

А. Г. САРДАНАШВИЛИ
А. И. ЛЬВОВА

ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ
ПО ТЕХНОЛОГИИ
ПЕРЕРАБОТКИ
НЕФТИ И ГАЗА

А. Г. САРДАНАШВИЛИ
А. И. ЛЬВОВА

ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ

ПО ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА

*Допущено Министерством высшего и среднего
специального образования СССР
в качестве учебного пособия для студентов
нефтяных специальностей вузов*



МОСКВА
ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ» 1973

Сарданашвили А. Г., Львова А. И.

Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. М., «Химия», 1973.

272 с., 14 табл., 81 рис., список литературы 91 ссылка.

С 20

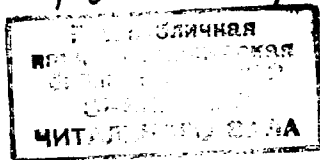
В книге приведены примеры и задачи по курсу «Технология переработки нефти и газа», относящиеся к процессам первичной переработки нефти (физические свойства нефтей и нефтепродуктов, перегонка и ректификация), к процессам теплообмена, разделения неоднородных систем, деструктивной переработке нефти и газа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

Книга является учебным пособием для студентов нефтяных вузов и может служить практическим руководством для инженерно-технических работников нефтеперерабатывающих заводов.

С $\frac{3147-048}{050(01)-73}$ 72-72

Рецензенты: 1. Кафедра технологии нефти и газа Уфимского нефтяного института. 2. Главный специалист Государственного института по проектированию нефтеперерабатывающих заводов Д. М. Славинский.

34
1645



СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	5
<i>Введение.</i> Расчетные методы определения физико-химических свойств и состава нефтей и нефтепродуктов	7
Плотность	7
<i>Задачи</i>	10
Молекулярный вес	11
<i>Задачи</i>	13
Давление насыщенных паров	13
Кoeffициент сжимаемости и критические параметры	15
Фугитивность	19
<i>Задачи</i>	22
Вязкость	23
<i>Задачи</i>	27
Тепловые свойства	28
<i>Задачи</i>	33
Весовой, объемный и мольный состав	34
<i>Задачи</i>	37

Раздел первый

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ АППАРАТОВ УСТАНОВОК ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА

Глава 1. Расчет ректификационных колонн	38
Приближенные методы построения кривых однократного испарения	39
Температурный режим	42
Диаметр	51
Высота	52
Число тарелок	54
<i>Задачи</i>	54
Материальный и тепловой балансы	60
<i>Задачи</i>	66
Глава 2. Расчет теплообменных аппаратов	69
Тепловой расчет теплообменных аппаратов	69
Типовой расчет холодильников и конденсаторов-холодильников	73
Аппараты воздушного охлаждения	76
<i>Задачи</i>	80
Глава 3. Расчет трубчатых печей	83
Расчет процесса горения топлива	83
Технологический расчет печи	87
Расчет радиантной секции	91
Расчет конвекционной секции	103
<i>Задачи</i>	109

Глава 4. Расчет аппаратов, создающих пониженное давление	112
Расчет барометрического конденсатора	112
<i>Задачи</i>	115
Глава 5. Расчет вертикальных отстойников	116
Диаметр	117
Высота	118
<i>Задачи</i>	121
<i>Раздел второй</i>	
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ АППАРАТОВ УСТАНОВОК ДЕСТРУКТИВНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА	
Глава 6. Реакционные устройства термических процессов	122
Расчет реакционных змеевика и камеры установок термического крекинга под давлением	122
<i>Задачи</i>	129
Расчет реакционных аппаратов установок коксования нефтяных остатков	130
<i>Задачи</i>	142
Расчет печей и реакторов установок пиролиза нефтяного и газового сырья	145
<i>Задачи</i>	155
Глава 7. Реакторы и регенераторы каталитических процессов	158
Расчет аппаратов установок каталитического крекинга	158
<i>Задачи</i>	179
Расчет аппаратов установок каталитического риформинга	182
<i>Задачи</i>	190
Расчет реакторов установок каталитической изомеризации	191
<i>Задачи</i>	193
Расчеты в процессе гидрокрекинга	194
<i>Задачи</i>	198
Расчеты в процессе гидродеалкилирования	198
<i>Задачи</i>	200
Глава 8. Реакторы для процессов переработки углеводородных газов	202
Расчет реакторов установок полимеризации газообразных олефиновых углеводородов	202
Расчеты в процессе каталитического алкилирования парафиновых и ароматических углеводородов олефиновыми	208
<i>Задачи</i>	213
Глава 9. Тепловые эффекты процессов деструктивной переработки нефти и газа	216
<i>Задачи</i>	225
Приложения	227
Литература	263
<i>Ответы на задачи</i>	267

ПРЕДИСЛОВИЕ

Настоящее учебное пособие «Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа» предназначено для расширения и углубления знаний студентов дневных, вечерних и заочных факультетов в области переработки нефти и газа. Пособие составлено в полном соответствии с программой курса технологии переработки нефти и газа (ч. 1 и 2).

Большинство задач по своему объему рассчитаны для решения на групповых семинарских занятиях, а также могут быть использованы в качестве контрольных и домашних заданий. Пособие может быть полезно при выполнении студентами курсовых и дипломных проектов. В нем приведены все 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, молекулярного веса, давления насыщенных паров, вязкости, объема паров, тепловых свойств и компонентного состава.

В первом разделе «Технологический расчет аппаратов на установках первичной переработки нефти и газа» даны примеры и задачи на определение температурного режима и геометрических размеров ректификационных колонн, а также на расчет технологических параметров работы теплообменных аппаратов и трубчатых печей. В этом же разделе приведены примеры и задачи на технологический расчет и определение размеров вакуумсоздающей аппаратуры и отстойников для разделения неоднородных систем.

Во втором разделе «Технологический расчет аппаратов на установках деструктивной переработки нефти и газа» приведены примеры и задачи на определение выхода продуктов в различных про-

цессах, 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 методики расчетов.

Введение и первый раздел написаны доц. А. И. Львовой, второй раздел — доц. А. Г. Сарданашвили. Авторы весьма признательны проф. Е. В. Смидович и проф. Ю. М. Жорову за просмотр отдельных глав рукописи и сделанные замечания и дополнения. Авторы считают также своим долгом выразить благодарность рецензентам — коллективу технологов Уфимского нефтяного института под руководством докт. техн. наук проф. З. И. Сюняева и канд. техн. наук Д. М. Славинскому, внимательно просмотревшим рукопись и сделавшим ценные замечания.

ВВЕДЕНИЕ

**РАСЧЕТНЫЕ МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ
ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ И СОСТАВА
НЕФТЕЙ И НЕФТЕПРОДУКТОВ**

Плотность

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 (d_4^{20}). В ряде зарубежных стран стандартной температурой для воды и нефтепродукта является 15,6 °С (d_{15}^{15}).

Часто для технологических расчетов необходимо пересчитывать плотность нефтепродукта от одной температуры к другой. Высокую точность дает формула Д. И. Менделеева в интервале температур от 0 до 50 °С:

$$d_4^t = d_4^{20} - a(t - 20) \quad (1)$$

где d_4^{20} — относительная плотность нефтепродукта при 20 °С;

d_4^t — относительная плотность нефтепродукта при заданной температуре t ;

a — средняя температурная поправка на 1 °С.

Значения температурной поправки представлены в *Приложении 1*.

Для определения плотности жидких нефтепродуктов при высоких температурах можно пользоваться графиками, приведенными на рис. 1 и 2. На рис. 1 на оси абсцисс откладывают известное значение плотности, из этой 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 С) с линией температуры, при которой нужно определить плотность. Из точки С опускают перпендикуляр до пересечения с осью абсцисс и таким образом (в точке D) находят искомую плотность.

При пользовании рис. 2 на оси абсцисс откладывают температуру, при которой требуется определить плотность. Затем восстанавливают перпендикуляр до пересечения с кривой заданной плотности d_{15}^{15} и на оси ординат находят искомое значение плотности (d_{15}^t).

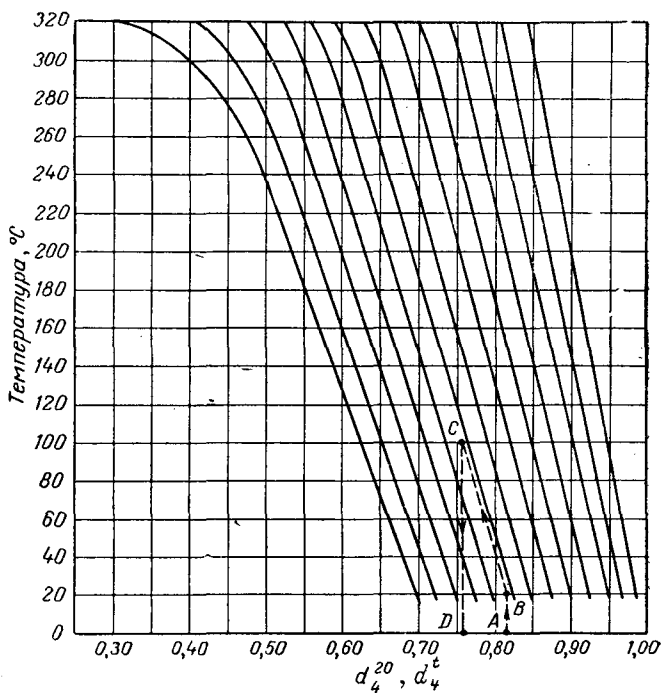


Рис. 1. График для определения относительной плотности жидких нефтепродуктов d_4^t при известной их плотности d_4^{20} .

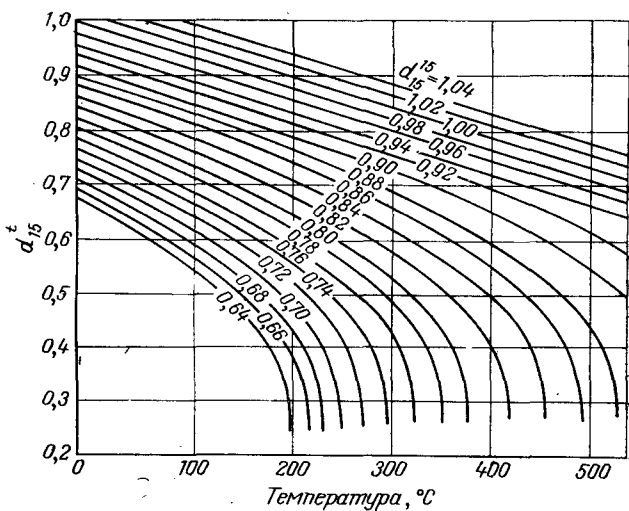


Рис. 2. График для определения относительной плотности жидких нефтепродуктов d_{15}^t при высоких температурах при известной их плотности d_{16}^5 .

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:

$$d_4^{20} = d_{15}^{15} - 5a \quad (2)$$

где a — средняя температурная поправка (см. Приложение 1).

$$d_4^{20} = d_{20}^{20} \cdot 0,9982 \quad (3)$$

Среднюю относительную плотность ($d_{см}$) смеси жидких фракций находят по правилу аддитивности:

$$d_{см} = \frac{V_1 d_1 + V_2 d_2 + \dots + V_n d_n}{V_1 + V_2 + \dots + V_n} \quad (4)$$

или

$$d_{см} = \frac{G_1 + G_2 + \dots + G_n}{\frac{G_1}{d_1} + \frac{G_2}{d_2} + \dots + \frac{G_n}{d_n}} \quad (5)$$

где d_1, d_2, \dots, d_n — относительные плотности компонентов смеси;

V_1, V_2, \dots, V_n — объемы компонентов, $м^3$;

G_1, G_2, \dots, G_n — массы компонентов, $кг$.

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 $T = 273,16^\circ К$, $P = 1 \text{ атм}$ и $V = 22,414 \text{ мл}$ масса m равна молекулярному весу M газа. В тех же условиях масса $22,414 \text{ мл}$ воздуха составляет $28,9 \text{ г}$, откуда относительная плотность газа или пара относительно воздуха:

$$d = \frac{M}{28,9} \quad (6)$$

Абсолютную плотность газов и паров (ρ , $г/см^3$) при $0^\circ С$ и 760 мм рт. ст. можно найти, зная массу M и объем 1 моль газа ($22,414$):

$$\rho = \frac{M}{22,4} \quad (7)$$

При абсолютной температуре T ($^\circ К$) и давлении Π ($атм$) плотность газа (в $кг/м^3$) может быть найдена по формуле:

$$\rho_r = \rho \frac{273}{t + 273} \Pi \quad (8)$$

Используя формулу (7), можно написать:

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

или

$$\rho_r = \frac{273}{22,4} \cdot \frac{MP}{T} \quad (9)$$

Молекулярные веса и плотности некоторых газов и жидкостей приведены в *Приложении 2*.

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°C ?
4. Плотность нефтяной фракции $d_4^{20} = 0,870$; определить для этой фракции значение d_{15}^{15} .
5. Определить относительную плотность d_4^{20} нефтепродукта, если для него $d_{20}^{20} = 0,824$.
6. Определить относительную плотность нефтепродукта при 250°C (d_{15}^{250}), если его $d_{15}^{15} = 0,820$.
7. Плотность мазута бинагадинской нефти $d_4^{20} = 0,953$. Определить его плотность при 300°C (d_4^{300}).
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: $G_1 = 459\text{ кг}$, $G_2 = 711\text{ кг}$ и $G_3 = 234\text{ кг}$; плотность их (d_4^{25}) соответственно равна $0,765$; $0,790$; $0,780$. Определить плотность этой смеси d_4^{20} .
13. Определить абсолютную плотность пропана и *n*-бутана при 760 мм рт. ст. и 0°C .
14. Определить плотность крекинг-газа при 400°C и 1200 мм рт. ст. , если его молекулярный вес равен 30 .
15. Определить плотность газа при 200°C и 1900 мм рт. ст. , если его молекулярный вес равен 58 .
16. Определить плотность d_{15}^{15} жидкого нефтепродукта, имеющего молекулярный вес 130 .
17. Молекулярный вес бензиновой фракции 160 . Определить относительную плотность d_4^{20} этой фракции.

Молекулярный вес

Молекулярный вес является одной из основных физико-химических характеристик нефтей и нефтепродуктов. Им пользуются для вычисления других физико-химических свойств, при технологических расчетах аппаратуры.

Между молекулярным весом и температурой кипения нефтяных фракций существует определенная зависимость: чем больше молекулярный вес нефтяной фракции, тем выше ее температура кипения. Учитывая эту зависимость, Б. М. Воинов [1, 2] предложил следующую общую формулу для определения молекулярного веса M нефтяной фракции:

$$M = a + bt + ct^2 \quad (10)$$

где t — средняя молекулярная температура кипения фракции, °С;
 a , b и c — коэффициенты.

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

$$M = 60 + 0,3t + 0,001t^2 \quad (11)$$

Пример 1. Средняя температура кипения фракции 120 °С. Ее молекулярный вес равен:

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

Формулу Б. М. Воинова уточнил А. С. Эйгенсон, введя характеризующий фактор K . Эта величина определяет химическую природу нефтепродукта. Для парафинистых нефтепродуктов $K = 12,5-13$, для ароматизированных около 10 и менее, для нафтено-ароматических $K = 10-11$. Характеризующий фактор K определяют по формуле:

$$K = \frac{1,216 \sqrt[3]{T_{\text{ср. мол}}}}{d_{15}^{1,5}} \quad (12)$$

где $T_{\text{ср. мол}}$ — средняя молекулярная температура кипения (для узких фракций можно брать среднюю температуру кипения при разгонке по ГОСТ 2177-66), °С;

$d_{15}^{1,5}$ — относительная плотность данной фракции.

Среднюю молекулярную температуру кипения нефтепродукта ($t_{\text{ср. мол}}$, °С) можно определить по формуле:

$$t_{\text{ср. мол}} = \sum x'_i t_i \quad (13)$$

где t_i — средние (арифметические) температур кипения узких фракций, составляющих данный нефтепродукт, °С;

x'_i — содержание узких фракций, мол. доли.

С введением характеризующего фактора формула Б. М. Воинова принимает вид:

$$M = (7K - 21,5) + (0,76 - 0,04K)t + (0,003K - 0,00245)t^2 \quad (14)$$

Пример 2. Определить среднюю молекулярную температуру кипения и характеризующий фактор K для нефтепродукта с пределами выкипания 85—110 °С плотностью $d_4^{20} = 0,765$. Содержание узких фракций в этом продукте следующее (мол. доли): (85—90 °С) — 0,21; (90—95 °С) — 0,10; (95—100 °С) — 0,35; (100—105 °С) — 0,23; (105—110 °С) — 0,11.

Решение. Определяем среднюю температуру кипения каждой узкой фракции:

$$t_1 = \frac{85 + 90}{2} = 87,5 \text{ °С}; \quad t_2 = \frac{90 + 95}{2} = 92,5 \text{ °С};$$

$$t_3 = 97,5 \text{ °С}; \quad t_4 = 102,5 \text{ °С}; \quad t_5 = 107,5 \text{ °С}$$

Подставляя полученные данные в формулу (13), получаем:

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

Определяем характеризующий фактор K по формуле (12):

$$K = \frac{1,216 \sqrt[3]{97,2 + 273,0}}{0,765} = \frac{1,216 \sqrt[3]{370,2}}{0,765} = 11,3$$

Средний молекулярный вес смеси можно определить, зная мольную долю и молекулярный вес каждого компонента смеси:

$$M_{\text{ср}} = \sum_1^n x'_i M_i \quad (15)$$

т. е.:

$$..i_{\text{ср}} = x'_1 M_1 + x'_2 M_2 + \dots + x'_n M_n$$

где x'_1, x'_2, \dots, x'_n — содержание компонентов в смеси, мол. доли;
 M_1, M_2, \dots, M_n — молекулярный вес этих компонентов.

Молекулярный вес смеси нескольких нефтяных фракций можно определить по формуле:

$$M_{\text{ср}} = \frac{m_1 + m_2 + \dots + m_n}{\frac{m_1}{M_1} + \frac{m_2}{M_2} + \dots + \frac{m_n}{M_n}} \quad (16)$$

где m_1, m_2, \dots, m_n — масса нефтяных фракций, кг;
 M_1, M_2, \dots, M_n — молекулярный вес фракций.

Молекулярный вес нефтепродукта можно определить также по формуле Крэга:

$$M = \frac{44,29 d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}} \quad (17)$$

Пример 3. Определить средний молекулярный вес смеси бензола с изооктаном, если мольная доля бензола составляет 0,51, изооктана — 0,49.

Решение. Молекулярный вес компонентов найдем по Приложению 2: для бензола 78, для изооктана 114. Подставляя эти значения в формулу (15), получаем:

$$M_{\text{ср}} = 0,51 \cdot 78 + 0,49 \cdot 114 = 95,7$$

Пример 4. Смесь состоит из 1500 кг бензола и 2500 кг *n*-октана. Определить средний молекулярный вес смеси.

Решение. Используем формулу (16):

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

Задачи

18. Определить молекулярный вес нефтяных фракций, средняя температура кипения которых составляет 110, 130 и 150 °С.

19. Смесь состоит из двух компонентов. Масса каждого компонента 1500 кг; молекулярный вес $M_1 = 100$, $M_2 = 156$. Определить средний молекулярный вес смеси.

20. Смесь состоит из 60 кг *n*-пентана, 40 кг *n*-гексана и 20 кг *n*-гептана. Определить средний молекулярный вес смеси.

21. Определить средний молекулярный вес 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 средний молекулярный вес узкой фракции прямой перегонки плотностью $d_{15}^{15} = 0,758$.

23. Определить средний молекулярный вес нефтепродукта, имеющего среднюю температуру кипения 100 °С и характеризующий фактор $K = 11,80$.

24. Определить средний молекулярный вес фракции, имеющей плотность $d_{15}^{15} = 0,785$.

25. Определить средний молекулярный вес нефтепродукта, имеющего плотность $d_4^{20} = 0,856$.

26. Определить молекулярный вес нефтяного газа следующего состава:

Компоненты газовой смеси	Доля компонента (мол.)	Молекулярный вес 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

При изучении фракционного состава нефтей и проведении технологических расчетов аппаратуры приходится пересчитывать давление насыщенных паров нефтепродуктов от одной температуры к

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 3—6*).

Пример 1. Узкая нефтяная фракция при атмосферном давлении имеет среднюю температуру кипения 149 °С. Какова температура кипения этой фракции при 2000 мм рт. ст.?

Решение. По графику (см. *Приложение 6*) на оси ординат находят точку, соответствующую температуре 149 °С, и из этой точки проводят прямую, параллельную оси абсцисс, до пересечения с вертикальной линией, отвечающей давлению 760 мм рт. ст. Получают точку *A*, которая легла на искомый луч. Затем от точки, соответствующей давлению 2000 мм рт. ст., проводят вертикаль до пересечения с найденным лучом в точке *B*. Из точки *B* проводят горизонтальную линию, параллельную оси абсцисс, до пересечения со шкалой температур в точке *C*. Эта точка дает значение искомой температуры кипения — 190 °С.

Пример 2. При разгонке мазута из колбы Кляйзена температура паров в момент замера была равна 150 °С, а остаточное давление 2 мм рт. ст. Какова температура паров при атмосферном давлении?

Решение. Используют номограмму (см. *Приложение 5*). На левой шкале номограммы отмечают значение температуры 150 °С, на правой шкале — значение давления 2 мм рт. ст. Эти точки соединяют прямой и в точке пересечения со шкалой «температура кипения при нормальном давлении» (при разгонке из колбы Кляйзена) находят значение искомой температуры — 330 °С.

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

$$\lg P = 2,68 \left[1 - \frac{f(T)}{f(T_0)} \right] \quad (18)$$

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

$$f(T) = \frac{1250}{\sqrt{T^2 - 108\,000} - 307,6} - 1 \quad (19)$$

Функцию $f(T_0)$ определяют аналогично. Значения функции $f(T)$ для различных температур приведены в *Приложении 7*.

Пример 3. Узкая нефтяная фракция при атмосферном давлении имеет среднюю температуру кипения 177 °С. Определить температуру кипения этой фракции при 6,4 атм.

Решение. Для решения задачи используем уравнение Ашворта (18) и решим его относительно температуры:

$$f(T) = f(T_0) \left[1 - \frac{\lg P}{2,68} \right]$$

По Приложению 7 найдем значение $f(T_0)$ для температуры 177°C ; $f(T_0) = 4,009$; $\lg P = \lg 6,4 = 0,8075$. Подставляя эти значения, получаем:

$$f(T) = 4,009 \left(1 - \frac{0,8075}{2,68} \right) = 2,787$$

По Приложению 7 (путем интерполяции) находим искомую температуру: $T = 274^\circ\text{C} \approx 547^\circ\text{K}$.

Коэффициент сжимаемости и критические параметры

При относительно высоких температурах и небольших давлениях реальные газы ведут себя почти так же, как идеальные. С повышением давления и понижением температуры в уравнения, описывающие их поведение, приходится вводить различные поправочные коэффициенты, в частности коэффициент (фактор) сжимаемости Z . Так, уравнение состояния идеального газа с учетом коэффициента Z выглядит следующим образом:

$$PV = ZnRT \quad (20)$$

где P — давление в системе, *атм*; j

V — объем газа, *см³/моль*;

n — число молей газа;

R — универсальная газовая постоянная, *см³·атм/(моль·град)*;

T — температура системы, $^\circ\text{K}$.

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 на рис. 3. Эти значения рассчитывают по следующим формулам:

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} \quad (21)$$

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}} \quad (22)$$

где $P_{\text{кр}}$ — критическое давление, *атм*;

$T_{\text{кр}}$ — критическая температура, $^\circ\text{K}$.

Пример. Определить удельный объем паров этилового спирта при $154,4^\circ\text{C}$ и $6,8$ *атм*, если для этилового спирта $t_{\text{кр}} = 243,0^\circ\text{C}$ и $P_{\text{кр}} = 63,3$ *атм*.

Решение. По формулам (21) и (22) находим:

$$T_{\text{пр}} = \frac{154,4 + 273}{243 + 273} = \frac{427}{516} = 0,82; \quad P_{\text{пр}} = \frac{6,8}{63,3} = 0,10$$

На рис. 3 находим значение коэффициента сжимаемости: $Z = 0,92$. Отсюда:

$$V = \frac{ZRT}{P} = \frac{0,92 \cdot 82,07 \cdot 427}{6,8} = 4740 \text{ см}^3/\text{моль}$$

При решении задач, связанных с определением объема V паров или газов, проходящих через поперечное сечение аппарата в единицу времени, широко пользуются формулой:

$$V = 22,4 \frac{t + 273}{273} \cdot \frac{1}{\Pi} \cdot \frac{1}{3600} \sum \frac{G_i}{M_i} \quad (23)$$

где t — температура системы, °C;

G_i — расход компонента пара или газа, кг/ч;

M_i — молекулярный вес этих компонентов.

