (61) и (62), полученный на основе обобщения работы ректификационных колонн.

Скорость паров в атмосферных колоннах 0,46—0,84 м/с, в вакуумных 2,5—3,5 м/с (при расстоянии между тарелками 610 мм), в колоннах, работающих под давлением, 0,2—0,7 м/с, в шлемовых трубах атмосферных колонн 12—20 м/с, в шлемовых трубах вакуумных колонн 30—60 м/с. Диаметр колонны ( $d$ , м) определяют по уравнению

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = 1,128 \sqrt{\frac{V}{u}} \quad (63)$$

где  $V$  — объем паров, м<sup>3</sup>/с;  $u$  — допустимая линейная скорость движения паров, м/с.

Если найденный диаметр не совпадает со значением, данным в ГОСТ, то принимают ближайший больший диаметр из следующих приведенных значений: 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0 м.

#### ВЫСОТА

Высота колонны зависит от числа и типа ректификационных тарелок в колонне, а также расстояния между ними. Для обеспечения хорошей ректификации расстояние между тарелками должно быть таким, чтобы не было уноса жидкости с нижележащих тарелок на вышележащие; оно зависит от конструктивного расположения смотровых люков и др. Обычно это расстояние принимается от 0,3 до 0,9, чаще всего 0,5—0,7 м. Если эта величина известна, то общую рабочую высоту колонны ( $H$ , м) можно определить по формулам

с колпачковыми тарелками

$$H = an_{\text{пр}}$$

для насадочных колонн

$$H = h_3 n_{\text{т}}$$

где  $a$  — расстояние между тарелками, м;  $n_{\text{пр}}$  — число практических тарелок;  $h_3$  — высота насадки, эквивалентная одной теоретической тарелке, м;  $n_{\text{т}}$  — число теоретических тарелок.

Фактическая высота колонны больше, так как необходимо учесть высоту, занятую отбойными тарелками, свободное пространство между верхней тарелкой и верхним днищем аппарата, высоту слоя жидкости внизу колонны, высоту постаментов колонны. Высоту низа колонны рассчитывают, исходя из 5—10-минутного запаса продукта внизу колонны, необходимого для нормальной ра-



боты насоса. Расстояние от уровня жидкости внизу колонны до нижней тарелки принимается равным 1—2 м, чтобы пар, поступающий из кипятильника, равномерно распределялся по сечению колонны [8].

Высота свободного пространства между верхней тарелкой и верхним днищем колонны может быть принята равной  $\frac{1}{2}$  диаметра колонны, если днище полукруглое, и  $\frac{1}{4}$  диаметра, если днище полуэллипс.

*Пример.* Определить высоту колонны (рис. 22), в которой тарелки размещены следующим образом: в концентрационной части 23 тарелки ректификационные и 4 отбойные, в отпарной части 4 тарелки ректификационные. В низ колонны поступает 31 560 кг/ч (8,766 кг/с) мазута плотностью 737 кг/м<sup>3</sup> при температуре низа колонны. Диаметр низа колонны 3 м.

*Решение.* Высоту от верхнего днища до первой ректификационной тарелки  $h_1$  принимают конструктивно равной  $\frac{1}{2}$  диаметра, т. е. 1,5 м. Высоты  $h_2$  и  $h_4$  определяют, исходя из числа тарелок в этой части колонны и расстояния между ними (принимая  $a=0,6$  м)

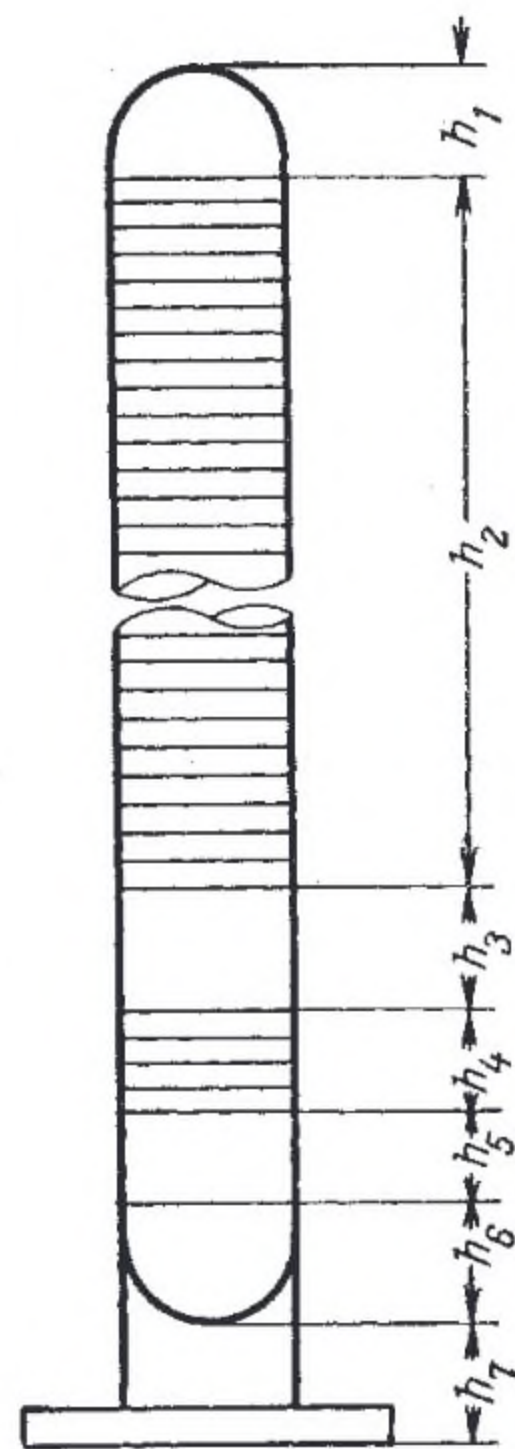


Рис. 22. Схема ректификационной колонны.

$$h_2 = (n - 1) a = (27 - 1) 0,6 = 15,6 \text{ м} \quad h_4 = (n - 1) a = (4 - 1) 0,6 = 1,8 \text{ м}$$

Высоту  $h_3$  берут из расчета расстояния между тремя тарелками

$$h_3 = a \cdot 3 = 0,6 \cdot 3 = 1,8 \text{ м}$$

Высоту  $h_5$  принимают равной 2 м. Высоту  $h_6$  определяют, исходя из запаса остатка на 600 с. Объем мазута внизу колонны составляет

$$V_m = \frac{8,766 \cdot 600}{737} = 7,14$$

Площадь поперечного сечения колонны

$$F = \frac{3,14 \cdot 3^2}{4} \simeq 7 \text{ м}^2$$

Отсюда

$$h_6 = \frac{V}{F} = \frac{7,14}{7,0} = 1 \text{ м}$$



Высоту юбки  $h_7$  принимают, исходя из практических данных, равной 4 м. Общая высота колонны составляет

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 = \\ = 1,5 + 15,6 + 1,8 + 1,8 + 2,0 + 1,0 + 4,0 = 27,7 \text{ м}$$

### ЧИСЛО ТАРЕЛОК

Число ректификационных тарелок в колонне в основном зависит от требуемой четкости ректификации; разности температур кипения разделяемых фракций; количества подаваемого в колонну орошения. Число теоретических тарелок в ректификационной колонне определяют обычно графически [1, 6, 8, 9], методом расчета от тарелки к тарелке [6, 8] и эмпирическими методами [8]. Можно подобрать число тарелок в колонне и на основании практических данных.

Тарелки с S-образными элементами применяют в колоннах атмосферных, отпарных, под давлением, ГФУ, абсорбционных. Не рекомендуют применять их для вакуумных колонн. Однопоточные тарелки рекомендованы для колонн диаметром 1—4 м, двух- и четырехпоточные — для колонн диаметром более 4 м. Клапанные тарелки рекомендуют применять в колоннах АВТ, ГФУ, АГФУ, азеотропной перегонки, четкой ректификации; ситчатые тарелки — для колонн четкой ректификации, азеотропной перегонки, ГФУ, при повышенных жидкостных нагрузках. Не рекомендуют для вакуумных колонн, для загрязненных сред, при больших колебаниях нагрузки, в колоннах большего диаметра (более 2,5 м). Струйные тарелки рекомендуют применять для атмосферных колонн диаметром до 3,2 м, отпарных, в колоннах под давлением (диаметр до 4 м). Струйные тарелки с отбойниками рекомендуют применять для вакуумных колонн. Решетчатые тарелки провального типа применяют в колоннах ГФУ, АГФУ, вторичной перегонки диаметром до 2,4 м, при больших нагрузках по жидкости.

В *Приложениях 31—33* дана характеристика ректификационных колонн атмосферно-вакуумных установок.

### Задачи

93. На рис. 23 дана линия ИТК фракции 320—420 °С. Построить линию ОИ и определить температуру выхода жидкой фракции из колонны при парциальном давлении 10 кПа.

94. Построить линию ОИ для туймазинской нефти. Линия ИТК дана на рис. 24. Определить выход и характеристику фракций н. к. — 180 °С, 180—240 °С и 240—350 °С.

95. Построить линию ОИ бензина, имеющего следующий фракционный состав: н. к. = 45 °С, 10% — 80 °С, 20% — 100 °С, 30% — 115 °С, 40% — 125 °С, 50% — 145 °С, 60% — 160 °С, 70% — 172 °С, 80% — 185 °С, 90% — 195 °С, к. к. = 205 °С.

96. Построить линию ОИ для фракции 350—480 °С туймазинской нефти (см. рис. 24).

97. Построить линию ОИ для мазута туймазинской нефти с н. к. = 340 °С (см. рис. 24).



98. Построить линию ОИ для фракции 300—500 °С шпаковской нефти (рис. 25).

99. Определить температуру выхода паров бензина с верха ректификационной колонны. Кривая разгонка бензина дана на рис. 26. Из колонны выходит 108200 кг/ч бензина и орошения (молекулярная масса 108) и 5286 кг/ч водяных паров. Давление в испарительной части 126 кПа. Число тарелок в концентрационной части колонны 21. Перепад давления на каждой тарелке 0,66 кПа.

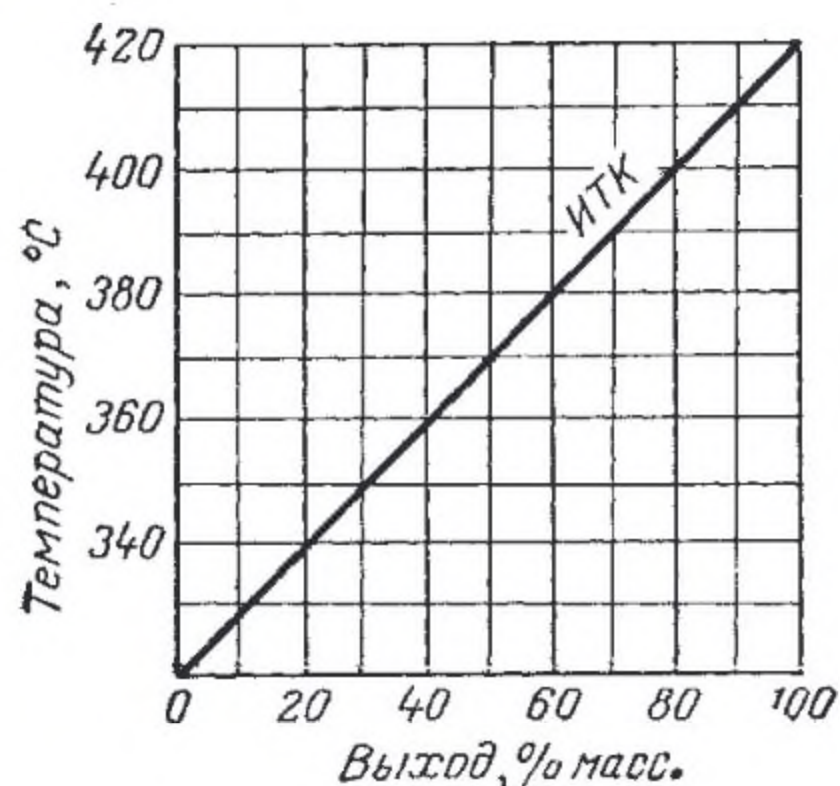


Рис. 23. Кривая ИТК масляной фракции 320—420 °С.

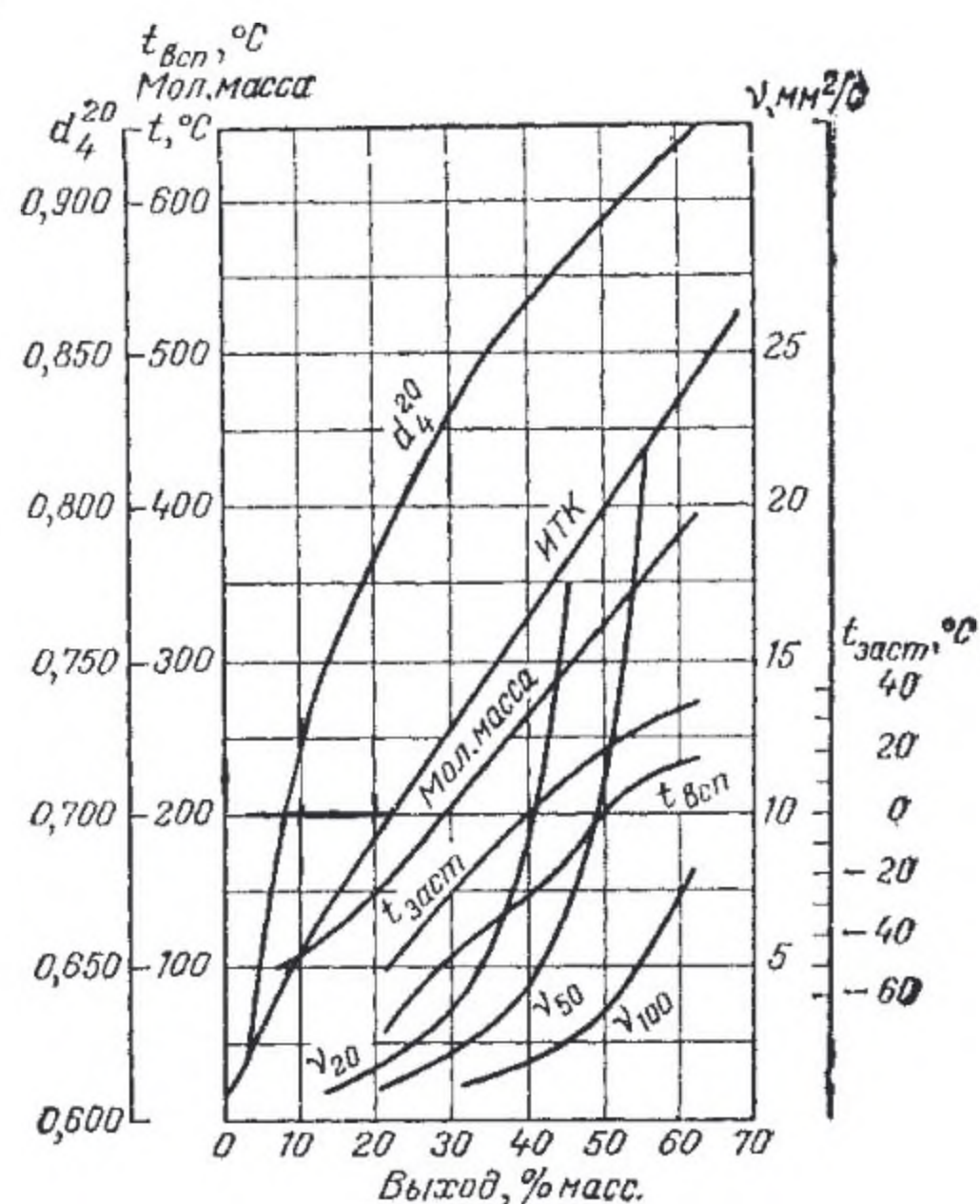


Рис. 24. Кривые характеристик туймазинской нефти.

100. Определить температуру верха колонны-деизобутанизатора, если давление наверху аппарата  $P=0,707$  МПа, состав паров приведен ниже:

Компонент	$M$	$y_i$
$C_3H_8$ . . . . .	44	0,0097
изо- $C_4H_{10}$ . . . . .	58	0,9790
н- $C_4H_{10}$ . . . . .	58	0,0113

Итого . . . 1,0000

101. Определить температуру выхода из колонны жидкой фракции 140—240 °С ромашкинской нефти. Линия разгонки фракции (по ИТК) дана на рис. 27. Давление в месте вывода фракции 0,175 МПа. Расход фракции и флегмы 56 000 кг/ч ( $M=153,1$ ). Через данное сечение колонны проходит 8850 кг/ч водяного пара и 10 000 кг/ч паров бензина ( $M=100$ ).

102. Какова температура выхода из колонны фракции 300—380 °С, если давление вверху колонны 320,76 кПа, фракция отбирается с 15-й тарелки. Расход фракции и флегмы 28 000 кг/ч ( $M=253,1$ ). В колонну подают водяной пар 7580 кг/ч. Фракционный состав фракции (разгонка по ГОСТ): н. к. = 300 °С; 10% = 305 °С; 20% = 310 °С; 30% = 321 °С; 40% = 330 °С; 50% = 350 °С; 60% = 355 °С; 70% = 365 °С; 80% = 370 °С; 97,8% = 375 °С. Перепад давления на тарелку принять 0,4 кПа.

103. В ректификационную колонну поступает отбензиненная ромашкинская нефть. Давление в испарительной части колонны 187,4 кПа. Определить долю отгона  $\bar{e}$  при температуре 340 °С.



Данные для расчета приведены ниже:

Пределы выкипания по ИТК, °C	$t_{\text{ср}},$ °C	$M$	$\bar{x}_i$	Пределы выкипания по ИТК, °C	$t_{\text{ср}},$ °C	$M$	$\bar{x}_i$
85—140	112,5	106,2	0,064	350—400	375	313,1	0,085
140—240	190	153,1	0,163	400—450	425	376,1	0,080
240—300	270	213,9	0,103	450—490	470	401,9	0,083
300—350	325	253,1	0,081	Выше 490	550	520	0,341
Итого . . .							1,000

Мольную долю отгона принять 0,58.

104. Нефть, нагретая в печи до 360 °C, поступает в колонну (давление 0,182 МПа). Определить массовую долю отгона от нефти при входе в колонну (принять  $\bar{e}=0,54$ ). Состав нефти следующий:

Пределы выкипания по ИТК, °C	$t_{\text{ср}},$ °C	$M$	$\bar{x}_i$	Пределы выкипания по ИТК, °C	$t_{\text{ср}},$ °C	$M$	$\bar{x}_i$
85—140	112	105	0,0659	350—420	385	273	0,0886
140—240	190	154	0,1740	420—500	460	324	0,1750
240—350	295	232	0,1725	Выше 500	560	400	0,3240

105. Определить минимальное давление в буферной емкости орошения изобутановой колонны, если с верха колонны отбирают дистиллят следующего состава:

Компонент	$M$	$y_i$
$C_3H_8$ . . . . .	44	0,046
изо- $C_4H_{10}$ . . . . .	58	0,928
$n$ - $C_4H_{10}$ . . . . .	58	0,026

Итого . . . 1,000

Охлаждение водяное. Температура конденсации продукта 40 °C.

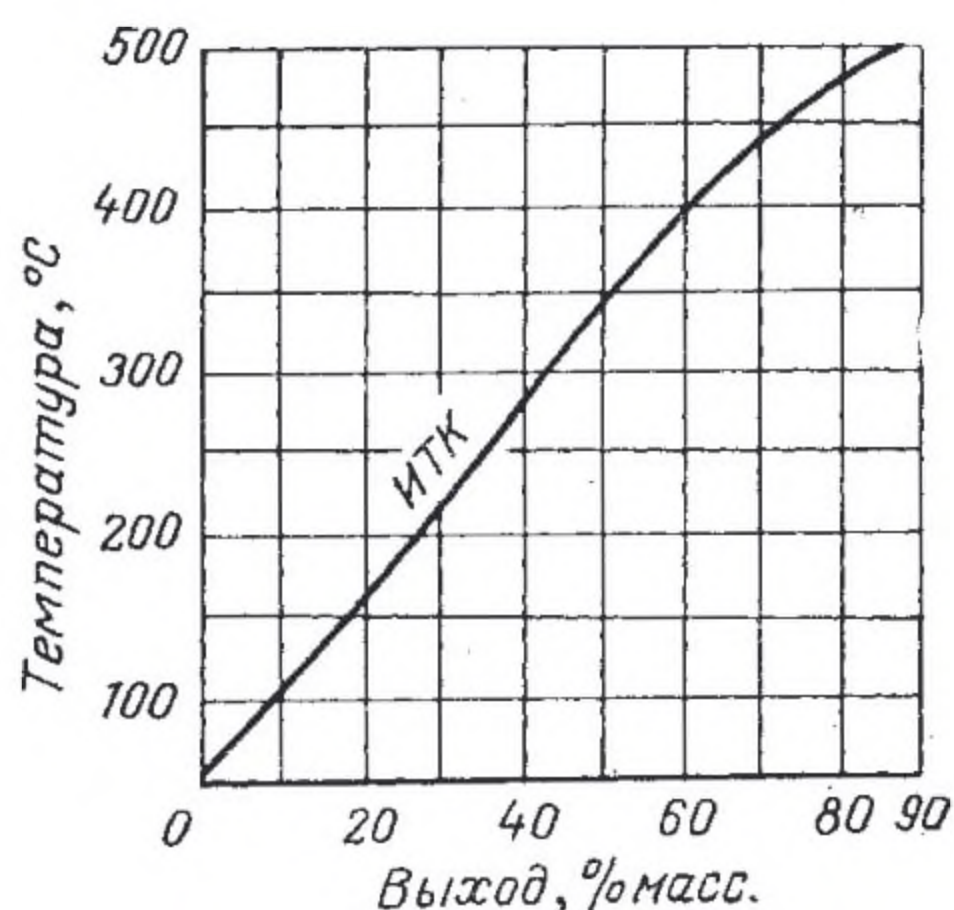


Рис. 25. Кривая ИТК для шкаповской нефти.

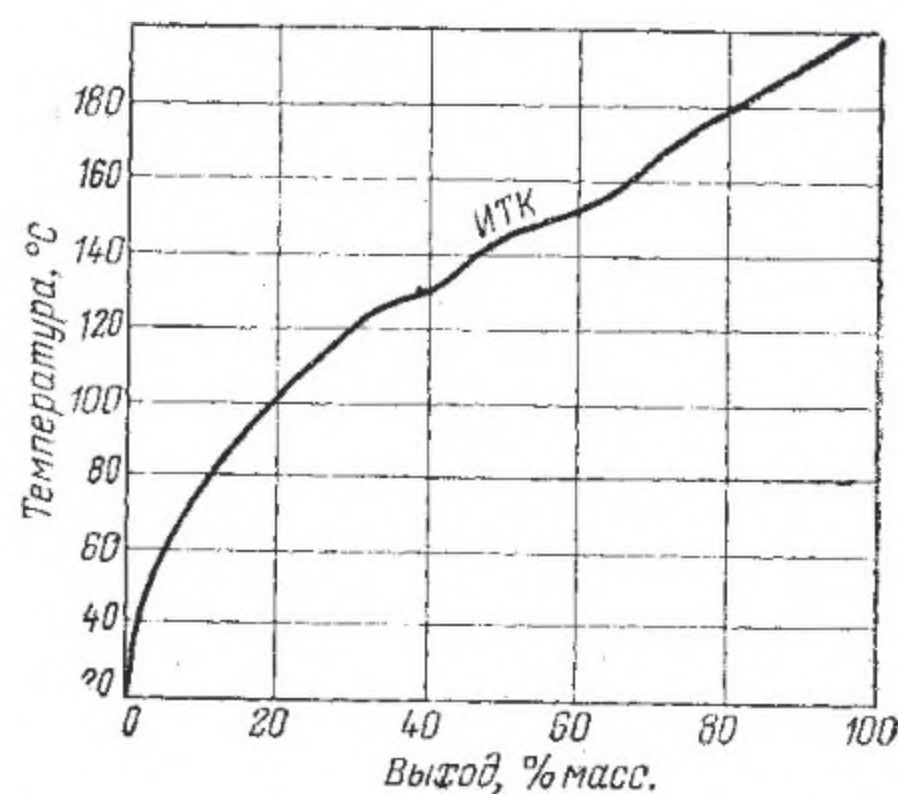


Рис. 26. Кривая ИТК бензиновой фракции.

106. Определить температуру низа колонны. Состав продуктов, уходящих с низа колонны (в кг/ч): пропан 13; изобутан 5512;  $n$ -бутан 550. Давление внизу колонны 1,46 МПа.



107. Определить диаметр колонны, если максимальный объем паров в ней равен  $28,6 \text{ м}^3/\text{с}$  и допустимая скорость паров  $0,92 \text{ м/с}$ .

108. Определить секундный объем паров в сечении, через которое проходит  $53\,200 \text{ кг/ч}$  паров фракции I ( $M=307,9$ ),  $32\,600 \text{ кг/ч}$  паров фракции II ( $M=350,5$ ) и  $10\,640 \text{ кг/ч}$  водяных паров. Температура в данном сечении  $410^\circ\text{C}$  и остаточное давление  $13,3 \text{ кПа}$ .

109. Определить секундный объем паров под верхней тарелкой (рис. 28), если через сечение колонны проходит  $117\,000 \text{ кг/ч}$  паров бензина и  $17\,970 \text{ кг/ч}$  водяных паров. Плотность бензина  $d_4^{20}=0,750$ ,  $M=102$ , кратность орошения 2, температура орошения на вводе в колонну  $35^\circ\text{C}$ , температура верха колонны  $110^\circ\text{C}$ , давление наверху колонны  $0,154 \text{ МПа}$ . При определении  $V_c$  учесть горячее орошение.

110. Определить секундный объем паров над верхней тарелкой колонны. Пары бензина ( $6,10 \text{ кг/с}$ ) и водяные пары ( $5,41 \text{ кг/с}$ ) покидают колонну при

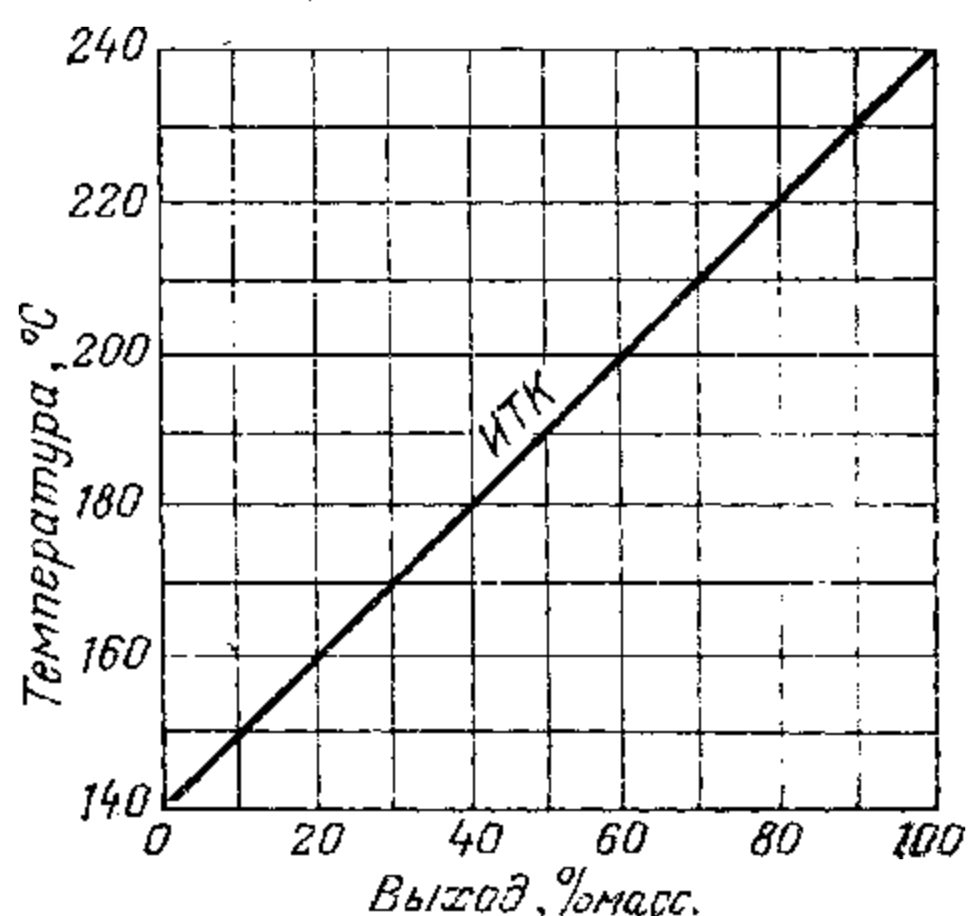


Рис. 27. Кривая ИТК фракции 140— $240^\circ\text{C}$  ромашкинской нефти.

$120^\circ\text{C}$  и  $0,17 \text{ МПа}$ . Количество паров горячего орошения  $40\,140 \text{ кг/ч}$  ( $M=106,2$ ).

111. Какова допустимая скорость движения паров в сечении колонны, если проходит паров нефтепродукта  $G=53\,100 \text{ кг/ч}$  ( $M=213,9$ ); водяного пара  $G_{в.п}=710 \text{ кг/ч}$ ; температура в данном сечении колонны  $t=230^\circ\text{C}$ ; давление  $P=17,7 \text{ МПа}$ ; плотность флегмы  $d_4^{20}=0,843$ ; тарелки в колонне клапанного типа; расстояние между тарелками  $0,6 \text{ м}$ .

112. Определить допустимые массовую и линейную скорости движения паров в данном сечении вакуумной колонны, если температура в нем  $220^\circ\text{C}$ , давление  $P=7331 \text{ Па}$  и проходит через него (в  $\text{кг/ч}$ ): 203 газов разложения ( $M=48$ ), 407 нефтяных паров ( $M=250$ ),  $167\,000$  орошения ( $M=363,4$ ), 4249 водяного пара. Плотность флегмы  $d_4^{20}=0,887$ . Расстояние между тарелками  $0,6 \text{ м}$ .

113. Определить диаметр колонны, если объем паров  $V_c=7,08 \text{ м}^3/\text{с}$ , плотность паров и флегмы в условиях работы колонны соответственно  $3,68$  и  $650 \text{ кг/м}^3$ . Расстояние между колпачковыми тарелками  $0,6 \text{ м}$ .

114. Определить диаметр изобутановой колонны, с верха которой отводится (в  $\text{кг/ч}$ ): 254 пропана; 16,978 изобутана, 1692 *n*-бутана. Количество горячего орошения  $48,045 \text{ кг/с}$ . Молекулярная масса дистиллята 58, плотность при  $52^\circ\text{C}$   $\rho=560 \text{ кг/м}^3$ . Температура верха колонны  $52^\circ\text{C}$  и давление  $0,666 \text{ кПа}$ . Тарелки в колонне с S-образными элементами. Расстояние между тарелками  $0,6 \text{ м}$ .

115. Какова высота вакуумной ректификационной колонны, если в ее концентрационной части расположено 16 клапанных тарелок, в отпарной — 4 тарелки. В низ колонны поступает гудрон— $28,75 \text{ кг/с}$  плотностью  $d_4^{20}=0,740$ . Диаметр колонны  $8 \text{ м}$ . Запас гудрона внизу колонны 10-минутный. Расстояние между тарелками  $0,6 \text{ м}$ .

116. В атмосферную колонну поступает  $724\,650 \text{ кг/ч}$  нефти. В колонне отбирают фракции:

Пределы выкипания, $^\circ\text{C}$	$d_4^{20}$	$M$	% масс. на сырье	Пределы выкипания, $^\circ\text{C}$	$d_4^{20}$	$M$	% масс. на сырье
85—190	0,746	126,9	16,9	240—350	0,856	239	18,2
190—240	0,810	174,4	9,1	Выше 350	0,914	—	55,8



В концентрационной части колонны 36 клапанных тарелок. Температурный режим и давление в колонне даны на рис. 29. В колонне два циркуляционных орошения: первое снимает  $10967 \cdot 10^3$  кДж/ч тепла ( $d_4^{20}=0,746$ ) и забирается с третьей тарелки, второе (с 29-й) —  $83301 \cdot 10^3$  кДж/ч ( $d_4^{20}=0,850$ ,  $M=200$ ). Расстояние между тарелками 0,8 м. В колонну подают 3,514 кг/с водяного пара и из отпарных колонн (второй и третьей фракции) поступает 1140 и 2310 кг/ч. Давление  $P=0,15$  МПа. Перепад давления на тарелку принять 0,39 кПа. Определить диаметр колонны по максимальному значению объема паров в сечении колонны.

## МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ

Материальный и тепловой балансы составляют для установившегося режима колонны, учитывая, что сумма материальных и тепловых потоков, поступающих в колонну, равна сумме материальных и тепловых потоков, покидающих ее.

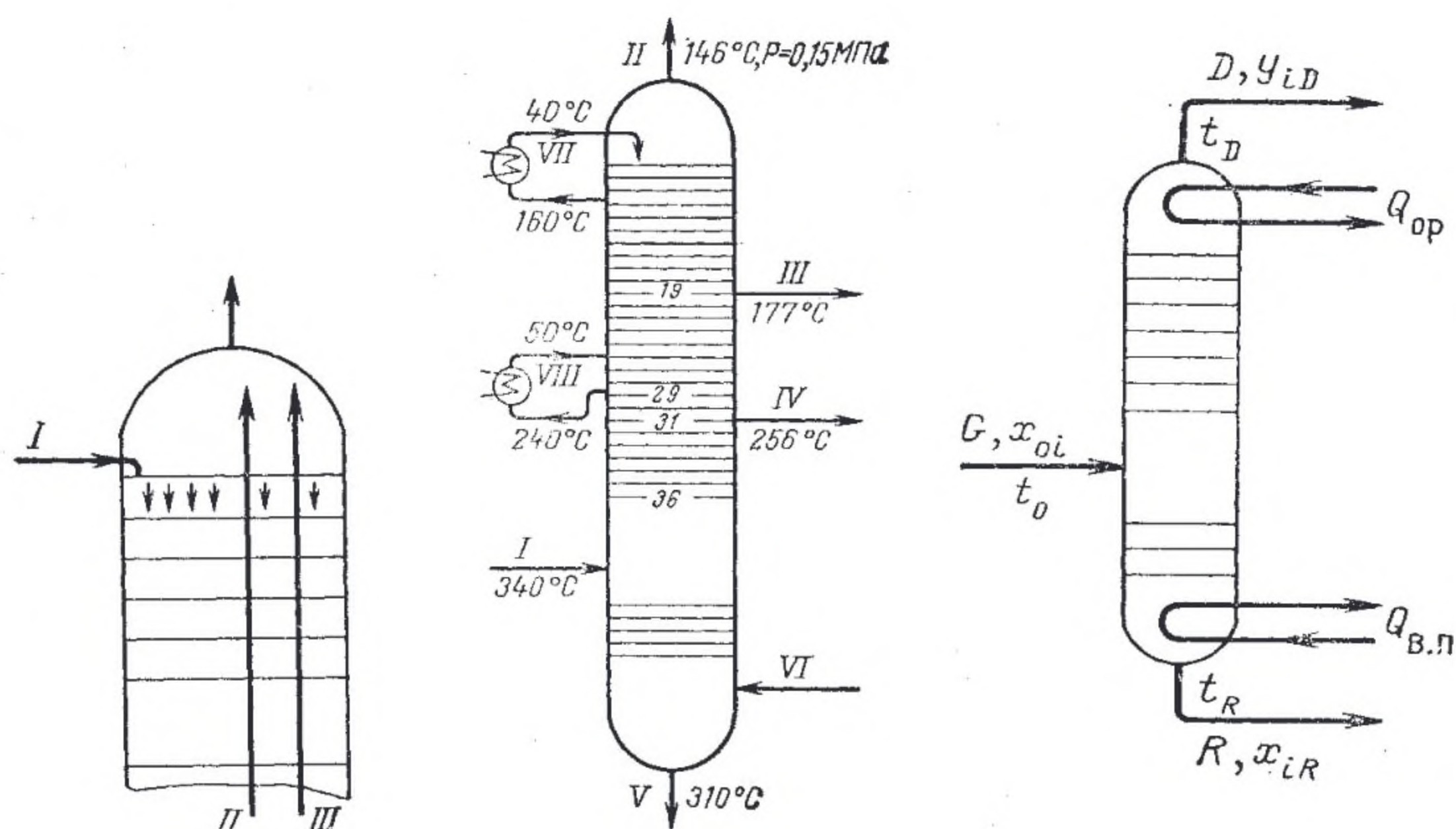


Рис. 28. Схема верхней части ректификационной колонны:

I — холодное орошение; II — пары бензина; III — водяные пары.

Рис. 29. Схема ректификационной колонны:

I — сырье; II — фракция 85—190 °С; III — фракция 190—240 °С; IV — фракция 240—350 °С; V — мазут; VI — водяной пар; VII — первое циркуляционное орошение; VIII — второе циркуляционное орошение.

Рис. 30. Схема материальных потоков в ректификационной колонне.

Материальный баланс колонны может быть составлен в массовых единицах или процентах [5—7]. Результаты расчета материального баланса колонны для ректификации сложных смесей сводят в таблицу (см. с. 63).

На рис. 30 дана схема колонны со следующими обозначениями:  $G$  — масса сырья, кг/ч;  $D$  — масса ректификата, кг/ч;  $R$  — ос-



Взято				Получено			
Продукт	°С	% масс.	кг/ч	Продукт	°С	% масс.	кг/ч
Сырье				Верхний Боковой № 1 № 2 Нижний Потери			
Всего . . .				Всего . . .			

таток, кг/ч. Материальный баланс при установившемся режиме можно записать следующим образом:

$$G = D + R \quad (64)$$

Материальный баланс колонны по компоненту  $i$  представляется уравнением

$$G\bar{x}_{0i} = D\bar{y}_{iD} + R\bar{x}_{iR} \quad (65)$$

где  $\bar{x}_{0i}$ ,  $\bar{y}_{iD}$ ,  $\bar{x}_{iR}$  — массовые доли компонента  $i$  в сырье, ректификате и остатке.

При расчете колонны величины  $G$  и  $\bar{x}_{0i}$  известны. Задаваясь четкостью ректификации, определяют величину  $D$ . Для этой цели пользуются уравнением, полученным после совместного решения равенств (64) и (65)

$$\frac{G}{\bar{y}_{iD} - \bar{x}_{iR}} = \frac{R}{\bar{y}_{iD} - \bar{x}_{0i}} = \frac{D}{\bar{x}_{0i} - \bar{x}_{iR}}$$

**Тепловой баланс колонны** учитывает все тепло, вносимое в колонну и выносимое из нее. Согласно закону сохранения энергии, можно написать (без учета потерь тепла в окружающую среду)

$$\sum Q_{\text{вх}} = \sum Q_{\text{вых}} \quad (66)$$

где  $\sum Q_{\text{вх}}$  — суммарное тепло, входящее в колонну, Вт или кДж/ч;  $\sum Q_{\text{вых}}$  — суммарное тепло, выходящее из колонны, Вт или кДж/ч.

Тепло, вводимое в колонну (см. рис. 30):

1) с сырьем, нагретым до температуры  $t_0$  ( $Q_c$ , Вт или кДж/ч)

$$Q_c = GI_{t_0}$$

где  $I_{t_0}$  — энтальпия сырья, кДж/кг.

Если идет частичное испарение и доля отгона равна  $\bar{e}$ , то тепло, вносимое в колонну, будет равно

$$Q_c = G\bar{e}I_{t_0}^{\text{н}} + G(1 - \bar{e})I_{t_0}^{\text{ж}}$$



2) с водяным паром, подаваемым на отпарку, или горячей струей ( $Q_{в.п}$ , Вт или кДж/ч).

Общее количество тепла, вводимого в колонну, составит

$$Q_{вх} = \bar{G} \bar{e} I_{t_0}^п + G (1 - \bar{e}) I_{t_0}^ж + Q_{в.п}$$

Тепло выводится из колонны (см. рис. 30):

1) с парами ректификата ( $Q_D$ , Вт или кДж/ч)

$$Q_D = D I_{t_D}^п$$

2) с жидким остатком ( $Q_R$ , Вт или кДж/ч)

$$Q_R = R I_{t_R}^ж$$

3) с верхним орошением ( $Q_{ср}$ , Вт или кДж/ч).

Общее количество тепла, выводимого из колонны, составит

$$Q_{вых} = Q_D + Q_R + Q_{ср} = D I_{t_D}^п + R I_{t_R}^ж + Q_{ср}$$

Подставляя полученные значения в равенство (66), получают

$$Q_c + Q_{в.п} = Q_D + Q_R + Q_{ср} \quad (67)$$

или

$$\bar{G} \bar{e} I_{t_0}^п + G (1 - \bar{e}) I_{t_0}^ж + Q_{в.п} = D I_{t_D}^п + R I_{t_R}^ж + Q_{ср} \quad (68)$$

где  $\bar{e}$  — массовая доля отгона;  $I_{t_0}^п$ ,  $I_{t_0}^ж$  — энтальпия паров и жидкой части сырья при температуре входа в колонну, кДж/кг;  $t_0$  — температура нагрева сырья;  $I_{t_D}^п$  — энтальпия паров ректификата при температуре верха колонны, кДж/кг;  $I_{t_R}^ж$  — энтальпия жидкого остатка при температуре низа колонны, кДж/кг.

**Пример 1.** В ректификационную колонну подают 351800 кг/ч нефти, нагретой до 360 °С ( $d_4^{20} = 0,875$ ) и 9490 кг/ч водяного пара ( $P = 0,3$  МПа,  $t = 400$  °С). В результате ректификации получают 28,6 т/ч бензиновой фракции ( $d_4^{20} = 0,712$ ), 60 т/ч керосиновой ( $d_4^{20} = 0,776$ ), 63,3 т/ч фракции дизельного топлива ( $d_4^{20} = 0,8553$ ) и 199,9 т/ч мазута ( $d_4^{20} = 0,9672$ ). Определить необходимую массу подаваемого в колонну циркуляционного орошения. Температурный режим колонны дан на рис. 31.

При составлении теплового баланса следует учесть тепло, вносимое водяным паром, поступающим из отпарных колонн: фракции дизельного топлива 1266 кг/ч и керосиновой фракции 1200 кг/ч. Кроме того, за счет подачи водяного пара в низ колонны от мазута отпаривается 5300 кг/ч бензиновой, 8800 кг/ч керосиновой и 8800 кг/ч дизельной фракции.

**Решение.** Составляют тепловой баланс по секциям и данные вносят в таблицы.



# I. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС СЕКЦИИ ДИЗЕЛЬНОГО ТОПЛИВА — КОНТУРА А (см. рис. 31)

Продукт	Взято				Продукт	Получено			
	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{кДж/кг}$	$Q, \text{кДж/ч}$		$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{кДж/кг}$	$Q, \text{кДж/ч}$
Сырье					Жидкая фаза — мазут	340	199900	795	158890000
паровая фаза —	360				Паровая фаза —	315			
фракции					бензиновая	—	28600	1044	29860000
бензиновая	—	23300	1140	25570000	керосиновая	—	60000	1021	61260000
керосиновая	—	51200	1127	57710000	дизельная	—	63300	985	62350000
дизельная	—	54500	1090	59410000	Водяной пар	315	7024	3097	21750000
жидкая фаза —	360	221800	865	191860000					
мазут									
Водяной пар	400	7024	3268	22954000					
Итого . . .	—	—	—	358500000	Итого . . .	—	—	—	334110000

## II. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС СЕКЦИИ КЕРОСИНОВОЙ ФРАКЦИИ — КОНТУРА Б (см. рис. 31)

Продукт	Взято				Продукт	Получено			
	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{кДж/кг}$	$Q, \text{кДж/ч}$		$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{кДж/кг}$	$Q, \text{кДж/ч}$
Паровая фаза —					Паровая фаза —				
фракции					фракции				
бензиновая	315	28600	1044	29860000	бензиновая	200	28600	763	21820000
керосиновая	—	60000	1021	61260000	керосиновая	—	60000	747	44460000
дизельная	—	63300	985	62350000					



Продукт	Взято				Продукт	Получено			
	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{кДж/кг}$	$Q, \text{кДж/ч}$		$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{кДж/кг}$	$Q, \text{кДж/ч}$
Водяной пар снизу атмосфер- ной колонны из отпарной сек- ции	315	7024	3097	21750000	Жидкая фаза — ди- зельная фракция Водяной пар	315	63300	740	46840000
	400	1266	3268	4137000		200	8290	2891	23960000
Итого . . .	—	—	—	179360000	Итого . . .	—	—	—	137080000

### III. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС СЕКЦИИ БЕНЗИНОВОЙ ФРАКЦИИ — КОНТУРА В (см. рис. 31)

Продукт	Взято				Продукт	Получено			
	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{кДж/кг}$	$Q, \text{кДж/ч}$		$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{кДж/кг}$	$Q, \text{кДж/ч}$
Паровая фаза — фрак- ции	200			21821000	Паровая фаза — бен- зиновая фракция	110	28600	564	16130000
бензиновая	—	28600	763	21821000	Жидкая фаза — киро- синовая фракция	200	60000	460	27600000
керосиновая	—	60000	741	44460000	Водяной пар	110	9490	2709	25710000
Водяной пар									
снизу колонны	200	8290	2891	23962000					
из отпарной ко- лонны	400	1200	3268	3921000					
Итого . . .	—	—	—	94164000	Итого . . .	—	—	—	69440000



Разность между теплом, входящим в секцию бензиновой фракции и выходящим из нее

$$\Delta Q_1 = 94\,164\,000 - 69\,440\,000 = 24\,724\,000 \text{ кДж/ч}$$

Таким образом, в бензиновой секции избыток тепла  $24724 \cdot 10^3$  кДж/ч следует снимать сращением, масса которого составляет

$$G_{\text{ор}} = \frac{\Delta Q_3}{I_{\text{п}} - I_{\text{ж}}} \approx \frac{24724 \cdot 10^3}{565 - 84} = 51\,400 \text{ кг/ч}$$

Температуру острого орошения принимают равной  $40^\circ\text{C}$ . В первых двух секциях избыточное тепло необходимо снять циркуляционным орошением. Последнее рекомендуется вводить в колонну на 1—2 тарелки выше вывода его из колонны. Принимают в колонне одно циркуляционное орошение с температурой вывода  $t_1 = 240^\circ\text{C}$  и ввода  $t_2 = 85^\circ\text{C}$ . Энтальпия равна  $I_{240}^{\text{ж}} = 574$  кДж/кг,  $I_{85}^{\text{ж}} = 175$  кДж/кг. Этим орошением необходимо снять следу-

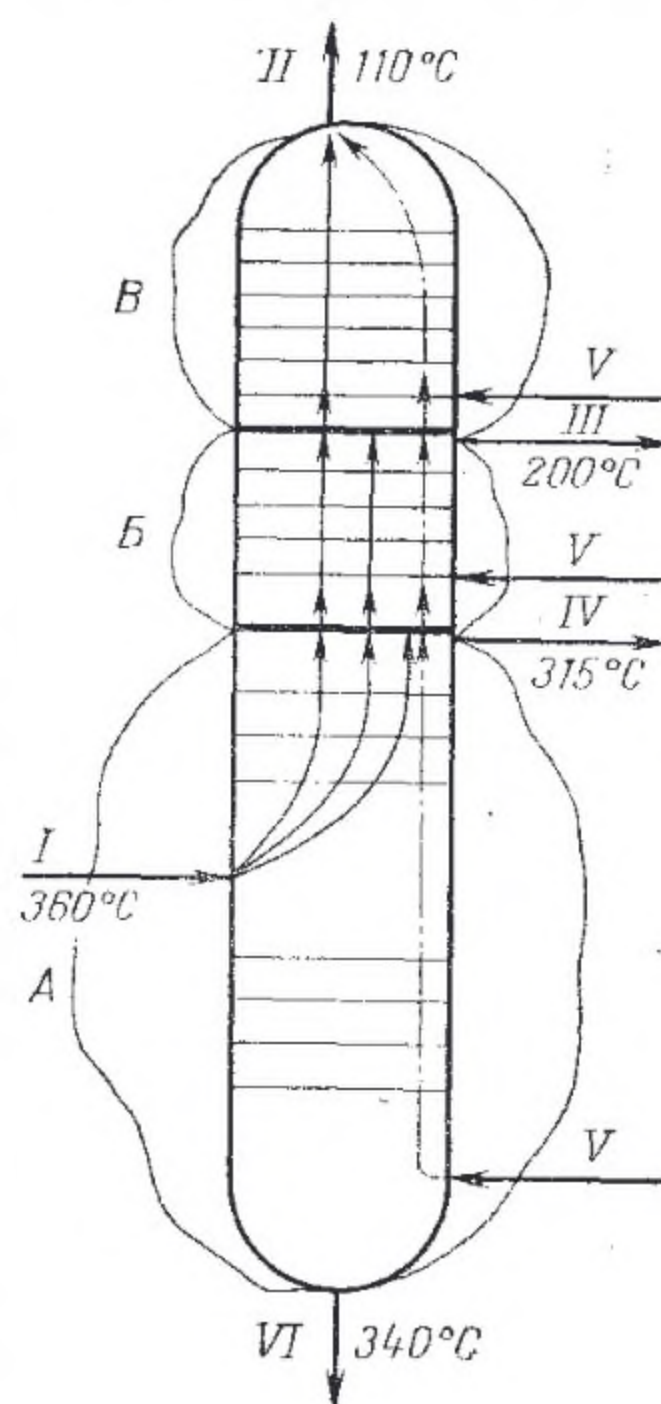


Рис. 31. Схема колонны к примеру 1:

I — нефть; II — бензин и водяной пар; III — керосин; IV — дизельное топливо; V — водяной пар; VI — мазут.

ющее количество тепла:

$$\Delta Q = \Delta Q_1 + \Delta Q_2 = 2439 \cdot 10^4 + 4228 \cdot 10^4 = 6667 \cdot 10^4 \text{ кДж/ч}$$

Масса циркуляционного орошения составляет

$$G_{\text{ц.ор}} = \frac{\Delta Q}{I_{t_1}^{\text{ж}} - I_{t_2}^{\text{ж}}} = \frac{6667 \cdot 10^4}{574 - 175} = 16 \cdot 10^4 \text{ кг/ч}$$

### Задачи

117. На установке атмосферной перегонки нефти производительностью 12 млн. т/год получают следующие продукты (в % масс.): 1,5 газа; 12,2 компонента автомобильного бензина; 14,9 топлива ТС-1; 20,4 дизельного топлива ДС. Потери составляют 1% масс. Число рабочих дней в году 340. Составить материальный баланс установки (в кг/с, т/сут, тыс. т/год).

118. Составить материальный баланс атмосферно-вакуумной трубчатой установки производительностью 6 млн. т/год нефти. Из нефти получают следующие продукты (в % масс.): 1,0 газа; 13,2 компонента автомобильного бензина; 14,0 топлива ТС-1; 21,3 дизельного топлива; масляных фракций:  $350-400^\circ\text{C}$  9,3;  $400-450^\circ\text{C}$  5,3;  $450-500^\circ\text{C}$  6,5 и 28,4 гудрона. Потери по установке составляют 1,0%. Число рабочих дней в году 340.

119. Наверху колонны поддерживается температура  $110^\circ\text{C}$  и острым орошением снимается  $14413 \cdot 10^3$  кДж/ч тепла. Определить массу (в кг/ч) острого орошения, если его плотность  $d_4^{20} = 0,750$  и в колонну оно подается с температурой  $40^\circ\text{C}$ .



120. Составить материальный и тепловой балансы и определить количество необходимого орошения для вакуумной колонны, когда подается только острое орошение и когда подаются верхнее и среднее циркуляционное орошения ( $Q_1:Q_2=2:1$ ). Производительность установки по мазуту ( $d_4^{20}=0,930$ ) 75 000 кг/ч. Выход продуктов (в % масс.): 8,4 газойля ( $d_4^{20}=0,870$ ): 38,4 ди-

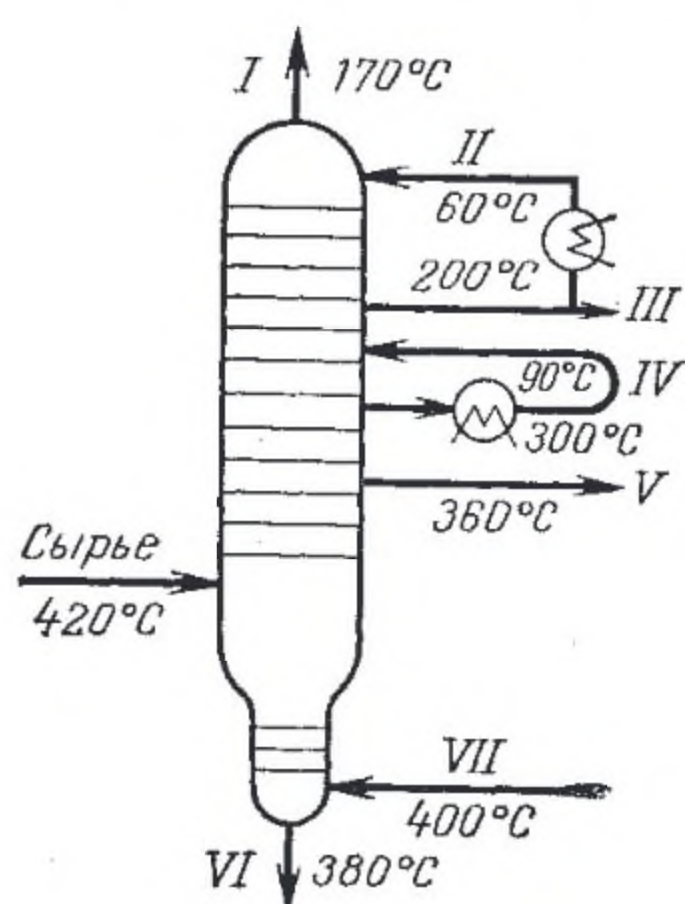


Рис. 32. Схема колонны к задаче [120]:

I — пары газойля и водяного пара; II — острое орошение; V — второй дистиллят; VI — гудрон; VII — водяной пар.

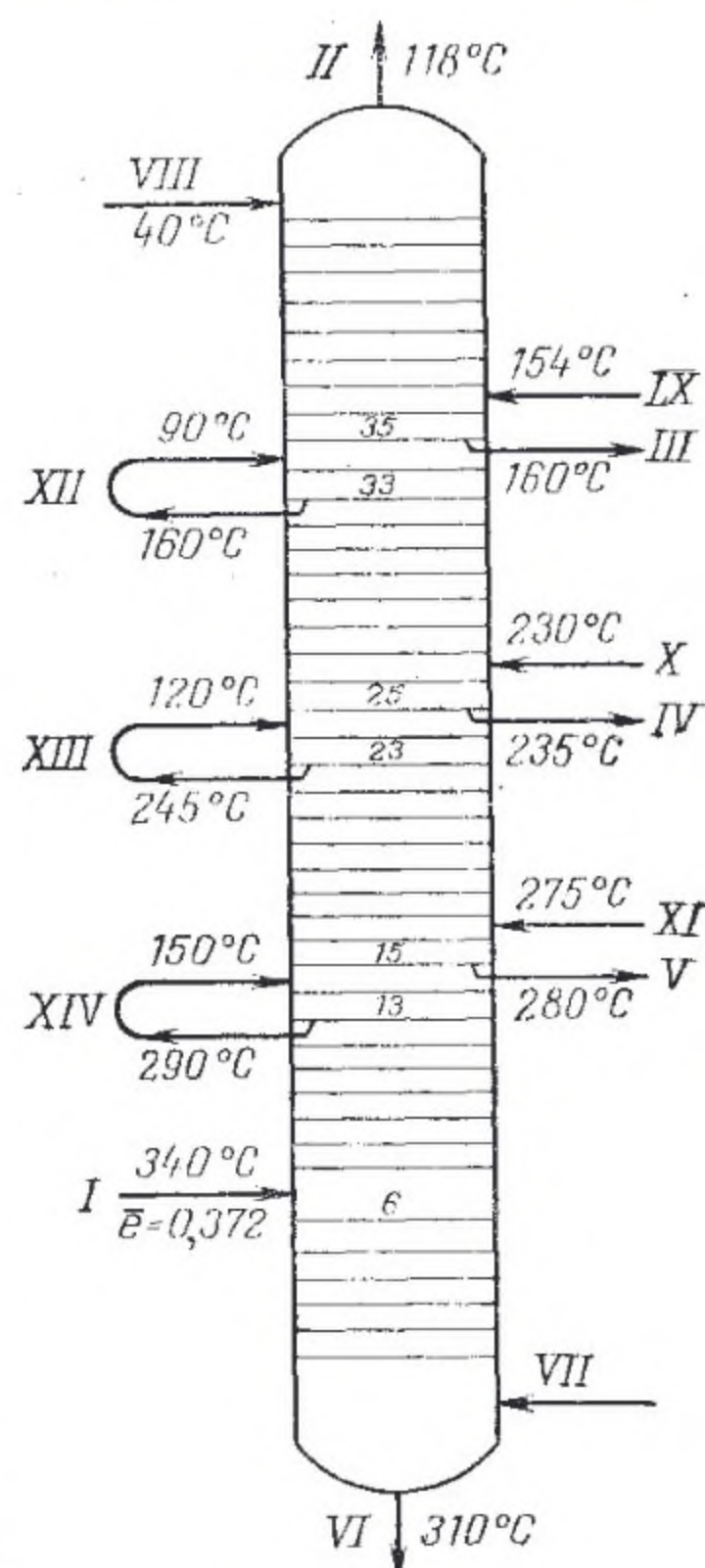


Рис. 33. Схема колонны к задаче 122:

I — нефть; II — фракция 85—140 °C; III — фракция 140—240 °C; IV — фракция 240—300 °C; V — фракция 300—350 °C; VI — остаток выше 350 °C; VII — водяной пар; VIII — острое орошение; IX—XI — пары из отпарных колонн; XII — первое циркуляционное орошение; XIII — второе циркуляционное орошение; XIV — третье циркуляционное орошение.

стиллята I ( $d_4^{20}=0,920$ ); 18,1 дистиллята II ( $d_4^{20}=0,930$ ); 35 гудрона ( $d_4^{20}=0,952$ ). Температурный режим колонны приведен на рис. 32. В колонну подается 5% водяного пара на сырье. Плотность циркуляционного орошения  $d_4^{20}=0,923$  (потери не учитывать).

121. Определить количество тепла, которое необходимо снять циркуляционными орошениями (двумя промежуточными и одним верхним) в колонне. В колонну подается мазут, нагретый до 400 °C, причем при данной температуре недоиспаряется 6750 кг/ч дистиллята I и 11 150 кг/ч дистиллята II. Доиспарение осуществляется под действием 4000 кг/ч водяного пара, подаваемого в низ колонны.

Необходимые данные для расчета приведены ниже:

Продукт	$d_4^{20}$	G, кг/ч	t, °C
Мазут . . . . .	0,9072	199000	400
Дистиллят . . . . .			
I . . . . .	0,8940	33300	240
II . . . . .	0,9150	44600	310
Гудрон . . . . .	1,060	122000	385
Водяной пар . . . . .	—	4000	130*
			380**

\* Наверху колонны. \*\* На входе в колонну.



Температура подачи в колонну орошений: первого циркуляционного 60 °С, второго циркуляционного 135 °С; верхнего 60 °С, которое забирается из колонны при 180 °С.

122. В колонну подают отбензиненную нефть (рис. 33). Рабочее давление в колонне  $P=0,185$  МПа. Расход водяного пара ( $t=400$  °С,  $P=1$  МПа) 2,2% на сырье. Кроме того, в каждую отпарную секцию для отпарки 15% дистиллята подают 2% (на дистиллят) водяного пара. Определить количество орошения — циркуляционного и острого. Принять три циркуляционных орошения, которые отбирать с 33-, 23-, 13-ой тарелок и подавать на тарелку выше. Перепад температур на каждую тарелку принять 10 °С. Данные для расчета приведены на рис. 33 и ниже:

Продукт	°С	% на сырье	G, кг/ч	$d_4^{20}$	M
<i>Приход</i>					
Отбензиненная нефть . . . . .	340	100	344700	0,900	—
<i>Расход</i>					
Фракция					
85—140 °С . . . . .	118	6,4	22000	0,730	106,2
140—240 °С . . . . .	160	16,3	56000	0,784	153,1
240—300 °С . . . . .	235	10,3	35400	0,843	213,9
300—350 °С . . . . .	280	8,1	28000	0,867	253,1
Выше 350 °С . . . . .	310	58,9	203300	0,967	—



Одним из основных видов технологического оборудования в нефтеперерабатывающих, нефтехимических, химических, газовых и смежных производствах является теплообменная аппаратура, составляющая примерно 30—40% (по весу) всего оборудования. Теплообменные аппараты на заводах нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности используют для регенерации тепла горячих потоков и нагрева холодных, конденсации, охлаждения, испарения, кристаллизации, плавления.

На установках АВТ продукты, выходящие из ректификационных колонн, имеют довольно высокие температуры, например на АТ — от 100 до 300 °С, а на ВТ — от 300 до 400 °С. Использование тепла этих горячих продуктов целесообразно с точки зрения экономии топлива на нагрев сырья и экономии воды на охлаждение этих продуктов до температур, безопасных при их транспортировании и хранении. Целесообразность регенерации тепла потока зависит от конкретных условий. Теплообменные аппараты классифицируют в зависимости от назначения (теплообменники, конденсаторы, холодильники, кипятильники, испарители), способа передачи тепла (поверхностные и смешения), а также от конструктивного оформления (кожухотрубные жесткой конструкции с плавающей головкой, с U-образными трубками; погружные змеевиковые, секционные; оросительные; типа «труба в трубе»; конденсаторы смешения с перфорированными полками, с насадкой; воздушного охлаждения горизонтального, шатрового, зигзагообразного, замкнутого типа; рибойлеры с паровым пространством с плавающей головкой, с U-образными трубками). Погружные и оросительные теплообменные аппараты применяют в качестве конденсаторов и холодильников. Кожухотрубные аппараты можно использовать как конденсаторы, холодильники, теплообменники; по конструкции они мало различаются. Такие теплообменные аппараты обеспечивают более интенсивный теплообмен при меньшем расходе металла на единицу теплосовместимой поверхности, чем аппараты погружного типа, что обусловило широкое их использование. В последнее время в качестве конденсаторов и холодильников широко используют аппараты воздушного охлаждения.



## ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ

При проектировании технологических установок для нефтеперерабатывающих заводов чаще всего проводят поверочный расчет стандартных (нормализованных) теплообменных аппаратов, т. е. определяют необходимое число стандартных аппаратов с поверхностью, полученной при расчете. Теплообменные аппараты можно рассчитывать по следующей схеме.

1. Выбирают тип теплообменника и направление движения тепловых потоков.

2. Выбирают конечную температуру одного из теплоносителей, которая должна обеспечить достаточно высокий средний температурный напор в аппарате.

3. Составляют тепловую нагрузку теплообменника и определяют энтальпию, а затем температуру теплоносителя, для которого эти величины были неизвестны.

4. Определяют средний температурный напор в теплообменнике.

5. Определяют или подбирают по практическим данным коэффициент теплопередачи.

6. Определяют поверхность теплообмена и необходимое число стандартных теплообменных аппаратов по нормам Гипронефтемаша.

Тип теплообменного аппарата следует выбирать так, чтобы скорость потоков была достаточно большой, что обеспечит высокий коэффициент теплопередачи. Однако при этом следует помнить, что с увеличением скорости потоков резко растет сопротивление. Максимальная скорость потока по трубам в кожухотрубных теплообменниках допускается до 2 м/с. Так, оптимальная скорость для легких бензиновых фракций 1,5 м/с, для светлых нефтепродуктов 1—1,2 м/с, для холодной нефти 0,8—0,95 м/с. В теплообменниках типа «труба в трубе» скорость движения потоков 1—1,5 м/с, в межтрубном пространстве этих теплообменников она несколько меньше.

При выборе схемы использования тепла на установке необходимо учесть следующее.

1. С усилением степени использования тепла отходящих с установки продуктов увеличивается необходимая поверхность теплообменников, причем она возрастает не пропорционально количеству использованного тепла, а более резко. В основном это объясняется падением средней разности температур\*.

2. У теплообменников 1 м<sup>2</sup> поверхности в 6—8 раз дешевле, чем 1 м<sup>2</sup> огневой поверхности нагрева. Однако установка теплообменника практически выгодна, только если теплонапряженность его будет не менее 8380 кДж/(м<sup>2</sup>·ч), или 2326 Вт/м<sup>2</sup>.

---

\* Во избежание чрезмерного увеличения поверхности нагрева необходимо, чтобы низшая средняя разность температур была не менее 20—30 °С.



Использование тепла потока горячих продуктов зависит от запаса у него тепла, т. е. от его массы и температуры.

3. Регенерация тепла паров нефтепродуктов не всегда рекомендуется, так как обычно при работе на нефтях, содержащих серу, наблюдается коррозия пародистиллятных теплообменников.

4. При выборе направления движения потока следует учитывать, что более загрязненный поток целесообразно направлять по трубам, так как их легче чистить во время ремонта теплообменника.

5. Коррозионно-активные среды рекомендуется направлять по трубам, так как замена части труб или всего пуска экономически выгоднее, чем замена корпуса аппарата.

**Тепловую нагрузку** аппарата определяют, составляя тепловой баланс

$$Q = G_1 (I_{t_1} - I_{t_2}) \eta = G_2 (I_{t_3} - I_{t_4}) \quad (69)$$

где  $Q$  — тепловая нагрузка аппарата, кДж/ч;  $G_1, G_2$  — массы горячего и холодного теплоносителя, кг/с или кг/ч;  $I_{t_1}, I_{t_2}$  — энтальпия горячего теплоносителя при температурах входа и выхода из аппарата, кДж/кг;  $\eta$  — к. п. д. теплообменника; практически он равен 0,95—0,97;  $I_{t_3}, I_{t_4}$  — энтальпия холодного теплоносителя при температурах входа и выхода из аппарата, кДж/кг.

**Поверхность теплообмена** определяют из уравнения теплопередачи

$$Q = KF\tau_{\text{ср}} \quad (70)$$

откуда

$$F = \frac{Q}{K\tau_{\text{ср}}}$$

где  $F$  — поверхность теплообмена, м<sup>2</sup>;  $K$  — коэффициент теплопередачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $\tau_{\text{ср}}$  — средняя логарифмическая разность температур.

**Коэффициент теплопередачи  $K$**  (Вт/м<sup>2</sup>·К) характеризует процесс теплопередачи в теплообменном аппарате. Величину  $K$  определяют расчетом [1, 2, 4, 8, 9] или принимают на основании практических данных (*Приложение 34*). Для неоребрённых и чистых поверхностей труб коэффициент теплопередачи можно определить по формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{a_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{a_2}} \quad (71)$$

где  $a_1, a_2$  — коэффициент теплоотдачи со стороны горячего и холодного продукта, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $\delta$  — толщина стенки, м;  $\lambda$  — коэффициент теплопроводности металла труб, Вт/(м·К).



При загрязнении труб формула (71) будет иметь вид

$$K = \frac{1}{\frac{1}{a_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_м + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н} + \frac{f_{ст}}{f} \cdot \frac{1}{a_{пр}}} \quad (72)$$

где  $a_1$  — коэффициент теплоотдачи со стороны охлаждаемого продукта, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в}$  — тепловое сопротивление внутреннего слоя загрязнений, (м<sup>2</sup>·К)/Вт;  $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_м$  — тепловое сопротивление металла стенки трубы, (м<sup>2</sup>·К)/Вт;  $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н}$  — тепловое сопротивление наружного слоя загрязнений, (м<sup>2</sup>·К)/Вт;  $f_{ст}$  — поверхность стенки гладкой трубы (по ее наружному диаметру), приходящаяся на 1 м длины трубы, м<sup>2</sup>/м;  $f$  — наружная поверхность 1 м оребренной трубы, м<sup>2</sup>/м;  $a_{пр}$  — приведенный коэффициент теплоотдачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К).

**Средняя разность температур** в случае противотока и прямотока (логарифмическая) выражается уравнением ( $\tau_{ср}$ )

$$\tau_{ср} = \frac{\Delta t_{в} - \Delta t_{н}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{в}}{\Delta t_{н}}} \quad (73)$$

где  $\Delta t_{в}$ ,  $\Delta t_{н}$  — высшая и низшая разности температур между потоками у концов теплообменного аппарата.

Когда отношение наибольшей разности температур к наименьшей меньше или равно 2, среднюю разность температур можно рассчитать как среднеарифметическую величину по формуле

$$\tau_{ср} = \frac{\Delta t_{в} + \Delta t_{н}}{2}$$

Кроме того, среднюю разность температур можно определить по графику (рис. 34).

Движение потоков в теплообменнике противотоком дает возможность более эффективно использовать тепло греющего потока.

*Пример 1.* В теплообменном аппарате противотоком движутся два теплоносителя. Горячий охлаждается с 275 до 120 °С, холодный нагревается от 70 до 160 °С. Определить среднюю разность температур  $\tau_{ср}$ .

*Решение.* Схема теплообмена следующая:

$$\begin{array}{ccc} t_1 = 275^\circ\text{C} & \xrightarrow{\text{Горячий поток}} & t_2 = 120^\circ\text{C} \\ t_3 = 160^\circ\text{C} & \xleftarrow{\text{Холодный поток}} & t_4 = 70^\circ\text{C} \\ \hline \Delta t_{в} = t_1 - t_3 = 115^\circ\text{C} & & \Delta t_{н} = t_2 - t_4 = 50^\circ\text{C} \end{array}$$

Среднюю разность температур определяют по формуле

$$\tau_{ср} = \frac{115 - 50}{2,3 \lg \frac{115}{50}} = 78^\circ\text{C}$$



Решить пример можно, пользуясь графиком рис. 34, по значениям  $\Delta t_{\text{в}} = 115^\circ\text{C}$  и  $\Delta t_{\text{н}} = 50^\circ\text{C}$ .

При перекрестном или смешанном токе среднелогарифмическую разность температур определяют по формуле

$$\tau_{\text{ср}} = \varepsilon \tau_{\text{ср. прот}} \quad (74)$$

где  $\varepsilon$  — поправочный коэффициент, учитывающий отличие перекрестного и смешанного токов от противотока;  $\tau_{\text{ср. прот}}$  — средняя логарифмическая разность температур для противотока.

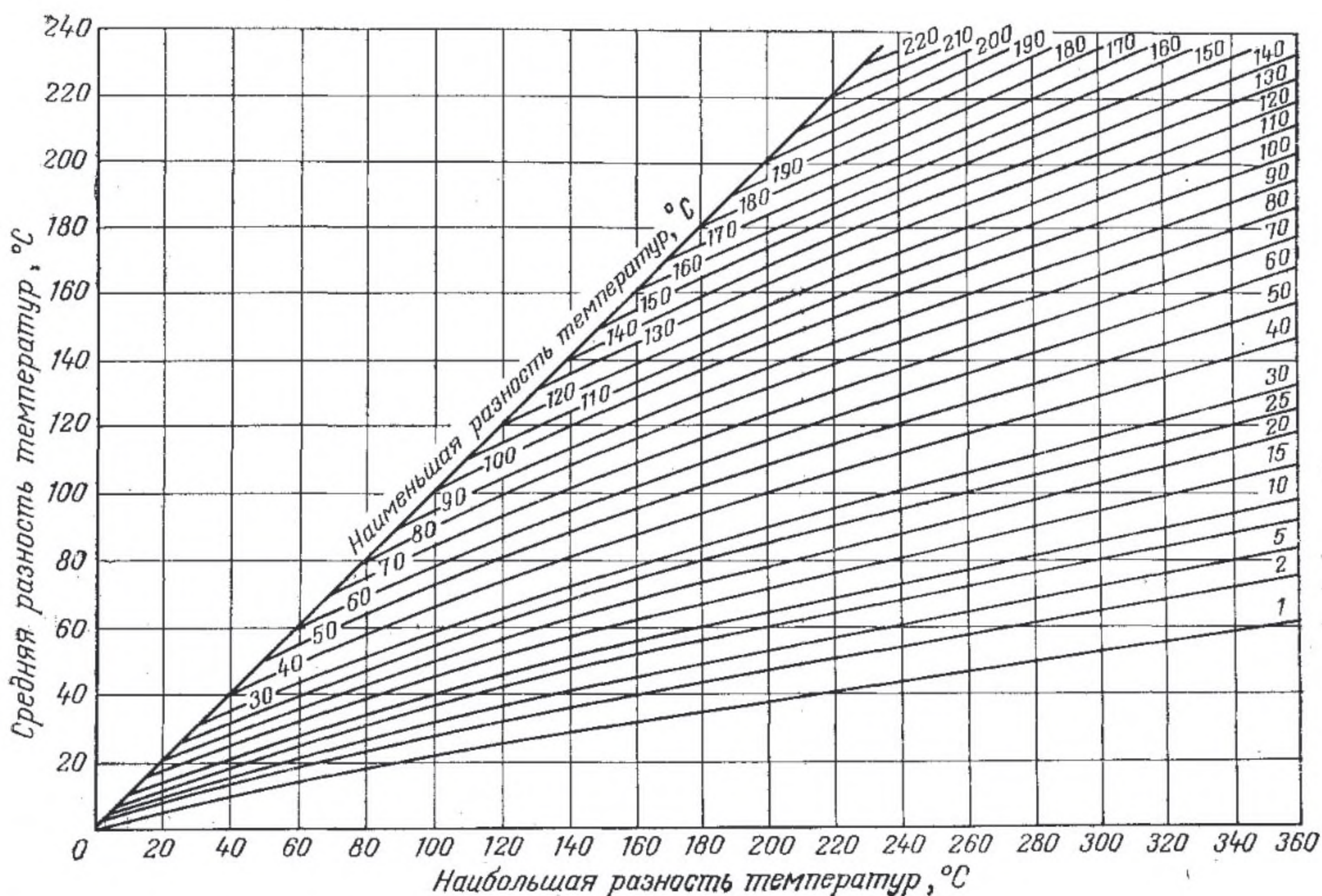


Рис. 34. График для определения средней разности температур.

Коэффициент  $\varepsilon$  определяют в зависимости от параметров  $P$  и  $R$

$$P = \frac{t_{\text{к}} - t_{\text{н}}}{t'_{\text{н}} - t_{\text{н}}}; \quad R = \frac{t'_{\text{н}} - t'_{\text{к}}}{t_{\text{к}} - t_{\text{н}}} \quad (75)$$

где  $t_{\text{н}}$ ,  $t_{\text{к}}$  — начальная и конечная температуры холодного теплоносителя,  $^\circ\text{C}$ ;  $t'_{\text{н}}$ ,  $t'_{\text{к}}$  — начальная и конечная температуры горячего теплоносителя,  $^\circ\text{C}$ .

Значение  $\varepsilon$  при перекрестном токе определяют по рис. 35, а при смешанном токе — по рис. 36.

**Пример 2.** Определить среднелогарифмическую разность температур для перекрестного и смешанного токов. Горячий теплоноситель охлаждается от  $180$  до  $70^\circ\text{C}$ , холодный нагревается от  $20$  до  $60^\circ\text{C}$ .



Решение. Определяют значения  $\Delta t_{\text{в}}$  и  $\Delta t_{\text{н}}$

$$\begin{array}{ccc} 180^{\circ}\text{C} & \xrightarrow{\text{Горячий поток}} & 70^{\circ}\text{C} \\ 60^{\circ}\text{C} & \xleftarrow{\text{Холодный поток}} & 20^{\circ}\text{C} \\ \hline \Delta t_{\text{в}} = 120^{\circ}\text{C} & & \Delta t_{\text{н}} = 50^{\circ}\text{C} \end{array}$$

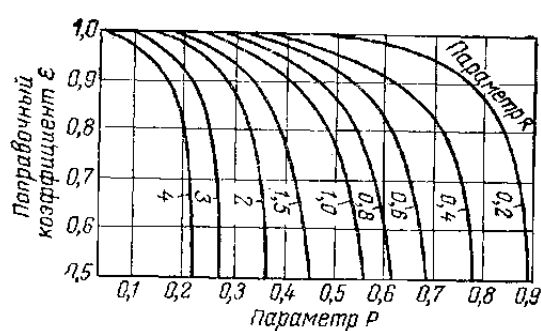


Рис. 35. Поправочный коэффициент  $\epsilon$  для определения средней логарифмической разности температур в случае перекрестного потока.

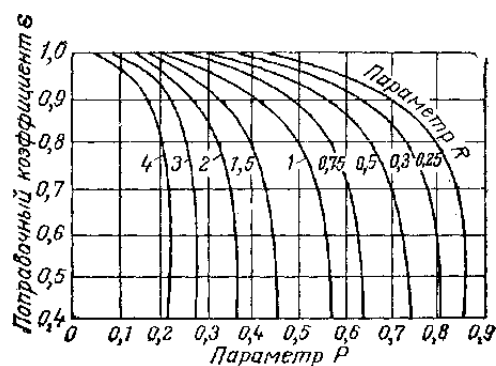


Рис. 36. Поправочный коэффициент  $\epsilon$  для определения среднелогарифмической разности температур в случае смешанного потока (один ход в корпусе и два и более хода в трубном пространстве).

Среднелогарифмическая разность

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{120 - 50}{2,3 \lg \frac{120}{50}} = 80^{\circ}\text{C}$$

Подсчитывают значения  $P$  и  $R$  по формуле (70)

$$P = \frac{60 - 20}{180 - 20} = 0,25; \quad R = \frac{180 - 70}{60 - 20} = 2,75$$

По рис. 35 находят  $\epsilon = 0,85$ , тогда по формуле (74) для перекрестного тока

$$\tau_{\text{ср}} = 0,85 \cdot 80 = 68^{\circ}\text{C}$$

По рис. 36 определяют  $\epsilon = 0,9$ , тогда для смешанного тока  $\tau_{\text{ср}} = 73,8^{\circ}\text{C}$ .

## ХОЛОДИЛЬНИКИ И КОНДЕНСАТОРЫ-ХОЛОДИЛЬНИКИ

**Тепловая нагрузка.** Для конденсаторов-холодильников, в отличие от холодильников, при расчете тепловой нагрузки ( $Q$ , Вт) надо учитывать тепло конденсации нефтяных и водяных паров. Составляют тепловой баланс



конденсатора-холодильника

$$Q = G_n (I_{t_1}^n - I_{t_2}^n) + G_{в.п} [C_{в.п} (t_1 - t_3) + l_{в.п} + C_v (t_3 - t_2)] = \\ = G_v C_v (t_5 - t_4) \quad (76)$$

холодильника

$$Q = G_n (I_{t_1}^n - I_{t_2}^n) = G_v C_v (t_5 - t_4) \quad (77)$$

где  $G_n$ ,  $G_{в.п}$ ,  $G_v$  — количество нефтяных и водяных паров и воды, кг/ч;  $I_{t_1}^n$  — энтальпия паров нефтепродукта при температуре входа в конденсатор-холодильник, кДж/кг;  $I_{t_1}^n$ ,  $I_{t_2}^n$  — энтальпия жидкого нефтепродукта при температуре входа и выхода из конденсатора-холодильника, кДж/кг;  $C_{в.п}$  — теплоемкость водяных паров, равная приблизительно 0,48 кДж/(кг·К);  $t_1$ ,  $t_2$  — начальная и конечная температуры продукта, °С;  $t_3$  — температура конденсации водяных паров, °С;  $t_4$ ,  $t_5$  — начальная и конечная температуры воды, °С;  $l_{в.п}$  — теплота конденсации водяного пара, кДж/кг;  $C_v$  — теплоемкость воды, кДж/(кг·К).

**Массу воды**, необходимой для охлаждения, определяют по формуле

$$G_v = \frac{Q}{t_5 - t_4} \quad (78)$$

При выборе конечной температуры нагрева воды в холодильниках и конденсаторах-холодильниках следует учитывать, что осаждение солей из обычной охлаждающей воды начинается при 65 °С. Так как обычно температура воды на поверхности трубы на 10—12 К выше, чем температура всего потока воды, рекомендуется принимать температуру воды на выходе из холодильников и конденсаторов-холодильников не выше 55 °С.

**Поверхность охлаждения** холодильников и конденсаторов определяют аналогично поверхности охлаждения теплообменников [см. формулу (70)].

**Пример 3.** Нефть в количестве 65 000 кг/ч ( $d_4^{20} = 0,846$ ) поступает в теплообменники с температурой 30 °С, где нагревается за счет тепла 19 000 кг/ч керосинового дистиллята ( $d_4^{20} = 0,834$ ), начальная температура которого  $t_n = 265$  °С, конечная  $t_k = 100$  °С. Определить поверхность теплообмена, приняв к. п. д. теплообменного аппарата 0,95.

**Решение.** Находят энтальпии потоков (см. Приложение 20)

$$I_{30}^n = 56,56 \text{ кДж/кг}, \quad I_{265}^n = 614,16 \text{ кДж/кг}, \quad I_{100}^n = 202,66 \text{ кДж/кг}$$

Предварительно пересчитав плотность на  $d_{15}^{15}$ , составляют тепловой баланс аппарата по формуле (69)

$$G_k (I_{265}^n - I_{100}^n) \eta = G_n (I_t^k - I_{30}^n)$$

переводят  $G$  кг/ч в  $G$  кг/с и решают тепловой баланс

$$5,27 (614,16 - 202,66) \cdot 0,95 = 18,05 (I_t^k - 56,55)$$



Отсюда

$$I_t^{\text{ж}} = \frac{3081,07}{18,05} = 170,6 \text{ кДж/кг} \approx 171 \text{ кДж/кг}$$

По таблице (см. Приложение 20) для значения  $I_t^{\text{ж}} = 171 \text{ кДж/кг}$ , находят температуру  $t = 86^\circ\text{C}$ .