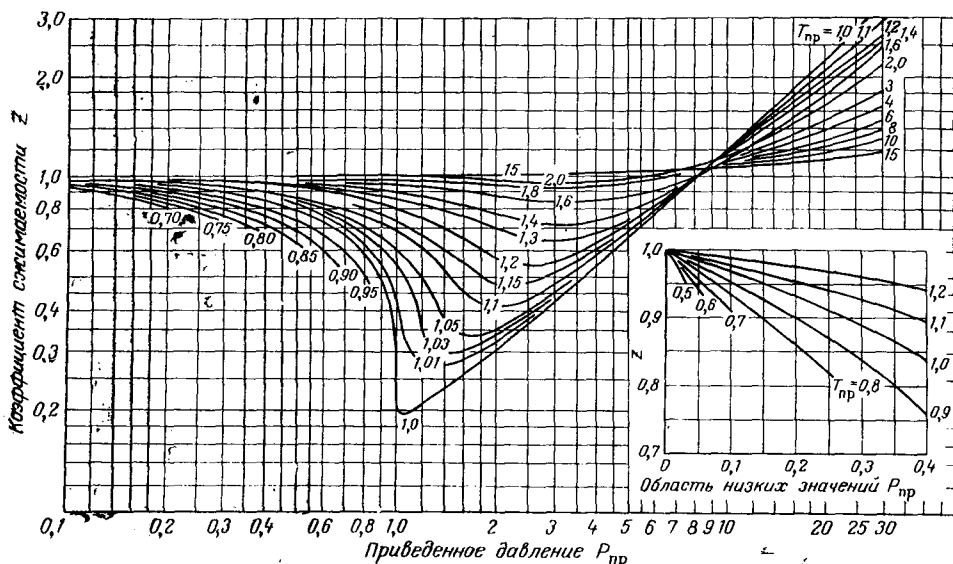


Рис. 3. График для определения коэффициента сжимаемости нефтяных фракций.

Если пары и газы находятся под давлением выше 4 атм, то в формулу (23) необходимо ввести величину Z , т. е.:

$$V = 22,4 \frac{t + 273}{273} \cdot \frac{1}{\Pi} \cdot \frac{1}{3600} Z \sum \frac{G_i}{M_i} \quad (24)$$

Критические параметры некоторых веществ даны в *Приложении 8*. Зависимости критических температуры и давления газа от молекулярного веса даны на рис. 4 и 5. Критические параметры узких нефтяных фракций и отдельных углеводородов можно подсчитать также по эмпирическим формулам [2, 5]:

$$T_{кр} = 355,1 + 0,97a - 0,00049a^2 \quad (25)$$

$$P_{кр} = K \frac{T_{кр}}{M} \quad (26)$$

$$a = (1,8t_{ср.мол} + 132) d_{15}^{15}$$

$$K = 5,33 + 0,855 \frac{t_{70} - t_{10}}{60}$$

где a , K — коэффициенты; для парафиновых углеводородов $K=5-5,3$; для нафтеновых 6 ; для ароматических $6,22-7$; для нефтепродуктов обычно $K = 5,5$;

M — молекулярный вес фракции;

$t_{\text{ср. мол}}$ — средняя молекулярная температура кипения (см. формулу 13) или приблизительно 50% -ная точка по кривой ИТК, °С;

d_{15}^{15} — относительная плотность;

t_{70} , t_{10} — температуры 70 и 10% отгона по кривой ИТК, °С.

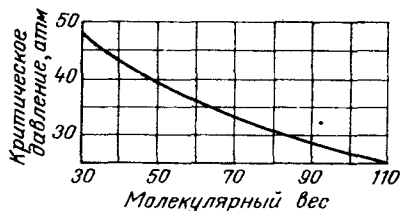
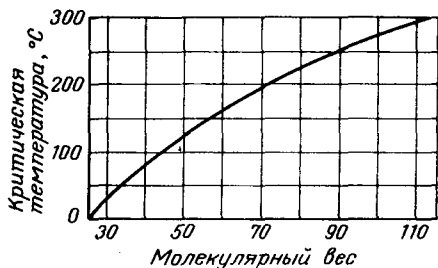


Рис. 4. График для определения критической температуры газов.

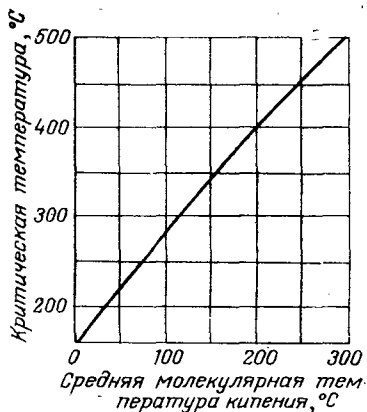
Рис. 5. График для определения критического давления газов.

Критическую температуру кипения ($t_{\text{кр}}$, °С) нефтяной фракции можно определить по формуле:

$$t_{\text{кр}} = 1,05t_{\text{ср}} + 160$$

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

Рис. 6. График для определения критической температуры нефтяных фракций.



Для определения критической температуры нефтяной фракции можно воспользоваться графиками на рис. 6 и 7. Коэффициент сжимаемости Z для нефтяных фракций и газовых смесей определяют по графику на рис. 3, но при этом в формулы (21) и (22) вместо критических параметров $P_{\text{кр}}$ и $T_{\text{кр}}$ подставляют так называемые псевдокритические параметры. Последние определяют по графику на

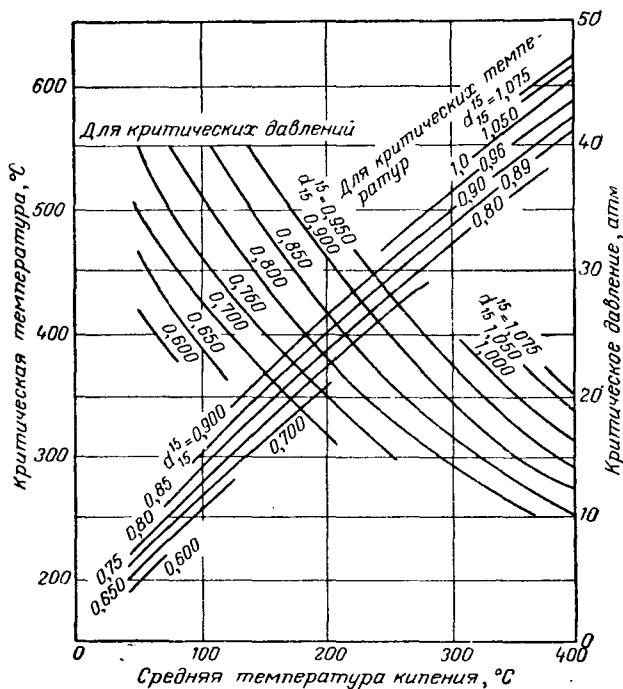


Рис. 7. График для определения критических температур и давлений нефтепродуктов разной плотности.

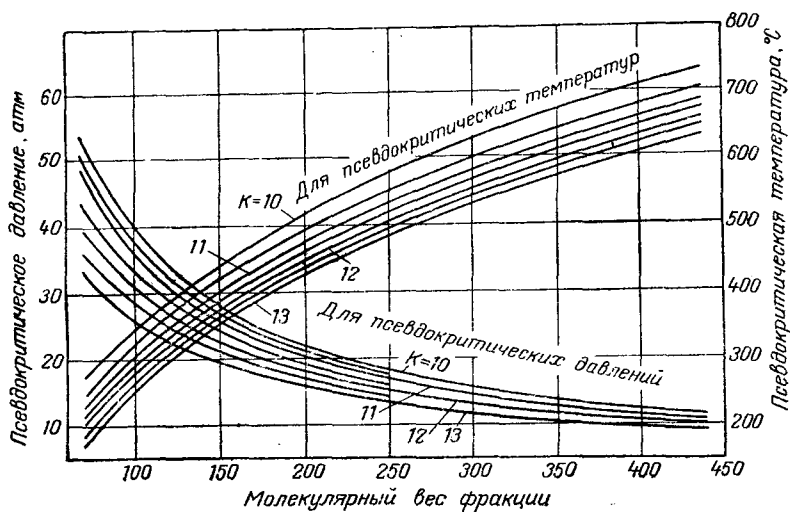
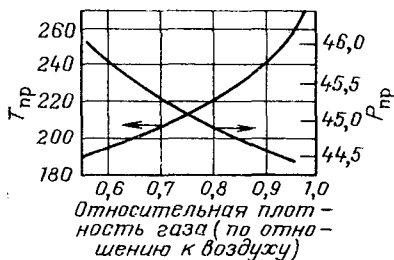


Рис. 8. График для определения псевдокритических параметров нефтяных фракций с различным характеризующим фактором K.

рис. 8, где K — характеризующий фактор, подсчитываемый по формуле (12). Псевдокритические параметры для смеси газообразных индивидуальных углеводородов, если неизвестен состав этой смеси, можно с достаточной для практических расчетов точностью опреде-

Рис. 9. Зависимость псевдокритических параметров смеси углеводородных газов от ее относительной плотности.



лить по графику на рис. 9; на нем представлена зависимость этих параметров от относительной (по отношению к воздуху) плотности газовой смеси.

Фугитивность

Для равновесной системы, согласно законам Рауля и Дальтона:

$$Px' = Py' \quad (27)$$

откуда:

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

где P — давление насыщенных паров чистого компонента, атм;
 x' — мольная концентрация компонента в жидкой фазе, мол. %;
 Π — давление в системе, атм;
 y' — мольная концентрация компонента в паровой фазе, мол. %;
 k — константа фазового равновесия (см. Приложения 9, 10).

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 Π в уравнении (27) заменяют соответственно фугитивностью жидкости $f_{i,P}^{ж}$ и паров $f_{i,\Pi}^{\Pi}$. Уравнение (27) приобретает следующий вид:

$$f_{i,P}^{ж} x' = f_{i,\Pi}^{\Pi} y' \quad (28)$$

а константа фазового равновесия равна:

$$k = \frac{f_{i,P}^{ж}}{f_{i,\Pi}^{\Pi}} \quad (29)$$

Фугитивность имеет ту же размерность, что и давление. Отношение фугитивности к давлению называется коэффициентом активности:

$$\gamma = \frac{f}{P} \quad (30)$$

Установлено, что коэффициент активности является функцией приведенных температуры и давления. Поэтому значение фугитивности можно определить, пользуясь графиком на рис. 10. По приведенной температуре $T_{пр}$ и приведенному давлению $P_{пр}$ находят

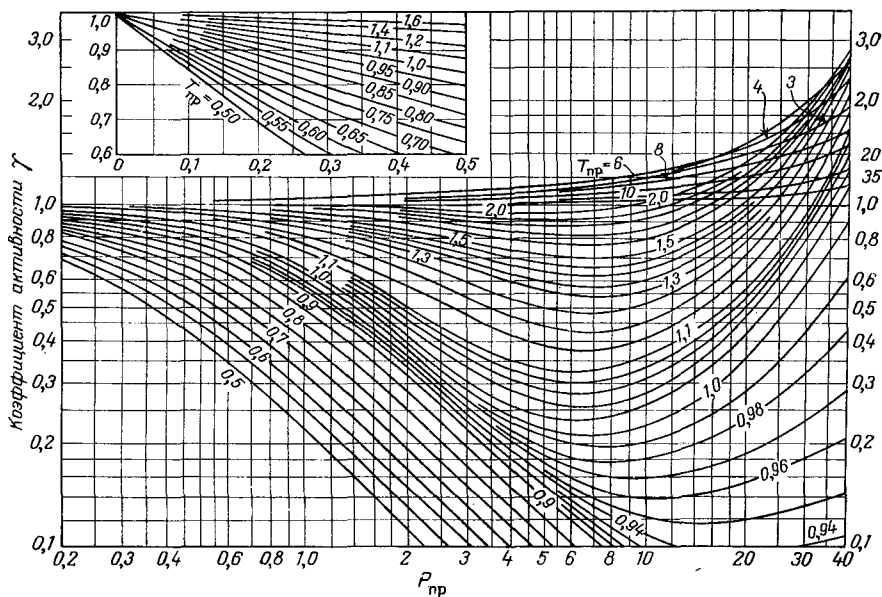


рис. 10. График для определения коэффициента активности γ при известных приведенных температуре и давлении.

коэффициент активности. Затем, подставляя в уравнение (30) давление насыщенных паров P или давление системы Π , получают соответственно фугитивность жидкости или паров.

Для точных расчетов константы фазового равновесия, когда жидкий компонент находится не под давлением P своих насыщенных паров, а под любым другим давлением, фугитивность этого жидкого компонента находят по формуле [6]:

$$2,31g \frac{f_{i,\Pi}^{\text{ж}}}{f_{i,P}^{\text{ж}}} = \frac{V_{\text{ж}}(\Pi - P)}{RT} \quad (31)$$

где $f_{i,\Pi}^{\text{ж}}$, $f_{i,P}^{\text{ж}}$ — фугитивность жидкости при давлении в системе Π и давлении насыщенных паров P соответственно, атм;
 $V_{\text{ж}}$ — мольный объем компонента, л/моль;

P — давление в системе, *атм*;
 P^* — давление насыщенных паров чистого компонента, *атм*;
 R — универсальная газовая постоянная, *л·атм/(моль·град)*;
 T — температура системы, °К.

Пример 1. Найти фугитивность паров узкой бензиновой фракции ($M = 100$), находящейся при 400°C и 45 атм . Критические параметры фракции $t_{\text{кр}} = 321^\circ\text{C}$ и $P_{\text{кр}} = 37 \text{ атм}$.

Решение. Находим значения приведенных температуры и давления:

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}} = \frac{400 + 273}{321 + 273} = \frac{673}{594} = 1,13$$

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} = \frac{45}{37} = 1,22$$

На рис. 10 по найденным $T_{\text{пр}}$ и $P_{\text{пр}}$ находим, что коэффициент активности $\gamma = 0,75$. Полученные данные подставляем в уравнение (30). Фугитивность паров узкой бензиновой фракции при 400°C и 45 атм равна:

$$f_{i,\text{п}}^{\text{п}} = 45 \cdot 0,75 = 33,7 \text{ атм}$$

Пример 2. Рассчитать константу фазового равновесия k для *n*-гексана при 180°C и 8 атм . Критические параметры $t_{\text{кр}} = 234,7^\circ\text{C}$, $P_{\text{кр}} = 29,9 \text{ атм}$. Давление насыщенных паров $P^* = 12,77 \text{ атм}$.

Решение. Определяем фугитивность паров $f_{i,\text{п}}^{\text{п}}$ при 180°C и 8 атм . Приведенные температура и давление равны:

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

$$P_{\text{пр}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}} = \frac{8}{29,9} = 0,27$$

На рис. 10 для $T_{\text{пр}} = 0,89$ и $P_{\text{пр}} = 0,27$ находим величину коэффициента активности $\gamma = 0,86$; отсюда:

$$f_{i,\text{п}}^{\text{п}} = \gamma P = 0,86 \cdot 8 = 6,88 \text{ атм}$$

Определяем фугитивность жидкого *n*-гексана при 180°C и давлении собственных насыщенных паров $P^* = 12,77 \text{ атм}$. Приведенное давление равно:

$$P_{\text{пр}} = \frac{P^*}{P_{\text{кр}}} = \frac{12,77}{29,9} = 0,427 \approx 0,43$$

Для значения $T_{\text{пр}} = 0,89$ и $P_{\text{пр}} = 0,43$ по графику на рис. 10 находим коэффициент активности $\gamma = 0,78$. Фугитивность жидкого компонента, находящегося при температуре t и под давлением

собственных насыщенных паров P , равна фугитивности его же паров при тех же условиях, т. е.:

$$f_{i,P}^* = 0,78 \cdot 12,77 = 10,68 \text{ атм}$$

Величина константы фазового равновесия равна:

$$k = \frac{f_{i,P}^*}{f_{i,\Pi}^n} = \frac{10,68}{6,88} = 1,55$$

Задачи

27. Бензиновая фракция выкипает при атмосферном давлении в пределах 56—200 °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 55 мм рт. ст. Определить температуру начала кипения этой фракции при атмосферном давлении (по номограмме, см. Приложение 5).

31. При перегонке нефтяной фракции в ректификационной колонне в момент замера температура паров была равна 250 °С, а остаточное давление 3 мм рт. ст. Каково значение температуры при атмосферном давлении?

32. Температура начала кипения нефтяной фракции при атмосферном давлении составляет 120 °С. Какова температура кипения этой фракции при остаточном давлении 120 мм рт. ст. и при давлении 2 атм?

33. Определить объем паров и газов, поступающих в барометрический конденсатор за 1 сек, если их температура равна 90 °С, а остаточное давление в аппарате 50 мм рт. ст. Расход газов и водяных паров соответственно 62 и 3000 кг/ч. Молекулярный вес газов принять равным 29.

34. Через верхний штуцер колонны при 110 °С проходит 72 000 кг/ч нефтяных паров молекулярного веса 110 и 43 200 кг/ч водяных паров. Давление наверху колонны 820 мм рт. ст. Определить объем паров, проходящих наверху колонны за 1 сек.

35. Определить приведенные температуру ($T_{пр}$) и давление ($P_{пр}$) для нефтепродукта молекулярного веса 102,5, с относительной плотностью $d_{15}^{15} = 0,750$ 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 18 атм.

36. Определить fugитивность *n*-гексана при 180 °С, когда он находится под давлением собственных насыщенных паров ($P = 12,77 \text{ атм}$). Критическую температуру и давление следует найти по Приложению 8.

37. Определить fugитивность фракции автомобильного бензина, выходящей сверху колонны, если температура там 110 °С, давление 5,5 атм. Критическая температура бензина $t_{кр} = 220 \text{ °С}$, критическое давление $P_{кр} = 25 \text{ атм}$.

38. Определить fugитивность жидкой нефтяной фракции при 170 °С, если критическая температура этой фракции $t_{кр} = 200 \text{ °С}$, критическое давление $P_{кр} = 24 \text{ атм}$. Давление насыщенных паров фракции при 170 °С составляет $P = 8 \text{ атм}$.

39. Определить fugитивность крекинг-газа и бензина при 150 °С и 10 атм. Критическая температура кипения бензина $t_{кр} = 288 \text{ °С}$, критическое давление $P_{кр} = 32,5 \text{ атм}$. Критическое давление крекинг-газа $P_{кр} = 44 \text{ атм}$, критическая температура $t_{кр} = 100 \text{ °С}$. Давление насыщенных паров бензина при 150 °С равно 3,2 атм, крекинг-газа 90 атм.

40. Найти по графику фактор сжимаемости для *n*-гексана, имеющего $P_{кр} = 29,9 \text{ атм}$ и $t_{кр} = 234,7 \text{ °С}$ в условиях температуры 180 °С и давления 8 атм.

41. Определить fugитивность паров бензиновой фракции, имеющей следующий фракционный состав: 10% — 85 °С, 50% — 120 °С, 70% — 130 °С; молекулярный вес 110. Бензиновая фракция выходит сверху колонны, где давление 6 атм и температура 180 °С.

42. Определить содержание *n*-гептана в равновесных парах внизу колонны, если молярная концентрация его x' в отходящем из колонны жидком остатке равна 0,01. Температура внизу колонны 110 °С и давление 1,5 кг/см².

43. Определить константу фазового равновесия для продукта, выходящего из колонны при температуре 180 °С и под давлением 6 атм. Критическая температура и давление данного продукта 307 °С и 41 атм. 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 и т. д. В нефтепереработке наиболее широко пользуются кинематической вязкостью. Ее можно определить экспериментально или вычислить по формулам [1—3]. Кинематическая вязкость ν есть отношение динамической вязкости данной жидкости (или газа) к ее плотности:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (32)$$

где μ — динамическая вязкость, кг/(м·сек);
 ρ — абсолютная плотность, кг/м³.

Следовательно, в системах МКС и СИ единицей измерения кинематической вязкости является:

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

В системе СГС единицей кинематической вязкости служит $1 \text{ см}^2/\text{сек}$, названный стоксом (*см*); сотая доля стокса — сантистокс (*сс*).

Для практической характеристики нефтепродуктов пользуются значением условной вязкости (измеряемой в градусах — °ВУ), под которой понимают отношение времени истечения 200 мл испытуемого нефтепродукта из стандартного вискозиметра при температуре испытания t ко времени истечения того же количества дистиллированной воды при температуре 20 °С. Условную вязкость пересчитывают в кинематическую по номограмме (см. Приложение 11) либо по приближенной формуле:

$$\nu_t = 0,0731 \text{ ВУ}_t - \frac{0,0631}{\text{ВУ}_t} \quad (33)$$

где ν_t — кинематическая вязкость при температуре t , *см*;
 ВУ_t — условная вязкость при той же температуре, °ВУ.

Для перевода больших значений вязкости рекомендуется пользоваться формулой:

$$\nu_t = 7,41 \text{ ВУ}_t \quad (34)$$

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 11. Пользование номограммой объяснено Примером 2.

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

Решение. По таблицам (см. Приложение 12) находим, что вязкости $\text{ВУ}_{100} = 2,26$ °ВУ соответствует $\nu_{100} = 14$ *сс*. Значение условной вязкости при 50 °С переведем в кинематическую, используя формулу (34):

$$\nu_{50} = 7,41 \cdot 20,1 = 149 \text{ сс}$$

Пример 2. Условная вязкость масляной фракции при 100 и 50 °С соответственно 2,6 и 20 °ВУ. Определить по графику (см. Приложение 11) условную вязкость при 70 °С.

Решение. На графике определяем положение точек, соответствующих данным значениям условной вязкости. Для этого из точек, соответствующих 50 и 100 °С и расположенных на оси абсцисс, проводим две вертикальные прямые до пересечения каждой с гори-

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 70°C , 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 $\nu_{70} = 7,1^\circ$.

В промышленности в ряде случаев смазочные масла работают при высоких давлениях. С повышением давления вязкость жидкости возрастает: до 250 ат почти прямо пропорционально, а затем более быстро. При небольших давлениях вязкость ($\mu_p, \text{пз}$) жидких продуктов можно вычислить по формуле:

$$\mu_p = \mu_0'(1 + ap) \quad (35)$$

где μ_0 — динамическая вязкость при 760 мм рт. ст. , пз;
 p — избыточное давление, атм;
 $a \approx 0,001$ — постоянная.

Вычислив динамическую вязкость, можно по формуле (31) найти кинематическую вязкость.

Многим смазочным маслам приходится работать в широком диапазоне температур. Чем меньше меняется вязкость масла с изменением температуры, тем оно считается более качественным. Зависимость вязкости масел от температуры принято характеризовать различными вязкостно-температурными константами: отношением вязкости при двух температурах, индексом вязкости, вязкостно-весовой константой и др.

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

Одной из характеристик, дающих 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 13*. Методика пользования графиком пояснена схемой в правом углу чертежа. Из этой схемы видно, что определение ИВ сводится к соединению прямыми известных величин кинематической вязкости ν при двух температурах t и продолжению этих прямых до взаимного пересечения. Точка пересечения и определяет искомый ИВ.

Вязкостно-весовая константа (ВВК) устанавливает связь между вязкостью и плотностью, но так как по плотности можно в некоторой степени судить о химическом составе нефтепродукта, то ВВК дает косвенную зависимость между вязкостными и химическими свойствами минеральных смазочных масел. Для определения ВВК

предложен ряд формул [1—3], но наиболее широко используют зависимость, предложенную Ю. А. Пинкевичем:

$$\text{ВВК} = \frac{d_{15}^{15} - 0,24 - 0,038 \lg \nu_{100}}{0,755 - 0,011 \lg \nu_{100}} \quad (36)$$

где ВВК — вязкостно-весовая константа;

d_{15}^{15} — относительная плотность нефтепродукта;

ν_{100} — кинематическая вязкость нефтепродукта при 100 °С, *сст.*

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

Вязкость смеси. Вязкость — не аддитивное свойство, поэтому вязкость смеси нельзя вычислить по правилу аддитивности. Наиболее надежный путь определения вязкости смеси — экспериментальное определение. Для этой цели предложен также ряд формул [1—3] и номограмм, но большинство из них дает лишь приблизительные результаты. Наиболее надежные из них можно получить для смесей, приготовленных из компонентов, близких по свойствам или взятых примерно в одинаковых количествах. Например, вязкость смеси нефтепродуктов можно вычислить по формуле:

$$\lg \lg (\nu_{\text{см}} + 0,8) = \left(1 - \frac{g}{100}\right) \lg \lg (\nu_A + 0,8) - \frac{g}{100} \lg \lg (\nu_B + 0,8) \quad (37)$$

где $\nu_{\text{см}}$, ν_A , ν_B — соответственно вязкости смеси и чистых компонентов А и В (причем $\nu_A < \nu_B$), *сст.*;

g — содержание в смеси более вязкого компонента В, вес. %.

По этой формуле можно получить удовлетворительные результаты для смесей нефтепродуктов, не слишком сильно различающихся по вязкости.

В практике широко пользуются также номограммой, приведенной в *Приложении 14*. Используя эту номограмму, можно решить две задачи: определить вязкость смеси двух нефтепродуктов различной вязкости при данной температуре и смешанных между собой в определенном отношении; 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 $\nu_{50} = 12$ *сст.*, для компонента В $\nu_{50} = 60$ *сст.* Определить: вязкость при 50 °С смеси, состоящей из 40 объемн. % компонента А и 60 объемн. % компонента В; соотношение компонентов А и В в смеси, для которой $\nu_{50} = 40$ *сст.*

Решение. Для определения вязкости смеси построим линию, которая дает для этих компонентов зависимость вязкости от состава. Для этого отложим на ординате, отвечающей 100 % компонента А (см. *Приложение 14*), точку m , соответствующую вязкости $\nu_{50} = 12$ *сст.*, а на ординате, отвечающей 100 % компонента В, точку n , соответствующую вязкости $\nu_{50} = 60$ *сст.* Соединив эти точки, по-

лучим 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 $\nu_{50} = 30 \text{ сст}$ (на графике — сплошная линия). 2. Смесь с $\nu_{50} = 40 \text{ сст}$ состоит из 25% компонента A и 75% компонента B (на графике — пунктирная линия).

Задачи

44. Масляная фракция имеет условную вязкость при температурах 40 и 60 °C соответственно 5,24 и 3,81. Определить кинематическую вязкость этой фракции в сантистоксах при тех же температурах.

45. Условная вязкость сураханской нефти при 50 °C равна 1,63. Определить кинематическую и динамическую вязкость нефти при той же температуре, если плотность ее $d_4^{20} = 0,8798$.

46. Кинематическая вязкость калинской нефти при 20 и 50 °C соответственно равна 65 и 16 сст. Найти условную вязкость нефти при тех же температурах.

47. Масляная фракция бинагадинской нефти имеет кинематическую вязкость при 20 и 50 °C соответственно 17,5 и 6,25 сст. Определить кинематическую вязкость нефти при 0 и 100 °C.

48. Условная вязкость мазута бинагадинской нефти при 100 °C равна 3,41, при 0 °C — 35. Определить условную вязкость этого мазута при 20 °C.

49. Нефтяная фракция имеет кинематическую вязкость $\nu_{100} = 2,45 \text{ сст}$ и $\nu_{50} = 3,51 \text{ сст}$. Определить кинематическую вязкость этой фракции при —15 °C.

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

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

52. Определить соотношение компонентов в смеси, условная вязкость которых при 20 °C равна 35 и 6,5. Вязкость смеси должна быть $ВУ_{20} = 5$.

53. В каком соотношении надо смешать масла условной вязкостью $ВУ_{20} = 20$ и $ВУ_{20} = 3,5$, чтобы получить масло вязкостью $ВУ_{20} = 10$.

54. Масляный дистиллят плотностью $d_4^{15} = 0,930$ имеет кинематическую вязкость $\nu_{100} = 18,15 \text{ сст}$. Подсчитать его вязкостно-весовую константу (ВВК).

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

56. Определить индекс вязкости фракции, имеющей кинематическую вязкость $\nu_{100} = 7,2 \text{ сст}$ и $\nu_{50} = 30,1 \text{ сст}$.

57. Определить индекс вязкости фракции, имеющей $VU_{100} = 1,86$ и $VU_{50} = 7,47$ °ВУ.

58. Определить необходимое соотношение компонентов масел в смеси, имеющих вязкость при 50 °С, равную $\nu_1 = 25$ сст и $\nu_2 = 45$ сст, если вязкость смеси $\nu_{см} = 30$ сст.

59. Какой вязкости надо взять масло, чтобы получить 1 м³ смеси с $VU_{20} = 10$, если второго компонента ($VU_{20} = 20$) в смеси 0,75 м³.

60. Определить вязкость смеси при 50 °С, если она состоит из 75 объемн. % масляной фракции вязкостью $VU_0 = 40$ и 25 объемн. % фракции вязкостью $VU_{25} = 2,1$. Вязкость второй фракции $\nu_{50} = 100$ сст.

61. Определить состав смеси, имеющей вязкость $\nu_{50} = 80$ сст, если первый компонент имеет $\nu_{20} = 120$ сст и $\nu_{100} = 25$ сст, второй $\nu_{50} = 90$ сст.

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.

Теплоемкость жидких нефтепродуктов при температуре t может быть определена [2, 5] по формуле:

$$C = \frac{1}{\sqrt{d_{15}^{15}}} (0,403 + 0,000405t) \quad (38)$$

где C — средняя теплоемкость жидкого нефтепродукта (в интервале от 0 до 500 °С), ккал/(кг·град);

d_{15}^{15} — относительная плотность нефтепродукта;

t — температура нефтепродукта, °С.

Это уравнение дает результаты, близкие к экспериментальным, но для нефтей парафинового основания результаты получаются заниженными (~до 2%).

Теплоемкость нефтяных паров при постоянном давлении может быть найдена по формуле [1, 2, 5, 6]:

$$C_p = \frac{4 - d_{15}^{15}}{6450} (1,8t + 702) \left(0,146 \sqrt[3]{\frac{T_{ср.мол}}{d_{15}^{15}}} - 0,41 \right) \quad (39)$$

где C_p — теплоемкость паров нефтепродукта, ккал/(кг·град);

d_{15}^{15} — относительная плотность нефтепродукта;

t — температура нефтепродукта, °С;

$T_{ср. мол}$ — средняя молекулярная температура кипения нефтепродукта, °К.

Для расчетного определения теплоемкости нефтяных паров предложено [7] также более простое уравнение:

$$C_p = (4 - d_{15}^{15}) (0,109 + 1,4 \cdot 10^{-4}t) \quad (40)$$

Для упрощенных расчетов можно пользоваться номограммой (см. Приложение 15), которая основана на уравнениях (38) и (40).

Зная плотность жидкого нефтепродукта, можно определить по этой номограмме теплоемкость паров и жидкости этого 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 0,468 и 0,552 ккал/(г·град).

Теплоемкость некоторых газообразных и жидких углеводородов дана в *Приложениях 16—19*.

Теплоемкость смесей нефтепродуктов может быть выражена формулой:

$$C_{см} = C_1x_1 + C_2x_2 + \dots + C_nx_n \quad (41)$$

где $C_{см}$, C_1 , C_2 , ..., C_n — теплоемкость смеси и ее компонентов, ккал/(кг·град)
 x_1 , x_2 , ..., x_n — содержание компонентов, вес. доли.

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 60—80 ккал/кг, тяжелых 40—50 ккал/кг, тогда как для воды она равна 539,9 ккал/кг. Теплота испарения при повышенном давлении меньше, а в вакууме больше, чем при атмосферном давлении, а при критических температуре и давлении она равна нулю.

Теплоту испарения (конденсации) можно найти как разность энтальпий пара $I_i^п$ и жидкости $I_i^ж$ при одинаковых температуре и давлении. Для определения теплоты испарения нефтепродуктов широко пользуются следующей формулой:

$$l = K \frac{T}{M} \quad (42)$$

где l — теплота испарения, ккал/кг;
 K — коэффициент, равный для большинства углеводородов 20 ÷ 22;
 T — абсолютная температура кипения, °К;
 M — молекулярный вес.

В *Приложениях 20—22* даны значения теплоты испарения для некоторых парафиновых, олефиновых и ароматических углеводородов. В *Приложении 23* приведен график для определения теплоты испарения парафиновых углеводородов с числом углеродных атомов от 4 до 21.

Энтальпия жидких нефтепродуктов численно равна количеству тепла (в калориях или джоулях), необходимого для нагрева 1 кг продукта от 0 °С до заданной температуры*. Энтальпией паров при заданной температуре принято считать количество тепла, необходимого для нагрева вещества от 0 °С до заданной температуры с учетом тепла испарения при той же температуре и перегрева паров. Энтальпия измеряется в ккал/кг или кДж/кг.

* Энтальпию при 0 °С условно принимают равной нулю.

При расчетах тепловых параметров постоянно приходится пользоваться энтальпией водяного пара. В *Приложениях 24—27* даны таблицы и график, при помощи которых определяют энтальпию насыщенного и перегретого водяного пара. Следует напомнить, что при данной температуре насыщенный водяной пар всегда имеет определенное давление. Зная один из этих параметров (давление или температуру), можно по таблицам найти тепловые свойства воды и водяного пара, находящихся в равновесии, т. е. в состоянии насыщения. Перегретый водяной пар при одинаковом давлении с насыщенным имеет более высокую температуру. Для его характеристики необходимо знать оба параметра (давление и температуру).

Для определения энтальпии и жидких нефтепродуктов пользуются следующей эмпирической формулой (в ккал/кг):

$$I_{0,t}^{\text{ж}} = (0,403t + 0,000405t^2) \frac{1}{\sqrt{0,9952d_4^{20} + 0,00806}} \quad (43)$$

Обозначив:

$$k_i^{\text{ж}} = 0,403t + 0,000405t^2$$

$$a = \frac{1}{\sqrt{0,9952d_4^{20} + 0,00806}}$$

получают формулу (43) в упрощенном виде:

$$I_{0,t}^{\text{ж}} = k_i^{\text{ж}} a \quad (44)$$

В *Приложениях 28 и 29* приведены значения $k_i^{\text{ж}}$ и a в формуле (44) при различных температуре и плотности жидкого нефтепродукта.

Пример 1. Определить энтальпию нефтяной фракции плотностью $d_4^{20} = 0,915$ при температуре 264°C .

Решение. В *Приложении 28* находят величину k при 260°C , она равна 132,16; поправка Δk на один градус равна 0,616. В результате:

$$k = 132,16 + 4 \cdot 0,616 = 134,624$$

В *Приложении 29* находят значение a . Для $d_4^{20} = 0,91$ величина $a = 1,046$, а для $d_4^{20} = 0,915$:

$$a = 1,046 - 0,0006 \cdot 5 = 1,043$$

Подставляя в формулу (44) найденные значения k и a , находим, что энтальпия нефтяной фракции при заданных условиях равна:

$$I_{264}^{\text{ж}} = 134,624 \times 1,043 = 140,5 \text{ ккал/кг}$$

Для определения энтальпии паров нефтепродуктов при атмосферном давлении пользуются формулой (в ккал/кг):

$$I_{0,t}^{\text{п}} = (50,2 + 0,109t + 0,00014t^2) (3,992 - 0,9952d_4^{20}) - 73,8 \quad (45)$$

Аналогично обозначим:

$$k_i^n = 50,2 + 0,109t + 0,00014t^2$$

$$b = 3,992 - 0,9952d_4^{20}$$

Подставив эти обозначения в уравнение (45), получим его в упрощенном виде:

$$I_{0,t}^n = k_i^n b - 73,8 \quad (46)$$

В *Приложениях 30* и *31* приведены таблицы для определения энтальпии паров нефтепродуктов, пользование которыми объяснено на примере. Энтальпию некоторых индивидуальных углеводородов в жидком и парообразном состояниях можно найти в *Приложениях 32* и *33*.

Пример 2. Определить энтальпию паров нефтепродукта плотностью $d_4^{20} = 0,76$ при атмосферном давлении и температуре 121°C .

Решение. В *Приложении 30* находят величину k при 121°C . При 120°C $k = 65,30$; при 121°C $k = 65,30 + 0,143 = 65,443$.

В *Приложении 31* находят значение b для заданной плотности, которое равно $3,236$. Подставляя найденные величины в формулу (46), получают:

$$I_{121}^n = 65,443 \cdot 3,236 - 73,8 = 138 \text{ ккал/кг}$$

Энтальпия нефтяных паров при повышенных давлениях уменьшается, так как уменьшается теплота испарения. Для определения этого показателя можно пользоваться формулой:

$$\frac{\Delta I M}{T} = -4,4 \frac{P_{\text{пр}}}{T_{\text{пр}}^3} \quad (47)$$

где ΔI — изменение энтальпии в зависимости от изменения давления, ккал/кг;

M — молекулярный вес;

T — абсолютная температура, $^\circ\text{K}$;

$P_{\text{пр}}$ — приведенное давление;

$T_{\text{пр}}$ — приведенная температура.

На основе этого уравнения построены графики (рис. 11) для определения поправки, которую нужно вычесть из энтальпии паров при атмосферном давлении для получения соответствующего значения энтальпии паров при повышенном давлении.

Энтальпию индивидуальных углеводородов в зависимости от давления можно найти в *Приложениях 32—38*.

Пример 3. Определить энтальпию нефтепродукта молекулярного веса 100 при 330°C и 35 атм . Нефтепродукт имеет $t_{\text{кр}} = 291^\circ\text{C}$, плотность $d_4^{20} = 0,760$.

Решение. Определяют $T_{\text{кр}} = 291 + 273 = 564^\circ\text{K}$, затем приведенное значение температуры по формуле (24):

$$T_{\text{пр}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}} = \frac{330 + 273}{564} = 1,06$$

Критическое давление определяют по формуле (26):

$$P_{кр} = K \frac{T_{кр}}{M} = 6,3 \frac{564}{100} = 35 \text{ атм}$$

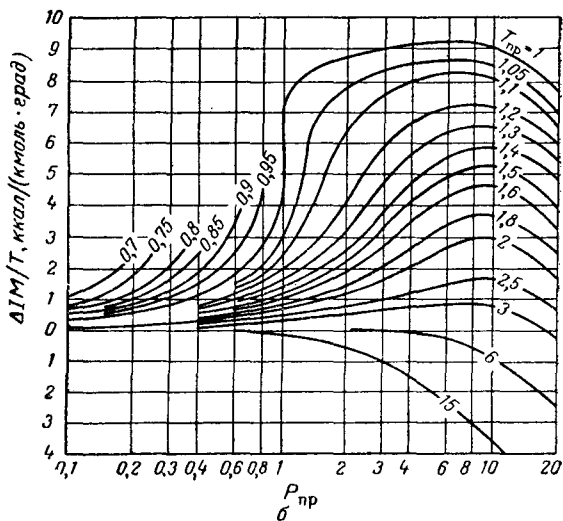
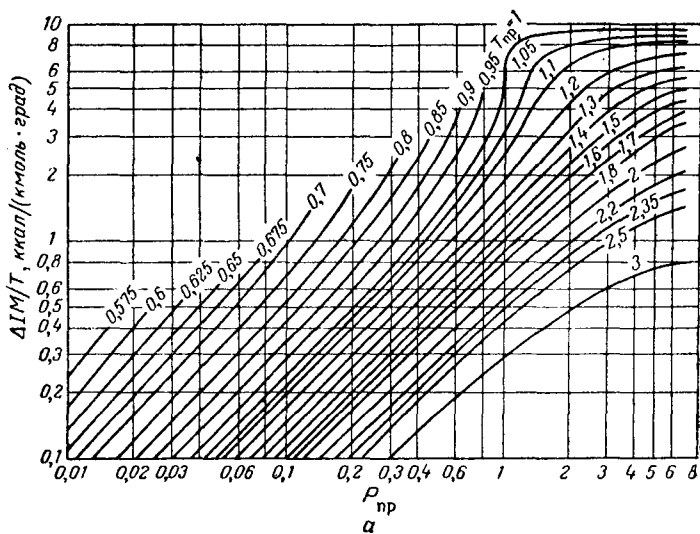


Рис. 11. График зависимости энтальпии нефтяных паров от приведенных температуры и давления:

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

Затем определяют приведенное давление по формуле (21):

$$P_{пр} = \frac{P}{P_{кр}} = \frac{35}{35} = 1$$

На рис. 11, б находят в зависимости от $T_{\text{пр}}$ и $P_{\text{пр}}$ значение:

$$\frac{\Delta I M}{T_{\text{кр}}} = 3,2$$

Отсюда:

$$\Delta I = 3,2 \frac{T_{\text{кр}}}{M} = 3,2 \frac{330 + 273}{100} = 19,29 \text{ ккал/кг}$$

При атмосферном давлении энтальпия паров данной фракции равна (см. *Приложения 30 и 31*) $I_{330}^{\text{п}} = 250,74 \text{ ккал/кг}$. Таким образом, искомое значение энтальпии при $t = 330^\circ\text{C}$ и $P = 35 \text{ атм}$ равно:

$$I_{t,P}^{\text{п}} = 250,74 - 19,29 = 231,45 \text{ ккал/кг}$$

Задачи

62. Определить теплоемкость жидкого нефтепродукта плотностью $d_4^{20} = 0,923$ при температуре 120°C .

63. Определить теплоемкость жидкого нефтепродукта плотностью $d_{15}^{15} = 0,856$ при 170°C .

64. Определить среднюю теплоемкость в интервале температур от 100 до 150°C нефтепродукта плотностью $d_4^{20} = 0,850$.

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

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

67. Определить теплоемкость паров нефтепродукта плотностью $d_4^{20} = 0,789$ при 300°C и атмосферном давлении.

68. Определить при температуре 370°C и атмосферном давлении теплоемкость паров нефтепродукта, для которого известны $d_4^{20} = 0,720$, $t_{\text{ср.мол}} = 120^\circ\text{C}$.

69. Определить при 450°C и 16 атм теплоемкость паров нефтепродукта, имеющего $d_4^{20} = 0,750$, характеризующий фактор $K = 11,6$ и $P_{\text{кр}} = 29 \text{ атм}$.

70. Определить теплоемкость смеси, состоящей из 600 кг нефтепродукта теплоемкостью $0,579 \text{ ккал/(кг}\cdot\text{град)}$ и 400 кг нефтепродукта теплоемкостью $0,592 \text{ ккал/(кг}\cdot\text{град)}$.

71. Определить теплоту испарения n -октана при температуре испарения 125°C , если его плотность $d_{15}^{15} = 0,78$.

72. Определить теплоту испарения нефтяной фракции плотностью $d_{15}^{15} = 0,760$ при 120°C и атмосферном давлении.

73. Определить теплоту испарения нефтепродукта плотностью $d_4^{20} = 0,82$ при 170°C и атмосферном давлении.

74. Найти приближенно теплоту испарения нефтяной фракции при 200°C . Средний молекулярный вес фракции равен 100 .

75. Найти теплоту испарения нефтяной фракции среднего молекулярного веса 268 при 30 мм рт. ст. (см. *Приложение 21*).

76. Определить теплоту испарения нефтяной фракции при 16 атм , если ее молекулярный вес равен 72 .

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

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

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

80. Определить энтальпию паров бензина плотностью $d_4^{20} = 0,760$ при 120°C и атмосферном давлении.

81. Определить количество тепла, которое отдает мазут холодному теплоносителю в теплообменниках при охлаждении от 140 до 100°C . Количество 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°C и количество воспринимаемого тепла равно $517\,600$ ккал/ч.

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

84. Определить энтальпию бензина плотностью $d_4^{20} = 0,750$ и молекулярного веса 100 при 400°C и 40 атм, если известно, что $t_{\text{кр}} = 270^\circ\text{C}$ и $P_{\text{кр}} = 34$ атм.

85. Определить энтальпию нефтяной фракции, имеющей молекулярный вес 108 , при 427°C и 70 атм, если известно, что $t_{\text{кр}} = 290^\circ\text{C}$ и $d_4^{15} = 0,765$.

86. Определить энтальпию нефтяной фракции при 350°C и 27 атм, если плотность фракции $d_4^{20} = 0,751$, молекулярный вес 120 , критическая температура 305°C и критическое давление 33 атм.

87. Найти энтальпию паров нефтяной фракции с $d_4^{20} = 0,720$, $M = 100$ при 200°C , 29 атм и $K = 5,6$; $t_{\text{ср}} = 120^\circ\text{C}$.

Весовой, объемный и мольный состав

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

Весовая доля x_i какого-либо компонента определяется отношением массы G_i данного компонента к массе всей смеси G :

$$x_1 = \frac{G_1}{G}; \quad x_2 = \frac{G_2}{G}; \quad x_n = \frac{G_n}{G}$$

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

$$G = G_1 + G_2 + \dots + G_n = \sum_1^n G_i$$

можно написать:

$$x_1 + x_2 + \dots + x_n = \frac{G_1}{G} + \frac{G_2}{G} + \dots + \frac{G_n}{G} = \frac{\sum G_i}{G} = 1$$

или сокращенно:

$$\sum_1^n x_i = 1 \quad (48)$$

Пример 1. Смесь состоит из двух компонентов: $G_1 = 500$ кг, $G_2 = 1500$ кг. Определить весовую долю каждого компонента в смеси.

Решение. Весовая доля первого компонента:

$$x_1 = \frac{G_1}{G} = \frac{500}{2000} = 0,25$$

$$G = G_1 + G_2 = 500 + 1500 = 2000 \text{ кг}$$

Весовая доля второго компонента:

$$x_2 = \frac{G_2}{G} = \frac{1500}{2000} = 0,75$$

Весовую долю второго компонента можно определить также, используя равенство (48):

$$x_1 + x_2 = 1$$

$$x_2 = 1 - x_1 = 1 - 0,25 = 0,75$$

Мольная доля x'_i какого-либо компонента смеси определяется как отношение числа киломолей N_i данного компонента к общему числу киломолей 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:

$$\sum_1^n x'_i = 1 \quad (49)$$

Зная мольную долю в смеси и молекулярный вес каждого компонента, можно определить средний молекулярный вес смеси по формуле:

$$M_{\text{ср}} = x'_1 M_1 + x'_2 M_2 + \dots + x'_n M_n$$

или

$$M_{\text{ср}} = \sum_1^n x'_i M_i \quad (50)$$

Пересчет мольных долей в весовые можно проводить по формуле:

$$x_i = x'_i \frac{M_i}{M_{\text{ср}}} \quad (51)$$

Пример 2. Смесь состоит из 500 кг бензола и 250 кг толуола. Определить мольный состав смеси.

Решение. Молекулярный вес бензола равен 78, толуола — 92. Число килограмм-молей равно:

бензола

$$N_1 = \frac{500}{78} = 6,41$$

толуола

$$N_2 = \frac{250}{92} = 2,72$$

общее число килограмм-молей:

$$N = N_1 + N_2 = 6,41 + 2,72 = 9,13$$

Мольная доля бензола равна:

$$x'_1 = \frac{N_1}{N} = \frac{6,41}{9,13} = 0,70$$

Для толуола мольная доля может быть найдена из равенства (49):

$$x'_1 + x'_2 = 1$$

откуда:

$$x'_2 = 1 - x'_1 = 1 - 0,70 = 0,30$$

Пример 3. Пользуясь данными *Примера 2*, определить средний молекулярный вес смеси.

Решение. В *Приложении 2* находим молекулярный вес компонентов: для бензола $M = 78$, для толуола $M = 92$. Мольные доли (см. *Пример 2*): бензола $x'_1 = 0,70$, толуола $x'_2 = 0,30$. Подставляя эти значения в формулу (50), получим:

(Ср)

$$M_{\text{ср}} = x'_1 M_1 + x'_2 M_2 = 0,70 \cdot 78 + 0,30 \cdot 92 = 54,6 + 27,6 = 82,2$$

Объемная доля v_i компонента в смеси равна отношению объема V_i данного компонента к объему всей смеси V :

$$v_1 = \frac{V_1}{V}; \quad v_2 = \frac{V_2}{V}; \quad v_n = \frac{V_n}{V}$$

Учитывая, что:

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

можно написать:

$$\sum_1^n v_i = 1 \quad (52)$$

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 52):

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

Задачи

88. Смесь состоит из трех компонентов: n -пентана ($G_1 = 100 \text{ кг}$), n -гексана ($G_2 = 60 \text{ кг}$) и n -гептана ($G_3 = 40 \text{ кг}$). Определить весовую и мольную доли этих компонентов в смеси.

89. Определить мольный состав смеси, состоящей из n -пентана ($G_1 = 30 \text{ кг}$) и n -гептана ($G_2 = 20 \text{ кг}$).