Выбирают противоточную схему теплообмена

$$\begin{array}{ccc} 265^\circ\text{C} & \xrightarrow{\text{Керосин}} & 100^\circ\text{C} \\ & \xleftarrow{\text{Нефть}} & \\ \hline & 86^\circ\text{C} & 30^\circ\text{C} \\ \hline \Delta t_{\text{в}} = 179^\circ\text{C} & & \Delta t_{\text{н}} = 70^\circ\text{C} \end{array}$$

Находят среднюю разность температур

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{179 - 70}{2,3 \lg \frac{179}{70}} = 116^\circ\text{C}$$

Тепло, отдаваемое горячим потоком, составляет

$$Q = G_{\text{к}} (I_{265}^{\text{ж}} - I_{100}^{\text{ж}}) \eta \quad Q = 2191 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

Учитывая показатели работы заводских теплообменников (см. Приложение 42), принимаем коэффициент теплопередачи  $K = 81 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ . Необходимая поверхность теплообмена по формуле (70) равна

$$F = \frac{2191 \cdot 10^3}{81 \cdot 116} = 233 \text{ м}^2$$

*Пример 4.* Определить расход воды для охлаждения  $68500 \text{ кг/ч}$  нефтепродукта ( $d_4^{20} = 0,785$ ) от  $120$  до  $43^\circ\text{C}$ . Вода нагревается от  $25$  до  $40^\circ\text{C}$ . Тепло, отдаваемое нефтепродуктами

$$Q = G (I_{120}^{\text{п}} - I_{43}^{\text{ж}}) = 18\,078\,750 \text{ кДж/ч} = 5024 \cdot 10^3 \text{ Вт} \approx 5 \text{ МВт}$$

Расход воды

$$G_{\text{в}} = \frac{Q}{C_{\text{в}} (t_2 - t_1)} = \frac{5 \cdot 10^6 \cdot 3600}{4,1868 \cdot 10^3 (40 - 25) \cdot 1000} = 286 \text{ м}^3/\text{ч}$$

#### АППАРАТЫ ВОЗДУШНОГО ОХЛАЖДЕНИЯ

Основное количество воды на нефтеперерабатывающих и нефтехимических производствах расходуется на конденсацию и охлаждение технологических продуктов. Расход воды на современном заводе, оснащенном рядом укрупненных установок, достигает  $200\text{—}500 \text{ млн. м}^3/\text{год}$ . Большая потребность в воде и необходи-



мость стоков для значительных объемов канализируемых вод вынуждает располагать нефтеперерабатывающие заводы вблизи крупных водоемов. Один кубический метр сточных вод загрязняет несколько сотен кубических метров воды-сырья.

Огромных расходов воды, загрязнений водоемов, а также больших капитальных и эксплуатационных затрат на очистные сооружения, градирни, насосные и на электроэнергию, расходуемую на перекачку воды, можно избежать при переходе от водяного охлаждения к воздушному, применяя конденсаторы и холодильники воздушного охлаждения, теплообмен в которых осуществляется вследствие обтекания воздухом секций, собранных из оребренных труб. Использование воздушного охлаждения позволяет модернизировать действующие установки, повысить их производительность, не затрагивая системы водоснабжения и канализации, не увеличивая потерь продукта и сброса сточных вод. Площадь, занимаемая аппаратами воздушного охлаждения, составляет 1,4—2,45% территории завода, тогда как для сооружения водного хозяйства необходимо 13—15% этой территории.

Аппараты воздушного охлаждения классифицируют по двум основным признакам — назначению и конструкции. В зависимости от назначения аппаратуры воздушного охлаждения (АВО) делят на конденсаторы (КВО) и холодильники (ХВО) для маловязких и вязких продуктов. В зависимости от конструкции (способа расположения теплопередающей поверхности) аппараты делят на горизонтальные, шатровые, зигзагообразные, вертикальные и замкнутые. Воздух нагнетается или просасывается (индуцируется) осевыми вентиляторами.

Конденсаторы и холодильники воздушного охлаждения состоят из двух основных частей: поверхности охлаждения и системы подачи воздуха, включающей вентилятор и регулирующее устройство. Поверхность охлаждения komponуют из оребренных труб, собранных в секции и развальцованных в решетках, к которым присоединены крышки. Оребрение увеличивает (в 5—20 раз) наружную поверхность трубы, компенсируя недостаточную теплоотдачу со стороны воздуха, улучшая теплообмен. Для улучшения коэффициента теплоотдачи воздух увлажняют.

Наиболее эффективные АВО работают при снижении температуры нефтепродукта до 6°C. Охлаждение до необходимой температуры проводят обычно в концевом водяном холодильнике. В целях пожарной безопасности нефтепродукты рекомендуется охлаждать до следующих температур:

	°C		°C
Бензиновые фракции . . . . .	35—40	Масляные дистилляты . . . . .	60—70
Керосиновые и дизельные фракции . . . . .	50—60	Мазуты, гудроны . . . . .	90

При расчете АВО [1, 10] определяют поверхность теплообмена и по ГОСТ подбирают тип аппарата. В основу расчета воздушных



конденсаторов и холодильников воздушного охлаждения положены соотношения

$$\begin{aligned} Q &= Q_{\text{пр}} = Q_{\text{в}} \\ Q &= G_{\text{пр}} (I_{t_1} - I_{t_2}) = G_{\text{в}} C_{p\text{в}} \Delta t_{\text{в}} \\ F &= \frac{Q}{K \tau_{\text{ср}}} \end{aligned} \quad (79)$$

где  $Q$  — количество отнимаемого тепла, кДж/ч;  $G_{\text{в}}$  — расход воздуха, кг/ч, кг/с;  $C_{p\text{в}}$  — удельная теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К);  $\Delta t_{\text{в}}$  — разность температур воздуха на выходе и входе в аппарат, °С;  $F$  — внешняя теплопередающая поверхность труб, м<sup>2</sup>;  $K$  — общий коэффициент теплопередачи, кДж/(м<sup>2</sup>·ч·К);  $\tau_{\text{ср}}$  — среднелогарифмическая разность температур охлаждаемого продукта и воздуха.

В зависимости от требуемой точности воздушные конденсаторы и холодильники можно рассчитывать двумя методами. Первым методом можно упрощенно определить основные размеры этих аппаратов; вторым — более точно произвести требуемые расчеты. При расчете по первому методу принимают значения температуры воздуха, скорости его прохождения через пучок и общий коэффициент теплопередачи. Можно рекомендовать следующую последовательность упрощенного расчета.

1. Определяют количество отводимого тепла ( $Q$ , кДж/ч).
2. Задаются желаемым повышением температуры воздуха ( $\Delta t_{\text{в}}$ ), которое равно разности температур воздуха на выходе из аппарата и входе в него. Расчетную температуру воздуха нужно выбирать из условия получения требуемой температуры охлаждаемого продукта в наиболее жаркий период года в данной местности. Снижение расчетной температуры воздуха приводит к понижению производительности установок летом, а завышение — к увеличению капитальных затрат. Температуру охлаждающего воздуха рекомендуют принимать равной средней температуре сухого воздуха в 13 ч самого жаркого месяца в данной местности. Для расчета берут температуру воздуха на 2—3°С выше средней температуры. Средняя температура самого жаркого месяца (в °С): для Баку 27,9, Волгограда 28,8, Воронежа 24,1, Горького 21,6, Ленинграда 20,3, Москвы 21,4, Рязани 22,8, Саратова 25,1, Харькова 25,1.

3. Вычисляют среднелогарифмическую разность температур ( $\tau_{\text{ср}}$ ).

4. Общий коэффициент теплопередачи  $K$ , кДж/(ч·м<sup>2</sup>·К), вычисляют по формулам (67) и (68) или берут, исходя из практических данных (см. Приложение 35).

5. Определяют внешнюю поверхность теплообмена гладких труб ( $F$ , м<sup>2</sup>). Задаваясь диаметром трубы и ее длиной, определяют поверхность одной трубы и число труб.



6. Вычисляют расход воздуха  $G_v$  (кг/ч, кг/с) из уравнения теплового баланса

$$G_n (I_{t_1}^{\text{ж}} - I_{t_2}^{\text{ж}}) = G_v (C_p'' t_3 - C_p' t_4) \quad (80)$$

где  $G_n$  — масса охлаждаемого нефтепродукта, кг/ч;  $I_{t_1}^{\text{ж}}$ ,  $I_{t_2}^{\text{ж}}$  — энтальпии нефтепродукта соответственно при температурах входа ( $t_1$ ) и выхода ( $t_2$ ) из холодильника, кДж/кг;  $G_v$  — расход воздуха, кг/ч;  $C_p''$ ,  $C_p'$  — средние теплоемкости (при постоянном давлении) воздуха соответственно при его конечной и начальной температурах (см. Приложение 17), кДж/(кг·К);  $t_3$ ,  $t_4$  — соответственно конечная и начальная температуры воздуха.

6. Вычисляют расход воздуха из уравнения теплового баланса холодильника. Затем, определив плотность воздуха при его начальной температуре, находят расход воздуха в м<sup>3</sup>/ч. Плотность воздуха ( $\rho_v$ , кг/м<sup>3</sup>) при его начальной температуре  $t_3$  и  $P_0 = 0,101$  МПа может быть определена из *Приложения 17* или равенства

$$\rho_v = \frac{\rho_0 T_0}{T_3} = \frac{1,293 \cdot 273}{t_3 + 273}$$

где  $\rho_0$  — плотность воздуха при нормальных условиях, кг/м<sup>3</sup>.

7. По объему расходуемого воздуха с учетом существующей производительности вентиляторов выбирают вентилятор по каталогу.

8. Определяют расход электроэнергии ( $N_{\text{э}}$ , кВт) для вентилятора по формуле

$$N_{\text{э}} = \frac{V_v \Delta P}{340 \eta \cdot 10^4} \quad (81)$$

где  $V_v$  — производительность вентилятора, м<sup>3</sup>/ч;  $\Delta P$  — напор, создаваемый вентилятором, Па;  $\eta$  — к. п. д. вентилятора (принимается равным 0,62—0,65).

Напор, развиваемый вентилятором, можно определить по каталогу в соответствии с выбранным вентилятором или определить по формуле

$$\Delta P = 0,99 \frac{\gamma_t}{g} u_v^2 m \left( \frac{S}{D} \right)^{-0,72} \text{Re}^{-0,24} \quad (82)$$

где  $\gamma$  — плотность воздуха при его начальной температуре, кг/м<sup>3</sup>;  $g$  — ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>;  $u_v$  — скорость воздуха в узком сечении пучка труб (6—8 м/с);  $m$  — число горизонтальных рядов в пучке;  $S$  — шаг ребер, м;  $D$  — наружный диаметр труб, м;  $\text{Re}$  — критерий Рейнольдса, отнесенный к наружному диаметру трубы  $D$ .

При подборе электродвигателя расчетную мощность необходимо увеличить на 10% — на случай его возможных перегрузок.

Более точный и подробный расчет аппаратов воздушного охлаждения дан в «Методике теплового и аэродинамического расчета аппаратов воздушного охлаждения» (ВНИИнефтемаш, 1971 г.).

*Пример 4.* Рассчитать горизонтальный воздушный холодильник,



предназначенный для охлаждения 14 400 кг/ч нефтепродукта ( $d_4^{20} = 0,740$ ) со 120 до 40 °С. Начальная температура воздуха (сухого) 25 °С, конечная 60 °С. Коэффициент теплопередачи 46 Вт/(м<sup>2</sup>·К).

*Решение.* Тепло, отдаваемое нефтяными парами

$$Q_H = G_H (I_{120}^H - I_{40}^K) = 14\,400 (580,1 - 81,2) = 7\,184\,160 \text{ кДж/ч} = 1\,996\,266 \text{ Вт}$$

Схема потоков противоточная.

$$\tau_{cp} = \frac{60 - 15}{2,3 \lg \frac{60}{15}} = 32 \text{ °С}$$

Поверхность теплообмена холодильника по формуле (70)

$$F = \frac{1\,996\,266}{46 \cdot 32} = 1356 \text{ м}^2$$

Принимают длину трубы 8 м и диаметр 0,042 мм. Вычисляют поверхность одной трубы (гладкой)

$$F_1 = \pi D l = 3,14 \cdot 0,042 \cdot 8 = 1,05 \text{ м}^2$$

Число труб

$$n = \frac{F}{F_1} = \frac{1356}{1,05} = 1291$$

Расход воздуха ( $G_B$ , кг/ч) определяют из теплового баланса аппарата по формуле (80)

$$G_H (I_{120}^H - I_{40}^K) = G_B (C_p t_3 - C_p t_4)$$

т. е.

$$Q = Q_B (C_p t_3 - C_p t_4)$$

Значения теплоемкостей при температурах  $t_3$  и  $t_4$  находят в *Приложении 17*. Тепловая нагрузка аппарата найдена ранее и равна 7 184 160 кДж/ч, следовательно

$$G_B = \frac{7\,184\,160}{1,009 \cdot 60 - 1,009 \cdot 25} = 203\,517 \text{ кг/ч}$$

Плотность воздуха при его начальной температуре 25 °С и барометрическом давлении (101,325 кПа) равна по формуле (16)

$$\rho_B = \frac{1,293 \cdot 273}{298} = 1,18 \text{ кг/м}^3$$

Объемный расход воздуха в 1 с

$$V_B = \frac{G_B}{3600 \rho_B} = \frac{203\,517}{3600 \cdot 1,18} = 47,9 \approx 48 \text{ м}^3/\text{с}$$

Зная объем расходуемого воздуха, по каталогу подбирают вентилятор [11].



## Задачи

123. Определить среднюю разность температур  $t_{ср}$  при противоточной схеме теплообмена, если горячий теплоноситель охлаждается с 300 до 150 °С, а холодный нагревается от 20 до 120 °С.

124. Определить поверхность теплообмена ( $F$ , м<sup>2</sup>) в теплообменниках, в которых нагревается 60 000 кг/ч нефти ( $d_4^{20}=0,878$ ) за счет охлаждения 28 000 кг/ч мазута ( $d_4^{20}=0,920$ ) с 300 до 220 °С. Температура поступающей нефти 125 °С, коэффициент теплопередачи  $K=139$  Вт/(м<sup>2</sup>·К); к. п. д. принять 0,95.

125. В керосиновые теплообменники поступает 100 000 кг/ч нефти ( $d_4^{20}=0,900$ ) с температурой 20 °С и нагревается за счет охлаждения 80 000 кг/ч керосина ( $d_4^{20}=0,820$ ) со 180 до 110 °С. Определить конечную температуру нефти и поверхность теплообмена, если коэффициент теплопередачи составляет  $K=116$  Вт/(м<sup>2</sup>·К); к. п. д. = 0,95.

126. Определить необходимое число стандартных теплообменников поверхностью 500 м<sup>2</sup> для нагревания от 52 до 200 °С нефти за счет охлаждения с 335 до 250 °С 757258 кг/ч мазута ( $d_4^{20}=0,97$ ); коэффициент теплопередачи  $K=152$  Вт/(м<sup>2</sup>·К); к. п. д. = 0,95.

127. Определить коэффициент теплопередачи  $K$  в теплообменниках общей поверхностью  $F=500$  м<sup>2</sup>, в которых охлаждается 60 000 кг/ч керосина ( $d_4^{20}=0,850$ ) с 200 до 78 °С и нагревается нефть от 20 до 90 °С. Движение теплоносителей в теплообменниках противоточное.

128. В теплообменном аппарате горячий поток охлаждается с 200 до 75 °С, холодный поток при этом нагревается от 20 до 65 °С. Определить среднюю логарифмическую разность температур  $t_{ср}$ , когда потоки движутся прямоточно, противоточно, перекрестно и смешанным током.

129. В теплообменниках типа «труба в трубе» нагревается 250 000 кг/ч нефти ( $d_4^{20}=0,880$ ) с 80 до 165 °С за счет охлаждения 30 000 кг/ч мазута ( $d_4^{20}=0,910$ ) с 315 до 150 °С. Определить; насколько потребуется увеличить поверхность теплообмена, чтобы нагреть нефть до 180 °С; коэффициент теплопередачи  $K=174$  Вт/(м<sup>2</sup>·К); к. п. д. = 0,95.

130. Рассчитать схему теплообмена. Определить поверхность нагрева теплообменников. Коэффициент теплопередачи  $K$  следует принять по практическим данным. Данные для расчета приведены в таблице:

Поток	$d_4^{20}$	$G$ , кг/ч	Температура, °С	
			на входе	на выходе
Нефть	0,900	200 000	20	200
Керосиновый дистиллят	0,820	25 000	230	125
Дистиллят дизельного топлива	0,860	80 000	280	160
Мазут	0,950	50 000	310	180

131. Определить фактический коэффициент теплопередачи в теплообменниках, в которых теплоноситель охлаждается с 215 до 90 °С, а холодный продукт нагревается от 30 до 125 °С. Движение потоков противоточное. Общая поверхность теплообмена — 900 м<sup>2</sup>, масса теплоносителя ( $d_4^{20}=0,830$ ) 111 000 кг/ч, потери тепла 4%.

132. Определить расход воды и поверхность охлаждения конденсатора-холодильника, в который поступает 19 100 кг/ч бензиновых паров и 6350 кг/ч водяных паров при 120 °С. Конечная температура охлаждения горячего теплоносителя 40 °С. Охлаждающим агентом служит вода, которая поступает при 25 °С и выходит при 55 °С. Плотность бензина  $d_4^{20}=0,750$ . Коэффициент теплопередачи  $K=162$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).



133. В холодильнике 50 000 кг/ч мазута ( $d_{15}^{15}=0,942$ ) охлаждается с 120 до 90 °С водой, которая нагревается от 25 до 55 °С. Определить расход воды.

134. Определить коэффициент теплопередачи и напряженность поверхности нагрева теплообменника поверхностью 390 м<sup>2</sup>, если в него поступает 167 640 кг/ч нефти ( $d_{15}^{15}=0,88$ ) с температурой 100 °С. Дистиллят в количестве 60 000 кг/ч ( $d_{15}^{15}=0,79$ ) охлаждается с 240 до 180 °С; к. п. д.=0,95.

135. Подсчитать прирост коэффициента регенерации тепла на атмосферной установке перегонки нефти, если в результате увеличения температуры нагрева нефти в теплообменниках от 180 до 200 °С расход топлива в печи снижается на 6%. На установку поступает 62 500 кг/ч нефти ( $d_4^{20}=0,910$ ). Начальная температура нефти 20 °С; расход топлива 1050 кг/ч ( $Q_H^P=41\,900$  кДж/кг); к. п. д. печи — 0,74.

136. Рассчитать расход воздуха и поверхность конденсатора холодильника воздушного охлаждения, в который при 125 °С поступают из колонны следующие продукты: 102 055 кг/ч паров нестабильного бензина ( $d_4^{20}=0,740$ ) 17 916 кг/ч жирного газа, 9629 кг/ч водяного пара. Конечная температура продуктов 40 °С; температура воздуха на входе и выходе из аппарата соответственно 20 и 60 °С. Согласно заводским данным, коэффициент теплопередачи  $K=232$  Вт/(м<sup>2</sup>·К). Теплоемкость жирного газа при нормальных условиях  $C=1,91$  кДж/(кг·К).



Трубчатые печи предназначены для огневого, высокотемпературного нагрева нефти, продуктов ее переработки, газов и являются одними из основных аппаратов установок нефтеперерабатывающих заводов. Проектными организациями СССР разработана практическая классификация трубчатых печей, по которой они делятся на следующие типы.

1. Узкокамерные трубчатые печи с верхним отводом дымовых газов с горизонтальным расположением труб — тип Г:

а) с вертикальным свободным факелом и подовыми горелками;

б) однокамерные с настильным факелом — ГН1;

в) двухкамерные с настильным факелом — ГН2;

г) беспламенного горения двухкамерные — ГБ2;

д) беспламенного горения с резервным жидким топливом — ГР2;

е) с дифференциальным подводом воздуха по высоте факела — ГД2.

2. Узкокамерные трубчатые печи с нижним отводом дымовых газов и горизонтальным расположением труб — тип Б:

а) беспламенного горения (одно- и двухкамерные) — ББ1, ББ2;

б) беспламенного горения с резервным жидким топливом (одно- и двухкамерные) — БР1, БР2;

в) с вертикальным свободным пламенем и подовыми горелками — БС1, БС2;

г) с настильным пламенем (одно- и двухкамерные) — БН1, БН2.

3. Цилиндрические трубчатые печи с вертикальным и горизонтальным расположением труб — тип Ц:

а) с вертикальным свободным факелом, однокамерные — ЦС1;

б) с вертикальным настильным факелом и дифференцированным подводом воздуха (трех- и четырехкамерные) — ЦД3, ЦД4;

в) с горизонтальными трубами — ЦГ1.

4. Секционные и многокамерные трубчатые печи — тип Б, В, Р;



а) с вертикальными трубами со свободным факелом, подовыми горелками, верхним отводом дымовых газов, трехкамерные — ВСЗ;

б) с горизонтальным расположением факела, нижним отводом дымовых газов, трехкамерные — БГЗ;

в) с вертикальными трубами и горизонтальным факелом, общей конвекцией на все секции, трехкамерные — РСЗ.

На рис. 37 даны схемы трубчатых печей ряда типов. При проектировании технологической установки НПЗ обычно осуществляется привязка типовой трубчатой печи, выбор которой определяется тепловой мощностью, назначением и технологическими параметрами.

Для установок атмосферной перегонки нефти (АТ) приемлемыми могут быть вертикально-факельные трубчатые печи как наиболее простые по конструкции. Для технологических установок, в которых к режиму нагрева сырья предъявляют особые требования, как, например, установка ВТ вакуумной перегонки мазута, где не допускается перегрев сырья выше 415—420 °С, наиболее приемлемы цилиндрические трубчатые печи с дифференцированным подводом воздуха типа ЦД. Однако с целью использования на установках АВТ однотипных печей как для АТ, так и для ВТ применяют вертикально-факельные печи.

Основные показатели работы трубчатой печи: полезная тепловая нагрузка печи, теплонапряженность поверхности нагрева, производительность по сырью, коэффициент полезного действия, температура газов на перевале, в топке, на выходе из печи и др.

**Полезная тепловая нагрузка печи** ( $Q_{\text{пол}}$ , Вт или кДж/ч), или тепловая мощность установки прямой перегонки нефти складывается из тепла, затраченного на нагрев и испарение нефти и на перегрев водяного пара (при наличии в печи пароперегревателя)

$$Q_{\text{пол}} = Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пер. в. п}} \quad (83)$$

Тепло, необходимое для нагрева нефти ( $Q_{\text{нагр}}$ )

$$Q_{\text{нагр}} = G (1 - \bar{e}) (I_{t_2}^{\text{ж}} - I_{t_1}^{\text{ж}})$$

Тепло, необходимое для испарения нефти ( $Q_{\text{исп}}$ )

$$Q_{\text{исп}} = G \bar{e} (I_{t_2}^{\text{п}} - I_{t_1}^{\text{ж}})$$

Тепло, необходимое для перегрева водяного пара ( $Q_{\text{пер. в. п}}$ )

$$Q_{\text{пер. в. п}} = G_{\text{в. п}} [xl + C (t_3 - t_4)] \quad (84)$$

где  $G$  — производительность печи (по сырью), кг/ч;  $\bar{e}$  — массовая доля отгонки сырья, доли единицы;  $I_{t_1}^{\text{ж}}$ ,  $I_{t_2}^{\text{ж}}$  — энтальпия жидкости при температурах входа и выхода ее из печи, кДж/кг;  $I_{t_2}^{\text{п}}$  — энтальпия паров при температуре выхода из печи, кДж/кг;  $G_{\text{в. п}}$  — масса перегреваемого водяного пара, кг/ч;  $x$  — влажность насыщенного водяного пара, доли единицы;  $l$  — теплота испарения воды, кДж/кг;  $C$  — теплоемкость кДж/(кг·К);  $t_3$  — температура перегретого водяного пара, °С;  $t_4$  — температура насыщенного водяного пара, °С.



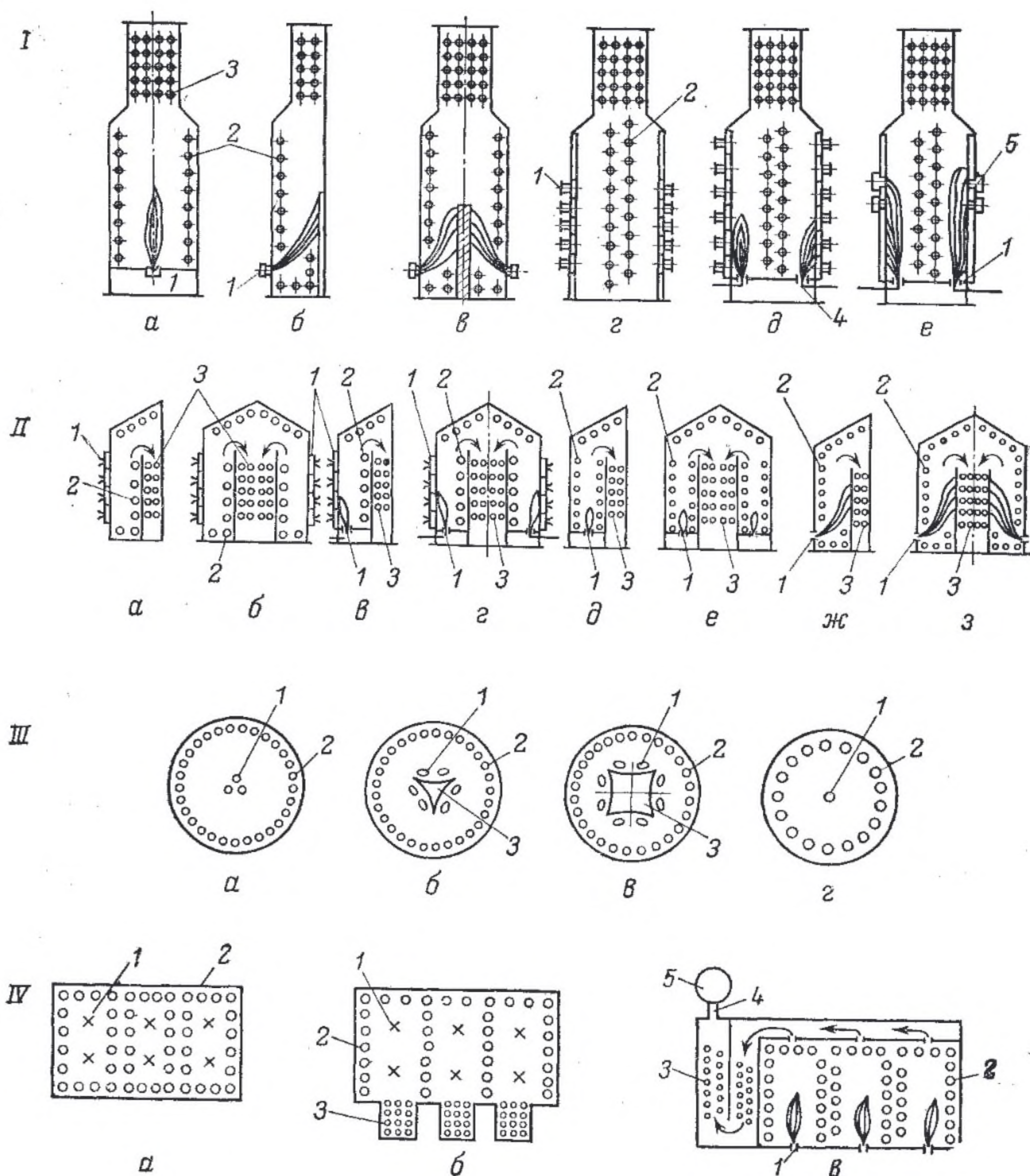


Рис. 37. Типы трубчатых печей:

I — трубчатые печи типа Г: а — с вертикальным свободным факелом и подовыми горелками — ГС1; б — однокамерная с настильным пламенем — ГН1; в — двухкамерная с настильным факелом — ГН2; г — беспламенного горения двухкамерные — ГБ2; д — беспламенного горения с резервным жидким топливом — ГР2; е — с дифференцированным подводом воздуха по высоте факела — ГД2; 1 — горелки; 2 — трубы радиантной камеры; 3 — трубы конвекционной камеры; 4 — горелки резервного жидкого топлива; 5 — штуцер для подачи воздуха. II — трубчатые печи типа Б: а, б — беспламенного горения (однокамерная и двухкамерная) — ББ1, ББ2; в, г — беспламенного горения с резервным жидким топливом — БР1, БР2; д, е — с вертикальным свободным пламенем и подовыми горелками — БС1, БС2; ж, з — с настильным пламенем — БН1, БН2; III — трубчатые печи типа Ц: а — с вертикальным свободным факелом; однокамерная — ЦС1 (план); б, в — с вертикальным настильным факелом и дифференцированным подводом воздуха — ЦД3, ЦД4 (план); г — с горизонтальными трубами ЦГ1; IV — трубчатые печи типа В, Б, Р (секционные и многокамерные): а — с вертикальными трубами со свободным факелом, подовыми горелками, верхним отводом дымовых газов, трехкамерные — ВС3 (план); б — с горизонтальным расположением факела, нижним отводом дымовых газов — БГ3; в — с вертикальными трубами и горизонтальным факелом, общей конвекцией на все секции — РС3 (план); 1 — горелки; 2 — трубы радиантной камеры; 3 — трубы конвекционной камеры; 4 — боров-газоход; 5 — дымовая труба.



**Пример 1.** Определить тепловую нагрузку печи вакуумной установки производительностью 50 000 кг/ч мазута ( $d_4^{20} = 0,930$ ). В печи мазут нагревается от 226 до 430 °С; при этом 40% его переходит в паровую фазу. В печи имеется пароперегреватель, где перегревается 650 кг/ч водяного пара со 120 до 400 °С. Отгон имеет плотность  $d_{15}^{15} = 0,91$ , а остаток — 0,95. Влажность водяного пара 2%.

**Решение.** По формуле (83) находят полезную тепловую нагрузку печи. Энтальпию мазута и продуктов отгона в парах и жидкости находят по Приложениям 20 и 21.

Мазут при 226 °С находится в жидком состоянии, а при 430 °С часть его (40%) переходит в пары — отгон. Энтальпия мазута по формулам (48) и (49)

$$I_{226}^{\text{ж}} = 743,3 \text{ кДж/кг}, \quad \text{отгона } I_{430}^{\text{п}} = 1278 \text{ кДж/кг}, \\ \text{остатка } I_{450}^{\text{ж}} = 1258,13 \text{ кДж/кг}$$

Тепло, затрачиваемое на нагрев и испарение мазута

$$Q_1 = Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}} = G_{\text{м}} e (I_{430}^{\text{п}} - I_{226}^{\text{ж}}) + G_{\text{м}} (1 - e) (I_{430}^{\text{п}} - I_{226}^{\text{ж}}) = \\ = 50\,000 \cdot 0,4 (1278 - 743,3) + 50\,000 \cdot 0,6 (1258 - 743,3) = \\ = 26\,138\,900 \text{ кДж/ч} = 7266,614 \text{ кВт}$$

Тепло, затрачиваемое на перегрев водяного пара

$$Q_2 = Q_{\text{пер.в.п}} = G_{\text{в.п}} [xI + C(t_3 - t_4)] = \\ = 650 [0,02 \cdot 2262 + 0,5 (1171 - 503)] = 410\,605 \text{ кДж/ч} = 114,148 \text{ кВт}$$

Полезная тепловая нагрузка печи

$$Q = Q_1 + Q_2 = 7266,614 + 114,148 = 7380,762 \text{ кВт}$$

**Коэффициент полезного действия** трубчатой печи — доля тепла, полезно использованного в печи на нагрев нефтепродукта. При полном сгорании топлива к. п. д. печи зависит от ее конструкции, от потерь тепла с уходящими дымовыми газами и через кладку печи, от коэффициента избытка воздуха. Коэффициент полезного действия трубчатых печей обычно колеблется в пределах 0,60—0,80 и определяется по формуле

$$\eta = \frac{Q_{\text{р}}^{\text{н}} - (q_{\text{пот}} + q_{\text{ух.г}} + q_{\text{н.сг}})}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}} \quad (85)$$

где  $\eta$  — к. п. д. печи;  $Q_{\text{р}}^{\text{н}}$  — теплота сгорания топлива, кДж/кг;  $q_{\text{пот}}$  — потери тепла в окружающую среду через кладку печи, кДж/кг топлива;  $q_{\text{ух.г}}$  — потери тепла с уходящими дымовыми газами, кДж/кг топлива;  $q_{\text{н.сг}}$  — потери тепла от неполноты сгорания топлива, кДж/кг (практически 0,5—1%).

Тепловые потери в окружающую среду через кладку печи составляют 4—8% от рабочей теплоты сгорания топлива. Потери тепла с дымовыми газами, уходящими из печи в дымовую трубу,



зависят от коэффициента избытка воздуха и температуры этих газов. Желательно иметь минимальную температуру уходящих дымовых газов, однако это вызывает увеличение конвекционной поверхности и потерю напора в трубах печи. Обычно температуру уходящих дымовых газов принимают на 150—200 °С выше температуры поступающего в печь сырья, т. е.

$$t_{yx} = t_c + (150 \div 200) \quad (86)$$

где  $t_{yx}$  — температура уходящих дымовых газов, °С;  $t_c$  — температура поступающего в печь сырья, °С.

**Теплота сгорания топлива** — количество тепла, выделяющегося при сгорании 1 кг топлива (или 1 м³ газа). Различают высшую и низшую теплоту сгорания топлива. Высшая теплота сгорания — количество тепла, выделяемое при полном сгорании топлива, охлаждении продуктов сгорания до температуры топлива и конденсации водяного пара, образующегося при сгорании. Низшая (рабочая) теплота сгорания топлива — количество тепла, выделяемое при полном сгорании топлива, охлаждении продуктов сгорания до температуры топлива без конденсации водяного пара. Теплоту сгорания топлива можно определить по формулам [1, 2, 9].

Для определения низшей теплоты сгорания любого топлива (в кДж/кг) можно использовать формулу Д. И. Менделеева

$$\begin{aligned} Q_p^H &= 339,1C + 1256H - 108,9(O-S) - 16,75(9H + W) = \\ &= 339,1C + 1030H - 108,9(O-S) - 16,75W \end{aligned}$$

где  $C, H, S, O, W$  — содержание в топливе (в % масс.) углерода, водорода, летучей серы, кислорода и воды.

Значения низшей теплоты сгорания (в кДж/кг) некоторых углеводородов и топлив приведены ниже:

Древесина . . . . .	11 720—12 474
Торф . . . . .	8 100—15 739
Бурый уголь (подмосковный) . . . . .	11 469—14 400
Каменный уголь . . . . .	22 813—29 092
Антрацит . . . . .	30 767
Мазут топочный . . . . .	41 106—44 953
Природный газ (98% $CH_4$ ) . . . . .	48 557

**Пример 1.** Определить теплоту сгорания топлива, содержащего 11,4% (масс.) водорода и 88,6% масс. углерода.

**Решение.** По формуле Д. И. Менделеева находят значение  $Q_p^H$  (в кДж/кг)

$$Q_p^H = 339,1C + 1030H = 339,1 \cdot 88,6 + 1030 \cdot 11,4 \approx 41\,800 \text{ кДж/кг}$$

**Энтальпия продуктов сгорания.** Для определения энтальпии продуктов сгорания (дымовых газов) удобно пользоваться графиком зависимости между температурой и энтальпией дымовых газов, отнесенной к 1 кг топлива (см. Приложение 36). Энтальпию



дымовых газов можно определить на основе правила аддитивности

$$I_t = \sum N_i I_i \quad (89)$$

где  $I_t$  — энтальпия дымовых газов при температуре  $t$ ;  $N_i$  — число молей отдельных компонентов дымовых газов на 1 кг топлива;  $I_i$  — энтальпия отдельных компонентов дымовых газов при  $t$ , °C

$$I_i = M_i C_i t$$

где  $M_i$  — масса 1 моль отдельных компонентов;  $C_i$  — средняя теплоемкость компонентов газа при постоянном давлении.

Определив по уравнению (89) величину  $I_t$  при разных температурах, строят кривую зависимости  $I$  от  $t$  и по этой кривой определяют для данного топлива значение  $I_t$  при любой заданной температуре.

**Расход топлива** ( $B$ , кг/ч) в печи вычисляют по формуле

$$B = \frac{Q_{\text{псл}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}} \eta} \quad (90)$$

Тепловая напряженность поверхности нагрева радиантных и конвекционных труб определяет количество тепла, передаваемое 1 м<sup>2</sup> данной поверхности в единицу времени. Допустимая средняя тепловая напряженность радиантных труб для печей различных типоразмеров дана в табл. 1 (см. с. 107) и *Приложениях 37—39*. Однако тепловые напряженности поверхности нагрева радиантных труб в разных точках печи отличаются друг от друга иногда значительно. Наибольшую тепловую напряженность имеют участки змеевика трубного экрана, близко расположенные к зеркалу горения; сторона труб, расположенная к факелу; трубы, расположенные над перевальной стенкой; первый ряд двухрядного экрана. Применяют различные методы выравнивания тепловых напряженностей радиантных труб: создание наклонных сводов печи, радирующего конуса, двухстороннее облучение, получение настильного пламени и др.

Температура дымовых газов над перевальной стенкой характеризует распределение полезной тепловой нагрузки печи между радиантными и конвекционными трубами. Обычно температуру дымовых газов над перевальной стенкой поддерживают в пределах 700—900 °C.

Технологические показатели работы трубчатых печей приведены в *Приложении 40*.

Теоретические основы работы трубчатых печей и их конструкция освещены в литературе [5, 13].

### РАДИАНТНАЯ СЕКЦИЯ

При расчете радиантной секции печи устанавливают зависимость между количеством тепла, получаемым трубами этой секции, величиной поверхности нагрева, температурой дымовых газов над



перевальной стенкой и тепловой напряженностью радиантных труб.

Существует много методов расчета радиантной секции печи [1, 5, 6, 8, 9, 12, 13]. На основе сравнительного анализа показано, что наиболее точным методом является аналитический метод Н. И. Белокопья. Он ввел понятие об эквивалентной абсолютно черной поверхности ( $H_s$ ,  $m^2$ ), которая служит геометрической характеристикой топки.

При расчете радиантной секции по Н. И. Белокопья должны быть известны: коэффициент избытка воздуха  $\alpha$ , масса продуктов сгорания 1 кг топлива  $G$ , теплота сгорания топлива  $Q_p^H$ , температура сырья на входе и выходе из печи  $t_1$  и  $t_2$ , коэффициент полезного действия печи  $\eta$ , количество полезно затраченного тепла  $Q_{пол}$ , расход топлива  $B$ . Определяют: количество тепла, воспринимаемого радиантными трубами печи,  $Q_r$ , поверхность этих труб  $H_{р.тр}$ , температуру дымовых газов над перевальной стенкой  $t_n$ , тепловую напряженность радиантных труб  $q_{р.тр}$ . Порядок расчета рекомендуется [5] следующий.

1. Задаются температурой дымовых газов над перевальной стенкой  $t_n$  и последующим расчетом проверяют правильность принятой величины.

2. Определяют среднюю теплоемкость [ $C_{pm}$ , кДж/(кг·К)] продуктов сгорания 1 кг топлива при  $t_n$ . Расчет ведут по уравнению

$$GC_{pm} = m_{CO_2}C_{CO_2} + m_{H_2O}C_{H_2O} + m_{N_2}C_{N_2} + m_{O_2}C_{O_2} \quad (91)$$

где  $G$  — масса всех продуктов сгорания, кг/кг топлива;  $m_{CO_2}$ ,  $m_{H_2O}$ ,  $m_{N_2}$ ,  $m_{O_2}$  — массы компонентов продуктов сгорания, кг/кг топлива;  $C_{CO_2}$ ,  $C_{H_2O}$ ,  $C_{N_2}$ ,  $C_{O_2}$  — теплоемкости компонентов продуктов сгорания 1 кг топлива, кДж/(кг·К).

Значения теплоемкости продуктов сгорания можно найти по рис. 38.

3. Определяют приведенную температуру исходной системы ( $t_0$ ) по уравнению

$$t_0 = \frac{\alpha L_0 C_v t_v + \omega_{\phi} I_{\phi} + G_{г.р} C_{г.р} t_{г.р} + C_T t_T}{GC_{pm}} \quad (92)$$

где  $\alpha$  — коэффициент избытка воздуха;  $L_0$  — теоретическое количество воздуха, кг/кг;  $C_v$  — средняя теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К);  $t_v$  — температура воздуха, поступающего в топку, °С;  $\omega_{\phi}$  — расход пара для распыления топлива в форсунках, кг/кг;  $I_{\phi}$  — энтальпия форсуночного водяного пара, кДж/кг, равная

$$I_{\phi} = C_{в.п} t_{в.п}$$

$G_{г.р}$  — количество газов рециркуляции, кг/кг;  $C_{г.р}$ ,  $t_{г.р}$  — теплоемкость газов рециркуляции, кДж/(кг·К), и их температура, °С;  $C_T$ ,  $t_T$  — теплоемкость топлива, кДж/(кг·К), и его температура, °С.

В технических расчетах энтальпией форсуночного пара можно пренебречь.



4. Определяют максимальную расчетную температуру горения ( $t_{\text{макс}}$ , °C)

$$t_{\text{макс}} = t_0 + \frac{Q_p^H \eta_T}{GC_{pm}} \quad (93)$$

где  $\eta_T$  — к. п. д. топки — рекомендуется принимать в пределах 0,94—0,98.

В случае работы печи без рециркуляции дымовых газов можно принимать температуру исходной системы равной температуре поступающего воздуха, т. е.  $t_0 \approx t_{\text{в}}$ .

5. Определяют количество тепла, воспринимаемого сырьем через радиантные трубы ( $Q_p$ , кДж/или Вт)

$$Q_p = B(Q_p^H \eta_t - I_{t_{\text{п}}})$$

где  $I_{t_{\text{п}}}$  — энтальпия дымовых газов при температуре перевала, кДж/кг

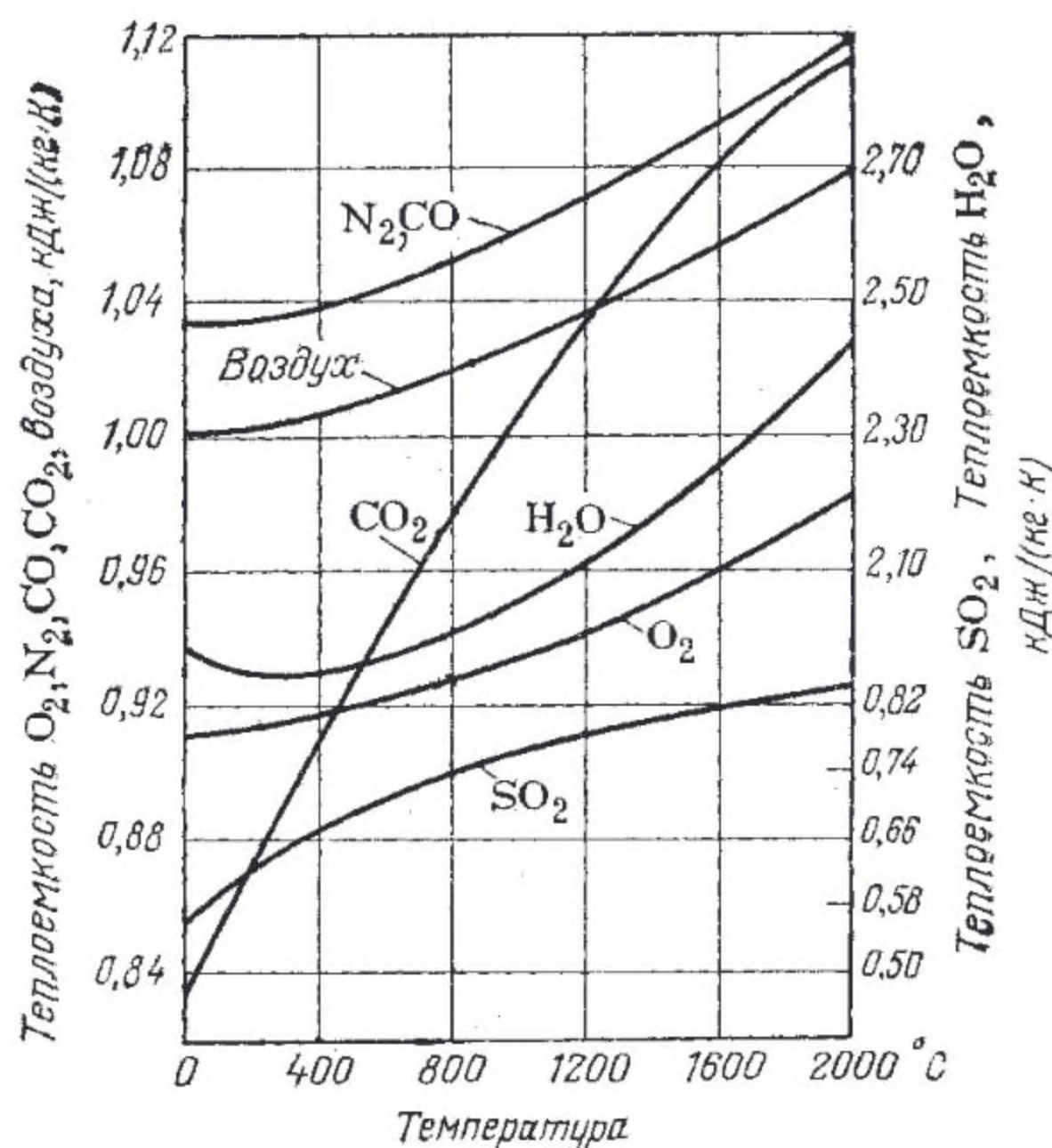


Рис. 38. График для определения средних теплоемкостей газов.

6. Определяют количество тепла, воспринимаемого сырьем через конвекционные трубы ( $Q_k$ , кДж/ч или Вт)

$$Q_k = Q_{\text{пол}} - Q_p - Q_{\text{ух.г}}$$

где  $Q_{\text{пол}}$  — полезно использованное тепло, кДж/ч или Вт;  $Q_{\text{ух.г}}$  — тепло, уносимое уходящими дымовыми газами, кДж/ч или Вт.

7. Определяют энтальпию ( $I_k$ , кДж/кг) и температуру ( $t_k$ ) сырья при входе в радиантные трубы (на выходе из конвекционных труб)

$$I_k = I_{t_1} + Q_k/G_c \quad (94)$$

где  $I_{t_1}$  — энтальпия сырья при входе, в печь, кДж/кг;  $G_c$  — масса сырья, кг/ч;  $Q_k$  — тепло, воспринимаемое конвекционными трубами, кДж/ч.

На выходе из камеры конвекции в связи с высоким давлением все сырье находится в жидкой фазе; поэтому по найденным значениям энтальпии и плотности можно однозначно определить температуру входа сырья в радиантные трубы  $t_k$ .



8. Определяют среднюю температуру наружной поверхности радиантных труб ( $t_{ст}$ )

$$t_{ст} = \frac{t_2 + t_k}{2} + t' \quad (95)$$

где  $t_2$  — конечная температура нагрева сырья, °C;  $t'$  — разность температур между наружной поверхностью труб и температурой сырья ( $t' = 20-60$  °C).

9. Определяют поверхность радиантных труб ( $H_{р.тр}$ , м<sup>2</sup>). Для этого по графикам рис. 39 [8] определяют значение параметра

$$q_s = Q/H_s$$

где  $Q$  — количество тепла, вносимого в топку топливом, воздухом и форсуночным паром, кДж/ч;  $H_s$  — эквивалентная абсолютно черная поверхность, м<sup>2</sup>. Величина  $q_s$  зависит от принятой температуры дымовых газов над перевальной стенкой  $t_{п}$ , максимальной расчетной температуры горения  $t_{макс}$  и температуры наружной стенки трубы  $t_{ст}$ .

Общее количество тепла, вносимого в топку, составляет

$$Q = B (Q_p \eta_T + \alpha L_0 C_{в.в} t_{в.в} + w_{ср} C_{в.п} t_{в.п} + C_T t_T)$$

Для технических расчетов можно определить общее количество тепла, внесенного в топку с топливом и воздухом

$$Q = Q_T + Q_B = B (Q_p \eta_T + \alpha L_0 C_{в.в} t_{в.в})$$

или одним топливом

$$Q = B Q_p \eta_T$$

Определив по графику  $q_s$ , находят предварительное значение эквивалентной абсолютно черной поверхности  $H_s = Q/q_s$  (м<sup>2</sup>).

10. Задаются степенью экранирования кладки

$$\varphi = H_{л}/(H_{л} + F) \quad (96)$$

где  $H_{л}$  — эффективная лучевоспринимающая поверхность, м<sup>2</sup>;  $F$  — неэкранированная поверхность кладки, м<sup>2</sup>.

и коэффициентом избытка воздуха  $\alpha$ ; по графику на рис. 40 определяют величину  $H_s/H_{л}$ . Степень экранирования кладки в современных печах находится в пределах 0,3—0,8, а чаще всего — в пределах 0,35—0,5. Если при данном значении  $\varphi$  не обеспечивается размещение труб, задаются другим значением и расчеты повторяют.

11. Определяют эффективную лучевоспринимающую поверхность ( $H_{л}$ , м<sup>2</sup>)

$$H_{л} = H_s \cdot \frac{H_s}{H_{л}}$$



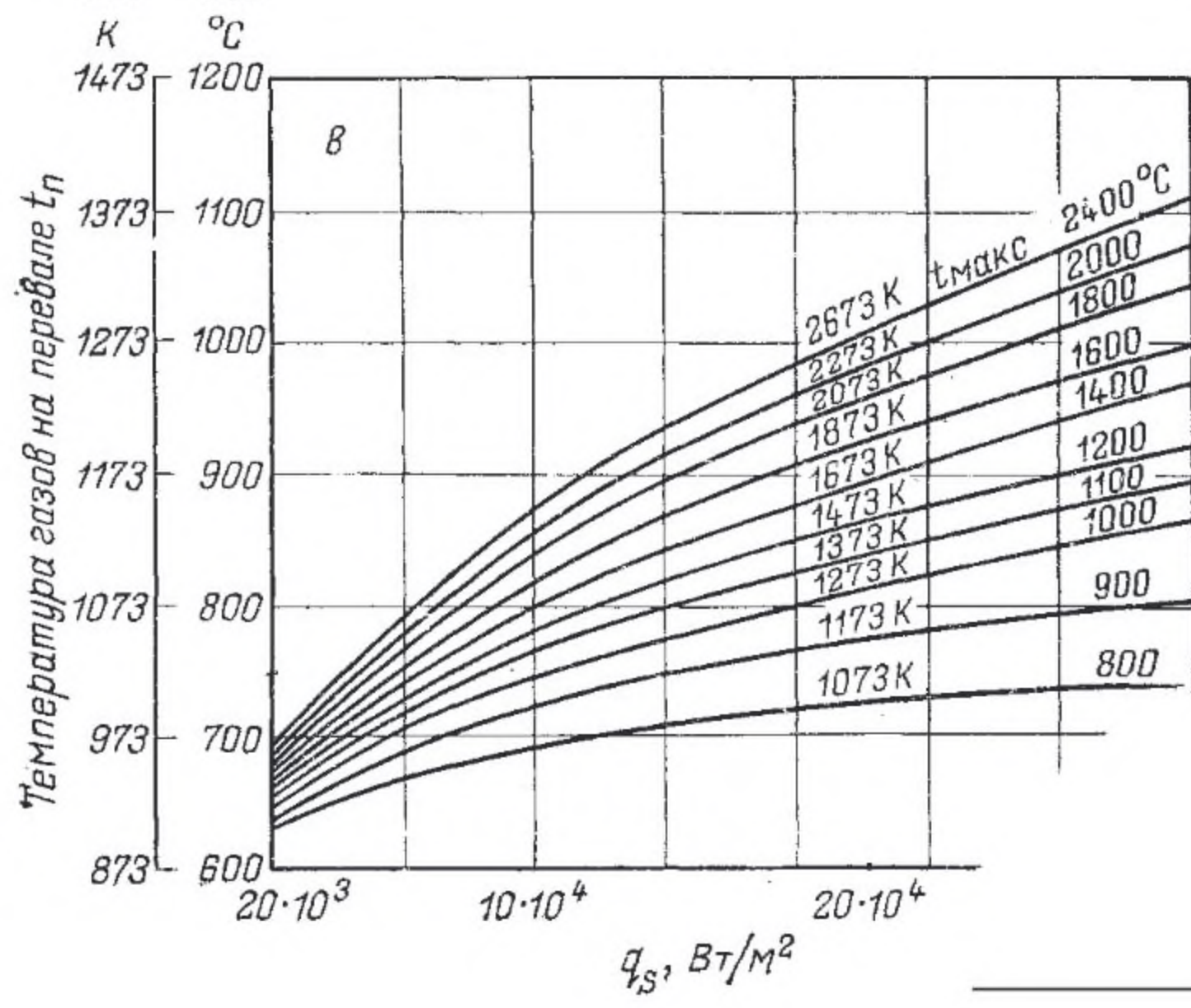
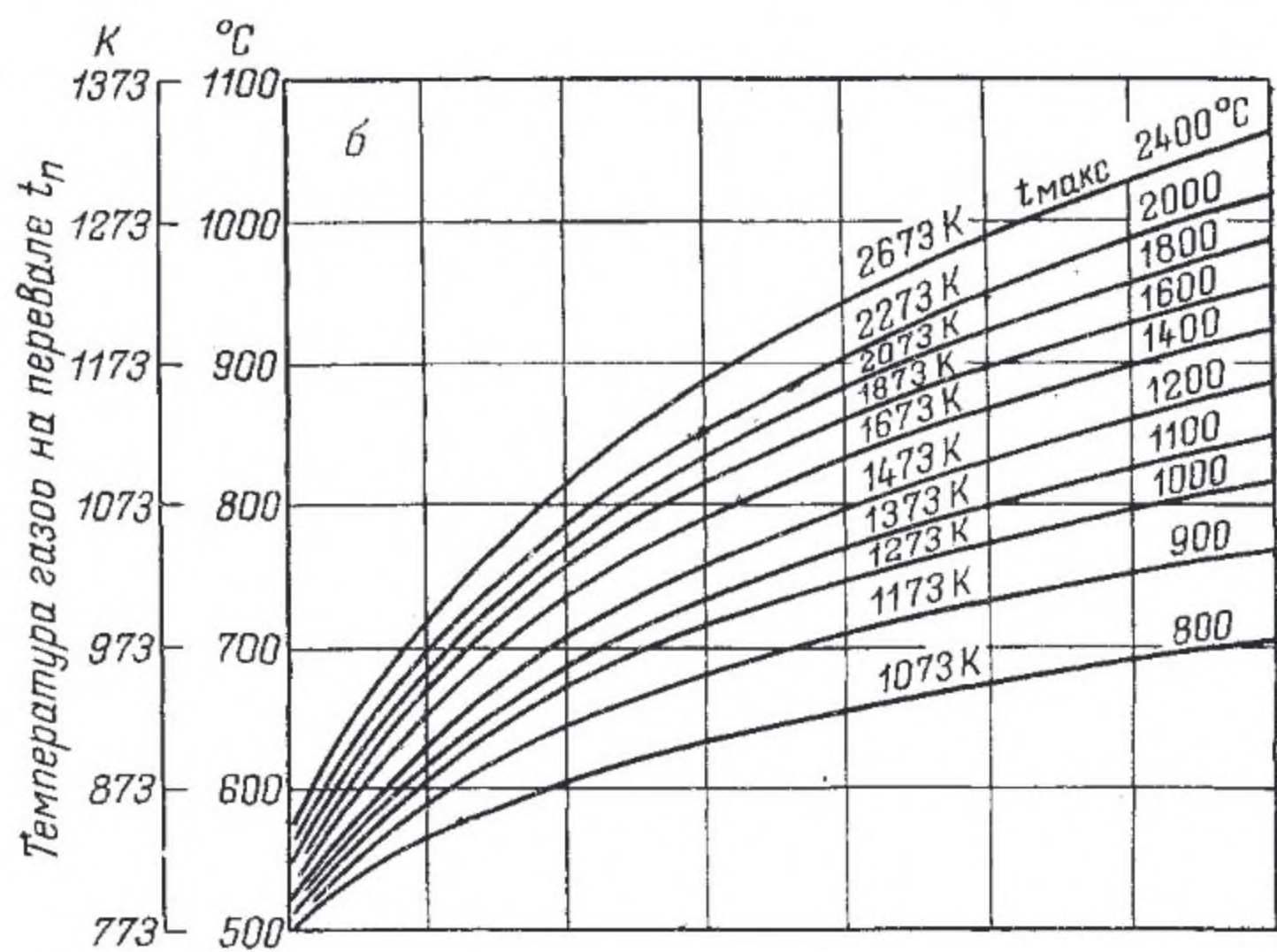
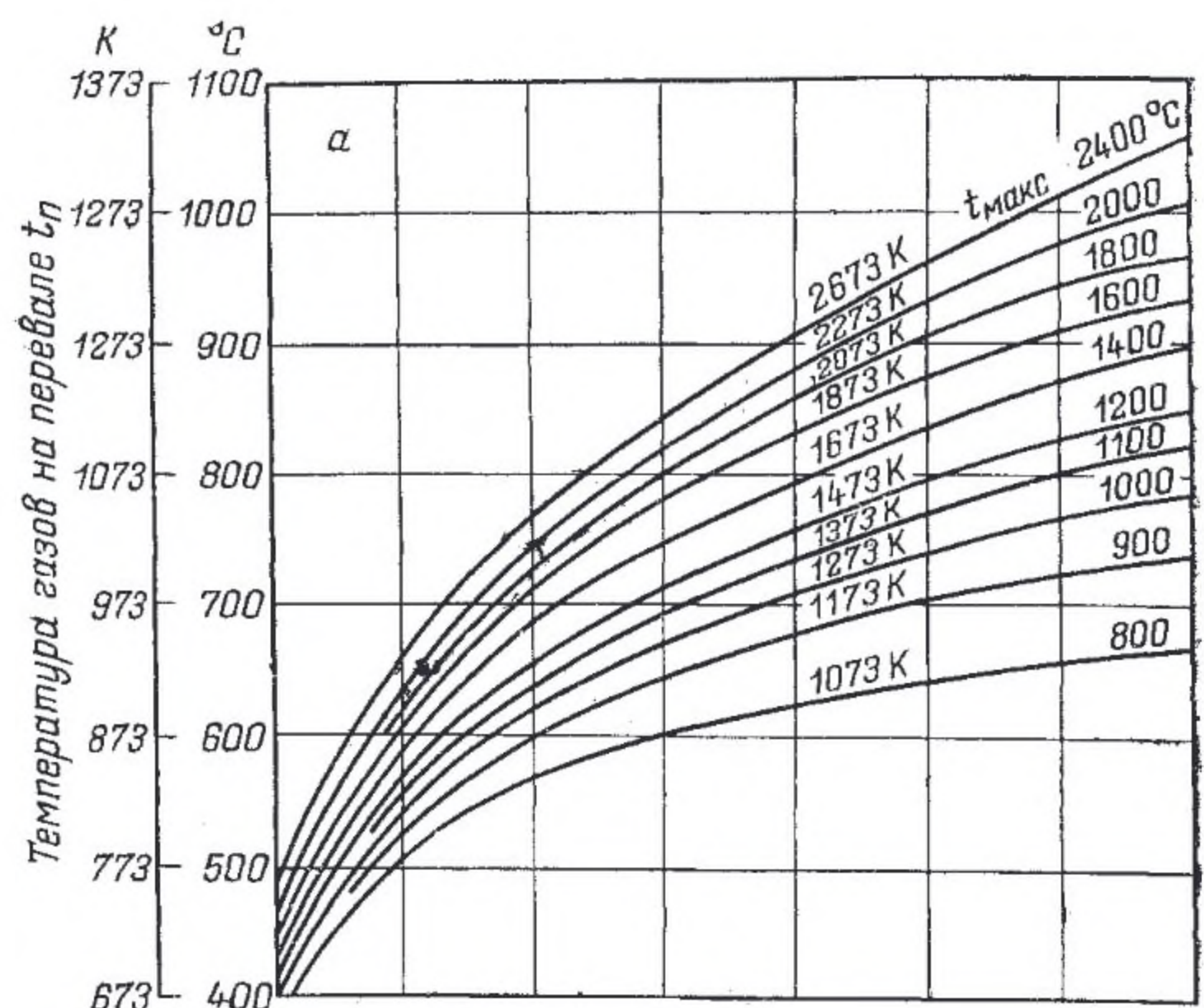


Рис. 39. График для определения параметра  $q_s$ :  
 а — 200 °C; б — 400 °C;  
 в — 600 °C.



12. Определяют размер заэкранированной плоской поверхности, заменяющей трубы ( $H$ , м<sup>2</sup>)

$$H = H_{\text{л}}/K$$

где  $K$  — фактор формы, определяемый по графику Хоттеля (рис. 41) в зависимости от расстояния между осями труб и от их числа рядов труб; он показывает, какая доля тепла поглощается трубами от того количества, которое в тех же условиях поглощала бы полностью заэкранированная поверхность. Так, для наиболее распространенного в печах расстояния между осями труб  $2d$  при одно-рядном экране  $K=0,87$ , для двухрядного  $K=0,98$ .

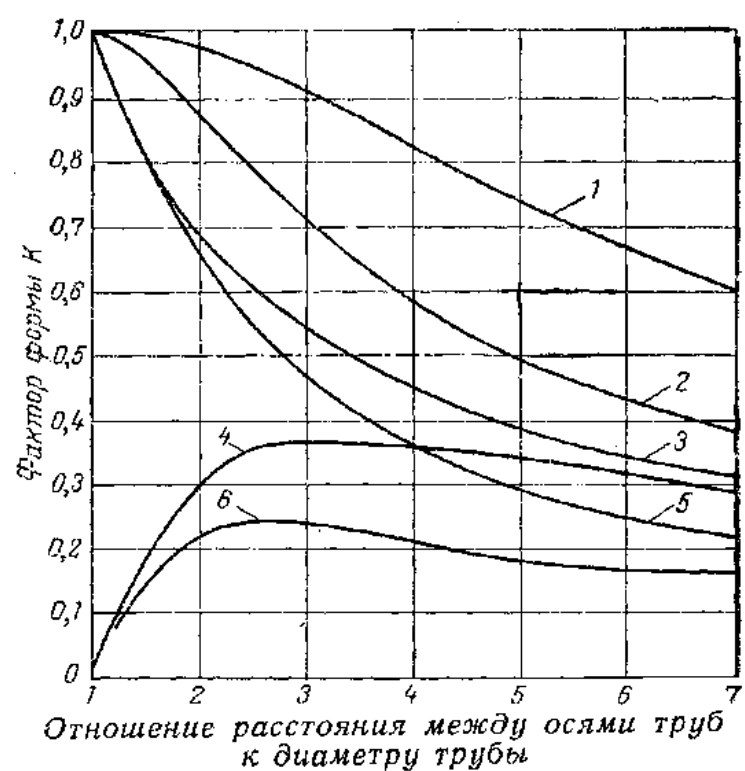
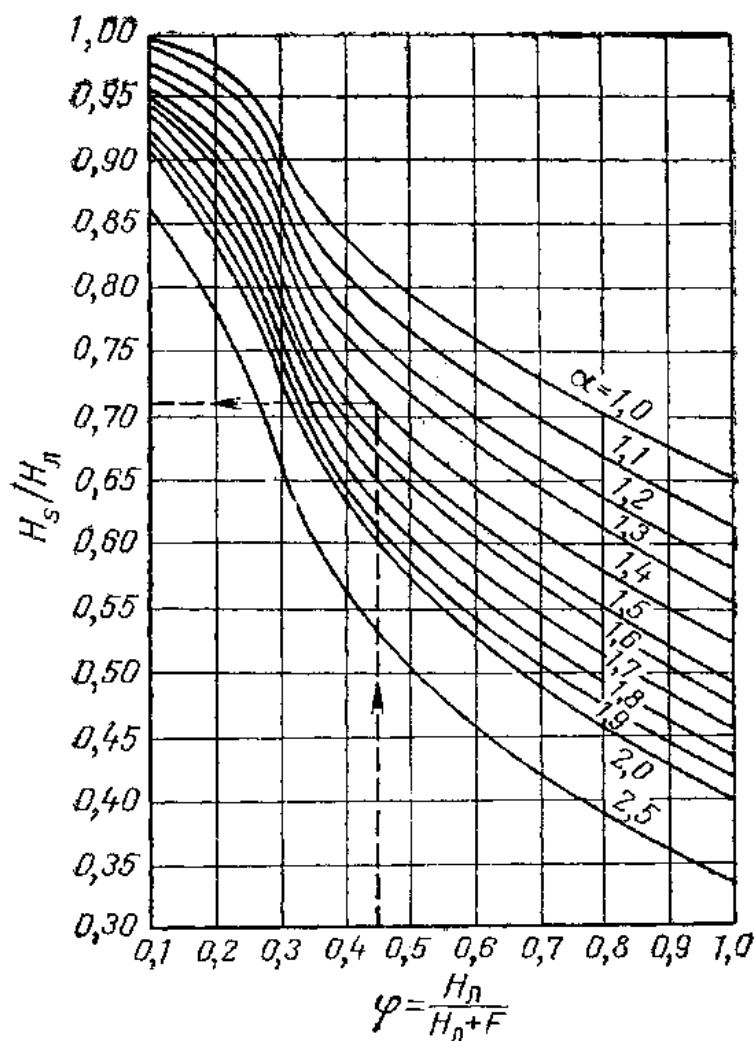


Рис. 40. График для определения величины  $H_{\text{с}}/H_{\text{л}}$ .

Рис. 41. График Хоттеля для определения фактора формы  $K$ .

Количество тепла, передаваемого: 1 — двум рядам труб; 2 — одному ряду труб (всего один ряд); 3 — нижнему ряду труб (всего два ряда); 4 — верхнему ряду труб (всего два ряда); 5 — прямое излучение, передаваемое нижнему ряду труб (всего два ряда); 6 — то же верхнему ряду труб (всего один ряд).

13. Принимая длину трубы  $l$  и вычисляя полезную длину  $\Delta l = l - 2a$  (где  $a$  — часть трубы, расположенная в кладке печи), определяют высоту экрана одной камеры ( $h$ , м)

$$h = H/(2\Delta l)$$

14. Принимают конструкцию печи и рассчитывают число труб в каждой радиантной камере. Если в печи две радиантных камеры, то число труб  $n$  можно определить из равенства

$$n = (h - d)/2d + 1$$

где  $d$  — наружный диаметр трубы, м.



Затем располагают трубы в каждой камере и определяют поверхность радиантных труб всей печи ( $H_{p.тр}$ , м<sup>2</sup>) и размеры камеры радиации. Между поверхностью радиантных труб  $H_{p.тр}$  и заэкранированной поверхностью кладки  $H$  существует зависимость для однорядного экрана

$$H_{p.тр} \simeq \pi/2 \cdot H$$

для двухрядного экрана

$$H_{p.тр} \simeq \pi H$$

Затем проводят поверочный расчет камеры радиации.

1. Определяют размер неэкранированной поверхности кладки ( $F$ , м<sup>2</sup>):

$$F = (1/\varphi - 1) H_{л} \quad (97)$$

2. Определяют более точно значение эквивалентной абсолютно черной поверхности ( $H_S$ , м<sup>2</sup>)

$$H_S = \frac{\varepsilon_v}{\varphi(T)} (\varepsilon_H H_{л} + \beta \varepsilon_F F) \quad (98)$$

где  $\varepsilon_v$  — степень черноты поглощающей среды; зависит от концентрации трехатомных газов в продуктах сгорания топлива; приближенно для данного топлива  $\varepsilon_v$  можно подсчитать (по предложению Адельсон [6]), используя коэффициент  $\alpha$

$$\varepsilon = 2/(1 + 2,15\alpha)$$

$\varphi(T)$  принимается равной 0,8—0,85;  $\varepsilon_H$  и  $\varepsilon_F$  — соответственно степень черноты экрана и кладки печи; рекомендуется  $\varepsilon_H = \varepsilon_F = 0,9$ ;  $\beta$  — коэффициент.

Коэффициент  $\beta$  определяют по уравнению

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{\varepsilon_v}{1 - \varepsilon_v} \cdot \frac{1}{\varepsilon_H \rho_{FH}}} \quad (99)$$

где  $\rho_{FH}$  — угловой коэффициент взаимного излучения поверхностей экрана и кладки, определяется в зависимости от отношения  $H_{л}/F$ ; если  $H_{л}/F < 0,5$ , то  $\rho_{FH} = H_{л}/F$ ; если  $H_{л}/F \geq 0,5$ , то  $\rho_{FH} = H_{л}/(F + H_{л}) = H_{л}/\Sigma F = \varphi$ ;  $\Sigma F$  — суммарная поверхность экрана и кладки, м<sup>2</sup>.

3. Определяют коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам [ $a_k$ , Вт/(м<sup>2</sup>·К) или кДж/(м<sup>2</sup>·ч·К)]

$$a_k = 2,1 \sqrt[4]{t_{п} - t_{ст}} \quad (100)$$

Величину  $a_k$  можно определить по графику на рис. 42.

4. Вычисляют температурную поправку теплопередачи в топке ( $\Delta T$ , К)

$$\Delta T = \frac{a_k H_{p.тр} (T_{\max} - T_0) - c_S H_S T_0^4 \cdot 10^{-8}}{BGC_{pm} + a_k H_{p.тр}} \quad (101)$$

где  $H_{p.тр}$  — поверхность радиантных труб, м<sup>2</sup>;  $T_{\max}$  — максимальная температура горения, К;  $T_0$  — средняя температура экрана, К;  $c_S$  — постоянная излучения абсолютно черного тела;  $c_S = 5,67$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).



Аргумент излучения  $x$  вычисляют по формуле

$$x = \frac{10H_{scs}}{BGC_{pm} + \alpha_k H_{p.тр}} \left( \frac{T_{\max} - T_0}{1000} \right)^3 \quad (102)$$

5. Пользуясь графиком на рис. 43, по значению аргумента излучения находят характеристику излучения  $\beta_s$ .

6. Температуру дымовых газов ( $T_{\Pi}$ , К) над перевальной стенкой определяют из уравнения

$$T_{\Pi} = \beta_s (T_{\max} - T_0) \quad (103)$$

или (в °С)

$$t_{\Pi} = T_{\Pi} - 273$$

Если полученная расчетом температура газов на перевале зна-

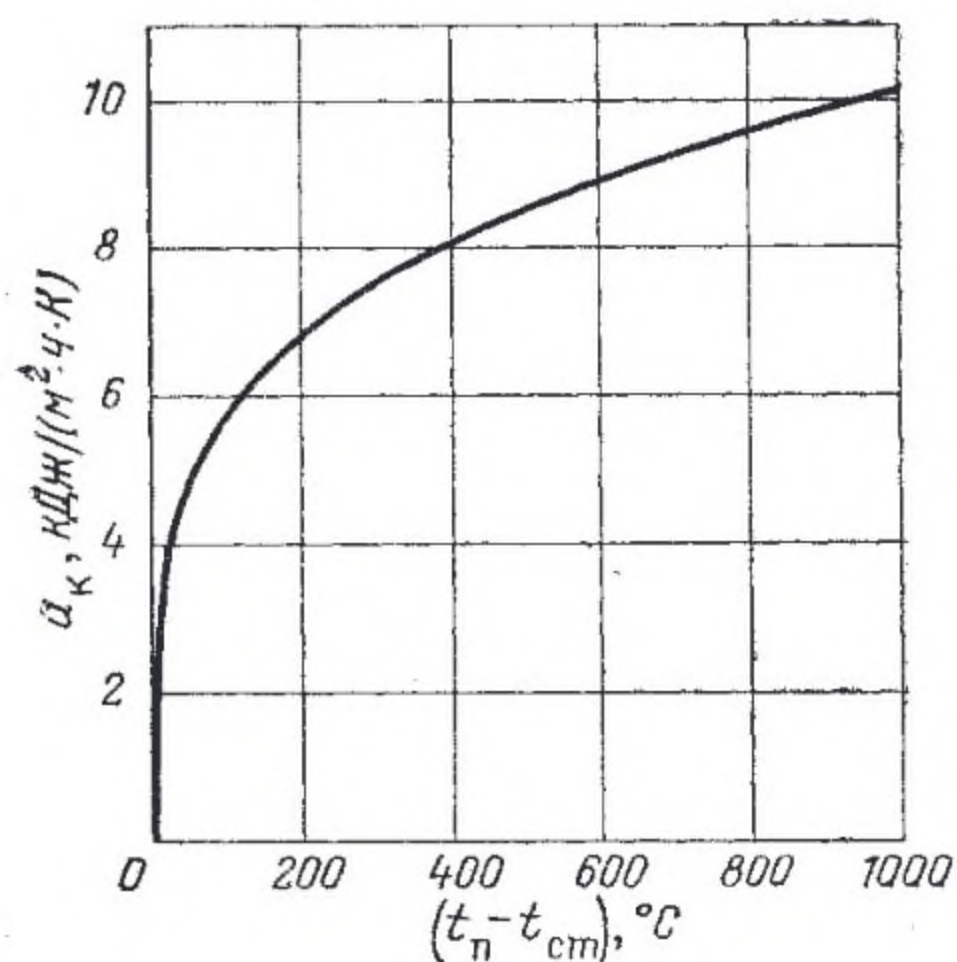


Рис. 42. График для определения коэффициента теплоотдачи свободной конвекцией.

чительно отличается от ранее принятой, то следует произвести перерасчет. Завышенная или заниженная температура свидетельствует о том, что выбранная поверхность радиантных труб мала или велика. Поэтому надо либо увеличить, либо уменьшить  $H_{p.тр}$ .

7. Определяют коэффициент прямой отдачи  $\mu$  по формуле

$$\mu = (t_{\max} - t_{\Pi}) / (t_{\max} - t_0) \quad (104)$$

где  $t_0$  — приведенная температура исходной системы, °С.

8. Определяют количество тепла, полученного радиантными трубами ( $Q_p$ , кДж/ч или Вт)

$$Q_p = BQ_p^H \eta_{tr} \mu$$

9. Рассчитывают тепловую напряженность радиантных труб ( $q_{p.тр}$ , кДж/(м²·ч) или Вт/м²)

$$q_{p.тр} = Q_p / H_{p.тр} \quad (105)$$

Если полученная в результате расчета тепловая напряженность радиантных труб допустима, то результаты расчета приемлемы. В ином случае надо изменить принятый режим.

10. Зная диаметр  $d$  труб печи и длину  $l$  одной трубы, определяют полезную поверхность одной трубы ( $F_{тр}$ , м²)

$$F_{тр} = \pi d l$$

Число труб

$$n = H_{p.тр} / F_{тр} \quad (106)$$



11. Тепловая напряженность топочного пространства ( $q_v$ , кДж/(м<sup>3</sup>·ч) или Вт/м<sup>3</sup>)

$$q_v = BQ_p^H \eta_T / V \quad (107)$$

где  $V$  — объем топочного пространства, м<sup>3</sup>.

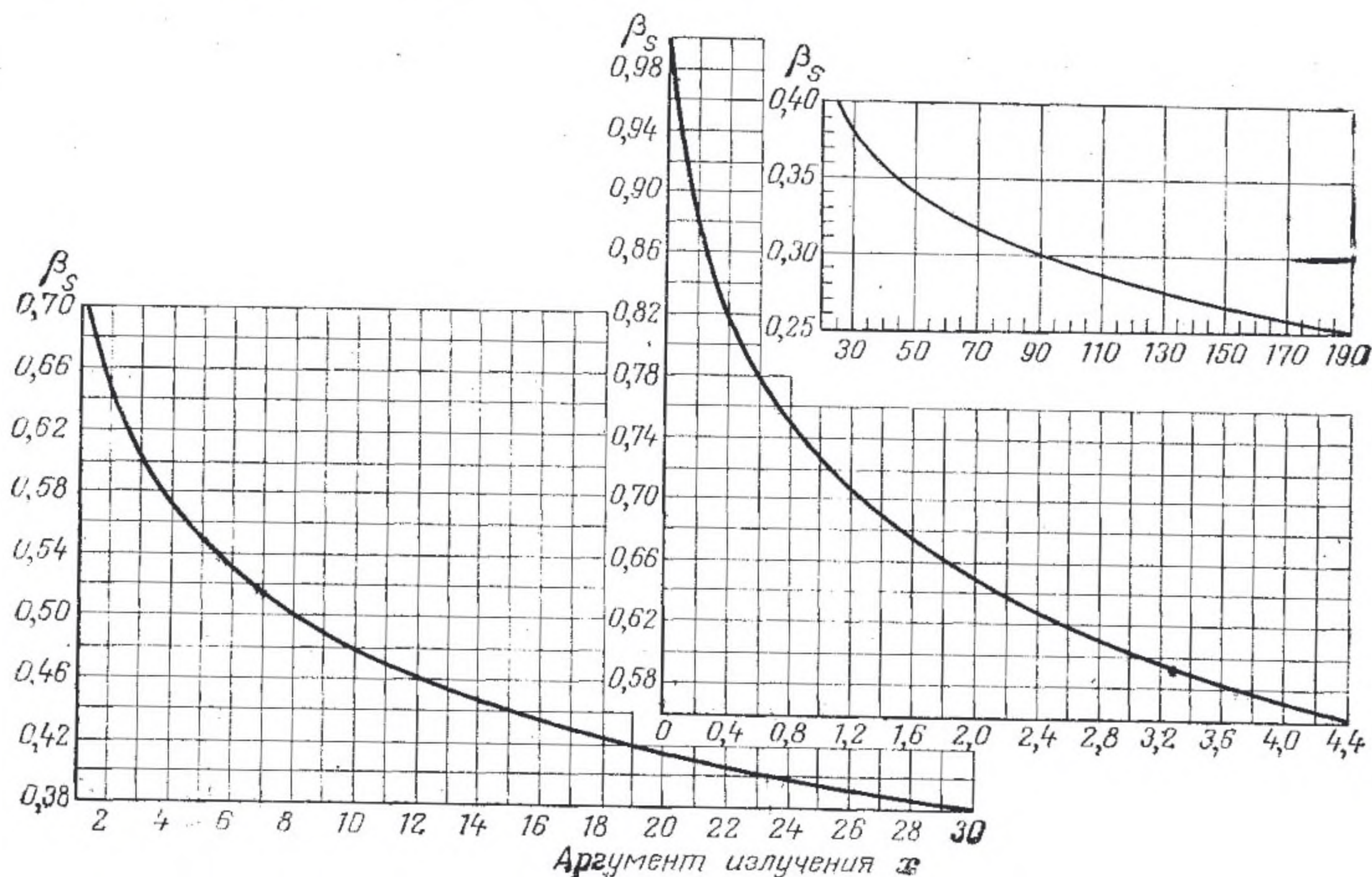


Рис. 43. Кривые зависимости характеристики излучения  $\beta_s$  от аргумента излучения  $x$ .

12. Объем топочного пространства одной камеры равен

$$V = abl$$

где  $a$  — высота камеры радиации, м;  $b$  — ширина камеры радиации, м;  $l$  — длина трубы, м.

**Пример 1.** Определить поверхность и тепловую напряженность радиантных труб атмосферной печи для нагрева 344 000 кг/ч нефти от температуры  $t_1 = 240^\circ\text{C}$  до  $t_2 = 340^\circ\text{C}$ . Полезное тепло, сообщаемое нефти в печи,  $Q_{\text{пол}} = 38 \cdot 10^6$  Вт. Топливо: сухой газ с  $Q_p^H = 46\,673$  кДж/кг. Масса газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива (в кг):  $\text{CO}_2$  2,98;  $\text{H}_2\text{O}$  2,40;  $\text{N}_2$  14,2;  $\text{O}_2$  0,72. Коэффициент полезного действия печи  $\eta = 0,809$ . Расход топлива  $B = 3664$  кг/ч. Коэффициент избытка воздуха  $\alpha = 1,2$ . Плотность нефти  $d_4^{20} = 0,870$ .

**Решение.** 1. Задаются температурой дымовых газов над перевальной стенкой  $t_n = 800^\circ\text{C}$ .



2. Определяют среднюю теплоемкость продуктов сгорания 1 кг топлива при этой температуре

$$C_{\text{ср}} = \sum GC_{pm} = 2,98 \cdot 0,980 + 2,40 \cdot 0,946 + 14,2 \cdot 1,060 + 0,73 \cdot 0,921 \simeq \\ \simeq 20,702 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Теплоемкость продуктов сгорания определяют по графику на рис. 39. Энтальпия продуктов сгорания равна

$$I_{t_{\Pi}} = C_{\text{ср}} t_{\Pi} = 20,702 \cdot 800 = 16,566 \text{ кДж/кг}$$

3. Приведенную температуру исходной системы  $t_0$  определяют по формуле (92), но в случае работы без рециркуляции дымовых газов ее можно принять равной температуре поступающего воздуха, т. е.  $t_0 \simeq t_{\text{в}} \simeq 20^\circ \text{C}$ .

4. Максимальную расчетную температуру горения определяют по формуле (93) (принимают к. п. д. топки  $\eta_{\text{T}} = 0,95$ )

$$t_{\text{макс}} = 20 + \frac{(46\,673 \cdot 0,95)}{20,702} = 2121^\circ \text{C}$$

$$T_{\text{макс}} = 2121 + 273 = 2394 \text{ К}$$

5. Количество тепла, воспринимаемого нефтью через радиантные трубы, рассчитывают по формуле

$$Q_{\text{р}} = B (Q_{\text{р}}^{\text{н}} \eta_{\text{T}} - I_{t_{\Pi}}) = 3664 (46\,673 \cdot 0,95 - 16\,566) \simeq \\ \simeq 102\,492\,800 \simeq 110 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 30 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

6. Количество тепла, воспринимаемого нефтью через конвекционные трубы

$$Q_{\text{к}} = Q_{\text{пол}} - Q_{\text{р}} = 38 \cdot 10^6 - 30 \cdot 10^6 = 8 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

7. Энтальпия нефти на входе в радиантные трубы по формуле (94)

$$I_{\text{к}} = 540 + \frac{8\,000\,000 \cdot 3,6}{344\,000} \simeq 623 \text{ кДж/кг}$$

По таблицам зависимости энтальпии от температуры (см. Приложение 20) находят, что полученному значению энтальпии отвечает температура  $t_{\text{к}} = 278^\circ \text{C}$ .