90. Определить мольный состав и средний молекулярный вес смеси двух компонентов, если для первого компонента $G_1 = 2500 \text{ кг}$, $M_1 = 108$, а для второго $G_2 = 1500 \text{ кг}$ и $M_2 = 160$.

91. Определить мольную долю следующих фракций в нефти:

	Масса, кг	Молекулярный вес
Бензиновая	110	100
Лигроиновая	192	110
Керосиновая	875	236
Соляровая	173	260
Мазут	180	460

92. Газовая смесь состоит из компонентов (об. %): H_2 — 0,6; CH_4 — 15,9; C_2H_4 — 19,8; C_2H_6 — 14,9; C_3H_6 — 22,4; C_3H_8 — 4,7; i - C_4H_8 — 6,9; n - C_4H_8 — 10,0; C_4H_6 — 2,6; i - C_4H_{10} и n - C_4H_{10} — 2,2. Определить мольный и весовой состав смеси.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ АППАРАТОВ
УСТАНОВОК ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ
НЕФТИ И ГАЗА

Глава 1

РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

Основные параметры технологического режима колонны — температура и давление. Давление в процессе ректификации существенно влияет на работу колонны. С его увеличением 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 несколько выше (на величину гидравлических сопротивлений, которые преодолевает поток паров при движении по высоте колонны, шлемовым трубам, конденсатору-холодильнику и т. д.) 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 18 ат^* температура наверху 55°C , и конденсацию пропана можно проводить водой. При атмосферном давлении температура выходящих из колонны паров равна -42°C , и для их конденсации нужен дорогостоящий хладагент.

Использование повышенного давления приводит к уменьшению объема паров, а следовательно, и объема аппаратуры. Однако при этом уменьшается относительная летучесть компонентов и затрудняется ректификация. Кроме того, при повышении давления увеличивается температура кипения остатка, поэтому в кипяильнике 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 по-

* 1 ат (техническая атмосфера) $\approx 736 \text{ мм рт. ст.}$, 1 атм (физическая атмосфера) $= 760 \text{ мм рт. ст.}$ Во всех расчетах далее разницей в этих величинах пренебрегаем и считаем единицей давления 1 ат .

мощи дешевых хладоагентов, т. е. проводить ректификацию при более низкой температуре наверху колонны.

Понижение давления в ректификационной колонне приводит к снижению температуры в ней, что бывает необходимо при разделении высококипящих и термически нестабильных компонентов. Остаточное давление наверху вакуумных колонн обычно поддерживают в пределах 30—80 мм рт. ст., а в ряде случаев и меньше. Так, на АВТ производительностью 6 млн. т/год нефти остаточное давление наверху вакуумной колонны всего 5 мм рт. ст. [2, 8]. В вакуумных колоннах оптимальным считается давление, соответствующее максимально допустимой температуре вводимого сырья.

Ниже приведен примерный технологический режим работы колонн атмосферно-вакуумной установки производительностью 3 млн. т/год нефти:

<i>Колонна предварительного испарения</i>		<i>Вакуумная колонна</i>	
Давление, ат	4,2—4,5	Остаточное давление наверху, мм рт. ст.	40—45
Температура, °С		Температура, °С	
внизу	240	на входе	360—380
вверх	120	вверх	90—95
на входе сырья	230	внизу	340—350
		на выходе боковых фракций	
<i>Основная атмосферная колонна</i>		до 350°С	150—168
Давление, ат	2,0—1,6	350—400°С	240—255
Температура, °С		400—450°С	280—300
на входе	330—340	450—490°С	315—336
вверх	100—115		
внизу	300—320		
на выходе боковых фракций			
180—240°С	160—180		
240—300°С	240—260		
300—350°С	280—300		

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 кривых однократного испарения

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

По методу Обрядчикова и Смидович [2, 5, 9] кривую ОИ для нефти и нефтепродуктов при атмосферном давлении строят следующим образом. Определяют тангенс угла наклона кривой 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.

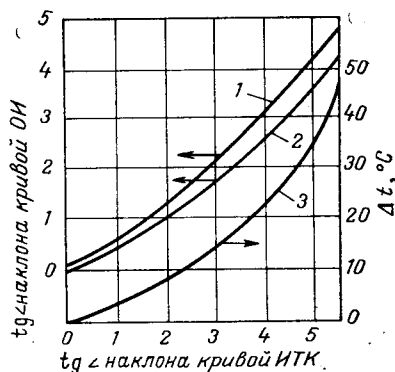
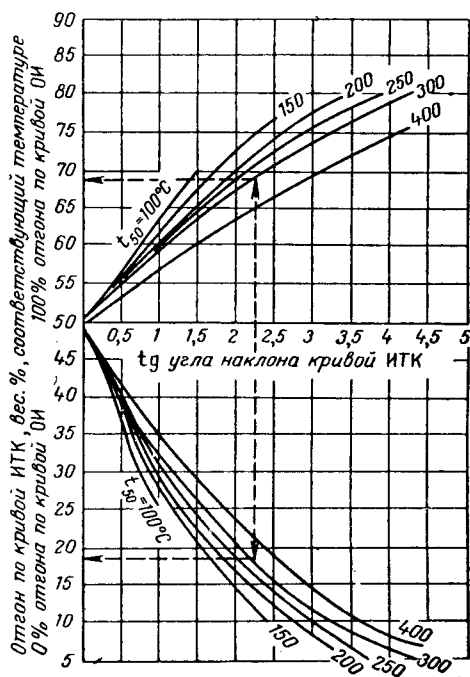


Рис. 13. График для построения кривых ОИ нефтяных фракций: Δt — разность между температурами выкипания 50% по ИТК (или по ГОСТ) и ОИ; 1 — кривая для определения $\operatorname{tg} \angle$ наклона кривой ОИ при помощи разгонки по ГОСТ; 2 — то же при помощи разгонки по ИТК; 3 — кривая разности температур выкипания 50% по кривым ИТК и ОИ.

←Рис. 12. График Обрядчикова и Смидович.

Затем по графику (рис. 12) по данным $\operatorname{tg} \angle \text{ИТК}$ и t_{50} находят на оси ординат (в верхней ее части) процент отгона по ИТК, соответствующий 100% отгона по ОИ, и (в нижней ее части) процент отгона по ИТК, соответствующий 0% отгона по ОИ. Полученные значения определяют положение кривой ОИ. Для этого на графике кривой ИТК надо соединить прямой полученные точки, соответствующие температурам 0 и 100% отгона.

Существуют и другие методы построения кривой ОИ — Нельсона, Пирумова и др. [1]. Нельсон и Харви предложили следующий метод построения кривых однократного испарения фракции при атмосферном давлении: определяют $\operatorname{tg} \angle \text{ИТК}$; по графику (рис. 13) определяют наклон кривой ОИ; по кривой 3 (см. рис. 13) определяют Δt — разность между 50%-ными точками на кривых ИТК (или ГОСТ) и ОИ, т. е.:

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

зная температуру, отвечающую 50%-ному отгону по ИТК (50%-ная точка по ИТК), определяют t_{50}^{OI} ; затем вычисляют температуры начала и конца ОИ (в °С):

$$t_0^{OI} = t_{50}^{OI} - 50 \text{tg} < \text{ИТК}$$

$$t_{100}^{OI} = t_{50}^{OI} + 50 \text{tg} < \text{ИТК}$$

Через полученные точки начала и конца ОИ проводят прямую.

Пример 1. Построить кривую ОИ при атмосферном давлении для фракции 420—490 °С шкаповской нефти. Кривая ИТК дана на рис. 14.

Решение. Находят $\text{tg} < \text{ИТК}$ фракции 420—490 °С:

$$\begin{aligned} \text{tg} < \text{ИТК} &= \frac{t_{70} - t_{10}}{70 - 10} = \\ &= \frac{469 - 427}{60} = 0,7 \end{aligned}$$

Температура 50%-ного отгона равна 455 °С (см. рис. 14). По графику Обрядчикова и Смилович (см. рис. 12), используя полученные данные ($\text{tg} < \text{ИТК} = 0,7$ и $t_{50} = 455$ °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. 14 и соединяют их прямой.

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

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

где e — весовая доля отгона светлых нефтепродуктов.

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

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

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

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

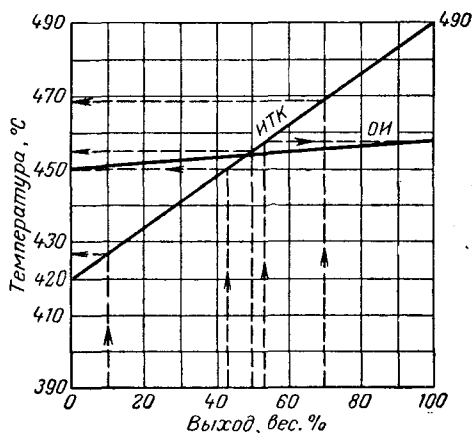


Рис. 14. Кривые ИТК и ОИ фракции 420—490 °С (к Примеру 1).

Пример 2. Найти угол наклона кривой ИТК для мазута и температуру отгона 50% его, если $\text{tg} < \text{ИТК}_{\text{нефти}} = 4$ и температура, соответствующая отгону 60% светлых, равна 310 °С.

Решение. Находят угол наклона кривой ИТК для мазута:

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

Температура отгона 50% мазута:

$$t_{50} = 310 + 1,6 \cdot 50 = 390 \text{ °С}$$

При давлениях, отличных от атмосферного, наклон кривой ОИ меняется. При давлениях выше атмосферного наклон кривой ОИ увеличивается, при пониженных — уменьшается, в критической области давлений ее наклон становится равным нулю, и кривая ОИ превращается в прямую, параллельную оси абсцисс. Имеется ряд эмпирических методов пересчета кривой ОИ с одного давления на другое.

Практически для пересчета кривой ОИ на давления выше атмосферного используют приближенные методы, основанные на следующих допущениях: линии однократного испарения при разных давлениях параллельны между собой; точка пересечения кривых ИТК и ОИ при любых давлениях соответствует одному и тому же проценту отгона. При таком допущении для построения кривой ОИ при давлении, отличном от атмосферного, достаточно пересчитать температуру точки пересечения кривых ИТК и ОИ на соответствующее давление (см. Приложение 6) и через полученную точку провести прямую, параллельную кривой ОИ при атмосферном давлении.

Температурный режим

При ректификации многокомпонентных смесей, таких как нефть и нефтепродукты, температуры потоков определяют подбором таких значений температуры, при которых удовлетворяются следующие равенства [8]:

для жидкого потока

$$\sum k_i x_i' = 1 \quad (53)$$

для парового потока

$$\sum \frac{v_i'}{k_i} = 1 \quad (54)$$

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

$$\sum \frac{k_i x_i'}{1 + e' (k_i - 1)} = 1 \quad (55)$$

В явном виде температура в уравнениях (53)—(55) 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 сверху колонны, определяют как температуру конца однократного испарения этой фракции [5, 8]. Температура конца однократного испарения сложной смеси должна иметь значение, удовлетворяющее равенству (54). При расчете температуры верха колонны, работающей с водяным паром при применении острого испаряющегося орошения, следует при подсчете парциального давления верхнего продукта учитывать пары орошения и воды.

Пример 1. Определить парциальное давление паров бензина наверху ректификационной колонны, если оттуда уходит $G_1 = 6000$ кг/ч паров бензина молекулярного веса 142 и $G_2 = 1200$ кг/ч водяных паров. Давление наверху колонны $P = 1,5$ ат.

Решение. Парциальное давление паров бензина равно:

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

где

$$N_6 = \frac{G_6}{M_6} = \frac{6000}{142} = 42,2$$

$$N_{в.п.} = \frac{G_{в.п.}}{M_{в.п.}} = \frac{1200}{18} = 66,6$$

т. е.:

$$p_6 = 1,5 \frac{42,2}{42,2 + 66,6} = 1,5 \frac{42,2}{108,8} = 0,582 \text{ ат}$$

Пример 2. Определить температуру наверху ректификационной колонны, в которой идет разделение этилбензола и ксилолов. Температура кипения этилбензола 136°C , средняя для ксилолов $140,5^\circ\text{C}$. Сверху 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 (54). Задаются температурой, при которой определяют величину $k_i = P_i/P$ для каждого компонента. Давление насыщенных паров компонента P_i можно определить по *Приложению 6* или по формуле (18). Основной компонент, уходящий сверху колонны (максимальная доля в парах), — этилбензол, поэтому задаются температурой верха колонны, близкой к температуре его кипения. Принимают температуру 137°C и проверяют, удовлетворяет ли она условию, при котором соблюдается равенство (54). Подсчеты сводят в таблицу:

Компонент	Температура верха колонны, °С	y'	P_i , мм рт. ст.	k_i	y_i/k_i
Этилбензол	137	0,980	770	1,01	0,975
Ксилолы	137	0,020	590	0,77	0,025
Итого	—	—	—	—	1,000

Так как

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

считают, что температура подобрана верно и равна 137 °С.

Температуру вывода боковых погоннов (температуру жидкости) рекомендуют определять как температуру начала однократного испарения при нулевой доле отгона и парциальном давлении паров выводимой фракции [8]. Температура начала однократного испарения сложной смеси должна иметь значение, удовлетворяющее равенству (53).

При подсчете парциального давления фракции в колоннах, работающих с водяным паром, следует учитывать влияние водяного пара и орошения. При выборе температуры в качестве первого приближения можно пользоваться кривыми (рис. 15) [8], где в зависимости от температуры выкипания 50% фракции по кривой ИТК находят приблизительное значение температуры выхода этой фракции. Например, для фракции со средней температурой кипения 125 °С по графику (см. рис. 15) можно приблизительно определить температуру ее выхода из атмосферной колонны (180 °С).

Температуру низа колонны рассчитывают, используя уравнение (53). Температуру низа колонны, работающей с водяным паром, можно определять на основе опытных данных, принимая градиент температуры низа колонны 10—25 °С. 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 количество образовавшихся паров не превышало 25—35% от количества остатка.

Пример 3. Определить температуру выхода из колонны 6538 кг/ч жидкой нефтяной фракции молекулярного веса 114,4. Кривая ИТК фракции приведена на рис. 16. Давление наверху колонны составляет 1,5 ат. Фракция отбирается с 19-ой тарелки сверху, через которую проходит 1000 кг/ч водяных паров. Перепад давления на каждой тарелке принят равным 3 мм рт. ст.

Решение. На рис. 16 дана кривая разгонки данной фракции — ИТК. К этой кривой строят кривую ОИ (см. стр. 41) при атмосферном давлении. По построенной кривой ОИ видно, что началу однократного испарения (0% отбора) соответствует температура 210 °С.

Определяют парциальное давление фракции:

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

$$N_{\text{фр}} = \frac{G_{\text{фр}}}{M_{\text{фр}}} = \frac{6538}{114,4} = 57,1$$

$$N_{\text{в.п}} = \frac{G_{\text{в.п}}}{M_{\text{в.п}}} = \frac{1000}{18} = 55,5$$

Давление в точке вывода фракции:

$$\Pi = 1,5 + \frac{19 \cdot 3}{760} = 1,575 \text{ ат}$$

Подставляют полученные значения:

$$p_{\text{фр}} = 1,575 \frac{57,1}{57,1 + 55,5} = 0,798 \text{ ат} = 606 \text{ мм рт. ст.}$$

Температуру начала однократного испарения корректируют на парциальное давление 606 мм рт. ст. по графику Кокса (см. Приложение 6). Получают температуру 204 °С.

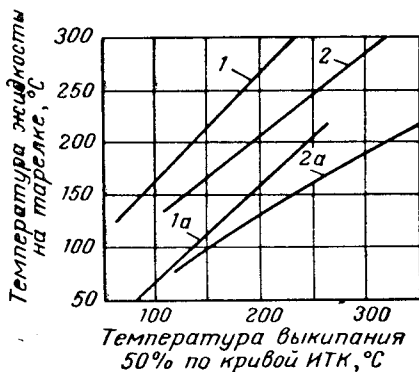


Рис. 15. Определение температур жидких потоков в колонне при разделении сложных смесей:

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

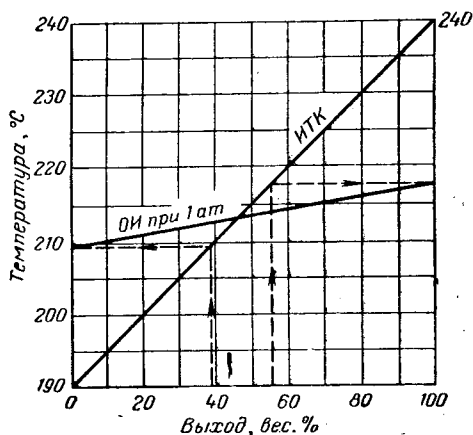


Рис. 16. Кривые ИТК и ОИ для фракции 190—240 °С (к Примеру 3).

Пример 4. Определить температуру внизу изобутановой колонны, работающей под давлением 7 ат. Снизу 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) и тяжелого алкилата — 0,013 (средняя температура кипения 205 °С).

Решение. Для определения температуры низа колонны используют равенство (53):

$$\sum k_i x'_i = 1$$

в котором мольные доли компонентов смеси нам известны. Надо определить величину k_i (см. стр. 19) для каждого компонента:

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

Для определения этой величины необходимо знать давление системы (в условии задачи $P = 7 \text{ ат}$) и давление насыщенных паров компонентов при $t^\circ\text{C}$. Для решения задачи 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°C . Температурой задаются, исходя из практических данных, либо пользуются графиком на

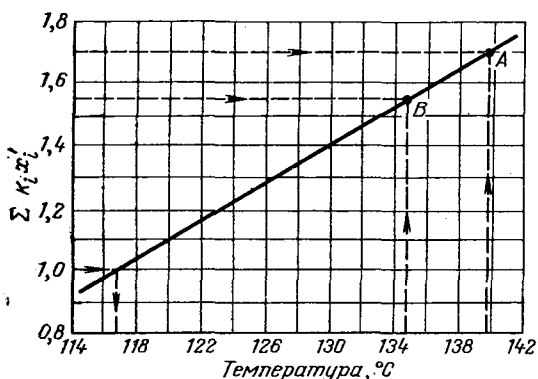


Рис. 17. График к Примеру 4 для определения температуры внизу колонны.

рис. 17, либо определяют по началу кривой ОИ. Задаются, 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 (18) и справочным данным [10], для остальных компонентов — по графику Кокса (см. Приложение 6). Результаты расчетов сводят в таблицу:

Компонент	Температура 140 $^\circ\text{C}$			
	x'_i	$P_i, \text{ ат}$	$k_i = \frac{P_i}{P}$	$k_i x'_i$
Изобутан	0,045	26,98	3,85	0,173
<i>n</i> -Бутан	0,377	24,27	3,47	1,308
Пентаны	0,009	13,15	1,87	0,016
Легкий алкилат	0,556	2,63	0,37	0,205
Тяжелый алкилат	0,013	0,13	0,00	0,000
Итого	—	—	—	1,702

Видно, что $\Sigma k_i x'_i$ не равна единице, т. е. выбранная температура не удовлетворяет равенству. Задают температурой 135 °С и делают аналогичный расчет, результаты которого также сведены в таблицу:

Компонент	Температура 135 °С			
	x'_i	$P_i, \text{ ат}$	$k_i = \frac{P_i}{P}$	$k_i x'_i$
Изобутан	0,045	25,35	3,62	0,162
n-Бутан	0,377	22,80	3,25	1,222
Пентаны	0,009	11,84	1,69	0,015
Легкий алкилат	0,556	1,96	0,28	0,155
Тяжелый алкилат	0,012	0,10	0,00	0,000
Итого	—	—	—	1,554

При температуре 135 °С также не получено $\Sigma k_i x'_i$, равной единице. Следовательно, необходимо задаваться значением температуры до тех пор, пока это значение не сделает данную сумму равной единице. Но можно несколько упростить задачу, если произвести экстраполяцию графическим методом. Для этого в координатах $\Sigma k_i x'_i$ и t °С (см. рис. 17) строят прямую по полученным при вычислениях данным. Точка *A* соответствует температуре 140 °С и $\Sigma k_i x'_i = 1,702$, точка *B* — температуре 135 °С и $\Sigma k_i x'_i = 1,554$. По этой прямой определяют температуру, при которой $\Sigma k_i x'_i = 1$. Искомая температура 177 °С.

Температура сырья, поступающего в колонну. Так как сырье поступает в колонну в паро-жидкостном состоянии, то температуру входа сырья в колонну определяют подбором такого значения температуры, при которой удовлетворяется равенство (55) [7]. Следует учитывать, что в колонну с кипятильником часто целесообразно подавать сырье с температурой, при которой весовая доля отгона равна нулю, тогда расчет ведут по формуле (53). 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 доля отгона. При расчете доли отгона состав жидкой и паровой фаз определяют по уравнениям:

для жидкой фазы

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

для паровой фазы

$$y'_i = k_i x'_i$$

(56)

Таблица к Примеру 5

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Предыдущая выкипающая фракция, °C	Весовая доля x_i^0	Молекулярный вес M_i	Средняя температура кипения, °C	Давление насыщенных паров P_i^0 , мм рт. ст.	$N_i^0 = \frac{M_i}{x_i^0} \cdot 10^4$	Мольная доля $x_i^0 = \frac{\sum N_i^0}{N_i^0}$	Πx_i^0	$P_i^0 - \Pi$	$(\Pi - 1) x_i^0$	$\Pi + (\Pi - 1) x_i^0$	$\frac{\Pi + (\Pi - 1) x_i^0}{\Pi x_i^0} = x_i^1$	$x_i^1 \frac{\Pi}{P_i^0} = x_i^2$	W_i^1
60—218	0,139	139	165	8800	10,00	0,266	239,0	7900	2700	3660	0,065	0,640	88,2
218—300	0,141	194	260	1700	7,27	0,194	174,5	800	280	1180	0,148	0,280	54,3
300—360	0,100	238	330	394	4,21	0,112	101,0	-506	-177	723	0,139	0,063	15,0
360—440	0,130	286	400	70	4,54	0,121	109,0	-830	-290	610	0,178	0,014	4,0
440—520	0,130	348	480	6,4	3,74	0,100	90,0	893,6	-313	587	0,153	0,003	1,0
Выше 520	0,360	465	—	0	7,74	0,207	186,5	-900	-315	585	0,318	0,000	0,0
Итого...	—	—	—	—	$\sum N_i^0 = 37,5$	1,000	900	—	—	—	1,001	1,000	$M_{\text{ср}} = 162,5$

Уравнения (56) позволяют определить концентрацию любого компонента в жидкой и паровой фазах при однократном испарении при известных температуре, давлении и мольных долях компонентов в сырье. Пересчет весовой доли отгона e в мольную e' ведут по уравнению:

$$e' = e \frac{M_y}{M_0}$$

где M_0 — молекулярный вес исходного сырья;
 M_y — молекулярный вес паровой фазы.

Пример 5. Определить весовую долю отгона от нефти при 300 °С и давлении в месте ввода сырья в колонну 900 мм рт. ст. Состав нефти, молекулярный вес 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 (18). Для шестой фракции это давление паров принимают равным нулю, так как при 300 °С эта фракция практически не испаряется. Для определения доли отгона нефти необходимо подсчитать мольную долю каждого компонента в паровой и жидкой фазах по уравнениям (56). Все данные для расчета известны.

Результаты подсчета сведены в таблицу. 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 молекулярный вес. Эти произведения по существу представляют собой массы каждого компонента, приходящиеся на 1 моль паров. Сумма этих масс, данная в конце графы, дает массу 1 моль паров, образовавшихся в результате однократного испарения, или численно равный ей молекулярный вес паровой фазы $M_y = 162,5$.

Средний молекулярный вес исходной нефти подсчитывают по формуле:

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

подставив суммарное значение $\sum N_i$ из графы 6. Известно, что $\sum N_i \cdot 10^{-4} = 37,5$, следовательно:

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

Подсчитывают весовую долю отгона от нефти при 300 °С, 900 мм рт. ст. и мольной доле $e' = 0,35$ по формуле:

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

Пример 6. Определить температуру ввода сырья в колонну, если давление в секции питания 6,6 ат, мольные доли компонентов в

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

Решение. Считают, что сырье входит в колонну при температуре начала кипения, т. е. весовая доля отгона равна нулю. В этом случае пользуются уравнением (53). Задаются двумя значениями температуры: 60 и 70 °С. Для этих значений определяют давление насыщенных паров для алкилатов по формуле Ашворта (18) или по графику Кокса (см. Приложение 6), получая (в ат): пропан — 14,8; изобутан — 7,9; *n*-бутан — 6,2; пентаны — 2,6; легкий алкилат —

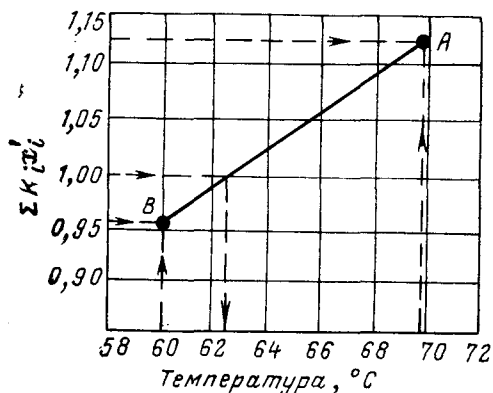


Рис. 18. График к Примеру 6 для определения температуры ввода сырья в колонну.