8. Средняя температура наружной поверхности радиантных труб по формуле (95)

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_2 + t_{\text{к}}}{2} + t_0 = \frac{340 + 278}{2} + 20 \simeq 330^\circ \text{C}$$

$t_0$  — от 20 до 60; принимают  $t_0 = 20^\circ \text{C}$ .

$$T_{\text{ср}} = 603 \text{ К}$$



9. По графикам на рис. 39 (а, б) по известным величинам  $t_n = 800^\circ\text{C}$ ,  $t_{\text{макс}} = 2069^\circ\text{C}$  и  $t_{\text{ст}} = 330^\circ\text{C}$  интерполяцией находят значение параметра  $q_s$

$$q_s = Q/H_s = 127,3 \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2$$

Общее количество тепла, внесенного в топку

$$Q = BQ_p \eta_T = 3664 \cdot 46\,673 \cdot 0,95 = 45\,000 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

Предварительное значение эквивалентной абсолютно черной поверхности

$$H_s = \frac{Q}{q_s} = \frac{45\,000 \cdot 10^3}{127,3 \cdot 10^3} = 353 \text{ м}^2$$

10. Задаются степенью экранирования кладки  $\varphi = 0,55$ . По графику на рис. 40 определяют величину  $H_s/H_n = 0,74$ .

11. Эквивалентная плоская поверхность

$$H_n = H_s : H_s/H_n = 353/0,74 = 477 \text{ м}^2$$

12. Площадь заэкранированной плоской поверхности, заменяющей трубы

$$H = H_n/K = 477/0,87 = 548 \text{ м}^2$$

Фактор формы  $K$  определяют по графику на рис. 41. При однорядном экране и расстоянии между трубами  $2d$  фактор формы  $K = 0,87$ .

13. Поверхность радиантных труб

$$H_{\text{р.тр}} = \frac{\pi}{2} H = \frac{3,14}{2} \cdot 548 = 860 \text{ м}^2$$

14. Проводят поверочный расчет радиантной секции. Величина неэкранированной поверхности по формуле (97)

$$F = (1/0,55 - 1) 477 = 400 \text{ м}^2$$

15. Уточненное значение абсолютно черной поверхности по формуле (98):  $\varphi(T) = 0,8$ ;  $\varepsilon_n = \varepsilon_F = 0,9$ . Коэффициент  $\beta$  по формуле (99)

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{0,56}{1 - 0,56 \cdot 0,9 \cdot 0,4}} = 0,225$$

где  $\rho_{FH} = 0,4$ , так как  $H_n/F \geq 0,5$ .

$$\varepsilon_v = \frac{2}{1 + 2,15\alpha} = \frac{2}{1 + 2,15 \cdot 1,2} = 0,56$$

Значение абсолютно черной поверхности по формуле (98)

$$H_s = \frac{0,56}{0,8} (0,9 \cdot 477 + 0,225 \cdot 0,9 \cdot 400) = 357 \text{ м}^2$$



16. Коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам по формуле (100)

$$\alpha_k = 2,1 \sqrt[4]{800 - 330} = 9,5 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{°C)}$$

17. Температурная поправка теплопередачи в топке по формуле (101)

$$\Delta T = \frac{9,5 \cdot 3,6 \cdot 860 (2391 - 604) - 5,67 \cdot 357 (603)^4 \cdot 10^8}{3664 \cdot 20,702 + 9,5 \cdot 860} = 406 \text{ К}$$

$$\Delta t = 133 \text{ °C}$$

18. Аргумент излучения по формуле (102)

$$x = \frac{10 \cdot 5,67 \cdot 3,6 \cdot 353}{3664 \cdot 20,702 + 9,5 \cdot 3,6 \cdot 860} \left( \frac{2391 - 406}{1000} \right)^3 = 5,35$$

19. Характеристика излучения  $\beta_s$  может быть найдена по графику на рис. 43 в зависимости от найденного аргумента излучения  $x$ ;  $\beta_s = 0,53$ .

20. Уточненное значение температуры дымовых газов на перевале по формуле (103)

$$T_{\Pi} = 0,535 (2391 - 406) = 1061 \text{ К} \quad t_{\Pi} = 1061 - 273 = 788 \text{ °C}$$

Разница между найденной температурой дымовых газов на перевале и принятой небольшая, т. е. равна 12, поэтому результат вычислений можно считать окончательным.

21. Коэффициент прямой отдачи по формуле (104)

$$\mu = \frac{2121 - 788}{2121 - 20} = 0,63$$

22. Количество тепла, полученного радиантными трубами

$$Q_p = B Q_p^H \eta_{\Gamma} \mu = 3664 \cdot 46\,673 \cdot 0,95 \cdot 0,63 = 102\,234 \cdot 10^3 \text{ кДж/ч} = \\ = 28\,421 \cdot 10^3 \text{ Вт} \cong 284 \cdot 10^5 \text{ Вт}$$

23. Тепловая напряженность радиантных труб по формуле (105)

$$q_{p.\Gamma p} = 28\,400\,000/860 = 33\,023 \text{ Вт/м}^2$$

Полученное значение тепловой напряженности радиантных труб допустимо; следовательно, расчет приемлем.

24. Число труб в радиантной камере.

Полезная поверхность одной трубы

$$F_{\Gamma p} = \pi d l = 3,14 \cdot 14,6 \cdot 0,152 = 6,96 \text{ м}^2$$

Принимают стандартные значения  $d = 0,152 \text{ м}$  и  $l = 15 \text{ м}$ . Считают, что с обоих концов по 0,2 м трубы заделано в кладку печи; число труб

$$n = H_{p.\Gamma p} / F_{\Gamma p} = 860/6,96 = 123$$



## КОНВЕКЦИОННАЯ СЕКЦИЯ

Процесс теплопередачи в конвекционной секции (камере) складывается из передачи тепла от газового потока к трубам конвекцией и радиацией. Основное влияние на передачу тепла имеет конвекционный теплообмен. Трубы в конвекционной камере принято располагать в шахматном порядке, так как в этом случае коэффициент теплопередачи при прочих равных условиях наибольший. Самая трудоемкая часть расчета поверхности конвекционных труб — определение коэффициента теплопередачи. Коэффициент теплопередачи  $K$  в камере конвекции представляет собой сумму коэффициента теплоотдачи конвекцией  $\alpha_k$  и коэффициента теплоотдачи радиацией  $\alpha_r$ . Численное значение  $\alpha_k = 11,6—29$  Вт/м<sup>2</sup>,  $\alpha_r = 6,9—21$  Вт/м<sup>2</sup>. Порядок расчета поверхности конвекционных труб можно предложить следующий.

1. Определяют тепловую нагрузку камеры конвекции ( $Q_k$ , Вт). Для этого из полезной тепловой нагрузки печи вычитают количество тепла, воспринимаемого радиантными трубами

$$Q_k = Q_{\text{пол}} - Q_r$$

2. Определяют температуру сырья на выходе из камеры конвекции  $t_k$ . Для этого необходимо знать температуру сырья на входе в трубы этой камеры, тепловую нагрузку камеры конвекции и массу прокачиваемого через трубы сырья. Энтальпия сырья ( $I_k$ , кДж/кг) на выходе из камеры конвекции равна [см. формулу (94)]

$$I_k = I_t + Q_k/G_c$$

где  $I_t$  — энтальпия сырья на входе в печь при температуре  $t$  °С, кДж/кг;  $Q_k$  — количество тепла, передаваемого в камере конвекции сырью, кДж/ч;  $G_c$  — количество прокачиваемого сырья, кг/ч.

По данному значению энтальпии находят (см. *Приложения 20* и *21*) температуру сырья на выходе из камеры конвекции.

3. Определяют среднюю температуру ( $t_{\text{ср}}$ ) дымовых газов в конвекционной камере, зная их температуру над перевальной стенкой  $t_n$  и температуру дымовых газов на выходе из печи  $t_{yx}$ .

4. Определяют среднюю разность температур ( $\tau_{\text{ср}}$ ) между дымовыми газами и нагреваемым продуктом по формуле (73)

$$\begin{array}{ccc} & \xrightarrow{\text{дымовые газы}} & \\ t_{\text{п}} & & t_{\text{yx}} \\ & \xleftarrow{\text{нагреваемый продукт}} & \\ t_{\text{к}} & & t_{\text{н}} \end{array}$$

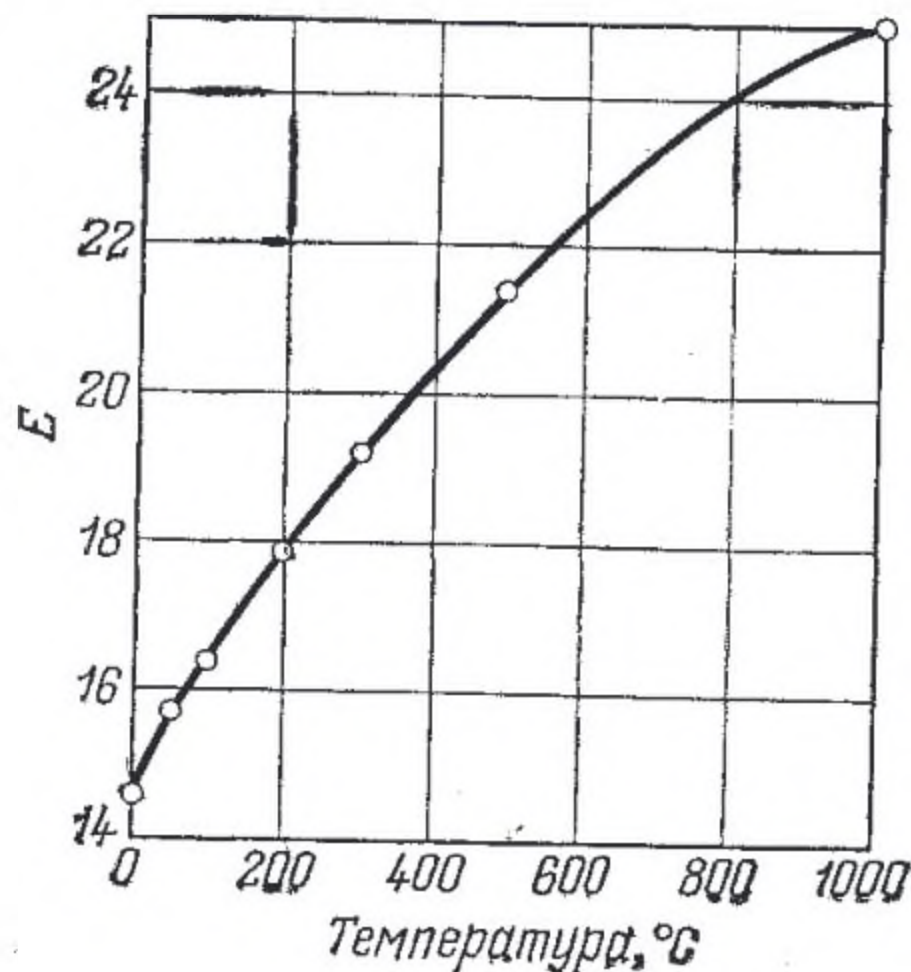
где  $t_n$  — температура над перевальной стенкой;  $t_{yx}$  — температура газов, уходящих из печи;  $t_n$  — температура поступающего в печь сырья;  $t_k$  — температура сырья, покидающего камеру конвекции.



5. Определяют массовую скорость  $[U, \text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})]$  движения дымовых газов

$$U = G_c / f_k \quad (108)$$

где  $G_c$  — секундный расход дымовых газов,  $\text{кг}/\text{с}$ ;  $f_k$  — живое сечение камеры конвекции,  $\text{м}^2$ .



Секундный расход дымовых газов можно определить по уравнению

$$G_c = \frac{(1 + \alpha L_0) B}{3600} \quad (109)$$

где  $\alpha$  — коэффициент избытка воздуха;  $L_0$  — теоретически необходимый расход воздуха для сжигания 1  $\text{кг}$  топлива,  $\text{кг}/\text{кг}$ .

Для определения живого сечения камеры конвекции задаются расстоя-

Рис. 44. График для определения коэффициента  $E$  при шахматном расположении труб.

нием между осями труб по горизонтали и числом труб  $n$  в одном горизонтальном ряду. Расстояние между осями труб ( $S_1$ ) обычно принимают равным  $1,7\text{—}2,0 d$  (диаметра трубы). Ширину камеры конвекции ( $M_k$ ,  $\text{м}$ ) можно вычислить, используя равенство

$$M_k = S_1 (n - 1) + d + 0,05$$

где  $S_1$  — расстояние между осями труб,  $\text{м}$ ;  $d$  — диаметр труб,  $\text{м}$ ;  $n$  — число труб.

Живое сечение камеры конвекции ( $f_k$ ,  $\text{м}^2$ )

$$f_k = (M_k - nd) l_{\text{пол}}$$

где  $l_{\text{пол}}$  — полезная длина трубы,  $\text{м}$ .

6. Определяют коэффициент теплоотдачи конвекции  $[a_k, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})]$  от газов к трубам. Для труб, расположенных в шахматном порядке, рекомендуют определять коэффициент теплоотдачи конвекцией по формуле

$$a_k = 0,34 E U^{0,6} / d^{0,4}$$

где  $E$  — коэффициент, зависящий от физических свойств топочных газов; определяется по графику на рис. 44 в зависимости от средней температуры газов  $t_{\text{ср}}$ .

7. Определяют эффективную толщину газового слоя ( $S$ ,  $\text{м}$ ) по уравнению

$$S = 3,49 S_1 - 4,1 d$$

8. Находят среднюю температуру наружной поверхности конвекционных труб ( $t_{\text{ст}}$ ,  $^{\circ}\text{C}$ )

$$t_{\text{ст}} = (t_n + t_k) / 2 + 20$$

где  $t_n$  — температура входа сырья в конвекционный змеевик,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $t_k$  — температура выхода сырья из конвекционного змеевика,  $^{\circ}\text{C}$ .



Считают, что температура наружной поверхности трубы больше средней температуры сырья на  $20^\circ\text{C}$ .

9. Определяют парциальное давление трехатомных газов и водяных паров ( $p_{\text{RO}_2}$  и  $p_{\text{H}_2\text{O}}$ , Па)

$$p_{\text{RO}_2} = N_{\text{RO}_2} / \sum N_i; \quad p_{\text{H}_2\text{O}} = N_{\text{H}_2\text{O}} / \sum N_i$$

где  $N_{\text{RO}_2}$  и  $N_{\text{H}_2\text{O}}$  — количество трехатомных газов и водяных паров, моль;  $\sum N_i$  — суммарное количество дымовых газов, моль.

Затем умножают величину  $p_{\text{RO}_2}$  и  $p_{\text{H}_2\text{O}}$  на эффективную толщину газового слоя, получая величины парциального давления

$$p'_{\text{RO}_2} = p_{\text{RO}_2} S; \quad p'_{\text{H}_2\text{O}} = p_{\text{H}_2\text{O}} S$$

10. Определяют коэффициент теплоотдачи излучением (радиацией), используя формулы [5], либо графики, приведенные на рис. 45 и 46, где в зависимости от парциального давления  $p'$ ,  $t_{\text{ср}}$  и  $t_{\text{ст}}$  находят коэффициенты теплоотдачи излучением для водяных паров  $a_p^{\text{H}_2\text{O}}$  и для трехатомных газов  $a_p^{\text{RO}_2}$ , а затем суммарный коэффициент

$$a_p = a_p^{\text{H}_2\text{O}} + a_p^{\text{RO}_2}$$

Для многих технических расчетов коэффициент теплоотдачи [ $a_p$ , Вт/(м<sup>2</sup>·К)] можно определить по эмпирическому уравнению Нельсона

$$a_p = 0,025 t_{\text{ср}} - 2$$

11. Определяют коэффициент теплопередачи [ $K$ , Вт/(м<sup>2</sup>·К)] от дымовых газов

$$K = 1,1 (a_k + a_p) \quad (110)$$

12. Определяют необходимую поверхность нагрева конвекционных труб ( $H_{\text{к.тр}}$ , м<sup>2</sup>)

$$H_{\text{к.тр}} = Q_k / (K \tau_{\text{ср}})$$

где  $Q_k$  — количество тепла, передаваемого в конвекционной камере сырью, Вт;  $K$  — коэффициент теплопередачи от дымовых газов (Вт/(м<sup>2</sup>·К));  $\tau_{\text{ср}}$  — средняя разность температур между дымовыми газами и нагреваемым сырьем.

13. Определяют число труб  $n$  в конвекционной камере

$$n = H_{\text{к.тр}} / (\pi d l_{\text{пол}})$$

**Пример 2.** Определить поверхность и тепловую напряженность конвекционных труб печи, если ее полезная тепловая нагрузка  $38451 \cdot 10^3$  Вт, а тепловая нагрузка радиантной камеры  $28377 \cdot 10^3$  Вт. Остальные данные для расчета взять из примера 1 — расчета поверхности радиантной камеры. Расход воздуха на сгорание 1 кг топлива равен 15,73 кг. Принять  $l_{\text{пол}}$  равным 14,6 м.



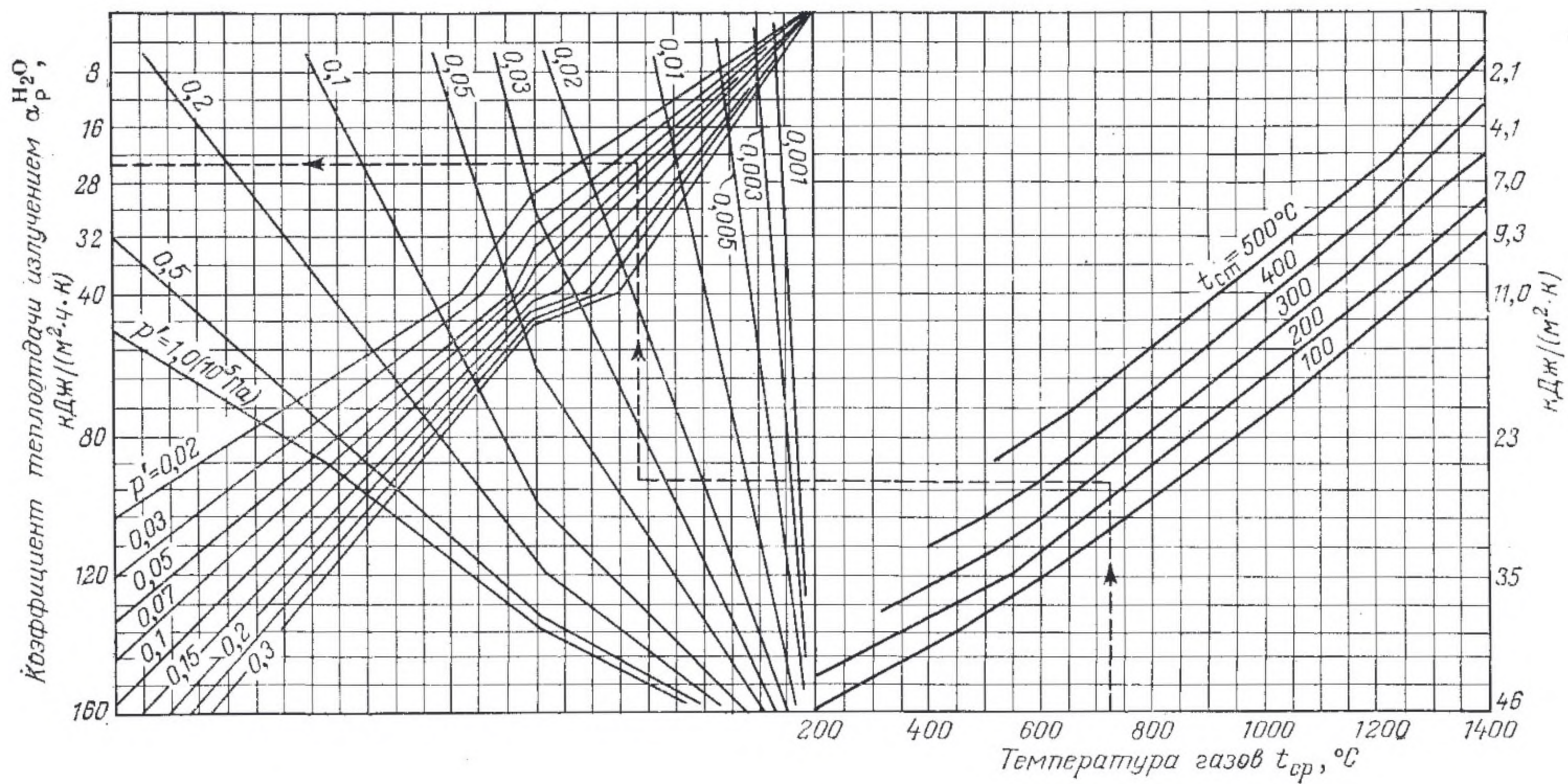


Рис. 45. Номограмма для расчета коэффициента теплоотдачи излучением водяных паров.



Решение. 1. Тепловая нагрузка камеры конвекции

$$Q_k = Q_{\text{пол}} - Q_p = 38\,451 \cdot 10^3 - 28\,377 \cdot 10^3 = 10\,074 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

2. Энтальпия продукта на выходе из камеры конвекции. Нефть входит в камеру конвекции при  $t_n = 240^\circ\text{C}$  и в камере получает

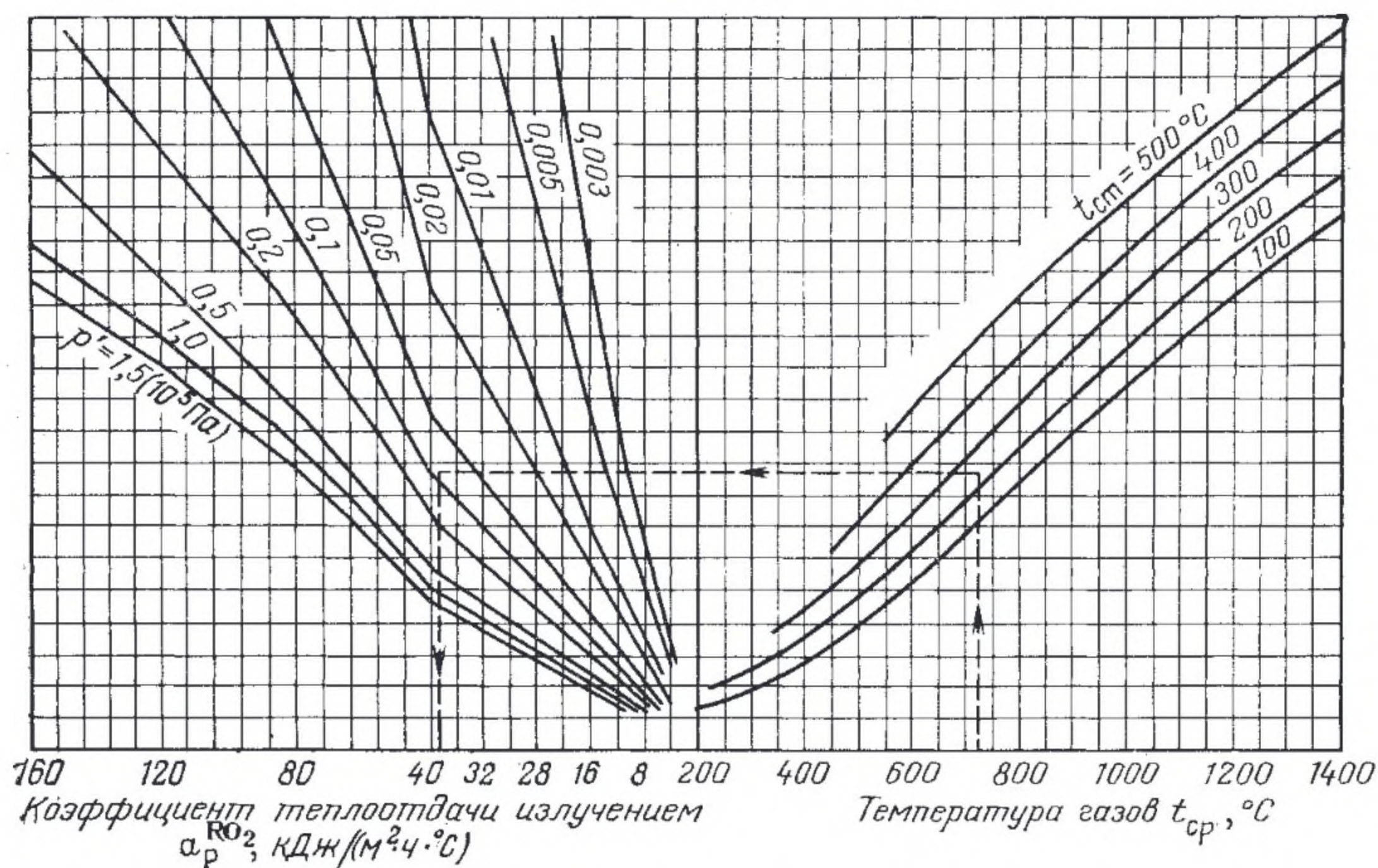


Рис. 46. Номограмма для расчета коэффициента теплоотдачи излучением трехатомных газов.

количество тепла, равное  $Q_k/G_c$ . Энтальпия нефти на выходе из камеры [см. формулу (94)]

$$I_k = I_{240} + Q_k/G_c = 540 + (10\,074 \cdot 10^3 \cdot 3,6)/344\,000 = 643,8 \text{ кДж/кг}$$

Данной энтальпии нефти соответствует температура  $t_k = 279^\circ\text{C}$ .

3. Энтальпия дымовых газов над перевальной стенкой

$$I_{\Pi} = C_{cp} t_{\Pi} = 21,4 \cdot 800 = 17\,162 \text{ кДж/кг}$$

Значение  $C_{cp} = 21,4 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$  найдено при расчете радиантной камеры;  $t_{\Pi} = 800^\circ\text{C}$  (задана при расчете радиантной камеры).

4. Средняя температура дымовых газов в конвекционной камере. Газы в конвекционную камеру входят с  $t_n = 800^\circ\text{C}$ , уходят с  $t_{yx} = 350^\circ\text{C}$  (вычислены при расчете радиантной камеры). Средняя температура  $t_{cp} = 550^\circ\text{C}$ .



5. Средняя логарифмическая разность температур между дымовыми газами и нагреваемой нефтью

$$800^{\circ}\text{C} \xrightarrow{\text{дымовые газы}} 350^{\circ}\text{C}$$

$$279^{\circ}\text{C} \xleftarrow{\text{нефть}} 240^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{в}} = 521^{\circ}\text{C}; \quad \Delta t_{\text{н}} = 110^{\circ}\text{C}$$

$$\tau_{\text{ср}} = (521 - 110)/(2,3 \lg 521/110) = 270^{\circ}\text{C}$$

6. Задаются расстоянием между осями труб  $S_1 = 0,225$  м, числом труб в горизонтальном ряду  $n = 6$ , диаметром труб  $d = 0,152$  м и определяют ширину камеры конвекции

$$M_{\text{к}} = S_1 (n - 1) + d + 0,05 = 0,225 (6 - 1) + 0,152 + 0,05 = 1,33 \text{ м}$$

7. Живое сечение камеры конвекции

$$f_{\text{к}} = (M_{\text{к}} - nd) l_{\text{пол}} = (1,33 - 6 \cdot 0,152) 14,6 = 6,1 \text{ м}^2$$

8. Секундный расход дымовых газов по формуле (109)

$$G_{\text{с}} = [(1 + 1,2 \cdot 15,73) 3664]/3600 = 20,2 \text{ кг/с}$$

9. Массовая скорость движения дымовых газов по формуле (108)

$$U = 20,2/6,1 = 3,31 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

10. Коэффициент теплоотдачи конвекцией от дымовых газов к трубам (для шахматного расположения трубных пучков)

$$a_{\text{к}} = 0,34 E U^{0,6} / d^{0,4} = 0,3 \cdot 22 (3,31)^{0,6} / (0,152)^{0,4} = 40,2 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Значение коэффициента  $E = 22$  определяют по графику на рис. 44 в зависимости от средней температуры дымовых газов  $t_{\text{ср}} = 550^{\circ}\text{C}$ .

11. Определяют коэффициент теплоотдачи излучением трехатомных газов

$$a_{\text{р}} = 0,025 t_{\text{ср}} - 2 = 0,022 \cdot 550 - 2 = 11,74 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

12. Коэффициент теплопередачи по формуле (110)

$$K = 1,1 (a_{\text{к}} + a_{\text{р}}) = 1,1 (40,2 + 11,74) = 57,1 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

13. Необходимая поверхность конвекционных труб

$$H_{\text{к.тр}} = \frac{Q_{\text{к}}}{K \tau_{\text{ср}}} = \frac{10\,074\,000}{57,1 \cdot 270} = 654 \text{ м}^2$$

14. Число труб в конвекционной камере

$$n = \frac{H_{\text{к.тр}}}{\pi d l_{\text{пол}}} = \frac{654}{3,14 \cdot 0,152 \cdot 14,6} = 94$$

ВНИИнефтемашем предложен метод подбора трубчатых печей, согласно которому в зависимости от общей полезной теплопроизводительности печи  $Q_{\text{пол}}$  и величины среднедопускаемого на-



пряжения радиантных труб  $q_p$  можно подобрать по каталогу типоразмер печи. Теплопроизводительность печи  $Q_{пол}$  рассчитывают по формуле (85). Для определения диаметра и числа потоков необходимо предварительно выбрать оптимальную скорость нагреваемой среды. Оптимальная скорость соответствует наименьшей удельной стоимости нагрева. На практике скорость протекания по трубопроводам капельных жидкостей (в м/с) 0,5—3, для вязких жидкостей 0,5—2,0; для паров и газов, находящихся под небольшим давлением, 8—15, под давлением 3—10; для водяного насыщенного пара 20—30, для перегретого 30—50. Оптимальная скорость при нагреве нефти может быть принята 1,2—2,5 м/с. В конвекционных трубах, где теплонапряжение поверхности нагрева небольшое, могут быть приняты малые скорости нагреваемой среды.

После того, как выбрана скорость протекания продукта, определяют необходимое сечение труб ( $S$ , м<sup>2</sup>) по формуле

$$S = \frac{G_{н.п}}{\rho^t 3600 \omega}$$

где  $G_{н.п}$  — производительность печи, кг/ч;  $\rho^t$  — плотность нефтепродукта;  $\omega$  — скорость протекания продукта по трубам печи, м/с.

Для известной площади поперечного сечения труб подбирают по Приложению 41 диаметр труб и соответствующее число пото-

ТАБЛИЦА 1. ДОПУСТИМЫЕ СРЕДНИЕ ТЕПЛОВЫЕ НАПРЯЖЕННОСТИ  $q_p^{доп} \cdot 10^3$  (в Вт/м<sup>2</sup>)

Исполнение печи								
ББ1	ББ2	ЗР	ЗД	В	ГН	ГС	ЦС	ЦД
Атмосферная перегонка нефти (АТ)								
52,3	58,1	58,1	45,3	30,2	40,1	30,2	30,2	40,7
Вакуумная перегонка нефти (ВТ)								
32,5	38,3	38,3	30,2	19,7	26,7	19,7	19,7	26,7
Вторичная перегонка нефти								
55,8	63,9	63,9	51,1	34,8	46,5	34,8	34,8	46,5
Замедленное коксование								
34,8	40,7	40,7	32,5	22	29	22	22	29

ков. По числу необходимых потоков с учетом потребной теплопроизводительности выбирают тип трубчатой печи. Средняя допускаемая тепловая напряженность трубного экрана может быть принята на основании данных эксплуатации подобных установок. Для некоторых установок значения  $q_p^{доп}$  может быть взято из табл. 1. В этой таблице приведены средние допустимые тепловые



напряженности для выбранного типа печей и соответствующей установки. По каталогу или *Приложению 42*, используя график зависимости теплопроизводительности ( $Q_{\text{пол}}$ ) от допускаемой средней тепловой напряженности радиантных труб, определяют для печей выбранного типа типоразмер печи. В соответствии с каталогом или *Приложениями 37—39*, и *42* принимают поверхность радиантных труб.

### Задачи

137. Определить элементный состав газообразного топлива, содержащего (в % объемн.): 94,1  $\text{CH}_4$ ; 2,75  $\text{C}_2\text{H}_6$ ; 1,05  $\text{C}_3\text{H}_8$  и выше; 2,05  $\text{CO}_2$ ; 0,05  $\text{H}_2\text{S}$ .

138. Определить количество продуктов сгорания топлива следующего элементного состава (в % масс.): 85,5 С; 11,5 Н; 3 S. В форсунки подают водяной пар  $G_{\text{в.п}}=0,300$  кг на 1 кг топлива. Теоретическое количество воздуха  $L_0=13,89$  кг/кг, коэффициент избытка воздуха  $\alpha=1,3$ .

139. Определить количество продуктов сгорания при сжигании 1 кг топлива следующего состава (в % объемн.): 4,6  $\text{H}_2$ ; 70,4  $\text{CH}_4$ ; 16,6  $\text{C}_2\text{H}_6$ ; 2,4  $\text{C}_3\text{H}_8$ ; 6  $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ; коэффициент избытка воздуха в топке  $\alpha=1,3$ .

140. Подсчитать действительный расход воздуха для сжигания 1 кг сухого газа состава (в % масс.): 81,5 С; 18,5  $\text{H}_2$ . Коэффициент избытка воздуха  $\alpha=1,2$ .

141. Определить теплоту сгорания топлива и теоретически необходимый объем воздуха для сжигания 1 кг топлива состава (в % объемн.): 4,6  $\text{H}_2$ ; 70,4  $\text{CH}_4$ ; 16,6  $\text{C}_2\text{H}_6$ ; 2,4  $\text{C}_3\text{H}_8$ ; 6  $\text{C}_4\text{H}_{10}$ . Плотность газа 0,730 кг/м<sup>3</sup>.

142. Определить теплоту сгорания мазута элементного состава: 10,75% масс. Н и 87,61% масс. С.

143. Определить количество тепла, необходимого для нагрева 344 700 кг/ч нефти ( $d_4^{20}=0,870$ ) от 180 до 340 °С. Массовая доля отгона нефти на выходе из печи  $\bar{e}=0,373$ . Плотность паровой фазы  $d_4^{20}=0,807$ , жидкой фазы  $d_4^{20}=0,967$ .

144. В печь поступает 1500 т/сут нефти ( $d_{15}^{15}=0,910$ ) с  $t_1=160$  °С. В печи нефть нагревается до 330 °С и при этом 30% ее испаряется. Плотность неиспарившейся части  $d_{15}^{15}=0,95$ , испарившейся  $d_{15}^{15}=0,85$ . Определить тепловую нагрузку печи.

145. Определить к. п. д. печи, работающей при следующих условиях: теплота сгорания топлива  $Q_p^H=41\,900$  кДж/кг, температура уходящих дымовых газов 310 °С, коэффициент избытка воздуха  $\alpha=1,4$ , потери тепла в окружающую среду 10%.

146. Найти к. п. д. печи, если сжигается газ, имеющий состав (в % масс.): 81,5 С и 18,5  $\text{H}_2$ . Дымовые газы покидают печь при  $t_{\text{ух}}=350$  °С. Коэффициент избытка воздуха  $\alpha=1,2$ . Потери тепла в окружающую среду 4%.

147. Определить необходимый расход топлива в печи с полезной тепловой нагрузкой 9071,4 кВт. Топливо — мазут с  $Q_p^H=41860$  кДж/кг, к. п. д. печи 0,74.

148. Тепловая нагрузка печи  $1385306 \cdot 10^2$  кДж/ч. Топливо имеет  $Q_p^H=41860$  кДж/кг. Потери тепла с уходящими газами 7049 кДж/кг, в окружающую среду 4186 кДж/кг. Определить необходимый расход топлива.

149. Определить поверхность радиантных труб двухкамерной печи с двухрядным экраном для нагрева 250 000 кг/ч нефти ( $d_4^{20}=0,870$ ) от 160 до 350 °С. Массовая доля отгона на выходе из печи  $\bar{e}=0,55$ . Плотность паров  $d_4^{20}=0,807$ , жидкого остатка  $d_4^{20}=0,967$ . Элементный состав топлива (в % масс.): 81,5 С и 18,5 Н. Принять при расчете: коэффициент избытка воздуха  $\alpha=1,2$ ; потери тепла излучением 4% от теплоты сгорания топлива; температуру газов, уходящих из печи,  $t_{\text{ух}}=350$  °С; температуру на перевале  $t_{\text{п}}=850$  °С; температуру воздуха  $t_{\text{в}}=20$  °С; к. п. д. топки  $\eta_{\text{т}}=0,95$ ; диаметр труб 152 мм; полезную длину труб 17,5 м; степень экранирования  $\varphi=0,36$ ; фактор формы  $K=1,72$ .



150. Определить поверхность камеры конвекции, если тепловая нагрузка камеры 41 900 000 ккал/ч, температура сырья на входе в камеру 160 °С, на выходе 230 °С. Расход газообразного топлива  $B=4247$  кг/ч. Теоретический расход воздуха для сжигания 1 кг топлива 15,75 кг/кг, коэффициент избытка воздуха  $\alpha=1,2$ . Температура дымовых газов на перевале  $t_n=850$  °С, уходящих из камеры конвекции  $t_{yx}=300$  °С. При расчете принять диаметр труб 0,152 м, число труб в ряду 6, расстояние от труб до стенки 0,05 м, полезная длина трубы 17,5 м.



К вакуумсоздающей аппаратуре относятся барометрические и поверхностные конденсаторы, эжекторы и вакуум-насосы.

Барометрический конденсатор, вакуумный насос являются наиболее значительными источниками загрязнения сточных вод и воздушного бассейна продуктами разложения, в том числе сероводородом, особенно при переработке сернистых нефтей. Включение поверхностного конденсатора в вакуумсоздающую систему установок АВТ исключает непосредственный контакт парогазовой смеси с охлаждающей водой, следовательно, исключает загрязнение воды. При этом значительно сокращается количество водного конденсата, получаемого из вакуумсоздающей аппаратуры, так как он образуется только от конденсата водяного пара, подаваемого в вакуумную колонну и на эжектор. Сероводород в основном концентрируется в выбросных газах. Это позволяет, применив серочистку газового потока, полностью исключить сброс сероводорода в атмосферу. Тем не менее, на установках ВТ встречаются и поверхностные, и барометрические конденсаторы.

Поверхностный конденсатор должен создавать небольшое паровое сопротивление (не выше 133,3—399,9 Па), иметь достаточно высокий коэффициент теплопередачи и охлаждать уходящий из аппарата конденсат до температуры, обеспечивающей минимальный унос водяного пара с газами разложения на эжектор. Коэффициент теплопередачи составляет 58—116 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Из вакуумной колонны в конденсатор поступают водяные пары, нефтяные пары, газы разложения, воздух.

### БАРОМЕТРИЧЕСКИЙ КОНДЕНСАТОР

1. Расход охлаждающей воды ( $G_v$ , кг/ч) определяют из теплового баланса конденсатора

$$G_v = \frac{G_{в.п} (I - Ct_2) + G_r C_r (t_3 - t_4) + G_{возд} C_{возд} (t_3 - t_4) + G_n (I_{t_3}^п - I_{t_2}^ж)}{C (t_2 - t_1)} \quad (111)$$

где  $G_{в.п}$  — масса водяного пара, кг/ч;  $I$  — энтальпия водяного пара, поступающего в барометрический конденсатор, кДж/кг;  $C$  — теплоемкость воды, кДж/(кг·К);  $t_1$  — температура поступающей воды,  $t_2$  — температура уходящей



воды,  $t_3$  — температура поступающих паров и газов,  $t_4$  — температура газов, отсасываемых сверху барометрического конденсатора,  $t_4 \simeq t_1$ ;  $G_n$  — масса нефтяных паров, поступающих в барометрический конденсатор кг/ч;  $I_{t_3}^n$  — энтальпия нефтяных паров при  $t_3$ , кДж/кг;  $I_{t_2}^k$  — энтальпия нефтяного конденсата, кДж/кг;  $G_r$  — количество газов разложения, поступающих в конденсатор, кг/ч;  $G_{\text{возд}}$  — количество засасываемого воздуха, кг/ч;  $C_r$  — теплоемкость газов, кДж/(кг·К);  $C_{\text{возд}}$  — теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К).

Массу воздуха (в кг), засасываемого через неплотности в аппаратуре, можно подсчитать, исходя из условия, что практически максимально допустимое падение вакуума в аппарате ( $\Delta P$ ) не должно превышать 1333 Па.

$$G_v = \gamma_0 V \frac{\Delta P}{101325} \cdot \frac{273}{T}$$

где  $\gamma_0$  — удельная масса воздуха при нормальных условиях 1,293 кг/м<sup>3</sup>;  $V$  — объем аппарата, находящегося под вакуумом, можно принять равным объему колонны, м<sup>3</sup>;  $T$  — абсолютная температура в системе при испытании на герметичность; можно принять  $T \simeq 300$  К.

Температуру отсасываемого воздуха и газов разложения  $t_4$  можно определить по эмпирической формуле

$$t_4 = t_1 + 0,1(t_2 - t_1) + 4$$

Чем ниже температура отходящей воды, тем легче достигается более глубокий вакуум.

Масса технологического водяного пара, поступающего в конденсатор, равна массе пара, подаваемого в колонну. Рекомендуют подавать водяной пар в отгонную часть вакуумной колонны 1,2—1,4% от массы мазута, в отпарные секции — не более 0,2%. Обычно принимают, что газы разложения  $G_r$  на установке перегонки мазута составляют 0,1% на сырье. Масса сухих газов ( $G$ , кг/ч), отсасываемых эжектором или вакуумным насосом

$$G = G_{\text{возд}} + G'_{\text{возд}} + G_r$$

где  $G'_{\text{возд}}$  — масса воздуха, выделяемого из воды, которая поступает в барометрический конденсатор, кг/ч

$$G'_{\text{возд}} \simeq 0,025 G_v \rho_{\text{возд}}$$

где  $G_v$  — расход воды, м<sup>3</sup>/ч.

2. Диаметр барометрической трубы определяют, исходя из необходимого сечения трубы, зная общий объем воды и конденсата, уходящих из конденсатора, и скорость потока, которая может быть принята по практическим данным (0,5—2 м/с).

3. Высоту барометрической трубы ( $H$ , м) определяют по формуле [6]

$$H = H_0 + h_1 + h \quad (112)$$

где  $H_0 = \frac{P_a - P}{133300} \cdot \frac{\gamma_{\text{ртути}}}{\gamma_{\text{воды}}}$  — высота воды в барометрической трубе, уравновешиваю-



щая в статическом состоянии разность между атмосферным давлением и давлением в барометрическом конденсаторе, м;  $P_a$ ,  $P$  — абсолютное давление атмосферное и в конденсаторе, Па;  $\gamma_{ртут}$ ,  $\gamma_{воды}$  — плотность ртути и воды, кг/м<sup>3</sup>;  $h_1$  — запас высоты (0,5—1,0 м);  $h$  — высота, соответствующая потере напора при движении потока в барометрической трубе, м.

Высоту  $h$  (в м) можно рассчитать по формуле

$$h = \frac{u^2}{2g} \left( 1 + \sum \xi + \lambda \frac{H'}{d} \right)$$

где  $u$  — скорость движения конденсата и воды в трубе (0,5—2 м/с);  $g$  — ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>;  $\sum \xi = \xi_1 + \xi_2$  — коэффициент сопротивления на входе и на выходе из трубы;  $\xi_1 = 0,5$ ;  $\xi_2 = 1$ ;  $\lambda$  — коэффициент сопротивления трению;  $\lambda = 0,3164/\sqrt[4]{Re}$ ;  $H' = (H_0 + h + 1)$ , м;  $d$  — диаметр трубы, м.

4. Диаметр барометрического конденсатора определяют, исходя из скорости газов и паров в этом аппарате. Практически она равна 35—50 м/с. Зная объем (в м<sup>3</sup>/с) газов и паров воды в барометрическом конденсаторе и задаваясь скоростью движения, определяют поперечное сечение и диаметр конденсатора. При расчете диаметра следует принимать производительность в 1,5 раза больше фактической, так как полки занимают 70% сечения барометрического конденсатора.

Вакуум-насосы и эжекторы подбирают в зависимости от массы газов разложения и воздуха, засасываемого через неплотности аппаратов и выделяемого охлаждающей водой.

## ПОВЕРХНОСТНЫЙ КОНДЕНСАТОР

Поверхностный конденсатор рассчитывают аналогично конденсатору-холодильнику. Определяют расход воды, общую поверхность теплообмена и подбирают стандартный аппарат.

*Пример 2.* В конденсатор-холодильник с верха вакуумной колонны поступает продукт следующего состава:

	% масс.	кг/ч	М	моль/ч	% мол.	Мольные доли
Водяной пар . . . . .	71,84	3100	18	172,20	88,4	0,884
Нефтяные пары . . . . .	5,79	250	260	0,96	0,5	0,005
Газы разложения . . . . .	19,07	823	48	17,20	8,8	0,088
Сероводород . . . . .	1,90	82	34	2,40	1,2	0,012
Воздух . . . . .	1,40	60	29	2,10	1,1	0,011
Итого . . . . .	100,0	4315	—	194,86	100,0	1,000

Давление на верху колонны 5332 Па; температура 90°C. Потери напора в шлеме 266,6 Па. Определить расход воды и поверхность поверхностного конденсатора. Принять: конечную температуру охлаждения продукта 29°C, начальную температуру воды 25°C и конечную 29°C. Плотность нефтепродукта  $d_{15}^{15} = 0,85$ . Коэффициент теплопередачи  $K = 58$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

*Решение.* В поверхностном конденсаторе идет охлаждение и конденсация водяных и нефтяных паров и охлаждение газов разложения, сероводорода и воздуха.



1. Количество тепла, выделяемое при охлаждении и конденсации нефтепродукта

$$Q_{н.пр} = G_{н.пр} (I_{90}^п - I_{29}^ж) = 250 (496,56 - 54,72) = 110\,460 \text{ кДж/ч} = 30\,708 \text{ Вт}$$

2. Определяют температуру конденсации водяных паров. Парциальное давление водяных паров

$$P_{в.п} = py = (5332 - 266,6) \cdot 0,884 = 4478 \text{ Па}$$

Температура конденсации водяных паров при этом давлении составляет 31 °С.

3. По Приложению 28 находят давление насыщенных водяных паров при конечной температуре охлаждения 29 °С

$$P_{в.п} = 0,04083 \text{ кг/м}^2 = 4004 \text{ Па}$$

4. Количество неконденсирующихся паров (см. условие примера)

$$G_{газ} = G_{г.р} + G_{сер} + G_{возд} = 17,2 + 2,4 + 2,1 = 21,7 \text{ моль/ч}$$

Количество несконденсировавшихся водяных паров, покидающих конденсатор

$$G_{в.п.н} = \frac{P_{в.п} G_{газ}}{P_{газ}} = \frac{P_{в.п} G_{газ}}{P - P_{в.п}} = \frac{4004 \cdot 21,7}{5065,4 - 4004} = 81 \text{ моль/ч}$$

или

$$G_{в.п.н} = 81 \cdot 18 \approx 1460 \text{ кг/ч}$$

По данным проектных организаций принимаем количество несконденсированных водяных паров на 19—20% больше, т. е.  $G_{в.п.н} = 1750 \text{ кг/ч}$ .

5. Тепло, выделяемое водяным паром при охлаждении с 90 °С до температуры конденсации 31 °С

$$Q_1 = G_{в.п} (I_{90}^п - I_{31}^п) = 3100 (2658 - 2556) = 316\,200 \text{ кДж/ч}$$

Тепло, выделяемое паром при конденсации

$$Q_2 = G_{в.п.к} i = (3100 - 1750) \cdot 2427 = 3\,276\,450 \text{ кДж/ч}$$

Тепло, выделяемое конденсатом паров при его охлаждении от температуры конденсации 31 °С до конечной температуры охлаждения 29 °С.

$$Q_3 = G_{в.п.к} C (31 - 29) = 1350 \cdot 4,180 \cdot 2 = 11\,286 \text{ кДж/ч}$$

Общее количество тепла, выделяемое водяным паром

$$\begin{aligned} Q_{в.п} &= Q_1 + Q_2 + Q_3 = 316\,200 + 3\,276\,450 + 11\,286 = \\ &= 3\,603\,936 \text{ кДж/ч} = 1\,001\,894 \text{ Вт} \end{aligned}$$



6. Количество тепла, выделяемое при охлаждении смеси газа (газы разложения+сероводород+воздух)

$$Q_r = G_{r,см} C_{см} (t_1 - t_2) = (823 + 82 + 60) \cdot 1,78 (90 - 29) = \\ = 104\,779 \text{ кДж/ч} = 29\,128 \text{ Вт}$$

7. Суммарное количество снимаемого тепла

$$Q = Q_{н.пр} + Q_{в.п} + Q_r = 110\,460 + 3\,603\,936 + 104\,779 = \\ = 3\,819\,175 \text{ кДж/ч} = 1\,061\,730 \text{ Вт}$$

8. Расход воды

$$Q = G_v C (t_3 - t_4)$$

где  $t_3, t_4$  — конечная и начальная температура воды, °С;  $C$  — теплоемкость воды, кДж/(кг·К).

$$G_v = \frac{Q}{C (t_3 - t_4)} = \frac{3\,819\,175}{4,1809 \cdot 4} = 228\,370 \text{ кг/ч} = 228 \text{ м}^3/\text{ч}$$

9. Общая поверхность теплообмена

$$F = Q / (K \tau_{ср}) = 1\,061\,730 / (58 \cdot 13) = 1408 \text{ м}^2$$

### Задачи

151. Какое количество воды с температурой 20 °С необходимо подать в барометрический конденсатор, если в него при 95 °С поступает 3600 кг/ч водяных паров и 58 кг/ч газов разложения ( $M=30$ )? В барометрическом конденсаторе создан вакуум 94643 Па. Температура отходящей воды 33 °С. Через неплотности аппаратуры поступает воздуха 0,4% на водяные пары. Температуру конденсата принять равной температуре отходящей воды.

152. На вакуумной установке мощностью 480 т/ч (по сырью) в барометрический конденсатор поступает водяного пара 192 кг/ч, 0,1% газов разложения при  $t_1=92$  °С и охлаждающая вода при  $t_2=20$  °С. Температура отходящей воды 31 °С, остаточное давление в конденсаторе 6665 Па. Определить расход воды.

153. Определить расход охлаждающей воды, высоту барометрической трубы, диаметр барометрического конденсатора, производительность отсасывающего эжектора. Исходные данные: расход технологического пара 6000 кг/ч, начальная температура охлаждения воды 25 °С, температура отходящей воды 30 °С, температура паров и газов, поступающих в барометрический конденсатор, 90 °С и остаточное давление 6665 Па. Допустимая скорость в конденсаторе 40 м/с, скорость потока в барометрической трубе 0,5 м/с. Воздуха поступает 24 кг/ч, газов разложения 100 кг/ч.

154. В поверхностный конденсатор поступают: водяной пар, 6200 кг/ч, с  $t=70$  °С; нефтяные пары, 500 кг/ч ( $M=260$ ); газы разложения, 1646 кг/ч ( $M=48$ ); сероводород, 164 кг/ч ( $M=34$ ); воздух, 120 кг/ч ( $M=29$ ). Остаточное давление в аппарате 5065,4 Па. Конечная температура охлаждения продукта 29 °С, вода имеет начальную температуру 25 °С, конечную 28 °С.

Определить расход воды и число стандартных аппаратов поверхностью 600 м<sup>2</sup>. При расчете количество несконденсировавшихся паров надо увеличить на 19% (рекомендации проектных организаций).



Вертикальные отстойники широко применяют в нефтеперерабатывающей промышленности для отделения воды или реагента от легкого продукта (бензина), скорость отстоя которого достаточно велика и который не образует с реагентом или водой эмульсии. Такую смесь, как бензин, вода и газ, разделяют в аппарате, который одновременно является газосепаратором и водоотделителем (рис. 47, а). Для отстаивания бензина от воды используют вертикальные отстойники-водоотделители (рис. 47, б). Поскольку данных о диаметре отстаиваемых в отстойниках частиц воды или реагента нет, скорость осаждения нельзя определить по закону Стокса. Поэтому вертикальные отстойники часто рассчитывают на основании опытных данных.

При расчете вертикальных отстойников можно воспользоваться следующими практическими данными. 1. Для полного расслоения бензина и воды необходимо не менее 20 мин. 2. Для обеспечения отстоя скорость потока должна быть в пределах 0,002—0,005 м/с.

### ДИАМЕТР

Диаметр водоотделителя определяют, исходя из объема поступающего в него продукта. Если водоотделитель является одновременно и газосепаратором, то его сечение рассчитывают по газовому и жидкостному потокам и по большему значению сечения определяют диаметр. Найденный диаметр является минимально необходимым.

Для определения допустимой скорости газового потока ( $u_r$ , м/с) в свободном сечении аппарата можно воспользоваться формулой Обрядчикова и Хохрякова

$$u_r \approx 0,0334 \sqrt{\rho_{\text{ж}}/\rho_{\text{п}}} \quad (113)$$

где  $\rho_{\text{ж}}$  — плотность жидкости (конденсата), кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_{\text{п}}$  — плотность газа при заданных условиях, кг/м<sup>3</sup> ( $\rho_{\text{п}} = G_{\text{п}}/V_{\text{п}}$ ).

Объем газа ( $V_r$ , м<sup>3</sup>/с) определяют по формуле (60). Необходимое свободное сечение газосепаратора ( $F_1$ , м<sup>2</sup>)

$$F_1 = V_r/u_r$$



Необходимое сечение аппарата по жидкому потоку ( $F_2$ , м<sup>2</sup>) определяют, зная его объем ( $V_{\text{ж}} = V_{\text{бензин}} + V_{\text{воды}}$ ) и скорость  $u_{\text{ж}}$

$$F_2 = V_{\text{ж}}/u_{\text{ж}}$$

Диаметр ( $D$ , м) аппарата определяют по наибольшему сечению

$$D = \sqrt{F/0,785}$$

Диаметр газосепаратора-водоотделителя, имеющего отбойную перегородку (см. рис. 47, а), предложено [6] рассчитывать по необходимому свободному сечению аппарата в наиболее узком месте, т. е. по площади сегмента  $MEN$  (см. рис. 47)

$$F_1 = V_c/u_c$$

где  $V_c$  — секундный объем жидкой смеси, поступающей в аппарат, м<sup>3</sup>/с.

Площадь  $F_2$  сегмента  $MAN$

$$F_2 = R^2 (\alpha\pi/180 - \sin \alpha \cos \alpha) = \pi R^2 - F_1,$$

откуда радиус

$$R = \sqrt{\frac{F_1}{\left(\pi - \frac{\alpha\pi}{180} + \sin \alpha \cos \alpha\right)}} \quad (114)$$

где  $\alpha$  — угол  $АСМ$ , равный половине центрального угла.

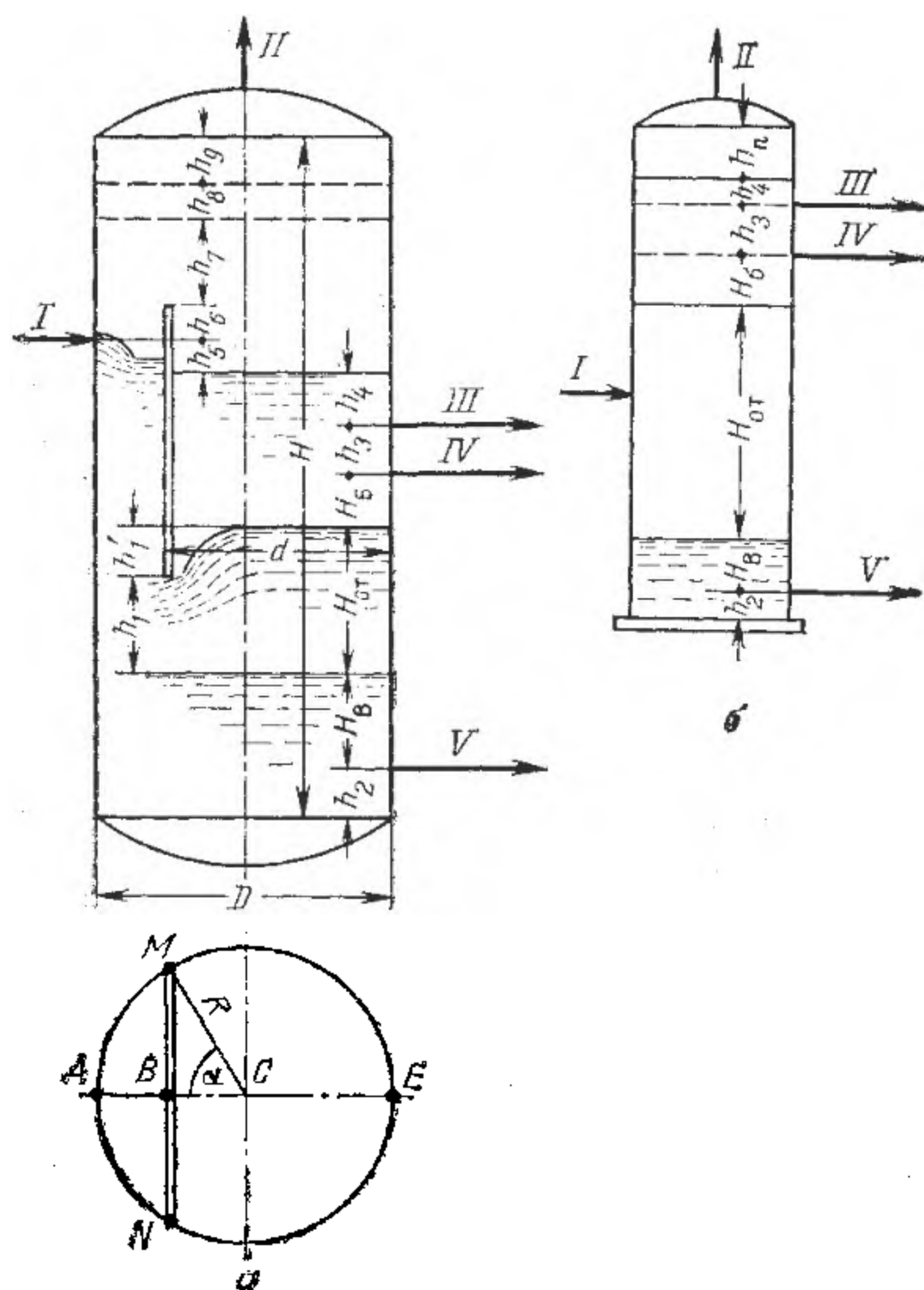


Рис. 47. Схема газосепаратора-водоотделителя (а) и водоотделителя (б): I — смесь; II — газ; III — бензин в емкость; IV — бензин на орошение; V — вода.

В случае расположения отбойной перегородки на расстоянии  $AB = 0,5 R$ ,  $\cos \alpha = BC/R = 0,5$ ,  $\alpha = 60^\circ$  и  $\sin \alpha = 0,867$ .

Подставляя эти значения в формулу (114), получим значение  $R$

$$R = \sqrt{\frac{F_1}{3,14 - \frac{60 \cdot 3,14}{180} + 0,867 \cdot 0,5}} = \sqrt{\frac{F_1}{2,533}}$$

Диаметр аппарата будет равен  $D = 2R$ , м



## ВЫСОТА

Высоту водоотделителя-газосепаратора рассчитывают следующим образом. Вначале находят  $H_{от}$  — высоту зоны отстоя (см. рис. 47, а) — той части аппарата, где отделяется и отстаивается вода, задавшись длительностью отстоя ( $\tau$ , мин)

$$H_{от} = h_1 + h'_1$$

Величину  $h_1$  можно принять равной  $h_1 \approx 0,7 H_{от}$ ; тогда высоту зоны отстоя можно определить из равенства

$$0,785D^2 \cdot 0,7H_{от} + F_1 \cdot 0,3H_{от} \approx \tau 60V_c \quad (115)$$

где  $V_c$  — объем жидкого потока, м<sup>3</sup>/с.

Высоту уровня водяной подушки ( $H_в$ ) можно принять при установлении автоматического регулятора равной 0,5—0,6 м, в отсутствие его — не менее 1 м. Высоту расположения штуцера вывода воды ( $h_2$ ) можно принять равной 0,3—0,4 м. Высоту слоя чистого бензина ( $H_б$ ), которая должна быть такой, чтобы предотвратить попадание капель воды в бензин, можно определить из условия

$$0,5 \leq H_б \geq \frac{G_k \tau}{\left(3600 \rho_k \frac{\pi D^2}{4}\right)} \quad (116)$$

где  $G_k$  — количество конденсата, кг/ч;  $\rho_k$  — плотность конденсата, кг/м<sup>3</sup>.

Высоту  $h_3$  между штуцерами линий вывода бензинового орошения IV и вывода бензина III в емкость определяют, исходя из 10-минутного количества орошения. Высоту  $h_4$  уровня бензина над штуцером вывода бензина III можно принять равной 0,4—0,5 м. При выводе бензина самотеком  $h_4 = 0$ . Высота  $h_5 = 0,4$  м;  $h_6 = 0,6$  м (для предотвращения переброса жидкости через сливную перегородку);  $h_7$  — высота свободного пространства под отбойником должна быть не менее 0,5 м и может быть найдена из условия

$$0,5 \leq h_7 \geq \frac{V_c \tau}{0,785D^2} + 0,5 - (h_5 + h_6) \quad (117)$$

где  $V_c$  — объем жидкого потока, м<sup>3</sup>/с;  $\tau$  — длительность отстоя, с.

Высота  $h_8$  зависит от конструкции аппарата. Если ставят отбойные тарелки, то высота  $h_8$  зависит от числа тарелок ( $n$ ) и расстояния между ними ( $a$ ), т. е.

$$h_8 = n(a - 1)$$

Величину  $h_8$  можно принять равной 0,6 м. Высоту свободного пространства над отбойником  $h_9$  принимают равной 0,5 м. Общая высота цилиндрической части отстойника ( $H$ , м)

$$H = H_{от} + H_в + H_б + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9$$



При расчете высоты водоотделителя высота парового пространства  $h_n$  (см. рис. 47, б) принимается равной 0,8 м.

*Пример 1.* Определить высоту и диаметр газосепаратора-водоотделителя (с внутренней перегородкой), в который после конденсации в конденсаторе-холодильнике и охлаждения до  $35^\circ\text{C}$  поступает 3700 кг/ч газа, 14 500 кг/ч бензина, 1110 кг/ч воды. Давление в аппарате 392 кПа; молекулярная масса газа 30; относительная плотность бензина при  $35^\circ\text{C}$  0,670. На орошение из аппарата откачивают 4630 кг/ч бензина. Схема аппарата приведена на рис. 47, а.

*Решение.* Определяют допустимую скорость движения газового потока в свободном сечении аппарата. Секундный объем газа по формуле (60):

$$V_r = 22,4 \frac{G_r}{3600 M_r} \cdot \frac{T}{273 P} = \frac{22,4 \cdot 3700 \cdot 308 \cdot 98,067}{3600 \cdot 30 \cdot 273 \cdot 392} = 0,216 \text{ м}^3/\text{с}$$

Плотность газа

$$\rho_r = \frac{G_r}{3600 V_r} = \frac{3700}{3600 \cdot 0,216} = 4,75 \text{ кг/м}^3$$

Допустимая скорость движения газового потока по формуле (113)

$$u_r = 0,0334 \sqrt{\rho_{ж}/\rho_r} = 0,0334 \sqrt{670/4,75} = 0,396 \text{ м/с}$$

Необходимое свободное сечение при условии, что газ не уносит капелек бензина

$$F = V_r/u_r = 0,25/0,396 = 0,63 \text{ м}^2$$

Необходимый диаметр аппарата (по допустимой скорости)

$$F = (\pi D^2)/4 = 0,63; \quad 0,785 D^2 = 0,63; \quad D = \sqrt{0,63/0,785} = 0,89 \text{ м}$$

Допустимую скорость жидкого потока для обеспечения разделения бензина и воды принимают равной 0,004 м/с. Секундный объем жидкой смеси, поступающей в аппарат, составляет

$$V_c = \frac{G_6}{3600 \rho_6} + \frac{G_b}{3600 \rho_b} = \frac{14\,500}{3600 \cdot 670} + \frac{1110}{3600 \cdot 994} = 0,00631 \text{ м}^3/\text{с}$$

Необходимое свободное сечение аппарата в наиболее узком месте (при наличии внутренней перегородки) равно

$$F_1 = V_c/u = 0,00631/0,004 = 1,58 \text{ м}^2$$

Принимают, что перегородка расположена на расстоянии  $0,5 R$ , тогда по формуле (114)

$$R = \sqrt{F_1/2,533} = 0,79 \text{ м}$$

Для обеспечения отстаивания воды диаметр должен быть равен  $2R = 1,58 \text{ м}$ . Видно, что диаметр, определенный по жидкост-



ной нагрузке, больше диаметра, определенного по газовому потоку. Выбирают  $D=1,58$  м и округляют до ближайшего стандартного размера, т. е.  $D=1,6$  м.

Определяют высоту (см. рис. 47). Задаются длительностью отстоя  $\tau=20$  мин. Принимают  $h_1 \simeq 0,7 H_{от}$ , тогда диаметр можно определить из равенства (115). Из этого же равенства

$$H_{от} = \frac{1200V_c}{0,785D^2 \cdot 0,7 + F_1 \cdot 0,3} = \frac{1200 \cdot 0,00631}{0,785(1,6)^2 \cdot 0,7 + 1,58 \cdot 0,3} = 4 \text{ м}$$

Принимают  $h_2=0,3$  м;  $H_в=0,5$  м;  $H_б=0,5$  м. Для бесперебойной подачи орошения высоту  $h_3$  между штуцерами для вывода бензина в емкость и на орошение рассчитывают, исходя из 10-минутного запаса орошения

$$h_3 = \frac{G_{ор}\tau_{ор}}{3600\rho_бF_1} = \frac{4630 \cdot 10 \cdot 60}{3600 \cdot 670 \cdot 1,58} = 0,7 \text{ м}$$

Высота  $h_4$ , обеспечивающая нормальную работу регулятора уровня, может быть принята равной 0,4—0,5 м. Принимают  $h_4=0,4$  м. Ввод продуктов в аппарат делают несколько выше уровня жидкости. Принимают  $h_5=0,4$  м. Для предотвращения переброса вводимого в аппарат продукта через перегородку ее срез делают выше штуцера. Принимают  $h_6=0,6$  м. Для нормальной работы аппарата необходимо иметь  $h_7=0,5$  м, но при временном выходе из строя регулирующих клапанов возможен подъем уровня жидкости, поэтому высоту  $h_7$  надо рассчитать на подъем уровня жидкости в течение времени  $\tau$  (мин), т. е.

$$h_7 = \frac{V_c\tau}{0,785D^2} + 0,5 - (h_5 + h_6) = \frac{0,00631 \cdot 20 \cdot 60}{0,785 \cdot 0,862^2} + 0,5 - (0,4 + 0,6) = 3,26 \text{ м}$$

Принимают  $h_8=0,6$  м;  $h_9=0,5$  м.

Общая высота аппарата

$$H = H_в + H_{от} + H_б + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9 = \\ = 0,5 + 4,0 + 0,5 + 0,3 + 0,7 + 0,4 + 0,4 + 0,6 + 3,26 + 0,6 + 0,5 = 11,76 \text{ м}$$

### Задачи

155. Определить допустимую скорость газового потока в газосепараторе, в который поступает смесь, состоящая из бензина с  $d_4^{25}=0,655$  и 2600 кг/ч газообразных продуктов при 35 °С. Давление в сепараторе 323 кПа.  $M_{газ}=40$ .

156. В газосепаратор комбинированного типа при 40 °С поступает 2800 кг/ч газа. Газосепаратор работает при 392 кПа. Средняя масса 1 кмоль газа 40 кг. Определить допустимую скорость движения газа.

157. Определить необходимый диаметр водоотделителя, где идет разделение 12 100 кг/ч бензина ( $d_4^{20}=0,750$ ) и 8200 кг/ч воды. Температура в водоотделителе 35 °С. Скорость потока в водоотделителе 0,003 м/с.

158. В водоотделитель поступает смесь, состоящая из 12000 кг/ч бензина ( $d_4^{38}=0,740$ ) и 8000 кг/ч воды. Смесь поступает с температурой 38 °С. Скорость потока принять 0,003 м/с. Определить диаметр водоотделителя.



159. Определить диаметр отстойника, в который поступает при температуре  $20^{\circ}\text{C}$  смесь из  $9000\text{ кг/ч}$  бензина ( $d_4^{20}=0,660$ ) и  $3000\text{ кг/ч}$  воды. Скорость в отстойнике принять  $0,003\text{ м/с}$ .

160. Определить размеры газосепаратора-водоотделителя ( $d$  без отбойника и с отбойником,  $H$ ), в который поступает смесь  $7000\text{ кг/ч}$  бензина,  $2400\text{ кг/ч}$  газообразных продуктов ( $M=40$ ) и  $2500\text{ кг/ч}$  воды. Давление в сепараторе  $294\text{ кПа}$ . Плотность бензина в газосепараторе  $d_4^{40}=0,750$ , плотность воды при той же температуре  $0,994\text{ г/см}^3$ . Допустимую скорость жидкого потока принять равной  $0,003\text{ м/с}$ , продолжительность отстаивания  $20\text{ мин}$ . Часть бензина ( $3000\text{ кг/ч}$ ) отводят на орошение. В газосепараторе две тарелки с расстоянием между ними  $0,6\text{ м}$  и отбойная перегородка. Запас орошения на  $10\text{ мин}$ .



# Технологический расчет основных аппаратов установок деструктивной переработки нефти и газа

РАЗДЕЛ  
ВТОРОЙ

## РАСЧЕТ РЕАКЦИОННЫХ УСТРОЙСТВ ТЕРМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Глава

6

К термическим процессам относятся термический крекинг под давлением, коксование нефтяных остатков и пиролиз нефтяного и газового сырья.

### РЕАКЦИОННЫЕ ЗМЕЕВИКИ И КАМЕРЫ УСТАНОВОК ТЕРМИЧЕСКОГО КРЕКИНГА ПОД ДАВЛЕНИЕМ

Процесс термического крекинга в настоящее время применяется на нефтеперерабатывающих заводах топливного профиля как процесс легкого крекинга. В настоящую подглаву включены задачи на расчеты скорости реакции; материального баланса установки; размеров реакционных змеевика и камеры.

**Определение скорости реакции.** На практике для удобства за скорость реакции термического крекинга принимают количество крекинг-бензина, образующегося в единицу времени, т. е. его выход. Подобная условность допустима в пределах прямой пропорциональности выхода бензина от глубины разложения нефтяного сырья. Зависимость выхода бензина от температуры при одной и той же продолжительности реакции определяется уравнением

$$X_2 = X_1 \cdot 2^{\frac{t_2 - t_1}{\alpha}} \quad (118)$$

где  $X_1$  и  $X_2$  — выход бензина при температурах  $t_1$  и  $t_2$  соответственно, % масс;  $\alpha$  — температурный градиент.

Скорость образования бензина

$$x_2 = x_1 \cdot 2^{\frac{t_2 - t_1}{\alpha}} \quad X_2 = X_1 K_t^{0,1(t_2 - t_1)} \quad (119)$$

где  $x_2$  и  $x_1$  — скорости образования бензина, % масс. в единицу времени;  $K_t$  — температурный коэффициент.

Температурные градиент и коэффициент зависят от энергии активации и температуры процесса. В среднем энергия активации



процесса термического крекинга составляет 209,3—251,2 кДж/моль [14, 15].

Если известно время  $\tau_1$ , необходимое для получения определенного выхода бензина при температуре  $t_1$ , то время, необходимое для того же выхода бензина при температуре  $t_2$ , можно вычислить по формулам

$$\tau_2 = \tau_1 \cdot 2^{-\frac{t_2 - t_1}{\alpha}} \quad \tau_2 = \tau_1 K_t^{-0,1 (t_2 - t_1)} \quad (120)$$

где  $\tau_1, \tau_2$  — время, в течение которого получают определенный выход бензина при температуре  $t_1$  и  $t_2$ , мин;  $\alpha, K_t$  — температурные коэффициент и градиент скорости термического крекинга (табл. 2).

ТАБЛИЦА 2. ТЕМПЕРАТУРНЫЕ КОЭФФИЦИЕНТЫ И ГРАДИЕНТЫ СКОРОСТИ ТЕРМИЧЕСКОГО КРЕКИНГА

Сырье		$K_t$ при температуре, °C				$\alpha$ при температуре, °C			
		400	450	500	550	400	450	500	550
Газойлевая	фракция	1,83	1,68	1,58	1,5	11,5	13,3	15,2	17,2
[16]									
Гудрон		—	—	—	—	12,2	15,0	17,0	—

**Пример 1.** Продолжительность термического крекинга газойлевой фракции при  $t_1 = 450^\circ\text{C}$  с выходом бензина 20% масс, составляет  $\tau_1 = 80$  мин. Какова продолжительность крекинга  $\tau_2$  при  $t_2 = 500^\circ\text{C}$  и той же глубине разложения?

**Решение.** По табл. 2 находят значение  $\alpha$  для интервала температур 450—500°C;  $\alpha = 14,0$ . Продолжительность крекинга при 500°C подсчитывают по формуле (120)

$$\tau_2 = 80 \cdot 2^{\frac{-500 + 450}{14}} = 80 \cdot 2^{-3,57}$$

$$\lg \tau_2 = \lg 80 - 3,57 \lg 2 = 0,834 \quad \tau_2 = 6,82 \text{ мин}$$

**Пример 2.** Скорость реакции термического крекинга газойлевой фракции при  $t_1 = 450^\circ\text{C}$  составляет  $x_1 = 0,25\%$  масс. в 1 мин. Определить скорость реакции крекинга  $x_2$  при  $t_2 = 500^\circ\text{C}$ .

**Решение.** По табл. 2 находят значение  $\alpha = 14,0$ . Скорость реакции определяют по формуле (119)

$$x_2 = 0,25 \cdot 2^{\frac{500 - 450}{14}} = 0,25 \cdot 2^{3,57}$$

$$\lg x_2 = \lg 0,25 + 3,57 \lg 2 = 1,4 + 3,57 \cdot 0,3 = 0,471$$

$$x_2 = 2,96\% \text{ масс. бензина в 1 мин}$$

**Составление материального баланса.** Различают материальные балансы установки термического крекинга при условии полной или



частичной рециркуляции промежуточных фракций и за однократный пропуск сырья. Ниже приведены методы расчета выходов продуктов термического крекинга.

Для определения выхода бензина при термическом крекинге с полной рециркуляцией промежуточных фракций С. Н. Обрядчиков [16] предложил формулу

$$X_6 = \frac{21 (d_o^2 - d_c^2)}{21 (1,2d_o^2 - d_6^2) - 0,2 - 0,002q_p} \cdot 100 \quad (121)$$

где  $X_6$  — выход бензина, % масс.;  $d_o$ ,  $d_c$ ,  $d_6$  — относительные плотности при 15,6 °С остатка, сырья и бензина;  $q_p$  — теплота реакции, кДж/кг бензина.

При выводе этой формулы выход газа был принят равным 20,0% масс. от образовавшегося бензина.

Нельсон [15, 17] на основе эмпирических формул построил график зависимости выхода бензина (в % объемн.) от разности плотностей сырья и остатка.

Если известны выходы продуктов термического крекинга за однократный пропуск сырья, то можно составить материальный баланс процесса в случае полной рециркуляции промежуточных фракций [16, 18]. При этом допускается, что промежуточные фракции при повторном крекинге ведут себя аналогично исходному сырью. Для этой цели определяют коэффициент загрузки трубчатой печи по формуле

$$K_3 = \frac{1}{1-a} = \frac{G_c + G_{пр.п}}{G_c} \quad (122)$$

где  $K_3$  — коэффициент загрузки трубчатой печи;  $a$  — массовая доля рециркулирующих промежуточных фракций на исходное сырье установки;  $G_c$ ,  $G_{пр.п}$  — массы соответственно исходного сырья установки и рециркулирующих промежуточных продуктов, кг/ч.

Значение  $a$  находят из уравнения

$$\frac{x_r}{100} + \frac{x_6}{100} + \frac{x_o}{100} + a = 1 \quad (123)$$

где  $x_r$ ,  $x_6$ ,  $x_o$  — выход соответственно газа, бензина и остатка за однократный пропуск сырья, % масс.

Выход продуктов термического крекинга в случае полной рециркуляции промежуточных фракций определяют из уравнения

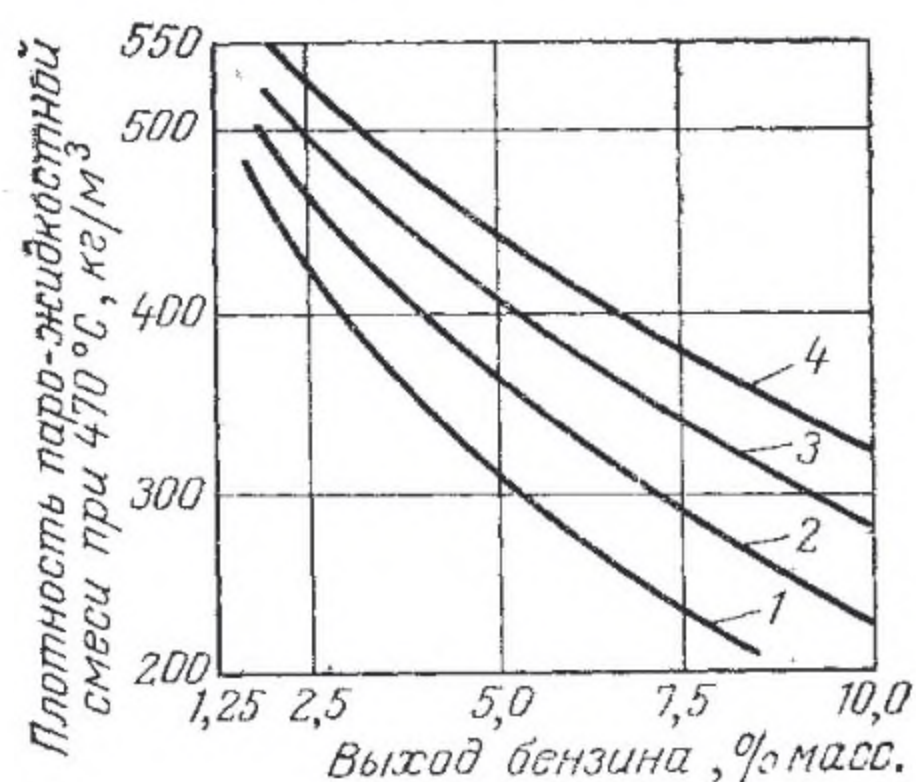
$$K_3 = \frac{X_r}{x_r} = \frac{X_6}{x_6} = \frac{X_o}{x_o} \quad (124)$$

где  $X_r$ ,  $X_6$ ,  $X_o$  — выход соответственно газа, бензина и остатка в случае полной рециркуляции промежуточных фракций, % масс.

**Расчет реакционного змеевика печи термического крекинга [16, 19].** Для расчета реакционного змеевика печи тяжелого сырья по



методу Обрядчикова [16] необходимо определить выход бензина (в % масс.) в единицу времени при 470 °С. Известно, что скорость реакции крекинга тяжелого сырья при 450 °С равна 0,4% масс. бензина за 1 мин. Отсюда определяют продолжительность  $\tau$  пребывания сырья в зоне реакции, необходимую для образования заданного количества бензина. Зная



давление и среднее содержание (выход) бензина в реакционном змеевике, по рис. 48 определяют

Рис. 48. Зависимость плотности паро-жидкостной смеси в реакционном змеевике печи легкого термического крекинга от содержания бензина при давлении (в МПа): 1 — 1,96; 2 — 2,45; 3 — 2,94; 4 — 3,43.

плотность паро-жидкостной смеси  $\rho_{см}^{470}$ . Затем вычисляют скорость движения продуктов крекинга в змеевике ( $u$ , м/с)

$$u_c = \frac{u_0 \rho}{\rho_{см}^{470}} \quad (125)$$

где  $u_0$  — скорость движения сырья в трубах печи, условно принимаемая для жидкого сырья при 20 °С, м/с;  $\rho$  — плотность сырья при 20 °С, кг/м³;  $\rho_{см}^{470}$  — плотность паро-жидкостной смеси, кг/м³.

Длина реакционного змеевика печи легкого крекинга составляет ( $L$ , м)

$$L = u\tau \quad (126)$$

**Пример 3.** Определить длину  $L$  реакционного змеевика в трубчатой печи легкого крекинга полугудрона ( $\rho = 955$  кг/м³), если известно: выход бензина за однократный пропуск сырья  $X = 4,5\%$ ; температура и давление на выходе из печи составляет 470 °С и 2,45 МПа соответственно; загрузка печи  $G_c = 60\,000$  кг/ч.

**Решение.** Используют метод Обрядчикова. Определяют скорость движения холодного сырья по трубам печи, исходя из его объема и внутреннего диаметра труб (принимают диаметр труб  $d_{вн} = 117$  мм,  $d_{нар} = 127$  мм, длину их 12 м) по формуле

$$u_c = \frac{60\,000 \cdot 4}{955 \cdot 3600 \cdot 3,14 \cdot 0,117^2} = 1,62 \text{ м/с}$$

По формуле (119) подсчитывают скорость ( $x_2$ , % масс./мин) реакции крекинга при 470 °С, если известно, что в процессе терми-



ческого крекинга полугудрона при 450 °С образуется 0,4% бензина в 1 мин ( $x_1$ ) [16]

$$x_2 = x_1 \cdot 2^{\frac{t_2 - t_1}{\alpha}}$$

где  $x_1 = 0,4\%$  масс./мин;  $t_1 = 450$  °С;  $t_2 = 470$  °С;  $\alpha = 14,4$  (взято по табл. 2 как среднеарифметическое для газойлевой фракции и гудрона), т. е.

$$x_2 = 0,4 \cdot 2^{\frac{470 - 450}{14,4}} = 1,05\% \text{ масс./мин}$$

Продолжительность  $\tau$  пребывания сырья в зоне реакции

$$\tau = \frac{X \cdot 60}{x_2} = \frac{4,5 \cdot 60}{1,05} = 258 \text{ с}$$

По рис. 48 определяют плотность паро-жидкостной смеси при 2,45 МПа и среднем содержании бензина в реакционном змеевике 2,25% масс.;  $\rho_{\text{см}}^{470} = 475 \text{ кг/м}^3$ .