0,29; тяжелый алкилат — 0,13. 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:

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
Пентаны	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

По полученным данным строят график в координатах t , °С и $\Sigma k_i x'_i$ (рис. 18). Точка *A* имеет координаты $t = 70$ °С и $\Sigma k_i x'_i = 1,125$, точка *B* $t = 60$ °С и $\Sigma k_i x'_i = 0,964$. Между этими точками проводят прямую, по которой определяют искомую температуру 62,6 °С, соответствующую $\Sigma k_i x'_i = 1$.

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 , $м^3/ч$), проходящих в 1 ч через сечение колонны, по формуле (23) в нескольких сечениях колонны, так как нагрузка колонны по парам по высоте различна. Затем по наибольшему объему вычисляют диаметр. Допустимая скорость паров влияет на эффективность ректификации, так как с увеличением скорости паров возрастает механический унос капелек жидкости на вышележащую тарелку. Кроме того, чем выше допустимая скорость, тем меньше диаметр колонны и расход металла. Допустимая скорость зависит от ряда факторов: 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 ($u_{д.л}$, $м/сек$):

$$u_{д.л} = \frac{0,305}{3600} K \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}}} \quad (57)$$

весовая [$u_{д.в}$, $кг/(м^2 \cdot ч)$]:

$$u_{д.в} = 0,305K \sqrt{\rho_{п}(\rho_{ж} - \rho_{п})} \quad (58)$$

где K — коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками и условий ректификации;

$\rho_{п}$ и $\rho_{ж}$ — абсолютная плотность соответственно паров и жидкости, $кг/м^3$.

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. В связи с этим на рис. 19 дан график для определения коэффициента K в уравнениях (57) и (58), полученный на основе обобщения работы ректификационных колонн.

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

Диаметр колонны (d , $м$) определяют по уравнению:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = 1,128 \sqrt{\frac{V}{u}} \quad (59)$$

где V — объем паров, $м^3/сек$;

u — допустимая линейная скорость движения паров, $м/сек$.

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.

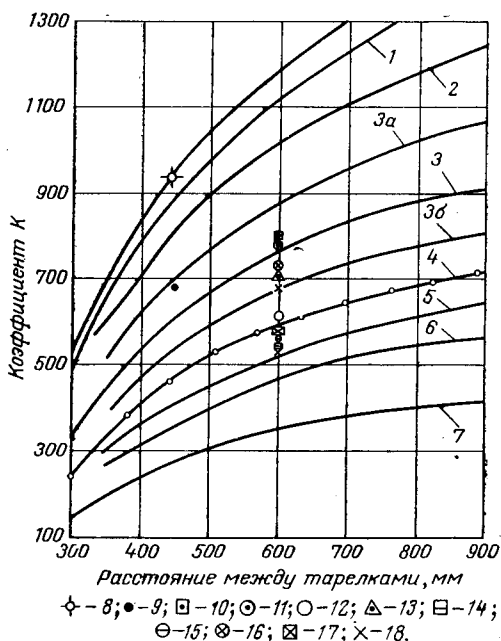


Рис. 19. Значение коэффициента K в зависимости от расстояния между тарелками в колонне и условий ректификации:

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 $90 \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{ч}$); 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 — бензолная колонна; 13 — деизопентановая колонна; 14 — колонна выделения техническогоксилола; 15 — колонна выделения толуола; 16 — деизобутановая колонна; 17 — депентановая колонна; 18 — две депентановые колонны.

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 м, 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

$$H = a n_{\text{пр}}$$

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 дном 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 работы 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 дном колонны может быть принята равной 1/2 диаметра колонны, если дно полукруглое, и 1/4 диаметра, если дно — полуэллипс.

Пример. Определить высоту колонны (рис. 20), в которой тарелки размещены следующим образом: в концентрической части 23 тарелки ректификационных и 4 отбойных, в отпарной части 4 тарелки ректификационных. Вниз колонны поступает 31 560 кг/ч мазута плотностью 0,737 кг/м³ при температуре низа колонны. Диаметр низа колонны 3 м.

Решение. Высоту от верхнего дна до первой ректификационной тарелки h_1 принимают конструктивно равной 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 (принимаем $a = 0,6$ м):

$$h_2 = (n - 1) a = (23 - 1) 0,6 = 13,2 \text{ м}$$

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

Высоту h_3 берут из расчета расстояния между четырьмя тарелками, т. е.:

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

Высоту h_5 принимают равной 2 м. Высоту h_6 определяют, исходя из запаса остатка на 10 мин. Объем мазута внизу колонны составляет:

$$V_m = \frac{G_m \cdot 10}{\rho_m \cdot 60} = \frac{31\,560 \cdot 10}{737 \cdot 60} = 7,14 \text{ м}^3$$

Площадь поперечного сечения колонны:

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

Отсюда:

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

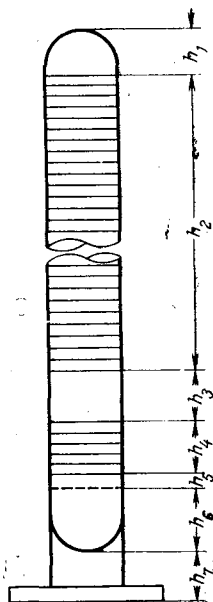


Рис. 20. Схема ректификационной колонны.

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

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 = 1,5 + 13,2 + 1,8 + 1,8 + 2,0 + 1,0 + 4,0 = 25,3 \text{ м}$$

Число тарелок

Число ректификационных тарелок в колонне в основном зависит от следующих факторов: требуемой четкости ректификации; разности температур кипения разделяемых фракций; количества подаваемого в колонну орошения.

Число теоретических тарелок в ректификационной колонне определяют обычно графически [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. Ниже приведены практические данные о числе колпачковых тарелок в различных колоннах [8]:

Колонна	
отбензинивающая	15—25
атмосферная для перегонки нефти	20—40
отпарная	10—20
вторичной перегонки бензина	40—50
изобутановая (сверхчеткой ректификации)	70—100
Стабилизатор	
среднего давления	30—40
высокого давления	40—50

В *Приложении 39* даны рекомендации по подбору ректификационных тарелок в различных колоннах. В *Приложениях 40 и 41* дана характеристика ректификационных колонн атмосферно-вакуумных установок.

Задачи

93. На рис. 21 дана кривая ИТК фракции 320—420 °С. Построить кривую ОИ и определить температуру выхода жидкой фракции из колонны при парциальном давлении 76 мм рт. ст.

94. Построить кривую ОИ для туймазинской нефти. Кривая ИТК дана на рис. 22. Определить выход и характеристику фракций н.к. — 180 °С, 180—240 °С и 240—350 °С.

95. Построить кривую 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 кривую ОИ для фракции 350—480 °С туймазинской нефти (см. рис. 22).

97. Построить кривую ОИ для мазута туймазинской нефти с н.к. = 340 °С (см. рис. 22).

98. Построить кривую ОИ для мазута (выше 320 °С) атовской нефти (рис. 23).

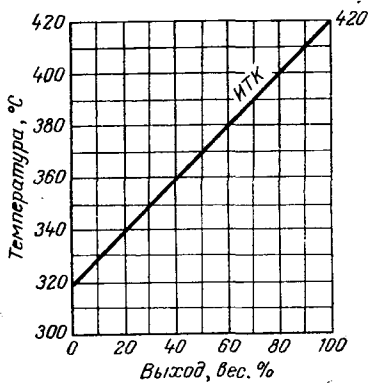


Рис. 21. Кривая ИТК [масляной фракции 320—420 °С.

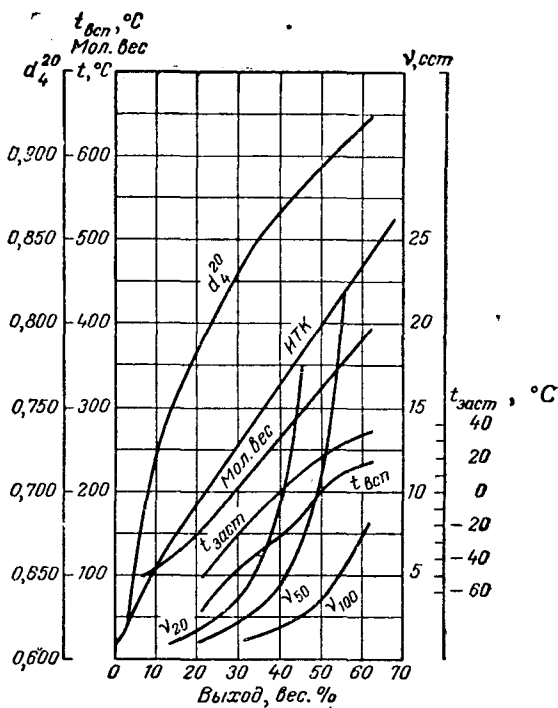
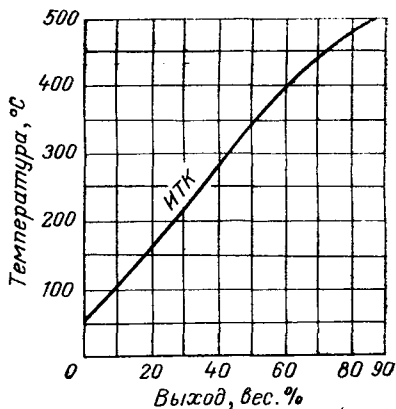


Рис. 22. Кривые характеристик туймазинской нефти.

Рис. 23. Кривая ИТК для мазута атовской нефти.



99. Определить температуру выхода паров бензина сверху ректификационной колонны. Кривая разгонки бензина дана на рис. 24. Из колонны выходит 108 200 кг/ч бензина и орошения (молекулярный вес 108) и 5286 кг/ч водяных паров. Давление в испарительной части 950 мм рт. ст. Число тарелок в концентрационной части колонны — 21. Перепад давления на каждой тарелке 5 мм рт. ст.

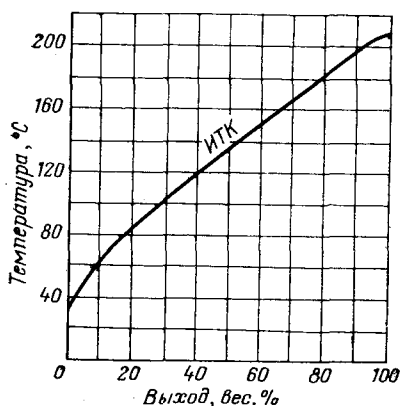


Рис. 24. Кривая ИТК бензиновой фракции.

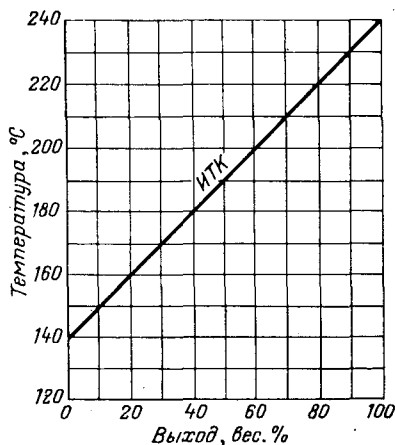


Рис. 25. Кривая ИТК фракции 140—240 °С ромашкинской нефти.

100. Определить температуру верха колонны-деизобутанизатора, если давление вверху аппарата $P = 7 \text{ ат}$, состав паров приведен ниже:

Компонент	M	ψ'_i
C_3H_8	44	0,0097
изо- C_4H_{10}	58	0,9790
$n-C_4H_{10}$	58	0,0113
Итого . . .	—	1,0000

101. Определить температуру выхода из колонны жидкой фракции 140—240 °С ромашкинской нефти. Кривая разгонки фракции (по ИТК) дана на рис. 25. Давление в месте вывода фракции 1,74 ат. 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 906 мм рт. ст., фракция от-

бирается с 15-й тарелки. Расход фракции и флегмы 28 000 кг/ч ($M = 253,1$). В колонну подается водяной пар в количестве 7580 кг/ч. Фракционный состав фракции (разгонка по ГОСТ) следующий: 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 3 мм рт. ст.

103. В ректификационную колонну поступает отбензиновая ромашкинская нефть. Давление в испарительной части колонны 1406 мм рт. ст. Определить необходимую температуру нагрева нефти, обеспечивающую долю отгона $e = 0,41$. Данные для расчета даны в таблице:

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

104. Нефть, нагретая в печи до 360 °С, поступает в колонну (давление 1,82 ат). Определить весовую долю отгона от нефти при входе в колонну (принять $e' = 0,54$). Состав нефти следующий:

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

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

Компонент	M	y'_i
C_3H_8	44	0,046
<i>изо</i> - C_4H_{10}	58	0,928
<i>н</i> - C_4H_{10}	58	0,026
Итого . . .	—	1,000

Охлаждение водяное. Температура конденсации продукта $40^\circ C$.

106. Определить температуру низа колонны, если туда поступает $207\ 414\ \text{кг/ч}$ мазута с $d_4^{20} = 0,890$ при температуре $340^\circ C$, $7600\ \text{кг/ч}$ водяных паров с $t = 400^\circ C$. От мазута необходимо отпарить $4000\ \text{кг/ч}$ нефтяных фракций с $d_4^{20} = 0,790$.

107. Определить диаметр колонны, если максимальный объем паров в ней равен $42\ 500\ \text{м}^3/\text{ч}$ и допустимая скорость паров $0,92\ \text{м/сек}$.

108. В сечении колонны определить секундный объем паров фракций $360 - 420^\circ C$ в количестве $53\ 200\ \text{кг/ч}$ ($M = 307,9$), $420 - 500^\circ C$ в количестве $32\ 600\ \text{кг/ч}$ ($M = 400,5$) и $10\ 640\ \text{кг/ч}$ водяных паров. Температура в данном сечении колонны $410^\circ C$ и остаточное давление $100\ \text{мм рт. ст.}$

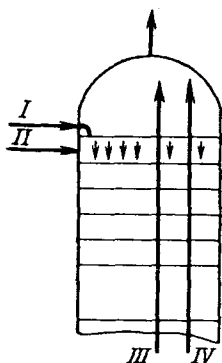


Рис. 26. Схема верхней части ректификационной колонны:

I — холодное орошение; II — горячее орошение; III — пары бензина; IV — водяной пар.

109. Определить секундный объем паров под верхней тарелкой (рис. 26), 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 $35^\circ C$, температура верха колонны $110^\circ C$, давление наверху колонны $1,54\ \text{ат}$. При определении $V_{\text{сек}}$ учесть горячее орошение.

110. Определить объем паров над верхней тарелкой колонны. Пары бензина ($22\ 000\ \text{кг/ч}$) и водяные пары ($9970\ \text{кг/ч}$) покидают колонну при $t = 118^\circ C$ и давлении $P = 1,7\ \text{ат}$. Острое орошение подается на верхнюю тарелку в количестве $40\ 170\ \text{кг/ч}$ ($M = 106,2$).

111. Какова допустимая скорость движения паров в колонне, если: количество паров нефтепродукта $G = 53\ 100\ \text{кг/ч}$ ($M = 213,9$); количество водяного пара $G_{\text{в.п}} = 710\ \text{кг/ч}$; температура в данном сечении колонны $t = 230^\circ C$; давление наверху колонны $P = 1,77\ \text{ат}$; тарелки в колонне колпачкового типа; плотность флегмы $d_4^{20} = 0,843$; расстояние между тарелками $600\ \text{мм}$.

112. Определить допустимые весовую и линейную скорости движения паров в данном сечении вакуумной колонны, если темпера-

тура в нем 220°C , давление $P = 55 \text{ мм рт. ст.}$ и проходит через него 203 кг/ч газов разложения ($M = 48$), 407 кг/ч нефтяных паров ($M = 250$), $167\,000 \text{ кг/ч}$ орошения ($M = 362,4$), 4249 кг/ч водяного пара. Плотность флегмы $d_4^{20} = 0,887$. Расстояние между тарелками 600 мм .

113. Определить диаметр колонны, если секундный объем паров $V_{\text{сек}} = 7,08 \text{ м}^3/\text{сек}$, плотность паров и флегмы в условиях работы колонны соответственно $3,68$ и 650 кг/м^3 . Расстояние между колпачковыми тарелками 600 мм .

114. Определить диаметр изобутановой колонны, сверху которой отводится 254 кг/ч пропана, $16\,978 \text{ кг/ч}$ изобутана, 1692 кг/ч *n*-бутана и орошение (весовое отношение к дистилляту $4,57 : 1$). Молекулярный вес дистиллята 58 , плотность при 52°C $\rho = 560 \text{ кг/м}^3$. Температура верха колонны 52°C и давление $6,6 \text{ ат}$. Тарелки в колонне с S-образными элементами. Расстояние между тарелками 600 мм .

115. Какова высота вакуумной ректификационной колонны, если в ее концентрационной части расположено 16 желобчатых тарелок, в отпарной 4 . Вниз колонны поступает гудрон в количестве $103\,500 \text{ кг/ч}$ плотностью $d_4^{390} = 0,740$. Диаметр колонны 8 м . Запас гудрона внизу колонны 10 -минутный. Расстояние между тарелками 600 мм .

116. В атмосферную колонну поступает нефть в количестве $724\,650 \text{ кг/ч}$. В колонне отбираются следующие фракции:

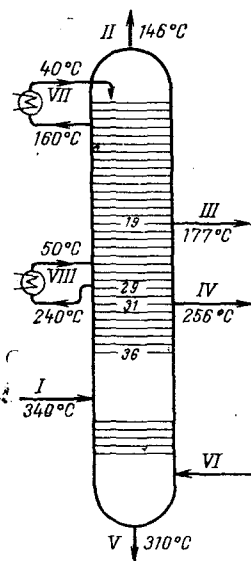


Рис. 27. Схема ректификационной колонны:

I — сырье; *II* — фракция $85-190^{\circ}\text{C}$; *III* — фракция $190-240^{\circ}\text{C}$; *IV* — фракция $240-350^{\circ}\text{C}$; *V* — мазут; *VI* — водяной пар; *VII* — первое циркуляционное орошение; *VIII* — второе циркуляционное орошение.

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

В концентрационной части колонны 36 клапанных тарелок. Температурный режим и давление в колонне даны на рис. 27. В колонне два циркуляционных орошения: первое снимает $24\,120 \cdot 10^3 \text{ ккал/кг}$ тепла ($d_4^{20} = 0,746$) и забирается с третьей тарелки, второе (с 29-й) — $19\,900 \cdot 10^3 \text{ ккал/кг}$ ($d_4^{20} = 0,850$, $M = 200$). Расстояние между тарелками 800 мм . В колонну подают $12\,650 \text{ кг/ч}$ водяного пара и из

отпарных колонн (второй и третьей фракций) поступает их 1140 и 2310 кг/ч. Давление $P = 1,5$ ат. Перепад давления на тарелку принять 3 мм рт. ст. Определить диаметр 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.

Материальный баланс колонны может быть составлен в весовых единицах или процентах [5—7]. Результаты расчета материального баланса колонны для ректификации сложных смесей сводят в таблицу:

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

На рис. 28 дана схема колонны со следующими обозначениями: G — количество сырья, кг/ч; D — количество ректификата, кг/ч; R — количество остатка, кг/ч. Материальный баланс при установившемся режиме колонны можно записать следующим образом:

$$G = D + R \quad (60)$$

Материальный баланс колонны по компоненту i представляется уравнением:

$$Gx_{oi} = Dy_{iD} + Rx_{iR} \quad (61)$$

где x_{oi} , y_{iD} , x_{iR} — весовые доли компонента i в сырье, ректификате и остатке.

При расчете колонны величины G и x_{oi} известны. Задаваясь четкостью ректификации, определяют величину D . Для этой цели пользуются уравнением, полученным после совместного решения равенств (60) и (61):

$$\frac{G}{y_{iD} - x_{iR}} = \frac{R}{y_{iD} - x_{oi}} = \frac{D}{x_{oi} - x_{iR}}$$

Тепловой баланс колонны учитывает все количество тепла, вносимого в колонну и выносимого из нее. Согласно закону сохранения энергии, можно написать (без учета потерь тепла в окружающую среду):

$$\Sigma Q_{\text{вх}} = \Sigma Q_{\text{вых}} \quad (62)$$

где $\Sigma Q_{\text{вх}}$ — суммарное количество тепла, входящего в колонну, ккал/ч;
 $\Sigma Q_{\text{вых}}$ — суммарное количество тепла, выходящего из колонны, ккал/ч.

Тепло вводится в колонну (см. рис. 28):

1) с сырьем, нагретым до температуры t_0 (Q_c , ккал/ч):

$$Q_c = G I_{t_0}$$

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

Если идет частичное испарение и доля отгона равна e , то количество тепла, вносимого в колонну, составляет:

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

2) с водяным паром, подаваемым на отпарку, или горячей струей ($Q_{\text{в.п.}}$, ккал/ч). †

Общее количество тепла, вводимого в колонну, составляет:

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

Тепло выводится из колонны (см. рис. 28):

1) с парами ректификата (Q_D , ккал/ч):

$$Q_D = D I_{t_D}^{\text{п}}$$

2) с жидким остатком (Q_R , ккал/ч):

$$Q_R = R I_{t_R}^{\text{ж}}$$

3) с верхним орошением ($Q_{\text{ор}}$, ккал/ч).

Общее количество тепла, выводимого из колонны, составляет:

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

Подставляя полученные значения в равенство (62), получают:

$$Q_c + Q_{\text{в.п.}} = Q_D + Q_R + Q_{\text{ор}} \quad (63)$$

или

$$G e I_{t_0}^{\text{п}} + G (1 - e) I_{t_0}^{\text{ж}} + Q_{\text{в.п.}} = D I_{t_D}^{\text{п}} + R I_{t_R}^{\text{ж}} + Q_{\text{ор}} \quad (64)$$

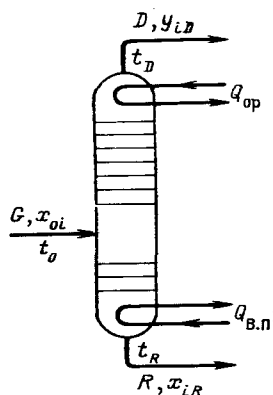


Рис. 28. Схема материальных потоков в ректификационной колонне.

- где e — весовая доля отгона;
 $I_{t_0}^n, I_{t_0}^ж$ — энтальпия паров и жидкой части сырья при температуре входа в колонну, ккал/кг;
 t_0 — температура нагрева сырья, °С;
 $I_{t_D}^n$ — энтальпия паров ректификата при температуре верха колонны, ккал/кг;
 $I_{t_R}^ж$ — энтальпия жидкого остатка при температуре низа колонны, ккал/кг.

Пример 1. В ректификационную колонну подается нагретая до 360 °С нефть в количестве 351 800 кг/ч ($d_4^{20} = 0,875$) и водяной пар в количестве 9490 кг/ч ($P = 3 \text{ ат}$, $t = 400$ °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 необходимое количество подаваемого в колонну циркуляционного орошения. Температурный режим колонны дан на рис. 29.

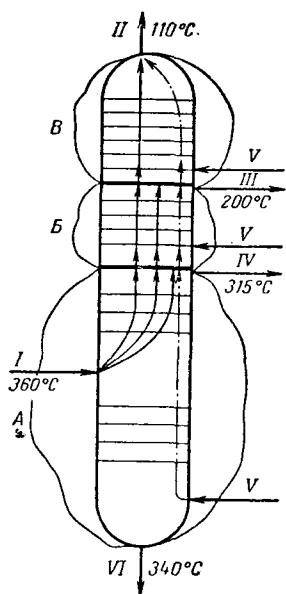


Рис. 29. Схема колонны к Примеру 1:

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

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 вниз 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.