Находят скорость движения продуктов крекинга в трубах печи по формуле (125)

$$u = \frac{1,62 \cdot 955}{475} = 3,26 \text{ м/с}$$

Подсчитывают длину реакционного змеевика по формуле (126)

$$L = 3,26 \cdot 258 = 840 \text{ м}$$

**Расчет реакционной камеры.** Обычно применяют необогреваемые реакционные камеры. В них происходит углубление реакции крекинга на 20—25% от общей глубины. Скорость движения паров в реакционной камере принимается равной 0,1—0,3 м/с. Для определения диаметра реакционной камеры необходимо подсчитать снижение температуры и объем паровой фазы в камере. Высоту камеры определяют по продолжительности пребывания в ней паров.

**Пример 4.** Определить высоту и диаметр реакционной камеры установки термического крекинга мазута, если известно: температура продуктов крекинга на входе в камеру  $t_1 = 490$  °С; давление в камере 1,96 МПа; в реакционную камеру поступает газа  $G_{\text{г}} = 3300 \text{ кг/ч}$ , бензина  $G_{\text{б}} = 13\,200 \text{ кг/ч}$ , легкого газойля  $G_{\text{л.г}} = 32\,300 \text{ кг/ч}$ , тяжелого газойля  $G_{\text{т.г}} = 66\,600 \text{ кг/ч}$  и остатка  $G_{\text{о}} = 50\,600 \text{ кг/ч}$ , всего  $G_{\text{с}} = 166\,000 \text{ кг/ч}$ ; реакция крекинга углубляется на 20% от общей глубины процесса, т. е.  $\Delta X = 20\%$ .

Критические параметры и молекулярная масса продуктов крекинга:

	$T_{\text{кр}}, \text{ К}$	$P_{\text{кр}}, \text{ МПа}$	$M$
Газа . . . . .	370	4,21	44
Бензина . . . . .	558	2,98	110,4
Легкого газойля . . . . .	721	1,94	218



Решение. Бензина  $G_6^p$  и газа  $G_r^p$  образуется

$$G_6^p = \frac{G_6 \Delta X}{100} = 13\,200 \cdot 0,2 = 2640 \text{ кг/ч}$$

или

$$\Delta X_6 = \frac{2640 \cdot 100,0}{166\,000} = 1,6\%$$

$$G_r^p = 3300 \cdot 0,2 = 610 \text{ кг/ч}$$

Определяют температуру внизу камеры. Принимают удельную теплоемкость продуктов крекинга  $C=2,51$  кДж/(кг·К) [20] и составляют тепловой баланс реакционной камеры

$$G_c C (t_1 - t_2) = G_6^p q_p$$

где  $t_2$  — температура внизу камеры;  $q_p$  — теплота реакции крекинга, равная 1255 кДж/кг бензина.

Отсюда

$$166\,000 \cdot 2,51 (763 - t_2) = 2640 \cdot 1255$$
$$t_2 = \frac{317\,911\,580 - 308\,730}{416\,660} = 763\text{K} = 490^\circ\text{C}$$

Для определения объема паров продуктов на входе в камеру высчитывают приведенные параметры и коэффициент сжимаемости паров

для газа

$$T_{\text{пр}} = \frac{763}{370} = 2,06; \quad P_{\text{пр}} = \frac{1,96}{4,21} = 0,465; \quad Z = 1,0$$

для бензина

$$T_{\text{пр}} = \frac{763}{558} = 1,37; \quad P_{\text{пр}} = \frac{1,96}{2,98} = 0,66; \quad Z = 0,94$$

для легкого газойля

$$T_{\text{пр}} = \frac{763}{721} = 1,07; \quad P_{\text{пр}} = \frac{1,96}{1,94} = 1,01; \quad Z = 0,58$$

Объем  $v_1$  паров продуктов по формуле (60) на входе в камеру составляет

$$v_1 = \left( \frac{3300}{44} + \frac{13\,200 \cdot 0,94}{110,4} + \frac{32\,300 \cdot 0,58}{218} \right) \cdot \frac{(273+490) 22,4 \cdot 0,1}{273 \cdot 3600 \cdot 1,96} = 0,238 \text{ м}^3/\text{с}$$

Аналогично определяют объем  $v_2$  паров продуктов крекинга на выходе из камеры

для газа  $Z=1$ ,

для бензина

$$T_{\text{пр}} = \frac{480 + 273}{558} = 1,35; \quad P_{\text{пр}} = 0,66; \quad Z = 0,93$$



для легкого газойля

$$T_{\text{пр}} = \frac{753}{721} = 1,04; \quad P_{\text{пр}} = 1,01; \quad Z = 0,55$$

$$v_2 = \left[ \frac{3300 + 3300 \cdot 0,2}{44} + \frac{(13\,200 + 2640) 0,93}{110,4} + \frac{(32\,300 - 2640 - 660) 0,55}{218} \right] \frac{(273 + 480) 22,4 \cdot 0,1}{273 \cdot 3600 \cdot 1,96} = 0,240 \text{ м}^3/\text{с}$$

Средний объем паров составляет

$$v = \frac{v_1 + v_2}{2} = \frac{0,238 + 0,240}{2} = 0,239 \text{ м}^3/\text{с}$$

Принимают скорость движения паров  $u = 0,1$  м/с. Сечение  $F$  и диаметр  $D$  реакционной камеры составляют

$$F = \frac{v}{u} = \frac{0,239}{0,1} = 2,39 \text{ м}^2 \quad D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,39}{3,14}} = 1,74 \text{ м}$$

Принимают  $D = 2,0$  м.

Определяют скорость крекинга ( $x_2$ ) при средней температуре в камере по формуле (118), если известно, что скорость ( $x_1$ ) крекинга газойля при  $450^\circ\text{C}$  составляет 0,25% бензина в 1 мин

$$x_2 = 0,25 \cdot 2^{\frac{485 - 450}{14}} = 1,13\% \text{ масс./мин}$$

Продолжительность  $\tau$  пребывания паровой фазы в камере равна

$$\tau = \frac{\Delta X_6}{x_2} = \frac{1,6}{1,13} = 1,42 \text{ мин, или } 85 \text{ с}$$

Высота камеры

$$H = u\tau = 0,1 \cdot 85 = 8,5 \text{ м}$$

### Задачи

161. Продолжительность термического крекинга гудрона при  $t_1 = 425^\circ\text{C}$  и выходе бензина 6,2% масс. составляет  $\tau_1 = 2$  мин. Определить продолжительность крекинга ( $\tau_2$ ) при  $t_2 = 480^\circ\text{C}$  и той же глубине разложения.

162. Продолжительность термического крекинга гудрона при  $t_1 = 450^\circ\text{C}$  и выходе бензина 15,6% масс. составляет  $\tau_1 = 33$  мин. Определить продолжительность крекинга ( $\tau_2$ ) при  $t_2 = 500^\circ\text{C}$  и той же глубине разложения.

163. При термическом крекинге гудрона в течение  $\tau = 11$  мин при  $t_1 = 450^\circ\text{C}$  выход бензина 5,1% масс. Сколько бензина ( $X_2$ ) образуется за это же время при  $t_2 = 420^\circ\text{C}$ ?

164. Скорость термического крекинга газойлевой фракции при  $t_1 = 500^\circ\text{C}$  составляет  $x_1 = 5\%$  масс. бензина в 1 мин. Какова скорость крекинга при  $t_2 = 460^\circ\text{C}$ ?

165. Определить выход продуктов термического крекинга прямогонного сырья, если плотности (относительные) при  $15,6^\circ\text{C}$  сырья, бензина и остатка



равны 0,938; 0,750 и 1,000 соответственно, а теплота реакции  $q=1465$  кДж/кг бензина.

166. Установка двухпечного термического крекинга [20] перерабатывает мазут плотностью  $d_{15}^{15}=0,920$ . Определить выходы газа, бензина и остатка, если известно, что плотность бензина  $d_{15}^{15}=0,752$ ; остатка  $d_{15}^{15}=0,995$  и теплота реакции  $q_p=1256$  Дж/кг бензина.

167. В трубчатой печи термического крекинга мазута ( $d_4^{20}=0,953$ ) [21] при  $470^\circ\text{C}$  и  $2,45$  МПа образуется 6% бензина. Определить длину труб реакционного змеевика методом Обрядчикова, если загрузка печи  $G_c=80\,000$  кг/ч и скорость движения (по холодному сырью)  $u=0,85$  м/с.

168. Определить высоту ( $H$ ) и диаметр ( $D$ ) реакционной камеры установки термического крекинга мазута, если известно, что: углубление крекинга  $\Delta X=25\%$  по бензину; давление в камере  $2,45$  МПа; температура продуктов на входе в камеру  $t_1=510^\circ\text{C}$ ; средняя удельная теплоемкость продуктов  $C=2,51$  кДж/(кг·К); скорость реакции крекинга при  $450^\circ\text{C}$   $x_1=0,25\%$  масс. бензина в 1 мин; критические параметры и молекулярные массы продуктов:

газа

$$T_{\text{кр}} = 370 \text{ К}; \quad P_{\text{кр}} = 4,21 \text{ МПа}; \quad M = 44$$

бензина

$$T_{\text{кр}} = 558 \text{ К}; \quad P_{\text{кр}} = 2,98 \text{ МПа}; \quad M = 110,4$$

легкого газойля

$$T_{\text{кр}} = 721 \text{ К}; \quad P_{\text{кр}} = 1,94 \text{ МПа}; \quad M = 218$$

тяжелого газойля

$$T_{\text{кр}} = 905 \text{ К}; \quad P_{\text{кр}} = 1,33 \text{ МПа}; \quad M = 400$$

В реакционную камеру входит:  $5660$  кг/ч газа,  $22\,490$  кг/ч бензина,  $49\,250$  кг/л легкого газойля,  $37\,400$  кг/ч тяжелого газойля и  $54\,780$  кг/ч остатка.

## РЕАКЦИОННЫЕ АППАРАТЫ УСТАНОВОК КОКСОВАНИЯ НЕФТЯНЫХ ОСТАТКОВ

Процесс коксования осуществляют периодическим, полунепрерывным и непрерывным методами. Периодический метод коксования в коксовых кубах и полунепрерывный — в коксовых керамических печах в настоящее время применяют крайне редко. Чаще всего используют полунепрерывный метод коксования в необогреваемых камерах (замедленное коксование) и непрерывный (коксование в кипящем слое коксового теплоносителя). В меньшей степени применяют коксование в подвижном слое гранулированного коксового теплоносителя.

В данную главу включены задачи по расчету выходов продуктов коксования, составлению материальных и тепловых балансов потоков и определению основных размеров аппаратов реакторного блока установок.

**Определение выхода продуктов коксования.** Существуют различные методы определения выхода продуктов коксования. Так,



при замедленном коксовании выход кокса и газа можно подсчитать по формулам [21—22]

$$X_K = 2,0 + 1,66K \quad (127)$$

$$X_{K+Г} = 5,5 + 1,76K \quad (128)$$

где  $X_K$  — выход кокса, % масс. на сырье;  $X_{K+Г}$  — выход кокса и газа, % масс.;  $K$  — коксуемость сырья (по Конрадсону), % масс.

Для процесса коксования в кипящем слое эти формулы принимают вид

$$X_K = 1,5K \quad (129)$$

$$X_{K+Г} = 5,0 + 1,30K \quad (130)$$

Нельсон [17] предлагает определять выход кокса по табл. 3, а газа — по формуле

$$X_G = X_K \alpha \quad (131)$$

Значения  $\alpha$  находят по табл. 4; выход бензина принимают равным 15—25% объемн., а остальное приходится на газойль коксования.

ТАБЛИЦА 3. ЗАВИСИМОСТЬ ВЫХОДА КОКСА В ПРОЦЕССЕ КОКСОВАНИЯ ОТ ПЛОТНОСТИ И КОКСУЕМОСТИ СЫРЬЯ

Коксуемость, % масс.	Плотность сырья $d_4^{20}$		Выход кокса, % масс.	
	прямогонного	вторичного происхождения	при коксовании в кипящем слое	при замедленном коксовании
5	0,8944	0,9177	3,0	8,5
10	0,9556	0,9689	11,5	18,0
15	0,9966	1,0109	17,0	27,5
20	1,0258	1,0371	23,0	35,5
25	1,0450	1,0567	29,0	42,0
30	1,0567	1,0729	34,5	—
40	—	1,0942	46,0	—

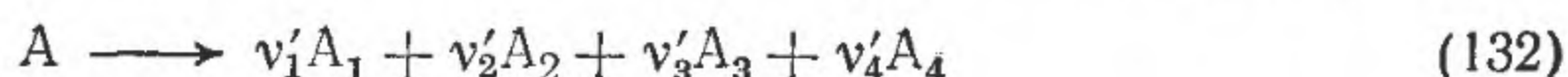
ТАБЛИЦА 4. ЗАВИСИМОСТЬ ВЫХОДА ГАЗА В ПРОЦЕССЕ КОКСОВАНИЯ ОТ ВЫХОДА КОКСА И ПЛОТНОСТИ СЫРЬЯ

Плотность сырья $d_4^{20}$	Соотношение между выходами газа и кокса		Плотность сырья $d_4^{20}$	Соотношение между выходами газа и кокса	
	при коксовании в кипящем слое	при замедленном коксовании		при коксовании в кипящем слое	при замедленном коксовании
1,0729	0,270	—	0,9826	0,480	0,210
1,0333	0,335	—	0,9623	0,560	0,265
1,0170	0,370	—	0,9302	0,725	0,415
0,9966	0,430	0,185	0,9003	0,950	0,610



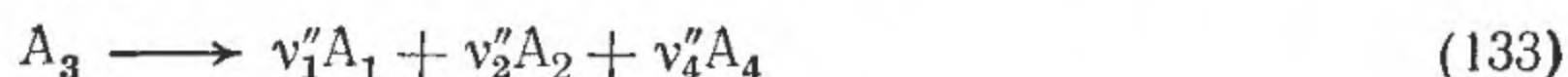
Для определения выхода продуктов коксования в кипящем слое коксового теплоносителя предложена следующая методика [23]. Процесс представляется протекающим в две стадии:

исходное сырье (А) при коксовании превращается в газ до  $C_4$  включительно ( $A_1$ ), бензин к.к. —  $205^\circ C$  ( $A_2$ ), газойль  $205-500^\circ C$  ( $A_3$ ) и кокс ( $A_4$ ) по схеме



где  $v'_1, v'_2, v'_3$  — выходы продуктов.

образовавшийся газойль ( $A_3$ ) в свою очередь превращается в газ ( $A_1$ ), бензин ( $A_2$ ) и кокс  $A_4$  по схеме



где  $v'_i, v''_i$  — выходы продуктов при полном разложении исходного вещества данной реакции (так называемый массовый коэффициент разложения вещества  $A_i$ ), массовые доли.

Сумма выходов продуктов (в массовых долях) равна 1, т. е.

$$v'_1 + v'_2 + v'_3 + v'_4 = 1 \quad (134)$$

$$v''_1 + v''_2 + v''_4 = 1 \quad (135)$$

Если известен выход газойля, то по следующим уравнениям материальных балансов можно определить выходы газа, бензина и кокса

$$\begin{aligned} gA_1 &= v'_1 + v'_3 v''_1 - v''_1 gA_3 \\ gA_2 &= v'_2 + v'_3 v''_2 - v''_2 gA_3 \end{aligned} \quad (136)$$

$$gA_4 = v'_4 + v'_3 \frac{1}{3} v''_4 - v''_4 gA_3$$

где  $gA_i$  — выход продукта, массовые доли от исходного сырья коксования (А).

Значения коэффициентов  $v_i$ , определенные на основе экспериментальных данных, при  $500-550^\circ C$  для мазутов и гудронов из ромашкинской, арланской и радаевской нефтей следующие:  $v'_1=0,074$ ;  $v'_2=0,073$ ;  $v'_3=0,800$ ;  $v'_4=0,053$ ;  $v''_1=0,222$ ;  $v''_2=0,256$ ;  $v''_4=0,522$ . Анализ показал, что для различных режимных параметров процесса и типов сырья значения коэффициентов  $v'_2, v'_3$  и  $v''_1$  приблизительно постоянны. Остальные четыре коэффициента могут быть найдены по результатам одного эксперимента из уравнений (136). Зная величины  $v_i$ , можно, перейдя к математическому описанию процесса, рассчитать выход продуктов для различных режимов [24].

**Пример 2.** Подсчитать выходы газа, бензина и кокса в процессе коксования (в кипящем слое теплоносителя) гудрона арланской нефти, если известно, что: выход газойля (фр.  $205-500^\circ C$ ) составляет 29,1% масс; температура процесса  $540^\circ C$ .

**Решение.** Выходы продуктов подсчитывают по уравнениям (136), для чего принимают следующие значения коэффициентов:  $v'_1=0,074$ ;  $v'_2=0,073$ ;  $v'_3=0,800$ ;  $v'_4=0,053$ ;  $v''_1=0,222$ ;  $v''_2=0,256$ ;  $v''_4=0,522$ .

Выходы продуктов составляют (массовые доли)  
газа

$$gA_1 = 0,074 + 0,800 \cdot 0,222 - 0,222 \cdot 0,291 = 0,187$$

бензина

$$gA_2 = 0,073 + 0,800 \cdot 0,256 - 0,256 \cdot 0,291 = 0,203$$

кокса

$$gA_4 = 0,053 + 0,800 \cdot 0,522 - 0,522 \cdot 0,291 = 0,319$$



Расчет необогреваемых коксовых камер на установках замедленного коксования [25]. Этот процесс проводят при 475—480 °С и 0,29—0,49 МПа. Исходное сырье нагревают в трубчатой печи до 490—510 °С. При движении сырья от печи до камеры температура его снижается на 10—15 °С. Объемная скорость подачи сырья в коксовые камеры для гудрона 0,12—0,13 ч<sup>-1</sup>, а для крекинг-остатков 0,08—0,10 ч<sup>-1</sup>. Коэффициент рециркуляции 0,2—0,6. Пары продуктов коксования движутся в камере со скоростью не более 0,15—0,20 м/с. Температура продуктов на выходе из камеры на 30—60 °С ниже, чем поступающего сырья [25]. Обычно коксовые камеры рассчитывают на цикл работы 48 ч, из которых 24 ч в камере идет реакция, остальное тратится на выгрузку кокса. С целью предотвращения попадания битуминозной пены в ректификационную колонну камеру заполняют коксом лишь на 70—90%. Более точно высоту вспученной массы можно подсчитать, определив коэффициент вспучивания по эмпирическим формулам [26]

$$K_{вс} = 4,5 + 0,11 (486 - t) \quad (137)$$

или

$$K_{вс} = \frac{v_{вс}}{v_k} = \frac{h_2}{h_k} \quad (138)$$

где  $K_{вс}$  — коэффициент вспучивания;  $t$  — температура сырья на входе в камеру, °С;  $v_{вс}$  — объем вспученной массы, м<sup>3</sup>;  $v_k$  — объем кокса, образующегося за 1 ч, м<sup>3</sup>/ч;  $h_2$  — высота вспученной массы, м;  $h_k$  — приращение высоты коксового слоя, м/ч.

Размер и число камер коксования определяют следующим образом. Подсчитывают количество образующегося кокса ( $G_k$ , т/сут)

$$G_k = \frac{G_c X_k}{100} \quad (139)$$

где  $G_c$  — количество сырья, поступающего в камеру, т/сут;  $X_k$  — выход кокса, % масс.

Находят объем образующегося кокса ( $v'_k$ , м<sup>3</sup>/сут)

$$v'_k = G_k / \rho_k \quad (140)$$

где  $\rho_k$  — плотность коксового слоя, т/м<sup>3</sup>.

Определяют реакционный объем камер ( $v_p$ , м<sup>3</sup>)

$$v_p = v_c / \omega \quad (141)$$

где  $v_c$  — объем сырья, поступающего в камеры, м<sup>3</sup>/ч;  $\omega$  — объемная скорость подачи сырья в камеры, ч<sup>-1</sup>.

Принимают число камер, одновременно включенных на реакцию. Диаметр должен быть выбран таким, чтобы высота одной камеры была больше него в 4—5 раз. Общее число камер принимают удвоенным, так как в одних идет реакция, а из других в это время выгружают кокс.



Сечение и диаметр камеры можно определить, если известны объем паров, проходящих через камеру, и допустимая линейная скорость их движения

$$F = v_{\text{п}}/u \quad (142)$$

где  $F$  — сечение камеры,  $\text{м}^2$ ;  $v_{\text{п}}$  — объем паров продуктов коксования и водяного пара,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $u$  — допустимая линейная скорость движения паров в камере,  $\text{м}/\text{с}$ . Диаметр камеры определяют по формуле (63).

Подсчитывают высоту цилиндрической части камеры ( $h_{\text{ц}}$ , м)

$$h_{\text{ц}} = v_{\text{п}}/F \quad (143)$$

Находят объем кокса, образующегося в 1 ч ( $v_{\text{к}}$ ,  $\text{м}^3/\text{ч}$ )

$$v_{\text{к}} = v'_{\text{к}}/24 \quad (144)$$

Определяют приращение высоты коксового слоя в камере за 1 ч ( $h_{\text{к}}$ ,  $\text{м}/\text{ч}$ )

$$h_{\text{к}} = v_{\text{к}}/F \quad (145)$$

Подсчитывают высоту коксового слоя в заполненной коксом камере ( $h_1$ , м)

$$h_1 = h_{\text{к}}\tau \quad (146)$$

где  $\tau$  — продолжительность заполнения камеры коксом, ч.

Определяют высоту вспученной массы в камере ( $h_2$ , м)

$$h_2 = K_{\text{вс}}h_{\text{к}} \quad (147)$$

Проверяют общую высоту камеры ( $H$ , м)

$$H = h_1 + h_2 \quad (148)$$

Обычно диаметр и высота камеры коксования соответственно 3,0—6,5 и 22—30 м.

Образующийся при замедленном коксовании кокс характеризуется следующими показателями: истинная плотность 1,39—1,42  $\text{т}/\text{м}^3$ ; насыпная плотность 0,80—0,96  $\text{т}/\text{м}^3$  [22]; пористость 25—35%; теплота сгорания 34744  $\text{кДж}/\text{кг}$  [17]; удельная теплоемкость 1,25  $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ .

Чтобы предотвратить закоксовывание труб печи, устанавливают скорость движения сырья на входе 2  $\text{м}/\text{с}$  и более. Кроме того, в трубы радиантной секции в зону температур 410—425 °С вводят турбулизатор — водяной пар под давлением 0,3—0,4 МПа — 1,6—3,0% масс. на загрузку печи. При этом скорость паро-жидкостной смеси на выходе из печи достигает 30  $\text{м}/\text{с}$ . Продолжительность пребывания сырья в печи 2 мин [26].

Для определения температуры выхода продуктов из камеры коксования составляют тепловой баланс, принимая: удельную теплоемкость сырья и продуктов коксования равной 2,5 и 2,9  $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  соответственно; теплоту реакции 83—170  $\text{кДж}/\text{кг}$  сырья.



**Пример 3.** Определить размеры и число реакционных камер установки замедленного коксования, если известно, что: сырьем является гудрон плотностью  $d_4^{20}=0,995$ ; производительность установки 1100 т/сут по загрузке печи, или 250 т/сут по коксу; объемная скорость подачи сырья  $w=0,13$  ч<sup>-1</sup>; плотность коксового слоя  $\rho_{к.с}=0,85$  т/м<sup>3</sup>; продолжительность заполнения камер коксом 24 ч.

**Решение.** Подсчитывают объем кокса, образующегося в камерах за 1 сут, по формуле (140)

$$v'_k = \frac{250}{0,85} = 295 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Определяют реакционный объем камер по формуле (141)

$$v_p = \frac{1100}{24 \cdot 0,995 \cdot 0,13} = 354 \text{ м}^3$$

Принимают диаметр реакционных камер  $D=4,6$  м, тогда сечение камеры составляет

$$F = \frac{3,14 \cdot 4,6^2}{4} = 16,6 \text{ м}^2$$

Находят объем кокса, образующегося за 1 ч, по формуле (144)

$$v_k = \frac{295}{24} = 12,3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Определяют приращение высоты коксового слоя в камере за 1 ч по формуле (145)

$$h_k = \frac{12,3}{16,6} = 0,74 \text{ м/ч}$$

Подсчитывают высоту коксового слоя в заполненной камере по формуле (146)

$$h_1 = 0,74 \cdot 24 = 17,8 \text{ м}$$

Высота цилиндрической части камеры (143)

$$h_{ц} = \frac{354}{16,6} = 21,3 \text{ м}$$

Общая высота камеры (с учетом высоты полушаровых днищ)

$$H = h_{ц} + 2 \cdot \frac{d}{2} = 21,3 + 4,6 = 25,9 \text{ м}$$

**Расчет реактора и коксонагревателя на установках коксования в подвижном слое гранулированного коксового теплоносителя [15, 22, 26—29].** Процесс осуществляют при 510—540°C и 0,15—0,3 МПа. Сырье поступает в реактор с температурой 380—410°C. Коксовый теплоноситель нагревается в коксонагревателе до 580—600°C. Средний диаметр частиц кокса 3—12 мм. Каждая частица кокса пребывает в реакторе 6—10 мин. Кратность цир-



куляции коксового теплоносителя 14—15 : 1, а при форсированном режиме 7 : 1. Кратность циркуляции коксового теплоносителя можно подсчитать по тепловому балансу реактора. Линейная скорость движения частиц кокса 4—8 мм/с. Показатели кокса следующие: насыпная плотность 0,85—1,02 т/м<sup>3</sup>; кажущаяся плотность 0,9—1,27 т/м<sup>3</sup>; истинная плотность 1,40—1,56 т/м<sup>3</sup>; пористость 10—15%.

Сырье подают в реактор с объемной скоростью 0,5—0,7 ч<sup>-1</sup>. Удельные нагрузки реактора 0,6 т/ч сырья на 1 м<sup>3</sup> реакционного пространства и 6,25 т/ч его на 1 м<sup>2</sup> поперечного сечения реактора. Скорость паров при входе в коллекторы не превышает 0,5 м/с. Для подогрева коксового теплоносителя в коксонагревателе сжигают либо часть балансового кокса, либо топливо, вводимое извне. Интенсивность сжигания кокса при коэффициенте избытка воздуха  $\alpha = 1,05$  и 580—600 °С составляет 25 кг/(м<sup>3</sup>·ч), при 620 °С—50 кг/(м<sup>3</sup>·ч). Удельная нагрузка коксонагревателя 133—250 кг/ч кокса на 1 м<sup>2</sup> сечения.

Размеры реактора коксования определяют следующим образом. Находят объем реактора ( $v_p$ , м<sup>3</sup>)

$$v_p = \frac{G_c}{\rho_c \omega} \quad (149)$$

где  $G_c$  — масса сырья, поступающего в реактор, кг/ч;  $\omega$  — объемная скорость подачи сырья, ч<sup>-1</sup>;  $\rho_c$  — плотность сырья, кг/м<sup>3</sup>.

Определяют массу кокса, находящегося одновременно в реакторе ( $G_k$ , кг)

$$G_k = v_p \rho_{\text{нас}} \quad (150)$$

где  $\rho_{\text{нас}}$  — насыпная плотность кокса, кг/м<sup>3</sup>.

По тепловому балансу реактора подсчитывают массу циркулирующего коксового теплоносителя ( $G_{ц.к}$ , кг/ч).

Подсчитывают продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе ( $\tau$ , мин)

$$\tau = \frac{G_k \cdot 60}{G_{ц.к}} \quad (151)$$

Находят высоту реактора ( $H$ , м)

$$H = 60\tau u \quad (152)$$

где  $u$  — линейная скорость движения коксовых частиц, м/с.

Определяют сечение ( $F$ , м<sup>2</sup>)

$$F = \frac{v_p}{H} \quad (153)$$

и диаметр реактора по формуле (63).



Объем (в м<sup>3</sup>) и сечение (в м<sup>2</sup>) реактора можно также определить по его удельным нагрузкам

$$v_p = G_c / g_1 \quad (154)$$

$$F = G_c / g_2 \quad (155)$$

где  $g_1$  — удельная нагрузка реактора по сырью на 1 м<sup>3</sup> реакционного пространства, кг/(м<sup>3</sup>·ч);  $g_2$  — удельная нагрузка реактора по сырью на 1 м<sup>2</sup> сечения, кг/(м<sup>2</sup>·ч).

Размеры коксонагревателя определяют, исходя из его удельных нагрузок по сжигаемому коксу. При составлении теплового баланса реактора и коксонагревателя принимают теплоемкости, в кДж/(кг·К), воздуха, кокса и дымовых газов соответственно 1; 1,25; 1,04.

*Пример 5.* Определить диаметр и высоту реактора коксования с подвижным слоем гранулированного коксового теплоносителя, если известно, что: производительность установки  $G_c = 33200$  кг/ч по сырью; насыпная плотность коксового теплоносителя  $\rho_{\text{нас}} = 880$  кг/м<sup>3</sup>; продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе  $\tau = 10$  мин; скорость движения коксовых частиц  $u = 0,8$  см/с; кратность циркуляции коксового теплоносителя 14 : 1.

*Решение.* Подсчитывают массу циркулирующего коксового теплоносителя

$$G_{\text{ц.к}} = 14,0 \cdot 33\,200 = 465\,000 \text{ кг/ч}$$

Находят массу коксового теплоносителя, находящегося одновременно в реакторе

$$G_k = \frac{465\,000 \cdot 10}{60} = 77\,500 \text{ кг}$$

Определяют объем реактора

$$v_p = \frac{77\,500}{880} = 88 \text{ м}^3$$

Находят высоту реактора по формуле (152)

$$H = 0,008 \cdot 60 \cdot 10 = 4,8 \text{ м}$$

Сечение реактора составляет

$$F = \frac{88}{4,8} = 18,4 \text{ м}^2$$

Диаметр реактора

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 18,4}{3,14}} = 4,8 \text{ м}$$

*Пример 6.* Определить количество кокса ( $G'_k$ ), которое необходимо сжечь, чтобы нагреть коксовый теплоноситель в коксонагревателе до 600 °С; если известно: на установке с подвижным гра-



нулированным коксовым теплоносителем циркулирует  $G_{ц.к} = 647\,000$  кг/ч кокса; на сжигание 1 кг кокса расходуется 13,3 кг воздуха; температура воздуха и коксового теплоносителя на входе в коксонагреватель составляет соответственно 300 и 510 °С; температура выходящих дымовых газов 600 °С; теплота сгорания кокса  $Q_p^H = 33488$  кДж/кг; удельные теплоемкости (в кДж/кг) воздуха  $C_v$ ; кокса  $C_k$  и дымовых газов  $C_{д.г}$  соответственно 1,00; 1,25; 1,046.

*Решение.* Составляют тепловой баланс коксонагревателя и определяют количество кокса, которое необходимо сжечь

$$G_{ц.к}C_{ц.к} \cdot 510 + G'_k C_k \cdot 510 + G_v C_v \cdot 300 + Q_p^H G'_k = G_{д.г} C_{д.г} \cdot 600 + G_{ц.к} C_{ц.к} \cdot 600$$

Подставляя вышеприведенные значения, находим

$$\begin{aligned} & 647\,000 \cdot 1,25 (510 + 273) + G'_k \cdot 1,25 (510 + 273) + 13,3 G'_k \times \\ & \times 1 (300 + 273) + 33\,488 G'_k = \\ & = (1 + 13,3) G'_k \cdot 1,046 (600 + 273) + 647\,000 \cdot 1,25 (600 + 273) \end{aligned}$$

откуда

$$G'_k = \frac{706\,038\,000 - 632\,766\,000}{29\,028} = 2524 \text{ кг/ч}$$

**Расчет реактора на установках коксования в кипящем слое коксового теплоносителя [15, 17].** Этот процесс осуществляют при 510—540 °С и 0,14—0,16 МПа. Диаметр частиц коксового теплоносителя 0,02—0,3 мм. Кратность циркуляции кокса 6,5—8,0 : 1. Продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе 6—12 мин, в отпарной секции — около 1 мин. Характеристика кокса следующая: насыпная плотность 1,0—1,1 т/м³; кажущаяся плотность 1,1—1,5 т/м³; плотность кипящего слоя 0,45—0,50 т/м³; удельная теплоемкость 1,380 кДж/(кг·К); теплота сгорания 32650 кДж/кг [22].

Сырье поступает в реактор предварительно нагретым до 260—370 °С. Массовая скорость подачи загрузки в реактор 0,6—1,0 кг/(кг·ч). Скорость движения паров в реакторе 0,3—0,5 м/с. Пары, выходящие из реактора, на 65—70% состоят из водяного пара, вводимого под распределительную решетку для создания кипящего слоя. Длительность пребывания паров над слоем кокса 10—20 с. В отпарную секцию подают водяной пар — 0,2—0,3% на циркулирующий кокс. В коксонагревателе сжигают часть балансового кокса для нагрева коксового теплоносителя до 600—620 °С. Давление в коксонагревателе над слоем кокса 0,12—0,16 МПа. Продолжительность пребывания коксовых частиц в коксонагревателе 6—10 мин. Расход воздуха колеблется от 11 до 12 кг/кг сжигаемого кокса. Скорость движения дымовых газов 0,5—0,7 м/с. Интенсивность выжигания кокса 30—40 кг/м³ слоя в 1 ч.



Размеры реактора определяют следующим образом. Подсчитывают сечение

$$F = \frac{v_n}{u} \quad (156)$$

где  $v_n$  — объем паров, проходящих через реактор, м<sup>3</sup>/с;  $u$  — допустимая линейная скорость движения паров в реакторе, м/с.

Диаметр подсчитывают по формуле (63).

Массу циркулирующего кокса ( $G_{ц.к}$ , кг/ч) находят из теплового баланса реактора, либо по кратности циркуляции коксового теплоносителя ( $n$ )

$$G_{ц.к} = G_c n \quad (157)$$

где  $G_c$  — производительность установки по сырью, кг/ч.

Определяют массу кокса, находящегося в реакторе ( $G_k$ , кг)

$$G_k = \frac{G_{ц.к} \tau}{60} \quad (158)$$

где  $\tau$  — продолжительность пребывания кокса в реакторе, мин.

Подсчитывают объем кипящего коксового слоя в реакторе ( $v_{к.с}$ , м<sup>3</sup>)

$$v_{к.с} = G_k / \rho_{к.с} \quad (159)$$

где  $\rho_{к.с}$  — плотность кипящего слоя, кг/м<sup>3</sup>.

Определяют высоту кипящего слоя ( $h_{к.с}$ , м) и общую высоту реактора ( $H$ , м)

$$h_{к.с} = v_{к.с} / F \quad (160)$$

$$H = h_{к.с} + h_{о.з} \quad (161)$$

где  $h_{о.з}$  — высота отстойной зоны — принимается равной высоте циклона 4,5—5,5 м, либо подсчитывается по длительности пребывания паров над кипящим слоем кокса, м.

Размеры коксонагревателя определяют так же, как и реактора.

*Пример 7.* Определить диаметр и высоту реактора (без учета отпарной секции) установки коксования гудрона в кипящем слое коксового теплоносителя, если известно: объемная скорость паров, проходящих через реактор  $v_n = 2,85$  м<sup>3</sup>/с; скорость движения паров над кипящим слоем  $u = 0,4$  м/с; кратность циркуляции коксового теплоносителя 8,0; продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе  $\tau = 7$  мин; плотность кипящего слоя  $\rho_{к.с} = 450$  кг/м<sup>3</sup>; производительность установки по сырью  $G_c = 25\,000$  кг/ч; высота отстойной зоны принимается равной  $h_{о.з} = 4,6$  м.



*Решение.* Определяют сечение и диаметр реактора по формуле (156)

$$F = \frac{2,85}{0,4} = 7,1 \text{ м}^2 \quad D = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,1}{3,14}} = 3 \text{ м}$$

Масса циркулирующего кокса по уравнению (157) составляет

$$G_{ц.к} = 25\,000 \cdot 8,0 = 200\,000 \text{ кг/ч}$$

Массу кокса, находящегося в реакторе, подсчитывают по формуле (158)

$$G_k = \frac{200\,000 \cdot 7,0}{60} = 23\,000 \text{ кг}$$

Объем и высоту кипящего слоя находят по уравнениям (159) и (160)

$$v_{к.с} = \frac{23\,300}{450} = 51,8 \text{ м}^3 \quad h_{к.с} = \frac{51,8}{7,1} = 7,3 \text{ м}$$

Высоту реактора определяют по уравнению (161)

$$H = 7,3 + 4,6 = 11,9 \text{ м}$$

*Пример 8.* Определить диаметр и высоту коксонагревателя установки коксования в кипящем слое теплоносителя, если известно: температура и давление в коксонагревателе  $600^\circ\text{C}$  и  $0,181 \text{ МПа}$ ; расход воздуха  $59\,500 \text{ кг/ч}$ ; масса сжигаемого кокса  $4800 \text{ кг/ч}$ ; молекулярная масса дымовых газов  $30$ ; скорость движения дымовых газов над кипящим слоем кокса  $u = 0,5 \text{ м/с}$ ; масса циркулирующего кокса  $G_{ц.к} = 600\,000 \text{ кг/ч}$ ; плотность кипящего слоя  $\rho_{к.с} = 450 \text{ кг/м}^3$ .

*Решение.* Подсчитывают объем дымовых газов

$$v_{д.г} = \frac{59\,500 + 4800}{30} \cdot 22,4 \cdot \frac{273 + 600}{273} \cdot \frac{0,101}{3600 \cdot 0,181} = 23,6 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определяют сечение и диаметр коксонагревателя

$$F = \frac{23,6}{0,5} = 47,2 \text{ м}^2 \quad D = \sqrt{\frac{4 \cdot 47,2}{3,14}} = 7,8 \text{ м}$$

Масса коксового теплоносителя, находящегося одновременно в коксонагревателе

$$G_{к.н} = \frac{600\,000 \cdot 10}{60} = 100\,000 \text{ кг}$$

Находят объем и высоту кипящего слоя

$$v_{к.с} = \frac{100\,000}{450} = 222 \text{ м}^3 \quad h_{к.с} = \frac{222}{48,2} = 4,6 \text{ м}$$



Принимают высоту отстойной зоны равной 4,6 м, тогда высота коксонагревателя составляет

$$H = 4,6 + 4,6 = 9,2 \text{ м}$$

### Задачи

169. Определить выход продуктов замедленного коксования гудрона ( $d_4^{20} = 0,997$ ), если выход бензина ( $d_4^{20} = 0,740$ ) 20% объемн.

170. Составить материальный баланс процесса замедленного коксования крекинг-остатка ( $d_4^{20} = 1,020$ ), если выход бензина ( $d_4^{20} = 0,750$ ) 15% объемн.

171. Составить материальный баланс процесса коксования в кипящем слое кокса, если сырьем является вакуумный гудрон плотностью  $d_4^{20} = 1,0215$  и коксуемостью (по Конрадсону) 17% масс.; при этом получается бензина ( $d_4^{20} = 0,750$ ) 15% объемн.

172. Определить выходы продуктов коксования гудрона ромашкинской нефти в кипящем слое кокса, если известно: выход газойля (фр. 205—500 °С) составляет 59% масс.; температура процесса 520 °С.

173. Определить размеры и число реакционных камер установки замедленного коксования мазута ( $d_4^{20} = 0,950$ ), если известно: загрузка камер коксования  $G_c = 3740$  т/сут; продолжительность заполнения камер коксом  $\tau = 22$  ч; выход кокса 18,0% масс. на загрузку камер; плотность коксового слоя  $\rho_{к.с} = 0,75$  т/м<sup>3</sup>; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 0,15$  ч<sup>-1</sup>.

174. Определить размеры, число и продолжительность заполнения реакционных камер коксом на установке замедленного коксования крекинг-остатка ( $d_4^{20} = 1,01$ ), если известно: сырье поступает в камеру с температурой 495 °С; выход кокса 30,3% масс.; производительность установки по сырью  $G_c = 65\,200$  кг/ч; коэффициент рециркуляции 0,4; объем паров, проходящих через камеру,  $v_n = 2,8$  м<sup>3</sup>/с; допустимая линейная скорость движения паров в камере  $u = 0,10$  м/с; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 0,18$  ч<sup>-1</sup>.

175. Определить температуру продуктов замедленного коксования на выходе из реакционной камеры, если известно: сырьем является гудрон плотностью  $d_4^{20} = 0,975$ ; производительность установки  $G_c = 960$  т/сут; сырье поступает в камеру с температурой 495 °С; выход кокса составляет 18,9% масс; в реакционную камеру поступает 60% сырья в паровой фазе; удельная теплоемкость продуктов коксования  $C = 2,93$  кДж/(кг·К); теплота коксования  $q_p = 125$  кДж/кг сырья; удельная теплоемкость кокса  $C_k = 1,25$  кДж/(кг·К); потери тепла в окружающую среду 1,6 млн. Вт.

176. Определить диаметр и высоту реактора установки коксования с подвижным гранулированным слоем кокса, если известно: производительность установки по сырью  $G_c = 65\,520$  кг/ч; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 0,5$  ч<sup>-1</sup>; насыпная плотность кокса  $\rho_{нас} = 800$  кг/м<sup>3</sup>; плотность сырья  $d_4^{20} = 0,985$ ; скорость движения коксовых частиц в реакторе  $u = 8$  мм/с; продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе  $\tau = 12$  мин.

177. Определить размеры реактора на установке коксования с подвижным гранулированным слоем коксового теплоносителя, если известно: производительность установки по гудрону  $G_c = 42\,000$  кг/ч; удельные нагрузки реактора: 0,6 т/ч сырья на 1 м<sup>3</sup> реакционного объема; 6,25 т/ч сырья на 1 м<sup>2</sup> поперечного сечения реактора.

178. В коксонагревателе установки коксования с подвижным гранулированным слоем коксового теплоносителя сжигают 2100 кг/ч кокса при 600 °С и коэффициенте избытка воздуха  $\alpha = 1,05$ . Определить размеры коксонагревателя, если удельные нагрузки его составляют: на 1 м<sup>3</sup> коксонагревателя 50 кг/ч кокса и 250 кг/ч на 1 м<sup>2</sup> его сечения.

179. В коксонагревателе установки коксования с подвижным слоем теплоносителя сжигается 2650 кг/ч кокса при 660 °С и коэффициенте избытка воздуха  $\alpha = 1,05$ . Определить размеры коксонагревателя, если его удельные нагрузки составляют: на 1 м<sup>3</sup> коксонагревателя 25 кг/ч кокса, на 1 м<sup>2</sup> его сечения — 200 кг/ч.



180. Определить массу кокса, которую необходимо сжечь в коксонагревателе, чтобы нагреть коксовый теплоноситель до  $580^{\circ}\text{C}$ , если известно: на установке циркулирует  $668\,300\text{ кг/ч}$  коксового теплоносителя; теоретический расход воздуха  $13,15\text{ кг/кг}$  кокса; коэффициент избытка воздуха  $\alpha=1,05$ ; температура поступающего воздуха и коксового теплоносителя соответственно  $350$  и  $480^{\circ}\text{C}$ ; теплота сгорания кокса  $Q_p^H=32682\text{ кДж/кг}$ , удельная теплоемкость воздуха  $1,0$ , кокса  $1,25$  и дымовых газов  $1,04\text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ ; температура выходящих дымовых газов  $580^{\circ}\text{C}$ .

181. Определить диаметр и высоту реактора (без учета отпарной секции) установки коксования гудрона в кипящем слое кокса, если известно: производительность установки по сырью  $G_c=40\,000\text{ кг/ч}$ ; скорость движения паров над кипящим слоем  $u=0,5\text{ м/с}$ ; кратность циркуляции теплоносителя  $7,2$ ; продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе  $\tau=8\text{ мин}$ ; плотность кипящего слоя кокса  $\rho_{\text{к.с}}=500\text{ кг/м}^3$ ; объем паров, проходящих через реактор,  $v_n=4,8\text{ м}^3/\text{с}$ ; высота отстойной зоны  $h_{\text{о.з}}=5,0\text{ м}$ .

182. Определить температуру входа гудрона ( $d_4^{20}=1,000$ ) в реактор установки коксования в кипящем слое коксового теплоносителя, если известно: производительность установки по сырью  $G_c=80\,000\text{ кг/ч}$ ; в реактор подают:  $560\,000\text{ кг/ч}$  циркулирующего кокса с температурой  $605^{\circ}\text{C}$ ;  $20\,200\text{ кг/ч}$  водяного пара с температурой  $400^{\circ}\text{C}$  и давлением  $0,3\text{ МПа}$  и  $17\,050\text{ кг/ч}$  циркулирующего газойля ( $d_4^{20}=0,925$ ) с температурой  $450^{\circ}\text{C}$ ; выходы продуктов коксования (кг/ч): газа ( $M=34$ )  $17\,750$ ; бензина с к.к.  $205^{\circ}\text{C}$  ( $d_4^{20}=0,760$ )  $14\,800$ ; газойля ( $d_4^{20}=0,900$ )  $27\,100$ ; кокса  $20\,350$ ; в реакторе поддерживается температура  $530^{\circ}\text{C}$ ; тепловой эффект процесса  $q_p=209\text{ кДж/кг}$  сырья.

183. Определить диаметр и высоту коксонагревателя установки коксования в кипящем слое коксового теплоносителя, если известно: объем дымовых газов  $v_{\text{д.г}}=10,6\text{ м}^3/\text{с}$ ; скорость движения дымовых газов ( $M=30$ ) над кипящим слоем  $u=0,5\text{ м/с}$ ; количество циркулирующего коксового теплоносителя  $G_{\text{ц.к}}=325\,000\text{ кг/ч}$ ; продолжительность пребывания коксовых частиц в коксонагревателе  $\tau=8\text{ мин}$ ; плотность кипящего слоя  $\rho_{\text{к.с}}=450\text{ кг/м}^3$ ; высота отстойной зоны  $h_{\text{о.з}}=4,9\text{ м}$ .

184. Определить диаметр и высоту коксонагревателя установки коксования в кипящем слое теплоносителя, если известно: температура и давление в коксонагревателе  $600^{\circ}\text{C}$  и  $0,17\text{ МПа}$ , расход воздуха  $14\text{ кг/кг}$  кокса; в коксонагревателе сжигается  $1500\text{ кг/ч}$  кокса; скорость движения дымовых газов над кипящим слоем  $u=0,6\text{ м/с}$ ; масса циркулирующего теплоносителя  $G_{\text{ц.к}}=150\,000\text{ кг/ч}$ ; продолжительность пребывания коксовых частиц в коксонагревателе  $\tau=12\text{ мин}$ ;  $\rho_{\text{к.с}}=500\text{ кг/м}^3$ ; молекулярная масса дымовых газов  $30$ ; высота отстойной зоны  $h_{\text{о.з}}=5,0\text{ м}$ .

## ПЕЧИ И РЕАКТОРЫ УСТАНОВОК ПИРОЛИЗА НЕФТЯНОГО И ГАЗОВОГО СЫРЬЯ

Процесс пиролиза широко применяют для получения этилена и пропилена как сырья для нефтехимической промышленности. Сырьем пиролиза могут служить все составные части нефти, начиная от углеводородных газов и кончая тяжелыми нефтяными остатками. В промышленности процесс пиролиза осуществляют в реакционных аппаратах — трубчатых печах, реакторах с подвижным слоем твердого теплоносителя, реакторах с кипящим слоем твердого теплоносителя.

**Расчет печи трубчатой установки пиролиза [30].** На установке сырье поступает в конвекционную камеру печи, где нагревается до  $550\text{—}600^{\circ}\text{C}$ . Затем проходит радиантный экран, где протекает реакция пиролиза. Дымовые газы покидают печь с температу-



рой 300—350 °С. Наиболее приемлемая конструкция нагревательного аппарата — печь беспламенного горения с числом потоков 15—20. Диаметр труб печи — до 150 мм; изготавливают их из стали марки Х23Н18 и допускают нагрев до 900 °С. Продолжительность пребывания газообразного сырья в зоне реакции 0,7—1,5 с, жидкого сырья 40—50 с. Температура, при которой начинается реакция пиролиза, для метана 900 °С, этана 600 °С, пропана 500 °С, бутана 450 °С и жидкого сырья 400—425 °С. Оптимальные условия пиролиза различных видов сырья приведены ниже [31]:

	Температура, °С	Продолжительность пребывания сырья в зоне реакции, с	Количество водяного пара, % на сырье
<i>Бензин прямой перегонки</i>			
Этиленовый режим . . . . .	780—800	0,5—1,0	30—50
Пропиленовый режим . . . . .	750	0,5	25
Бутиленовый режим . . . . .	725	1,0	25
<i>Газовый бензин</i>			
Этиленовый режим . . . . .	780—800	1,0	20—50
Пропиленовый режим . . . . .	750	1,0	20—50
<i>н-Бутан</i>			
Этиленовый режим . . . . .	800	0,5—1,0	20
Пропилен-бутиленовый режим . . . . .	750	1,0	20
<i>Пропан</i>			
Этиленовый режим . . . . .	800	1,0—1,5	15
Пропиленовый режим . . . . .	775	1,0	15
<i>Этан</i>			
Этиленовый режим . . . . .	825—830	1,0	10

Интенсификация процесса для увеличения выхода целевых продуктов определяется так называемым фактором жесткости [30]

$$\mu = T\tau^{0,6} \quad (162)$$

где  $\mu$  — фактор жесткости;  $T$  — температура процесса, К;  $\tau$  — продолжительность реакции, с.

Выходы продуктов пиролиза (с учетом рециркулирующих этана и пропана) приведены в табл. 5 [31, 32].

Обычно при пиролизе газов и газового бензина к сырью добавляют 10—20% масс. водяного пара, при пиролизе прямогонных бензинов — 50—70% масс. [33]. Массовая скорость движения сырья в змеевике печи с трубами диаметром 100 мм для газообразных углеводородов 110—140 кг/(м<sup>2</sup>·с), для бензиновых и более тяжелых нефтяных фракций 135—165 кг/(м<sup>2</sup>·с) [31]. Более точ-



ные значения массовых скоростей движения сырья в трубах печи приведены ниже [15]:

Сырье	Массовая скорость, кг/(м <sup>2</sup> ·с)	Глубина превращения, %
Этан . . . . .	112—127	50—60
Пропан . . . . .	127—137	70—85
Бутан . . . . .	137—157	75—90
Лигроин . . . . .	117—127	50—58

По данным заводской практики [15], при пиролизе этана и пропана линейная скорость движения сырья на входе в печь 10—17 м/с, на выходе из печи 150—200 м/с. При этом перепад давле-

ТАБЛИЦА 5. ВЫХОДЫ ПРОДУКТОВ ПИРОЛИЗА  
С УЧЕТОМ РЕЦИРКУЛИРУЮЩИХ ЭТАНА И ПРОПАНА [32]

Показатели	Сырье						
	этановая фракция	пропановая фракция	бутановая фракция	газовый бензин	бензино-лигроиновая фракция	керосиновая газойлевая фракция	тяжелые нефтяные продукты
Температура, °С	830	800	800	810	785	750	680
Расход водяного пара, % масс	15	20	20	20	75	60	60
Глубина превращения за один проход сырья, % масс.	60	85	90	85	—	—	—
Выход газообразных углеводородов, % масс.	97	94	91	78	62	60	48
в том числе							
этилена	78	40	42	35	27	23	18
пропилена	2	24	17	12	13	12	5
бутилена	1,7	1,8	5,8	3	5,5	4,8	2,2
бутадиена	—	—	—	1,6	4	2,7	0,8
Выход фракции C <sub>5</sub> —180 °С, % масс.	2	4	4,2	17,8	32	27	20

ния в печи достигает 0,07—0,2 МПа. Допустимые тепловые напряжения (в Вт/м<sup>2</sup>·10<sup>3</sup>) труб реакционного змеевика печи пиролиза приведены ниже [15]:

Сырье	Диаметр труб, мм			
	50	75	100	112
Этан	28,49	31,39	37,79	39,53
Пропан	17,44	18,60	23,25	23,83
Бутан и тяжелее	13,95	15,69	18,60	19,76

Продукты пиролиза из трубчатой печи поступают в закалочный аппарат, где при помощи воды мгновенно снижается их температура и прекращается реакция разложения. При использова-



нии тепла продуктов пиролиза в дальнейшем для производства водяного пара охлаждение в закалочном аппарате ведут до 700 °С; если тепло продуктов пиролиза не используется, то их охлаждают в закалочном аппарате до 150—200 °С.

Основным аппаратом трубчатой установки пиролиза является печь. В печах с факельными горелками наибольшая конверсия получается в трубах диаметром 114×6 мм. При этом пропускная способность каждого потока 3400—4100 кг/ч. В печах беспламенного горения рекомендуется применять трубы диаметром 140×8 мм. Производительность печей новых конструкций достигает примерно 6000 кг/ч на один поток, а средняя тепловая напряженность при 750—820 °С—34,90—37,20 кДж/(м²·ч).

Расчет конвекционной камеры печи пиролиза не отличается от расчета обычных печей. В радиантной части печи происходит перегрев сырья и водяного пара и протекает эндотермическая реакция пиролиза.

Расчет радиантной секции печи [33] можно начать с определения внутреннего диаметра труб ( $d$ , м) змеевика, исходя из количества передаваемого тепла ( $Q$ , кДж/ч) при заданном перепаде давления ( $\Delta P$ , Па)

$$Q = \pi d l q_{\text{ср}} N_1 \quad (163)$$

$$\Delta P = f_{\text{т}} \frac{L}{d} \cdot \frac{\gamma u^2}{2g} N_2 \cdot 9,8 \quad (164)$$

где  $q_{\text{ср}}$  — средняя тепловая напряженность поверхности радиантных труб;  $N_1$  — число труб, необходимых для передачи тепла;  $f_{\text{т}}$  — коэффициент трения;  $\gamma$  — плотность газа, кг/м³;  $u$  — средняя линейная скорость газа, с;  $g$  — ускорение свободного падения, м/с²;  $N_2$  — число труб в змеевике;  $L$  — эквивалентная длина одной трубы с калачом, м;  $l$  — длина прямого участка трубы, м

$$L = l + 60d \quad (165)$$

При правильном выборе диаметра трубы змеевика ( $d$ , м) значение  $N_2$  приближается к значению  $N_1$ . Диаметр трубы реакционного змеевика можно определить и по продолжительности пребывания ( $\tau$ , с) смеси в реакционной зоне

$$\tau = \frac{v_{\text{р}}}{v} = \frac{3600 v_{\text{р}} \rho_{\text{см}}}{G_{\text{с}}} \quad (166)$$

где  $v_{\text{р}}$  — объем реакционной зоны, м³;  $v$  — объем газового потока, м³/с;  $\rho_{\text{см}}$  — плотность реакционной смеси, кг/м³;  $G_{\text{с}}$  — нагрузка реактора по сырью, кг/ч.

Учитывая, что

$$Q = \pi d l N_1 q_{\text{ср}} \frac{\pi d^2}{4} u \Delta Q_1 \quad (167)$$

где  $\Delta Q_1$  — удельный расход тепла в реакционной зоне змеевика, рассчитанный на единицу объема газа при нормальных условиях, кДж/м³ газа (тепло, идущее на подогрев смеси, не входит в величину  $\Delta Q_1$ ).



Диаметр труб рассчитывают по формуле

$$d = \frac{4q_{\text{ср}}}{\Delta Q_1} \cdot \frac{lN_1}{u} = \frac{4q_{\text{ср}}\tau}{\Delta Q_1 \cdot 3600} \quad (168)$$

где  $\tau$  — находят из равенства

$$V_p = \frac{\pi d^2 l N_1}{4} = \frac{\pi d^2}{4} u \tau$$

откуда

$$\tau = \frac{lN_1}{u}$$

При расчете по упрощенному методу змеевик радиантной части печи условно делят на две зоны — зону перегрева и зону реакции. Условно принимают, что температура в зоне реакции постоянна и равна заданной температуре. Определяют количество тепла ( $Q_{\text{пол}}$ , кДж/ч), переданного через поверхность труб радиантной секции

$$Q_{\text{пол}} = Q_p + Q_{\text{в.п}}^{\text{п}} + Q_{\text{п.с}}^{\text{п}} \quad (169)$$

где  $Q_p$  — тепло реакции;  $Q_{\text{в.п}}^{\text{п}}$  — тепло перегрева водяного пара;  $Q_{\text{п.с}}^{\text{п}}$  — тепло перегрева паров сырья.

Затем рассчитывают поверхность радиантных труб, исходя из полной тепловой нагрузки ( $Q_{\text{пол}}$ ) и средней тепловой напряженности поверхности радиантных труб [ $q_{\text{ср}}$ , кДж/(м<sup>2</sup>·ч)] и делят эту поверхность пропорционально тепловой нагрузке между зонами реакции и перегрева. Соответствие числа труб в зоне реакции, полученного в результате теплового расчета длительности реакции, проверяют кинетическим расчетом объема реакционной зоны. Объем этой зоны ( $v_p$ , м<sup>3</sup>) определяют ориентировочно по формуле

$$v_p = \frac{v \left[ 0,5 (1 + K) + z \frac{M_6}{M_{\text{в}}} \right] \tau P_1 (273 + t)}{3600 (273 + 20) \Pi} \quad (170)$$

где  $v$  — объем (при нормальных условиях) паров сырья, подаваемого в реактор, м<sup>3</sup>/ч;  $K$  — коэффициент увеличения объема газообразной реакционной смеси в результате реакции;  $z$  — массовое отношение добавки водяного пара к сырью;  $M_6$  — масса 1 кмоль бензина (сырья), кг/кмоль;  $M_{\text{в}}$  — масса воды, кг/кмоль;  $t$  — температура реакции;  $\tau$  — продолжительность контакта в зоне реакции по условиям режима, с;  $P_1$  — атмосферное давление, Па;  $\Pi$  — среднее абсолютное давление в зоне реакции, Па.

Коэффициент  $K$  увеличения объема газообразной смеси определяют по формуле

$$K = \rho_6 / \rho_{\text{см}} \quad (171)$$



где  $\rho_6$  и  $\rho_{см}$  — плотности соответственно паров исходного бензина и смеси паров бензина и газов пиролиза на выходе из реактора (в  $\text{кг/м}^3$ ), равные

$$\rho_6 = M_6/22,4 \quad \rho_{см} = \frac{1}{\frac{X'}{\rho_г} + \frac{1-X'}{\rho_ж}} \quad (172)$$

где  $X'$  — глубина превращения в конце реакционного змеевика;  $\rho_г$  и  $\rho_ж$  — плотность соответственно газообразных продуктов и паров жидких продуктов,  $\text{кг/м}^3$ ; можно принять  $\rho_ж = \rho_6$ .

Более точно объемы зон реакции и подогрева, требуемые для осуществления необходимой глубины превращения, рассчитывают по кинетическому уравнению Фроста — Динцеса

$$\frac{dX}{d\tau} = \frac{k(1-X)}{1-\beta(1-X)} \quad (173)$$

или после интегрирования

$$k = \frac{1}{\tau} \left[ \ln \frac{1}{1-X} - \beta X \right] \quad (174)$$

где  $X$  — средняя глубина превращения бензина в реакционном змеевике;  $k$  — константа скорости реакции,  $\text{с}^{-1}$ ;  $\beta$  — коэффициент самоторможения реакции.

При пиролизе бензина в интервале  $700\text{--}800^\circ\text{C}$  коэффициент самоторможения  $\beta$  приобретает следующие значения:

Температура, $^\circ\text{C}$	700	725	750	775	800
Коэффициент $\beta$	1,26	1,57	1,72	1,78	1,81

В интервале  $700\text{--}800^\circ\text{C}$  энергия активации разложения бензина первичной перегонки составляет  $160 \cdot 10^3$  Дж/моль, поэтому

$$\lg k = 7,49 - \frac{160 \cdot 10^3}{4,576T} \quad (175)$$

Для расчета глубины превращения принимают значение приращения глубины превращения в реакционном змеевике и затем последнее проверяют по уравнению

$$\Delta X = W \frac{v_p}{G_c} \quad (176)$$

где  $\Delta X$  — приращение глубины превращения бензина в реакционном змеевике, доли единицы;  $W$  — скорость реакции;  $v_p$  — объем зоны реакции,  $\text{м}^3$ ;  $G_c$  — масса бензина (сырья), поступающего в зону реакции.

Скорость реакции ( $W$ ) определяют по формуле

$$W = \frac{3600kG_c(1-X)}{v[1-\beta(1-X)]} \quad (177)$$

где  $v$  — объем реакционной смеси, проходящей через реактор в единицу времени (в рабочих условиях).



При известной тепловой напряженности труб змеевика максимальная температура стенки трубы ( $\theta_{\text{макс}}$ , °C) может быть определена по формуле

$$\theta_{\text{макс}} = t_p + \frac{q_{\text{ср}}}{\varphi a} + \frac{\delta q_{\text{ср}}}{\varphi \lambda} \quad (178)$$

где  $t_p$  — температура реакционной смеси в зоне реакции для жесткого этиленового режима (860 °C);  $\varphi$  — коэффициент неравномерности обогрева труб (по окружности стенки);  $a$  — коэффициент теплоотдачи от стенки труб к потоку, составляющий в условиях пиролиза 1948—2618 кДж/(м<sup>2</sup>·ч·K);  $\delta$  — толщина стенки трубы (0,009 м);  $\lambda$  — коэффициент теплопроводности стенки, равный 75 кДж/(м<sup>2</sup>·ч·K). Для двухрядного экрана (с шагом труб, равным двум диаметрам)  $\varphi=0,55$ ; для однорядного экрана двухсветного облучения  $\varphi=0,84$ .

**Пример 1.** Определить продолжительность пребывания сырья и продуктов пиролиза в радиантных трубах печи, если известно: сырьем служит низкооктановый бензин (фракция 40—160 °C); температура на выходе из печи 750 °C; производительность установки по сырью 15 000 кг/ч; выходы продуктов (в % масс.): газа до C<sub>4</sub> 59,0; бензина с к. к. 200 °C 30,0; фракции выше 200 °C 10,0; кокса 1,0; молекулярная масса газа 29,6; в трубы печи подают водяного пара 50% масс. на сырье; давление на входе в радиантную секцию 0,2 МПа, на выходе 0,15 МПа; число радиантных труб  $N=22$ ; длина одной трубы 8 м.

**Решение.** Определяют число потоков в радиантной секции (при этом принимают массовую скорость подачи сырья  $u=120$  кг/(м<sup>2</sup>·с); внутренний диаметр труб 140 мм

$$n = \frac{G_c}{uf} = \frac{15\,000 \cdot 4}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,14^2 \cdot 120} = 2$$

где  $f$  — внутреннее сечение одной трубы, м<sup>2</sup>.

Определяют молекулярную массу сырья, бензина и фракции 200—260 °C по формуле Войнова

$$M_c = 60 + 0,3 \frac{40 + 160}{2} + 0,001 \left( \frac{40 + 160}{2} \right)^2 = 100,0$$

$$M_b = 60 + 0,3 \frac{40 + 200}{2} + 0,001 \cdot 120^2 = 110,4$$

$$M_{\text{фр. 200—260 °C}} = 60 + 0,3 \cdot 230 + 0,001 \cdot 230^2 = 182$$

где  $M_c$ ,  $M_b$ ,  $M_{\text{фр. 200—260 °C}}$  — молекулярная масса сырья, бензина и фракции 200—260 °C.

Находят объемы сырья и водяного пара на входе ( $v_1$ ) и на выходе ( $v_2$ ) из радиантной секции по формуле Клапейрона

$$v_1 = \left( \frac{15\,000}{100} + \frac{7500}{18} \right) \cdot 22,4 \cdot \frac{(520 + 273) 0,101}{273 \cdot 0,2 \cdot 3600} = 5,12 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$v_2 = \left( \frac{15\,000 \cdot 0,30}{110,4} + \frac{15\,000 \cdot 0,1}{182} + \frac{7500}{18} + \frac{15\,000 \cdot 0,59}{29,6} \right) \frac{22,4 (750 + 273) 0,101}{273 \cdot 0,15 \cdot 3600} = 11,8 \text{ м}^3/\text{с}$$



Подсчитывают среднюю плотность паров, в радиантных трубах

$$\begin{aligned}\rho_1 &= G/v_1 & \rho_2 &= G/v_2 \\ \rho_{\text{ср}} &= \frac{\rho_1 + \rho_2}{2} = \frac{G \left( \frac{1}{v_1} + \frac{1}{v_2} \right)}{2} = \frac{G}{2} \left( \frac{1}{v_1} + \frac{1}{v_2} \right) = \\ &= \frac{15\,000 + 750}{2 \cdot 3600} \left( \frac{1}{5,12} + \frac{1}{11,8} \right) = 0,9 \text{ кг/м}^3\end{aligned}$$

где  $G$  — масса паров, кг;  $\rho_1$  и  $\rho_2$  — плотности паров на входе и выходе из радиантных труб, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_{\text{ср}}$  — средняя плотность паров, кг/м<sup>3</sup>.

Определяют продолжительность пребывания паров в трубах

$$\begin{aligned}\tau &= \frac{L\rho_{\text{ср}}}{V} \\ L &= Nl + (N-1)\pi d = 11,8 + (11-1)3,14 \cdot 0,15 = 92,7 \text{ м} \\ \tau &= \frac{92,7 \cdot 0,9}{120} = 0,7 \text{ с}\end{aligned}$$

где  $L$  — длина всех труб;  $d$  — наружный диаметр труб;  $l$  — длина одной трубы;  $N$  — число радиантных труб;  $u$  — массовая скорость подачи сырья.

На установках с подвижным слоем твердого теплоносителя пиролиз мазута и гудрона осуществляют при 580—680 °С. Кратность циркуляции теплоносителя на этих установках 20—30 кг/кг. В качестве теплоносителя применяют оксид алюминия, оксид кремния, углеродистый кальций, кокс, шамот, базальт, кварцевый песок и силикагель [34, 35]. Характеристика коксового теплоносителя приведена на с. 136. Песок имеет истинную плотность 2500—2800 кг/м<sup>3</sup> и насыпную плотность 1400—1600 кг/м<sup>3</sup>. В нагревателе теплоноситель подогревается при помощи дымовых газов до 900—950 °С и затем поступает в реактор. Тепловая напряженность нагревателя достигает 10,5 млн. кДж/(м<sup>3</sup>·ч). Сырье — тяжелые нефтяные остатки — нагревают в печи до 350—500 °С и подают в реактор. К сырью добавляют 40—45% масс. водяного пара.

На этих же установках пиролизу можно подвергать этан и пропан при следующих условиях: температура 760—815 °С; давление 0,132—0,30 МПа; продолжительность контакта 1—2 с. При пиролизе этана и пропана в подогревателе твердый теплоноситель может нагреваться до 1370 °С [36].

На установках с кипящим слоем твердого теплоносителя [37—39] источником тепла служат коксовые частицы размером 0,25—1,0 мм. Коксовый теплоноситель нагревают в подогревателе до 900 °С. Скорость движения дымовых газов в подогревателе 0,2—0,5 м/с. При пиролизе этана на установке с кипящим слоем теплоносителя смесь сырья и теплоносителя поступает в реактор с температурой 815 °С. Продукты реакции покидают реактор с температурой 805 °С. В сырье добавляют водяной пар — 0,2 кг/кг. Продолжительность контакта сырья с теплоносителем 0,1—0,6 с. Кратность циркуляции теплоносителя 20—30 кг/кг сырья.



При пиролизе прямогонного бензина 45—140 °С [38] температура равна 820 °С, продолжительность контакта 0,5 с, расход водяного пара 0,55 кг/кг сырья. Теплота процесса пиролиза на 1 кг сырья для *n*-бутана +1257 кДж, для бензина +1466—+2095 кДж.

Пиролиз нефти [39] проводят при 750 °С и кратности циркуляции теплоносителя 10—15 кг/кг. Продолжительность реакции не превышает 1 с. Массовая скорость подачи сырья [40] 0,05—0,1 ч<sup>-1</sup>, расход водяного пара 50—75% масс. на сырье.

В табл. 6 приведены условия и выходы продуктов пиролиза тяжелых видов сырья в кипящем слое теплоносителя [41].

ТАБЛИЦА 6. УСЛОВИЯ ПИРОЛИЗА ТЯЖЕЛЫХ ВИДОВ СЫРЬЯ И ВЫХОДЫ ПРОДУКТОВ

Показатели	Мазут	Гудрон			Крекинг-остаток
		бакинский	туймазин-ский	ромашкин-ский	
<i>Характеристика сырья</i>					
Плотность $d_4^{20}$	0,9542	0,9870	0,9734	0,9960	1,011
<i>Условия процесса</i>					
Температура, °С	760	680	680	780	680
Скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup>	4,0	5,0	10,0	6,0	5,0
Продолжительность контакта, с	12,3	7,8	5,25	9,6	8,7
Выход, % масс.					
газа	47,3	49,2	39,8	37,2	36,2
жидких углеводородов	39,4	32,8	40,6	35,5	37,0
кокса (и потери)	13,3	18,0	19,6	27,3	26,8
<i>Состав газа, % масс.</i>					
H <sub>2</sub>	1,13	0,52	1,27	0,84	1,01
CH <sub>4</sub>	11,2	9,37	9,95	5,77	7,86
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,32	5,76	3,80	9,36	2,38
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	15,7	16,0	14,3	11,1	10,06
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,38	1,54	5,6	0,52	1,32
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	8,67	7,70	0,26	6,65	7,83
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,56	0,34	0,20	0,37	0,21
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	3,22	2,51	2,20	2,11	1,70
Высшие углеводороды	4,12	5,46	2,22	0,29	3,83
Олефины C <sub>2</sub> —C <sub>4</sub>	27,59	26,21	18,76	19,86	19,59
Ароматические углеводороды	8,4	7,7	8,83	4,35	4,29

Методика расчета аппаратуры установок пиролиза с подвижным и кипящим слоями твердого теплоносителя такая же, как и для непрерывного коксования.

#### Задачи

185. Определить фактор жесткости ( $\mu$ ) процесса пиролиза бензина при:  $t_1=780$  °С; и  $\tau_1=0,5$  с;  $t_2=780$  °С и  $\tau_2=1,0$  с;  $t_3=800$  °С и  $\tau_3=0,5$  с.

186. Определить среднюю тепловую напряженность труб и максимальную температуру стенки трубы змеевика-реактора печи пиролиза бензина, если



известно: температура смеси в зоне реакции  $860^{\circ}\text{C}$ ; тепловая напряженность труб диаметром  $133 \times 9$  мм составляет  $282555 \text{ кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ; трубы диаметром  $102 \times 8$  мм расположены в виде однорядного экрана двухсветного облучения ( $\varphi_2 = 0,84$ ); коэффициент теплоотдачи от стенки труб к потоку  $\alpha = 726,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ; коэффициент теплопроводности  $\lambda = 20,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

187. Определить полезную тепловую нагрузку ( $Q$ ) печи трубчатой установки пиролиза *n*-бутана, если известно: производительность установки по сырью  $10\,000 \text{ кг/ч}$ ; температура сырья на входе и продуктов пиролиза на выходе из печи соответственно  $300$  и  $800^{\circ}\text{C}$ ; к сырью добавляют водяного пара  $20\%$  масс.; параметры водяного пара — температура  $179^{\circ}\text{C}$ , давление  $0,30 \text{ МПа}$ ; теплота реакции  $q_p = 1255 \text{ кДж/кг}$  сырья.

188. Определить число потоков ( $n$ ) и продолжительность пребывания  $\tau$  сырья и продуктов пиролиза в радиантных трубах печи, если известно: сырьем служит пропан; производительность установки по сырью  $40\,000 \text{ кг/ч}$ ; температура на входе в радиантные трубы и выходе из печи  $550$  и  $815^{\circ}\text{C}$  соответственно; выход продуктов (в % масс.):  $\text{H}_2$  2,8;  $\text{CH}_4$  17,8;  $\text{C}_2\text{H}_2$ —0,8;  $\text{C}_2\text{H}_4$  29,5;  $\text{C}_2\text{H}_6$  9,2;  $\text{C}_3\text{H}_6$  14,0;  $\text{C}_3\text{H}_8$  24,7; кокс 1,2; в трубы печи подают водяной пар  $15\%$  масс. на сырье; давление на входе в секцию  $0,181 \text{ МПа}$  и на выходе из нее  $0,13 \text{ МПа}$ , тепло, передаваемое радиантными трубами,  $25,5 \text{ млн. Вт}$ . Принять массовую скорость подачи сырья  $130 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ,  $d_{\text{в}} \text{ трубы} = 102 \text{ мм}$ ,  $d_{\text{вар}} = 114 \text{ мм}$ ,  $l = 12 \text{ м}$ , напряженность труб  $23841 \text{ Вт}/\text{м}^2$ .

189. Определить объем реакционной зоны в трубчатой печи пиролиза бензина, если известно: нагрузка печи по сырью — бензину ( $d_4^{20} = 0,740$ ;  $M = 110$ )  $12\,000 \text{ кг/ч}$  и продолжительность реакции  $0,55 \text{ с}$ ; температура и давление в реакционном змеевике соответственно  $850^{\circ}\text{C}$  и  $0,232 \text{ МПа}$ ; расход водяного пара  $50\%$  масс.; глубина превращения  $65\%$ ; молекулярная масса газов пиролиза 25.

190. Определить массу охлаждающей воды ( $G$ ) для закалки пиролизного газа, если известно: температура газа в закалочном аппарате снижается с  $800$  до  $200^{\circ}\text{C}$ ; масса газа составляет  $10\,000 \text{ кг/ч}$  и водяного пара  $2000 \text{ кг/ч}$ ; молекулярная масса продуктов пиролиза 30.

191. Определить размеры реактора на установке пиролиза с движущимся слоем коксового теплоносителя, если известно: сырьем служит пропан; производительность реактора  $G_c = 4500 \text{ кг/ч}$  по сырью; насыпная и истинная плотности теплоносителя  $800$  и  $1700 \text{ кг/м}^3$  соответственно; условия процесса: температура  $825^{\circ}\text{C}$ , давление  $0,18 \text{ МПа}$  и продолжительность пребывания сырья в реакторе  $1,2 \text{ с}$ ; водяного пара подается  $80\%$  масс. на сырье; отношение высоты реактора к диаметру  $2,5 : 1$ .

192. Определить продолжительность контакта и размеры реактора установки пиролиза в кипящем слое песка, если известно: сырьем служит пропан, которого подается  $3200 \text{ кг/ч}$ ; в реактор поступает  $70\%$  масс. на сырье водяного пара; выход продуктов (в % масс.): газа  $89,9$ , бензина с к. к.  $200^{\circ}\text{C}$   $9,5$ , кокса и потери  $0,6$ ; условия процесса: температура  $800^{\circ}\text{C}$ ; давление  $0,2 \text{ МПа}$ ; массовая скорость подачи сырья  $\omega = 0,1 \text{ ч}^{-1}$ ; плотность кипящего слоя  $\rho_{\text{к.с}} = 1200 \text{ кг/м}^3$ , насыпная и истинная плотности песка  $1600$  и  $2500 \text{ кг/м}^3$  соответственно; линейная скорость движения паров в реакторе  $u = 0,6 \text{ м/с}$ ; плотность газа  $\rho = 1 \text{ кг/м}^3$ .

193. Определить продолжительность контакта и размеры реактора установки пиролиза с кипящим слоем коксового теплоносителя, если известно [41]: сырье — гудрон плотностью  $d_4^{20} = 0,9960$ ; производительность установки  $G_c = 55\,000 \text{ кг/ч}$  по сырью; условия процесса: температура  $780^{\circ}\text{C}$ , давление  $0,18 \text{ МПа}$ , объемная скорость подачи сырья  $6,0 \text{ ч}^{-1}$  и продолжительность контакта  $9,6 \text{ с}$ ; выход продуктов (в % масс.): газа  $37,2$ , жидких углеводородов  $35,5$ , кокса и потери  $27,3$ ; молекулярная масса газа и жидких углеводородов соответственно  $21,5$  и  $200$ ; в реактор подается водяного пара  $45\%$  масс. на сырье; отношение высоты реактора к его диаметру  $0,6 : 1$ .

194. Определить размеры нагревателя коксового теплоносителя на установке пиролиза с кипящим слоем, если известно: сырьем процесса служит пропан; производительность установки по сырью  $G_c = 3500 \text{ кг/ч}$ ; кратность циркуляции теплоносителя  $20$ ; температура и давление в нагревателе  $900^{\circ}\text{C}$  и  $0,15 \text{ МПа}$ ; коксовый теплоноситель поступает в нагреватель с температурой  $800^{\circ}\text{C}$ ; топливом служит газ с теплотой сгорания  $Q_p^H = 50232 \text{ кДж/кг}$ , удельный расход воздуха  $15 \text{ кг/кг}$  кокса; скорость движения дымовых газов в нагревателе  $u = 0,4 \text{ м/с}$ ; продолжительность пребывания теплоносителя в нагревателе  $\tau = 80 \text{ мин}$ ; высота отстойной зоны  $h_{0.3} = 4,6 \text{ м}$ .



АППАРАТЫ УСТАНОВОК КАТАЛИТИЧЕСКОГО  
КРЕКИНГА

Процесс каталитического крекинга широко распространен в СССР и за рубежом. Этот процесс непрерывно совершенствуется: увеличивается мощность установок по сырью, алюмосиликатные катализаторы заменяются цеолитными (табл. 7).

ТАБЛИЦА 7. ХАРАКТЕРИСТИКА АЛЮМОСИЛИКАТНОГО  
И ЦЕОЛИТСОДЕРЖАЩЕГО КАТАЛИЗАТОРОВ

Показатели	Алюмосиликатный		Цеолит- содержащий
	шариковый	пылевидный	
Средний диаметр частиц, мм	3	0,4—0,08	—
Плотность, т/м <sup>3</sup>			
насыпная	0,70	0,82	0,72
кажущаяся	1,1	1,38	1,12
истинная	2,42	2,25	1,85
Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г	420	374	150
Удельный объем пор, см <sup>3</sup> /г	0,50	0,39	0,35
Средний диаметр пор, Å	47	30	—

Каталитический крекинг ведут при 450—510°C и абсолютном давлении 0,17—0,18 МПа. В лифт-реакторах температуру поддерживают 530—550°C. Но есть данные, свидетельствующие о хороших результатах, получаемых в присутствии цеолитных катализаторов при более мягком режиме — от 470 до 490°C.

Сырьем каталитического крекинга служат в основном вакуумные газойли, дистилляты коксования и гидрокрекинга, используют также деасфальтизаты нефтяных остатков. В последние годы все чаще применяют гидроочистку сырья каталитического крекинга, в результате чего снижается коксообразование и увеличивается глубина конверсии сырья. Кратность циркуляции катализатора на установках с гранулированным катализатором от 2 до 7 т/т сырья,



с микросферическим — от 7 до 20 т/т сырья. Допустимые отложения кокса на гранулированном катализаторе 1,5—1,8%, на микросферическом — 3—5% масс.

В данной главе приведены задачи на составление материальных балансов процесса, расчет реакторно-регенераторного блока

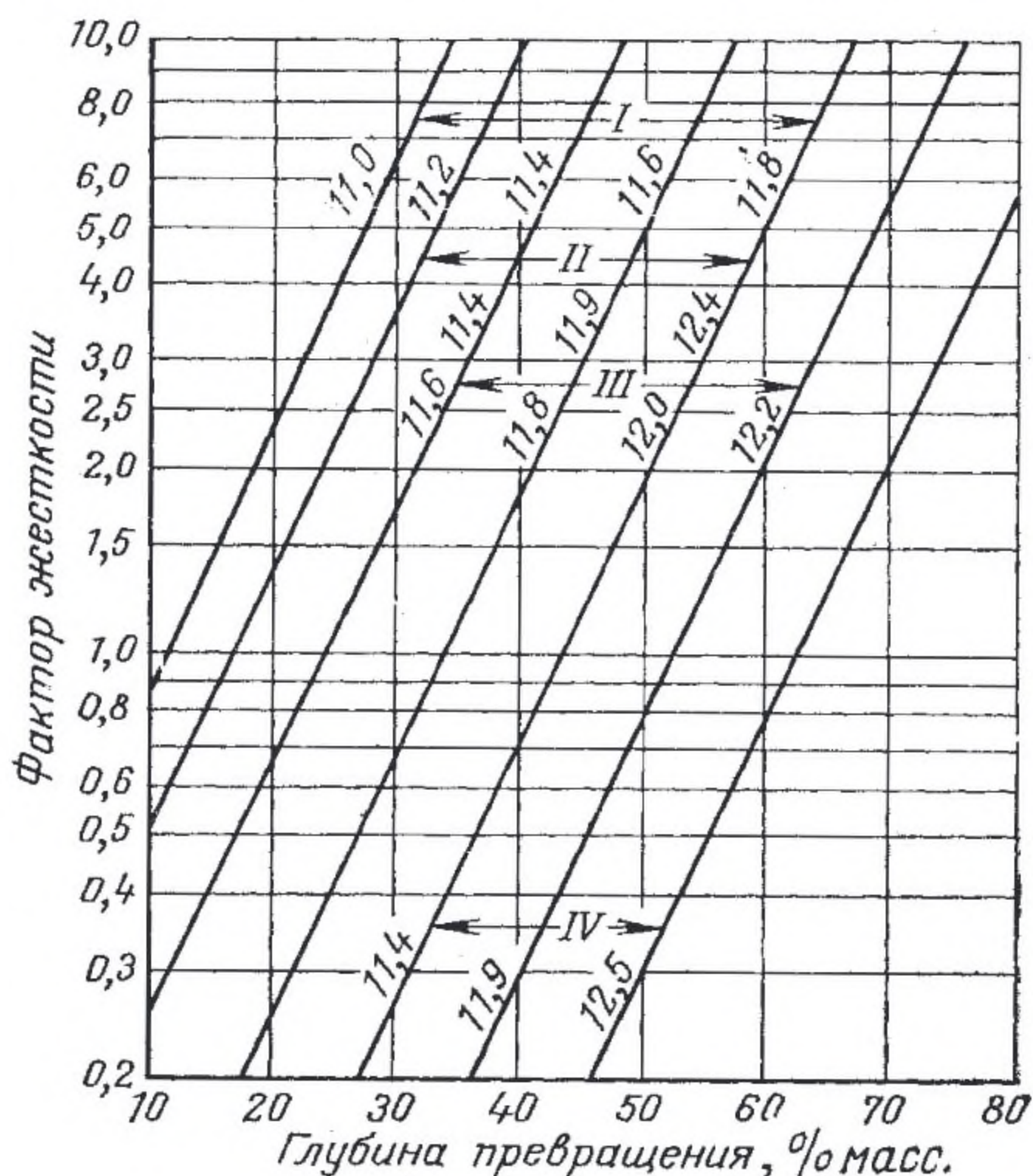


Рис. 49. Зависимость глубины превращения за однократный пропуск сырья каталитического крекинга от фактора жесткости.

Цифры на кривых — характеризующий фактор сырья: I — сырье, подвергнутое крекингу; II — легкий газойль прямой перегонки; III — сырье, очищенное растворителем; IV — тяжелый газойль прямой перегонки.

установок каталитического крекинга с подвижным и кипящим слоями катализатора, расчет лифт-реактора и расчет печей для дожигания оксида углерода [17, 42, 44—50].

**Материальный баланс процесса.** Выход продуктов каталитического крекинга можно определить по эмпирическим формулам Бондаренко [42], а также по таблицам и графикам Нельсона [17]. Формулы Бондаренко справедливы лишь для каталитического крекинга прямогонных керосиновых и соляровых дистиллятов при однократном их пропуске. Методом Нельсона можно приближенно подсчитать выход продуктов для различных видов сырья и с разной степенью рециркуляции газойля. По этому методу вначале необходимо подсчитать фактор жесткости крекинга. *Фактор жесткости* — это отношение кратности циркуляции катализатора к скорости подачи сырья в реактор. По фактору жесткости и характеризующему фактору сырья, используя график на рис. 49, определяют глубину превращения сырья за однократный



пропуск. График составлен для следующих условий процесса: температура 482 °С; активность катализатора 30; остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе 0,5%. Если заданные условия крекинга отличаются от вышеприведенных, то необходимо внести поправку на глубину превращения сырья, используя данные табл. 8.

ТАБЛИЦА 8. ВЛИЯНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ФАКТОРОВ КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА НА ГЛУБИНУ ПРЕВРАЩЕНИЯ СЫРЬЯ

Активность катализатора	Температура в реакторе, °С	Содержание кокса на регенерированном катализаторе, %	Поправка к глубине превращения, % масс. на сырье	Активность катализатора	Температура в реакторе, °С	Содержание кокса на регенерированном катализаторе, %	Поправка к глубине превращения, % масс. на сырье
15	—	—	—18	—	486	0,4	+0,7
20	—	—	—11	32	490	0,3	+1,5
25	—	—	—5	33	496	0,2	+2,5
27,5	468	—	—2,6	36	510	—	+5,2
28,5	474	0,8	—1,6	38	524	—	+8,0
—	478	0,6	—0,7	40	—	—	+10,0
30	482	0,5	0	45	—	—	+14,0

Например, если глубина превращения сырья 60% масс., то при заданных условиях крекинга (см. табл. 8) — температуре 486 °С, активности катализатора 32 и остаточном содержании кокса 0,6% — она составит:  $X = 60 + 0,7 + 1,5 - 0,7 = 61,5\%$  масс.

По графику на рис. 50 определяют выход продуктов крекинга. Если значение характеризующего фактора сырья отличается от 11,8—12,0, то выход продуктов определяют по рис. 51 и 52. В зависимости от системы установки каталитического крекинга вносят коррективы в материальный баланс процесса, умножая полученные значения выхода продуктов на коэффициенты, приведенные ниже:

Продукт	Установки со слоем катализатора	
	подвижным	кипящим
Кокс . . . . .	0,9—0,93	1,11—1,14
Бензин . . . . .	1,0	1,0
Бутан-бутиленовая фракция . . . . .	1,07—1,12	0,86—0,93
Сухой газ . . . . .	0,91—0,94	1,06—1,09

Панченков и др. [44], обработав опытные данные о кинетике реакций каталитического крекинга в кипящем слое катализатора, предложили следующее уравнение зависимости выхода бензина ( $X_6$ , % масс.) от глубины превращения сырья:

$$X_6 = \frac{X(1-X)}{1+X(k-1)} \quad (179)$$

где  $X$  — глубина превращения сырья, % масс.;  $k$  — константа скорости реакции.



Рис. 50. Зависимость выхода продуктов каталитического крекинга от глубины превращения сырья с характеризующим фактором 11,8—12,0.

Цифры на кривых: 47, 55 и 62% масс. — глубина превращения сырья за однократный пропуск; 0,5, 1,0 и 1,5 — коэффициенты рециркуляции; 1 — дебутанизованный бензин; 2 — бутан-бутиленовая фракция; 3 — сухой газ (пропан и более легкие); 4 — кокс.

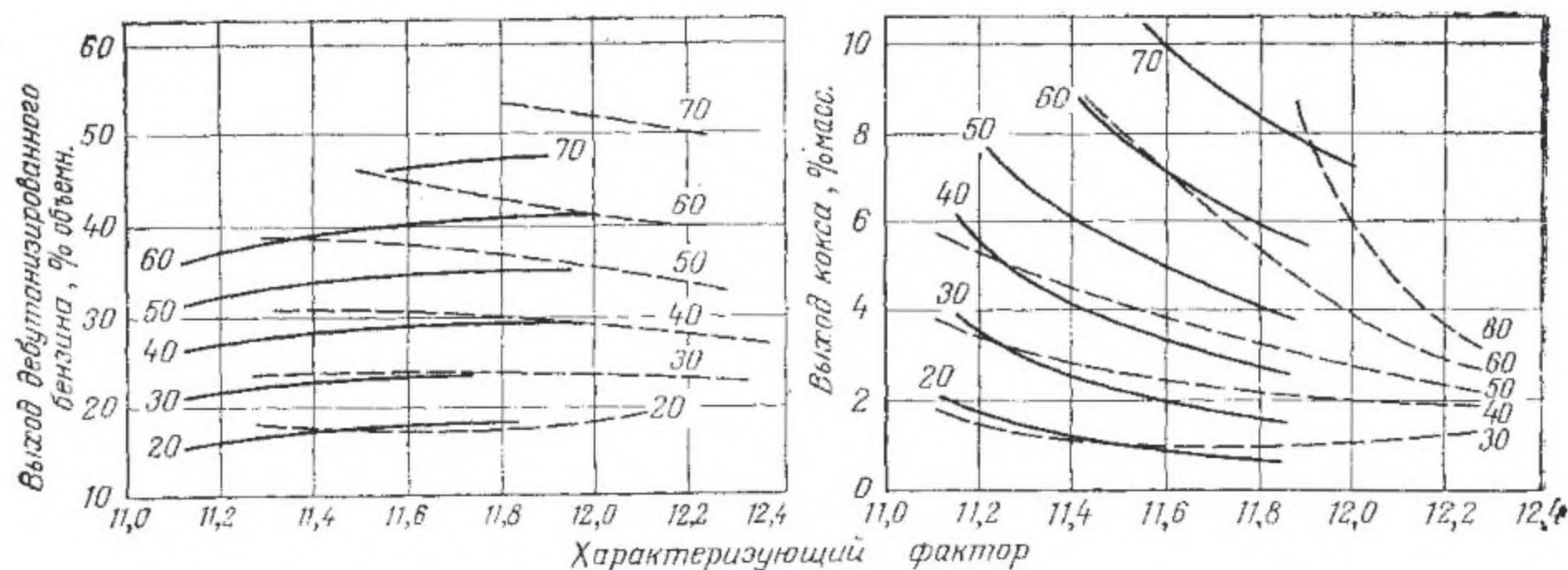
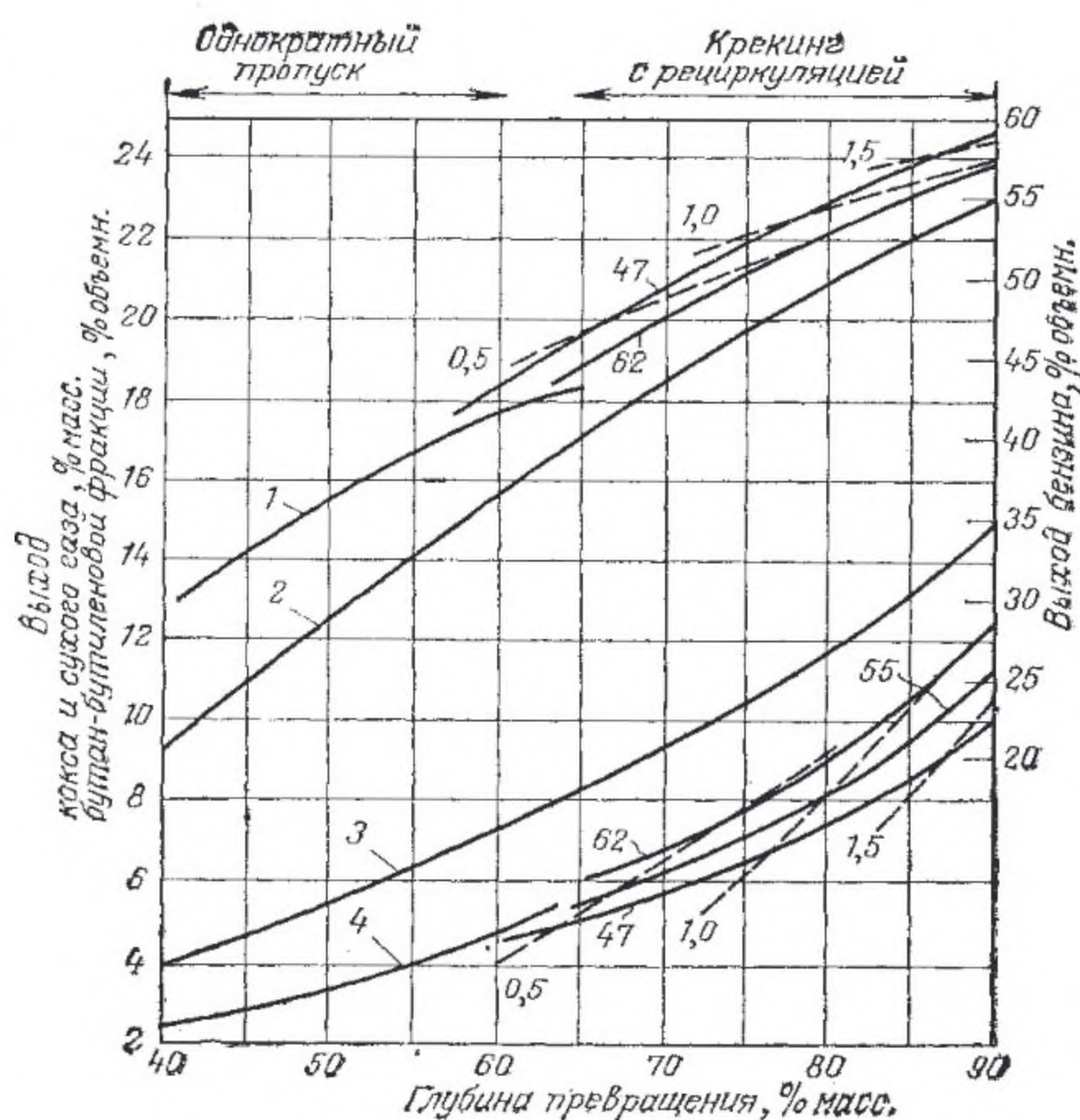


Рис. 51. Влияние природы сырья на выход продуктов каталитического крекинга. Пунктирные линии — сырье прямой перегонки; сплошные линии — сырье вторичного происхождения; цифры на кривых — глубина превращения, % масс.

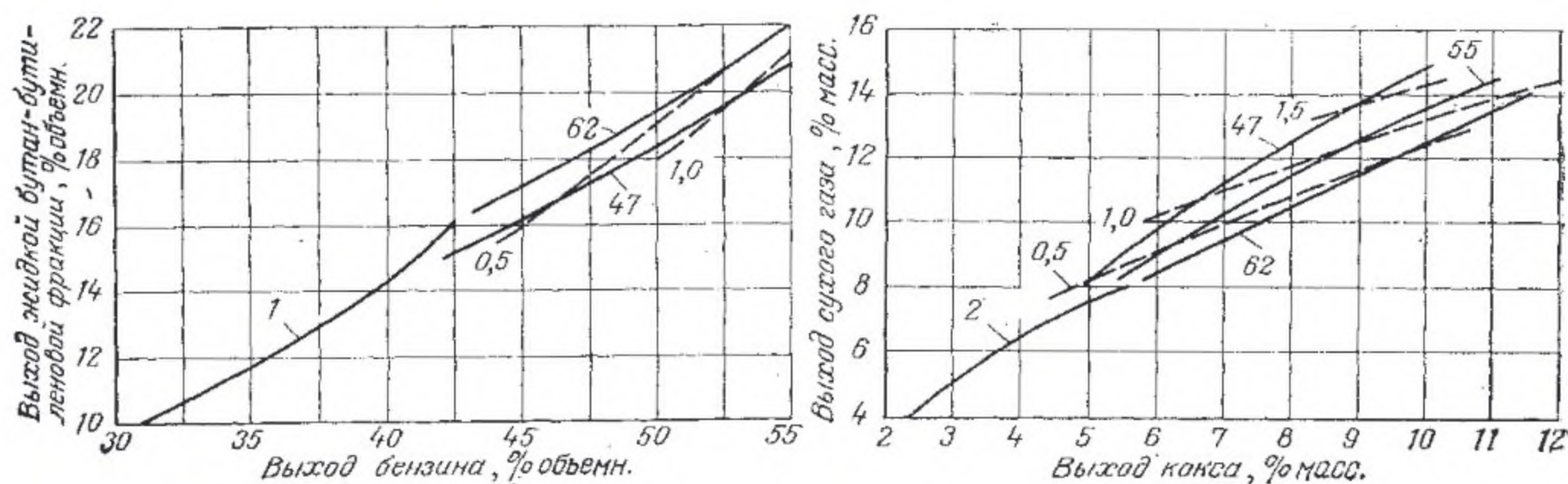


Рис. 52. Выход сухого газа и бутан-бутиленовой фракции при каталитическом крекинге:

1, 2 — соответственно выход сухого газа и бутан-бутиленовой фракции при крекинге без рециркуляции; цифры на кривых: 47, 55 и 62% масс. — глубина превращения сырья за однократный пропуск; 0,5, 1,0 и 1,5 — коэффициенты рециркуляции.



Для определения оптимальной глубины превращения  $X_{\text{опт}}$ , соответствующей максимальному выходу бензина  $X_{\text{б. макс}}$ , следует продифференцировать уравнение (179) (см. Пример 2) и приравнять полученную производную нулю.

Для керосино-газойлевой фракции плотностью  $d_4^{20} = 0,866$ , молекулярной массы 220, с содержанием ароматических и олефиновых углеводородов 21—28%, нафтеновых 19—30%, парафиновых 40—55% и для алюмосиликатного катализатора состава (в % масс.): 86,3  $\text{SiO}_2$ , 12,7  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , 0,5  $\text{CaO}$ , 0,3  $\text{SO}_4^{2-}$ , 0,12  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , 0,35  $\text{Na}_2\text{O}$ , константа  $k$  при 450—465 °C равна 0,28—0,30.

Панченков с сотр. [45, 47] вывели зависимость содержания кокса на катализаторе от продолжительности пребывания последнего в зоне реакции

$$X'_k = A\tau + B(1 - e^{-D\tau}) \quad (180)$$

где  $X'_k$  — содержание кокса на катализаторе, % масс.;  $\tau$  — продолжительность пребывания катализатора в зоне реакции, ч;  $A$ ,  $B$  и  $D$  — константы коксообразования, зависящие от условий процесса; для крекинга керосино-газойлевой фракции при 450 °C они равны соответственно 0,0075, 1,17 и 0,0955.

Уравнение (180) хорошо описывает процесс в интервале 430—450 °C.

Орочко и Черникова [46] вывели уравнения зависимости выхода продуктов ( $X$ , массовые доли) от глубины превращения тяжелого газойля на установке каталитического крекинга с реактором ступенчато-противоточного типа легкого газойля

$$X_{\text{л.г}} = \frac{1}{1 - K'} [(1 - X)^{K'} - (1 - X)] \quad (181)$$

бензина

$$X_{\text{б}} = \frac{K'}{(1 - K')(K' - K'')} [(1 - X)^{K''} - (1 - X)^{K'}] + \frac{K'}{(1 - K'')(1 - K')} [(1 - X) - (1 - X)^{K''}] \quad (182)$$

кокса

$$X_k = 0,115X^3 \quad (183)$$

где  $X$  — глубина превращения сырья, массовые доли;  $K'$  и  $K''$  — макрокинетические коэффициенты, значения которых приведены ниже в зависимости от температуры в реакторе и числа секций.

Число секций и температура, °C				$K'$	$K''$
Шесть					
520	.	.	.	1,45	0,80
500	.	.	.	1,45	0,65
475	.	.	.	1,25	0,60
450	.	.	.	0,95	0,55
Четыре					
500	.	.	.	1,50	0,70
475	.	.	.	1,25	0,65



Выход газа определяют по разности между глубиной превращения сырья и выходом легкого газойля, бензина и кокса.

*Пример 1.* Определить выход бензина при каталитическом крекинге в кипящем слое катализатора, если известно: сырьем служит керосино-газойлевая фракция плотностью  $d_4^{20} = 0,870$ ; глубина превращения сырья  $X = 0,62$ ; температура в реакторе  $468^\circ\text{C}$ .

*Решение.* Принимают значение константы скорости реакции  $k = 0,28$ . Определяют выход бензина по уравнению (179).

$$X_6 = \frac{0,62(1 - 0,62)}{1 + 0,62(0,28 - 1)} = 0,426, \text{ или } 42,6\% \text{ масс.}$$

*Пример 2.* Определить глубину превращения сырья, при которой выход бензина максимален, если значение константы скорости реакции  $k = 0,30$ .

*Решение.* В точке максимума

$$(dX_6/dX)_{X=X_{\text{опт}}} = 0$$

Приравняв производную  $X_{6, \text{ макс}}$  по  $X$  нулю, из уравнения (179) находят  $X_{\text{опт}}$

$$\frac{dX_6}{dX} = \frac{[1 + X(k - 1)](1 - 2X) - (X - X^2)(k - 1)}{[1 + X(k - 1)]^2}$$

если

$$(dX_6/dX)_{X=X_{\text{опт}}} = 0$$

то

$$[1 + X_{\text{опт}}(k - 1)](1 - 2X_{\text{опт}}) = (X_{\text{опт}} - X_{\text{опт}}^2)(k - 1)$$

откуда

$$1 + X_{\text{опт}}(k - 1) - 2X_{\text{опт}} - 2X_{\text{опт}}^2(k - 1) = X_{\text{опт}}(k - 1) - X_{\text{опт}}^2(k - 1)$$

После сокращения получают

$$X_{\text{опт}}^2(k - 1) + 2X_{\text{опт}} - 1 = 0$$

Решение данного квадратного уравнения следующее:

$$X_{\text{опт}1} = \frac{-2 \pm \sqrt{4 + 4(k - 1)}}{2(k - 1)} = \frac{-1 \pm \sqrt{k}}{k - 1}$$

Поскольку решение  $X_{\text{опт}} < 0$  не имеет физического смысла, для расчетов используют решение, при котором  $X_{\text{опт}} > 0$ , т. е.

$$X_{\text{опт}} = \frac{-1 + \sqrt{k}}{k - 1}$$

Определяют оптимальную глубину превращения сырья

$$X_{\text{опт}} = \frac{-1 + \sqrt{0,3}}{0,3 - 1} = 0,64$$

*Пример 3.* На установке каталитического крекинга с шестисекционным реактором ступенчато-противоточного типа при  $475^\circ\text{C}$



перерабатывается вакуумный газойль. Определить выход продуктов, если глубина превращения сырья составляет 65% масс.

*Решение.* По уравнениям (181) — (183) выходы составляют (в массовых долях)  
легкого газойля

$$X_{л.г} = \frac{1}{1 - 1,25} [(1 - 0,65)^{1,25} - (1 - 0,65)] = 0,328$$

бензина

$$X_6 = \frac{1}{(1 - 1,25)(1,25 - 0,60)} [(1 - 0,65)^{0,6} - (1 - 0,65)^{1,25}] + \\ + \frac{1,25}{(1 - 1,25)(1,00 - 0,6)} [(1 - 0,65) - (1 - 0,65)^{0,6}] = 0,25$$

кокса

$$X_k = 0,115 \cdot 0,65^3 = 0,032$$

газа

$$X_r = 0,65 - 0,328 - 0,250 - 0,032 = 0,04$$

**Расчет реактора и регенератора на установке каталитического крекинга в подвижном слое катализатора.** Каталитический крекинг газойлевых фракций с подвижным слоем катализатора осуществляется при следующих условиях [51]:

#### Реактор

Температура, °С	
в реакторе . . . . .	450—500
сырья на входе в реактор . . . . .	480—500
продуктов крекинга на выходе из реактора . . . . .	440—470
Давление, МПа . . . . .	0,17
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup> . . . . .	0,6—2,5
Кратность циркуляции катализатора . . . . .	1,8—2,5
Коэффициент загрузки реактора . . . . .	1,1—2,0
Теплоемкость продуктов крекинга в паровой фазе, кДж/(кг·К)	3,13
Допустимое отложение кокса на катализаторе, % масс.	
отработанном . . . . .	2,0
регенерированном . . . . .	0,2—0,7
Линейная скорость движения катализатора, см/с . . . . .	0,25—0,80
Расход водяного пара на пропарку катализатора, % масс. на катализатор . . . . .	0,25—1,8

#### Регенератор

Температура, °С . . . . .	540—680
Давление, МПа . . . . .	0,11
Число секций . . . . .	7—12
Расход воздуха на сжигание 1 кг кокса, кг . . . . .	15—20
Продолжительность пребывания катализатора, мин . . . . .	60—80
Коэффициент теплопередачи от катализатора к паро-водяной смеси для гладких труб, кДж/(м <sup>2</sup> чК) . . . . .	335
Интенсивность выжигания кокса, кг/м <sup>3</sup> слоя в 1 ч . . . . .	12—15
Теплоемкость, кДж/(кг·К)	
воздуха . . . . .	1,005
дымовых газов . . . . .	1,047
кокса . . . . .	1,255
Линейная скорость движения катализатора, см/с . . . . .	0,25—0,80



Размеры подвижного слоя катализатора в реакторе установки каталитического крекинга определяют следующим образом.

1. Вычисляют объем ( $v_{к.р}$ , м<sup>3</sup>) и массу ( $G_{к.р}$ , кг) катализатора, находящегося в реакторе, по формулам

$$v_{к.р} = v_c / \omega \quad (184)$$

$$G_{к.р} = v_{к.р} \rho_{нас} \quad (185)$$

где  $v_c$  — объем поступающего сырья, м<sup>3</sup>/ч;  $\omega$  — объемная скорость подачи сырья в реактор, ч<sup>-1</sup>;  $\rho_{нас}$  — насыпная плотность катализатора, кг/м<sup>3</sup>.

2. Массу циркулирующего катализатора ( $G_{к.ц}$ , кг/ч) подсчитывают из теплового баланса реактора или по формуле

$$G_{к.ц} = \frac{G_c X_k}{X'_k} \quad (186)$$

где  $G_c$  — масса сырья, поступающего в реактор, кг/ч;  $X_k$  — выход кокса на сырье, % масс.;  $X'_k$  — допустимое отложение кокса на катализаторе, % масс.

3. Находят продолжительность ( $\tau$ , мин) пребывания катализатора в реакторе по формуле

$$\tau = \frac{G_{к.р} 60}{G_{к.ц}} \quad (187)$$

4. Определяют высоту ( $H$ , м) слоя катализатора по формуле

$$H = 60 \tau u \quad (188)$$

где  $u$  — линейная скорость движения катализатора в реакторе, м/с.

5. Находят площадь ( $F$ , м<sup>2</sup>) поперечного сечения реактора

$$F = v_{к.р} / H \quad (189)$$

и диаметр реактора [формула (63)].

Размеры регенератора установки каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора определяют следующим образом.

1. Подсчитывают массу циркулирующего катализатора по формуле (186).

2. Определяют объем ( $v'_{к.р}$ , м<sup>3</sup>) и массу ( $G'_{к.р}$ , кг) катализатора, находящегося в регенераторе, по формулам

$$v'_{к.р} = \frac{G_c X_k}{100K} \quad (190)$$

где  $K$  — интенсивность выжигания кокса, кг/м<sup>3</sup> слоя в 1 ч.

$$G'_{к.р} = v'_{к.р} \cdot \rho_{нас} \quad (191)$$

3. Находят продолжительность ( $\tau$ , мин) пребывания частиц катализатора в регенераторе по формуле (187).

4. Подсчитывают высоту регенератора ( $H$ , м) по формуле (188).



5. Определяют площадь ( $F$ , м<sup>2</sup>) поперечного сечения регенератора

$$F = v'_{к.р}/H \quad (192)$$

6. В зависимости от избранной формы поперечного сечения регенератора находят диаметр или сторону квадрата.

Для составления теплового баланса регенератора необходимо определить теплоту неполного сгорания кокса и расход воздуха. Для подсчета теплоты ( $Q_p^H$ , кДж/кг) неполного сгорания кокса [17] можно пользоваться формулой

$$Q_p^H = 9553 + 23\,505v_{CO_2} + 7835H/C \quad (193)$$

где  $H/C$  — соотношение числа атомов водорода и углерода в молекуле углеводорода;  $v_{CO_2}$  — объемная доля  $CO_2$  в смеси с  $CO$ .

Массу кислорода ( $g_1$ , кг/кг), необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе, определяют по формуле

$$g_1 = \frac{16v_{CO} + 32v_{CO_2} + 8n}{m_{CH_n}} \quad (194)$$

где  $v_{CO}$  — объемная доля  $CO$  в смеси с  $CO_2$ ;  $n$  — число атомов водорода в элементарной частице кокса;  $m_{CH_n}$  — масса элементарной частицы кокса, кг.

Массу воздуха, необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе ( $g_2$ , кг/кг), определяют по формуле

$$g_2 = g_1/0,23e \quad (195)$$

где 0,23 — массовая доля кислорода в воздухе,  $e$  — степень использования кислорода.

*Пример 1.* Производительность установки каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора составляет 1000 т/сут по сырью. Определить диаметр реактора и высоту слоя катализатора в нем, если известно: сырьем установки является газойль плотностью  $d_4^{20} = 0,878$ ; выход кокса  $X_k = 5,9\%$  масс. на сырье; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,0$  ч<sup>-1</sup>; насыпная плотность катализатора  $\rho_{нас} = 0,7$  т/м<sup>3</sup>; допустимое отложение кокса на катализаторе  $X'_k = 2,0\%$  масс.; линейная скорость движения катализатора в реакторе  $u = 0,008$  м/с.

*Решение.* Подсчитывают часовую производительность установки

$$G_c = \frac{1000 \cdot 1000}{24} = 41\,600 \text{ кг/ч}$$

или

$$v_c = \frac{41\,600}{878} = 47,4 \text{ м}^3/\text{ч}$$



Определяют объем и массу слоя катализатора в реакторе по формулам (184) и (185)

$$v_{\text{к.р}} = \frac{47,4}{2,0} = 23,7 \text{ м}^3$$

$$G_{\text{к.р}} = 23,7 \cdot 0,7 \cdot 1000 = 16\,590 \text{ кг}$$

Массу циркулирующего катализатора определяют по уравнению (186)

$$G_{\text{к.ц}} = \frac{41\,600 \cdot 5,9}{2,0} = 123\,000 \text{ кг/ч}$$

Продолжительность пребывания катализатора в реакторе находят по уравнению (187)

$$\tau = \frac{16\,590 \cdot 60}{123\,000} = 8,1 \text{ мин}$$

Определяют высоту слоя катализатора в реакторе по уравнению (188)

$$H = 8,1 \cdot 60 \cdot 0,008 = 3,9 \text{ м}$$

Находят сечение реактора по уравнению (189) и диаметр по формуле (63)

$$\frac{v_{\text{к.р}}}{H} = \frac{23,7}{3,9} = 6,1 \text{ м}^2 \quad D = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,1}{3,144}} = 2,8 \text{ м}$$

*Пример 2.* На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывают 1000 т/сут газойля. Определить размеры регенератора и продолжительность пребывания в нем частиц катализатора, если известно: насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}} = 0,7 \text{ т/м}^3$ ; линейная скорость движения частиц катализатора в регенераторе  $u = 0,004 \text{ м/с}$ ; интенсивность выжигания кокса  $K = 15 \text{ кг/м}^3$  слоя в 1 ч; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе  $X'_k = 2\%$ ; выход кокса  $X_k = 5,9\%$  масс. на сырье.

*Решение.* Определяют массу циркулирующего катализатора по уравнению (186)

$$G_{\text{к.ц}} = \frac{1000 \cdot 1000 \cdot 5,9}{24 \cdot 2,0} = 123\,000 \text{ кг/ч}$$

Подсчитывают объем регенератора и массу находящегося в нем катализатора по уравнениям (190) и (191)

$$v'_{\text{к.р}} = \frac{1000 \cdot 1000 \cdot 0,059}{24 \cdot 15} = 164 \text{ м}^3$$

$$G'_{\text{к.р}} = 164 \cdot 0,7 = 114,8 \text{ т, или } 114\,800 \text{ кг}$$



Определяют продолжительность пребывания частиц катализатора в регенераторе по уравнению (187)

$$\tau = \frac{114\,800 \cdot 60}{123\,000} = 56 \text{ мин}$$

Находят высоту регенератора по уравнению (188)

$$H = 56 \cdot 60 \cdot 0,004 = 13,4 \text{ м}$$

Подсчитывают сечение регенератора по уравнению (192)

$$F = \frac{164}{13,4} = 12,2 \text{ м}^2$$

Принимают регенератор квадратного сечения и находят его сторону

$$b = \sqrt{12,2} = 3,5 \text{ м}$$

**Пример 3.** Определить массу воздуха, необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе установки каталитического крекинга, если элементарная формула его  $[\text{C}\text{H}_{0,6}]_n$ . В процессе горения вовлекается 90% введенного кислорода и отношение  $\text{CO}$  к  $\text{CO}_2$  в дымовых газах 35 : 65.

**Решение.** Определяют массу кислорода, необходимого для сжигания 1 кг кокса, по формуле (194)

$$g_1 = \frac{16 \cdot 0,35 + 32 \cdot 0,65 + 0,6 \cdot 8}{12,6} = 2,48 \text{ кг/кг}$$

12 кг углерода сгорает в 35%  $\text{CO}$ , для чего требуется 16·0,35 кг кислорода ( $\text{C} + \frac{1}{2}\text{O}_2 = \text{CO}$ ), и 65%  $\text{CO}_2$ , для чего требуется 32·0,65 кг кислорода ( $\text{C} + \text{O}_2 = \text{CO}_2$ ); для сгорания 0,6 кг водорода требуется 0,6· $\frac{16}{2}$  кг кислорода ( $\text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}$ ).

Определяют массу необходимого воздуха по формуле (195)

$$g_2 = \frac{2,48}{0,23 \cdot 0,90} = 12,0 \text{ кг/кг кокса}$$

**Расчет аппаратов на установке каталитического крекинга в кипящем слое катализатора.** Процесс каталитического крекинга газойлевых фракций в кипящем слое катализатора осуществляется в следующих условиях.

#### Реактор

Температура, °C	
в реакторе . . . . .	450—510
сырья на входе в реактор . . . . .	200—360
Давление, МПа . . . . .	0,18
Скорость	
подачи сырья (объемная), ч <sup>-1</sup> . . . . .	0,8—3,0
движения паров сырья и продуктов крекинга над кипящим	
слоем катализатора, м/с . . . . .	0,4—0,7
движения паров в шлемовой трубе реактора, м/с . . . . .	25—40
Кратность циркуляции катализатора . . . . .	6—15



Расход водяного пара на пропарку, % масс. на катализатор . . .	0,5—1,0
Допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе, % масс. . . . .	0,8—1,8
Удельная нагрузка (по жидкому сырью) на 1 м <sup>2</sup> поперечного сечения, т/ч . . . . .	3,3—7,1
Отношение высоты к диаметру . . . . .	1,4—4,0
Высота отстойной зоны, м, не менее . . . . .	4,5
Продолжительность пребывания катализатора, мин	
в реакторе . . . . .	3—7
в отпарной зоне . . . . .	1—3
Площадь поперечного сечения отпарной зоны, % от сечения реактора . . . . .	15—25
Удельная нагрузка отпарной зоны по катализатору, кг/мин	
на 1 м <sup>2</sup> живого сечения . . . . .	3400
на все сечение . . . . .	1700
Соотношение между плотностями кипящих слоев в реакционном пространстве и в отпарной зоне . . . . .	1,2:1
Плотность кипящего слоя в реакторе, кг/м <sup>3</sup> . . . . .	400—550

#### Регенератор

Температура, °С . . . . .	560—600
Давление, МПа . . . . .	0,16—0,17
Скорость движения дымовых газов, м/с	
над кипящим слоем . . . . .	0,4—0,6
в линиях вывода . . . . .	36—42
Продолжительность пребывания катализатора, мин . . . . .	4—7
Остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе, % . . . . .	0,2—0,4
Расход воздуха, кг/кг кокса . . . . .	11—12
Отношение СО <sub>2</sub> к СО в дымовых газах . . . . .	1,0—1,5
Коэффициент теплопередачи от кипящего слоя к паро-водяной смеси, кДж/(м <sup>2</sup> ·ч·К) . . . . .	1466

Диаметр и высоту реактора установки каталитического крекинга в кипящем слое катализатора определяют следующим образом.

1. Находят объем катализатора ( $v_{к.р}$ , м<sup>3</sup>) в реакторе в насыпном виде по формуле

$$v_{к.р} = \frac{G_c}{\rho_{с\omega}} \quad (196)$$

2. Определяют объем кипящего слоя ( $v_{к.с}$ , м<sup>3</sup>) по формуле

$$v_{к.с} = \frac{v_{к.р}\rho_{нас}}{\rho_{к.с}} \quad (197)$$

3. Подсчитывают площадь поперечного сечения ( $F$ , м<sup>2</sup>) по формуле

$$F = V_{п}/u \quad (198)$$

где  $V_{п}$  — объем паров продуктов крекинга и водяного пара, проходящих через реактор, м<sup>3</sup>/с;  $u$  — линейная скорость движения паров над кипящим слоем катализатора, м/с.



Диаметр находят по формуле (63).

Находят высоту кипящего слоя катализатора ( $h_{к.с}$ , м) по формуле

$$h_{к.с} = v_{к.с} / F \quad (199)$$

5. Определяют высоту реактора ( $H$ , м) по формуле

$$H = h_{к.с} + h_{о.з} \quad (200)$$

где  $h_{о.з}$  — высота отстойной зоны;  $h_{о.з} \approx 4,5-5$  м.

6. Продолжительность пребывания частиц катализатора в реакторе ( $\tau$ , мин) определяют по формуле

$$\tau = 60 / n\omega \quad (201)$$

где  $n$  — кратность циркуляции катализатора;  $\omega$  — объемная скорость подачи сырья,  $ч^{-1}$ .

Отпарную секцию, расположенную внутри реактора, рассчитывают в следующем порядке.

1. Определяют массу катализатора ( $G_{к.о.с}$ , кг), находящегося в отпарной секции, по формуле

$$G_{к.о.с} = \frac{G_{к.ц} \tau_{о.с}}{60} \quad (202)$$

где  $G_{к.ц}$  — масса циркулирующего катализатора, кг/ч;  $\tau_{о.с}$  — продолжительность пребывания частиц катализатора в отпарной секции, мин.

2. Подсчитывают объем ( $v_{о.с}$ ,  $м^3$ ) отпарной секции по формуле

$$v_{о.с} = \frac{G_{к.о.с} n'}{\rho_{к.с}} \quad (203)$$

где  $n'$  — соотношение между плотностями кипящих слоев в реакторе и отпарной секции.

3. Находят площадь поперечного сечения ( $F$ ,  $м^2$ )

$$F = \frac{G_{к.ц}}{60g_0} \quad (204)$$

где  $g_0$  — удельная нагрузка отпарной секции по катализатору,  $кг/(м^2 \cdot мин)$ .

Затем определяют диаметр по формуле (63).

4. Определяют высоту ( $h_{о.с}$ , м) отпарной секции по формуле

$$h_{о.с} = v_{о.с} / F \quad (205)$$

Отпарную секцию, расположенную под реактором, рассчитывают следующим образом.

1. Определяют массу ( $G_{к.о.с}$ , кг) по формуле (202) и объем ( $v_{к.о.с}$ ,  $м^3$ ) катализатора, находящегося в отпарной секции, по формуле

$$v_{к.о.с} = G_{к.о.с} / \rho_{к.с} n' \quad (206)$$

2. Подсчитывают объем водяного пара ( $v_{в.п}$ ,  $м^3/с$ ), подаваемого в отпарную секцию, заранее приняв его массу.



3. Находят площадь поперечного сечения ( $F$ , м<sup>2</sup>) отпарной секции по формуле

$$F = v_{в.п}/u \quad (207)$$

где  $u$  — линейная скорость движения водяного пара (в расчете на полное сечение отпарной секции), м/с.

Диаметр определяют по формуле (63).

4. Определяют высоту отпарной секции ( $h_{о.с}$ , м) по формуле

$$h_{о.с} = v_{к.о.с}/F \quad (208)$$

Геометрические размеры регенератора установки каталитического крекинга в кипящем слое катализатора определяют так же, как и реактора. Тепло дымовых газов регенерируют путем дожигания СО в котле-утилизаторе. Последний состоит из двух вертикальных камер: топочной (первичной) и вторичной. В топочной камере сжигают дополнительное топливо, и тепло передается змеевику труб, по которым движется вода. Трубы расположены вертикально по периметру топочной камеры. Во вторичной камере по трубам движутся дымовые газы, а по межтрубному пространству — пароводяная смесь. Топку котла-утилизатора для дожигания оксида углерода [50] рассчитывают следующим образом.

1. Определяют количество тепла ( $Q_1$ , кДж/ч), которое выделяется при догорании оксида углерода в диоксид

$$Q_1 = v_{д.г} v_{со} q \quad (209)$$

где  $v_{д.г}$  — объем дымовых газов, поступающих в котел-утилизатор, м<sup>3</sup>/с;  $v_{со}$  — содержание СО в дымовых газах, объемные доли;  $q$  — теплота сгорания 1 м<sup>3</sup> СО в СО<sub>2</sub>, равна 12030 кДж/м<sup>3</sup>.

2. Находят количество тепла ( $Q_2$ , кДж/ч), вносимого дымовыми газами в котел-утилизатор

$$Q_2 = 3600 v_{д.г} C_{д.г} t_{д.г} \quad (210)$$

где  $C_{д.г}$  — удельная теплоемкость дымовых газов; для интервала температур 0—800 °С  $C_{д.г} = 1,34$  кДж/(см<sup>3</sup>·К);  $t_{д.г}$  — температура дымовых газов на входе в котел-утилизатор, °С.

3. Определяют общее количество тепла ( $Q$ ), вносимого в топку дымовыми газами из регенератора и выделяющегося при сжигании дополнительного топлива

$$Q = \frac{Q_1 + Q_2}{1 - \beta} \quad (211)$$

где  $\beta$  — доля тепла, вносимого от сжигания дополнительного топлива.

4. Подсчитывают расход дополнительного топлива ( $G_T$ , кг/ч)

$$G_T = \frac{Q\beta}{Q_p^H} \quad (212)$$



5. Определяют объем топки, ( $v_T$ ,  $\text{м}^3$ )

$$v_T = \frac{Q}{q_1} \quad (213)$$

где  $q_1$  — тепловая напряженность топочного пространства, равная  $1257 \cdot 10^3$  —  $1676 \cdot 10^3$   $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ .

6. Находят объем дымовых газов ( $v'_{д.г}$ ,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ), покидающих топку

$$v'_{д.г} = 3600 v_{д.г} + G_T (v_0 \alpha + 1) \quad (214)$$

где  $v_0$  — теоретический расход воздуха,  $\text{м}^3/\text{кг}$ ;  $\alpha$  — коэффициент избытка воздуха.

7. Подсчитывают полезную тепловую нагрузку ( $Q_3$ ,  $\text{кДж}/\text{ч}$ ) змеевика топки

$$Q_3 = Q \eta_T + G_T C_T t_T + G_T v_0 \alpha t_B C_B - v_{д.г} C_{д.г} t'_{д.г} \quad (215)$$

где  $\eta_T$  — коэффициент полезного действия топки ( $\sim 0,96$ — $0,98$ );  $C_T$ ,  $C_B$  и  $C_{д.г}$  — удельные теплоемкости соответственно топлива, воздуха и дымовых газов  $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$ ;  $t_T$  — температура поступающего топлива,  $^\circ\text{C}$ ;  $t'_{д.г}$  — температура дымовых газов на выходе из топки,  $^\circ\text{C}$ .

8. Подсчитывают полезную тепловую нагрузку ( $Q_{\text{пол}}$ ,  $\text{кДж}/\text{ч}$ ) котла-утилизатора

$$Q_{\text{пол}} = Q \eta_K - v_{д.г} C_{д.г} t''_{д.г} \quad (216)$$

где  $\eta_K$  — коэффициент полезного действия котла-утилизатора, учитывающий лишь потери тепла в окружающую среду (потери в окружающую среду 8—10%);  $t''_{д.г}$  — температура дымовых газов на выходе из котла-утилизатора,  $^\circ\text{C}$ .

9. Определяют количество тепла ( $Q_4$ ,  $\text{кДж}/\text{ч}$ ), воспринимаемого змеевиком вторичной камеры

$$Q_4 = Q_{\text{пол}} - Q_3 \quad (217)$$

10. Принимают высоту топки ( $H$ ,  $\text{м}$ ) и определяют ее сечение ( $F$ ,  $\text{м}^2$ ) и диаметр по формуле (63)

$$F = v_T / H \quad (218)$$

11. Подсчитывают поверхность ( $F_1$ ,  $\text{м}^2$ ) змеевика в топочной (первичной) камере

$$F_1 = Q_3 / q'_T \quad (219)$$

где  $q'_T$  — тепловая напряженность труб в топке,  $\text{кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

12. Определяют поверхность ( $F_2$ ,  $\text{м}^2$ ) змеевика во вторичной камере

$$F_2 = Q_4 / q''_T \quad (220)$$

где  $q''_T$  — тепловая напряженность труб во вторичной камере,  $\text{кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .



13. Находят необходимую суммарную площадь ( $f$ , м<sup>2</sup>) поперечного сечения труб во вторичной камере, по которым движутся дымовые газы

$$f = \frac{v'_{д.г}}{3600u} \quad (221)$$

где  $u$  — скорость дымовых газов, м/с.

14. Определяют во вторичной камере число труб по диаметру котла-утилизатора и общее их число

$$D = (n + 1)b; \quad b = 2d$$

$$n = \sqrt{\frac{4N - 1}{3}} \quad (222)$$

$$N = \frac{3n^2 + 1}{4} \quad (223)$$

где  $n$  — число труб по диаметру котла-утилизатора;  $b$  — расстояние между осями труб, м;  $d$  — внутренний диаметр труб, м;  $N$  — общее число труб во вторичной камере котла-утилизатора.

15. По общему числу труб проверяют суммарное сечение ( $F_T$ , м<sup>2</sup>) труб во вторичной камере

$$F_T = \frac{\pi d^2}{4} N \quad (224)$$

$F_T$  должно быть  $\geq f$ . Если  $F_T < f$ , то необходимо принять больший диаметр котла-утилизатора.

16. Находят количество генерируемого водяного пара ( $G_{в.п.}$ , кг/ч)

$$G_{в.п.} = \frac{Q_{пол}}{I_1 - I_2} \quad (225)$$

где  $I_1$  — энтальпия водяного пара на выходе из котла-утилизатора, кДж/кг;  $I_2$  — энтальпия воды на входе в котел-утилизатор, кДж/кг.

17. Определяют сечение ( $F_1$ , м<sup>2</sup>) и диаметр ( $d'$ , м) труб змеевика в топке, по которым движется вода

$$G_{в.} = G_{в.п.}/m \quad (226)$$

$$F_1 = \frac{G_{в.}}{3600\rho_{в.}u} \quad (227)$$

$$d' = \sqrt{\frac{4F_1}{\pi}}$$

где  $G_{в.}$  — количество воды, поступающей в змеевик, кг/ч;  $m$  — доля воды, превращающейся в водяной пар;  $\rho_{в.}$  — плотность воды при 20 °С, кг/м<sup>3</sup>;  $u$  — скорость движения воды, м/с.

Если диаметр труб получается более 152 мм, то выбирают число потоков два и более.

*Пример 1.* На установке каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора перерабатывают 67 400 кг/ч широкой газой-



левой фракции 320—500 °С. Определить диаметр и высоту реактора (без отпарной секции), если известно: объем паров, проходящих через реактор,  $V_{\text{п}} = 10,8 \text{ м}^3/\text{с}$ ; скорость паров над кипящим слоем катализатора  $u = 0,8 \text{ м/с}$ ; плотность сырья  $d_4^{20} = 0,870$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,0 \text{ ч}^{-1}$ ; насыпная плотность катализатора и плотность кипящего слоя соответственно  $\rho_{\text{нас}} = 800$  и  $\rho_{\text{к.с}} = 400 \text{ кг/м}^3$ ; высота отстойной зоны принимается равной  $h_{\text{о.з}} = 4,5 \text{ м}$ .

*Решение.* Определяют объем катализатора (в насыпном виде) в реакторе по уравнению (196)

$$v_{\text{к.р}} = \frac{67\,400}{870 \cdot 2,0} = 38,7 \text{ м}^3$$

Находят объем кипящего слоя катализатора по уравнению (197)

$$v_{\text{к.с}} = \frac{38,7 \cdot 800}{400} = 77,4 \text{ м}^3$$

Подсчитывают площадь поперечного сечения по формуле (198) и диаметр реактора по формуле (63)

$$F = 10,8/0,8 = 13,5 \text{ м}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,5}{3,14}} = 4,15 \text{ м}$$

Определяют высоту кипящего слоя катализатора по уравнению (199)

$$h_{\text{к.с}} = 77,4/13,5 = 5,75 \text{ м}$$

Находят высоту реактора по уравнению (200)

$$H = 5,75 + 4,5 = 10,25 \text{ м}$$

*Пример 2.* Определить размеры отпарной секции, расположенной внутри реактора, на установке каталитического крекинга типа Ортофлоу В, если известно: масса циркулирующего катализатора  $G_{\text{к.ц}} = 900\,000 \text{ кг/ч}$ ; продолжительность пребывания катализатора в отпарной секции  $\tau = 1 \text{ мин}$ ; плотность кипящего слоя катализатора в реакторе  $\rho_{\text{к.с}} = 500 \text{ кг/м}^3$ ; соотношение между плотностями кипящего слоя в реакторе и отпарной секции  $n' = 1,2$ ; удельная нагрузка отпарной секции по катализатору  $g_0 = 3000 \text{ кг/}(\text{мин} \cdot \text{м}^2)$ .

*Решение.* Определяют массу катализатора, находящегося в отпарной секции, по уравнению (202)

$$G_{\text{к.о.с}} = \frac{900\,000 \cdot 1}{60} = 15\,000 \text{ кг}$$

Объем отпарной секции подсчитывают по уравнению (203):

$$v_{\text{о.с}} = \frac{15\,000 \cdot 1,2}{500} = 36 \text{ м}^3$$



Сечение отпарной секции находят по уравнению (204)

$$F = \frac{900\,000}{60 \cdot 3000} = 5 \text{ м}^2$$

Диаметр отпарной секции

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 5}{3,14}} = 2,52 \text{ м}$$

Высоту отпарной секции находят по уравнению (205)

$$h_{o.c} = \frac{36}{5} = 7,2 \text{ м}$$

*Пример 3.* Определить температуру в топке котла-утилизатора для дожига СО, если известно: в котел-утилизатор поступает  $V_{д.г} = 21 \text{ м}^3/\text{с}$  дымовых газов с температурой  $560^\circ\text{C}$ ; топливо и воздух поступают в топку с температурой  $30^\circ\text{C}$ ; сжиганием дополнительного топлива вносится 25% от всего вводимого в топку тепла; коэффициент избытка воздуха  $\alpha = 1,4$ ; содержание СО в дымовых газах, поступающих из регенератора, 4,1% объемн.; суммарный теоретический расход воздуха  $L_0 = 16,3 \text{ м}^3/\text{м}^3$  топлива; дополнительным топливом служит газ с теплотой сгорания  $Q_p^H = 60\,362 \text{ кДж/м}^3$ .

*Решение.* Определяют теплоту сгорания СО в  $\text{CO}_2$  по уравнению (209). При превращении  $1 \text{ м}^3$  СО в  $\text{CO}_2$  [21] выделяется  $12\,030 \text{ кДж}$

$$Q_1 = 21 \cdot 0,041 \cdot 3600 \cdot 12\,030 \approx 37\,288\,000 \text{ кДж/ч}$$

Количество тепла, вносимого дымовыми газами в котел-утилизатор, рассчитывают по уравнению (210)

$$Q_2 = 21 \cdot 3600 \cdot 1,34 \cdot 560 = 56\,730\,240 \text{ кДж/ч}$$

где 1,34 — теплоемкость  $1 \text{ м}^3$  дымовых газов,  $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{K})$ .

Общее количество тепла, вносимого в топку, определяют по уравнению (211)

$$Q = \frac{37\,288\,000 + 56\,730\,240}{1 - 0,25} = \frac{94\,018\,240}{0,75} = 125\,357\,650 \text{ кДж/ч}$$

Определяют объем дополнительного топлива

$$V_T = \frac{125\,357\,650 - 94\,018\,240}{60\,362} = 520 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем дымовых газов, покидающих топку, находят по формуле (214)

$$V'_{д.г} = 21 \cdot 3600 + 520 (16,3 \cdot 1,4 + 1) = 87\,900 \text{ м}^3/\text{ч}$$



Принимают: коэффициент полезного действия топки равным 0,98; удельные теплоемкости топлива и воздуха 4,10 и 1,29 кДж/(м<sup>3</sup>·К).

Определяют температуру в топке, исходя из ее теплового баланса

$$125\,357\,650 \cdot 0,98 + 520 \cdot 4,10 \cdot 30 + 520 \cdot 16,3 \cdot 1,4 \cdot 30 \cdot 1,29 - 87\,900 \cdot 1,34 \cdot t_T = 0$$

$$t_T = \frac{123\,949\,319}{117\,786} = 1052^\circ\text{C}$$

**Расчет лифт-реактора установки каталитического крекинга.** Внедрение в 1960-х годах в промышленность каталитического крекинга высокоактивных цеолитсодержащих катализаторов значительно улучшило избирательность и экономические показатели процесса. Использование цеолитсодержащих катализаторов позволило повысить мощность установок каталитического крекинга, вовлечь в переработку трудно крекируемое сырье, повысить выход высокооктанового компонента бензина при одновременном снижении коксообразования и выхода легких газов. Цеолитсодержащие катализаторы обладают значительно большей активностью и селективностью, чем аморфные алюмосиликаты, они меньше подвержены отрицательному воздействию тяжелых металлов (никеля, ванадия). Высокая активность катализатора сокращает время реагирования до 1—8 с.

Анализ работы установок с цеолитсодержащим катализатором показал, что процесс каталитического крекинга в значительной степени происходит уже в транспортной линии — от начала контакта сырья с катализатором до выхода смеси в кипящий его слой в реакторе. В связи с этим в промышленную практику все шире внедряется каталитический крекинг в транспортной трубе — в лифт-реакторе. Аппаратурное оформление реакторного блока с лифт-реактором может быть различно. Лифт-реактор располагают внутри или вне реакторного блока. В большинстве случаев заданная глубина превращения сырья достигается уже в лифт-реакторе, а реактор выполняет только роль сепаратора, где продукты реакции отделяются от катализатора. В ряде случаев при крекировании сырья (свежего и рециркулята) применяют установки с двумя лифт-реакторами. Это позволяет вести крекинг свежего сырья и рециркулята отдельно, создавая для каждого продукта оптимальные условия крекинга. При необходимости для трудно крекируемого сырья в нижней зоне реактора создают кипящий слой катализатора небольшой высоты. На цеолитсодержащих катализаторах крекинг можно проводить и без рециркуляции, поскольку за однократный пропуск достигают большой глубины превращения сырья.

Каталитический крекинг с лифт-реактором осуществляется в следующих условиях:



Температура сырья, °С . . . . .	360—380
Температура суспензии на выходе из лифт-реактора, °С . . . . .	480—495
Давление, МПа . . . . .	0,15—0,2
Кратность циркуляции катализатора . . . . .	2—6
Среднее реакционное время, с . . . . .	3—8
Линейная скорость движения паров	
на выходе из лифт-реактора . . . . .	15—25
на входе в лифт-реактор . . . . .	6—10
Плотность суспензии, кг/м <sup>3</sup>	
на входе в реактор . . . . .	40—50
на выходе из реактора . . . . .	70—80
Массовая скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup> . . . . .	55—70
Температура регенерированного катализатора, °С . . . . .	600—620
Содержание кокса на регенерированном катализаторе, % масс. . . . .	0,01—0,05
Содержание кокса на катализаторе, выходящем из лифт-реактора, % масс. . . . .	0,75—0,8
Теплоемкость, кДж/(кг·К)	
катализатора . . . . .	1,05—1,13
кокса . . . . .	1,65—2,51

При расчете лифт-реактора определяют температуру входа сырья, выхода суспензии из лифт-реактора, диаметр и высоту лифт-реактора.

Диаметр лифт-реактора рассчитывают по следующей схеме.

1. Составляют тепловой баланс реактора лифтного типа, из которого определяют температуру поступления сырья в лифт-реактор, задаваясь кратностью циркуляции сырья, либо определяют кратность циркуляции катализатора, задаваясь температурой поступающего сырья.

2. Определяют объем паров в лифт-реакторе по формуле (60) ( $V_{пр.р}$ , м<sup>3</sup>/ч).

3. Находят объем катализатора ( $V_{к.р}$ , м<sup>3</sup>/ч) в лифт-реакторе, зная массу катализатора ( $G_{к.р}$ ) и его насыпную плотность  $\rho$

$$V_{к.р} = G_{к.р} / \rho_{к.р} \quad (228)$$

4. Подсчитывают общий объем потока в лифт-реакторе ( $V_{об}$ , м<sup>3</sup>/с)

$$V_{об} = V_{пр.р} + V_{к.р} \quad (229)$$

5. Подсчитывают площадь поперечного сечения ( $F$ , м<sup>2</sup>) реактора

$$F = V_{об} / u \quad (230)$$

где  $u$  — линейная скорость движения на выходе из лифт-реактора (м/с).

Диаметр лифт-реактора (м)

$$D = 1,128 \sqrt{F} \quad (231)$$

Иногда лифт-реактор делают переменного сечения. В этом случае надо определить объем паров при температуре на входе в лифт-реактор и аналогично, как указано выше, подсчитать диаметр. Следует учесть, что линейная скорость на входе в лифт-реактор ниже и равна  $u = 6—10$  м/с.



Высоту лифт-реактора подсчитывают следующим путем.

1. Определяют массу катализатора в лифт-реакторе (т)

$$G_k = \frac{G_c}{\omega} \quad (232)$$

где  $G_c$  — загрузка лифт-реактора, т/ч;  $\omega$  — массовая скорость подачи сырья, ч<sup>-1</sup>.

2. Вычисляют объем реакционного пространства (м<sup>3</sup>)

$$V_p = \frac{G_k}{\gamma_{к.с}} \quad (233)$$

где  $\gamma_{к.с}$  — плотность суспензии в лифт-реакторе (кг/м<sup>3</sup>).

3. Определяют высоту  $h$  лифт-реактора (м)

$$V_p = \frac{\pi d^2}{4} h \quad (234)$$

Отсюда

$$h = \frac{4}{\pi} \cdot \frac{V_p}{d^2} = 1,273 \frac{V_p}{d^2} \quad (235)$$

где  $d$  — диаметр лифт-реактора, м.

*Пример 1.* При крекинге в лифт-реакторе образуется (в кг/ч): газа 10 935,3 ( $M = 29,4$ ), бензина 28 249,55 ( $M = 113$ ), легкого газойля 13 604 ( $M = 398$ ), тяжелого газойля 7941 ( $M = 466$ ). Рабочие условия: температура 538 °С, давление 0,2 МПа, линейная скорость 20 м/с. Масса циркулирующего катализатора 387 564 кг/ч.

Определить диаметр лифт-реактора.

*Решение.* Определяют объем продуктов реакции в лифт-реакторе по формуле (60)

$$V_{к.р} = 22,4 \cdot \frac{273 + 538}{273} \cdot \frac{0,101}{0,2} \cdot 677 = 21,989 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество продуктов (кмоль/ч), проходящих через сечение аппарата, равно

$$\begin{aligned} \frac{G_i}{M_i} &= \frac{G_2}{M_2} + \frac{G_6}{M_6} + \frac{G_{лг}}{M_{лг}} + \frac{G_{г.г}}{M_{г.г}} = \\ &= \frac{10935,30}{29} + \frac{28249,55}{113} + \frac{13604}{398} + \frac{7941}{466} = 377 + 249,9 + 34 + 17 = 677 \end{aligned}$$

Определяют объем катализатора по формуле (228)

$$G_k/\rho_k = 387\,564/2700 = 144 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принять истинную плотность катализатора 2700 кг/м<sup>3</sup>.

Находят общий объем потока в лифт-реакторе по формуле (229)

$$V_{об} = V_c + V_{к.р} = 21\,989 + 144 = 22\,033 \text{ м}^3/\text{ч} = 6,1 \text{ м}^3/\text{с}$$



Определяют сечение реактора по формуле (230)

$$F = V_{об}/u = 6,1/20 = 0,305 \text{ м}^2$$

Определяют диаметр лифт-реактора

$$D = 1,128 \sqrt{F} = 1,128 \sqrt{0,305} = 0,623 \text{ м}$$

*Пример 2.* Определить высоту лифт-реактора, если известно: масса катализатора в лифт-реакторе 2209,8 кг, диаметр лифт-реактора 1,162 м, средняя плотность суспензии на входе в лифт-реактор 63,5 кг/м<sup>3</sup>.

*Решение.* Объем реакционного пространства

$$V_p = G_k/\gamma_{к.с} = 2209,8/63,5 = 34,8 \text{ м}^3$$

Высота лифт-реактора

$$h = 1,273 \frac{V_p}{d^2} = 1,273 \cdot \frac{34,8}{(1,162)^2} = 32,8 \text{ м}$$

### Задачи

195. Определить выход бензина при каталитическом крекинге в кипящем слое алюмосиликатного катализатора, если известно: температура в реакторе 456 °С; сырьем служит керосино-газойлевая фракция плотностью  $d_4^{20}=0,88$ ; глубина превращения  $X=0,54$ .

196. Определить глубину превращения сырья  $X$ , при которой выход бензина будет максимальным, если константа скорости реакции: 1)  $k=0,29$ ; 2)  $k=0,31$ .

197. Определить содержание кокса на отработанном катализаторе установки каталитического крекинга керосино-газойлевой фракции при 450 °С и продолжительности пребывания катализатора в зоне реакции  $\tau=18$  мин.

198. На установке каталитического крекинга с четырехсекционным реактором ступенчато-противоточного типа перерабатывается вакуумный газойль при 500 °С. Определить выходы продуктов, если глубина превращения  $X=72\%$  масс.

199. Составить материальный баланс установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора, если известно: фактор жесткости  $\mu=2,67$ ; сырье установки — смесь газойлей прямой перегонки и легкого термического крекинга плотностью  $d_4^{20}=0,8762$  с характеризующим фактором  $K=11,7$ ; температура процесса 496 °С; активность катализатора 25; остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе 0,7%.

200. Определить выходы продуктов каталитического крекинга в кипящем слое катализатора, если известно: сырье — смесь прямогонного газойля и дистиллята коксования (343—510 °С) плотностью  $d_4^{20}=0,928$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega=1,5 \text{ ч}^{-1}$ ; массовая кратность циркуляции катализатора 10,0; остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе 0,6%; активность катализатора 28; температура в реакторе 495 °С; коэффициент рециркуляции 0,5.

201. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывают тяжелый газойль — 50 000 кг/ч. Определить диаметр реактора и высоту слоя катализатора в нем, если известно: плотность сырья  $d_4^{20}=0,918$ ; объемная скорость подачи сырья в реакторе  $\omega=2,5 \text{ ч}^{-1}$ ; насыпная плотность катализатора  $\rho_{нас}=0,7 \text{ т/м}^3$ ; линейная скорость движения частиц катализатора в реакторе  $u=0,003 \text{ м/с}$ ; выход кокса на сырье  $X_k=3,4\%$  масс.; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе  $X'_k=1,6\%$ ; остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе 0,3%.



202. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывают 60 000 кг/ч нефтяной фракции 249—489 °С плотностью  $d_4^{20} = 0,873$ . Определить температуру выхода продуктов крекинга из реактора, если известно: катализатор входит в реактор с температурой 550 °С; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе  $X'_k = 1,8\%$ ; сырье поступает в реактор в паровой фазе с температурой 480 °С; удельные теплоемкости катализатора и паров продуктов крекинга соответственно  $C_{кат} = 1,04$  и  $C_{пр} = 3,05$  кДж/(кг·К); в процессе крекинга образуется (в % масс.) 4,4 сухого газа, 7,2 бутан-бутиленовой фракции, 34,6 дебутанизированного бензина, 48,6 каталитического газойля, 5,2 кокса; удельная теплоемкость кокса  $C_k = 1,25$  кДж/(кг·К); теплота реакции крекинга  $q_p = 209$  кДж/кг сырья.

203. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывают 33 400 кг/ч солярового дистиллята. Определить размеры регенератора и продолжительность пребывания в нем частиц катализатора, если известно: выход кокса на сырье  $X_k = 4,7\%$  масс; насыпная плотность катализатора  $\rho_{нас} = 0,7$  т/м<sup>3</sup>; линейная скорость движения частиц катализатора в регенераторе  $u = 0,0035$  м/с; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе  $X'_k = 2,0\%$  масс., интенсивность выжигания кокса 15 кг/м<sup>3</sup> слоя в 1 ч; сечение регенератора круглое.

204. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывается 1200 т/сут газойлевой фракции с выходом кокса  $X_k = 5,9\%$  масс. на сырье. Определить размеры регенератора квадратного сечения, если известно: продолжительность пребывания частиц катализатора в регенераторе  $\tau = 80$  мин; линейная скорость движения частиц катализатора  $u = 0,003$  м/с; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе  $X'_k = 1,8\%$  масс.; насыпная плотность катализатора  $\rho_{нас} = 0,7$  т/м<sup>3</sup>.

205. Определить массу воздуха, необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе установки каталитического крекинга, если элементарная формула его  $C_{H_{1,05}}$ . Для реакции используют 80% масс. введенного кислорода; отношение  $CO_2$  к  $CO$  в продуктах горения 70 : 30.

206. Определить массу воздуха, необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе установки каталитического крекинга, если кокс содержит 91% масс. С и 9% масс. Н. В реакцию горения вовлекается 85% масс. введенного кислорода; отношение  $CO_2$  к  $CO$  в продуктах горения 50 : 50.

207. На установке каталитического крекинга с капающим слоем катализатора перерабатывают 80 000 кг/ч вакуумного газойля. Определить диаметр и высоту реактора (без учета отпарной секции), если известно: объем паров, проходящих через реактор,  $V_{п} = 25$  м<sup>3</sup>/с; скорость паров над кипящим слоем катализатора  $u = 0,75$  м/с; плотность сырья  $d_4^{20} = 0,896$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 1,25$  ч<sup>-1</sup>; насыпная плотность катализатора и плотность кипящего слоя соответственно  $\rho_{нас} = 820$  и  $\rho_{к.с} = 400$  кг/м<sup>3</sup>; высота отстойной зоны  $h_{о.з} = 5$  м.

208. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора кратность циркуляции катализатора 10 и объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,5$  ч<sup>-1</sup>. Определить продолжительность пребывания сырья и катализатора в реакторе.

209. На установке каталитического крекинга типа Ортофлоу В циркулирует 890 000 кг/ч катализатора. Определить размеры отпарной секции реактора, если известно: расход водяного пара 0,6% масс. на циркулирующий катализатор; продолжительность пребывания катализатора в отпарной секции  $\tau = 1$  мин; скорость движения водяных паров  $u = 0,3$  м/с; плотность кипящего слоя катализатора  $\rho_{к.с} = 380$  кг/м<sup>3</sup>; температура и давление в секции 480 °С и 0,25 МПа.

210. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем циркулирует 500 000 кг/ч катализатора. Определить размеры отпарной секции, расположенной под реактором, если известно: расход водяного пара 0,5% масс. на катализатор; температура и давление в секции 470 °С и 0,2 МПа, в отпарной секции имеются перегородки, которые уменьшают ее сечение на 50%; скорость подачи водяного пара (на живое сечение секции)  $u = 0,6$  м/с; продол-



жительность пребывания катализатора в секции  $\tau=1,5$  мин; плотность кипящего слоя катализатора  $\rho_{к.с}=400$  кг/м<sup>3</sup>.

211. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора перерабатывают 4000 т/сут вакуумного газойля плотностью  $d_4^{20}=0,907$ . Определить температуру сырья, поступающего в реактор, если известно: температура в реакторе 480 °С; катализатор поступает в реактор с температурой 620 °С; масса циркулирующего катализатора  $G_{к.ц}=1\,200\,000$  кг/ч; теплота реакции  $q_p=251$  кДж/кг сырья; удельная теплоемкость (С) катализатора 1,04 кДж/(кг·К) и продуктов крекинга 3,14 кДж/(кг·К).

212. Определить диаметр и высоту регенератора установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора, если известно: объем дымовых газов  $V_{д.г}=27,8$  м<sup>3</sup>/с; скорость движения дымовых газов над кипящим слоем катализатора  $u=0,73$  м/с; масса циркулирующего катализатора  $G_{к.ц}=585\,000$  кг/ч; продолжительность пребывания катализатора в регенераторе  $\tau=10$  мин; плотность кипящего слоя  $\rho_{к.с}=450$  кг/м<sup>3</sup>; высота отстойной зоны принимается равной  $h_{от.з}=5,3$  м.

213. В регенераторе установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора сжигают 8350 кг/ч кокса. Определить температуру катализатора на выходе из регенератора, если известно: масса циркулирующего катализатора  $G_{к.ц}=1\,200\,000$  кг/ч; расход воздуха 11,5 кг/кг кокса; воздух подается с температурой 25 °С; температура катализатора на входе в регенератор 480 °С; теплота сгорания кокса (с учетом неполного сгорания в CO<sub>2</sub>)  $Q_p^*=23\,442$  кДж/кг; удельная теплоемкость (С) катализатора 1,046, кокса 1,255, воздуха 1,0 и дымовых газов 0,45 кДж/(кг·К).

214. Определить теплоту сгорания кокса, если известно: элементная формула кокса CН<sub>0,68</sub>; отношение CO<sub>2</sub> к (CO<sub>2</sub>+CO) в дымовых газах 0,65.

215. Определить теплоту сгорания кокса, если известно: содержание водорода в коксе 6% масс.; отношение CO<sub>2</sub> к CO в дымовых газах 1,5.

216. Определить количество тепла, снимаемого в котле-утилизаторе для дожигания оксида углерода, если известно: в котел-утилизатор поступает 14 м<sup>3</sup>/с дымовых газов с температурой 550 °С и с содержанием оксида углерода 6,2% объемн.; дымовые газы покидают котел-утилизатор с температурой 290 °С; сжиганием дополнительного топлива вносят 25% от всего вводимого в топку тепла; топливо — газ с теплотой сгорания  $Q_p^*=47\,092$  кДж/м<sup>3</sup>; коэффициент избытка воздуха  $\alpha=1,45$ ; суммарный теоретический расход воздуха 12,4 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> топлива; удельные теплоемкости (С) топлива 4,1, воздуха 1,29 и дымовых газов 1,34 кДж/(м<sup>3</sup>·К); к. п. д. топки  $\eta=0,98$ .

217. Определить диаметр лифт-реактора, если при крекинге образуется (в кг/ч) 16380 газа ( $M=26,15$ ), 49990 бензина ( $M=105$ ), 46870 легкого газойля ( $M=196$ ), 22000 тяжелого газойля ( $M=333$ ). Рабочие условия: температура 523 °С, давление 0,2 МПа, линейная скорость 25 м/с. Масса катализатора 400000 кг/ч.

## АППАРАТЫ УСТАНОВОК КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

Каталитический риформинг является основным процессом в производстве высокооктанового автомобильного бензина и ароматических углеводородов. Процесс осуществляют при 470—540 °С, 1,4—5,05 МПа. Катализаторами служат оксиды молибдена и хрома, молибдат кобальта и платина. Малоактивные оксидно-хромовые и оксидно-молибденовые катализаторы вытеснены более активными платиновыми и платино-рениевыми. Советские промышленные катализаторы — платиновые АП-56, промотированные хлором АП-64 (0,60—0,65% Pt), платино-рениевые КР-104 (0,35% Pt; 0,2% Re; 1,1% Cl<sub>2</sub>).



Характеристика платинового катализатора АП-64 следующая:

Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup> . . . . .	600—650
Содержание, % масс.	
платины . . . . .	0,60—0,65
железа . . . . .	0,02
натрия . . . . .	0,02
Диаметр таблеток, мм . . . . .	1,8
Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г . . . . .	180

Платино-рениевые катализаторы характеризуются повышенной стабильностью, что способствует удлинению цикла работы реакторов, повышают степень ароматизации сырья, незначительно снижают активность при закоксовывании в процессе работы. Дальнейшее усовершенствование в области производства катализаторов идет по линии получения полиметаллических катализаторов, в состав которых, кроме платины, входят иридий, германий, свинец и др. Циркулирующий водородсодержащий газ должен содержать не менее 80% объемн. водорода. Кратность циркуляции водородсодержащего газа к сырью [36] для катализаторов (в м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>): платинового 700—2300; оксида молибдена 350—1400; оксида хрома 1000; молибдата кобальта 640.

Сырьем для производства ароматических углеводородов [51] служат нефтяные фракции бензола (62—85 °С), толуола (85—120 °С) и ксилолов (120—140 °С). С целью облагораживания бензина каталитическому риформингу подвергают фракцию 85—180 °С. Объемная скорость подачи сырья для платинового катализатора 1—5 ч<sup>-1</sup>, для всех остальных 0,5—1,5 ч<sup>-1</sup>. Регенерируют катализатор при 450—500 °С инертным газом, содержащим не более 1,5% объемн. кислорода [52].

Теплота реакций каталитического риформинга от —209 до 586 кДж/кг превращенного сырья, причем от —209 до —293 кДж/кг для парафинового бензина и от —418 до —586 кДж/кг для нафтенowego.

**Материальный баланс процесса.** Выход продуктов каталитического риформинга зависит от многих факторов; в настоящее время нет точного расчетного метода составления материального баланса. Обычно выход (в % масс.) жидкого продукта 75—90, водорода 0,8—1,8, жидкого пропана 5,1—12,0, бутанов 3,6—9,7. Бутановая фракция примерно наполовину состоит из изобутана. Содержание кокса на платиновом катализаторе может достигать 3—6% на катализатор [53].

Маслянский с соавторами [54, 55] предложил графики (рис. 53 и 54) для определения выхода бензина риформинга с октановым числом 75, 80 и 95 в зависимости от суммарного содержания в сырье нафтенowych и ароматических углеводородов.

Для определения выхода бензина платформинга Нельсон предложил графики, представленные на рис. 55—57 [56]. Для пользования этими графиками необходимо знать среднюю температуру



кипения и октановое число бензина платформинга по исследовательскому методу. Октановое число сырья платформинга можно определить по рис. 55, если известны средняя температура кипения сырья и характеризующий фактор.

**Пример 1.** Определить выход бензина каталитического риформинга фракции 105—180 °С, если известно: суммарное содержа-

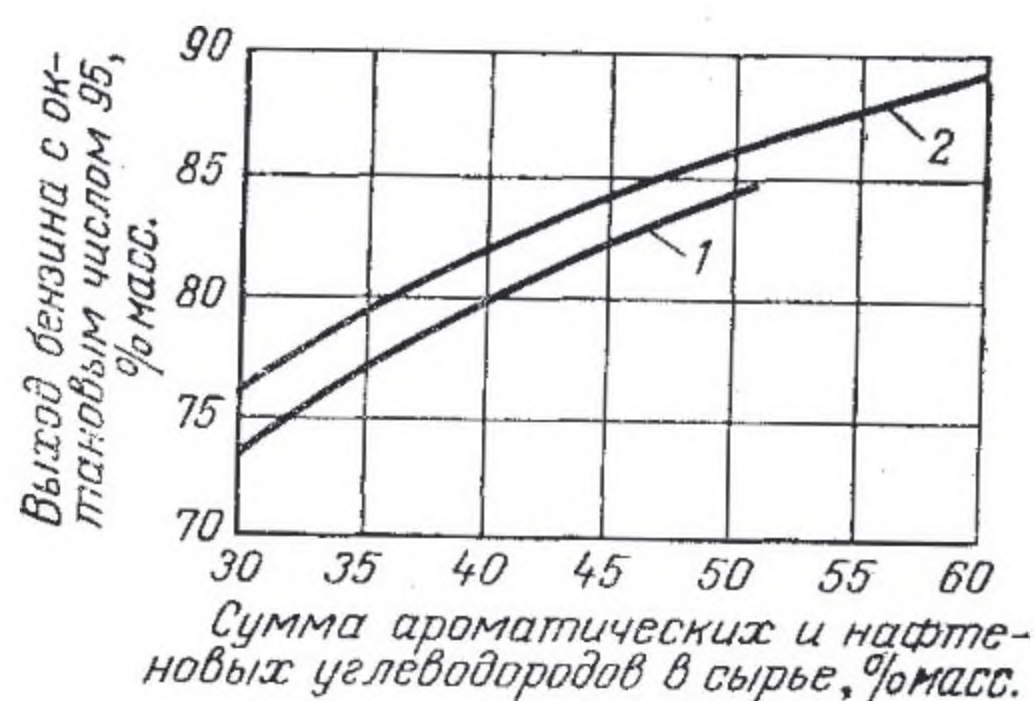
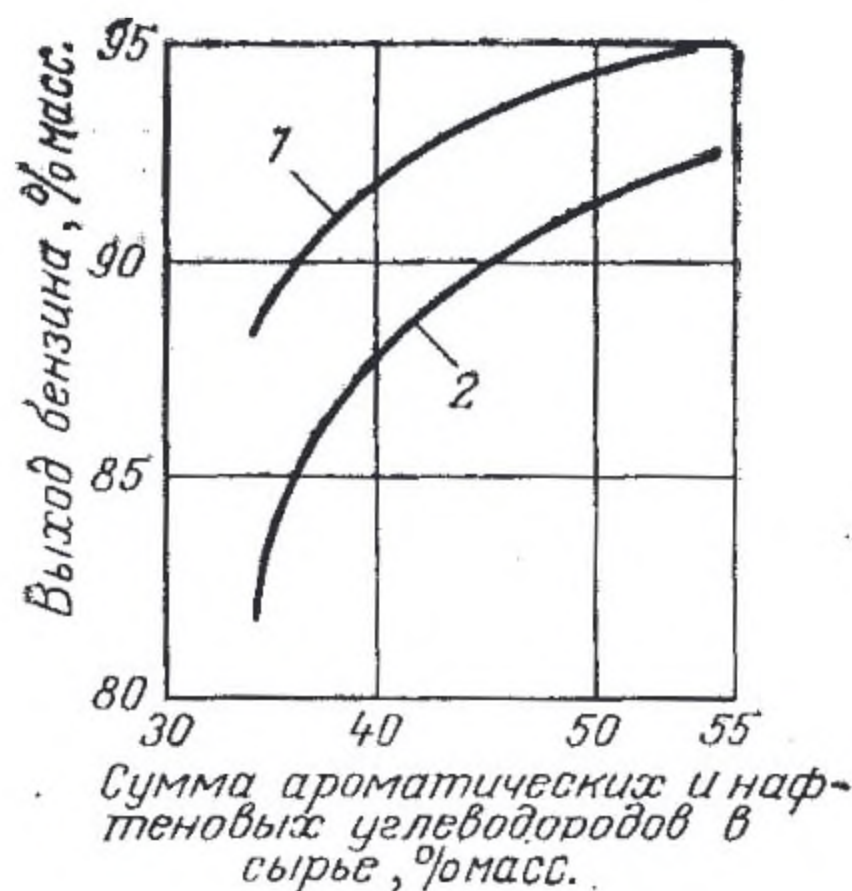


Рис. 53. Зависимость выхода бензина риформинга от углеводородного состава сырья (фракция 105—180 °С):

1 — октановое число 75; 2 — октановое число 80 (по моторному методу).

Рис. 54. Зависимость выхода бензина каталитического риформинга с октановым числом 95 (по исследовательскому методу) от углеводородного состава сырья:

1 — фракция 85—180 °С; 2 — фракция 105—180 °С.

ние в исходном сырье ароматических и нафтеновых углеводородов 40% масс.; бензин риформинга имеет октановое число 80 (по моторному методу).

**Решение.** По графику на рис. 53 находят выход бензина риформинга, равный 88,0% масс.

**Пример 2.** Определить выход дебутанизированного бензина платформинга, если известно: сырье — фракция 110—180 °С с характеризующим фактором 11,8; октановое число бензина платформинга (по исследовательскому методу) 90.

**Решение.** Определяют октановое число исходного сырья (см. рис. 55) — 45,0. По рис. 57 находят выход дебутанизированного бензина — 87,5% объемн.

**Расчет реакторов на установках каталитического риформинга.** Все установки каталитического риформинга можно разделить на две группы: со стационарным слоем катализатора с циркулирующим катализатором. Наиболее распространен каталитический риформинг со стационарным платиновым катализатором, известный под названием платформинг. Высокая активность и большой срок службы платины позволили отказаться от ранее применяемых катализаторов [57]. Каталитический риформинг в кипящем слое алюмомолибденового катализатора широкого распростране-



ния не получил. Платформинг обычно осуществляют в трех реакторах с промежуточным подогревом сырья. В первом реакторе глубина превращения 50—55%, во втором 25—35 и в третьем 15—25% [15]. Скорость движения смеси сырья и циркулирующего газа в реакторах 0,3—0,5 м/с на полное сечение аппарата. Кроме

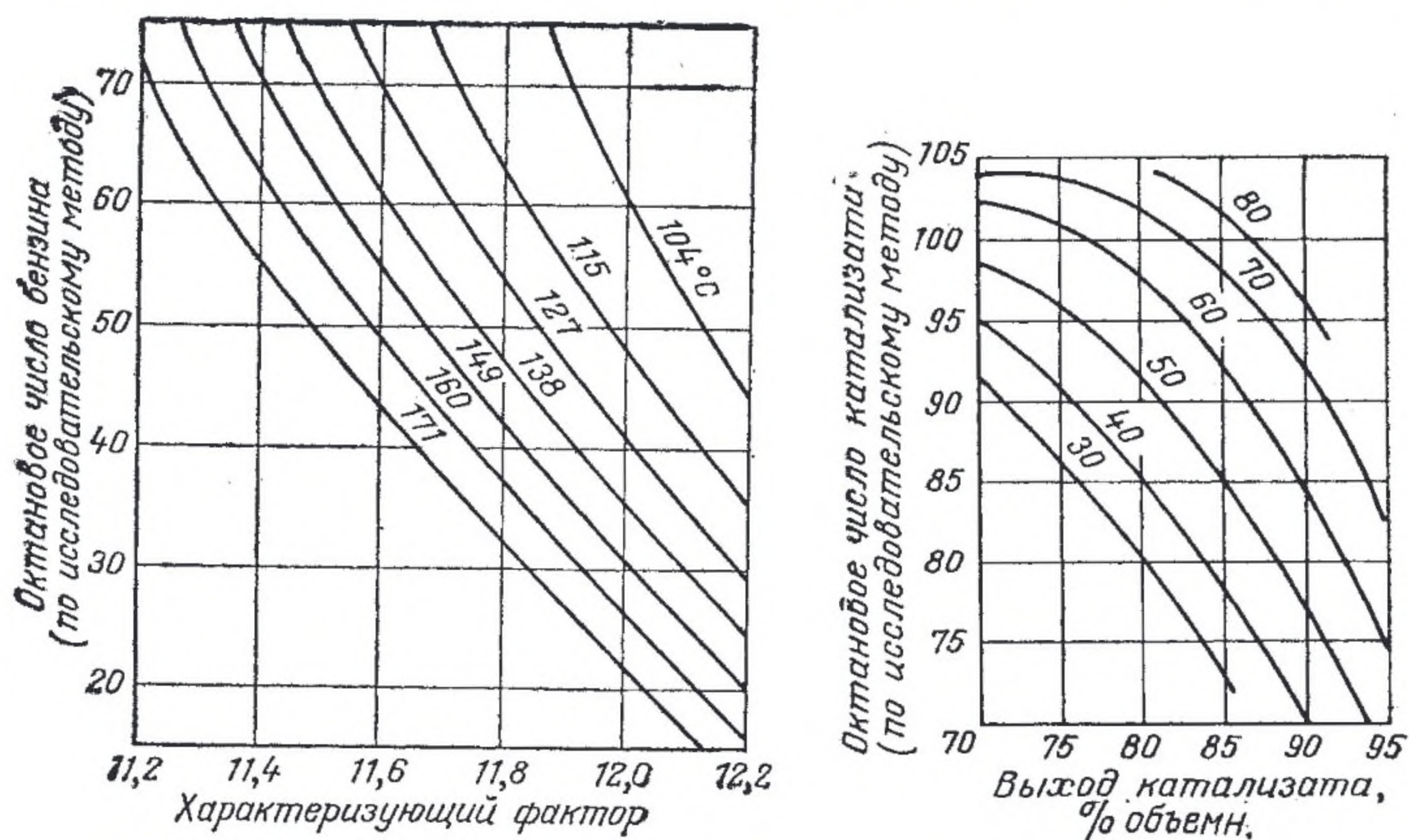


Рис. 55. Зависимость октанового числа сырья платформинга от характеризующего фактора и средней температуры кипения.