Разность между теплом, входящим в секцию дизельного топлива и выходящим из нее, составляет:

$$\Delta Q_1 = 85\,180\,000 - 79\,362\,000 = 5\,818\,000 \text{ ккал/ч}$$

Разность между теплом, входящим в секцию керосиновой фракции и выходящим из нее, составляет:

$$\Delta Q_2 = 42\,960\,000 - 32\,870\,000 = 10\,090\,000 \text{ ккал/ч}$$

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

$$\Delta Q_3 = 22\,456\,000 - 16\,495\,000 = 5\,961\,000 \text{ ккал/ч}$$

1. Тепловой баланс секции дизельного топлива — контура А (см. рис. 29)

Взято					Получено				
Продукт	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{ккал/кг}$	$Q, \text{ккал/ч}$	Продукт	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{ккал/кг}$	$Q, \text{ккал/ч}$
Сырье					Жидкая фаза—мазут . . .	340	199 900	190	37 389 000
паровая фаза—фракции	360				Паровая фаза—фракции	315			
бензиновая	—	23 300	272	6 340 000	бензиновая	—	28 600	250	7 150 000
керосиновая	—	51 200	269	13 800 000	керосиновая	—	60 000	244	14 640 000
дизельная	—	54 500	260	14 161 000	дизельная	—	63 300	236	14 950 000
жидкая фаза—мазут	360	221 800	205	45 400 000	Водяной пар	315	7 024	745	5 233 000
Водяной пар	400	7 024	780	5 479 000					
Итого	—	—	—	85 180 000	Итого	—	—	—	79 362 000

II. Тепловой баланс секции керосиновой фракции — контура Б (см. рис. 29)

Взято					Получено				
Продукт	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{ккал/кг}$	$Q, \text{ккал/ч}$	Продукт	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{ккал/кг}$	$Q, \text{ккал/ч}$
Паровая фаза — фракции					Паровая фаза — фракции				
бензиновая	315	28 600	250	7 150 000	бензиновая	200	28 600	182	5 200 000
керосиновая	—	60 000	244	14 640 000	керосиновая	—	60 000	177	10 600 000
дизельная	—	63 300	236	14 950 000	Жидкая фаза — дизельная фракция	315	63 300	179	11 350 000
Водяной пар					Водяной пар	200	8 290	690	5 720 000
снизу атмосферной колонны	315	7 024	745	5 233 000					
из отпарной секции .	400	1 266	780	987 000					
Итого	—	—	—	42 960 000	Итого	—	—	—	32 870 000

III. Тепловой баланс секции бензиновой фракции — контура В (см. рис. 29)

Взято					Получено				
Продукт	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{ккал/кг}$	$Q, \text{ккал/ч}$	Продукт	$t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{кг/ч}$	$I, \text{ккал/кг}$	$Q, \text{ккал/ч}$
Паровая фаза—фракции	200				Паровая фаза — бензиновая фракция	110	28 600	135	3 720 000
бензиновая	—	28 600	182	5 200 000	Жидкая фаза — керосиновая фракция	200	60 000	110	6 600 000
керосиновая	—	60 000	177	10 600 000	Водяной пар	110	9 490	650	6 175 000
Водяной пар									
снизу колонны	200	8 290	690	5 720 000					
из отпарной колонны	400	1 200	780	936 000					
Итого	—	—	—	22 456 000	Итого	—	—	—	16 495 000

Таким образом, в бензиновой секции избыток тепла 5 961 000 ккал/ч следует снимать острым орошением, количество которого составляет:

$$G_{\text{ор}} = \frac{\Delta Q_3}{I_{110}^{\text{п}} - I_{40}^{\text{ж}}} = \frac{5\,961\,000}{135 - 20} = 52\,000 \text{ кг/ч}$$

Температуру острого орошения принимают равной 40 °С. 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 $t_1 = 240$ °С и ввода $t_2 = 85$ °С. Энтальпия равна $I_{240}^{\text{ж}} = 137$ ккал/кг, $I_{85}^{\text{ж}} = 42$ ккал/кг.

Этим орошением необходимо снять следующее количество тепла:

$$\Delta Q = \Delta Q_1 + \Delta Q_2 = 5\,818\,000 + 10\,090\,000 = 15\,908\,000 \text{ ккал/ч}$$

Количество циркуляционного орошения составляет:

$$G_{\text{ц.ор}} = \frac{\Delta Q}{I_{t_1}^{\text{ж}} - I_{t_2}^{\text{ж}}} = \frac{15\,908\,000}{137 - 42} = 167\,300 \text{ кг/ч}$$

Задачи

117. На установке атмосферной перегонки нефти производительностью 3 млн. т/год получают следующие продукты (в вес. %): 1,5 газа; 12,2 компонента автомобильного бензина; 14,9 топлива ТС-1; 20,4 дизельного топлива ДС. Потери составляют 1 вес. %. Число рабочих дней в году 340. Составить материальный баланс установки (в кг/ч, т/сутки, тыс. т/год).

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

119. Вверху колонны поддерживается температура 110 °С и острым орошением снимается 3 440 000 ккал/ч тепла. Определить количество острого орошения, если его плотность $d_4^{20} = 0,750$ и в колонну оно подается с температурой 40 °С.

120. Составить материальный и тепловой балансы и определить количество необходимого орошения для вакуумной колонны, когда подается только острое орошение и когда подаются и острое и циркуляционное орошения ($Q_1 : Q_2 = 2 : 1$). Производительность установки по мазуту ($d_4^{20} = 0,930$) составляет 75 000 кг/ч. Выход продуктов (в вес. %): 8,4 газойля ($d_4^{20} = 0,870$); 38,4 дистиллята 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. 30. 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 $11\,150\text{ кг/ч}$ дистиллята II. Доиспарение осуществляется под действием 4000 кг/ч водяного пара, подаваемого вниз колонны.

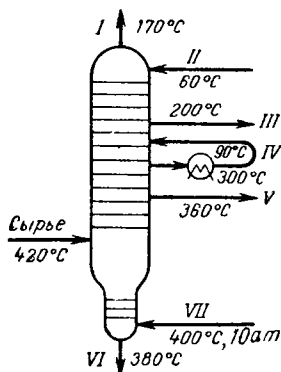


Рис. 30. Схема колонны к задаче 120:

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

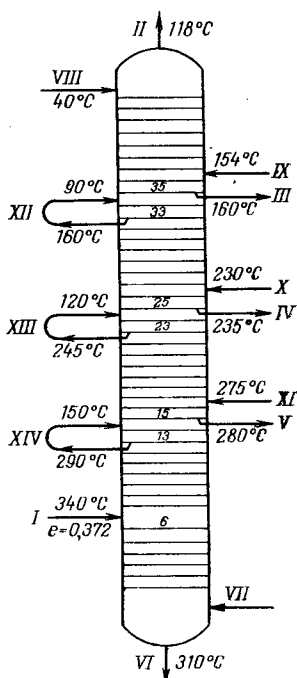


Рис. 31. Схема колонны к задаче 122:

I — нефть; II — фракция $85-140^{\circ}\text{C}$; III — фракция $140-240^{\circ}\text{C}$; IV — фракция $240-300^{\circ}\text{C}$; V — фракция $300-350^{\circ}\text{C}$; 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.

Необходимые данные для расчета даны в таблице:

Продукт	d_4^{20}	G , кг/ч	t , $^{\circ}\text{C}$
Мазут	0,9072	199 000	400
Дистиллят			
I	0,8940	33 300	240
II	0,9150	44 600	310
Гудрон	1,060	122 000	385
Водяной пар	—	4 000	130*
			380**

* Наверху колонны.
** На входе в колонну.

Температура подачи в колонну орошений: первого циркуляционного — 60 °С, второго циркуляционного — 135 °С, острого — 60 °С; острое орошение забирается при 180 °С.

122. В колонну подается отбензиненная нефть (рис. 31). Рабочее давление в колонне $P = 1,85 \text{ ат}$. Расход водяного пара ($t = 400 \text{ °С}$, $P = 10 \text{ ат}$) 2,2% на сырье. Кроме того, в каждую отпарную секцию для отпарки 15% дистиллята подается 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. 31 и в таблице:

Продукт	$t, \text{ °С}$	% на сырье	$G, \text{ кг/ч}$	d_4^{20}	M
<i>Приход</i>					
Отбензиненная нефть	340	100	344 700	0,900	—
<i>Расход</i>					
<i>Фракция</i>					
85—140 °С	118	6,4	22 000	0,730	106,2
140—240 °С	160	16,3	56 000	0,784	153,1
240—300 °С	235	10,3	35 400	0,843	213,9
300—350 °С	280	8,1	28 000	0,867	253,1
Выше 350 °С	310	58,9	203 300	0,967	—

РАСЧЕТ ТЕПЛОБМЕННЫХ АППАРАТОВ

На нефтеперерабатывающих заводах широко используют тепло отходящих с установок горячих продуктов для нагрева исходного сырья, что снижает расход топлива в печи. Вопрос о целесообразности регенерации тепла того или другого потока решают в зависимости от конкретных условий.

Тепловой расчет теплообменных аппаратов

Цель расчета — определение поверхности теплообмена и необходимого числа типовых теплообменных аппаратов. Расчет ведут в следующей последовательности.

Выбирают тип теплообменника и направление движения тепловых потоков. Выбирая тип теплообменного аппарата, надо стремиться, чтобы скорость потоков была достаточно высокой, что обеспечит высокий коэффициент теплопередачи. Однако при этом следует помнить, что с увеличением скорости потоков резко растет сопротивление. Скорость потока по трубкам в кожухотрубчатых теплообменниках обычно составляет 0,1—0,7 м/сек, в теплообменниках типа «труба в трубе» 1—1,5 м/сек. В межтрубном пространстве этих теплообменников скорость движения потоков несколько меньше. При выборе направления движения потока следует учитывать, что более загрязненный поток целесообразно направлять по трубам, так как их легче чистить во время ремонта теплообменника.

Тепловую нагрузку аппарата определяют, составляя тепловой баланс:

$$Q = G_1(I_{t_1} - I_{t_2}) \eta = G_2(I_{t_3} - I_{t_4}) \quad (65)$$

где Q — тепловая нагрузка аппарата, ккал/ч;
 G_1, G_2 — количество горячего и холодного теплоносителя, кг/ч;
 I_{t_1}, I_{t_2} — энтальпия горячего теплоносителя при температурах входа и выхода из аппарата, ккал/кг;
 η — 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, ккал/кг.

Поверхность теплообмена определяют из уравнения теплопередачи:

$$Q = KF\tau_{\text{ср}}$$

откуда

$$F = \frac{Q}{K\tau_{\text{ср}}} \quad (66)$$

где F — поверхность теплообмена, $м^2$;
 K — коэффициент теплопередачи, $ккал/(м^2 \cdot ч \cdot град)$;
 $t_{ср}$ — средняя логарифмическая разность температур, $°C$.

Коэффициент теплопередачи K определяют расчетом [1, 2, 4, 8, 9] или принимают на основании практических данных. Для пучка оребренных труб K (в $ккал/м^2 \cdot ч \cdot град$) может быть рассчитан (на единицу гладкой поверхности трубы) по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{a_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_м + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н} + \frac{f_{ст}}{f} \cdot \frac{1}{a_{пр}}} \quad (67)$$

где a_1 — коэффициент теплоотдачи со стороны охлаждаемого продукта, $ккал/(м^2 \cdot ч \cdot град)$;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в}$ — тепловое сопротивление внутреннего слоя загрязнений, $(м^2 \cdot ч \cdot град)/ккал$;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_м$ — тепловое сопротивление металла стенки трубы, $(м^2 \cdot ч \cdot град)/ккал$;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н}$ — тепловое сопротивление наружного слоя загрязнений, $(м^2 \cdot ч \cdot град)/ккал$;

$f_{ст}$ — поверхность стенки гладкой трубы (по ее наружному диаметру), приходящаяся на 1 м длины трубы, $м^2/м$;

f — наружная поверхность 1 м оребренной трубы, $м^2/м$;

$a_{пр}$ — приведенный коэффициент теплоотдачи, $ккал/(м^2 \cdot ч \cdot град)$.

Для гладких труб K (в $ккал/м^2 \cdot ч \cdot град$) определяют по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{a_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_м + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н} + \frac{1}{a_2}} \quad (68)$$

где a_2 — коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха, $ккал/(м^2 \cdot ч \cdot град)$.

В приближенных расчетах теплообменников, холодильников, конденсаторов-холодильников коэффициент теплопередачи можно брать по практическим данным в зависимости от температурного режима работы аппарата и потоков продукта, поступающих в аппарат. Значения коэффициента теплопередачи даны в *Приложениях 42, 43*. В *Приложениях 43, 44* дана характеристика теплообменных аппаратов.

Необходимое число типовых теплообменников высчитывают по формуле:

$$n = \frac{F}{F_1}$$

где F — рассчитанная поверхность теплообмена, $м^2$;

F_1 — поверхность теплообмена одного стандартного теплообменника, $м^2$.

Средняя разность температур в случае противотока и прямотока (логарифмическая) выражается уравнением ($\tau_{\text{ср}}$, °C):

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{в}} - \Delta t_{\text{н}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{в}}}{\Delta t_{\text{н}}}}$$

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

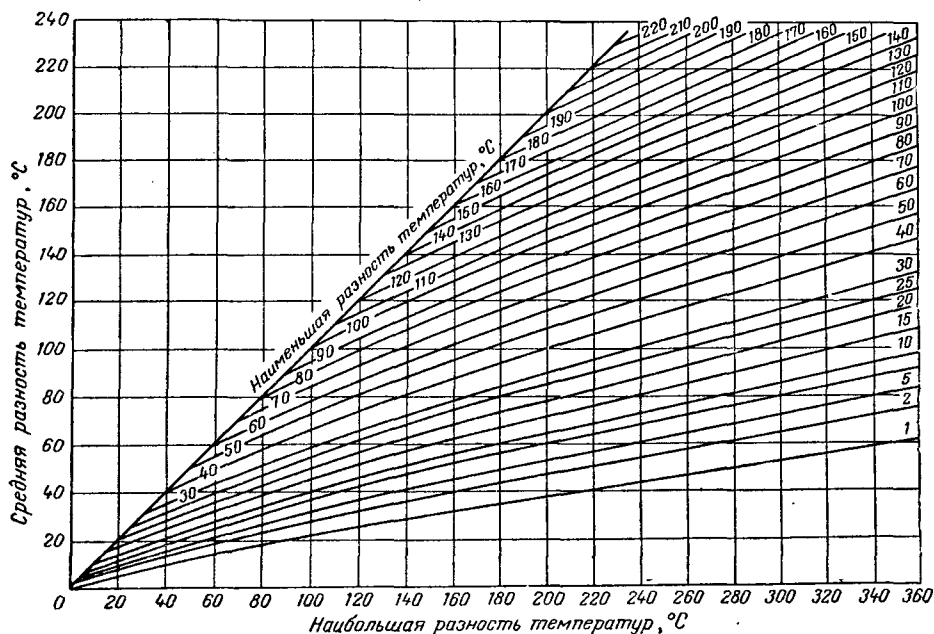


Рис. 32. График для определения средней разности температур.

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

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

Кроме того, среднюю разность температур можно определить по графику (рис. 32).

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

Решение. Схема теплообмена следующая:

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

Среднюю разность температур определяют по формуле:

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

или по графику на рис. 32.

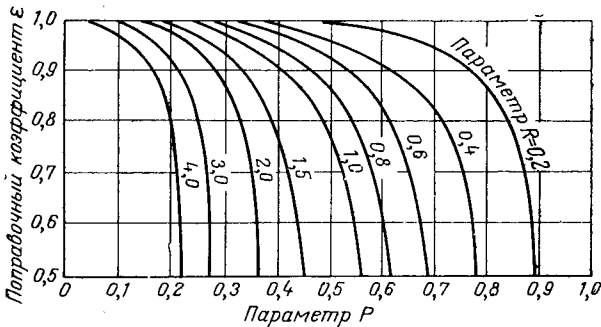


Рис. 33. Поправочный коэффициент ε для определения средней логарифмической разности температур в случае перекрестного потока.

При перекрестном или смешанном токе среднюю логарифмическую разность температур определяют по формуле:

$$\tau_{\text{ср}} = \varepsilon \tau_{\text{ср.прот}} \quad (69)$$

где ε — поправочный коэффициент, учитывающий отличие перекрестного и смешанного токов от противотока;

$\tau_{\text{ср. прот}}$ — средняя логарифмическая разность температур для противотока, $^\circ\text{C}$.

Коэффициент ε определяют по таблицам и графикам в зависимости от параметров P и R :

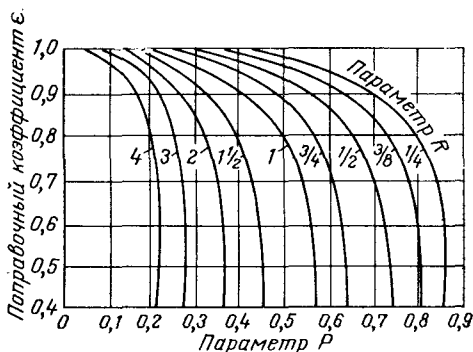
$$P = \frac{t_{\text{к}} - t_{\text{н}}}{t'_{\text{н}} - t_{\text{н}}}; \quad R = \frac{t'_{\text{н}} - t'_{\text{к}}}{t_{\text{к}} - t_{\text{н}}} \quad (70)$$

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 ε при перекрестном токе определяют по графику на рис. 33, а при смешанном токе — по рис. 34.

Пример 2. Определить среднюю логарифмическую разность температур для перекрестного и смешанного токов. Горячий теплоноситель охлаждается от 180 до 70 °С, холодный нагревается от 20 до 60 °С.

Рис. 34. Поправочный коэффициент ϵ для определения средней логарифмической разности температур для теплообменников с одним ходом в корпусе и двумя и более ходами в трубном пространстве (смешанный поток).



Решение. Определяют $\tau_{\text{ср}}$ для противотока:

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

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. 33 находят $\epsilon = 0,85$, тогда по формуле (69) для перекрестного тока:

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

По рис. 34 определяют $\epsilon = 0,9$, тогда для смешанного тока $\tau_{\text{ср}} = 73,8 \text{ } ^\circ\text{С}$.

Типовой расчет холодильников и конденсаторов-холодильников

Тепловая нагрузка. Для конденсаторов-холодильников в отличие от холодильников при расчете тепловой нагрузки (Q , ккал/ч) надо учитывать тепло конденсации как нефтяных, так и водяных паров. Составляют тепловой баланс:

конденсатора-холодильника

$$Q = G_{\text{н}} (I_{t_1}^{\text{п}} - I_{t_2}^{\text{ж}}) + G_{\text{в.п}} [C_{\text{в.п}} (t_1 - t_3) + I_{\text{в.п}} + C_{\text{в}} (t_3 - t_2)] = \quad (71)$$

$$= G_{\text{в}} C_{\text{в}} (t_5 - t_4)$$

холодильника

$$Q = G_{\text{н}} (I_{t_1}^{\text{ж}} - I_{t_2}^{\text{ж}}) = G_{\text{в}} C_{\text{в}} (t_5 - t_4) \quad (72)$$

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

Количество воды, необходимой для охлаждения, определяют по формуле:

$$G_в = \frac{Q}{t_5 - t_4} \quad (73)$$

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

Поверхность охлаждения определяют аналогично поверхности охлаждения теплообменников.

Пример 3. Нефть в количестве 65 000 кг/ч ($d_4^{20} = 0,845$) 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 энтальпию потоков (см. Приложения 28, 29): $I_{30}^ж = 13,51$ ккал/кг; $I_{265}^ж = 147,6$ ккал/кг; $I_{100}^ж = 48,4$ ккал/кг. Составляют тепловой баланс аппарата по формуле (65):

$$G_k (I_{265}^ж - I_{100}^ж) \eta = G_n (I_{t_1}^ж - I_{30}^ж)$$

$$19\,000 (147,6 - 48,4) 0,95 = 65\,000 (I_{t_1}^ж - 13,51)$$

Откуда (см. Приложения 28, 29) $I_{t_1}^ж = 41$ ккал/кг. Этой энтальпии соответствует температура ~ 86 °С.

Выбираем противоточную схему теплообмена:

$$\begin{array}{ccc} 265\text{ °С} & \xrightarrow{\text{Керосин}} & 100\text{ °С} \\ & & \xleftarrow{\text{Нефть}} \\ 86\text{ °С} & & 30\text{ °С} \\ \Delta t_в = 179\text{ °С} & & \Delta t_n = 70\text{ °С} \end{array}$$

Находим среднюю разность температур:

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

Тепло, отдаваемое горячим потоком, составляет:

$$Q = 19\,000 (147,6 - 48,4) = 1\,884\,000 \text{ ккал/ч}$$

Учитывая показатели работы заводских теплообменников (см. *Приложения 42, 43*), принимают общий коэффициент теплопередачи $K = 70 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}$. Необходимая поверхность теплообмена равна по формуле (66):

$$F = \frac{1\,884\,000}{70 \cdot 116} = 232 \text{ м}^2$$

Пример 4. Определить расход воды в конденсаторе-холодильнике, в который поступает $37\,500 \text{ кг/ч}$ нефтяных паров ($d_4^{20} = 0,785$) и $937,5 \text{ кг/ч}$ водяных паров. Давление наверху колонны 900 мм рт. ст. , температура $120 \text{ } ^\circ\text{C}$. Температура продукта на выходе из холодильника $43 \text{ } ^\circ\text{C}$. Вода нагревается от 25 до $40 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Решение. Находят (см. *Приложения 28—31*) энтальпию: $I_{120}^{\text{п}} = 135,5 \text{ ккал/кг}$; $I_{43}^{\text{ж}} = 20,3 \text{ ккал/кг}$.

Тепло, отдаваемое нефтяными парами:

$$Q_{\text{н}} = 37\,500 (135,5 - 20,3) = 4\,320\,000 \text{ ккал/ч}$$

Тепло, отдаваемое водяными парами:

$$Q_{\text{в.п}} = G_{\text{в.п}} (I_{120}^{\text{п}} - C_{\text{в}} t_2)$$

где $I_{120}^{\text{п}}$ — энтальпия водяных паров при $120 \text{ } ^\circ\text{C}$, ккал/кг ;

t_2 — температура продукта на выходе из холодильника, $^\circ\text{C}$.

Энтальпию перегретого водяного пара при заданных давлении P и температуре t можно найти по *Приложению 27* либо подсчитать по приближенной формуле:

$$I = 606,5 + 0,305t_2 + 0,5(t - t_2) \text{ ккал/кг}$$

где t — температура перегретого водяного пара, $^\circ\text{C}$;

t_2 — температура насыщенного водяного пара при заданном давлении, $^\circ\text{C}$.

Для определения температуры насыщенного водяного пара необходимо знать парциальное давление водяных паров:

$$p_{\text{в.п}} = P y'_{\text{в.п}}$$

Молекулярный вес бензиновой фракции находят по формуле (17):

$$M = \frac{44,29 \cdot 0,790}{1,03 - 0,790} = 146$$

Плотность бензиновой фракции по формуле (2):

$$d_{15}^{15} = 0,785 + 0,005 = 0,790$$

Число молей нефтяных паров:

$$N_{\text{н}} = \frac{G_{\text{н}}}{M_{\text{н}}} = \frac{37\,500}{146} = 257$$

Число молей водяных паров:

$$N_{\text{в.п}} = \frac{G_{\text{в.п}}}{18} = \frac{937,5}{18} = 52$$

Мольная доля водяных паров:

$$y'_{\text{в.п}} = \frac{N_{\text{в.п}}}{N_{\text{в.п}} + N_{\text{н}}} = \frac{52}{52 + 257} = 0,168$$

Парциальное давление водяных паров:

$$p_{\text{в.п}} = 900 \cdot 0,168 = 151 \text{ мм рт. ст.}$$

По графику (см. Приложение 6) находят температуру насыщения $t_z \approx 60^\circ\text{C}$, тогда энтальпия нефтяных паров при 120°C :

$$I_{120}^{\text{н}} = 606,5 + 305 \cdot 60 + 0,5(120 - 60) = 654,8 \text{ ккал/кг}$$

Тепло, отдаваемое водяными парами:

$$Q_{\text{в.п}} = 937,5(654,8 - 1 \cdot 43) = 573\,562 \text{ ккал/ч}$$

Полное количество тепла:

$$Q = Q_{\text{н}} + Q_{\text{в.п}} = 4\,320\,000 + 573\,562 \approx 4\,894\,000 \text{ ккал/ч}$$

Расход воды по формуле (73):

$$G_{\text{в}} = \frac{Q}{t_5 - t_4} = \frac{4\,894\,000}{40 - 25} = 326\,000 \text{ кг/ч} \approx 326 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Аппараты воздушного охлаждения

Внедрение аппаратов воздушного охлаждения [1, 11], в которых теплообмен осуществляется в результате обтекания секций из оребренных труб потоком воздуха, движущимся с большой скоростью, позволяет избежать огромного расхода воды и связанных с ним капитальных и эксплуатационных затрат на очистные сооружения, градирни, насосные, сети водопроводов. Имеет также большое значение резкое уменьшение сброса загрязненных сточных вод в реки и водоемы. Использование аппаратов воздушного охлаждения позволяет модернизировать действующие установки, повысить их производительность, снизить трудоемкость и стоимость ремонтных работ, потери нефтепродуктов.