Цифры на кривых — средняя температура кипения сырья.

Рис. 56. Зависимость октанового числа катализата от его выхода в процессе каталитического риформинга для сырья со средней температурой кипения 107°C.

Цифры на кривых — октановое число сырья (по исследовательскому методу).

того, иногда устанавливают еще два реактора: один для предварительной гидроочистки сырья, другой для гидрирования олефинов в жидких продуктах платформинга, когда установка предназначена для производства ароматических углеводородов. Содержание олефинов 0,3—1,3% масс.

Размеры реакторов установки платформинга определяют следующим образом.

1. Определяют объем катализатора в реакторе ( $V_{к.р}$ , м<sup>3</sup>)

$$V_{к.р} = V_c / \omega \quad (236)$$

где  $V_c$  — объем сырья при 20°C, м<sup>3</sup>/ч;  $\omega$  — объемная скорость подачи сырья, ч<sup>-1</sup>.

2. Подсчитывают объем смеси сырья и циркулирующего водородсодержащего газа в условиях реактора ( $V_{см}$ , м<sup>3</sup>/с).

3. Находят сечение ( $F$ , м<sup>2</sup>) реактора

$$F = V_{см} / u \quad (237)$$

где  $u$  — линейная скорость движения сырья и циркулирующего газа, м/с.



4. Диаметр определяют по формуле (63).

5. Определяют общую высоту ( $h_k$ , м) слоя катализатора, находящегося во всех реакторах

$$h_k = V_{k.p}/F \quad (238)$$

На установках с целью более равномерного превращения сырья практикуется следующее распределение катализатора по реакторам: в первом 15%, во втором 30, и в третьем 55%. Размеры всех трех реакторов одинаковы. В этих случаях определяют высоту ( $h'$ , м) слоя катализатора в третьем реакторе

$$h'_1 = h_k \cdot 0,55$$

Находят высоту ( $h'_2$ , м) цилиндрической части третьего реактора

$$h'_2 = \frac{h'_1 \cdot 3}{2} \quad (239)$$

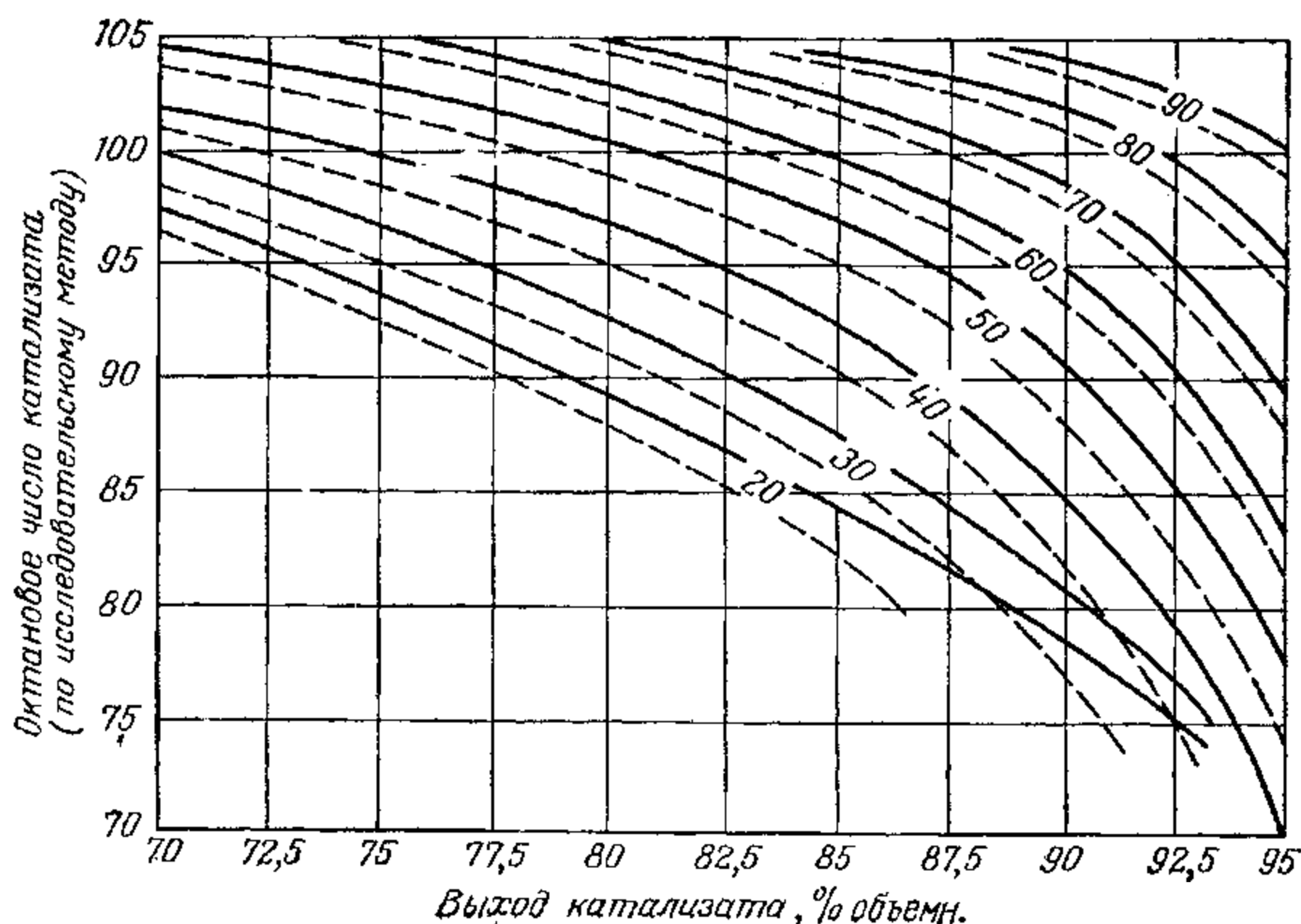


Рис. 57. Зависимость октанового числа катализата от его выхода в процессе каталитического риформинга.

Сплошные линии — сырье со средней температурой кипения 163 °С; пунктирные линии — сырье со средней температурой кипения 149 °С; цифры на кривых — октановое число сырья (по исследовательскому методу).

Подсчитывают общую высоту ( $H'$ , м) третьего реактора

$$H' = h'_2 + D \quad (240)$$

Общая высота реактора включает высоту цилиндрической части и двух полушаровых днищ.



Размеры остальных двух реакторов принимают равными размерам третьего.

*Пример 1.* Определить размеры и число реакторов на установке платформинга производительностью 940 т/сут, если известно: сырьем служит фракция 80—180 °С ( $d_4^{20}=0,745$ ;  $M=116$ ;  $T_{кр}=570$  °С;  $P_{кр}=2,70$  МПа, температура и давление в реакторе 500 °С и 4,04 МПа, объемная скорость подачи сырья  $\omega=1,5$  ч<sup>-1</sup>; кратность циркуляции водорода 1000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья; скорость движения паров сырья и циркулирующего водорода по всему сечению реактора  $u=0,4$  м/с.

*Решение.* Находят объем паров сырья по формуле (60). Приведенная температура

$$T_{пр} = \frac{500 + 273}{570} = 1,36$$

Приведенное давление

$$P_{пр} = 4,04/2,70 = 1,496 = 1,5$$

Фактор сжимаемости  $Z=0,80$

$$V_c^{500} = \frac{940\,000}{24 \cdot 116} \cdot 22,4 \cdot \frac{773 \cdot 0,80 \cdot 0,101}{273 \cdot 4,04 \cdot 3600} = 0,119 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определяют объем циркулирующего газа (фактор сжимаемости для водорода  $Z=1$ )

$$\begin{aligned} V_{ц.г}^{500} &= V_c^{20} \cdot 1000 \cdot \frac{500 + 273}{273} \cdot \frac{1}{3600} \cdot \frac{1,101}{4,04} = \\ &= \frac{940\,000}{745 \cdot 24} \cdot 100 \cdot \frac{500 + 273}{273 \cdot 3600} \cdot \frac{0,101}{4,04} = 1,04 \text{ м}^3/\text{с} \end{aligned}$$

Находят общий объем катализатора в реакторах по уравнению (236):

$$V_{к.р} = \frac{940}{24 \cdot 0,745 \cdot 1,5} = 35 \text{ м}^3$$

Подсчитывают сечение и диаметр реактора по уравнениям (237) и (63):

$$F = \frac{0,119 + 1,04}{0,4} = 2,9 \text{ м}^2 \quad D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,9}{3,14}} = 1,92 \text{ м} \approx 2,0 \text{ м}$$

Общая высота катализаторного слоя во всех реакторах

$$^Б h_k = \frac{35}{2,9} = 12 \text{ м}$$

Число реакторов принимают равным трем. Распределение катализатора по реакторам принимают 1:2:4. Расчет ведут по последнему реактору. Высота слоя катализатора

$$h'_1 = h_k \cdot 0,4 = 12 \cdot 0,4 = 4,8 \text{ м}$$



Высота цилиндрической части реактора по уравнению (239)

$$h'_2 = \frac{4,8 \cdot 3}{2} = 7,2 \text{ м}$$

Общая высота реактора по уравнению (240)

$$H = 7,2 + 2 = 9,2 \text{ м}$$

**Пример 2.** На установке платформинга производительностью 25 000 кг/ч по сырью перерабатывают фракцию 110—180 °С ( $d_4^{20} = 0,762$ ;  $M = 120$ ;  $T_{кр} = 572 \text{ К}$ ;  $P_{кр} = 2,8 \text{ МПа}$ ). Определить температуру выхода продуктов реакции из первого реактора, если известно: температура сырья и циркулирующего газа на входе в реактор 525 и 550 °С; давление в реакторе 3,03 МПа; выход (в % масс.) сухого газа 6,4; бутановой фракции ( $T_{кр} = 425 \text{ К}$ ,  $P_{кр} = 3,6 \text{ МПа}$ ) 9,2, катализата ( $d_4^{20} = 0,777$ ;  $T_{кр} = 560 \text{ °С}$ ;  $P_{кр} = 2,62 \text{ МПа}$ ;  $M = 110$ ) 84,4; состав сухого газа (в % масс.):  $H_2$  14;  $C_1$  4,6;  $C_2$  11;  $C_3$  40,4; циркулирующего газа (в % масс.):  $H_2$  58,8;  $C_1$  5;  $C_2$  6,7;  $C_3$  29,4; кратность циркулирующего газа 800 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья; глубина превращения в первом реакторе 50%; теплота реакции  $q_p = 418 \text{ кДж/кг}$  превращенного сырья.

**Решение.** Составляют тепловой баланс реактора

$$G_c I_{525}^n + G_{ц.г} I_{525}^n = 0,5 G_c I_t^n + 0,5 (G_{с.г} I_t^n + G_{кат} I_t^n + G_{б.ф} I_t^n + G_c q_p) + G_{ц.г} I_t^n$$

где  $G_c$ ,  $G_{ц.г}$ ,  $G_{с.г}$ ,  $G_{кат}$ ,  $G_{б.ф}$  — массы соответственно сырья, циркулирующего газа, сухого газа, катализата и бутановой фракции, кг/ч;  $I$  — энтальпия, кДж/кг;  $q_p$  — теплота реакции, кДж/кг.

Определяют энтальпию сырья при 525 °С

$$T_{пр} = \frac{525 + 273}{572} = 1,4; \quad P_{пр} = \frac{3,03}{2,8} = 1,07$$

$$\frac{\Delta I M}{T} = 7,5; \quad \Delta I = \frac{7,5 \cdot 798}{120} = 50 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{525}^n = 1667 - 50 = 1617 \text{ кДж/кг}$$

Подсчитывают массовую теплоемкость циркулирующего газа без учета давления, так как в данном случае поправка на него мала. Принимают среднюю температуру в реакторе 500 °С. По графику (см. Приложение 18) находят значения  $C_p$  [в кДж/(кг·К)]: 14,87 для  $H_2$ , 4,02  $C_1$ ; 3,60 для  $C_2$ ; 3,56 для  $C_3$ . Отсюда

$$C_{ц.г} = 0,588 \cdot 14,87 + 0,05 \cdot 4,02 + 0,067 \cdot 3,60 + 0,294 \cdot 3,56 = 10,25 \text{ кДж/(кг·К)}$$

Принимают температуру продуктов на выходе из реактора 490 °С и методом подбора проверяют правильность принятия этой температуры.



Находят среднюю молекулярную массу сухого газа

$$M_{с.г} = \frac{100}{\frac{14}{2} + \frac{4,6}{16} + \frac{11}{30} + \frac{70,4}{44}} = 10,8$$

Определяют энтальпию при 490 °С и 3,03 МПа сухого газа (см. Приложения 20, 21, 25)

$$I_{с.г} = 1051 \text{ кДж/кг}$$

сырья

$$T_{пр} = \frac{490 + 273}{572} = 1,3; \quad P_{пр} = \frac{3,03}{2,82} = 1,07$$

$$\frac{\Delta I M}{T} = 8,0; \quad \Delta I = \frac{8,0 \cdot 763}{120} = 50,8 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{490}^п = 1508,1 - 50,8 = 1457,3 \text{ кДж/кг}$$

катализата

$$T_{пр} = \frac{490 + 274}{560} = 1,34; \quad P_{пр} = \frac{3,03}{2,62} = 1,15$$

$$\frac{\Delta I M}{T} = 8,7; \quad \Delta I = \frac{8,7 \cdot 753}{110} = 60,2 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{490}^п = 1510,2 - 60,2 = 1450,2 \text{ кДж/кг}$$

бутановой фракции

$$I_{490}^п = 1590,6 \text{ кДж/кг}$$

Подсчитывают среднюю молекулярную массу циркулирующего газа

$$M_{ц.г} = \frac{100}{\frac{58,8}{2} + \frac{5}{16} + \frac{6,7}{30} + \frac{29,4}{44}} = 3,27$$

Определяют среднюю плотность циркулирующего газа

$$\rho_{ц.г} = \frac{3,27}{22,4} = 0,146 \text{ кг/м}^3$$

Масса циркулирующего газа составляет

$$G_{ц.г} = \frac{25\,000 \cdot 800 \cdot 0,146}{762} = 3840 \text{ кг/ч}$$

Подсчитывают теплоту прихода и расхода

$$Q_{прих} \simeq Q_{расх}$$

$$\begin{aligned} & 25\,000 \cdot 1617,4 + 3840 \cdot 10,25 (798 - 758) = 0,5 \cdot 2500 \cdot 1457,3 + \\ & + 0,5 \cdot 0,064 \cdot 25\,000 \cdot 2051 + 0,5 \cdot 0,844 \cdot 25\,000 \cdot 1450,2 + \\ & + 0,5 \cdot 0,092 \cdot 25\,000 \cdot 1590,6 + 0,5 \cdot 25\,000 \cdot 418 \\ & 422\,062\,000 \simeq 422\,108\,500 \end{aligned}$$



Таким образом, температура выхода продуктов риформинга из первого реактора составляет 763 К, или 490 °С.

### Задачи

218. Определить выход бензина каталитического риформинга фракции 105—180 °С; если известно: суммарное содержание в исходном сырье ароматических и нафтеновых углеводородов составляет 45,0% масс.; бензин риформинга имеет октановое число 80 (по моторному методу).

219. Определить выход дебутанизированного бензина платформинга, если известно: сырье — фракция 105—185 °С с характеризующим фактором 11,6; октановое число бензина платформинга 93 (по исследовательскому методу).

220. Определить выход дебутанизированного бензина риформинга с октановым числом 93 (по исследовательскому методу), если сырьем платформинга является лигроиновая фракция со средней температурой кипения 107 °С и октановым числом 50 (по исследовательскому методу).

221. Определить выход дебутанизированного бензина с октановым числом 90 (по исследовательскому методу), если сырьем установки с платиновым катализатором является лигроиновая фракция со средней температурой кипения 150 °С и октановым числом 52 (по исследовательскому методу).

222. На установке каталитического риформинга с платиновым катализатором производительностью 100 000 кг/ч по сырью перерабатывают фракцию 85—120 °С ( $d_4^{20}=0,724$ ;  $T_{кр}=541$  К;  $P_{кр}=2,72$  МПа;  $M=100$ ). Определить размеры реакторов, если известно: температура и давление в реакторе 530 °С и 2,02 МПа; объемная скорость подачи сырья  $\omega=1,5$  ч<sup>-1</sup>; объем циркулирующего газа 1000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья; на установке шесть реакторов, соединенных последовательно по три.

223. На установке каталитического риформинга с платиновым катализатором производительностью 60 000 кг/ч по сырью перерабатывают фракцию 120—180 °С ( $d_4^{20}=0,772$ ;  $T_{кр}=601$  К;  $P_{кр}=2,50$  МПа;  $M=133$ ). Определить размеры реакторов, если известно: давление и средняя температура в реакторе 2,02 МПа и 500 °С; объемная скорость подачи сырья  $\omega=1,0$  ч<sup>-1</sup>; объем циркулирующего водорода 1500 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья; линейная скорость движения паров сырья и циркулирующего газа  $u=0,5$  м/с; на установке шесть реакторов, соединенных последовательно по три.

224. На установке платформинга производительностью 50 000 кг/ч по сырью перерабатывают фракцию 85—180 °С ( $d_4^{20}=0,757$ ;  $t_{ср.кип}=136$  °С). Определить температуру продуктов реакции на выходе из первого реактора, если известно: температура сырья и циркулирующего газа на входе в реактор 510 °С; давление в реакторе 3,33 МПа; выход (в % масс.) Н<sub>2</sub>=1,3, сухого газа 8,7, бутановой фракции ( $T_{кр}=425$  °С;  $P_{кр}=3,6$  МПа;  $M=58$ ) 5,4, дебутанизированного бензина ( $d_4^{20}=0,783$ ;  $t_{ср.кип}=126$  °С) 84,6; состав газов (в % масс.): сухого — 8,1 С<sub>1</sub>, 32,3 С<sub>2</sub>, 59,6 С<sub>3</sub>; циркулирующего — 25,4 Н<sub>2</sub>, 9 С<sub>1</sub>, 24,2 С<sub>2</sub>, 23 С<sub>3</sub>, 10,4 С<sub>4</sub>, 8 С<sub>5</sub>; кратность циркулирующего газа 1200 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья; глубина превращения сырья в первом реакторе  $X=55\%$ ; теплота реакции  $q_p=503$  кДж/кг превращенного сырья.

### РЕАКТОРЫ УСТАНОВОК КАТАЛИТИЧЕСКОЙ ИЗОМЕРИЗАЦИИ

Изомеризации подвергают *n*-бутан, *n*-пентан и *n*-гексан в присутствии катализатора. Изобутан, получаемый в процессе изомеризации, можно использовать в реакции алкилирования бутиленами для производства изооктана, а изомеры пентана и гексана — как добавки к автомобильным бензинам. Изомеризация нормальных парафинов — процесс низкотемпературный. Понижение температуры способствует образованию изомеров, но при этом сни-



жается скорость реакции. Снижение давления при низких температурах также вызывает увеличение выхода изомеров. С целью повышения продолжительности работы катализатора процесс ведут под давлением водорода.

Катализаторами изомеризации служат хлористый алюминий, платина, палладий, сульфид вольфрама, никель и оксид молибдена. Все катализаторы, кроме хлористого алюминия, наносят на оксид алюминия или алюмосиликат. В последнее время в качестве катализатора были предложены палладий и платина на цеолите [58].

Изомеризацию в присутствии хлористого алюминия [59] осуществляют в жидкой и паровой фазах. На установках жидкофазной изомеризации *n*-бутана в качестве катализатора применяют раствор хлористого алюминия в треххлористой сурьме, активированный безводным хлористым водородом. Сырье с катализатором перемешивают при помощи мешалки, поскольку плотность раствора 2,5 т/м<sup>3</sup> [36, 60]. Жидкофазную изомеризацию можно осуществлять на хлористом алюминии без треххлористой сурьмы [34]. В этом случае сырье осушают и отдувают в абсорбере от C<sub>1</sub>—C<sub>3</sub> хлористым водородом. Вытекающая с низа абсорбера смесь сырья с хлористым водородом проходит подогреватель, смешивается с циркулирующим водородом из расчета 0,7—1,4 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> жидкости и под давлением 0,5—0,55 МПа поступает в реактор. В реакторе эта смесь барботирует через слой жидкого катализатора высотой 6—7,5 м. Расход хлористого алюминия около 1 кг на 0,5—0,6 м<sup>3</sup> конечного продукта.

Условия жидкофазной изомеризации *n*-гексана на хлористом алюминии следующие [17]:

Температура, °С . . . . .	115—120
Давление, МПа . . . . .	5—6
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup> . . . . .	1—2
Подача водорода в реактор, % масс. на сырье . . . . .	4—8
Глубина превращения за однократный пропуск сырья, % масс. . . . .	60

Конверсия при полной рециркуляции непрореагировавшего сырья для C<sub>6</sub> — 80% масс., для C<sub>5</sub> — 95% масс.

Парофазную изомеризацию *n*-бутана в присутствии хлористого алюминия [61] осуществляют в трубчатом реакторе. В трубках реактора находится катализатор, а между трубками для снятия теплоты реакции циркулирует масло, которое выходит с низа реактора, проходит холодильник и подается наверх. Подогретое сырье и хлористый водород поступают с верха реактора. Условия процесса следующие [62, 63]:

Температура, °С . . . . .	100—125
Давление, МПа . . . . .	1,2—1,8
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup> . . . . .	0,8—1,1
Расход хлористого алюминия, кг/м <sup>3</sup> изобутана . . . . .	24—25
Глубина превращения <i>n</i> -бутана, % . . . . .	98



Изомеризацию на металлических катализаторах осуществляют в реакторах со стационарным слоем катализатора. Ниже приведены условия изомеризции *n*-пентана на различных катализаторах:

	Платина на алюмосиликате [36, 62]	Палладий на цеолите [63]
Температура, °С . . . . .	370—480	350—370
Давление, МПа . . . . .	2,0—5,0	3,1
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup> . . . . .	1,0—6,0	2,0*
Кратность циркуляции водородсодержащего газа, моль/моль сырья . . . . .	2,0—6,0	3,0
Продолжительность контакта, с . . . . .	—	15—37

\* Массовая скорость подачи сырья.

Отечественный катализатор ИП-62 промотируется фтором. Температура процесса на этом катализаторе 350—450 °С. Катализатор ГК-15 (платина и палладий на цеолите) позволяет снизить температуру процесса до 315—340 °С.

Изомеризация протекает с выделением тепла (71—113 кДж/кг превращенного сырья для C<sub>4</sub>—C<sub>9</sub>) [21].

*Пример.* Определить размеры и число трубчатых реакторов на установке парофазной изомеризации *n*-бутана в присутствии хлористого алюминия, если известно: производительность установки по жидкому сырью  $v_c = 100$  м<sup>3</sup>/сут; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 0,8$  ч<sup>-1</sup>; глубина превращения за однократный пропуск сырья  $X' = 45\%$  масс; трубка реактора имеет внутренний диаметр 50 мм, длину 6 м.

*Решение.* Находят коэффициент загрузки реактора по формуле (122)

$$K_3 = \frac{1}{1 - 0,55} = 2,22$$

где 0,55 — доля непрореагировавшего сырья (1—0,45).

Определяют объем реакционного пространства по формуле (184)

$$V_{p.p} = \frac{100 \cdot 2,22}{24 \cdot 0,8} = 11,6 \text{ м}^3$$

Подсчитывают объем одной трубки и общее число трубок

$$V_{тр} = \frac{3,14 \cdot 0,05^2}{4} \cdot 6 = 0,0118 \text{ м}^3 \quad N = \frac{11,6}{0,0118} = 984$$

Принимают три реактора с числом трубок в каждом  $N_1 = 328$ . Находят число трубок, расположенных по диаметру реактора, по формуле (222)

$$n = \sqrt{\frac{4N_1 - 1}{3}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 328 - 1}{3}} = 21$$



Определяют диаметр реактора

$$D = (n + 1) b$$

где  $b$  — расстояние между центрами двух соседних трубок; принимают  $b = 2d = 50 \cdot 2 = 100$  мм.

$$D = (21 + 1) 0,1 = 2,2 \text{ м}$$

Определяют общую высоту реактора

$$H = h_{\text{ц}} + 2h; \quad h = \frac{1}{4} D = \frac{2,2}{4} = 0,54 \text{ м}$$

$$H = 6 + 2 \cdot 0,54 = 7,08 \text{ м}$$

где  $h_{\text{ц}}$  — высота цилиндрической части реактора, м;  $h$  — высота днища, м.

### Задачи

225. Определить размеры реакторов на установке парофазной изомеризации *n*-пентана в присутствии хлористого алюминия, если известно: производительность установки по сырью  $v_c = 500$  м<sup>3</sup>/сут; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,5$  ч<sup>-1</sup>; глубина превращения сырья за однократный пропуск  $X = 60\%$ ; трубки имеют внутренний диаметр 50 мм, длину 5 м; общее число реакторов 5.

226. Определить размеры реактора на установке изомеризации *n*-пентана на платиновом катализаторе, если известно: производительность установки по сырью  $G_c = 800$  т/сут; массовая скорость подачи сырья  $\omega = 2,5$  ч<sup>-1</sup>; насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}} = 650$  кг/м<sup>3</sup>.

227. Определить размеры реакторов на установке изомеризации *n*-гексана в присутствии палладия на цеолите, если известно: производительность установки по сырью  $G_c = 1600$  т/сут; массовая скорость подачи сырья  $\omega = 3,5$  ч<sup>-1</sup>; насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}} = 680$  кг/м<sup>3</sup>; общее число реакторов 2.

228. Определить температуру выхода продуктов изомеризации *n*-пентана из реактора, если известно: катализатор — палладий на цеолите; производительность установки по сырью  $G_c = 1000$  т/сут; состав изомеризата (в % масс.): 1,2 *C*<sub>1</sub>—*C*<sub>3</sub>, 1,0 *C*<sub>4</sub>, 76,8 *изо-C*<sub>5</sub>, 21,0 *n-C*<sub>5</sub>; сырье поступает в реактор с температурой 330 °С; давление в реакторе 3,13 МПа; кратность циркуляции водорода к сырью 3 моль/моль; процесс протекает с выделением тепла ( $q_p = 92$  кДж/кг изопентана).

## ПРОЦЕСС ГИДРОКРЕКИНГА

За годы промышленного применения гидрокрекинг стал одним из наиболее гибких процессов нефтепереработки. Область использования процесса гидрокрекинга очень разнообразна как с точки зрения перерабатываемого сырья — от бензина до тяжелых нефтяных остатков, так и с точки зрения ассортимента получаемых продуктов — от сжиженных газов (*C*<sub>3</sub>—*C*<sub>4</sub>) до остаточных котельных топлив с пониженным содержанием серы [64]. Однако основное направление гидрокрекинга — получение светлых нефтепродуктов: бензина, реактивного и дизельного топлива. При гидрокрекинге на одном и том же сырье, применяя различные условия процесса, можно получить максимальный выход бензина, реактивного и дизельного топлив.



Варьировать состав продуктов гидрокрекинга в широких пределах путем лишь незначительных изменений условий процесса позволяют современные катализаторы.

Основным сырьем промышленных установок является дистиллятное: тяжелые вакуумные газойли сернистых нефтей и соответствующие по фракционному составу дистилляты вторичного происхождения, газойли коксования и каталитического крекинга. Сырье с высоким содержанием серы или азота подвергается двухступенчатому гидрокрекингу. На I ступени процесса удаляются сернистые и азотистые соединения; поэтому сырье с низким содержанием серы и азота можно подвергать одноступенчатому гидрокрекингу. Одноступенчатый процесс применяют также тогда, когда требуется максимальный выход средних дистиллятов. В реакторах I ступени применяют алюмоникелевый, алюмомолибденовый и алюмокобальтмолибденовый катализаторы, на II ступени используют платиновый и палладиевый катализаторы. Катализаторы [65] имеют следующую характеристику:

	Алюмоникель- молибденовый шариковый	Алюмокобальт- молибденовый мелкосфериче- ский
Насыпная плотность, т/м <sup>3</sup> . . . . .	0,69	0,616
Удельная поверхность пор, м <sup>2</sup> /г . . . . .	250	226
Удельный объем пор, мл/г . . . . .	0,55	0,42
Средний радиус пор, А . . . . .	44	37,1
Содержание, % масс.		
оксида молибдена . . . . .	7,5	—
оксида никеля (II) . . . . .	3,5	—

Платина на цеолите [66] отличается большей гидрирующей и изомеризирующей активностью, чем алюмокобальтмолибденовый катализатор.

Применение цеолитных носителей позволяет упростить процесс и проводить гидрокрекинг при температуре на 40—50 °С ниже, чем при обычной алюмосиликатной основе (425 °С против 465—475 °С). Давление в процессе от 3 до 15 МПа.

В большинстве случаев [15, 67] процесс проводят при 420—460 °С, давлении 3—7 МПа, объемной скорости подачи сырья 0,9—1,5 ч<sup>-1</sup> и циркуляции водородсодержащего газа 300—1000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>. Расход водорода при этом 1—3% масс. Глубина превращения обычно 60—80% масс. на жидкое сырье реактора. Тепловой эффект гидрокрекинга для парафинового сырья может составлять от —293 до —420 кДж/кг сырья [68]. Гидрокрекинг проводят в реакторах со стационарным или кипящим слоем катализатора. На установках первого типа обычно перерабатывают вакуумные газойли, на установках второго — нефтяные остатки.

Предприняты попытки математически описать процесс гидрокрекинга, чтобы расчетными методами определять выходы продуктов и создать эффективную систему автоматического управления этим процессом. Для определения основных закономерностей



процесса Д. И. Орочко с соавторами [69] обработал экспериментальные данные об одноступенчатом гидрокрекинге вакуумных дистиллятов ромашкинской и арланской нефтей над алюмокобальтмолибденовым катализатором.

Для гидрокрекинга вакуумного дистиллята при 425 °С и 10 МПа на алюмокобальтмолибденовом катализаторе авторы нашли для ромашкинской нефти

$$\tau = 4,152 \left( \ln \frac{1}{1-X} - X \right) \quad (241)$$

для арланской нефти

$$\tau = 3,333 \left( \ln \frac{1}{1-X} - X \right) \quad (242)$$

где  $\tau$  — условная продолжительность реагирования, обратно пропорциональная удельной объемной скорости подачи сырья ( $\omega$ ), ч;  $X$  — глубина превращения сырья, доли единицы.

Д. И. Орочко с соавторами предлагает следующие кинетические уравнения для расчета выхода фракций: дизельного топлива (160—360 °С)

$$X_{д.т} = \frac{1}{1-K'} [(1-X)^{K'} - (1-X)] \quad (243)$$

легкого бензина (н. к. — 160 °С)

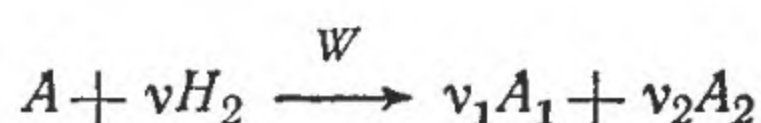
$$X_6 = \frac{K'}{(1-K')(K'-K'')} [(1-X)^{K''} - (1-X)^{K'}] + \\ + \frac{K'}{(1-K')(1-K'')} [(1-X) - (1-X)^{K''}] \quad (244)$$

газа

$$X_{г} = X - (X_{д.т} + X_6) \quad (245)$$

где  $K'$  и  $K''$  — макрокинетические коэффициенты, определяемые из экспериментальных данных и зависящие от температуры процесса и активности катализатора; для гидрокрекинга вакуумного дистиллята ромашкинской нефти (при  $P=10$  МПа)  $K'=1,3$ ,  $K''=2,0$ .

Филимонов и Попов [70] представили процесс гидрокрекинга фракции 195—450 °С над алюмосиликатникелевым катализатором схемой



где  $A$ ,  $A_1$ ,  $A_2$  — соответственно сырье, углеводородный газ и бензин;  $\nu$ ,  $\nu_1$ ,  $\nu_2$  — массовые коэффициенты;  $W$  — скорость реагирования сырья, отнесенная к единице поверхности катализатора, кг/(м<sup>2</sup>·ч).



Авторы получили приближенную математическую модель статистики процесса гидрокрекинга

$$\omega \left[ \ln \frac{1}{X_c} - \lambda(1 - X_c) \right] = K e^{-E/RT} \quad (246)$$

$$X_r = v_1 (1 - X_c) \quad (247)$$

$$X_b = v_2 (1 - X_c) \quad (248)$$

$$X_{д.т} = v_3 X_c \quad (249)$$

$$X_o = (1 - v_3) X_c \quad (250)$$

$$X_{H_2} = (v_1 + v_2 - 1) (1 - X_c) \quad (251)$$

где  $\omega$  — объемная скорость подачи сырья в реактор,  $\text{ч}^{-1}$ ;  $X_c$  — массовая доля сырья в реакционной смеси;  $\lambda$  — коэффициент торможения, практически независимый от температуры и составляющий 0,864—0,868 при 400—425 °С;  $K$  — предэкспоненциальный множитель, равный  $10^{13} \text{ ч}^{-1}$ ;  $E$  — энергия активации, равная  $17,7 \cdot 10^4 \text{ кДж/кмоль}$ ;  $R$  — универсальная газовая постоянная, равная  $8,31 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{К)}$ ;  $T$  — температура процесса гидрокрекинга, К;  $X_r$ ,  $X_b$ ,  $X_{д.т}$ ,  $X_o$  — выход соответственно углеводородного газа, бензина, дизельного топлива и остатка гидрокрекинга, массовые доли на сырье;  $X_{H_2}$  — расход водорода на процесс, массовые доли;  $v_1$ ,  $v_2$ ,  $v_3$  — массовые коэффициенты, соответственно равные 0,17; 0,85 и 0,94.

Непрореагировавшее сырье (фракция 195—450 °С) состоит из дизельного топлива (фракция 195—360 °С) и остатка гидрокрекинга (фракция выше 360 °С), т. е.

$$X_c = X_{д.с} + X_o \quad (252)$$

**Пример 1.** Определить выход продуктов гидрокрекинга вакуумного дистиллята ромашкинской нефти при 10 МПа и 425 °С на алюмокобальтмолибденовом катализаторе, если известно, что:  $K' = 1,3$ ;  $K'' = 2,0$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 1,0 \text{ ч}^{-1}$ .

**Решение.** По уравнению (241) определяют глубину превращения исходного сырья

$$\frac{1}{1,0} = 4,152 \left( \ln \frac{1}{1-X} - X \right) \quad 2,3 \lg \frac{1}{1-X} - X = 0,24$$

Методом подбора находят  $X = 0,55$ .

Определяют выходы фракций

дизельного топлива по уравнению (243)

$$X_{д.т} = \frac{1}{1-1,3} [(1-0,55)^{1,3} - (1-0,55)] = 0,316$$

легкого бензина по уравнению (244)

$$X_b = \frac{1,3}{(1-1,3)(1,3-2,0)} [(1-0,55)^{2,0} - (1-0,68)^{1,3}] + \\ + \frac{1,3}{(1-1,3)(1-2,0)} [(1-0,55) - (1-0,68)^{2,0}] = 0,126$$



газа по уравнению (245)

$$X_r = 0,55 - (0,316 + 0,126) = 0,108$$

**Пример 2.** Определить выход продуктов гидрокрекинга фракции 195—450 °С на алюмосиликатникелевом катализаторе и расход водорода, если известно, что: объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,0 \text{ ч}^{-1}$ ; температура процесса 415 °С.

**Решение.** По уравнению (248) находят массовую долю сырья в реакционной смеси ( $X_c$ )

$$\omega = 2,0 \text{ ч}^{-1}; \quad \lambda = 0,866; \quad K = 10^{13} \text{ ч}^{-1}; \quad E = 17,7 \cdot 10^4 \text{ кДж/моль}$$

$$T = 273 + 415 = 688 \text{ К}; \quad R = 8,31 \text{ кДж/(моль} \cdot \text{К)}$$

$$2,0 \left[ \lg \frac{1}{X_c} - 0,866 (1 - X_c) \right] = 1 \cdot 10^{13} \cdot 2,7183^{\frac{17,7 \cdot 10^4}{8,31 \cdot 688}}$$

$$0,866 X_c - 2,31 \lg X_c = 1,048; \quad X_c = 0,58$$

Подсчитывают выход по уравнению (247) — (250) углеводородного газа

$$X_r = 0,17 (1 - 0,58) = 0,071, \quad \text{или} \quad 7,1\%$$

бензина

$$X_b = 0,85 (1 - 0,58) = 0,357, \quad \text{или} \quad 35,7\%$$

дизельного топлива

$$X_{д.т} = 0,94 \cdot 0,58 = 0,545, \quad \text{или} \quad 54,5\%$$

остатка гидрокрекинга

$$X_o = (1 - 0,94) 0,58 = 0,035, \quad \text{или} \quad 3,5\%$$

Находят расход водорода по уравнению (257)

$$X_{H_2} = (0,17 + 0,85 - 1) 0,42 = 0,0084, \quad \text{или} \quad 0,84\%$$

Аппаратуру установки гидрокрекинга со стационарным слоем катализатора рассчитывают по такой же методике, как и для платформинга.

### Задачи

229. Определить выход продуктов гидрокрекинга вакуумного дистиллята ромашкинской нефти при 10 МПа и 450 °С на алюмокобальтмолибденовом катализаторе, если известно:  $K' = 1,3$ ;  $K'' = 2,0$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 1,5 \text{ ч}^{-1}$ .

230. Определить выход продуктов гидрокрекинга фракции 195—450 °С на алюмосиликатникелевом катализаторе и расход водорода, если известно: объемная скорость подачи сырья  $\omega = 1,0 \text{ ч}^{-1}$ ; температура процесса 425 °С.

231. Определить размеры реакторов установки одноступенчатого гидрокрекинга с неподвижным слоем катализатора, если известно: производительность установки по сырью  $G_c = 1000 \text{ т/сут}$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 1,2 \text{ ч}^{-1}$ ; катализатор — алюмокобальтмолибденовый с насыпной плотностью  $\rho_{нас} = 0,65 \text{ т/м}^3$ ; сырье — тяжелый газойль плотностью  $d_4^{20} = 0,882$ ; общее число реакторов 3.



232. Определить размеры реакторов установки двухступенчатого гидрокрекинга с неподвижным слоем катализатора, если известно: производительность установки по сырью  $G_c = 50\,000$  кг/ч; сырье — вакуумный газойль плотностью  $d_4^{20} = 0,996$ ; объемная скорость подачи сырья в реактор первой ступени  $\omega_1 = 1,0$  ч<sup>-1</sup>; в реактор второй ступени  $\omega_2 = 2,0$  ч<sup>-1</sup>; плотность гидрогенизата первой ступени  $d_4^{20} = 0,858$ ; в реакторах первой ступени применяется алюмокобальтмолибденовый катализатор, во второй ступени — платина на окиси алюминия; насыпная плотность катализаторов  $\rho_{нас} = 0,65$  т/м<sup>3</sup>; на первой ступени гидрокрекинга работают три реактора, на второй — два.

233. Определить размеры реактора установки гидрокрекинга с кипящим слоем катализатора, если известно: производительность установки по сырью  $G_c = 75\,000$  кг/ч; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 1,5$  ч<sup>-1</sup>; насыпная плотность катализатора  $\rho_{нас} = 700$  кг/м<sup>3</sup>; плотность кипящего слоя  $\rho_{к.с} = 500$  кг/м<sup>3</sup>; объем паров над кипящим слоем катализатора  $V_{п} = 2,6$  м<sup>3</sup>/с; скорость движения паров  $u = 0,3$  м/с; сырье — вакуумный газойль плотностью  $d_4^{20} = 0,920$ ; высота отстойной зоны  $h_{о.з} = 4,75$  м.

### ПРОЦЕСС ГИДРОДЕАЛКИЛИРОВАНИЯ

Процесс гидродеалкилирования применяют для получения бензола и ксилолов из толуола и получения нафталина из алкилнафталина. Различают процессы термического и каталитического гидродеалкилирования. Термическое гидродеалкилирование проводят в реакторах с инертной насадкой при следующих условиях [15, 71, 72]:

Температура, °C . . . . .	650—750
Давление, МПа . . . . .	5,05
Отношение водород: сырье	
мольное . . . . .	3—4:1
объемное, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> . . . . .	2500—3000
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup>	1,0—4,0
Расход водорода при выходе бензола	
78,7% масс. на толуол, % масс. на сырье . . . . .	2,1

На одной из установок толуол подвергали термическому гидродеалкилированию [73] при 750 °C, 4,0 МПа, мольном отношении водорода к сырью 3,3, объемной скорости подачи сырья 2,4 ч<sup>-1</sup>. На этой установке выход жидких продуктов составил 89% масс., в том числе бензола 70, толуола 12, остатка 5. Повышением температуры до 790 °C можно получить те же выходы продуктов при значительно более высокой объемной скорости подачи сырья. Снижение отношения водород : сырье и давления ведет к сокращению выхода бензола.

Каталитическое гидродеалкилирование [15] проводят при 620—650 °C, 6,5—10 МПа в присутствии катализаторов: никеля и кобальта на оксиде алюминия, оксиднокобальтмолибденового, алюмохромового и алюмомолибденового. Гидродеалкилирование в присутствии алюмокобальтмолибденового катализатора ведут при следующих условиях [71]:

Температура, °C . . . . .	550—580
Давление, МПа . . . . .	5,55
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup>	1,0
Отношение водород: сырье, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> . . . . .	1500—2000



Наилучшие результаты по гидродеалкилированию метилнафталина [74] получены на катализаторах с носителем оксид алюминия: оксидных молибдена и кобальта (8,5%  $\text{MoO}_3$ , 3%  $\text{CoO}$  и 88%  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ); хрома и кремния (18%  $\text{Cr}_2\text{O}_3$ , 4%  $\text{SiO}_2$  и 78%  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ). Оптимальными условиями каталитического гидродеалкилирования метилнафталина являются:

Температура, °C . . . . .	515
Давление, МПа . . . . .	5,6
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup> . . . . .	4,0
Отношение водород: сырье, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> . . . . .	520

В соответствии с технологической схемой сырье и продукты гидродеалкилирования поступают в колонну для разделения на нафталиновую и бензиновую фракции, сырье гидродеалкилирования и остаток. Сырье гидродеалкилирования смешивается с циркулирующим водородом и водой, способствующей повышению селективности процесса и резко снижающей коксообразование, нагревается в печи и направляется в реактор. Катализатор работает без регенерации до 1 года. Продукты реакции после охлаждения поступают в сепаратор высокого давления. С верха сепаратора выходит циркулирующий водород, который затем очищают от примесей в абсорбере. Жидкая фаза входит в сепаратор

ТАБЛИЦА 9. ВЫХОД (в % масс.) ПРОДУКТОВ  
ГИДРОДЕАЛКИЛИРОВАНИЯ ФРАКЦИИ 200—270 °C  
РАЗЛИЧНОГО ПРОИСХОЖДЕНИЯ

Показатели	Дистиллят каталитического риформинга	Дистиллят каталитического крекинга		
		жесткого режима	жесткого режима гидроочищенный	обычного режима
<i>Приход</i>				
Сырье	100,0	100,0	100,0	100,0
Водород	1,2	2,3	1,7	2,3
<i>Расход</i>				
Нафталин (товарный)	37,5	21,3	25,1	7,0
Бензин, н. к. — 200 °С	36,0	43,0	38,0	46,7
Газы C <sub>1</sub> —C <sub>4</sub>	23,4	29,5	29,7	40,8
Фракции выше 270 °С	—	6,0	6,7	4,4
Кокс и потери	4,3	2,5	2,2	3,4
Соотношение между рециркулирующей фракцией и сырьем	0,6:0,4	0,65:0,35	0,6:0,4	0,7:0,3

низкого давления, затем смешивается с сырьем и проходит в колонну для дальнейшего разделения. В процессе гидродеалкилирования фракции 200—270 °C различного происхождения на алю-



мокобальтмолибденовом катализаторе при 530 °С, 6 МПа, объемной скорости подачи сырья 0,5 ч<sup>-1</sup>, циркуляции водорода 1000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья были получены результаты, приведенные в табл. 9 [34].

Получаемый бензин имеет октановое число 93 (по моторному методу). Реакция гидродеалкилирования ароматических углеводородов сопровождается выделением тепла. Так, при гидродеалкилировании толуола выделяется 544 кДж/кг сырья, а при гидродеалкилировании ксилолов 1046 кДж/кг.

### Задачи

234. Определить размеры реактора установки гидродеалкилирования метилнафталина в присутствии алюмокобальтмолибденового катализатора, если известно: производительность установки по сырью  $G_c = 5200$  кг/ч; плотность сырья  $d_4^{20} = 1,000$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 0,5$  ч<sup>-1</sup>.

235. Определить массу холодного водорода, вводимого в реактор установки гидродеалкилирования, если известно: производительность реактора по сырью  $G_c = 4600$  кг/ч; сырье — тяжелый остаток плотностью  $d_4^{20} = 0,825$  после каталитического риформинга бензина; кратность циркуляции водородсодержащего газа 1000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья; температура сырья на входе и продуктов на выходе из реактора соответственно 615 и 635 °С; давление в реакторе 6 МПа; выход продуктов (в % масс.): нафталина 36,0; бензина 47,6; котельного топлива 8,0; газа 9,6; расход водорода 1,2% масс.



В раздел курса технологии переработки нефти и газа, посвященный использованию углеводородных газов, включены вопросы подготовки и переработки этих газов с целью получения высококачественных компонентов моторных топлив и сырья для нефтехимии. В настоящей главе рассмотрены процессы полимеризации газообразных олефинов и алкилирования изобутана и бензола газообразными олефинами.

#### РЕАКТОРЫ УСТАНОВОК ПОЛИМЕРИЗАЦИИ ГАЗООБРАЗНЫХ ОЛЕФИНОВ

Полимеризацию широко применяют для производства полимербензина, а также различных легких полимеров: три-, тетра- и пентамеров пропилена как исходного сырья для приготовления моющих средств. Полимеризацию олефинов можно проводить в присутствии фосфорной, серной или фтористоводородной кислоты, фтористого бора и хлористого алюминия. Наиболее распространена фосфорная кислота на твердом носителе (кварце, кизельгуре, алюмосиликатах). Глубина превращения олефинов в присутствии катализаторов (в %): изобутилена 100; *n*-бутилена 90—100; пропилена 70—90; этилена 20—30. При полимеризации олефинов выделяется тепло — около 1548 кДж/кг пропилена и около 712 кДж/кг бутиленов [75].

Процесс проводят в реакторах трубчатого или камерного типа. В реакторах трубчатого типа катализатор располагается в трубках диаметром 50—150 мм, между которыми для снятия тепла реакции циркулирует кипящая вода. В реакторах камерного типа катализатор располагается слоями (по 0,6—2,4 м), и температура в них поддерживается вводом в реактор охлажденного сжиженного пропана. Разность температур продуктов на выходе и сырья на входе в реактор [40] 8—10 °С для реакторов трубчатого типа и 50—60 °С для реакторов камерного типа.

Условия процесса зависят от природы катализатора, сырья и ассортимента получаемых продуктов. Так, полимеризацию пропан-пропиленовой фракции на ортофосфорной кислоте с целью



получения тетрамеров пропилена осуществляют при следующих условиях [76—78]:

Давление, МПа . . . . .	7,0—8,0
Температура, °С	
на входе сырья в реактор . . . . .	180—210
на выходе продуктов из реактора . . . . .	225—230
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup>	
по пропилену . . . . .	0,6—0,65
по суммарному сырью . . . . .	3,3—4,5
Коэффициент рециркуляции легких полимеров, %	
на исходный пропилен . . . . .	500—600
на исходное сырье . . . . .	150—200
Глубина превращения пропилена, % масс. . . . .	80—90
Выход тетрамеров пропилена, % масс. на пропилен	
пропущенный . . . . .	65—70
прореагировавший . . . . .	70—80

За целевые продукты принимают фракции 175—215 °С (тетрамеры пропилена) и 215—260 °С (пентамеры пропилена). Фракция 50—175 °С (легкие полимеры) идет на рециркуляцию для увеличения выхода целевых продуктов.

Полимеризацию пропилена на ортофосфорной кислоте с целью получения полимербензина [15, 79] проводят при 220—230 °С, 6,5—7 МПа, объемной скорости подачи сырья 1,7—2,9 ч<sup>-1</sup>. Если вместо кизельгура применяют кварцевый носитель, процесс полимеризации ведут при меньшем давлении (1,4—3,5 МПа), что допускается вследствие простоты регенерации кварцевого носителя.

Полимеризацию смеси пропилена и бутиленов осуществляют на катализаторе — фосфорной кислоте на кизельгуре при 200 °С, 5 МПа, объемной скорости подачи сырья 2 ч<sup>-1</sup> и мольном соотношении пропилена и бутиленов 1—1,3:1. При этом глубина превращения непредельных углеводородов 80—85% [80]. Полимеризацию бутиленов [15, 81] проводят при 170—180 °С, 4,0—6,0 МПа и объемной скорости подачи сырья 4 ч<sup>-1</sup>. Выход полимеров 900—1200 кг/кг катализатора в трубчатых реакторах и 400—500 кг/кг в камерных [74].

При составлении материального баланса установки полимеризации выход полимербензина определяется количеством прореагировавшего олефина, остальное составляет отработанная бутан-бутиленовая или пропан-пропиленовая фракция.

При определении размеров и числа реакторов трубчатого типа рассчитывают следующие показатели.

1. Объем ( $V_{к.р}$ , м<sup>3</sup>) катализатора, находящегося в реакторе

$$V_{к.р} = V_c / \omega \quad (253)$$

где  $V_c$  — объем сырья в жидком состоянии при температуре реакции, м<sup>3</sup>/ч;  
 $\omega$  — объемная скорость подачи сырья, ч<sup>-1</sup>.

2. Объем одной трубки ( $V_{тр}$ , м<sup>3</sup>), где расположен катализатор. Внутренний диаметр трубки принимается равным 50,8—127,0 мм [15].



### 3. Общее число трубок $N$

$$N = V_{\text{к.р}}/V_{\text{тр}} \quad (254)$$

4. Число реакторов, исходя из того, что в одном реакторе расположено около 200 трубок.

5. Число ( $n$ ) трубок, расположенных по диаметру реактора

$$n = \sqrt{\frac{4N_1 - 1}{3}} \quad (255)$$

где  $N_1$  — число трубок в одном реакторе.

6. Диаметр ( $D$ , м) реактора

$$D = (n + 1) b \quad (256)$$

где  $b$  — расстояние между центрами трубок, равное 150—170 мм.

7. Высоту реактора определяют, исходя из длины трубки и расстояний от трубных решеток до верхнего и нижнего днищ. Расстояние от трубной решетки до днища принимают равным  $0,5 D$ .

8. Проверяют, достаточна ли поверхность теплообмена для снятия теплоты реакции кипящей воды. При температуре воды на  $10—15^\circ\text{C}$  ниже температуры реакции общий коэффициент теплопередачи в реакторе составляет  $419—838 \text{ кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{K})$  [15].

Для реакторов камерного типа определяют следующие показатели.

1. Объем катализатора в реакторе ( $V_{\text{к.р}}$ ,  $\text{м}^3$ ).

2. Принимают диаметр реактора ( $D$ , м), высоту слоя катализатора ( $h$ , м) и расстояние между слоями ( $a$ , м).

3. Число слоев ( $n'$ )

$$n' = V_{\text{к.р}}/(Fh) \quad (257)$$

где  $F$  — сечение реактора,  $\text{м}^2$ .

4. Высоту реактора ( $H$ , м)

$$H = n'h + 2h_{\text{д}} + (n' - 1) a \quad (258)$$

где  $h_{\text{д}}$  — высота днища, м ( $h_{\text{д}} = 1/2 D$  для полусферических днищ;  $h_{\text{д}} = 1/4 D$  для полуэллиптических днищ).

**Пример 1.** На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты перерабатывают  $400\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$  углеводородного газа. Составить материальный баланс установки и определить состав отработанного газа, если известно: состав сырья (в % масс.):  $\text{C}_3\text{H}_6$  13,6;  $\text{C}_3\text{H}_8$  33,4;  $\text{C}_4\text{H}_8$  23,0;  $\text{C}_4\text{H}_{10}$  30,0; глубина превращения бутиленов 100%, пропилена 90%.

**Решение.** Подсчитывают среднюю молекулярную массу сырья

$$M_{\text{ср}} = \frac{100}{\frac{13,6}{42} + \frac{33,4}{44} + \frac{23,0}{56} + \frac{30,0}{58}} = 49,8$$



Определяют плотность сырья при нормальных условиях

$$\rho_c = \frac{49,8}{22,4} = 2,12 \text{ кг/м}^3$$

Находят массу перерабатываемого сырья

$$G_c = \frac{400\,000 \cdot 2,12}{1000} = 848 \text{ т/сут}$$

Определяют выход полимербензина

$$G_6 = 848 \cdot 0,136 \cdot 0,9 + 848 \cdot 0,23 \simeq 300 \text{ т/сут}$$

Результаты подсчетов сводят в таблицу:

Сырье	% масс.	т/сут	Продукт	% масс.	т/сут
<i>Приход</i>			<i>Расход</i>		
Пропан-пропиленовая фракция	100,0	848	Полимербензин	35,2	300
			Отработанный газ	64,8	548
Итого . . .	100,0	848	Итого . . .	100,0	848

В состав отработанного газа входят весь бутан, пропан и часть пропилена ( $13,6 \cdot 0,1 = 1,4\%$  на сырье). Результаты подсчета сводят в таблицу:

Углеводород	% масс. на сырье	% масс. на отработанный газ
Пропилен	1,4	2,2
Пропан	33,4	51,6
Бутан	30,0	46,2
Итого . . .	64,8	100,0

*Пример 2.* На установке полимеризации бутан-бутиленовой фракции в присутствии ортофосфорной кислоты на кизельгуре перерабатывают 400 т/сут сырья. Определить диаметр и число реакторов трубчатого типа, если известно: массовая скорость подачи сырья  $\omega = 0,8 \text{ ч}^{-1}$ ; насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}} = 1,0 \text{ т/м}^3$ ; диаметр трубок  $102 \times 8 \text{ мм}$ , длина их 6 м; расстояние между центрами трубок  $b = 170 \text{ мм}$ .



*Решение.* Определяют количество катализатора, находящегося в реакторах

$$G_{\text{кат}} = \frac{400 \cdot 1000}{24 \cdot 0,8} = 20\,800 \text{ кг}$$

Находят объем реакционного пространства

$$V_{\text{р.п}} = \frac{20\,800}{1000} = 20,8 \text{ м}^3$$

Подсчитывают объем одной трубки

$$V_{\text{тр}} = \frac{3,14 \cdot 0,086^2 \cdot 6}{4} = 0,035 \text{ м}^3$$

Определяют необходимое число трубок по уравнению (254)

$$N = \frac{20,8}{0,035} = 596$$

Принимают три реактора с числом трубок в каждом

$$N_1 = \frac{596}{3} = 199$$

Определяют число трубок по диаметру реактора по уравнению (255)

$$n = \sqrt{\frac{4 \cdot 199 - 1}{3}} = 17$$

Подсчитывают диаметр реактора по уравнению (256)

$$D = (17 + 1) 0,17 \simeq 3,2 \text{ м}$$

*Пример 3.* На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты перерабатывают 400 т/сут пропан-пропиленовой фракции. Определить размеры реактора камерного типа, если известно: высота одного слоя катализатора в реакторе  $h = 1,1$  м, а расстояние между соседними слоями  $a = 0,6$  м; массовая скорость подачи сырья  $\omega = 1,0 \text{ ч}^{-1}$ ; насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}} = 10 \text{ т/м}^3$ .

*Решение.* Определяют массу катализатора, находящегося в реакторе

$$G_{\text{к.р}} = \frac{400 \cdot 1000}{24 \cdot 1,0} = 16\,700 \text{ кг}$$

Находят объем катализатора в реакторе

$$V_{\text{к.р}} = \frac{16\,700}{1000} = 16,7 \text{ м}^3$$

Принимают диаметр реактора  $D = 2$  м, тогда сечение его составляет

$$F = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ м}^2$$



Определяют число слоев катализатора по уравнению (257)

$$n' = \frac{16,7}{3,14 \cdot 1,1} = 5$$

Высота реактора составляет по уравнению (258)

$$H = 5 \cdot 1,1 + 2 \cdot 0,5 + 0,6(5 - 1) = 8,9 \text{ м}$$

где  $h_d$  — высота до верхнего и нижнего днищ в отдельности 1 м.

### ПРОЦЕСС КАТАЛИТИЧЕСКОГО АЛКИЛИРОВАНИЯ ПАРАФИНОВЫХ И АРОМАТИЧЕСКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ ОЛЕФИНАМИ

Процесс алкилирования изобутана пропиленом и бутиленами предназначен для получения алкилатов — высокооктановых компонентов бензина. Алкилирование бензола пропиленом проводят с целью получения изопропилбензола — также высокооктанового компонента бензина, либо с целью получения сырья для производства фенола и ацетона. В результате алкилирования бензола этиленом получают этилбензол, который путем дегидрирования превращают в стирол — сырье для производства каучука. Катализаторами алкилирования изобутана олефинами чаще всего служат серная и фтористоводородная кислоты. При алкилировании ароматических углеводородов олефинами применяют ортофосфорную кислоту на твердом носителе и хлористый алюминий.

Сернокислотное алкилирование изобутана бутиленами осуществляют при 0—10 °С [15, 76] и 0,757—0,858 МПа. Для подавления реакции полимеризации олефинов [36] создают в реакторе избыток (мольный) изобутана, составляющий 6—10:1 на олефины. Объемное соотношение между углеводородной и сернокислотной фазами в реакторе поддерживают от 1:1 до 1:2 [51]. В реактор подают [33] 98%-ную свежую кислоту, а выводят отработанную — концентрацией менее 90%. Продолжительность контакта кислоты с сырьем 20—30 мин [15]. Расходуется кислоты обычно 16—18% масс. [51], а в отдельных случаях до 20% масс. на алкилат.

Выход продуктов алкилирования (алкилата) можно принять равным 180—200% масс. от олефинов, вступивших в реакцию. Причем 90—95% всего алкилата приходится на компонент авиационного бензина (авиаалкилат) и лишь 5—10% на компонент автомобильного (автоалкилат). Реакция алкилирования изобутана бутиленом сопровождается выделением тепла: 1381 кДж/кг бутиленов [82] или от 732,5 до 962,7 кДж/кг алкилата [15, 17]. Объемная скорость подачи сырья в реактор 0,39—0,40 ч<sup>-1</sup>. Сернокислотное алкилирование осуществляют в реакторах двух типов: турбосмесительном и каскадном.

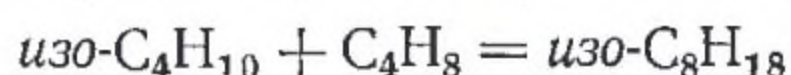


В табл. 10 приведены примеры технологического режима работы и качество продуктов блока ректификации установки серно-кислотного алкилирования изобутана бутиленами [51].

ТАБЛИЦА 10. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РЕЖИМ РАБОТЫ УСТАНОВКИ И КАЧЕСТВО ПРОДУКТОВ

Показатели	Колонна			
	пропановая	изобутановая	бутановая	вторичной перегонки
Давление, МПа	1,60—1,70	0,65—0,70	0,45—0,50	Не более 0,13
Температура, °С				
верха	40—45	45—55	45—50	100—115
низа	85—100	95—120	125—135	До 220
Углеводородный состав сырья, % объемн.				
C <sub>3</sub>	2,0	1,5	—	—
изо-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	89,0	66,0	1,5	—
н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	9,0	15,0	32,0	—
C <sub>5</sub> и выше	—	17,5	66,5	100
Углеводородный состав рек- тификата, % объемн.				
C <sub>3</sub>	95,0	2,0	—	—
изо-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5,0	89,0	2,8	—
н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	—	9,0	71,0	—
C <sub>5</sub> и выше	—	—	26,2	—

При составлении материального баланса установки алкилирования подсчитывают количество каждого компонента в исходном сырье и изобутана, вступающего в реакцию, по уравнению



т. е. на 1 моль изобутана требуется 1 моль бутилена. Отсюда на 58 кг изобутана потребуется 56 кг бутиленов. Массовое отношение  $a$  изобутана к бутиленам составляет

$$a = \frac{58}{56} = 1,04$$

Практически массовое соотношение реагирующих изобутана и бутиленов от 1,1 : 1 до 1,2 : 1.

Выход алкилата определяют по количеству изобутана и бутиленов, вступивших в реакцию. В состав отработанной бутан-бутиленовой фракции входят *н*-бутан, изобутан и бутилены, не вошедшие в реакцию. Выход пропана равен его содержанию в исходном сырье.

Для определения размеров и числа реакторов алкилирования изобутана бутиленами вычисляют объем углеводородной и кислотной фаз; реакционный объем — по продолжительности пребывания сырья или по объемной скорости его подачи; число стан-



дартных реакторов либо диаметр и высоту реакционной части реактора — по реакционному объему. В случае выбора реактора турбосмесительного типа следует учесть пространство, занимаемое теплоотводящими трубами внутренним диаметром 48 мм. В стандартном реакторе число теплоотводящих труб 324. Длина каждой трубы 5,05 м.

Фтористоводородное алкилирование изобутана бутиленами проводят при 25—40 °С [36] и 0,8—1,16 МПа. Теплоту реакции снимают циркулирующей водой. Соотношение изобутана и бутиленов 6—10:1 [83]. Продолжительность контакта сырья с кислотой 5—10 мин при объемном их соотношении 1:1. Концентрация фтористоводородной кислоты 80—90%. Расход катализатора не превышает 1 кг/т алкилата.

Фосфорнокислотное алкилирование бензола пропиленом [15, 76, 84, 85] осуществляют при 225—250 °С, 3,0—4,0 МПа, мольном отношении бензол:пропилен=3,0—3,5:1 или массовом отношении 5—6:1, объемной скорости подачи сырья 3,0—4,0 ч<sup>-1</sup> и глубине превращения пропилена 85%. Для поддержания активности катализатора в сырье вводят 2% масс. водяного пара. На 1 кг катализатора получают 0,78—0,80 м<sup>3</sup> изопропилбензола. Катализатор работает 30 сут, затем его заменяют свежим. Теплоту реакции снимают кипящей водой, циркулирующей по межтрубному пространству. Теплота реакции при 250 °С 98,0 кДж/моль пропилена [77]. При проведении процесса в реакторе камерного типа, где катализатор расположен слоями, теплоту реакции снимают холодным пропаном, подаваемым между слоями катализатора.

Бензол алкилируют пропиленом в присутствии хлористого алюминия в паровой фазе в реакторе типа теплообменного аппарата в трубках реактора находится катализатор, а по межтрубному пространству для отвода тепла реакции циркулирует масло. Циркулирующее масло отдает тепло сырью в теплообменнике, охлаждается в холодильнике и вновь возвращается в реактор. Процесс осуществляют при следующих условиях [77]:

Температура в зоне реакции, °С . . . . .	250—300
Давление в реакторе, МПа . . . . .	1,7—2,0
Мольное соотношение бензол:пропилен . . . . .	3:1
Средняя продолжительность работы катализатора, ч . . . . .	700
Расход катализатора, кг/м <sup>3</sup> изопропилбензола . . . . .	1,2

*Пример 1.* Составить материальный баланс установки алкилирования бутан-бутиленовой фракции производительностью 68 000 т/год по сырью, если известно: состав сырья (в % масс.): С<sub>3</sub>Н<sub>6</sub> 1,2; С<sub>3</sub>Н<sub>8</sub>; *изо*-С<sub>4</sub>Н<sub>8</sub> 5,5; *н*-С<sub>4</sub>Н<sub>8</sub> 26,6; *изо*-С<sub>4</sub>Н<sub>10</sub> 38,8; *н*-С<sub>4</sub>Н<sub>10</sub> 26,6; массовое отношение реагирующего изобутана к олефинам 1,1:1; алкилат состоит на 90% из авиаалкилата и на 10% из автоалкилата; глубина превращения пропилена и бутиленов 100%.



*Решение.* Подсчитывают общую массу олефинов

$$G_1 = 68\,000 \cdot 0,12 + 68\,000 \cdot 0,055 + 68\,000 \cdot 0,266 = 22\,650 \text{ т/год}$$

Определяют массу изобутана, вступившего в реакцию

$$G_2 = 22\,650 \cdot 1,1 = 24\,915 \text{ т/год}$$

Рассчитывают выход алкилата

$$G_3 = 22\,650 + 24\,915 = 47\,565 \text{ т/год}$$

в том числе

авиаалкилата

$$G_4 = 47\,565 \cdot 0,90 = 42\,808 \text{ т/год}$$

автоалкилата

$$G_5 = 47\,565 - 42\,808 = 4\,757 \text{ т/год}$$

Результаты подсчетов сводят в таблицу:

Сырье	% масс.	т/год	Продукт	% масс.	т/год
<i>Приход</i>			<i>Расход</i>		
$C_3H_6$	1,2	780	Авиаалкилат	63,0	42 808
$C_3H_8$	1,3	820	Автоалкилат	7,0	4 757
изо- $C_4H_8$	5,5	3 760	Отработанная бутан-	28,7	19 615
н- $C_4H_8$	26,6	18 110	бутиленовая фрак-		
изо- $C_4H_{10}$	38,8	26 420	ция		
н- $C_4H_{10}$	26,6	18 110	Пропан	1,3	820

*Пример 2.* На установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции перерабатывают 70 000 т/год сырья. Определить выход авиаалкилата и автоалкилата, если известно, что в исходной смеси содержится олефинов 31,4% масс.

*Решение.* Принимают выход всего алкилата равным 175% от олефинов, а авиаалкилата 90% от всего алкилата. Определяют выход всего алкилата

$$G_1 = 70\,000 \cdot 0,314 \cdot 1,75 = 38\,400 \text{ т/год}$$

Подсчитывают выход авиаалкилата

$$G_2 = 38\,400 \cdot 0,90 = 34\,560 \text{ т/год}$$

Находят выход автоалкилата

$$G_3 = 38\,400 \cdot 0,10 = 3\,840 \text{ т/год}$$

*Пример 3.* Составить материальный баланс установки сернокислотного алкилирования бензола пропиленом, если известно: состав сырья — пропан-пропиленовой фракции (в % масс.):  $C_3H_6$  38,27;  $C_3H_8$  55,47;  $C_4H_8$  2,94;  $C_4H_{10}$  3,32; производительность установки 20 000 т/год по пропан-пропиленовой фракции; глубина превращения пропилена 99%, бутиленов 100%; число рабочих



дней в году 310; массовое соотношение изопропилбензола и полиизопропилбензола 8:1.

*Решение.* Подсчитывают массу пропилена, вступившего в реакцию

$$G_1 = \frac{20\,000 \cdot 38,27 \cdot 0,99}{100} = 7600 \text{ т/год}$$

Определяют массу бутиленов, вступивших в реакцию

$$G_2 = \frac{20\,000 \cdot 2,94}{100} = 588 \text{ т/год}$$

Находят массу бензола, вступившего в реакцию с пропиленом

$$G_3 = \frac{G_1 M_3}{M_1} = \frac{7600 \cdot 78}{42} = 14\,100 \text{ т/год}$$

с бутиленом

$$G_4 = \frac{G_2 M_3}{M_2} = \frac{588 \cdot 78}{56} = 820 \text{ т/год}$$

т. е. всего 14 920 т/год.

где  $M_1$ ,  $M_2$ ,  $M_3$  — молекулярная масса пропилена, бутиленов и бензола.

Определяют массу образующегося изопропилбензола

$$G_5 = \frac{(14\,100 + 7600) \cdot 8}{9} = 19\,300 \text{ т/год}$$

Подсчитывают массу полиизопропилбензола

$$G_6 = \frac{14\,100 + 7600}{9} = 2400 \text{ т/год}$$

Выход полиалкилбензола складывается из выходов полиизопропилбензола и бутилбензола

$$G_7 = 820 + 588 + 2400 = 3808 \text{ т/год}$$

Результаты подсчетов сводят в таблицу:

Сырье	% масс.	т/сут	т/год	Продукт	% масс.	т/сут	т/год
<i>Приход</i>				<i>Расход</i>			
Бензол	42,7	48,1	14 920	Изопропилбен- зол	55,3	62,2	19 300
Пропан-пропи- леновая фракция	57,3	64,5	20 000	Полиалкилбен- зол	10,9	12,3	3 808
				Отработанная пропан-про- пиленовая фракция	33,8	38,1	11 812
Итого . . .	100,0	112,6	34 920	Итого . . .	100,0	112,6	34 920



**Пример 4.** Определить объем реакционного пространства реактора установки сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции, если известно: объемное соотношение углеводородного сырья реактора и кислоты 1:1, производительность установки по сырью  $G_c = 8000$  кг/ч; плотность жидкой бутан-бутиленовой фракции  $d_4^{20} = 0,602$ ; продолжительность контакта в реакторе  $\tau = 20$  мин; содержание олефинов в сырье 31,4% масс.; массовое отношение циркулирующего изобутана к олефинам 6:1; температура реакции 0 °С.

**Решение.** Определяют объем сырья, поступившего в реактор в течение 20 мин

$$V_c = \left( \frac{8000}{602} + \frac{8000 \cdot 31,4 \cdot 6}{100 \cdot 603} \right) \frac{20}{60} = 12,8 \text{ м}^3$$

где 603 — плотность изобутана при 0 °С, кг/м<sup>3</sup>.

Подсчитывают объем реакционного пространства

$$V_{p.p} = 12,8 \cdot 2 = 25,6 \text{ м}^3$$

### Задачи

236. На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты перерабатывают пропан-пропиленовую фракцию. Составить материальный баланс установки, если известно: производительность установки  $G_c = 100\,000$  т/год по сырью; содержание пропилена в сырье 29,2% масс.; глубина превращения пропилена  $X = 85\%$ .

237. На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты перерабатывают 65 500 м<sup>3</sup>/сут пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций. Подсчитать материальный баланс установки, если известно: состав сырья (в % объемн.):  $C_3H_6$  24,2;  $C_3H_8$  36,0;  $C_4H_{10}$  20,6;  $C_4H_8$  19,2; глубина превращения бутиленов 95%, пропилена 80%.

238. На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты на кварце перерабатывают 300 т/сут пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций. Определить размеры и число реакторов трубчатого типа, если известно: плотность жидкого сырья  $d_4^{20} = 0,585$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,0$  ч<sup>-1</sup>; диаметр трубок 76×8 мм; длина трубок 5,0 м; расстояние между центрами трубок  $b = 150$  мм.

239. На установке полимеризации с реактором камерного типа в присутствии ортофосфорной кислоты на кизельгуре перерабатывают 200 т/сут пропан-пропиленовой фракции. Определить размеры реактора, если известно: плотность жидкого сырья  $d_4^{20} = 0,528$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,2$  ч<sup>-1</sup>; высота одного слоя катализатора  $h = 1,2$  м; расстояние между соседними слоями  $a = 0,6$  м.

240. Определить массу водяного пара, образующегося на установке полимеризации пропан-пропиленовой фракции, если известно: производительность установки по полимербензину 12 500 кг/ч; теплота реакции  $q_p = 1339$  кДж/кг полимеров; температура в реакторе, поддерживаемая кипящей водой, 200 °С; температура питательной воды (возвращаемого конденсата) 200 °С.

241. На установке полимеризации пропан-пропиленовой фракции для поддержания необходимой температуры в камерном реакторе вводят жидкий пропан. Определить массу циркулирующего пропана, если известно: производительность установки 2000 кг/ч по тетрамеру пропилена или 8000 кг/ч по сырью; теплота реакции  $q_p = 963$  кДж/кг тетрамера пропилена; давление в реакторе 6 МПа; температура сырья на входе и продуктов реакции на вы-



ходе из реактора 165 и 175 °С соответственно; средняя удельная теплоемкость углеводородной смеси в реакторе  $C=2,3$  кДж/(кг·К); температура вводимого жидкого пропана 30 °С.

242. Составить материальный баланс установки алкилирования бутан-бутиленовой фракции производительностью 60 000 т/год, если известно: состав сырья (в % масс.):  $C_3H_8$  2,9; *изо*- $C_4H_{10}$  37,0; *н*- и *изо*- $C_4H_8$  24,5; *н*- $C_4H_{10}$  23,2;  $C_5H_{10}$  5,5;  $C_5H_{12}$  6,9; глубина превращения бутиленов 100% и амиленов 95%; алкилат состоит из 95% авиаалкилата и 5% автоалкилата; общая масса *изо*-бутана, вступающего в реакцию, 102% от бутиленов.

243. На установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции перерабатывают 50 000 т/год сырья. Определить выход алкилата, если содержание олефинов в исходной смеси составляет 41,6% масс.

244. Составить материальный баланс реактора и установки алкилирования бензола пропиленом в присутствии фосфорнокислого катализатора, если известно: производительность установки 60 000 т/год по пропан-пропиленовой фракции; содержание пропилена в пропан-пропиленовой фракции 30% масс.; мольное соотношение бензола и пропилена на входе в реактор 3:1; глубина превращения пропилена  $X=94\%$ ; содержание изопропилбензола в алкилате 88,3%.

245. Определить объем реакционного пространства и массу циркулирующей 90%-ной кислоты на установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции, если известно: производительность установки по сырью  $G_c=12\,000$  кг/ч; плотность жидкого сырья  $d_4^{20}=0,600$ ; объемное соотношение серной кислоты и углеводородной смеси 1:1; массовое отношение циркулирующего изобутана к бутиленам 6:1; содержание бутиленов в сырье 35,0% масс; продолжительность контакта кислоты с сырьем в реакторе  $\tau=30$  мин.

246. Определить объем реактора каскадного типа на установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции, если известно: производительность установки по бутан-бутиленовой фракции 6000 кг/ч; при кратности циркуляции изобутана к олефинам 9:1 и объемном отношении кислоты к углеводородам 1:1 объемная скорость подачи сырья в реактор  $\omega=0,4$  ч<sup>-1</sup>; плотность жидкой бутан-бутиленовой фракции  $d_4^{20}=0,608$ .

247. Определить объем реактора каскадного типа и расход кислоты на установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции, если известно: производительность установки 10 000 кг/ч по бутан-бутиленовой фракции; содержание бутиленов в сырье 28,6% масс.; объемная скорость подачи сырья в реактор  $\omega=0,39$  ч<sup>-1</sup> при кратности циркуляции изобутана к олефинам 9:1 и объемном отношении кислоты к углеводородам 1:1; удельный расход кислоты 100 кг/т алкилата; плотность сырья в жидком состоянии  $d_4^{20}=0,606$ .

248. Определить количество снимаемого тепла и объем реакционного пространства на установке алкилирования бензола пропиленом в присутствии ортофосфорной кислоты, если известно: производительность установки 40 000 кг/ч по пропан-пропиленовой фракции; содержание пропилена в пропан-пропиленовой фракции 30% масс.; объемная скорость подачи сырья  $\omega=3,0$  ч<sup>-1</sup> (при мольном отношении бензол:пропилен=3:1); плотность жидкой пропан-пропиленовой фракции  $d_4^{20}=0,520$ ; число рабочих дней в году 310; глубина превращения пропилена  $X=94\%$ ; теплота реакции  $q_p=98$  кДж/моль изопропилбензола.



Тепловые эффекты процессов деструктивной переработки нефти определяют экспериментально, подсчитывают по закону Гесса или на основе материалов обследования реакционных устройств промышленных установок. Последний метод наиболее точен. При расчете теплового эффекта процесса по закону Гесса даже небольшая неточность в значениях теплоты сгорания или выхода продуктов приводит к весьма большим погрешностям. Тем не менее закон Гесса широко применяют для подсчета тепловых эффектов процессов. Расчет ведут следующим образом.

1. Составляют материальный баланс процесса

$$A = X_1B + X_2V + X_3Г \quad (259)$$

где  $A$  — сырье процесса;  $B, V, Г$  — полученные продукты;  $X_1, X_2, X_3$  — выходы полученных продуктов, массовые доли.

2. Определяют теплоту сгорания сырья и продуктов любым доступным методом. Теплоту сгорания газа можно рассчитать по его составу, либо подобрать в литературе. Данные о теплоте сгорания бутана, жидких нефтепродуктов и кокса представлены в табл. 11.

ТАБЛИЦА 11. ТЕПЛОТА СГОРАНИЯ НЕФТЕПРОДУКТОВ

Нефтепродукт	$d_4^{20}$	Вода, % масс.	Элементный состав, % масс.				Теплота сгорания, кДж/кг	
			С	H <sub>2</sub>	S	зола	высшая	низшая
Бутан	0,5810	—	83,0	17,0	—	—	508 700	47 260
Бензин	0,7165	—	86,0	14,0	—	—	47 520	44 250
Мазут	0,9218	0,05	87,4	11,1	0,42	1,03	43 700	41 270
Остаток термического крекинга	0,9909	0,3	86,5	10,04	1,49	1,67	42 110	39 900
Гудрон	1,0136	0,25	88,5	9,07	0,67	1,51	42 070	40 060
Котельное топливо	1,0173	0,10	87,5	9,38	1,37	1,65	41 820	39 760
Нефтяной кокс № 1	—	2,0	88,6	1,8	6,4	—	32 640	32 560
№ 2	—	1,2	96,0	2,1	0,41	0,29	35 490	35 030
Газ коксования сухой	—	—	—	—	—	—	—	54 240
жирный	—	—	—	—	—	—	—	53 100



Теплоту сгорания жидких нефтепродуктов, кроме того, можно определить по элементному составу, либо по рис. 58, если известны плотности и характеризующие факторы нефтепродуктов.

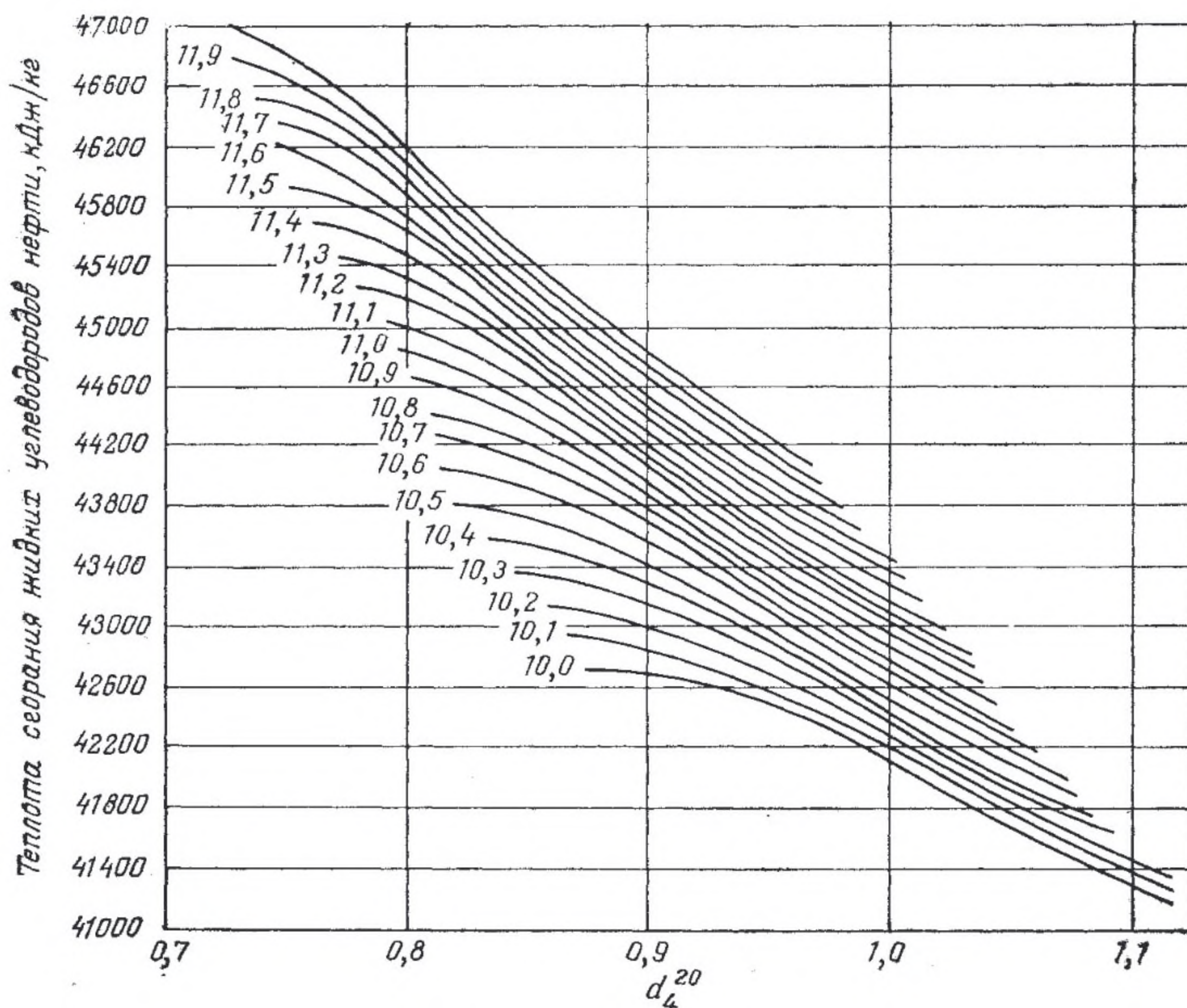


Рис. 58. График для определения теплоты сгорания жидких углеводородов нефти.

Цифры на кривых — характеризующий фактор.

3. Тепловой эффект процесса при нормальной температуре ( $q_p$ , кДж/кг сырья) подсчитывают по разности теплот сгорания исходного сырья и полученных продуктов

$$q_p = Q - X_1 Q_1 - X_2 Q_2 - X_3 Q_3 \quad (260)$$

где  $Q$ ,  $Q_1$ ,  $Q_2$ ,  $Q_3$  — теплоты сгорания соответственно сырья и получаемых продуктов, кДж/кг сырья.