Основные показатели работы аппаратов воздушного охлаждения на некоторых заводах даны в *Приложении 45*. В настоящее время выпускают воздушные холодильники с поверхностью 850, 1250, 1800, 2500, 3550 и до 7500 м². Длина труб от 4 до 8 м; число рядов труб: 4, 6, 8*.

В основу расчета воздушных конденсаторов и холодильников воздушного охлаждения положены следующие соотношения:

$$Q = G_B C_{pB} \Delta t_B \quad (74)$$

$$F = \frac{Q}{K \tau_{cp}}$$

где Q — количество отнимаемого тепла, ккал/ч;

G_B — расход воздуха, кг/ч;

C_{pB} — удельная теплоемкость воздуха, ккал/(кг·град);

Δt_B — разность температур воздуха на выходе и входе в аппарат, °С;

F — внешняя теплопередающая поверхность труб, м²;

K — общий коэффициент теплопередачи, ккал/(м²·ч·град);

τ_{cp} — среднелогарифмическая разность температур охлаждаемого продукта и воздуха, °С.

В зависимости от требуемой точности расчет воздушных конденсаторов и холодильников можно вести двумя методами. Первый метод позволяет упрощенно определить основные размеры этих аппаратов; второй — более точно произвести требуемые расчеты аппаратов. При расчете по первому методу принимают значения температуры воздуха, скорости его прохождения через пучок и общего коэффициента теплопередачи. Можно рекомендовать следующую последовательность упрощенного расчета.

1. Определяют количество отводимого тепла (Q , ккал/ч).

2. Задают желаемым повышением температуры воздуха (Δt_B , °С), которое равно разности температур воздуха на выходе из аппарата и входе в него.

3. Вычисляют среднюю логарифмическую разность температур (τ_{cp} , °С).

4. Общий коэффициент теплопередачи (K , ккал/м²·ч·град) вычисляют по формулам (67) и (68) или берут, исходя из практических данных.

5. Определяют внешнюю поверхность теплообмена гладких труб (F , м²). Задавая диаметр трубы и ее длиной, определяют поверхность одной трубы и число труб.

6. Вычисляют расход воздуха из уравнения теплового баланса холодильника. Затем, определив плотность воздуха при его начальной температуре, находят расход воздуха (G_B , кг/ч):

$$G_B (I_{t_1}^* - I_{t_2}^*) = G_B (C_p'' t_3 - C_p' t_4) \quad (75)$$

* Бабицкий И. Ф., Вихман Г. Л., Вольфсон С. И. Расчет и конструирование аппаратуры нефтеперерабатывающих заводов. М., «Недра», 1965. См. с. 879—894.

где G_H — количество охлаждаемого нефтепродукта, $кг/ч$;
 $I_{t_1}^ж, I_{t_2}^ж$ — энтальпии нефтепродукта соответственно при температурах входа ($t_1, °C$) и выхода ($t_2, °C$) из холодильника, $ккал/кг$;
 G_B — расход воздуха, $кг/ч$;
 C_p, C_p' — средние теплоемкости (при постоянном давлении) воздуха соответственно при его конечной и начальной температурах (см. Приложение 17), $ккал/(кг \cdot град)$;
 t_3, t_4 — соответственно конечная и начальная температура воздуха, $°C$.

Плотность воздуха ($\rho_B, кг/м^3$) при его начальной температуре t_3 и $P_0 = 760$ мм рт. ст. может быть определена из Приложения 20 или из равенства:

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

где ρ_0 — плотность воздуха при нормальных условиях, $кг/м^3$.

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

8. Определяют расход электроэнергии ($N_э, квт$) для вентилятора по формуле:

$$N_э = \frac{V_B \Delta P}{36,72 \eta 10^4}$$

где V_B — производительность вентилятора, $м^3/ч$;
 ΔP — напор, создаваемый вентилятором, $кг/м^2$;
 η — 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:

$$\Delta P = 0,99 \frac{\gamma_t}{g} u_B^2 m \left(\frac{S}{D} \right)^{-0,7^2} Re^{-0,24}$$

где γ_t — удельный вес воздуха при его начальной температуре, $кг/м^3$;
 g — ускорение силы тяжести, $м/сек^2$;
 u_B — скорость воздуха в узком сечении пучка труб, $м/сек$;
 m — число горизонтальных рядов в пучке;
 S — шаг ребер, $м$;
 D — наружный диаметр труб, $м$;
 Re — критерий Рейнольдса, отнесенный к наружному диаметру трубы D .

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

Пример. Рассчитать горизонтальный воздушный холодильник, предназначенный для охлаждения 14 440 $кг/ч$ нефтепродукта плотностью $d_4^{20} = 0,740$ с 120 до 40 $°C$. Начальная температура воздуха (сухого) 25 $°C$, конечная 60 $°C$. Коэффициент теплопередачи для оребренной поверхности $K = 180$ $ккал/(м^2 \cdot ч \cdot град)$.

* Рыбкин С. А. Вентиляционные установки машиностроительных заводов. М., Машгиз, 1960.

Решение. Тепловая нагрузка аппарата, г. е. тепло, отдаваемое нефтепродуктом при охлаждении от 120 до 40 °С, составляет:

$$Q = G_n (I_{120}^n - I_{40}^ж) = 14\,400 (138,6 - 19,4) = 1\,716\,480 \text{ ккал/ч}$$

Энтальпию нефтепродукта при 120 и 40 °С находим по таблицам (см. *Приложения 28—31*): $I_{120}^n = 138,6 \text{ ккал/кг}$; $I_{40}^ж = 19,4 \text{ ккал/кг}$.

Среднеарифметическая разность температур охлаждаемого продукта и воздуха:

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

Поверхность теплообмена холодильника по формуле (66):

$$F = \frac{1\,716\,480}{180 \cdot 32} = 296 \text{ м}^2$$

Принимают [12] трубы длиной 6 м, диаметром 0,042 м и вычисляют поверхность одной трубы (гладкой):

$$F_1 = \pi D l = 3,14 \cdot 0,042 \cdot 6 = 0,792 \text{ м}^2$$

Число труб:

$$n = \frac{F}{F_1} = \frac{296}{0,792} = 374$$

Расход воздуха (G_v , кг/ч) определяют из теплового баланса аппарата (75):

$$G_n (I_{120}^n - I_{40}^ж) = G_v (C_p t_3 - C_p t_4)$$

т. е.:

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

Значения теплоемкости при температурах t_3 и t_4 находят в *Приложении 17*. Тепловая нагрузка аппарата найдена ранее и равна $Q = 1\,716\,480 \text{ ккал/ч}$, следовательно:

$$G_v = \frac{1\,716\,480}{0,24 \cdot 60 - 0,240 \cdot 25} = 182\,604 \text{ кг/ч}$$

Плотность воздуха равна:

$$\rho_v = \frac{1,293 \cdot 273}{25 + 273} = 1,18 \text{ кг/м}^3$$

Объемный расход воздуха в 1 сек:

$$v_v = \frac{G_v}{3600 \rho_v} = \frac{182\,604}{3600 \cdot 1,18} \approx 46 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Зная объем расходуемого воздуха, по каталогу подбирают вентилятор.

Задачи

122. При обследовании работы теплообменника установлено: керосин охлаждается от 200 до 78 °С, нефть при этом нагревается от 33 до 91 °С. Найти среднюю логарифмическую разность температур $\tau_{\text{ср}}$.

123. Определить среднюю разность температур $\tau_{\text{ср}}$ 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^2) 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 $K = 120 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$; к. п. д. принять 0,95.

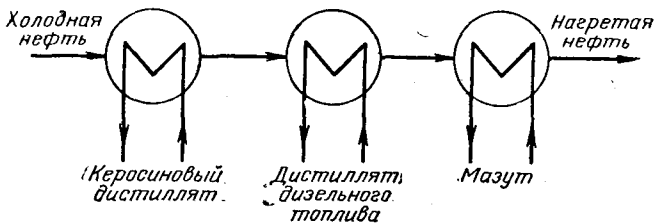


Рис. 35. Схема теплообмена.

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 ($d_4^{20} = 0,820$) от 180 до 110 °С. Определить конечную температуру нефти и поверхность теплообмена, если коэффициент теплопередачи составляет $K = 100 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$; к. п. д. — 0,95.

126. Определить необходимое число стандартных теплообменников поверхностью 100 м^2 для нагревания от 85 до 180 °С нефти ($d_4^{20} = 0,885$) за счет охлаждения от 315 до 115 °С 90 000 кг/ч мазута ($d_4^{20} = 0,915$); коэффициент теплопередачи $K = 150 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$; к. п. д. — 0,95.

127. Определить коэффициент теплопередачи K в теплообменниках общей поверхностью $F = 260 \text{ м}^2$, в которых охлаждается 30 000 кг/ч керосина ($d_4^{20} = 0,850$) от 200 до 78 °С и нагревается нефть с 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 $\tau_{\text{ср}}$,

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 $K = 150$ ккал/(м²·ч·град); к. п. д. — 0,95.

130. Рассчитать схему теплообмена, приведенную на рис. 35. 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 от 215 до 90 °С, а холодный продукт нагревается от 30 до 125 °С. Движение потоков противоточное. Общая поверхность теплообмена — 900 м², количество 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 $K = 140$ ккал/(м²·ч·град).

133. Определить расход воды, необходимой для охлаждения 50 000 кг/ч мазута ($d_4^{20} = 0,940$) с 120 до 90 °С. Температура воды на входе и выходе из холодильника соответственно 25 и 55 °С.

134. В пародистиллятный теплообменник поверхностью $F = 320$ м² при температуре 100 °С поступает 60 000 кг/ч нефти ($d_{15}^{15} = 0,880$), где она нагревается до 150 °С. Дистиллят охлаждается от 230 до 180 °С. Определить фактический коэффициент теплопередачи и напряженность поверхности нагрева аппарата.

135. Подсчитать прирост коэффициента регенерации тепла на атмосферной установке перегонки нефти, если в результате увели-

чения температуры нагрева нефти в теплообменниках с 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 ($Q_H^P = 10\,000$ ккал/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 $K = 200$ ккал/(м²·ч·град). Теплоемкость жирного газа при нормальных условиях ($P = 1$ ат, $t = 20$ °С) $C = 0,458$ ккал/(кг·град).

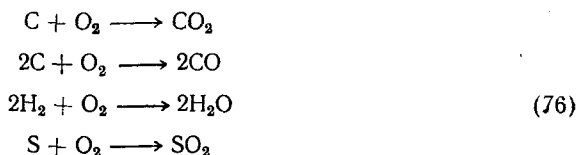
РАСЧЕТ ТРУБЧАТЫХ ПЕЧЕЙ

В настоящее время наиболее распространены трубчатые печи с наклонными сводами, печи с излучающими стенками, вертикальные печи двухстороннего облучения и др.

В данной главе приведен расчет процесса горения топлива и технологический расчет печи.

Расчет процесса горения топлива

Горение топлива — быстро протекающая химическая реакция окисления элементов топлива кислородом, сопровождающаяся выделением тепла и света. Процесс горения может быть выражен следующими реакциями:



Полнота сгорания топлива зависит от количества и температуры подаваемого воздуха. При недостаточном количестве воздуха горение затрудняется, топливо сгорает неполностью и поэтому возникают потери тепла ($q_{н. сг}$). Чрезмерно большая подача воздуха не рациональна, так как при этом охлаждаются факел и топка, уменьшается скорость горения, увеличиваются потери тепла с уходящими дымовыми газами ($q_{ух.г}$). Коэффициент избытка воздуха (α) представляет собой отношение действительно поступающего в топку воздуха к теоретически необходимому для сгорания топлива. В настоящее время для трубчатых печей α меняется в широких пределах (от 1,05 до 1,3). Печи беспламенного горения позволяют работать с α , почти равным единице.

Зная элементарный состав топлива, можно определить теоретическое количество воздуха, который необходимо подать для сжигания 1 кг топлива. Расчеты, связанные с определением расхода воздуха, ведут в киломолях на 1 кг топлива. Теоретическое количество кислорода, необходимого для полного сгорания 1 кг топлива, может быть найдено из уравнения:

$$O_T = N_C + 1/2N_H + N_S + N_N + N_W - N_O \quad (77)$$

где $N_C, N_H, N_S, N_N, N_W, N_O$ — содержание в топливе соответствующих элементов и воды, *кмоль/кг*;

$$\begin{aligned} N_C &= \frac{1}{12} \cdot \frac{C}{100}; & N_H &= \frac{1}{2} \cdot \frac{H}{100} \\ N_S &= \frac{1}{32} \cdot \frac{S}{100}; & N_O &= \frac{1}{32} \cdot \frac{O}{100} \\ N_N &= \frac{1}{28} \cdot \frac{N}{100}; & N_W &= \frac{1}{18} \cdot \frac{W}{100} \end{aligned} \quad (78)$$

где C, H, S, O, N, W — содержание в топливе соответственно углерода, водорода, серы, кислорода, азота и влаги, %.

Так как в воздухе содержится только 21,1 мол. % кислорода, то теоретический расход воздуха (L_0 , *кмоль/кг*) при сгорании 1 *кг* топлива составляет:

$$L_0 = \frac{O_T}{0,21} \quad (79)$$

или (в *кг/кг*):

$$L_0 = 29 \frac{O_T}{0,21} \quad (80)$$

или (в *м³/кг*):

$$L_0 = 22,4 \frac{O_T}{0,21}$$

Коэффициент избытка воздуха α определяется из отношения:

$$\alpha = \frac{L}{L_0} \quad (81)$$

где L — практический расход воздуха, *кг/кг*.

Следовательно, практический расход воздуха выражается уравнением:

$$L = \alpha L_0 \quad (82)$$

В процессе горения образуются продукты сгорания, состоящие из двуокиси углерода, сернистого ангидрида, паров воды, избыточного кислорода и азота. В случае неполного сгорания могут присутствовать также окись углерода, несгоревшие углеводороды, водород, сажа. Общее количество продуктов сгорания (ΣN , *кмоль/кг*) при полном сгорании топлива выражается уравнением:

$$\Sigma N = N_{CO_2} + N_{SO_2} + N_{H_2O} + N_{N_2} + N_{O_2} \quad (83)$$

Общий объем ($V_{пр. сг}$, *м³/кг*) продуктов сгорания составляет:

$$V_{пр. сг} = 22,4 \Sigma N \quad (84)$$

Состав продуктов сгорания, выраженный в мольных единицах, можно определить по нижеприведенным уравнениям (в *кмоль/кг*):

двуокиси углерода

$$N_{\text{CO}_2} = \frac{1}{12} \cdot \frac{C}{100}$$

сернистого ангидрида

$$N_{\text{SO}_2} = \frac{1}{32} \cdot \frac{S}{100}$$

водяных паров:

за счет содержания в топливе водорода

$$N'_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{1}{2} \cdot \frac{H}{100}$$

за счет водяного пара, подаваемого в форсунки для распыления топлива

$$N''_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{G_{\text{в.п}}}{18}$$

за счет присутствия воды в топливе

$$N'''_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{W}{18}$$

общее количество водяных паров

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = N'_{\text{H}_2\text{O}} + N''_{\text{H}_2\text{O}} + N'''_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{1}{2} \cdot \frac{H}{100} + \frac{G_{\text{в.п}}}{18} + \frac{W}{18}$$

азота:

в воздухе

$$N'_{\text{N}_2} = 0,79L$$

в топливе

$$N''_{\text{N}_2} = \frac{1}{28} \cdot \frac{N}{100}$$

общее количество азота

$$N_{\text{N}_2} = N'_{\text{N}_2} + N''_{\text{N}_2}$$

свободного кислорода:

в избытке воздуха

$$N'_{\text{O}_2} = (\alpha - 1) O_T$$

общее количество кислорода

$$N_{\text{O}_2} = N'_{\text{O}_2} + N''_{\text{O}_2}$$

где N''_{O_2} — содержание кислорода в топливе, *кмоль/кг*.

Плотность продуктов сгорания (дымовых газов) при 0 °C и 760 мм рт. ст. равна (в *кг/м³*):

$$\rho_{\text{пр.сг}} = \frac{G_{\text{пр.сг}}}{V_{\text{пр.сг}}} \quad (85)$$

Для газообразного топлива обычно расход воздуха и состав дымовых газов относят к 1 м³ топлива (при нормальных условиях). Для этого надо умножить величины, отнесенные к 1 кг топлива, на $M_T/22,4$, где M_T — средняя масса 1 кмоль газового топлива, кг; 22,4 — объем 1 кмоль любого газа при нормальных условиях, м³.

Пример 1. Рассчитать процесс горения мазута, содержащего 86,5% С, 11,5% Н, 2% S. Расход водяного пара на распыление топлива составляет 0,5 кг/кг.

Решение. По формулам (78) находят мольное содержание С, Н, S в 1 кг мазута:

$$N_C = \frac{1}{12} \cdot \frac{86,5}{100} = 0,0728 \text{ кмоль/кг}$$

$$N_H = \frac{1}{2} \cdot \frac{11,5}{100} = 0,0576 \text{ кмоль/кг}$$

$$N_S = \frac{1}{32} \cdot \frac{2}{100} = 0,0006 \text{ кмоль/кг}$$

Теоретическое количество кислорода по формуле (77):

$$O_T = 0,0728 + \frac{0,0576}{2} + 0,0006 = 0,1022 \text{ кмоль/кг}$$

Теоретическое количество воздуха на горение 1 кг мазута по формуле (79):

$$L_0 = \frac{0,1022}{0,21} = 0,486 \text{ кмоль/кг} = 0,486 \cdot 29 = 14,09 \text{ кг/кг}$$

Принимают коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,2$, тогда практическое количество воздуха определяют по формуле (82):

$$\begin{aligned} L &= 1,2 \cdot 0,486 = 0,5832 \text{ кмоль/кг} = \\ &= 0,5832 \cdot 29 = 16,94 \text{ кг/кг} = 22,4 \cdot 0,486 = 10,8 \text{ м}^3/\text{кг} \end{aligned}$$

Состав продуктов сгорания определяют по формулам (78):

$$N_{CO_2} = 0,0728 \text{ кмоль/кг}$$

$$N_{SO_2} = 0,0006 \text{ кмоль/кг}$$

$$N_{H_2O} = 0,0576 + \frac{0,5}{18} = 0,0753 \text{ кмоль/кг}$$

$$N_{N_2} = 0,5832 \cdot 0,79 = 0,4606 \text{ кмоль/кг}$$

$$N_{O_2} = N'_{O_2} + N''_{O_2} = (1,2 - 1) 0,1022 = 0,0204 \text{ кмоль/кг}$$

Суммарное количество продуктов сгорания:

$$\Sigma N = 0,0728 + 0,0006 + 0,0753 + 0,4606 + 0,0204 = 0,6297 \text{ кмоль/кг}$$

или (в кг на 1 кг топлива):

$$G_{\text{пр.сг}} = 0,0728 \cdot 44 + 0,0006 \cdot 32 + 0,0753 \cdot 18 + \\ + 0,4506 \cdot 28 + 0,0204 \cdot 32 = 18,12 \text{ кг/кг}$$

Объем дымовых газов:

$$V_{\text{пр.сг}} = 22,4 \cdot 0,6297 = 14,6 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Плотность дымовых газов по формуле (85):

$$\rho_{\text{пр.сг}} = \frac{G_{\text{пр.сг}}}{V_{\text{пр.сг}}} = \frac{18,12}{14,6} = 1,24 \text{ кг/м}^3$$

Низшая теплота сгорания мазута по формуле Д. И. Менделеева (91):

$$Q_p^{\text{н}} = 81 \cdot 86,5 + 246 \cdot 11,5 + 26,2 \approx 10\,000 \text{ ккал/кг}$$

Технологический расчет печи

Полезная тепловая нагрузка печи ($Q_{\text{пол}}$, ккал/ч) установки прямой перегонки нефти складывается из тепла, затраченного на нагрев и испарение нефти, на перегрев водяного пара (при наличии в печи пароперегревателя):

$$[Q_{\text{пол}} = Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пер.в.п}} \quad (86)$$

Тепло, необходимое для нагрева нефти, ($Q_{\text{нагр}}$, ккал/ч):

$$Q_{\text{нагр}} = G(1 - e)(I_{t_2}^{\text{ж}} - I_{t_1}^{\text{ж}})$$

Тепло, необходимое для испарения нефти, ($Q_{\text{исп}}$, ккал/ч):

$$Q_{\text{исп}} = Ge(I_{t_2}^{\text{п}} - I_{t_1}^{\text{ж}})$$

Тепло, необходимое для перегрева водяного пара, ($Q_{\text{пер.в.п}}$, ккал/ч):

$$Q_{\text{пер.в.п}} = L[xl + C(t_3 - t_4)] \quad (87)$$

где G — производительность печи, кг/ч;

e — доля отгона сырья, доли единицы;

$I_{t_1}^{\text{ж}}, I_{t_2}^{\text{ж}}$ — энтальпия жидкости при температурах входа и выхода ее из печи, ккал/кг;

$I_{t_2}^{\text{п}}$ — энтальпия паров при температуре выхода их из печи, ккал/кг;

L — количество перегреваемого водяного пара, кг/ч;

x — влажность насыщенного водяного пара, доли единицы;

l — теплота испарения воды, ккал/кг;

C — теплоемкость, ккал/(кг·град);

t_3 — температура перегретого водяного пара, °С;

t_4 — температура насыщенного водяного пара, °С.

Пример 1. Определить тепловую нагрузку печи вакуумной установки производительностью 50 000 кг/ч мазута ($d_4^{20} = 0,931$). 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 от 120 до 400 °С. Отгон имеет плотность $d_4^{20} = 0,912$. Влажность водяного пара 2%.

Решение. По формуле (86) находят полезную тепловую нагрузку печи. Энтальпию мазута и продуктов отгона в парах и жидкости при 226 и 430 °С находят по формулам (44), (46) и *Приложениям 28—31*. Мазут при 226 °С находится в жидком состоянии, а при 430 °С часть его (40%) переходит в пары — отгон. Энтальпия мазута $I_{226}^M = 115,3$ ккал/кг, энтальпия отгона $I_{430}^{от} = 306,2$ ккал/кг, энтальпия остатка $I_{430}^{ост} = 253$ ккал/кг.

Тепло, затрачиваемое на нагрев и испарение мазута:

$$Q_1 = Q_{нагр} + Q_{исп} = G_{ме} (I_{430}^{от} - I_{226}^M) + G_M (1 - e) (I_{430}^{ост} - I_{226}^M) = \\ = 50\,000 \cdot 0,4 (306,2 - 115,3) + 50\,000 \cdot 0,6 (253 - 115,3) = 7\,949\,000 \text{ ккал/ч}$$

Тепло, затрачиваемое на перегрев водяного пара:

$$Q_2 = Q_{пер.в.п} = L_{в.п} [xl + C (t_3 - t_4)] = \\ = 650 [0,02 \cdot 540 + 0,5 (400 - 120)] = 98\,020 \text{ ккал/ч}$$

Полезная тепловая нагрузка печи:

$$Q_{пол} = Q_1 + Q_2 = 7\,949\,000 + 98\,020 = 8\,047\,020 \text{ ккал/ч}$$

Коэффициент полезного действия обычно колеблется в пределах 0,60—0,80 и определяется по формуле:

$$\eta = \frac{Q'_{пол}}{Q_p^H - q_{пот}} \quad (88)$$

где η — к.п.д. печи;

$Q'_{пол}$ — полезное тепло, затрачиваемое на нагрев и испарение нефтепродукта, перегрев водяного пара, ккал/кг топлива;

Q_p^H — низшая теплота сгорания топлива, ккал/кг;

$q'_{пот}$ — потери тепла в печи, ккал/кг.