4. Для подсчета теплового эффекта при температуре процесса [17, 86]:

определяют разность энтальпий исходного сырья при температуре процесса ( $I_A$ ) и при нормальной температуре ( $I'_A$ ), т. е.



тепло, необходимое для нагревания сырья до температуры процесса

$$q_1 = I_A - I'_A \quad (261)$$

находят энтальпию продуктов при температуре процесса и прибавляют к ней тепловой эффект процесса при нормальной температуре, т. е. определяют необходимое тепло для проведения процесса при нормальной температуре и нагревания полученных продуктов до температуры процесса

$$q_2 = I'_B + I'_B + I'_G + q_p \quad (262)$$

Тепловой эффект при температуре процесса составляет

$$q_p = q_2 - q_1 \quad (263)$$

Тепловые эффекты для эндотермических процессов на 1 кг пропущенного сырья [33] приближенно можно определять по

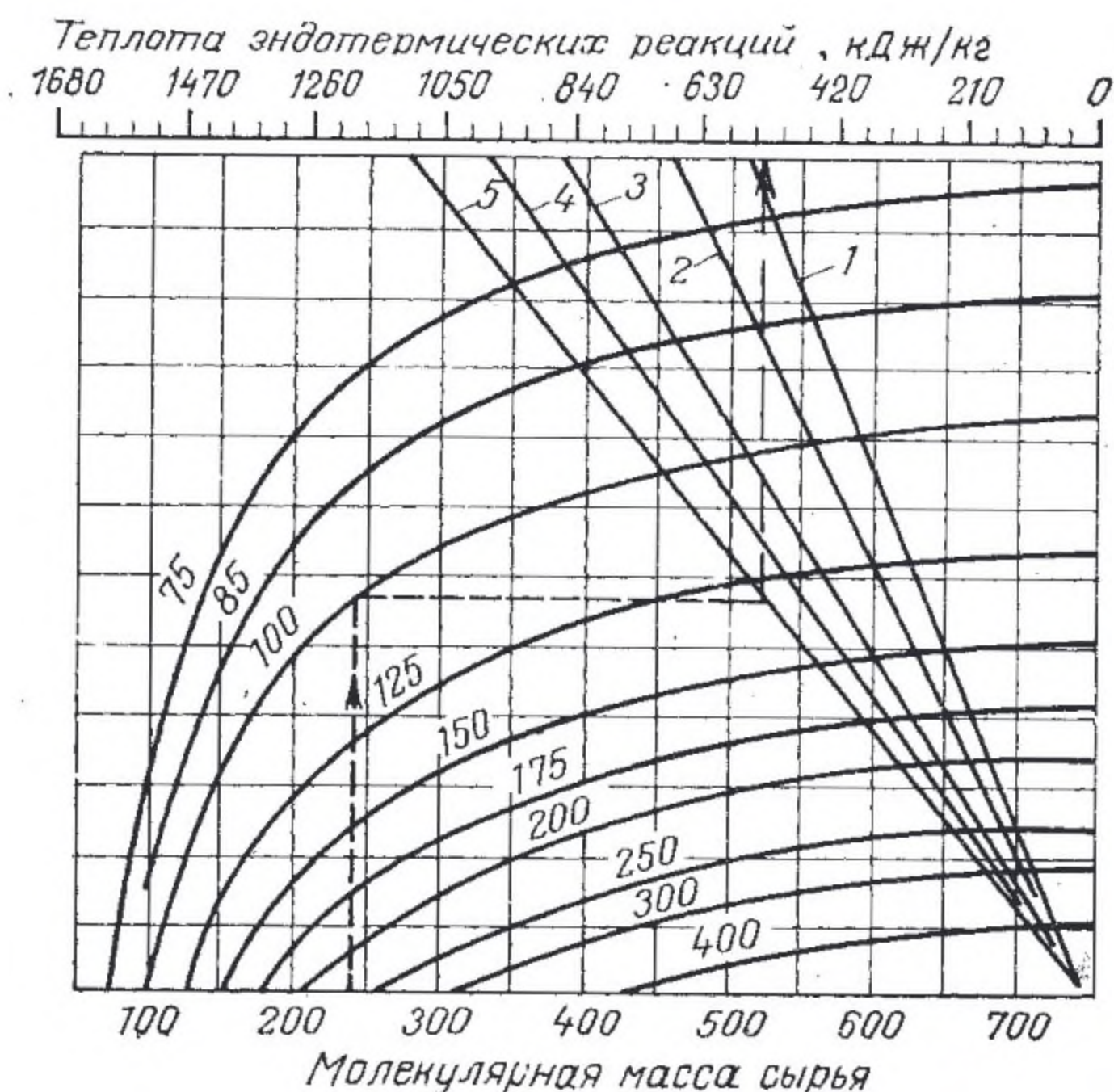


Рис. 59. График для определения теплового эффекта процессов:

1 — гидрирование бензина; 2 — гидрирования газойля; 3 — каталитического риформинга бензина; 4 — каталитического крекинга легкого газойля; 5 — каталитического крекинга тяжелого газойля. Цифры на кривых — средняя молекулярная масса продуктов.

рис. 59, если известны средние молекулярные массы сырья и полученных продуктов.

В табл. 12 приведены тепловые эффекты процессов деструктивной переработки нефти и газа.



Для расчета теплового эффекта ( $q_p$ , кДж/кг сырья) каталитического риформинга при 500 °С Жоров, Панченков и др. [87] вывели уравнение

$$q_p = \frac{\alpha g_a - g_{0a}}{M_a} 312,5 \cdot 10^3 + \frac{\alpha g_n - g_{0n}}{M_n} 98,0 \cdot 10^3 + \frac{\alpha g_{п} - g_{0п}}{M_{п}} 56,1 \cdot 10^3 \quad (264)$$

где  $\alpha$  — массовый выход стабильного катализата, % масс.;  $g_{0a}$ ,  $g_{0n}$ ,  $g_{0п}$  — содержание ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов в сырье, массовые доли;  $g_a$ ,  $g_n$ ,  $g_{п}$  — то же в катализате, массовые доли;  $M_a$ ,  $M_n$ ,  $M_{п}$  — молекулярные массы ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов.

ТАБЛИЦА 12. ТЕПЛОВЫЕ ЭФФЕКТЫ ПРОЦЕССОВ ДЕСТРУКТИВНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА

Процессы	Тепловой эффект, кДж/кг сырья	Литература
<i>Термические</i>		
Термический крекинг газойля	От +1257 до +1466 (на 1 кг бензина)	—
мазута	От +1257 до +1676 (на 1 кг бензина)	—
гудрона (легкий)	От +125 до +230	33
Пиролиз этана	+4470	33
пропана	От +1257 до +1466	6
n-бутана	+1257	33
бензина	От +1466 до +2095	6
Коксование гудрона замедленное	От +84 до +170	86, 87
контактное	+209	86, 87
Термическое деалкилирование толуола	—544	72
<i>Каталитические</i>		
Каталитический крекинг газойля	От +209 до +272 (на 1 кг бензина); от +293 до +628 (на 1 кг бензина)	15
Каталитический риформинг бензина парафинового	От +209 до +293	15
нафтенового	От +419 до +586	
Каталитическая изомеризация парафиновых углеводородов	От —71 до —113	21
Гидрокрекинг парафинового сырья	От —293 до 419	66
<i>Переработка углеводородных газов</i>		
Каталитическая полимеризация пропилена	—1550	75
бутилена	—725	75
Каталитическое алкилирование изобутана бутиленами	От —733 до 963 (на 1 кг бензина)	15, 17



В этой формуле теплота эндотермических реакций имеет положительное значение.

Молекулярная масса различных групп углеводородов равна

$$M_a = 14m - 6; \quad M_H = 14m; \quad M_n = 14m + 2 \quad (265)$$

Среднее число атомов в молекуле сырья ( $m$ ) определяется по формуле

$$m = \frac{1}{14} (M - 2N_{оп} + 6N_{оа}) \quad (266)$$

где  $M$  — средняя молекулярная масса сырья, которую можно подсчитать по формуле Воинова;  $N_{оп}$  и  $N_{оа}$  — содержание парафиновых и ароматических углеводородов в сырье, мольные доли.

Но так как обычно состав сырья дается в массовых долях ( $m'$ ), то приближенно определяют

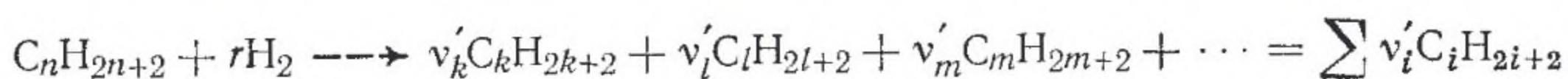
$$m' = \frac{1}{14} (M - 2g_{оп} + 6g_{оа}) \quad (267)$$

Затем по уравнениям (265) приближенно определяют  $M_a$ ,  $M_H$ ,  $M_n$ ; мольные доли  $N_i$  определяют по уравнению

$$N_i = \frac{g_i/M_i}{\sum g_i/M_i} \quad (268)$$

Подстановка приближенных величин  $N_i$  в уравнение (266) дает уточненную величину  $m$ .

Жоров и Панченков [66] разработали аналитический метод расчета теплот ( $q'_p$ , кДж/моль сырья или  $q_p$ , кДж/кг сырья) гидрокрекинга парафиновых фракций. Пусть, например, сложный процесс гидрокрекинга описывается общим уравнением



где  $n$  — среднее число атомов углерода в молекуле сырья;  $r$  — число молекул водорода, вступившего в реакцию;  $k$ ,  $l$  и  $m$  — средние числа атомов углерода в молекулах продуктов гидрокрекинга;  $v'_k$ ,  $v'_l$ ,  $v'_m$  — количество продуктов (в моль) образовавшихся из 1 моль сырья.

При разработке аналитического метода расчета авторы исходят из числа связей С—С и их энергии. В парафиновом углеводороде  $C_iH_{2i+2}$  число связей С—С всегда равно  $i - 1$ . Найдено, что число атомов углерода в молекуле парафинового углеводорода всегда составляет

$$i = \frac{M_i - 2}{14}$$

где  $M_i$  — молекулярная масса парафинового углеводорода.



Значит, число атомов углерода в молекулах сырья и продуктах реакции будет равна

$$n = \frac{M_n - 2}{14}; \quad k = \frac{M_k - 2}{14}$$

$$l = \frac{M_l - 2}{14}; \quad m = \frac{M_m - 2}{14}$$

Тогда мольную теплоту реакции можно подсчитать следующим образом (в кДж/моль)

$$q_p' = h \left[ \left( \frac{M_n - 2}{14} - 1 \right) - v_k' \left( \frac{M_k - 2}{14} - 1 \right) - v_l' \left( \frac{M_l - 2}{14} - 1 \right) - v_m' \left( \frac{M_m - 2}{14} - 1 \right) \right] = \frac{h}{14} \left[ (M_n - 16) - \sum v_i' (M_i - 16) \right]$$

где  $h$  — теплота разрыва одной связи С—С с гидрированием и изомеризацией образовавшихся молекул в результате реакции гидрокрекинга, кДж/моль.

$$q_p = \frac{h \cdot 10^3}{14 M_n} \left[ (M_n - 16) - \sum \frac{M_n}{M_i} v_i (M_i - 16) \right] \quad (270)$$

где  $v_i$  — массовые коэффициенты, представляющие собой массовые выходы продуктов на 1 кг сырья, % масс.

Для реальных процессов гидрокрекинга, которые проводят при температуре около 400 °С, можно принять  $h = -62,8$  кДж/моль. Тогда

$$q_p = - \frac{4485}{M_n} \left[ (M_n - 16) - \sum \frac{M_n}{M_i} v_i (M_i - 16) \right] \quad (271)$$

Таким образом, подсчитав молекулярную массу сырья и продуктов и зная массовые выходы продуктов на 1 кг сырья (в % масс.), можно подсчитать тепловой эффект процесса гидрокрекинга парафинового сырья для индивидуальных углеводородов и для технических смесей.

**Пример 1.** Определить тепловой эффект процесса замедленного коксования гудрона ( $d_4^{20} = 0,975$ ), если известны выходы продуктов (в % масс): газа 6,2; бензина (40—200 °С,  $d_4^{20} = 0,739$ ) 12,1; легкого газойля (200—350 °С,  $d_4^{20} = 0,862$ ) 39,4; тяжелого газойля (350—500 °С,  $d_4^{20} = 0,914$ ) 22,7; кокса 19,6.

**Решение.** Подсчитывают характеризующие факторы для сырья и жидких продуктов. Определяют теплоты сгорания ( $Q_p^B$ , кДж/кг) жидких продуктов по рис. 58, газа по табл. 11, кокса по табл. 11 и гудрона по эмпирической формуле

$$Q_p^B = 51\,956 - 8799 (d_4^{20})^2$$

Результаты подсчетов сводят в таблицу (см. с. 210).  
Теплота сгорания 1 кг сырья

$$Q = -43\,534 \text{ кДж/кг}$$



Продукт	$d_4^{20}$	Характеризующий фактор $K$	Теплота сгорания, кДж/кг
Гудрон	0,9750	—	—43 534
Газ	—	—	—53 028
Бензин	0,7439	12,0	—47 134
Газойль			
легкий	0,8662	11,5	—44 874
тяжелый	0,9179	11,8	—44 455
Кокс	—	—	—35 455

Теплота сгорания продуктов (в кДж/кг)  
газа

$$Q_1 = 0,062 (-53\,028) = -3287$$

бензина

$$Q_2 = 0,121 (-47\,134) = -5703$$

легкого газойля

$$Q_3 = 0,394 (-44\,874) = -17\,680$$

тяжелого газойля

$$Q_4 = 0,227 (-44\,455) = -10\,091$$

кокса

$$Q_5 = 0,196 (-35\,455) = -6969$$

$$\text{Итого} \dots -43\,710$$

Тепловой эффект процесса при 15 °С составляет

$$q_p = -43\,534 - (-43\,710) = +176 \text{ кДж/кг}$$

*Пример 2.* Определить тепловой эффект процесса каталитического крекинга тяжелого газойля (350—500 °С), если молекулярная масса продуктов крекинга 145.

*Решение.* Определяют молекулярную массу сырья по формуле (17)

$$M = 60 + 0,3 \frac{350 + 500}{2} + 0,001 \left( \frac{350 + 500}{2} \right)^2 = 368$$

Тепловой эффект процесса находят по рис. 59.

$$q_p = +376 \text{ кДж/кг}$$

*Пример 3.* Подсчитать тепловой эффект процесса платформинга прямогонной фракции 85—170 °С, если известно, что групповой углеводородный состав сырья (в массовых долях): ароматические 0,081; нафтеновые 0,255; парафиновые 0,664; выход стабильного платформата 89,0% масс.; состав платформата (в % масс.): ароматические 39,8; нафтеновые 3,6; парафиновые 56,6.



*Решение.* По формуле (17) определяют молекулярную массу сырья

$$M = 60 + 0,3 \frac{85 + 170}{2} + 0,001 \left( \frac{85 + 170}{2} \right)^2 = 124,7$$

Приблизленно подсчитывают среднее число атомов углерода в молекуле сырья

$$m' = \frac{1}{14} (M - 2g_{\text{он}} + 6g_{\text{оа}}) = \frac{1}{14} (124,7 - 2 \cdot 0,664 + 6 \cdot 0,081) = 8,8$$

Вычисляют приближенно молекулярную массу групп углеводородов

$$M_a = 14m - 6 = 14 \cdot 8,8 - 6 = 117,2$$

$$M_H = 14m = 14 \cdot 8,8 = 123,2 \quad M_{\Pi} = 14m + 2 = 125,2$$

Рассчитывают тепловой эффект процесса платформинга по уравнению (264)

$$q_p = \frac{0,83 \cdot 0,398 - 0,081}{117,2} 312,5 \cdot 10^3 + \frac{0,89 \cdot 0,036 - 0,255}{123,2} 98,0 \cdot 10^3 + \\ + \frac{0,89 \cdot 0,566 - 0,664}{125,2} 56,1 \cdot 10^3 = 559 \text{ кДж/кг сырья}$$

*Пример 4.* Подсчитать тепловой эффект процесса гидрокрекинга вакуумного газойля (350—460 °С,  $d_4^{20} = 0,934$ ), если известно, что выходы продуктов (в % масс.) следующие [15]: сухой газ 3,1; бутановая фракция 3,2; фракция 40—82 °С 5,4; фракция 82—149 °С 9,7; фракция 149—288 °С 78,6.

*Решение.* Подсчитывают молекулярную массу сырья и получаемых продуктов газа

$$M_1 = 30 \text{ (принимают)}$$

фракции 40—82 °С

$$M_2 = 60 + 0,3 \frac{40 + 82}{2} + 0,001 \left( \frac{40 + 82}{2} \right)^2 = 82$$

фракции 82—149 °С

$$M_3 = 60 + 0,3 \frac{82 + 149}{2} + 0,001 \left( \frac{82 + 149}{2} \right)^2 = 108,2$$

фракции 149—288 °С

$$M_4 = 60 + 0,3 \frac{149 + 288}{2} + 0,001 \left( \frac{149 + 288}{2} \right)^2 = 172,9$$



сырья

$$M = 60 + 0,3 \frac{350 + 460}{2} + 0,001 \left( \frac{350 + 460}{2} \right)^2 = 345$$

Тепловой эффект процесса подсчитывают по уравнению (271)

$$q_p = -\frac{4485}{345} \left[ (345 - 16) - \frac{345}{30} 0,031 (30 - 16) - \frac{345}{58} (58 - 16) 0,032 - \right. \\ \left. - \frac{345}{82} 0,054 (82 - 16) - \frac{345}{108,2} 0,097 (108,2 - 16) - \right. \\ \left. - \frac{345}{172,9} 0,786 (172,9 - 16) \right] = -340,7 \text{ кДж/кг сырья}$$

### Задачи

249. Определить тепловой эффект процесса легкого термического крекинга гудрона при 482 °С и 1,75 МПа. Материальный баланс процесса, характеристика сырья и продуктов приведены ниже (выходом газа пренебрегают):

Продукт	Выход, % масс.	$d_4^{20}$	Средняя температура кипения, °С
<i>Взято</i>			
Сырье . . . . .	100,0	0,9283	420
<i>Получено</i>			
Бензин . . . . .	5,7	0,7500	120
Газойль . . . . .	11,0	0,8430	300
Остаток . . . . .	82,9	0,9500	480

250. Определить тепловой эффект процесса коксования гудрона в кипящем слое кокса, если известно, что плотность гудрона  $d_4^{20} = 1,0205$ ; выход продуктов (в % масс.): газа 8,8; бензина (40—220 °С,  $d_4^{20} = 0,7539$ ) 12,6; газойля (220—546 °С;  $d_4^{20} = 0,9488$ ) 57,6; кокса 21,0.

251. Определить тепловой эффект процесса каталитического крекинга вакуумного газойля, если известны выходы продуктов (в % масс.) [49]: сухого газа 5,5; головки стабилизации 11,5; стабильного бензина 32,4; легкого газойля 23,7; тяжелого газойля 18,9; кокса 8,0.

252. Определить теплоту реакции каталитического крекинга тяжелого газойля, если молекулярные массы сырья и продуктов соответственно 360 и 185.

253. Определить тепловой эффект процесса каталитического риформинга бензина, если известно, что плотность и средняя температура кипения сырья  $d_4^{20} = 0,762$  и 148 °С; выход продуктов (в % масс.): сухого газа 5,2; бутановой фракции 7,8; катализата ( $d_4^{20} = 0,777$ ;  $t_{\text{ср.кип}} = 130$  °С) 87,0.

254. Определить тепловой эффект при 15 °С каталитического риформинга бензиновой фракции 122—182 °С плотностью  $d_4^{20} = 0,763$ , если выход продуктов составляет (в % масс.): водорода 1,8; метана 1,8; этана 2,8; пропана 4,2; бутанов 4,6; бензина ( $d_4^{20} = 0,775$ ;  $t_{\text{ср.кип}} = 112$  °С) 84,8.

255. Определить тепловой эффект процесса платформинга бензиновой фракции 60—105 °С по уравнению Жорова и Панченкова, если известно, что выход стабильного катализата 84,0% масс.; групповой углеводородный состав (в % масс.) сырья: ароматические 6,7; нафтеновые 26,2; парафиновые 67,1; катализата: ароматические 37,2; нафтеновые 1,8; парафиновые 61,0.



256. Подсчитать тепловой эффект процесса гидрокрекинга вакуумного газойля 360—500 °С, если известен выход продуктов (в % масс.) и их качество [91]: газа 16,8 ( $M_r=45$ ); бензина 50,1 ( $M_6=130$ ); дизельного топлива 24,9 ( $M_{д.т}=215$ ); остатка выше 350 °С 8,2 ( $M_o=380$ ).

257. Подсчитать тепловой эффект реакции сернокислотного алкилирования изобутана бутиленом.

258. Подсчитать тепловой эффект реакции алкилирования бензола пропиленом.

259. Подсчитать тепловой эффект реакции полимеризации пропилена до тетрамера.

260. Подсчитать тепловой эффект процесса полимеризации пропилена до его тетрамера в присутствии ортофосфорной кислоты при 180 °С.



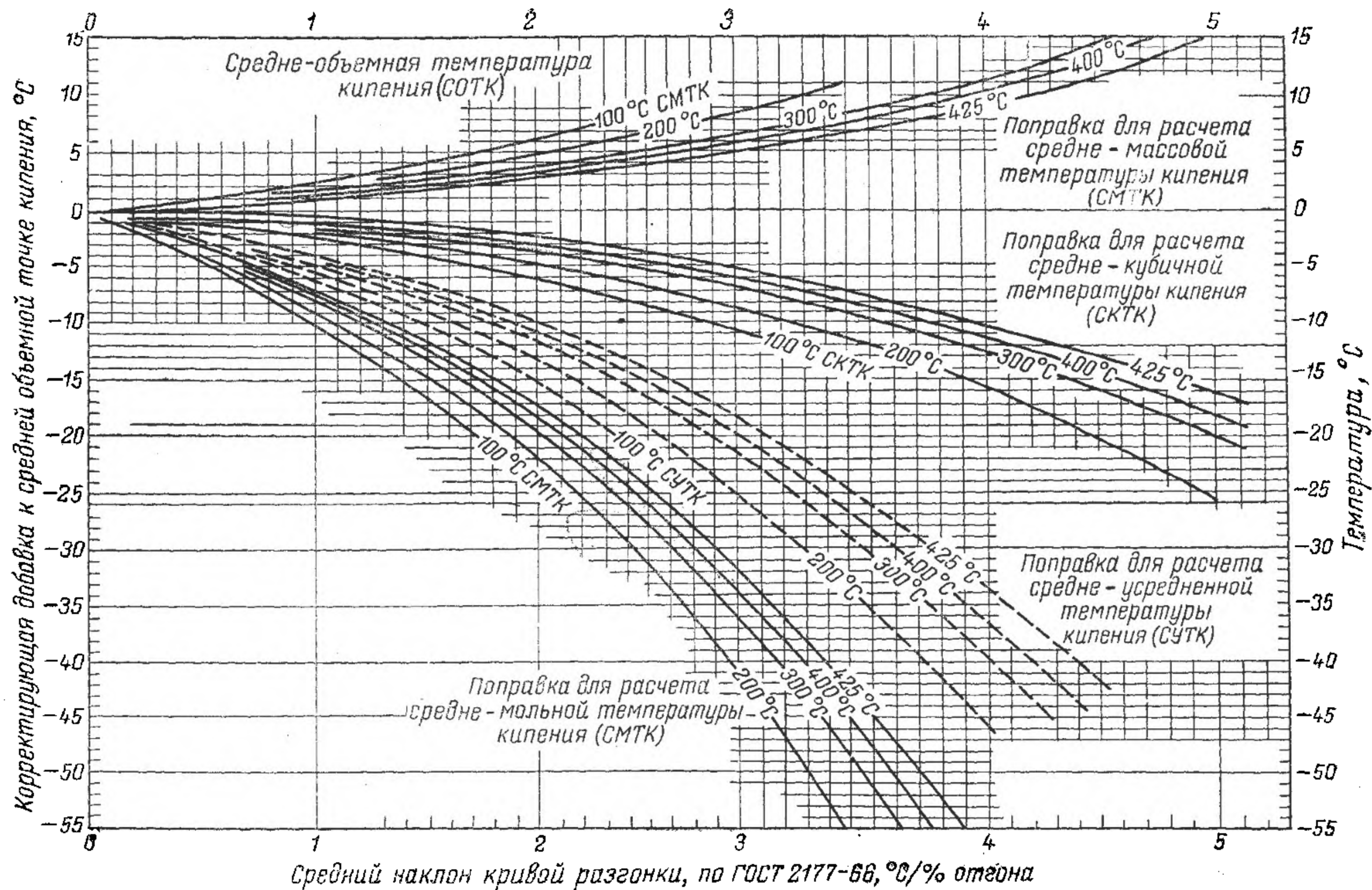
# ПРИЛОЖЕНИЕ 1

СРЕДНЯЯ ТЕМПЕРАТУРНАЯ ПОПРАВКА ( $\alpha$ ) ДЛЯ ПОДСЧЕТА  
ПЛОТНОСТИ ЖИДКИХ НЕФТЕПРОДУКТОВ К ФОРМУЛЕ (8)

$d_4^{20}$	$\alpha$	$d_4^{20}$	$\alpha$
0,7000—0,7099	0,000897	0,8500—0,8599	0,000699
0,7100—0,7199	0,000884	0,8600—0,8699	0,000686
0,7200—0,7299	0,000870	0,8700—0,8799	0,000673
0,7300—0,7399	0,000857	0,8800—0,8899	0,000660
0,7400—0,7499	0,000844	0,8900—0,9099	0,000647
0,7500—0,7599	0,000831	0,9000—0,9199	0,000633
0,7600—0,7699	0,000818	0,9100—0,9199	0,000620
0,7700—0,7799	0,000805	0,9200—0,9299	0,000607
0,7800—0,7899	0,000792	0,9300—0,9399	0,000594
0,7900—0,7999	0,000778	0,9400—0,9499	0,000581
0,8000—0,8099	0,000765	0,9500—0,9599	0,000567
0,8100—0,8199	0,000752	0,9600—0,9699	0,000554
0,8200—0,8299	0,000738	0,9700—0,9799	0,000541
0,8300—0,8399	0,000725	0,9800—0,9899	0,000522
0,8400—0,8499	0,000712	0,9900—1,000	0,000515



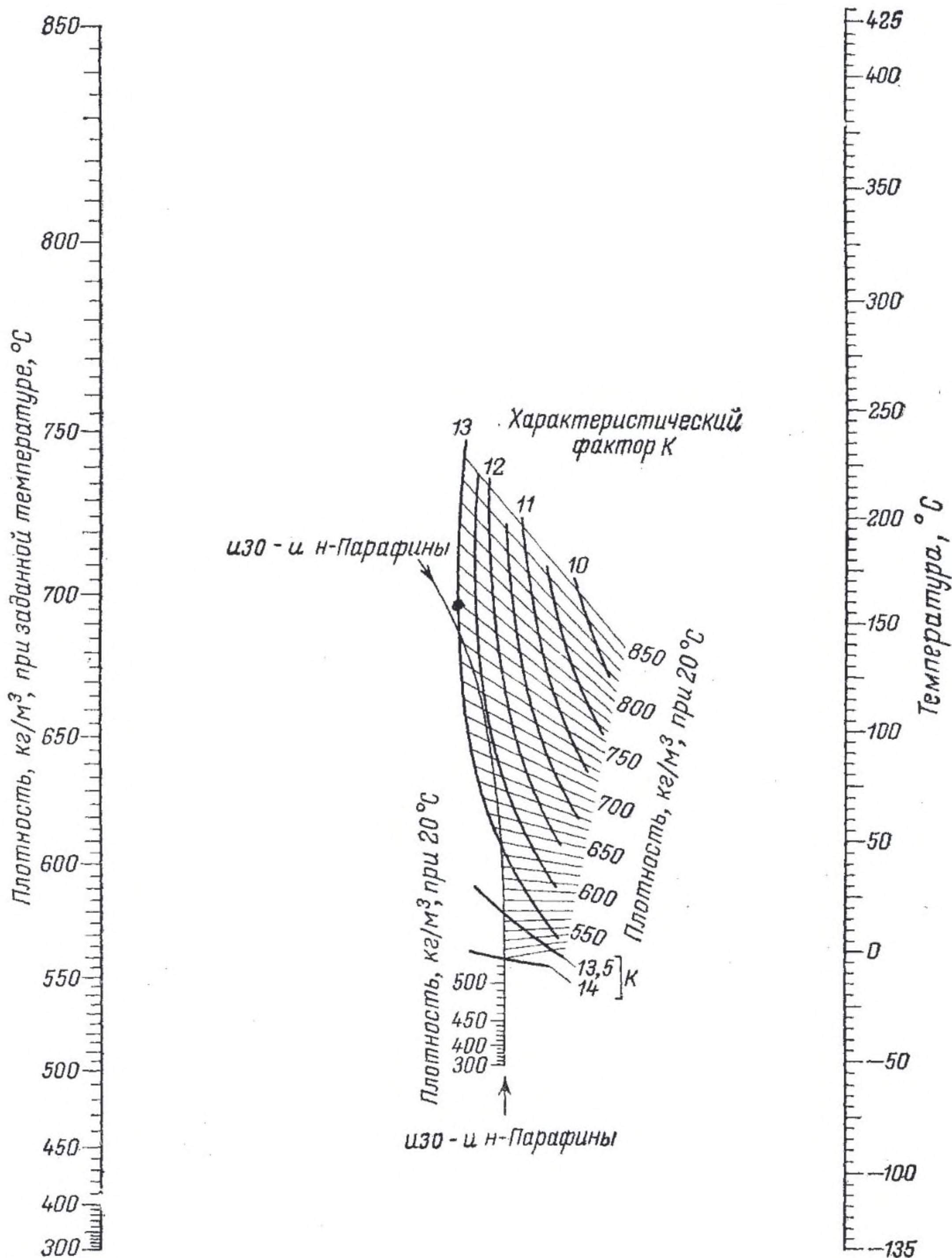
# ПРИЛОЖЕНИЕ 2



СРЕДНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ КИПЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ФРАКЦИЙ.

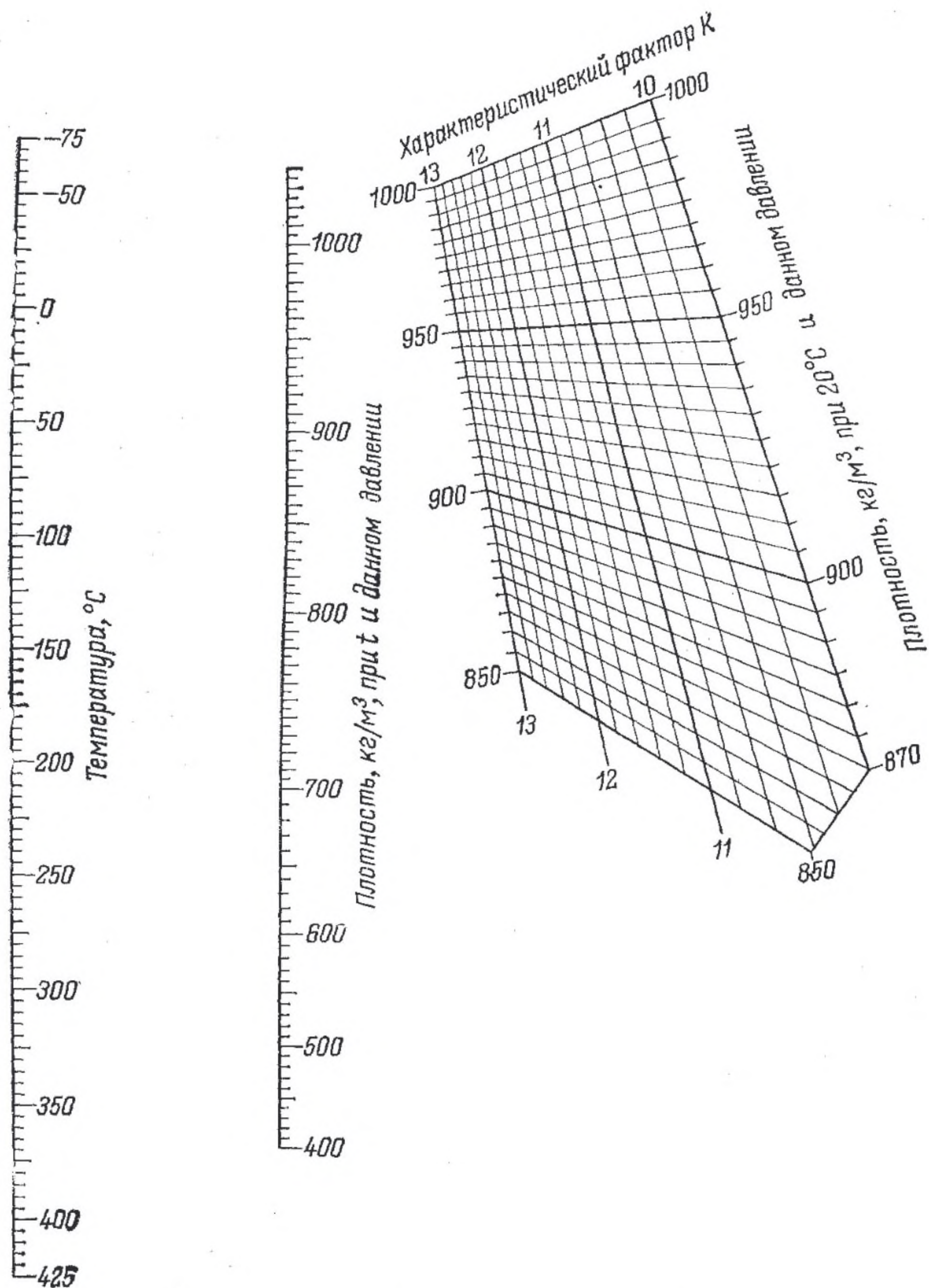


# ПРИЛОЖЕНИЕ 3



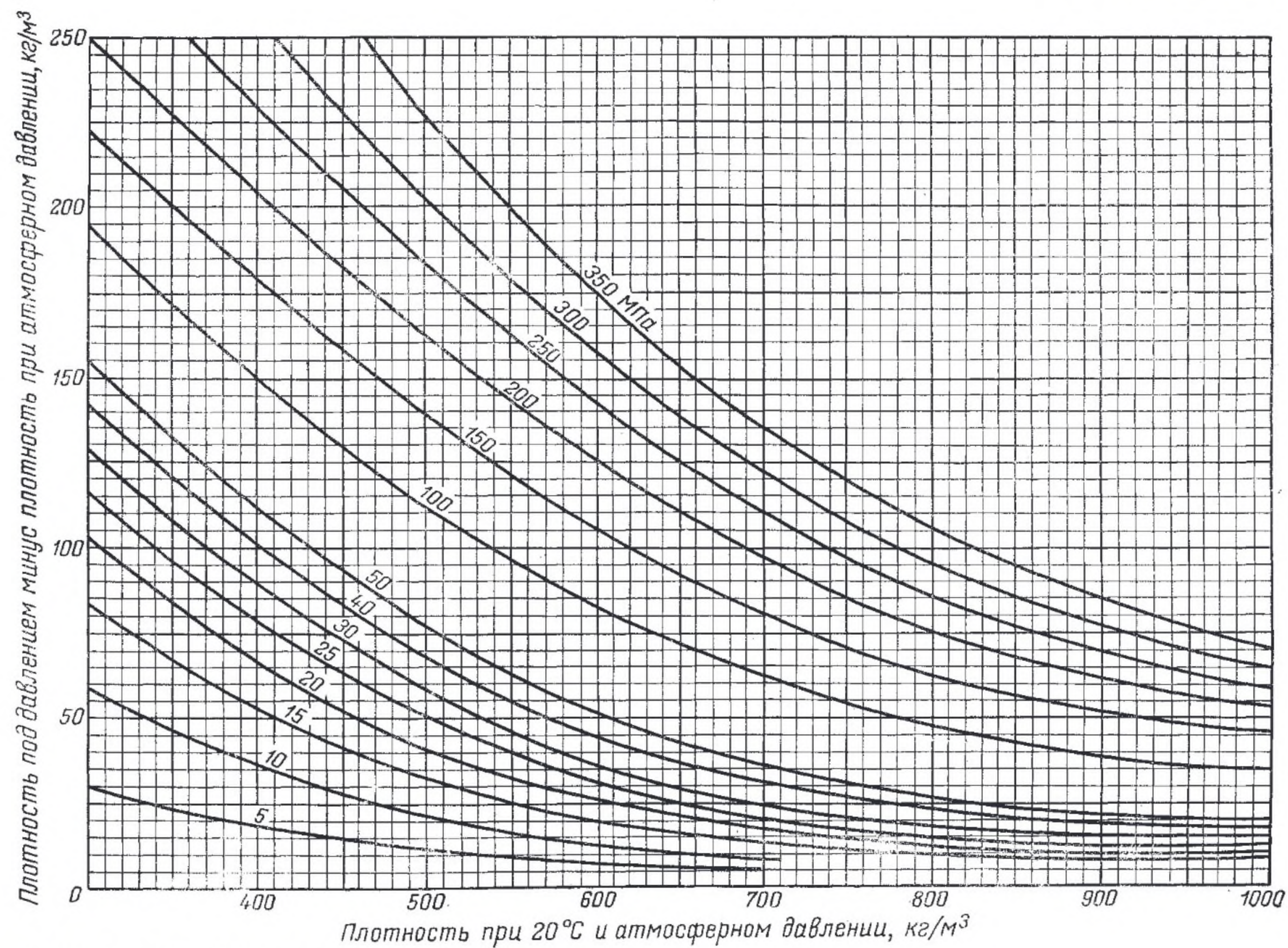
ЗАВИСИМОСТЬ ПЛОТНОСТЬ — ТЕМПЕРАТУРА ДЛЯ ЖИДКИХ НЕФТЯНЫХ ФРАКЦИЙ ПРИ ПОСТОЯННОМ ДАВЛЕНИИ (ОБЛАСТЬ НИЗКИХ ПЛОТНОСТЕЙ).





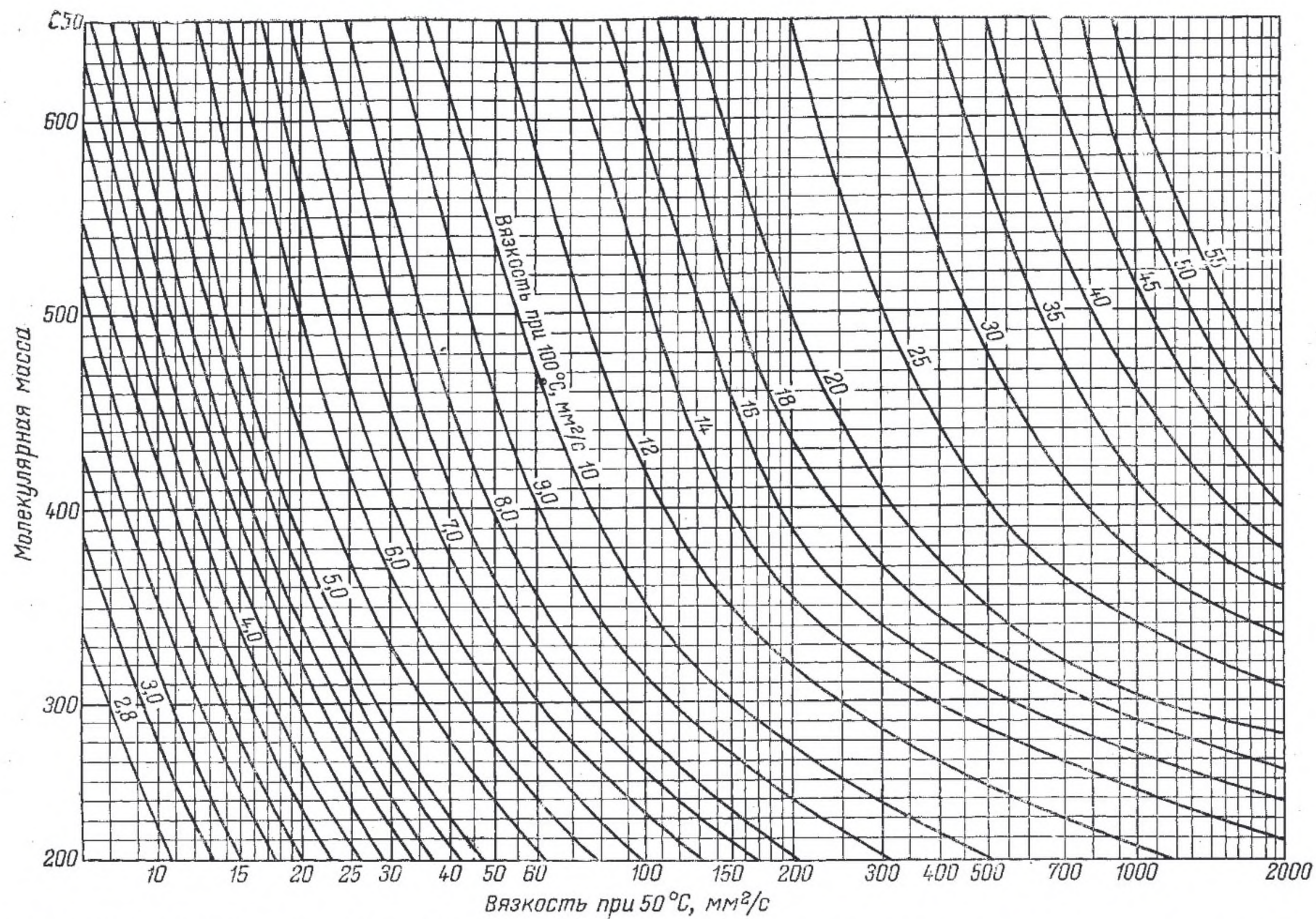
ЗАВИСИМОСТЬ ПЛОТНОСТЬ — ТЕМПЕРАТУРА ДЛЯ ЖИДКИХ НЕФТЯНЫХ ФРАКЦИЙ ПРИ ПОСТОЯННОМ ДАВЛЕНИИ (ОБЛАСТЬ ВЫСОКИХ ДАВЛЕНИЙ).





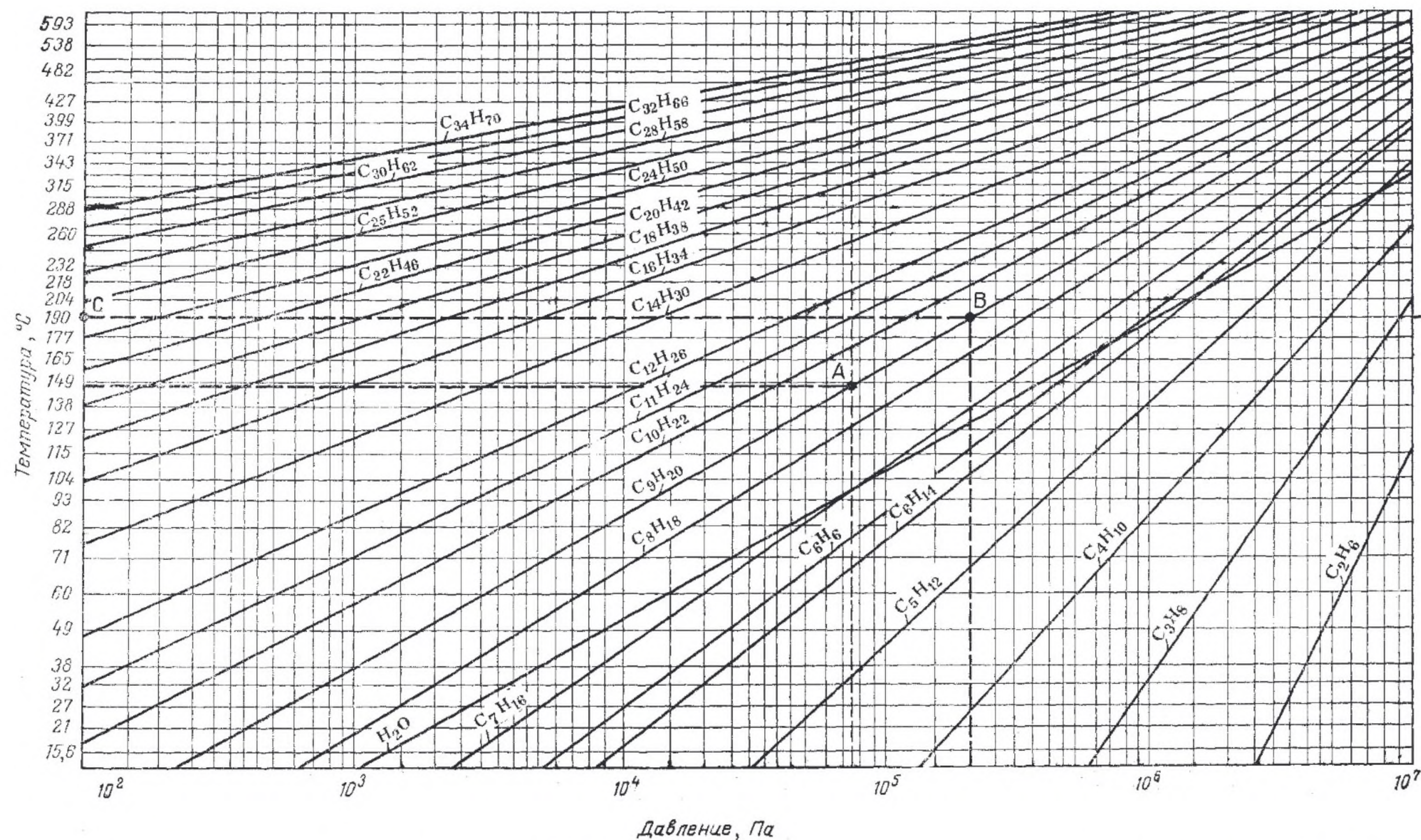
ПОПРАВКА НА ДАВЛЕНИЕ К ПЛОТНОСТИ ЖИДКИХ НЕФТЯНЫХ ФРАКЦИЙ.





НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ МОЛЕКУЛЯРНОЙ МАССЫ НЕФТЯНЫХ ФРАКЦИЙ В ЗАВИСИМОСТИ ОТ ВЯЗКОСТИ

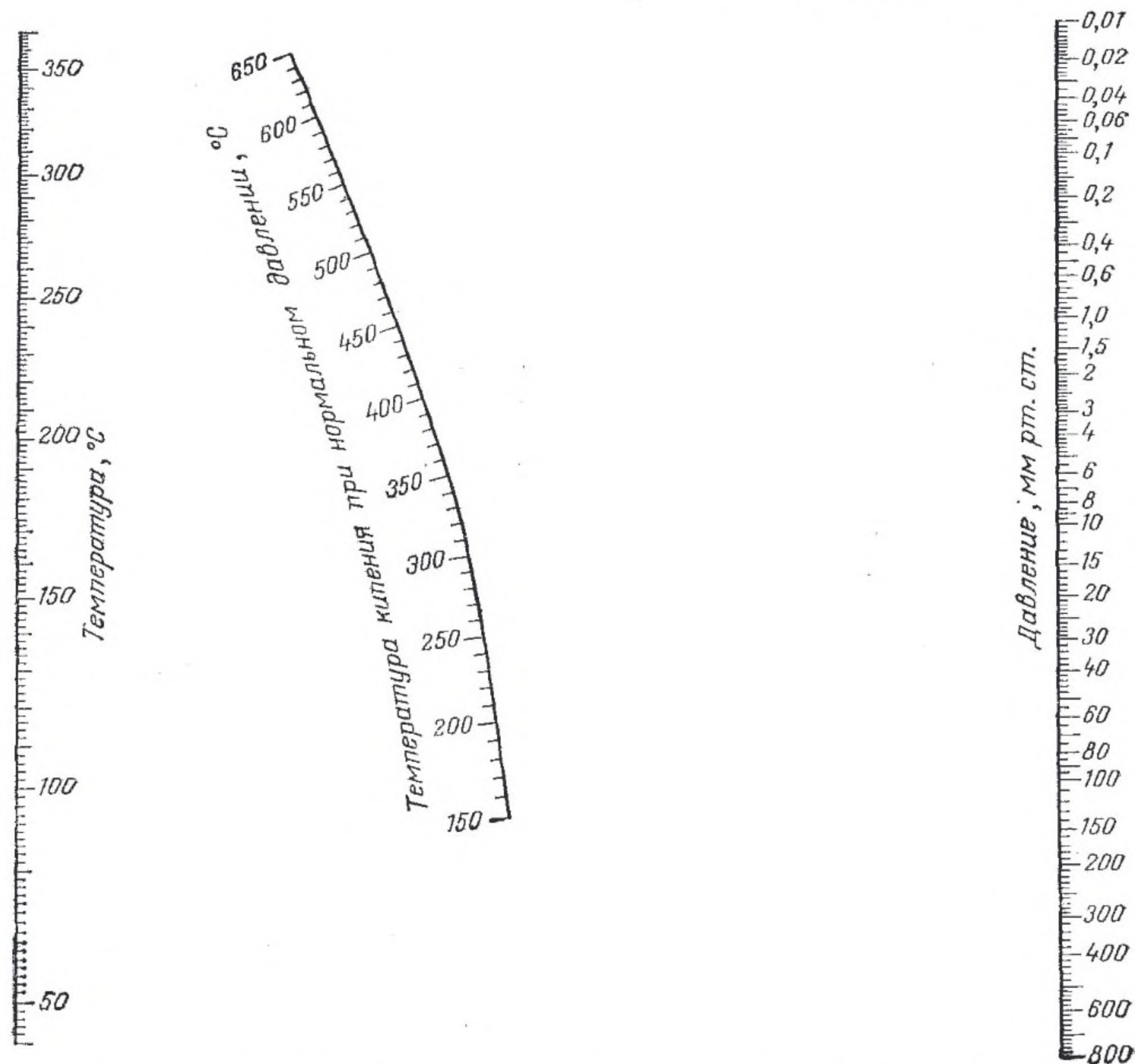




НОМОГРАММА (ГРАФИК КОКСА) ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ НАСЫЩЕННЫХ ПАРОВ УГЛЕВОДОРОДОВ И ВОДЫ ПРИ РАЗЛИЧНЫХ ТЕМПЕРАТУРАХ.



# ПРИЛОЖЕНИЕ 8



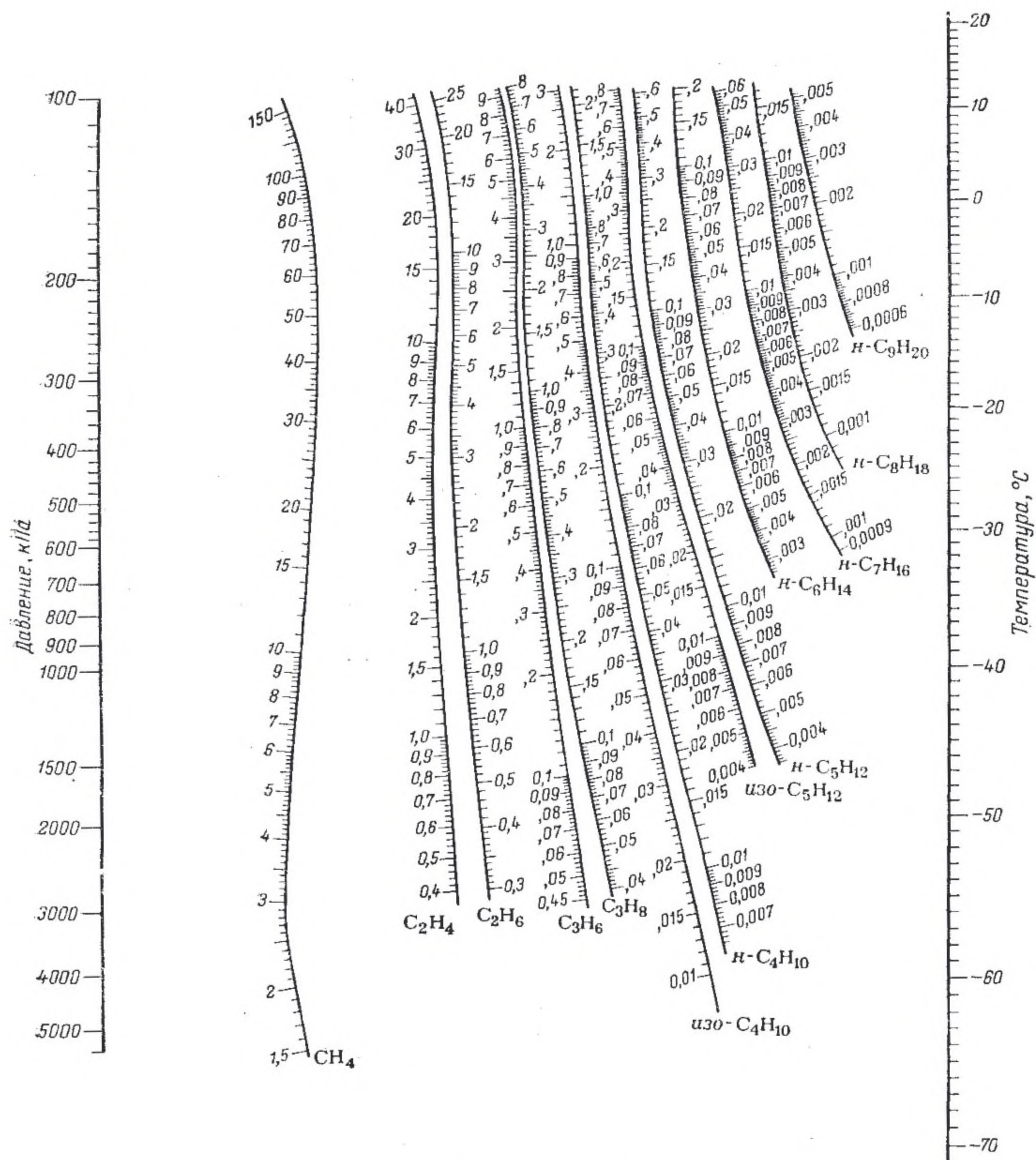
НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕМПЕРАТУРЫ КИПЕНИЯ НЕФТЕПРОДУКТОВ В ЗАВИСИМОСТИ ОТ ДАВЛЕНИЯ.

# ПРИЛОЖЕНИЕ 9

ЗНАЧЕНИЯ  $f(T)$  К ФОРМУЛЕ (23)

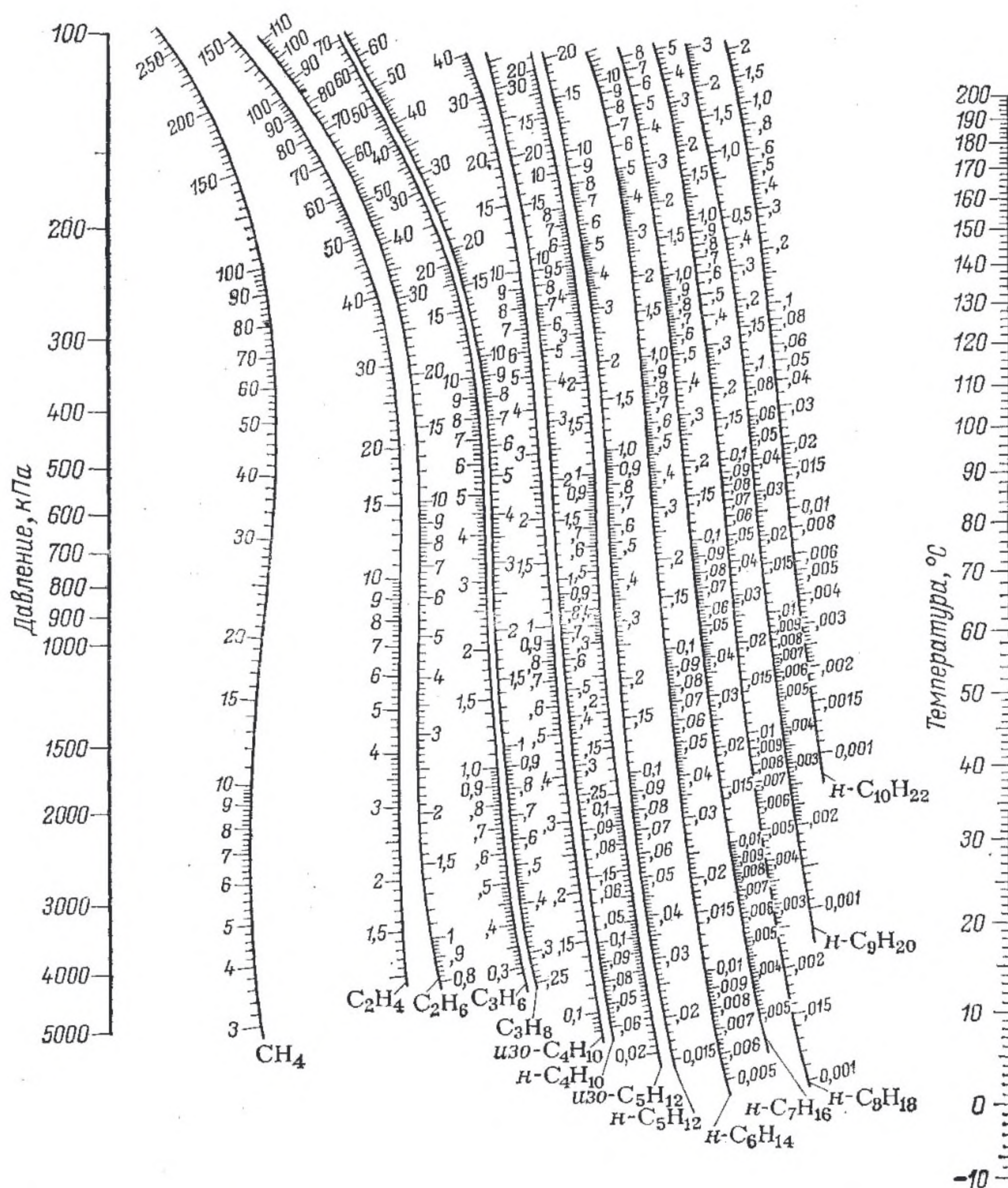
Температура, °C	$f(T)$	Температура, °C	$f(T)$	Температура, °C	$f(T)$	Температура, °C	$f(T)$
—40	12,122	100	5,595	240	3,144	380	1,952
—30	11,363	110	5,343	250	3,031	390	1,891
—20	10,699	120	5,107	260	2,924	400	1,832
—10	10,031	130	4,885	270	2,821	410	1,776
0	9,448	140	4,677	280	2,724	420	1,721
10	8,914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





НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ ФАЗОВОГО РАВНОВЕСИЯ  $k$  УГЛЕВОДОРОДОВ ПРИ НИЗКИХ ТЕМПЕРАТУРАХ.





НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНСТАНТ ФАЗОВОГО РАВНОВЕСИЯ  $k$  УГЛЕВОДОРОДОВ ПРИ ВЫСОКИХ ТЕМПЕРАТУРАХ.



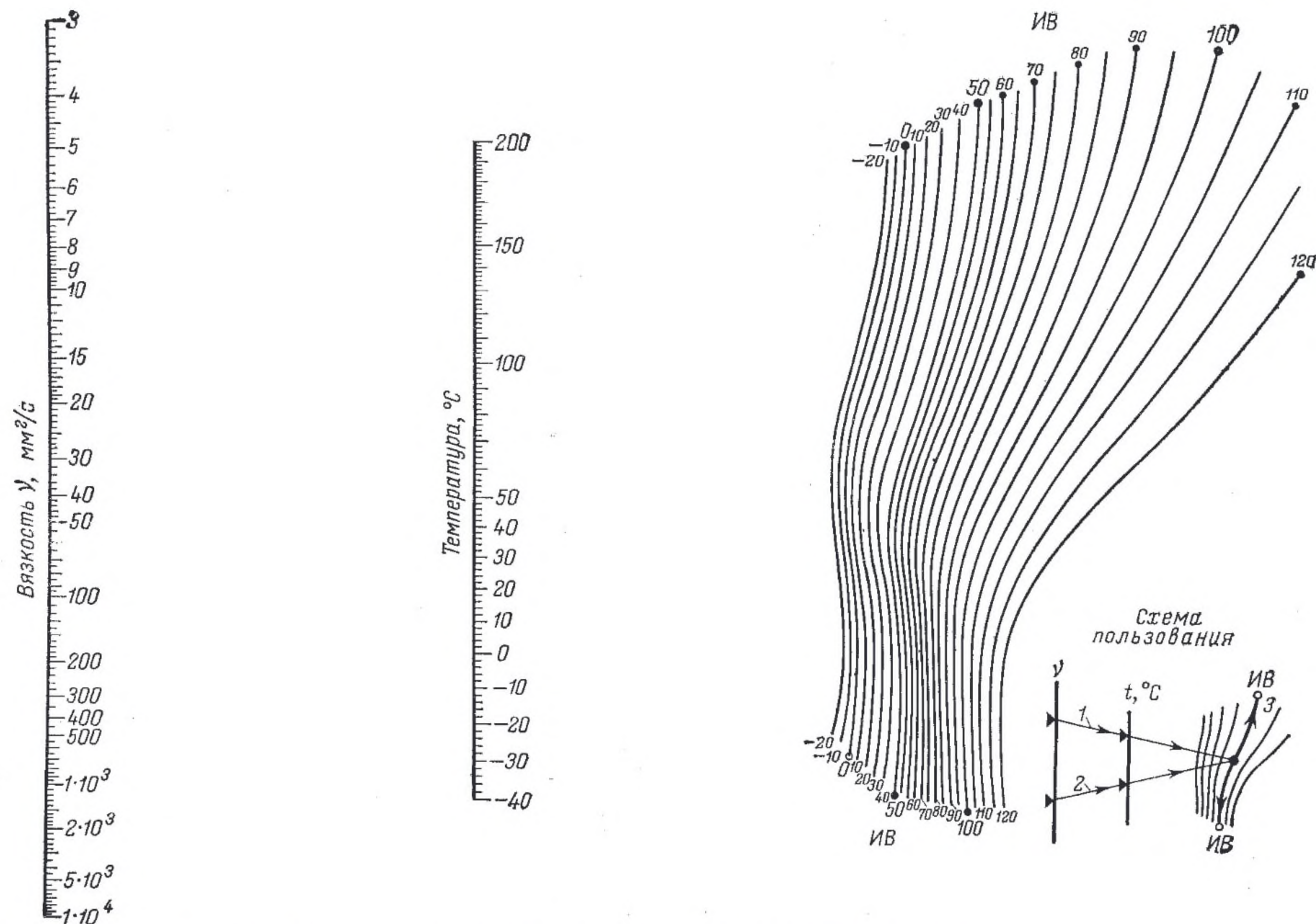
ТАБЛИЦА ПЕРЕВОДА ЕДИНИЦ КИНЕМАТИЧЕСКОЙ ВЯЗКОСТИ ( $\text{мм}^2/\text{с}$ ) В УСЛОВНУЮ ( $^{\circ}\text{ВУ}$ )

MM <sup>2</sup> /c	°BY	MM <sup>2</sup> /c	°BY	MM <sup>2</sup> /c	°BY	MM <sup>2</sup> /c	°BY	MM <sup>2</sup> /c	°BY	MM <sup>2</sup> /c	°BY	MM <sup>2</sup> /c	°BY	MM <sup>2</sup> /c	°BY
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	10,06
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	75,0	10,12
															10,15

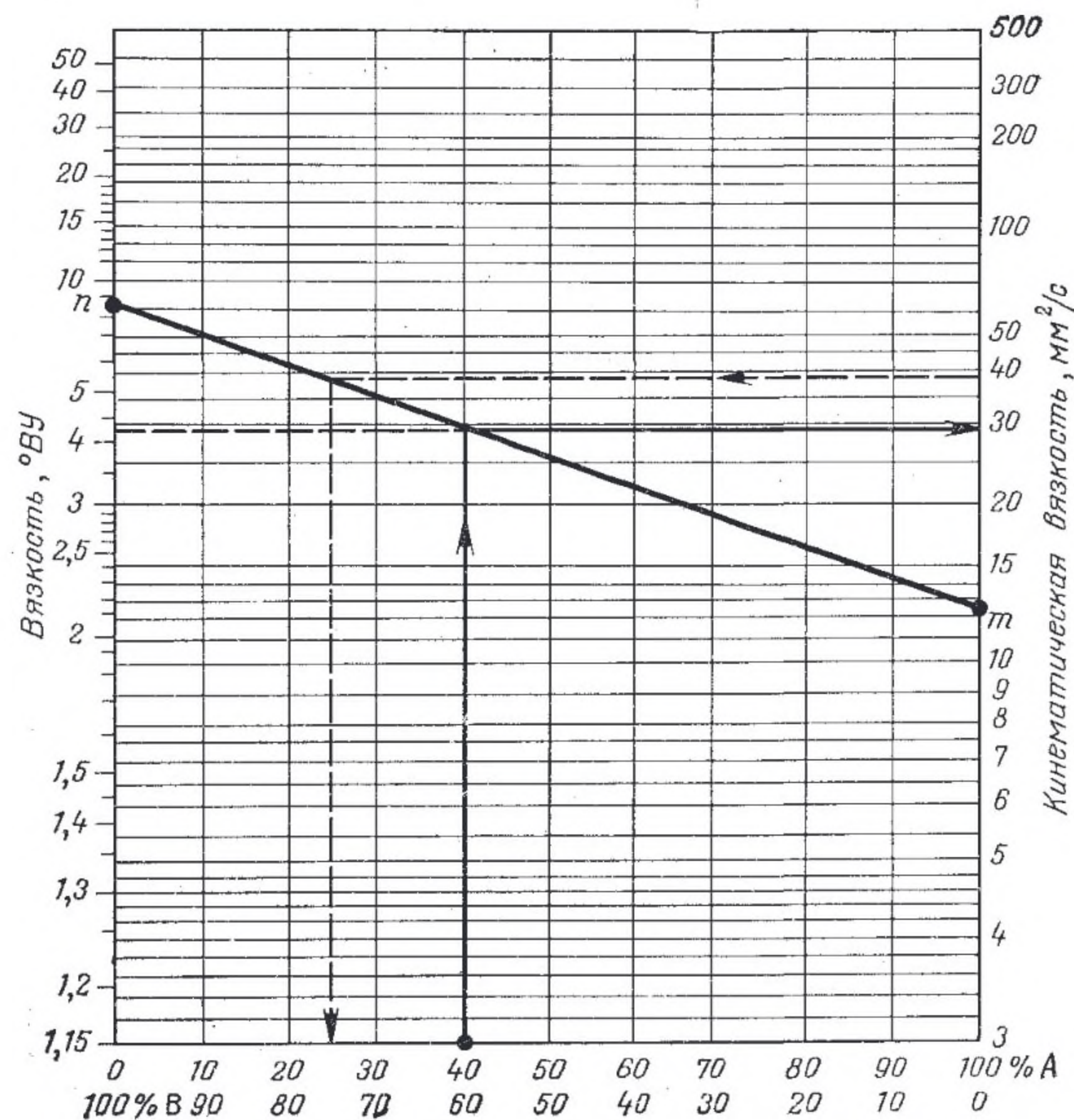




НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ИНДЕКСА ВЯЗКОСТИ СМАЗОЧНЫХ МАСЕЛ.

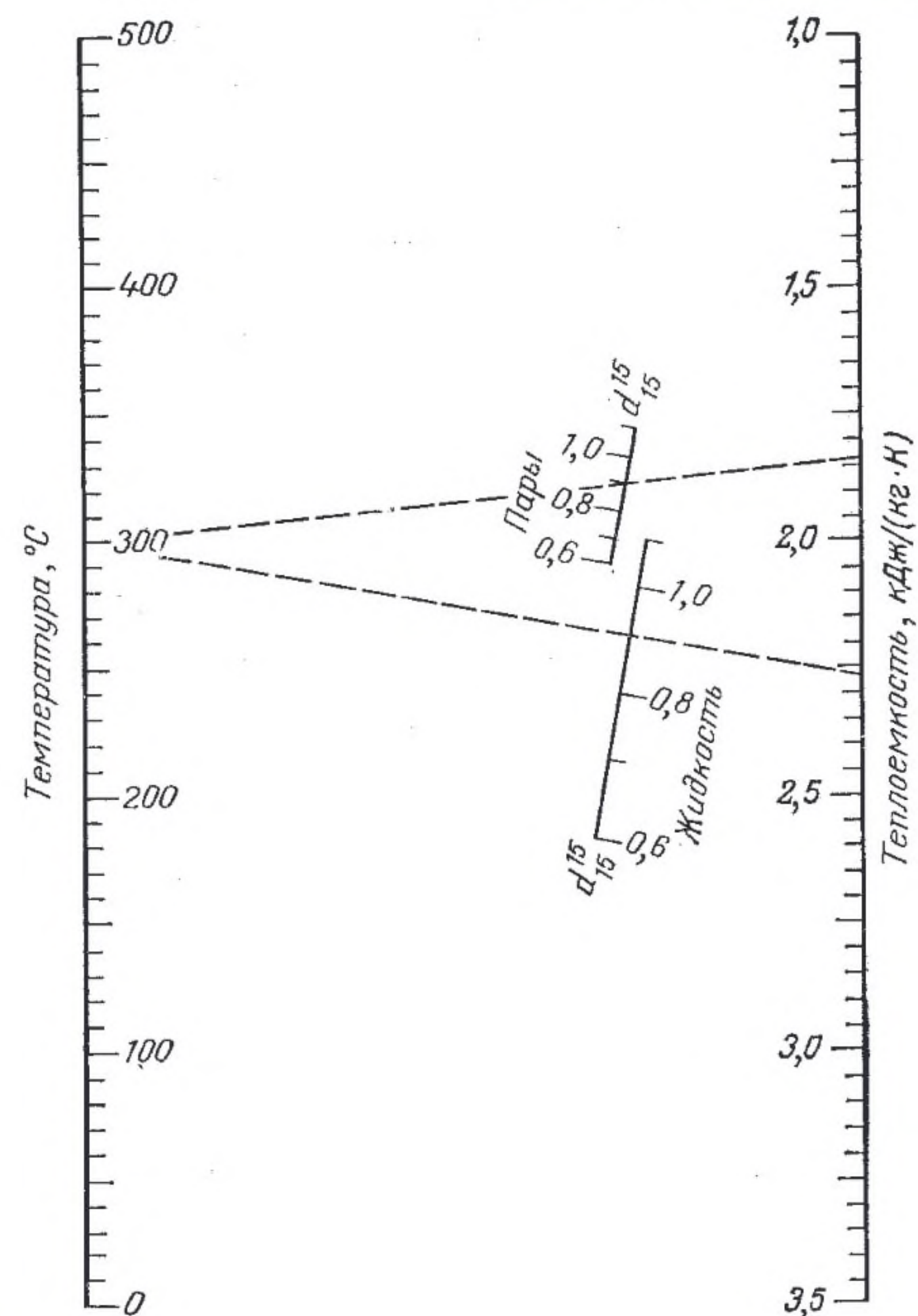


# ПРИЛОЖЕНИЕ 15



НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ВЯЗКОСТИ СМЕСЕЙ НЕФТЕПРОДУКТОВ.

# ПРИЛОЖЕНИЕ 16



НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕПЛОЕМКОСТИ НЕФТЕПРОДУКТОВ (ПАРОВ И ЖИДКОСТЕЙ).

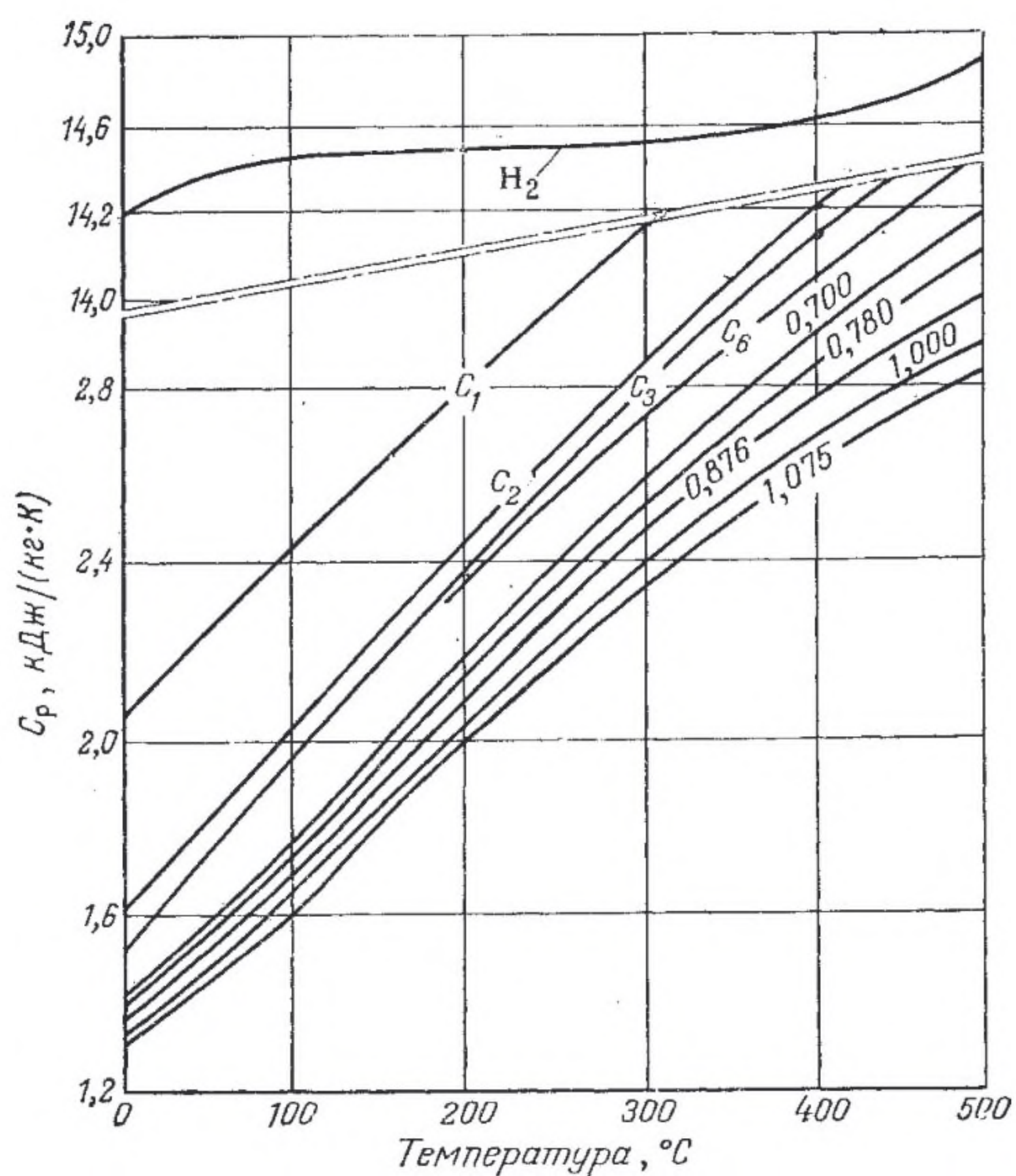


# ПРИЛОЖЕНИЕ 17

## ПЛОТНОСТЬ И ТЕПЛОЕМКОСТЬ ВОЗДУХА И ВОДЫ ПРИ ПОСТОЯННОМ ДАВЛЕНИИ

Температура, °С	Плотность, кг/м³	Теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К)	Теплоемкость воды, кДж/(кг·К)
0	1293,0	1,005	4,2295
20	1204,5	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  $d^{20}$**



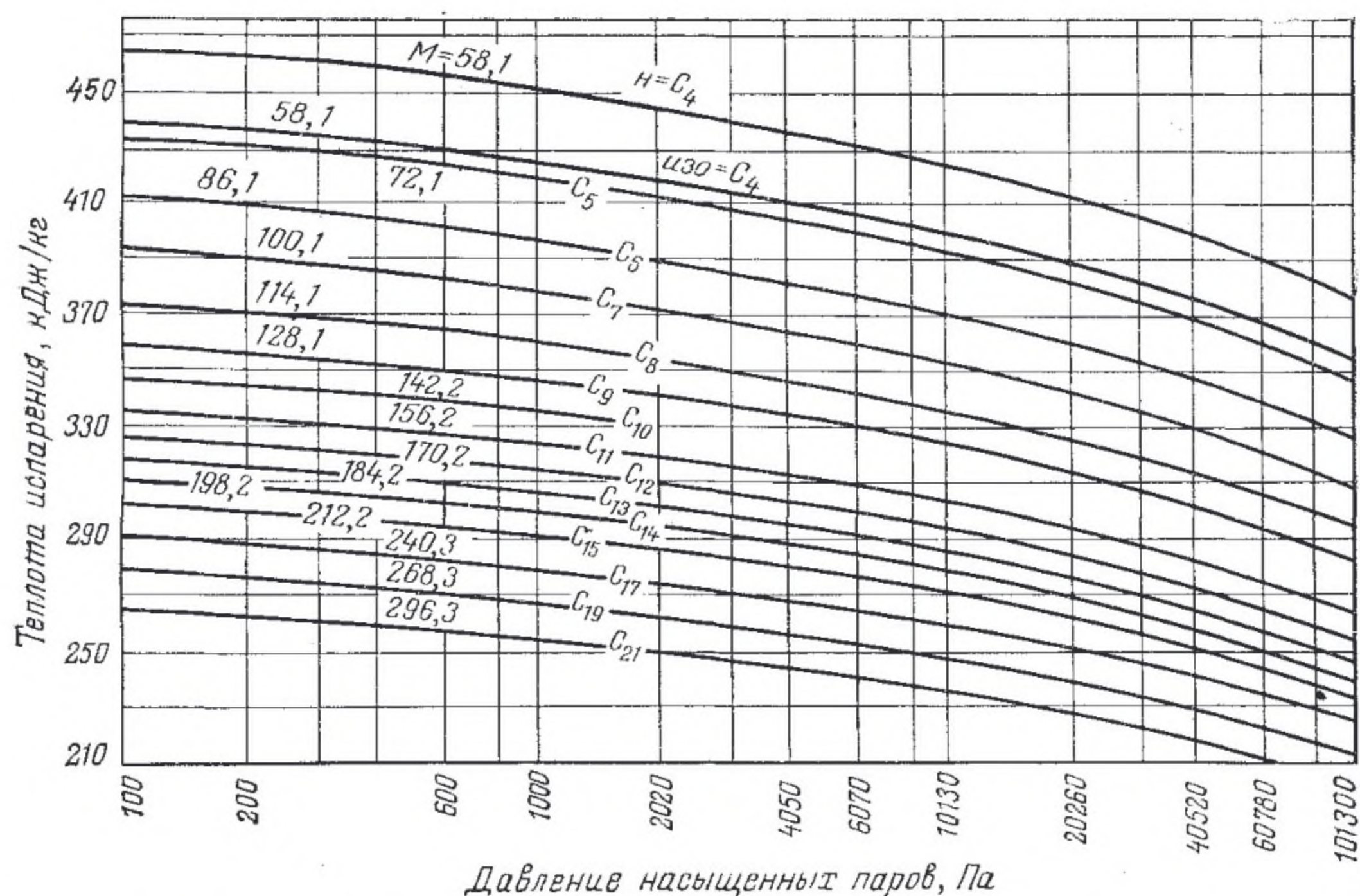


ГРАФИК ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕПЛОТЫ ИСПАРЕНИЯ УГЛЕВОДОРОДОВ.

ЭНТАЛЬПИЯ ЖИДКИХ НЕФТЕПРОДУКТОВ [величина  $a$  в формуле (47)]

$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (47),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (47),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (47),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (47),$ кДж/кг
0(273)	0,00	130(403)	248,17	260(533)	553,75	390(663)	916,39
5(278)	8,46	135(408)	258,90	265(538)	566,65	395(668)	931,73
10(283)	17,05	140(413)	269,66	270(543)	579,60	400(673)	946,94
15(288)	25,72	145(418)	279,89	275(548)	592,67	405(678)	962,19
20(293)	34,44	150(423)	291,45	280(553)	605,83	410(683)	977,56
25(298)	43,28	155(428)	302,47	285(558)	619,07	415(688)	992,98
30(303)	52,16	160(433)	313,62	290(563)	632,39	420(693)	1008,53
35(308)	61,17	165(438)	324,80	295(568)	645,80	425(698)	1024,16
40(313)	70,26	170(443)	336,07	300(573)	659,29	430(703)	1039,83
45(318)	79,40	175(448)	347,47	305(578)	672,87	435(708)	1055,62
50(323)	88,66	180(453)	358,91	310(583)	686,53	440(713)	1071,50
55(328)	98,00	185(458)	370,47	315(588)	700,27	445(718)	1091,62
60(333)	107,38	190(463)	382,08	320(593)	714,10	450(723)	1103,47
65(338)	116,94	195(468)	393,77	325(598)	728,01	455(728)	1119,14
70(343)	126,78	200(473)	405,59	330(603)	742,00	460(733)	1135,82



$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (47),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (47),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (47),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (47),$ кДж/кг
75(348)	136,30	205(478)	417,44	335(608)	756,08	465(738)	1152,08
80(353)	145,93	210(483)	429,43	340(613)	770,28	470(743)	1164,48
85(358)	155,44	215(488)	441,45	345(618)	784,53	475(748)	1184,93
90(363)	165,71	220(493)	453,60	350(623)	798,86	480(753)	1201,48
95(368)	175,72	225(498)	465,84	355(628)	813,02	485(758)	1218,11
100(373)	185,82	230(503)	478,12	360(633)	827,81	490(763)	1234,83
105(378)	196,00	235(508)	490,52	365(638)	842,39	495(768)	1251,63
110(383)	206,27	240(513)	503,00	370(643)	857,06	500(773)	1268,52
115(388)	216,62	245(518)	515,53	375(648)	871,85		
120(393)	227,05	250(523)	528,19	380(653)	886,68		
125(398)	237,57	255(528)	540,88	385(658)	901,64		

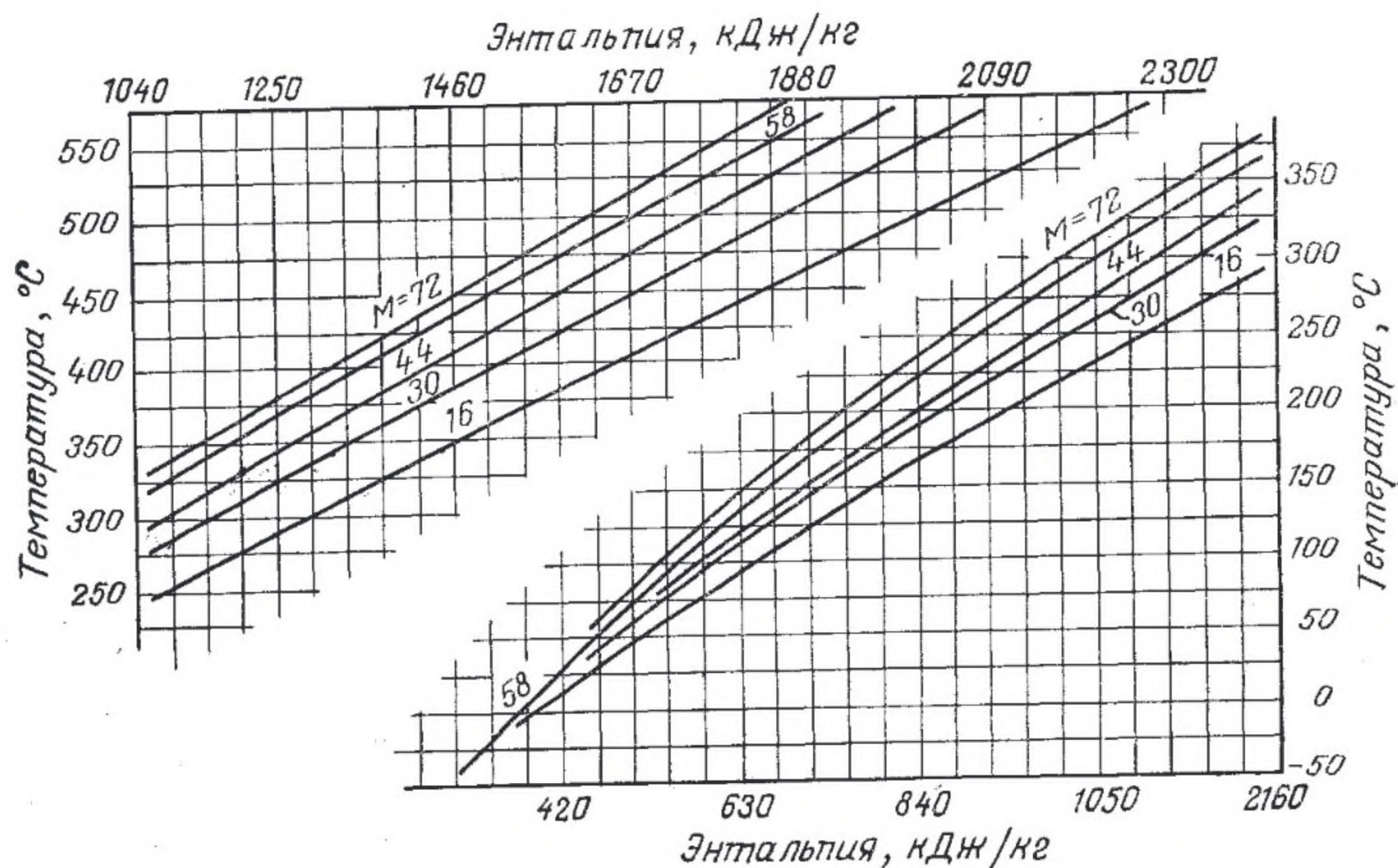
## ПРИЛОЖЕНИЕ 21

ЭНТАЛЬПИЯ ПАРОВ НЕФТЕПРОДУКТОВ [величина  $a$  в формуле (49)]

$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (49),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (49),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (49),$ кДж/кг	$t, ^\circ\text{C (K)}$	$a (49),$ кДж/кг
5(278)	212,54	130(403)	279,64	260(533)	268,72	390(663)	477,66
10(283)	214,94	135(408)	282,69	265(538)	372,57	395(668)	482,31
15(288)	217,33	140(413)	285,75	270(543)	376,42	400(673)	486,87
20(293)	219,72	145(418)	288,90	275(548)	380,28	405(678)	491,52
25(298)	222,11	150(423)	292,04	280(553)	384,22	410(683)	496,17
30(303)	224,58	155(428)	295,22	285(558)	388,16	415(688)	500,91
35(308)	227,05	160(433)	298,41	290(563)	392,10	420(693)	505,60
40(313)	229,52	165(438)	301,68	295(568)	396,12	425(698)	510,38
45(318)	232,08	170(443)	304,94	300(573)	400,14	430(703)	515,20
50(323)	234,64	175(448)	308,21	305(578)	404,20	435(708)	520,02
55(328)	237,23	180(453)	311,56	310(583)	408,27	440(713)	524,83
60(333)	239,83	185(458)	314,87	315(588)	412,42	445(718)	529,74
65(338)	242,51	190(463)	318,27	320(593)	416,56	450(723)	534,64
70(343)	245,19	195(468)	321,66	325(598)	420,71	455(728)	539,58
75(348)	247,88	200(473)	325,14	330(603)	425,15	460(733)	542,43
80(353)	250,64	205(478)	328,62	335(608)	429,18	465(738)	549,56
85(358)	253,41	210(483)	332,09	340(613)	433,41	470(743)	554,54
90(363)	256,17	215(488)	335,66	345(618)	437,72	475(748)	559,61
95(368)	259,02	220(493)	339,22	350(623)	442,04	480(753)	564,68
100(373)	261,87	225(498)	342,78	355(628)	446,40	485(758)	569,79
105(378)	264,76	230(503)	346,38	360(633)	450,76	490(763)	574,95
110(383)	267,65	235(508)	350,07	365(638)	455,20	495(768)	580,14
115(388)	270,63	240(513)	353,71	370(643)	459,60	500(773)	585,34
120(393)	273,60	245(518)	357,44	375(648)	464,08		
125(398)	276,58	250(523)	361,17	380(653)	468,60		
		255(528)	364,94	385(658)	473,13		

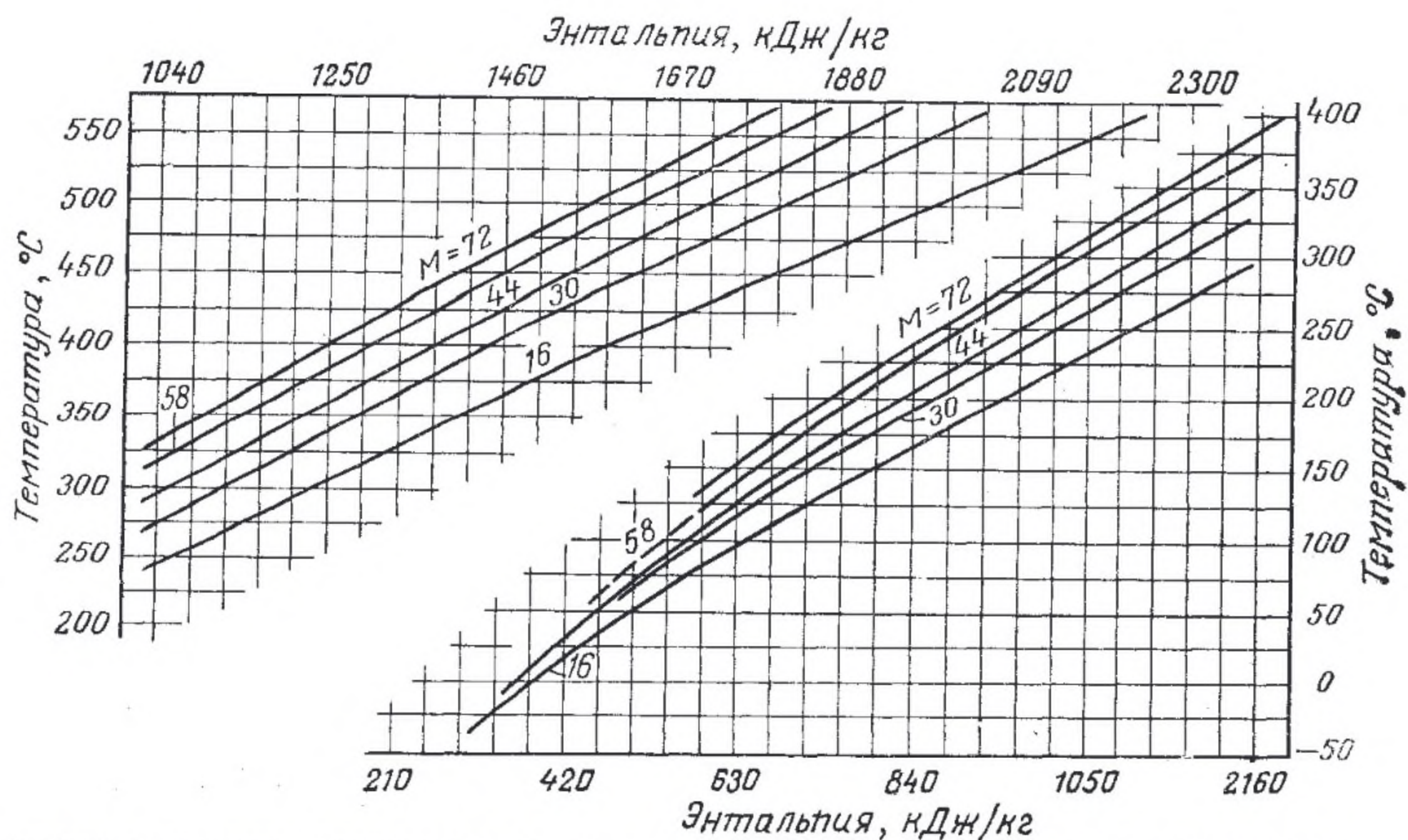


## ПРИЛОЖЕНИЕ 22



ЗАВИСИМОСТЬ ЭНТАЛЬПИИ ПАРОВ НЕФТЕПРОДУКТОВ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ПРИ АТМОСФЕРНОМ ДАВЛЕНИИ.

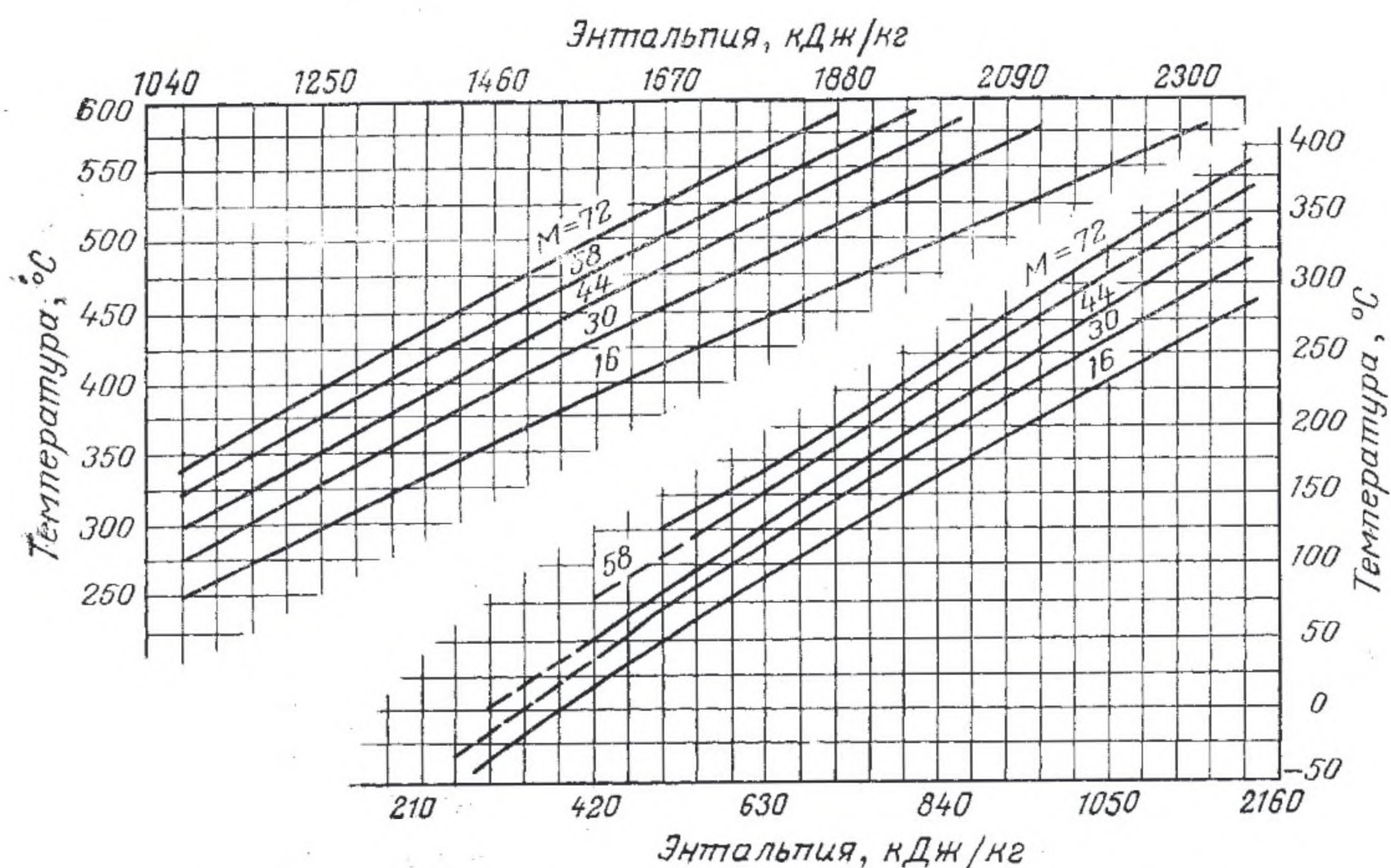
## ПРИЛОЖЕНИЕ 23



ЗАВИСИМОСТЬ ЭНТАЛЬПИИ ПАРОВ НЕФТЕПРОДУКТОВ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ПРИ ДАВЛЕНИИ 0,685 МПа.

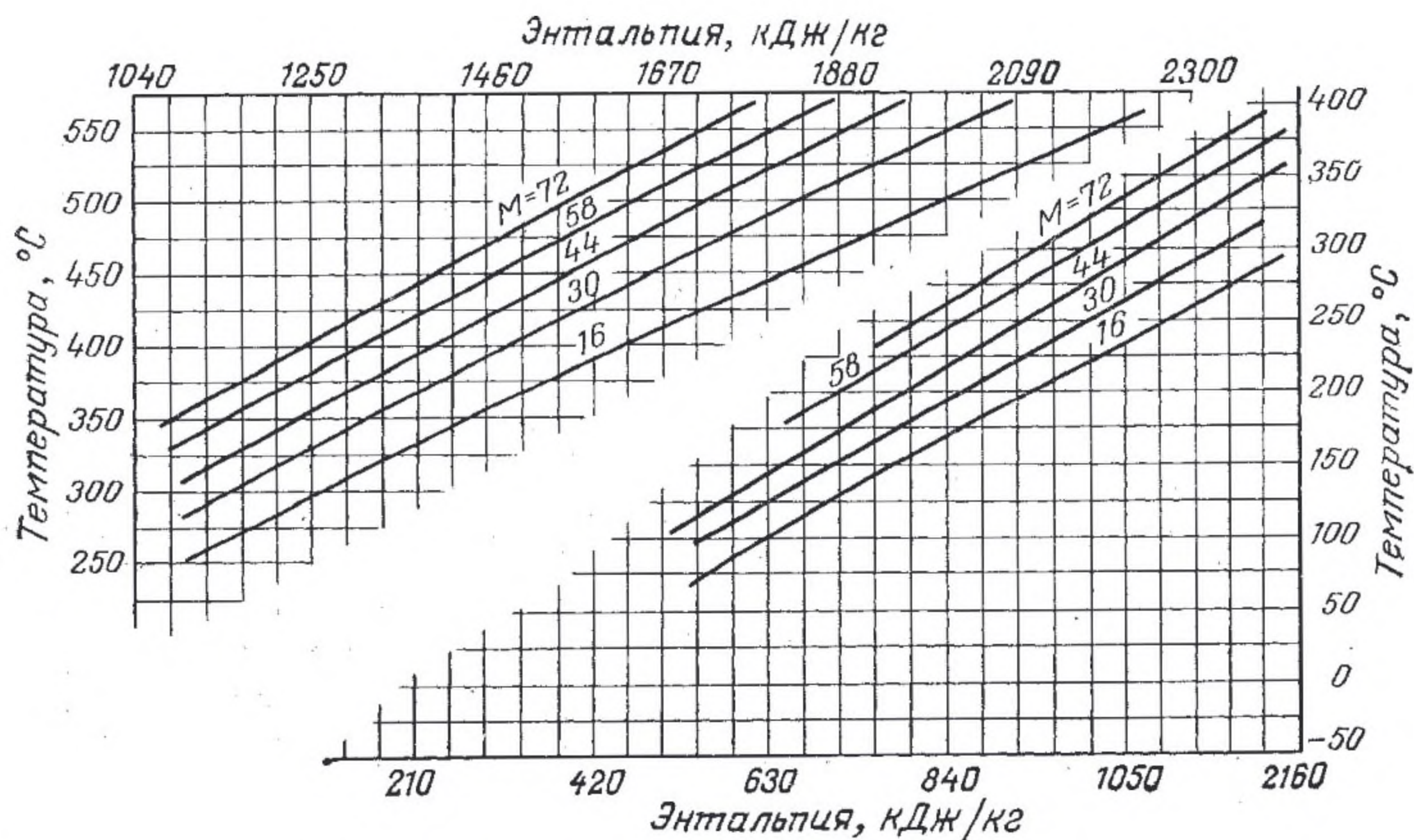


# ПРИЛОЖЕНИЕ 24



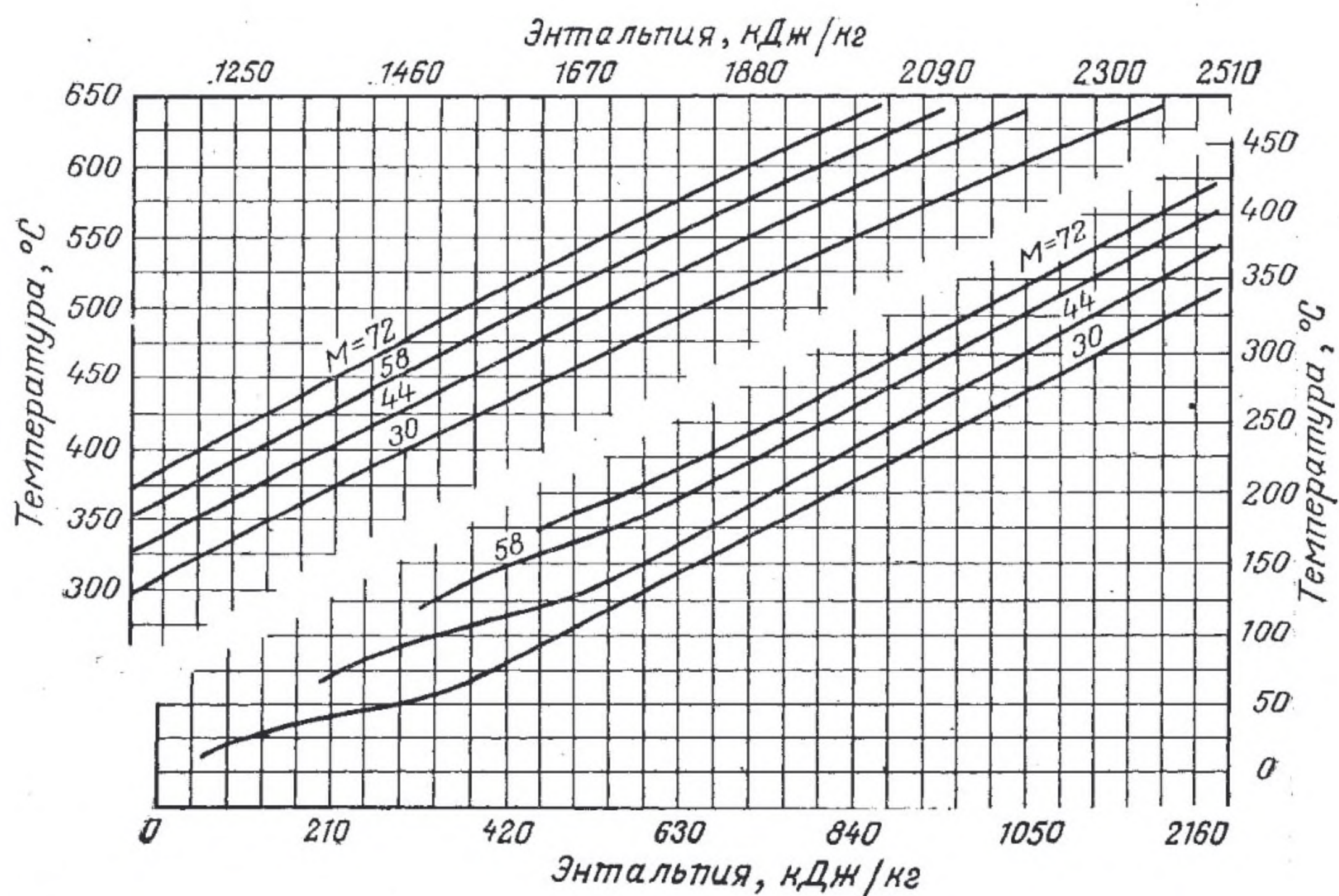
ЗАВИСИМОСТЬ ЭНТАЛЬПИИ ПАРОВ НЕФТЕПРОДУКТОВ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ПРИ ДАВЛЕНИИ 1,858 МПа.

# ПРИЛОЖЕНИЕ 25



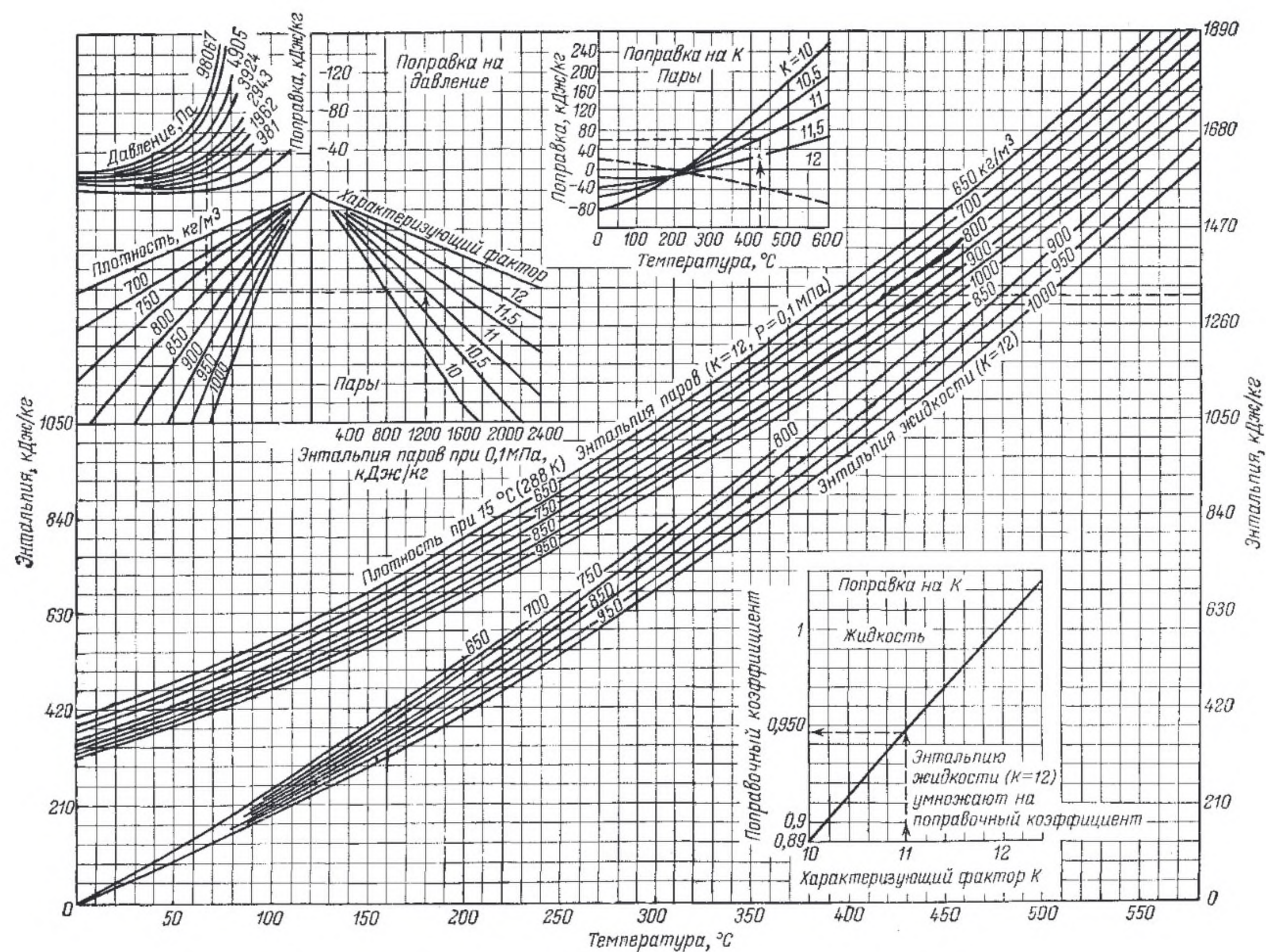
ЗАВИСИМОСТЬ ЭНТАЛЬПИИ ПАРОВ НЕФТЕПРОДУКТОВ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ПРИ ДАВЛЕНИИ 3,43 МПа.





ЗАВИСИМОСТЬ ЭНТАЛЬПИИ ПАРОВ НЕФТЕПРОДУКТОВ ОТ ТЕМПЕРАТУРЫ ПРИ ДАВЛЕНИИ 8,88 МПа.





НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ЭНТАЛЬПИИ НЕФТЯНЫХ ПАРОВ И ЖИДКОСТЕЙ.



ПАРАМЕТРЫ НАСЫЩЕННОГО ВОДЯНОГО ПАРА

Давление, 10 <sup>5</sup> Па	Температура, °С	Удельный объем, м <sup>3</sup> /кг	Энтальпия, кДж/кг		Теплота испарения, кДж/кг
			жидкости	пара	
0,01	6,70	131,6	28,19	2514,8	2486,7
0,015	12,74	89,6	53,54	2526,1	2472,5
0,020	17,20	68,3	72,27	2534,5	2462,0
0,025	20,78	55,27	87,23	2540,8	2453,6
0,030	23,77	46,52	99,76	2546,6	2446,9
0,040	28,64	35,46	120,12	2555,0	2434,3
0,050	32,55	28,72	136,46	2562,1	2425,5
0,060	35,82	24,19	150,12	2568,0	2418,0
0,080	41,16	18,45	172,46	2577,6	2405,0
0,100	45,45	14,95	190,43	2585,2	2395,0
0,120	49,05	12,59	205,51	2591,9	2386,2
0,150	53,60	10,20	224,54	2599,8	2375,3
0,20	59,67	7,789	249,93	2610,7	2360,6
0,30	68,68	5,324	287,68	2626,2	2464,1
0,40	75,42	4,066	315,96	2637,6	2321,6
0,50	80,86	3,299	338,80	2646,4	2307,4
0,60	85,45	2,782	358,11	2652,2	2296,1
0,70	89,45	2,408	374,96	2661,0	2286,0
0,80	92,99	2,125	389,87	2666,5	2276,4
0,90	96,18	1,903	403,32	2671,5	2268,0
1,0	99,09	1,725	386,27	2676,5	2258,4
1,2	104,25	1,455	435,76	2684,5	2247,0
1,4	108,74	1,259	456,37	2691,2	2234,9
1,6	112,73	1,111	473,26	2697,2	2224,0
1,8	116,33	0,995	488,55	2702,9	2214,4
2,0	119,62	0,9018	502,54	2707,9	2205,6
3,0	132,88	0,6169	558,94	2726,4	2167,4
4,0	142,92	0,4709	602,10	2739,8	2137,7
5,0	151,11	0,3817	637,29	2749,8	2112,1
6,0	158,08	0,3214	667,46	2758,2	2090,3
7,0	164,17	0,2778	694,28	2764,9	2070,6
8,0	169,61	0,2448	718,16	2770,4	2052,6
9,0	174,53	0,2189	739,53	2775,0	2035,5
10	179,04	0,1980	759,64	2779,2	2019,9
11	183,20	0,1808	778,08	2782,5	2004,4
12	187,08	0,1663	795,26	2785,9	1990,6
13	190,71	0,1540	811,18	2788,8	1977,6
14	194,13	0,1434	826,68	2791,3	1964,6
15	197,36	0,1342	840,90	2793,4	1952,1
16	200,43	0,1261	854,76	2795,1	1940,3
17	203,35	0,1189	867,33	2796,8	1928,6
18	206,14	0,1125	880,73	2798,0	1917,3
19	208,81	0,1067	892,88	2799,7	1906,8
20	211,38	0,1015	904,62	2801,0	1896,3
30	232,76	0,06797	1003,92	2803,1	1801,7
40	249,18	0,05077	1082,69	2805,6	1720,4



## ЭНТАЛЬПИЯ И ТЕПЛОЕМКОСТЬ ПЕРЕГРЕТОГО ВОДЯНОГО ПАРА

Давление, 10 <sup>5</sup> Па	Температура кипения, °С	Энтальпия, кДж/кг					Средняя теплоемкость, кДж/(кг·К)				
		насыщен- ного пара	при 100 °С	при 200 °С	при 300 °С	при 400 °С	до 100 °С	до 200 °С	до 300 °С	до 400 °С	до 500 °С
0,05	32,55	2562	2690,0	2881,8	3078,8	3282,4	1,9060	1,9148	1,9693	2,0363	2,1033
0,10	45,45	2588	2689,9	2881,4	3078,7	3282,4	1,9190	1,9149	1,9734	2,0364	2,1033
0,20	59,67	2610	2688,7	2881,0	3078,6	3282,3	1,9831	1,9232	1,9776	2,0364	2,1033
0,30	68,68	2626	2687,4	2880,6	3078,3	3282,2	1,9625	1,9315	1,9777	2,0365	2,1033
0,40	75,42	2638	2686,2	2880,2	3078,3	3282,0	1,9734	1,9399	1,9818	2,0366	2,1033
0,50	80,86	2643	2684,9	2879,3	3077,9	3282,0	2,0153	1,9441	1,9860	2,0405	2,1033
0,60	85,45	2654	2683,2	2878,9	3077,6	3282,0	2,0320	1,9567	1,9861	2,0447	2,1033
0,70	89,45	2661	2682,4	2878,5	3077,5	3281,6	2,0321	1,9609	1,9902	2,0405	2,1075
0,80	92,99	2666	2681,1	2878,1	3077,1	3281,5	2,0900	1,9693	1,9903	2,0447	2,1075
0,90	96,18	2671	2679,5	2877,2	3076,7	3281,2	2,0901	1,9776	1,9944	2,0448	2,1075
1,00	99,09	2676	—	2876,9	3076,6	3281,1	2,0905	1,9860	1,9986	2,0449	2,1075
1,50	110,79	2694	—	2874,3	3075,0	3280,3	—	2,0112	2,0070	2,0531	2,1117
2,00	119,62	2708	—	2871,8	3074,2	3279,5	—	2,0237	2,0237	2,0531	2,1159
2,50	126,79	2718	—	2869,3	3072,5	3278,6	—	2,0656	2,0321	2,0614	2,1201
3,00	132,88	2726	—	2866,7	3071,2	3278,2	—	2,1033	2,0447	2,0698	2,1201
4,00	142,92	2739	—	2862,6	3068,7	3276,5	—	2,1494	2,0614	2,0782	2,1243
5,00	151,11	2749	—	2856,3	3066,2	3274,9	—	2,1788	2,1369	2,0866	2,1285
6,00	158,08	2758	—	2851,7	3063,7	3273,2	—	2,2332	2,1201	2,0950	2,1369
7,00	164,17	2765	—	2847,1	3060,7	3271,9	—	2,2877	2,1369	2,1117	2,1369
8,00	169,61	2770	—	2841,6	3058,2	3270,2	—	2,3464	2,1662	2,1201	2,1452
9,00	174,53	2775	—	2835,7	3055,7	3268,6	—	2,3841	2,1997	2,1285	2,1536
10,00	179,04	2779	—	2829,9	3052,8	3266,9	—	2,4218	2,2290	2,1410	2,1578



ПРОГРАММА РАСЧЕТА ДОЛИ ОТГОНА НА ЭВМ «НАИРИ»

ап «Наири»  
 $i = 5$  х т м с р л б а у г  
 1 допустим  $i = 0$   
 2 вставим  $i = i + 1$   
 3 введем  $x_i$   $t_i$   
 4 если  $i - 5 < 0$  идти к 2  
 5 допустим  $и = 630$   $о = 1140$   $z = 0,43$   
 6 вычислим  $s = [1250 / (\sqrt{и^2 + 108\,000}) - 307,6] - 1$   
 7 допустим  $i = 1$   $в = 0$   
 8 вычислим  $м_i = 60 + 0,3t_i + 0,001t_i^2$   
 9. вычислим  $t_i = t_i + 273$   $c_i = [1250 / (\sqrt{t_i^2 + 108\,000}) - 307,6] - 1$   
 10 вычислим  $p_i = 0,1 \exp(6,172(1 - s/c_i))$   $п_i = 10000 (x_i/м_i)$   
 11 вычислим  $в = в + п_i$   
 12 вставим  $i = i + 1$   
 13 если  $i - 6 < 0$  идти к 8  
 14 допустим  $i = 0$   $д = 0$   $т = 0$   $н = 0$   $ф = 0$   
 15 вставим  $i = i + 1$   
 16 вычислим  $б_i = л_i/в$   $g = g + б_i$   
 17 вычислим  $а_i = (об_i)/(о + z(p_i - о))$   $т = т + а_i$   
 18 вычислим  $y_i = (p_i/о) а_i$   $н = н + y_i$   
 19 вычислим  $г_i = м_i y_i$   $ф = ф + г_i$   
 20 если  $i - 5 < 0$  идти к 15  
 21 вычислим  $ч = 100/в$   $ш = (ф/ч)z$   
 22 допустим  $i = 0$   
 23 вставим  $i = i + 1$   
 24 печатаем с 4 знаками  $м_i$   $p_i$   $л_i$   
 25 печатаем с 4 знаками  $б_i$   $а_i$   $y_i$   $г_i$   
 26 если  $i - 5 < 0$  идти к 23  
 27 печатаем с 4 знаками  $в$   $g$   $т$   $н$   $ф$   $ш$   
 28 кончаем  
 исполним 1

Массив чисел  $x_i, t_i$

Обозначения

$x_i$  — массовая доля компонента в сырье  
 $t_i$  — средняя температура кипения компонента  
 $и$  — температура входа сырья в колонну  
 $о$  — давление в эвапорационной части колонны  
 $s = f(T)$  — в формуле Ашворта  
 $c_i = f(T_i)$  — в формуле Ашворта  
 $М_i$  — молекулярная масса компонента  
 $p_i$  — давление насыщенных паров компонента  
 $л_i$  — количество компонентов, моль  
 $в$  — сумма молей  
 $б_i = x_0$  — мольная доля компонента  
 $g = \sum x_0$  — сумма мольных долей компонента  
 $а_i = x'_i$  — мольная доля компонента в жидкой фазе  
 $т = \sum x'_i$  — сумма мольных долей компонентов в жидкой фазе  
 $y_i = y'_i$  — мольная доля компонента в паровой фазе  
 $н = \sum y'_i$  — сумма мольных долей компонентов в паровой фазе  
 $ф = м_y$  — средняя молекулярная масса паровой фазы  
 $ш = e$  — массовая доля отгона  
 $ч = \frac{100}{B} = \frac{100}{\sum N} = M_0$  — молекулярная масса отбензиненной нефти  
 $z$  — мольная доля отгона



## ХАРАКТЕРИСТИКА КОЛОНН АТ ПОВЫШЕННОЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ

Показатели	Предвари- тельная колонна	Основная колонна	Колонна вторичной перегонки			Стабильза- ционная колонна (бензиновая)	Отпарная колонна	
			№ 1	№ 2	№ 3		№ 1	№ 2
Температура, °С верха	100—125	130—146	60—80	85—100	110—115	40—60	165	230
низа	230—240	320—340	100—110	120—140	160—180	160—220	200	280
Рабочее давление, МПа	0,45—0,50	0,15—2,0	До 0,30	До 0,45	До 0,45	До 16,0	0,15— 0,16	0,15— 0,16
Кратность орошения	1,5:1	2:1	2:1	5:1	1,5:1	4:1	—	—
Диаметр, м	3,8	7,0	2,2	3	3,4	3,4/2,2	2,4	2,4
Высота, м	30,2	44,8	33,6	37,3	39,4	35,4	27,3	27,3
Тип тарелок	Двухслив- ные S-образные (и отбойные)	Двухслив- ные S-образные	Решетчатые			S-образные двухсливные	S-о б р а з н ы е	
Число тарелок	24(3)	38	60	60	60	34	10	10
Расстояние между тарел- ками, мм	600	800	400	400	400	600	600	600



## ПРИЛОЖЕНИЕ 32

### ХАРАКТЕРИСТИКА КОЛОНН УСТАНОВКИ АТ-12 (ПРОЕКТ)

Колонна	Рабочие условия		Диаметр, м	Высота, м	Число тарелок	Тип тарелок	Расстояние между тарелками, м
	$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{МПа}$					
Предварительная, К-1			5,0	35	22		0,7
верх	128	0,52				Клапанные балластные двухпоточные	
низ	251	0,54				То же четырехпоточные	
Основная, К-2				55	50		0,7
верх	140	0,25	6,4/7,5			Клапанные четырехпоточные	
низ	339	—	6,0				
Отпарная		0,23	2,0	25	4	Клапанные двухпоточные	0,6
1-я	152						
2-я	198						
3-я	243						
Стабилизатор				35	32	Клапанные	0,6
верх	73	1,17	2,8				
низ	174	1,21	3,4				

## ПРИЛОЖЕНИЕ 33

### ХАРАКТЕРИСТИКА КОЛОНН АВТ-6

Колонна	Тарелка	Рабочие условия		Диаметр, м	Общая высота, м	Число тарелок	Тип тарелок
		$t, ^\circ\text{C}$	$P$				
Основная	1-я	139	0,245 МПа	5,5	67	12	Клапанные
	15-я	227	0,245 МПа	6,4		36	»
	49-я	365	0,274 МПа	5,5		8	»
Отпарная, фракции, $^\circ\text{C}$							»
	1-я	175	—	2,4	13,6	10	»
	1-я	267	—	1,6		5	»
	1-я	326	—	1,6		5	»
Вакуумная	4-я	134	6,53 кПа	4,5	39,5	3	Ситчатые
	7-я	288	8,66 кПа	7,0		3	»
	11-я	367	10,10 кПа	5,0		7	Клапанные



ПРАКТИЧЕСКИЕ ЗНАЧЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ К  
ДЛЯ ТЕПЛООБМЕННИКОВ УСТАНОВКИ АВТ

Трубное пространство			Межтрубное пространство				Коэффициент теплопередачи, Вт/(м <sup>2</sup> ·К)
продукт	температура, °С		продукт	температура, °С			
	на входе	на выходе		на входе	на выходе	τ <sub>ср</sub>	
Сырая нефть	10	97	Первое циркуляционное орошение основной колонны	135	60	44	195
	97	114	Фракция 180—230 °С	140	117	23	183
	114	136	Фракция 230—350 °С	160	140	27	197
	135	168	Мазут	234	170	48	188
	36	87	Фракция 240—300 °С	265	100	115	81
	71	112	Второе циркуляционное орошение вакуумной колонны	185	120	60	180
Обессоленная нефть	110	125	Фракция 300—350 °С	247	140	61	138
	125	138	Второе циркуляционное орошение колонны вторичной перегонки	276	150	65	109
Гудрон	330	214	Обессоленная нефть	197	229	45	157
Сырая нефть	10	31	Первое циркуляционное орошение колонны вторичной перегонки	145	90	95	80
	31	46	Второе циркуляционное орошение основной колонны	149	120	94	165
	46	73	Фракция 420—490 °С	200	90	78	94
	73	125	Третье циркуляционное орошение основной колонны	205	150	75	203

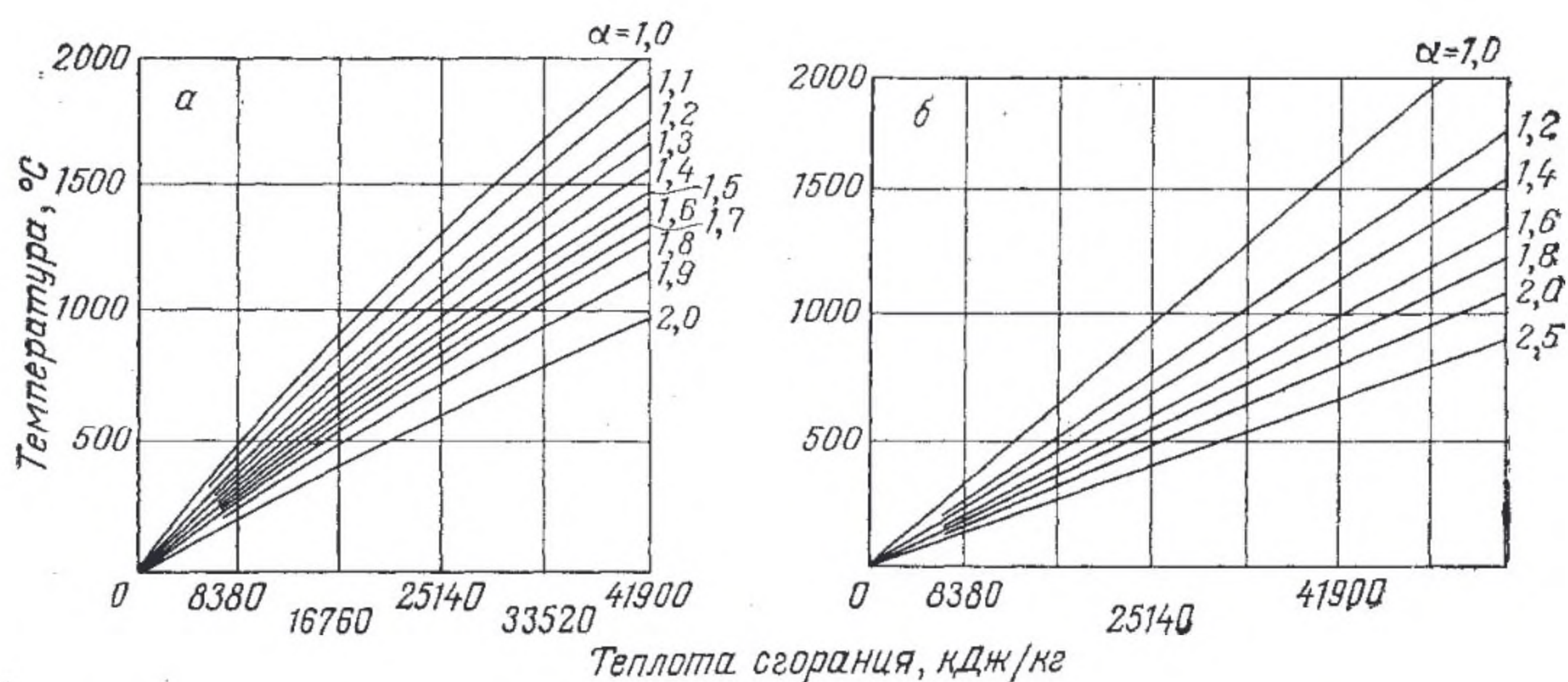


КОЭФФИЦИЕНТ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ В АППАРАТАХ  
ВОЗДУШНОГО ОХЛАЖДЕНИЯ

Продукт	Тепловая напряжен- ность, Вт/м <sup>2</sup>	Коэффициент теплопере- дачи, Вт/(м <sup>2</sup> ·К)	Источник
Конденсация и охлаждение фрак- ции 62 °С	1032	24,4	Гипронефтезавод
Конденсация и охлаждение фрак- ции 140 °С, газ, водяной пар	1204	41,8	Гипронефтемаш
Конденсация и охлаждение фрак- ции 140—180 °С, водяной пар	1279	23,2	»
Конденсация и охлаждение фрак- ции 105 °С, газ	1977	28,6	Гипронефтезавод
Конденсация и охлаждение фрак- ции 180 °С	1917	34,8	»
Конденсация и охлаждение фрак- ции 105—140 °С	2558	24,4	»
Охлаждение фракции 180—220 °С	1337	24,8	»
Холодильник дизельного топлива	1337	23,3	Гипронефтемаш
Конденсация и охлаждение паров бензина, газа С <sub>4</sub> и водяного пара	2000	43,2	»
Охлаждение керосина	1465	25,5	»
Охлаждение бензина	1825	46,5	Данные промыш- ленной эксплуа- тации
Конденсация и охлаждение бен- зина	1895	38,3	То же
Конденсация и охлаждение киро- сина	2093	38,3	»



## ПРИЛОЖЕНИЕ 36



НОМОГРАММА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ЭНТАЛЬПИИ ПРОДУКТОВ СГОРАНИЯ:

*a* — мазута ( $Q_p^H = 41\,868$  кДж/кг); *б* — крекинг-газа ( $Q_p^H = 46\,270$  кДж/кг);  
 $\alpha$  — коэффициент избытка воздуха.

## ПРИЛОЖЕНИЕ 37

ТЕХНИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ТРУБЧАТЫХ ПЕЧЕЙ ТИПА Б

Шифр печи							
ББ1 $\frac{26}{3}$	ББ1 $\frac{52}{6}$	ББ1 $\frac{90}{9}$	ББ1 $\frac{124}{12}$	ББ2 $\frac{215}{9}$	ББ2 $\frac{316}{12}$	ББ2 $\frac{374}{15}$	ББ2 $\frac{454}{18}$

Теплопроизводительность (при среднедопускаемом  
 теплонапряжении радиантных труб для печей  
 ББ1 52335 и ББ2 58150 Вт/м<sup>2</sup>), Вт·10<sup>6</sup>

1,97 | 3,95 | 7,09 | 8,6 | 17,4 | 26,16 | 30,2 | 37,2

Рабочая длина радиантных труб, м

3 | 6 | 9 | 12 | 9 | 12 | 15 | 18

Поверхность нагрева радиантных труб, м<sup>2</sup>

26 | 52 | 90 | 124 | 215 | 316 | 374 | 454



## ПРИЛОЖЕНИЕ 38

### ТЕХНИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ТРУБЧАТЫХ ПЕЧЕЙ ГС

Шифр печи						
ГСИ $\frac{265}{6}$	ГСИ $\frac{395}{9}$	ГСИ $\frac{525}{12}$	ГСИ $\frac{665}{15}$	ГСИ $\frac{790}{18}$	ГСИ $\frac{920}{21}$	ГСИ $\frac{1050}{24}$
Теплопроизводительность (при среднедопускаемом теплонпряжении радиантных труб 40 700 Вт/м <sup>2</sup> ), МВт						
14,5	20,9	27,9	34,8	42,6	49,7	56,9
Рабочая длина радиантных труб, м						
6	9	12	15	18	21	24
Поверхность нагрева радиантных труб, м <sup>2</sup>						
265	395	525	655	785	920	1050

## ПРИЛОЖЕНИЕ 39

### ТЕХНИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ТРУБЧАТЫХ ПЕЧЕЙ ЦД и ЦС

Шифр печи													
$\frac{275}{\text{ЦД4}} 9$	$\frac{367}{\text{ЦД4}} 12$	$\frac{504}{\text{ЦД4}} 12$	$\frac{630}{\text{ЦД4}} 15$	$\frac{946}{\text{ЦД4}} 15$	$\frac{1140}{\text{ЦД4}} 18$	$\frac{68}{\text{ЦС1}} 6$	$\frac{80}{\text{ЦС1}} 7$	$\frac{106}{\text{ЦС1}} 7$	$\frac{125}{\text{ЦС1}} 8$	$\frac{156}{\text{ЦС1}} 10$	$\frac{213}{\text{ЦС1}} 9$	$\frac{280}{\text{ЦС1}} 12$	$\frac{345}{\text{ЦС1}} 15$
Теплопроизводительность (при среднедопускаемом теплонпряжении радиантных труб 29 000 Вт/м <sup>2</sup> ), МВт													
15,1	20	27,3	34,1	51,1	61,6	2,6	3,1	4,0	4,8	6,0	8,2	10,8	13,3
Рабочая длина радиантных труб, м													
9	12	12	15	15	18	6	7	7	8	10	9	12	15
Поверхность нагрева радиантных труб, м <sup>2</sup>													
275	367	504	630	946	1140	68	80	106	125	156	213	280	345
Внутренний диаметр корпуса D, м													
5	5	6,4	6,4	8	8	2,8	2,8	3,6	3,6	3,6	5	5	5,5



ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ РАБОТЫ ПЕЧЕЙ УСТАНОВОК АВТ

Показатели	Двухсторон- ная с панельными горелками		Двухскатная двухкамерная		Многокамерная (АВТ-6)	
	А	В	А	В	А	В
Тепловая мощность, МВт	18,2	17,2	36,5*	17,2	107,1	39,5
Поверхность нагрева, прихо- дящаяся на 1 т/сут, м <sup>2</sup>						
сырья	0,21	0,18	0,115	0,318	0,21	0,185
пароперегревателя	33	39	145	121	204	383
котла-утилизатора	150	150	—	—	—	—
радиантных труб	332	332	305	634	1868	850
конвекционных труб	332	332	490	298	3375	904
Доля радиантной поверх- ности, %	39	39	33	60	34,3	48,0
Число						
потоков сырья	2	—	4	2	12	6
радиантных труб	40	40	130	116	330	152
конвекционных труб	40	40	70	55	600	160
Диаметр труб, мм						
радиантных	152×8	152×8	152×8	152×8	152×8	219×10
пароперегревателя	48	48	145	121	57×4	57×4
котла-утилизатора	150	150	—	—	—	—
Длина труб, м	18	18	15	12	11,8	11,8
Скорость потока на входе, м/с	2,1	2,1	2,16	1,55	1,9—2,4	1,66
Тепловая напряженность, КВт/м <sup>2</sup> , труб						
радиантных	45,5	45,5	31,1	12,5	47,6	36,9
конвекционных	8,62	8,62	16,1	7,61	9,6	7,73
К. п. д. печи	0,81	0,81	0,83	0,81	0,703**	0,689**
Расход топлива, % масс. на нефть и мазут	2,4	2,8	1,65	1,88	2,04	1,32
Температура, °С						
сырья на входе в печь	240	310	240	310	240	330
сырья на выходе из печи	340	420	330	420	340—360	410
газов над перевалом	750	750	800	765	600—760	710
на выходе из конвекци- онной камеры	330	340	310	405	—	450



Показатели	Двухсторонняя с панельными горелками		Двухскатная двухкамерная		Многокамерная (АВТ-6)	
	А	В	А	В	А	В
Коэффициент избытка воздуха в топке	1,1	1,1	1,2—1,5	1,2—1,5	1,2	1,2
на выходе из борова	—	—	—	1,4—1,7	1,6	1,65
Давление, ( $10^5$ Па) на входе продуктов в печь	17,4	4,17	17,3	6,0	15—18	4,5
на выходе продуктов из печи	6,0	1,1	6,0	1,0	3—6	0,4

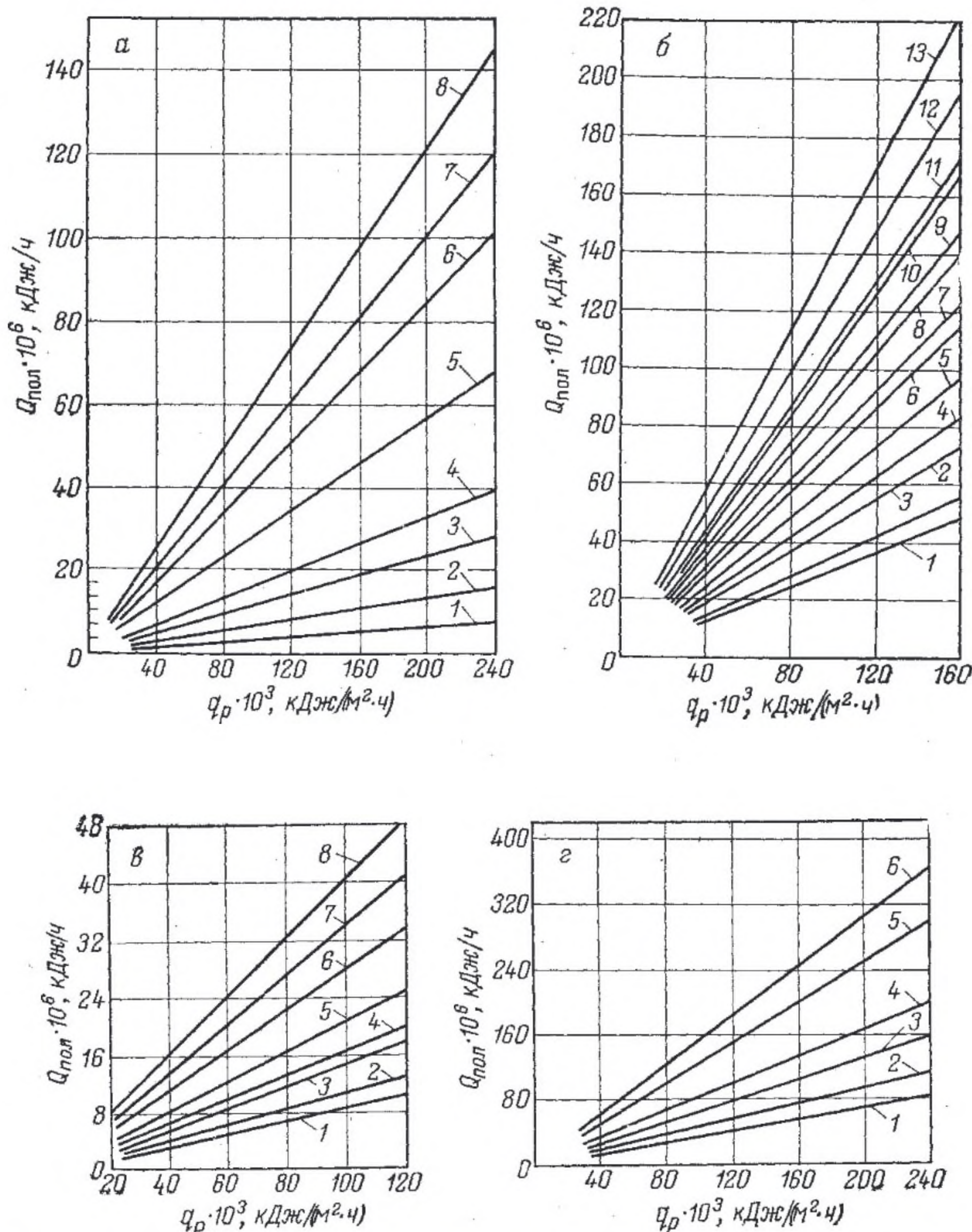
\* После реконструкции и значительного расширения радиантной поверхности. \*\* Без котла-утилизатора.

## ПРИЛОЖЕНИЕ 41

ПЛОЩАДЬ ПОПЕРЕЧНОГО СЕЧЕНИЯ ТРУБ ( $\text{м}^2$ )

Размер труб	Площадь сечения труб, $\text{м}^2$				
	одной	двух	четырёх	шести	восьми
76×9	0,00246	0,00528	0,0156	0,01584	0,2112
76×5	0,00326	0,00652	0,1304	0,01756	0,02608
89×8	0,00418	0,00836	0,1672	0,02508	0,03344
102×8	0,00665	0,01330	0,02660	0,03990	0,05320
114×8	0,00752	0,01504	0,0308	0,04312	0,06016
127×8	0,00968	0,01936	0,03872	0,05808	0,07744
152×12	0,0128	0,0256	0,0512	0,786	0,1024
152×8	0,0145	0,0290	0,0580	0,0870	0,1160
159×10	0,0152	0,0304	0,0608	0,0912	0,1216
219×12	0,03	0,06	0,12	0,18	0,04
219×20	0,0252	0,0504	0,1008	0,1512	0,2016





ГРАФИКИ ЗАВИСИМОСТИ ТЕПЛОПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ОТ СРЕДНЕ-ДОПУСКАЕМОГО ТЕПЛОНАПРЯЖЕНИЯ РАДИАНТНЫХ ТРУБ:

а — ДЛЯ ПЕЧЕЙ ТИПА Б: 1 — ББ1  $\frac{26}{3}$ ; 2 — ББ1  $\frac{52}{6}$ ; 3 — ББ1  $\frac{90}{9}$ ; 4 — ББ1  $\frac{124}{12}$ ; 5 — ББ1  $\frac{215}{9}$ ; 6 — ББ2  $\frac{316}{12}$ ; 7 — ББ2  $\frac{374}{15}$ ; 8 — ББ2  $\frac{454}{18}$ ; б — ДЛЯ ПЕЧЕЙ ТИПА Г (ВАРИАНТ I): 1 — ГН2  $\frac{230}{6}$ ; 2 — ГС1  $\frac{265}{6}$ ; 3 — ГН2  $\frac{345}{9}$ ; 4 — ГС1  $\frac{395}{9}$ ; 5 — ГН2  $\frac{460}{12}$ ; 6 — ГС1  $\frac{525}{12}$ ; 7 — ГН2  $\frac{575}{15}$ ; 8 — ГС1  $\frac{655}{18}$ ; 9 — ГН2  $\frac{690}{18}$ ; 10 — ГС1  $\frac{790}{18}$ ; 11 — ГН2  $\frac{805}{21}$ ; 12 — ГС1  $\frac{920}{21}$ ; 13 — ГС1  $\frac{1050}{24}$ ; в — ДЛЯ ПЕЧЕЙ ТИПА ЦС: 1 — ЦС1  $\frac{68}{6}$ ; 2 — ЦС1  $\frac{80}{7}$ ; 3 — ЦС1  $\frac{106}{7}$ ; 4 — ЦС1  $\frac{125}{8}$ ; 5 — ЦС1  $\frac{156}{10}$ ; 6 — ЦС1  $\frac{213}{9}$ ; 7 — ЦС1  $\frac{280}{12}$ ; 8 — ЦС1  $\frac{345}{15}$ ; г — ДЛЯ ПЕЧЕЙ ТИПА ЦД: 1 — ЦД4  $\frac{275}{9}$ ; 2 — ЦД4  $\frac{367}{12}$ ; 3 — ЦД4  $\frac{504}{12}$ ; 4 — ЦД4  $\frac{630}{15}$ ; 5 — ЦД4  $\frac{946}{15}$ ; 6 — ЦД4  $\frac{1140}{18}$ . ЧИСЛИТЕЛЬ — ПОВЕРХНОСТЬ РАДИАНТНЫХ ТРУБ; ЗНАМЕНАТЕЛЬ — РАБОЧАЯ ДЛИНА ПЕЧИ.



# 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 кгс/см <sup>2</sup>	98066,5 Па
1 ат (атмосфера техническая)	$\approx 0,1 \text{ МПа}$
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 <sup>2</sup> ·с)	10 кг/(м <sup>2</sup> ·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·°С)	4,1868 кДж/(кг·К)
----------------	-------------------

## Единицы плотности теплового потока

1 ккал/(м <sup>2</sup> ·ч)	1,1630 Вт/м <sup>2</sup>
----------------------------	--------------------------

## Единицы коэффициентов теплообмена (теплоотдачи) и теплопередачи

1 ккал/(м <sup>2</sup> ·ч·°С)	1,1630 Вт/(м <sup>2</sup> ·К)
-------------------------------	-------------------------------

## Единицы коэффициента теплопроводности

1 ккал/(м·ч·°С)	1,163 Вт/(м·К)
-----------------	----------------

---



## ЛИТЕРАТУРА

1. Рабинович Г. Г., Рябых П. М., Хохряков П. Л. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. М., Химия, 1979. 556 с.
2. Гуревич И. Л. Технология переработки нефти и газа. М., Химия, 1972. Ч. 1, 347 с.
3. Рыбак Б. М. Анализ нефти и нефтепродуктов. М., Гостоптехиздат, 1962. 607 с.
4. Нагиев М. Ф. Термодинамические расчеты процессов переработки нефти. М., Изд-во АН СССР, 1958. 220 с.
5. Адельсон С. В. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии. М., Гостоптехиздат, 1963. 309 с.
6. Эмирджанов Р. Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке. М., Химия, 1965. 544 с.
7. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. М.: Химия, 1974. 439 с.
8. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М., Химия, 1971. 308 с.
9. Скобло А. И., Трегубова И. А., Егоров Н. Н. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М., Гостоптехиздат, 1962. 652 с.
10. Шмеркович В. М., Головкин А. К. — Химия и технология топлив и масел, 1968, № 3, с. 38—44.
11. Рыбкин С. А. Вентиляционные установки машиностроительных заводов. М., Машгиз, 1960. 380 с.
12. Воинов Б. П., Гусейнов Д. А. Технологические расчеты для мастеров по переработке нефти. Баку, Азнефтеиздат, 1953. 257 с.
13. Башхиян Ц. А. — Труды Гипронефтемаш, 1969, вып. 5, с. 5—10.
14. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ./Под ред. И. И. Абрамсона. М., Химия, 1965. Т. 4—6, с. 280.
15. Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа. 3-е изд. М., Химия, 1980.
16. Обрядчиков С. Н. Технология нефти. М., Гостоптехиздат, 1952. Ч. II. 408 с.
17. Nelson W. L. — Petrol. Ref. Eng., 1958, v. 2, p. 12—18.
18. Нагиев М. Ф. Учение о рециркуляционных процессах в химической технологии. М., Изд-во АН СССР, 1965. 474 с.
19. Орочко Д. И. Теоретические основы ведения синтезов жидких топлив. М., Гостоптехиздат, 1951. 459 с.
20. Адельсон С. В. — Труды БашНИИ НП, 1959, вып. 1, с. 31—47.
21. Обрядчиков С. Н. Задачи по курсу «Деструктивная переработка нефти». М., Гостоптехиздат, 1949. 97 с.
22. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ./Под ред. И. И. Абрамсона. М., Гостоптехиздат, 1961. Т. 2, с. 278.
23. Жоров Ю. М. и др. — Труды МИНХ и ГП им. И. М. Губкина, 1967, вып. 74, с. 62—66.
24. Жоров Ю. М. и др. — Труды МИНХ и ГП им. И. М. Губкина, 1967, вып. 74, с. 66—70.
25. Сюняев З. И. Замедленное коксование нефтяных остатков. М., Химия, 1967. 168 с.



26. Красюков А. Ф. Нефтяной кокс. 2-е изд. М., Химия, 1966. 264 с.
27. Америк Б. К., Оркина З. Г., Барышев Н. В. и др. — Труды ГрозНИИ, 1959, вып. 4, с. 101—113.
28. Станулис И. А. — Труды ГрозНИИ, 1959, вып. 4, с. 120—130.
29. Мусникова Д. М., Оркина З. Г. — Труды ГрозНИИ, 1959, вып. 4, с. 113—120.
30. Масальский К. Е., Бичуцкий Г. М. Проектирование установок трубчатого пиролиза для нефтехимических производств. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1970, 56 с.
31. Фрид М. Н. Производство этилена и пропилена на трубчатой пиролизной установке. М., Химия, 1966. 128 с.
32. Далин М. А. Нефтехимические синтезы. М., Госхимиздат, 1961. 99 с.
33. Масальский К. Е., Годик В. М. Пиролизные установки. М., Химия, 1968. 143 с.
34. Черный И. Р. Подготовка сырья для нефтехимии. М., Химия, 1966. 254 с.
35. Killpatrick M. O. — Petrol. Ref., 1954, v. 33, p. 171—178.
36. Hengstebek K. Y. — Petrol. Proc., 1959, № 3, p. 20—23.
37. Талисман Л. В. — Химия и технология топлив и масел, 1959, № 5, с. 11—14.
38. Steinhöfer A., Frey O., Nonnenmacher G. — Erdöl u. Kohle, 1963, Bd. 16, № 6, S. 540—546.
39. Steinhöfer A. — Hydrocarb. Proc. a. Petrol. Ref., 1965, v. 44, № 8, p. 134—138.
40. Алиев В. С. Термоконтактный пиролиз нефтяного сырья. Баку, Азнефтеиздат, 1962. 223 с.
41. Алиев В. С., Гутыря В. С. и др. — В кн.: Переработка нефтяных остатков. М., ГОСИНТИ, 1957, с. 52—91.
42. Бондаренко Б. И. Установки каталитического крекинга. М., Гостоптехиздат, 1958. 304 с.
43. Мальсагарова Р. С., Фрид М. Н., Ремизов В. Г. и др. — Труды ГрозНИИ, 1968, вып. 22, с. 142—146.
44. Панченков Г. М. и др. — Химия и технология топлив и масел, 1965, № 4, с. 11—15.
45. Панченков Г. М., Ян Гуан-Хуа, Сяо Жии-джо. — В кн.: Кинетика и катализ. М., 1960, с. 264—267.
46. Орочко Д. И., Черникова Г. Н. — Химия и технология топлив и масел, 1968, № 6, с. 16—19.
47. Левинтер М. Е., Панченков Г. М., Танатаров М. А., Морозов Б. Ф. — ЖФХ., 1967, т. 41, № 11, с. 2799—2805.
48. Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. М., Химия, 1966. 336 с.
49. Дейнеко П. С. и др. — Нефтепереработка и нефтехимия, 1968, № 5, с. 1—5.
50. Гурвич В. Л., Смидович Е. В. Каталитический крекинг-флюид за рубежом. М., ГОСИНТИ, 1960. 138 с.
51. Суханов В. П. Каталитические процессы в нефтепереработке. 2-е изд. М., Химия, 1973. 413 с.
52. Маслянский Г. Н. и др. — Химия и технология топлив и масел, 1970, № 3, с. 5—8.
53. Маслянский Г. Н. и др. — Химия и технология топлив и масел, 1960, № 9, с. 1—9.
54. Маслянский Г. Н. и др. — Химия и технология топлив и масел, 1963, № 4, с. 5—11.
55. Маслянский Г. Н. и др. — Химия и технология топлив и масел, 1969, № 9, с. 7—11.
56. Nelson W. L. — Oil a. Gas J., 1961, v. 59, № 7, p. 87—89.
57. Литвиненко А. Г., Гельмс И. Э., Клименко В. Л., Давыдов Б. Н. Производство и применение катализаторов в нефтеперерабатывающей промышленности за рубежом. Сер. Переработка нефти. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1970, с. 92.
58. Афанасьев А. И. и др. — Труды ГрозНИИ, 1968, вып. XXII, с. 147—152.
59. Hydrocarb. Proc. a. Petrol. Ref. 1964, v. 43, № 9, p. 171—179.
60. Грузе В. А., Стивенс Д. Р. Технология переработки нефти. М., Химия, 1964. 607 с.
61. Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза. М., Химия, 1968. 528 с.



62. Смидович Е. В. Производство моторных топлив. М., Высшая школа. 1965. 124 с.
63. *Rabo J. A. e. a.* — *Ind. Eng. Chem.*, 1961, v. 53, № 9, p. 733—748.
64. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ./Под ред. И. И. Абрамсона. М., Химия, 1968. Т. 7—8, с. 280.
65. Кацобашвили Я. Р., Михеев Г. М. — Нефтепереработка и нефтехимия, 1967, № 8, с. 1; Манишлин В. В., Вайль Ю. К., Манаков Н. Х. и др. — Химия и технология топлив и масел, 1971, № 7, с. 1—5.
66. Калечиц И. В., Неудачина В. И. Химия процесса гидрокрекинга. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1970. 43 с.
67. Осипов Л. Н. и др. — Химия и технология топлив и масел, 1966, № 5, с. 5—8.
68. Жоров Ю. М., Панченков Г. М. — Химия и технология топлив и масел, 1969, № 8, с. 1—4.
69. Орочко Д. И. и др. — Химия и технология топлив и масел, 1970, № 8, с. 2—6.
70. Филимонов В. А., Попов А. А. — Химия и технология топлив и масел, 1970, № 9, с. 5—8.
71. Кулаков В. Н. и др. — Нефтепереработка и нефтехимия, 1964, № 4, с. 30—33.
72. *Shinobi Masatune.* *Hydrocarb. Proc.*, 1967, v. 46, № 2, p. 155—158.
73. Гоникберг М. Г., Дорогочинский А. З. и др. — Нефтехимия, 1961, т. 1, № 1, с. 46.
74. Деби Н. К. Нефтехимическая технология. М., Гостоптехиздат, 1963. 532 с.
75. Гойхрах И. М., Пинягин Н. Б. Химия и технология искусственного жидкого топлива. М., Гостоптехиздат, 1960. 486 с.
76. Баринов В. Е. Полимеризация и алкилирование углеводородов. М., Химия, 1966. 149 с.
77. Белов П. С. Основы технологии нефтехимического синтеза. М., Химия, 1965. 377 с.
78. Мучинский Д. Я. — В кн.: Производство сульфонола на Красноводском НПЗ. М., ЦНИИТЭнефтегаз, 1963, с. 35.
79. Мучинский Д. Я. Новости нефтяной и газовой техники. Сер. Нефтепереработка и нефтехимия, 1962, № 1, с. 30—34.
80. Чхеидзе О. Я., Потоловский Л. А. — Химия и технология топлив и масел, 1965, № 4, с. 1—5.
81. Паушкин Я. М. Каталитическая полимеризация олефинов в моторное топливо. М., Изд-во АН СССР, 1955. 184 с.
82. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ./Под ред. И. И. Абрамсона. М., Гостоптехиздат, 1960. Т. 1, с. 240.
83. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ./Под ред. И. И. Абрамсона. М., Гостоптехиздат, 1963. Т. 3, с. 280.
84. Паушкин Я. М. Нефтехимический синтез в промышленности. М., Наука, 1966. 400 с.
85. *Nelson W. L.* — *Oil a. Gas J.*, 1965, v. 63, № 34, p. 104—119.
86. Смидович Е. В. Процесс коксования как метод глубокой переработки нефти. М., ГОСИНТИ, 1953. 64 с.
87. Жоров Ю. М., Панченков Г. М., Тиракьян Ю. А. — Труды МИНХ и ГПИ им. И. М. Губкина, 1967, вып. 74, с. 31—38.



## ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ

1. 0,7545.
2. 0,8854.
3. 0,7311.
4. 0,8733.
5. 0,8404.
6.  $\sim 0,600$ .
7.  $\sim 0,760$ .
8. 0,9083.
9. 0,7965.
10. 0,8089.
11. 0,6484.
12. 0,7839.
13.  $1,9640 \text{ г/см}^3$ ;  $2,589 \text{ г/см}^3$ .
14.  $0,8149 \text{ г/см}^3$ .
15.  $3,736 \text{ г/см}^3$ .
16. 0,724.
17. 0,8104.
18. 121,5.
19. 121,95.
20. 90.
21. 159,13.
22. 123,4.
23. 100,8.
24. 139,59.
25. 223,1.
26. 17,4.
27. 0,39 МПа.
28. 1,99 МПа.
29. 0,93 МПа.
30.  $490^\circ\text{C}$ .
31.  $440^\circ\text{C}$ .
32.  $69^\circ\text{C}$ ,  $158^\circ\text{C}$ .
33. 0,44.
34. 0,8.
35.  $P_{\text{пр}}=0,57$ ,  $T_{\text{пр}}=0,702$ .
36. 1021 кПа.
37. 442 кПа.
38. 667 кПа.
39. 745 кПа.
40. 0,86.
41. 516 кПа.
42. 0,018.
43. 0,55.
44.  $38,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ ;  $28,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ .
45.  $6,68 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ .
46. 8,80; 2,48.
48. 18.
49.  $8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ .
50.  $4,2^\circ\text{BY}$ .
51. 4,0.
52. 65 и 35%.
53. 65 и 35%.
54. 0,866.
55. 0,816.
56.  $\sim 110$ .
57.  $\sim 95$ .
58. 75 и 25%.
59.  $\text{BY}_{20}=8$ .
60.  $\text{BY}_{50}=11$ .
61. 25 и 75%.
62.  $1,92 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
63.  $2,09 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
64.  $2,05 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
65.  $1,92 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
66.  $1,92 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
67.  $2,0 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
68.  $1,92 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
69.  $9,68 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
70.  $2,44 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ .
71.  $314 \text{ кДж/кг}$ .
72.  $307 \text{ кДж/кг}$ .
73.  $289 \text{ кДж/кг}$ .
74.  $227 \text{ кДж/кг}$ .
75.  $263,9 \text{ кДж/кг}$ .
76.  $427 \text{ кДж/кг}$ .
77.  $445 \text{ кДж/кг}$ .
78.  $576 \text{ кДж/кг}$ .
79.  $178 \text{ кДж/кг}$ .
80.  $567,7 \text{ кДж/кг}$ .
81.  $1444 \cdot 10^3 \text{ Вт}$ .
82. 405 К.
83. 0,94.
84.  $1210,8 \text{ кДж/кг}$ .
85.  $1222,7 \text{ кДж/кг}$ .
86.  $1071,7 \text{ кДж/кг}$ .
87.  $959 \text{ кДж/кг}$ .
88. 0,5; 0,3; 0,2; 0,558; 0,281; 0,161.
89. 0,6754; 0,3246.
90. 0,606; 0,394.
91. 0,1445; 0,2294; 0,4872; 0,0874; 0,0515.
92. Мольные доли: 0,006; 0,159; 0,198; 0,149; 0,224; 0,047; 0,069; 0,10; 0,026; 0,022. Массовые доли: 0,0003; 0,0702; 0,1532; 0,1235; 0,2599; 0,0572; 0,1068; 0,1548; 0,0388; 0,0353.
99.  $157^\circ\text{C}$ .
100.  $55^\circ\text{C}$ .
101.  $165^\circ\text{C}$ .
102.  $302^\circ\text{C}$ .
103. 0,3967.
104. 0,254.
105. 0,646 МПа.
106.  $82^\circ\text{C}$ .
107. 6,2 м.
108.  $100 \text{ м}^3/\text{с}$ .
109.  $31,9 \text{ м}^3/\text{с}$ .
110.  $8,7 \text{ м}^3/\text{с}$ .
111. 0,50 м/с.
112.  $1,73 \text{ м/с}$ ;  $1,13 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ .
113. 3,68 м.
114.  $\sim 4 \text{ м}$ .
116. 5,4 м.
119.  $8,37 \text{ кг/с}$ .
120.  $30,5 \text{ кг/с}$ ;  $26,3 \text{ кг/с}$ ;  $20,36 \text{ кг/с}$ .



121. 2,458 кг/с; 32,14 кг/с; 83,91 кг/с.
122.  $\sim 11$  кг/с; 35 кг/с; 19 кг/с; 17 кг/с.
123. 156 °C.
124. 100,6 м<sup>2</sup>.
125. 85 °C, 328 м<sup>2</sup>.
126. 1415 м<sup>2</sup>, 3 шт.
127. 114 Вт/(м<sup>2</sup>·К).
128. 59,02 К; 89,3 К; 80,3 К.
129. 8 м<sup>2</sup>.
130. 131 Вт/(м<sup>2</sup>·К).
132. 1140 м<sup>2</sup>.
133. 25 150 кг/ч.
134. 251 кДж/кг; 6923 Вт/м<sup>2</sup>.
135. 14,6%.
136. 908,9 м<sup>3</sup>/с; 2773 м<sup>2</sup>.
137. % масс.: 72,84; 23,26; 0,10; 3,80.
138. 430 м<sup>3</sup>/кг.
139. 16,7 кг/кг; 21,7 кг/кг; 6,3 кг/кг.
140. 19,08 кг/кг.
141. 59 458 кДж/кг.
142. 40 772 кДж/кг.
143. 48 497 830 Вт.
144.  $\sim 32 \cdot 10^5$  кДж/ч.
145. 0,81.
146. 0,87.
147. 1054 кг/ч.
148. 4529 кг/ч.
149. 734 м<sup>2</sup>.
150. 91 м<sup>2</sup>.
151. 170 000 кг/ч.
152. 1 048 381 кг/ч.
153. 41 779 кг/ч;  $\sim 10,54$  м; 4,37 м<sup>3</sup>/с.
154. 5855,6 кг/ч;  $\sim 4$ .
155. 0,374 м/с.
156. 0,340 м/с.
157. 1,7 м.
158. 1,69 м.
159. 1,5 м.
160. 1,18 м; 1,31 м; 12,8 м.
161. 1,71 мин.
162. 3,80 мин.
163. 1,03% масс.
164. 0,73%/мин.
165. % масс.: газа 5,42; бензина 26,2; остатка 68,56.
166. % масс.: газа 5,96; бензина 29,80; остатка 64,24.
167. 642 м.
168.  $D=2,2$  м;  $H=8$  м.
169. % масс.: газа 5,1; бензина 14,9; газойля 52,5; кокса 27,5.
170. % масс.: газа 4,8; бензина 11,0; газойля 54,1; кокса 30,1.
171. % масс.: газа 7,0; бензина 11,0; газойля 62,6; кокса 19,4.
172. % масс.: газа 12,12; бензина 12,62; кокса 16,26.
173. 440 °C.
177.  $D=3,0$  м;  $H=10,4$  м.
178.  $D=3,3$  м;  $H=5$  м.
179.  $D=4,1$  м;  $H=8$  м.
180. 2820 кг/ч.
182. 254 °C.
183.  $D=5,2$  м;  $H=9,5$  м.
184.  $D=4,3$  м;  $H=9,1$  м.
185. 695; 1053; 1073.
186.  $q_{\text{ср}}=61\,639$  Вт/м<sup>2</sup>;  $\theta_{\text{макс}}=988$  °C.
187. 9,38 Вт.
188.  $n=10$ ;  $\tau=1,5$  с.
189. 3,2 м<sup>3</sup>.
190. 9050 кг/ч.
191.  $D=1,8$  м;  $H=4,5$  м.
192.  $D=2,6$  м;  $H=5,1$  м;  $\tau=4,4$  с.
195. 40% масс.
197. 1,1% масс.
199. Сухой газ 6,9% масс.; фракция  $C_4$  9,4% объемн.; дебутанизированный бензин 32,0% объемн.; газойль 56,0 % масс.; кокс 4,3% масс.
200. Сухой газ 9,1 масс.; фракция  $C_4$  16,4% объемн.; дебутанизированный бензин 47,0% объемн.; газойль 30,0% масс.; кокс 11,2% масс.
201.  $D=2,7$  м;  $H=3,9$  м.
202. 480 °C.
203.  $D=3,4$  м;  $H=11,8$  м;  $\tau=5,6$  мин.
204. Сторона квадрата  $a=4,7$  м;  $H=14,4$  м.
205. 14,8 кг/кг кокса.
206. 14,7 кг/кг кокса.
207.  $D=6,5$  м;  $H=9,4$  м.
208.  $\tau_1=24,0$  мин;  $\tau_2=2,4$  мин.
209.  $D=2,9$  м;  $H=5,8$  м.
210.  $D=2,24$  м;  $H=6,34$  м.
211. 284 °C.
212.  $D=7,0$  м;  $H=11,0$  м.
213. 590 °C.
215. 24 237 кДж/кг.
218. 90,0% масс.
219. 89,0% объемн.
220. 78,0% объемн.
221. 89,5% объемн.
223.  $D=2,5$  м;  $H=3,9$  м;  $n=6$  шт.
224. 480 °C.
225.  $D=2,1$  м;  $H=6$  м.
226.  $D=2$  м;  $H=7,6$  м.
227.  $D=1,8$  м;  $H=6,4$  м.
230. % масс.: газа 11,6; бензина 57,8; дизельного топлива 30,1.
231.  $D=2$  м;  $H=6,2$  м.
232.  $D_1=2,2$  м;  $H_1=6,7$  м;  $D_2=2,2$  м;  $H_2=6,0$  м.
233.  $D=3,3$  м;  $H=13,5$  м.
234.  $D=1,6$  м;  $H=4,2$  м;  $n=2$
239.  $D=1,4$  м;  $H=7,3$  м.



240. 8630 кг/ч.  
241. 2810 кг/ч.  
245. 63,8 м<sup>3</sup>; 116 т/ч.  
246. 24,6 м<sup>3</sup>.  
247. 42,3 м<sup>3</sup>; 582 кг/ч.  
248. 982 735 Вт, 4,56 м<sup>3</sup>.  
249. +66,9 кДж/кг сырья.  
250. +125,5 кДж/кг сырья.  
251. +188,3 кДж/кг сырья.  
252. +230,2 кДж/кг сырья.

253. +678,1 кДж/кг сырья.  
254. +770,2 кДж/кг сырья.  
255. +538,3 кДж/кг сырья.  
256. —464,6 кДж/кг сырья.  
257. —786,9 кДж/кг сырья.  
258. —849,7 кДж/кг кумола.  
259. —1473, кДж/кг тетрамера про-  
пилена.  
260. —1131,8 кДж/кг тетрамера про-  
пилена.



*Александр Георгиевич САРДАНАШВИЛИ,  
Антонина Ильинична ЛЬВОВА*

**ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ  
ПО ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА**

Учебное пособие

*Издание шестое, стереотипное*

Редакция естественнонаучной литературы

ЛР № 065466 от 21.10.97

Гигиенический сертификат 78.01.10.953.П.1028  
от 14.04.2016 г., выдан ЦГСЭН в СПб

**Издательство «ЛАНЬ»**

lan@lanbook.ru; www.lanbook.com

196105, Санкт-Петербург, пр. Ю. Гагарина, д. 1, лит. А.

Тел./факс: (812) 336-25-09, 412-92-72.

Бесплатный звонок по России: 8-800-700-40-71

Подписано в печать 27.06.21.

Бумага офсетная. Гарнитура Школьная. Формат 60×90<sup>1/16</sup>.

Печать офсетная. Усл. п. л. 16,00. Тираж 30 экз.

Заказ № 841-21.

Отпечатано в полном соответствии

с качеством предоставленного оригинал-макета

в АО «Т8 Издательские Технологии».

109316, г. Москва, Волгоградский пр., д. 42, к. 5.