Полезное тепло можно определить, исходя из уравнения:

$$Q'_{пол} = Q_p^H - q'_{пот} = Q_p^H - (q_{пот} + q_{ух.г} + q_{н.сг}) \quad (89)$$

где $q_{пот}$ — потери тепла в окружающую среду через кладку печи, ккал/кг топлива;

$q_{ух.г}$ — потери тепла с уходящими дымовыми газами, ккал/кг топлива;

$q_{н.сг}$ — потери тепла от неполноты сгорания топлива, ккал/кг (практически 0,5—1%).

Потери тепла в атмосферу кладкой печи обычно составляют 6—10%. Потери тепла стенками топочной камеры 2—6%, в конвек-

ционной камере 3—4%. 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.:

$$t_{\text{ух.г}} = t_c + (150 + 200) \quad (90)$$

где $t_{\text{г}}$ — температура уходящих дымовых газов, °С;
 t_c — температура поступающего в печь сырья, °С.

Теплота сгорания топлива (низшая) зависит от его состава. Основными элементами топлива являются углерод (С) и водород (Н). Кроме того, в топливе содержатся азот (N), кислород (O), сера (S) и вода (W). Низшую теплоту сгорания топлива $Q_p^{\text{н}}$ можно определить по формулам [9]:

для жидких топлив (по формуле Д. И. Менделеева, в ккал/кг)

$$Q_p^{\text{н}} = 81C + 246H + 26(S-O) - 6W \quad (91)$$

где С, Н, S, O, W — содержание в топливе углерода, водорода, летучей серы, кислорода и воды, вес.%.

для газообразных топлив (в ккал/м³)

$$Q_p^{\text{н}} = 25,79H_2 + 85,55CH_4 + 141,07C_2H_4 + 152,26C_2H_6 + \\ + 205,41C_3H_8 + 217,95C_3H_8 + 283,38n-C_4H_{10} + 271,11C_4H_8 + \\ + 55,85H_2S + 348,90C_5H_{12} \quad (92)$$

Значения низшей теплоты сгорания некоторых топлив (в ккал/кг) приведены в *Приложении 46* и ниже:

Древесина	2800—2980
Торф	2150—3760
Бурый уголь (подмосковный)	2740—3440
Каменный уголь	5450—6950
Антрацит	7350
Мазут топочный	9820—10500
Природный газ (98% CH ₄)	11600

Пример 1. Определить низшую теплоту сгорания топлива, содержащего 11,4 вес. % водорода и 88,6 вес. % углерода.

Решение. По формуле Д. И. Менделеева находят значение $Q_p^{\text{н}}$:

$$Q_p^{\text{н}} = 81 \cdot 88,6 + 246 \cdot 11,4 \approx 10\,000 \text{ ккал/кг}$$

Энтальпия продуктов сгорания. Для определения энтальпии продуктов сгорания (дымовых газов) удобно пользоваться графиком зависимости между температурой и энтальпией дымовых газов,

отнесенным к 1 кг топлива (см. Приложение 47). Энтальпию дымовых газов можно определить на основе правила аддитивности:

$$I_t = \sum N_i I_i \quad (93)$$

где I_t — энтальпия дымовых газов при температуре t , ккал/кг;
 N_i — число киломолей отдельных компонентов дымовых газов на 1 кг топлива, кмоль/кг;
 I_i — энтальпия отдельных компонентов дымовых газов при t °С, ккал/кмоль;

$$I_i = M_i C_i t$$

где M_i — масса 1 кмоль отдельных компонентов, кг/кмоль;
 C_i — средняя теплоемкость компонентов газа при постоянном давлении (от 0 до t °С), ккал/(кг·град) (см. Приложения 15, 18, 19).

Определив по уравнению (93) 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.

Тепловая напряженность топочного пространства — это количество тепла, выделяемого при горении топлива на 1 м³ топки в 1 ч. Измеряется тепловая напряженность топочного пространства в ккал/(м³·ч). Напряженность топочного пространства современных трубчатых печей $H_T = 35\ 000 — 70\ 000$ ккал/(м³·ч) [7].

Объем топочного пространства зависит от допустимых тепловых нагрузок поверхности нагрева и определяется формулой:

$$V = \frac{BQ_p^H}{H_T} \quad (94)$$

где V — объем топочного пространства, м³;
 B — часовой расход топлива, кг/ч;
 Q_p^H — низшая теплота сгорания топлива, ккал/кг;
 H_T — тепловая напряженность топочного пространства, ккал/(м³·ч).

Расход топлива в печи вычисляют по формуле:

$$B = \frac{Q_{\text{пол}}}{Q_p^H \eta} \quad (95)$$

где $Q_{\text{пол}}$ — полезная тепловая нагрузка печи, ккал/ч;
 Q_p^H — низшая теплота сгорания топлива, ккал/кг;
 η — к.п.д. печи.

Тепловая напряженность поверхности нагрева радиантных и конвекционных труб определяется количеством тепла, передаваемого 1 м² данной поверхности нагрева в 1 ч. Допустимое среднее значение тепловой напряженности поверхности нагрева радиантных труб для печей атмосферных установок колеблется от 27 000 до 45 000 ккал/(м²·ч), для печей вакуумных установок от 24 000 до

30 000 ккал/(м²·ч). Для современных высокоэффективных трубчатых печей с радиантными трубами двухстороннего облучения и оребренными конвекционными трубами теплонапряженность радиантных труб достигает 60 000—65 000 ккал/(м²·ч). Для конвекционных труб значение средней тепловой напряженности равно примерно 8000—20 000 ккал/(м²·ч).

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: наклонные своды печи, радирующий конус, двухстороннее облучение, настильное пламя 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—850 °С.

Технологические показатели работы трубчатых печей приведены в *Приложении 48*.

Расчет радиантной секции

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 [5, 6, 8, 9, 12, 13]. На основе сравнительного анализа показано, что наиболее точным методом является аналитический метод Н. И. Белоконь [13]. Н. И. Белоконь ввел понятие об *эквивалентной абсолютно черной поверхности* ($H_S, м^2$), которая служит геометрической характеристикой топки.

При расчете радиантной секции по Н. И. Белоконь должны быть известны: коэффициент избытка воздуха α , 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 η , количество полезно затраченного тепла $Q_{пол}$, расход топлива B . Определяют: количество тепла, воспринимаемого радиантными трубами печи, Q_p , поверхность этих труб $H_{p,тр}$, температуру дымовых газов над перевальной стенкой t_n , тепловую напряженность радиантных труб $q_{p,тр}$.

Порядок расчета рекомендуется [5] следующий.

1. Задаются температурой дымовых газов над перевальной стенкой t_n и последующим расчетом проверяют правильность принятой величины. Обычно эта температура составляет 750—900 °С.

2. Определяют среднюю теплоемкость [C_{pm} , ккал/(кг·град)] продуктов сгорания 1 кг топлива при $t_{п}$. Расчет ведут по уравнению:

$$GC_{pm} = m_{CO_2}C_{CO_2} + m_{H_2O}C_{H_2O} + m_{N_2}C_{N_2} + m_{O_2}C_{O_2} \quad (96)$$

где G — масса всех продуктов сгорания на 1 кг топлива, кг/кг;
 m_{CO_2} , m_{H_2O} , m_{N_2} , m_{O_2} — массы компонентов продуктов сгорания на 1 кг топлива, кг/кг;
 C_{CO_2} , C_{H_2O} , C_{N_2} , C_{O_2} — теплоемкости компонентов продуктов сгорания 1 кг топлива, ккал/(кг·град).

Значения теплоемкости продуктов сгорания можно найти по рис. 36.

3. Определяют приведенную температуру исходной системы (t_0 , °C) по уравнению:

$$t_0 = \frac{\alpha L_0 C_B t_B + \omega_{\phi} I_{\phi} + G_{г.р} C_{г.р} t_{г.р} + C_T t_T}{GC_{pm}} \quad (97)$$

где α — коэффициент избытка воздуха;
 L_0 — теоретическое количество воздуха, кг/кг;
 C_B — средняя теплоемкость воздуха, ккал/(кг·град);
 t_B — температура воздуха, поступающего в топку, °C;
 ω_{ϕ} — расход пара для распыления топлива в форсунках, кг/кг;
 I_{ϕ} — энтальпия форсуночного водяного пара, ккал/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, ккал/(кг·град), и их температура, °C;
 C_T , t_T — теплоемкость топлива, ккал/(кг·град), и его температура, °C.

В технических расчетах энтальпией топлива и форсуночного пара можно пренебречь.

4. Определяют максимальную расчетную температуру горения (t_{\max} , °C):

$$t_{\max} = t_0 + \frac{Q_p^H \eta_T}{GC_{pm}} \quad (98)$$

где η_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. $t_0 \approx t_B$.

5. Определяют количество тепла, воспринимаемого сырьем через радиантные трубы (Q_p , ккал/ч):

$$Q_p = B (Q_p^H \eta_T - I_{t_{п}})$$

где $I_{t_{п}}$ — энтальпия дымовых газов при температуре перевала, ккал/кг.

6. Определяют количество тепла, воспринимаемого сырьем через конвекционные трубы (Q_k , ккал/ч):

$$Q_k = Q_{\text{пол}} - Q_p - Q_{\text{ух.г}}$$

где $Q_{\text{пол}}$ — полезно использованное тепло, ккал/ч;

$Q_{\text{ух.г}}$ — тепло, уносимое уходящими дымовыми газами, ккал/ч.

7. Определяют энтальпию (I_k , ккал/кг) и температуру (t_k , °C) сырья при входе в радиантные трубы (на выходе из конвекционных труб):

$$I_k = I_{t_1} + \frac{Q_k}{G_c} \quad (99)$$

где I_{t_1} — энтальпия сырья при входе в печь, ккал/кг;

G_c — количество сырья, кг/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 ($t_{\text{ст}}$, °C):

$$t_{\text{ст}} = \frac{t_2 + t_k}{2} + t' \quad (100)$$

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 ($H_{p, \text{тр}}$, м²). Для этого по графикам рис. 37 (а — в) [8] определяют значение параметра $q_s = Q/H_s$, где Q — количество тепла, вносимого в топку топливом, воздухом и форсуночным паром, ккал/ч; H_s — эквивалентная абсолютно черная поверхность, м². Величина q_s зависит от принятой температуры дымовых газов над перевальной стенкой t_p , максимальной расчетной температуры горения $t_{\text{макс}}$ и температуры наружной стенки трубы $t_{\text{ст}}$.

Общее количество тепла, вносимого в топку, составляет:

$$Q = B (Q_p^H \eta_T + \alpha L_0 C_{\text{в.т.в}} + \omega_{\text{ф}} C_{\text{в.п.т.в.п}} + C_{\text{т.т}})$$

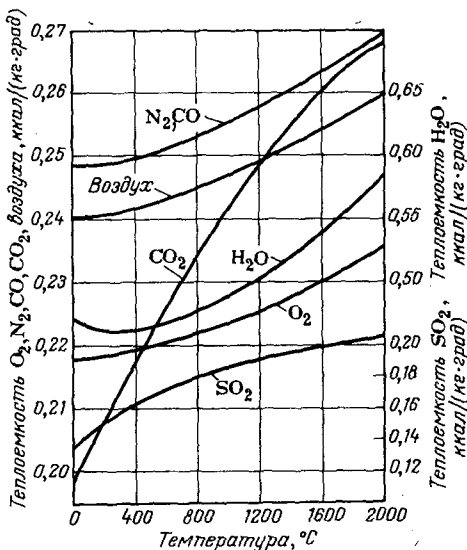
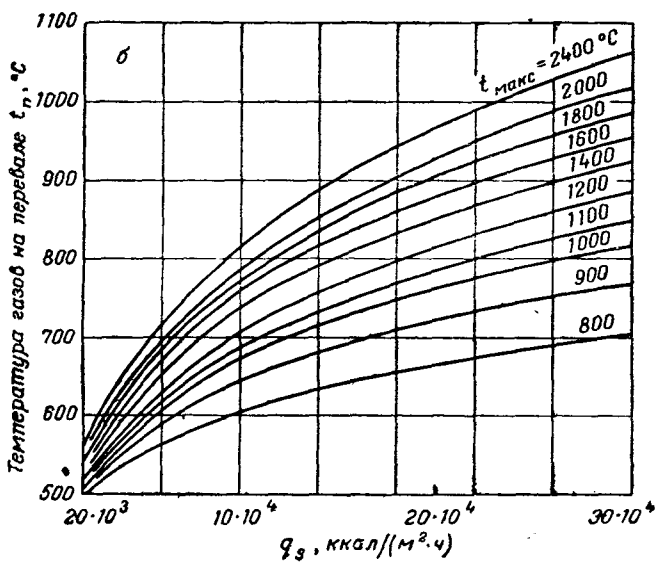
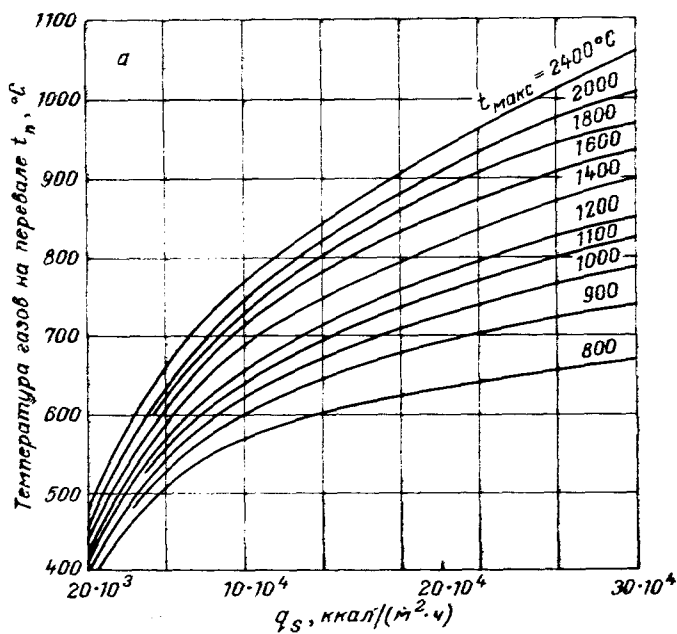


Рис. 36. График для определения средних теплоемкостей газов.



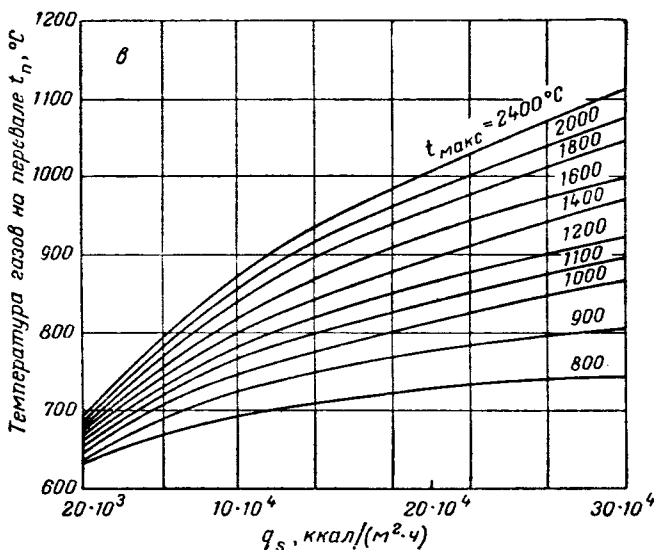


Рис. 37. График для определения параметра q_s при температуре стенки $t_{ст}$:
 а — 200 °С; б — 400 °С; в — 600 °С.

Для технических расчетов можно определить общее количество тепла, внесенного в топку с топливом и воздухом:

$$Q = Q_T + Q_B = B (Q_p^H \eta_T + \alpha L_0 C_B t_B)$$

или одним топливом:

$$Q = B Q_p^H \eta_T$$

Определив по графику q_s , находят предварительное значение эквивалентной абсолютно черной поверхности $H_S = Q/q_s$ (m^2).

10. Задаются степенью экранирования кладки:

$$\Psi = \frac{H_n}{H_n + F} \quad (101)$$

где H_n — эффективная лучевоспринимающая поверхность, m^2 ;
 F — неэкранированная поверхность кладки, m^2 .

и коэффициентом избытка воздуха α ; по графику на рис. 38 определяют величину H_S/H_n . Степень экранирования кладки в современных печах находится в пределах 0,3—0,8, а чаще всего 0,35—0,5. Если при данном значении Ψ не обеспечивается размещение труб, задаются другим значением и расчеты повторяют.

11. Определяют эффективную лучевоспринимающую поверхность (H_n , m^2):

$$H_n = H_S \cdot \frac{H_S}{H_n}$$

12. Определяют размер заэкранированной плоской поверхности, заменяющей трубы (H , м^2):

$$H = \frac{H_{\text{л}}}{K}$$

где K — фактор формы, определяемый по графику Хоттеля (рис. 39) в зависимости от расстояния между осями труб и от 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 $2d$ для однорядного экрана $K=0,87$, для двухрядного $K=0,98$.

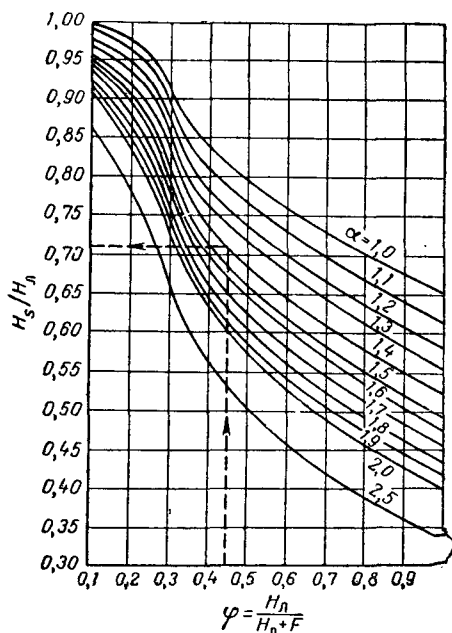


Рис. 38. График для определения величины H_s/H_n .

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):

$$h = \frac{H}{2\Delta l}$$

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:

$$n = \frac{h - d}{2d} + 1$$

где d — наружный диаметр трубы, м .

Затем располагают трубы в каждой камере и определяют поверхность радиантных труб всей печи ($H_{\text{р. тр}}$, м^2) и затем размеры камеры радиации. Поверхность радиантных труб можно определить из равенства:

для однорядного экрана

$$H_{\text{р. тр}} \approx \frac{\pi}{2} H$$

для двухрядного экрана

$$H_{\text{р. тр}} \approx \pi H$$

Затем проводят поверочный расчет камеры радиации.

1. Определяют размер неэкранированной поверхности кладки (F , м^2):

$$F = \left(\frac{1}{\Phi} - 1 \right) H_{\text{л}} \quad (102)$$

2. Определяют более точно значение эквивалентной абсолютно черной поверхности ($H_S, \text{м}^2$):

$$H_S = \frac{\epsilon_v}{\varphi(T)} (\epsilon_H H_{\text{л}} + \beta \epsilon_F F) \quad (103)$$

где ϵ_v — степень черноты поглощающей среды; зависит от концентрации трехатомных газов в продуктах сгорания топлива; приближенно для данного топлива ϵ_v можно подсчитать (по предложению С. В. Адельсон [6]), используя коэффициент α :

$$\epsilon_v = \frac{2}{1 + 2,15\alpha}$$

$\varphi(T)$ — принимается равной 0,8—0,85;

ϵ_H и ϵ_F — соответственно степень черноты экрана и кладки печи; рекомендуется $\epsilon_H = \epsilon_F = 0,9$;

β — коэффициент.

Коэффициент β определяют по уравнению:

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{\epsilon_v}{1 - \epsilon_v} \cdot \frac{1}{\epsilon_H \rho_{FH}}} \quad (104)$$

где ρ_{FH} — угловой коэффициент взаимного излучения поверхностей экрана и кладки, определяется в зависимости от отношения $H_{\text{л}}/F$; если $H_{\text{л}}/F < 0,5$, то $\rho_{FH} = H_{\text{л}}/F$; если $H_{\text{л}}/F \geq 0,5$, то $\rho_{FH} = H_{\text{л}}/(F + H_{\text{л}}) = H_{\text{л}}/\Sigma F = \varphi$; ΣF — суммарная поверхность экрана и кладки, м^2 .

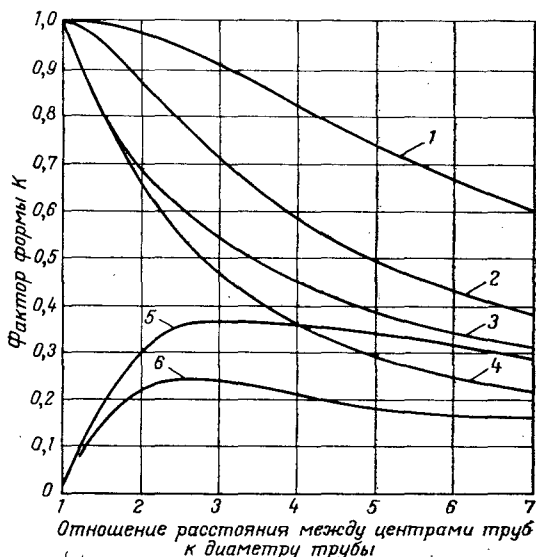


Рис. 39. График Хоттеля для определения фактора формы K :

1 — количество тепла, передаваемого двум рядам труб; 2 — количество тепла, передаваемого одному ряду труб (всего один ряд); 3 — количество тепла, передаваемого нижнему ряду труб (всего два ряда); 4 — прямое излучение, передаваемое нижнему ряду труб; 5 — количество тепла, передаваемого верхнему ряду труб (всего два ряда); 6 — прямое излучение, передаваемое верхнему ряду труб (всего один ряд).

3. Определяют коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам [$a_k, \text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$]:

$$a_k = 1,8 \sqrt[4]{t_n - t_{\text{ст}}} \quad (105)$$

Величину a_k можно определить по графику на рис. 40.

4. Вычисляют температурную поправку теплопередачи в топке ($\Delta T, \text{°K}$):

$$\Delta T = \frac{a_k H_{\text{р.тр}} (T_{\text{макс}} - T_0) - c_S H_S T_0^4 \cdot 10^{-9}}{BGC_{\rho m} + a_k H_{\text{р.тр}}} \quad (106)$$

где $H_{p,тр}$ — поверхность радиантных труб, m^2 ;
 $T_{макс}$ — максимальная температура горения, $^{\circ}K$;
 T_0 — средняя температура экрана, $^{\circ}K$; $T_0 = 273 + t_0$;
 c_S — постоянная излучения абсолютно черного тела; $c_S = 4,88 \text{ ккал}/(m^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$.

Аргумент излучения x вычисляют по формуле:

$$x = \frac{10H_S c_S}{BGC_{pm} + a_K H_{p,тр}} \left(\frac{T_{макс} - T_0}{1000} \right)^2 \quad (107)$$

5. Пользуясь графиком на рис. 41, по значению аргумента излучения находят характеристику излучения β_S .
 6. Температуру дымовых газов ($T_{п}$, $^{\circ}K$) над перевальной стенкой определяют из уравнения:

$$T_{п} = \beta_S (T_{макс} - T_0) \quad (108)$$

или (в $^{\circ}C$):

$$t_{п} = T_{п} - 273$$

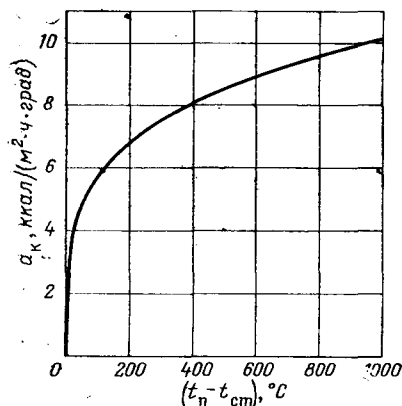


Рис. 40. График для определения коэффициента теплоотдачи свободной конвекцией.

Если полученная расчетом температура газов на перевале значительно 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 μ по формуле:

$$\mu = \frac{t_{макс} - t_{п}}{t_{макс} - t_0} \quad (109)$$

где t_0 — приведенная температура исходной системы, $^{\circ}C$.

8. Определяют количество тепла, полученного радиантными трубами (Q_p , $\text{ккал}/\text{ч}$):

$$Q_p = BQ_p^H \eta_{п\mu}$$

9. Рассчитывают тепловую напряженность радиантных труб [$q_{p,тр}$, $\text{ккал}/(m^2 \cdot \text{ч})$]:

$$q_{p,тр} = \frac{Q_p}{H_{p,тр}} \quad (110)$$

Если полученная в результате расчета тепловая напряженность радиантных труб допустима, то результаты расчета приемлемы. В ином случае надо изменить принятый режим.

10. Затем, зная диаметр d труб печи и длину l одной трубы, определяют полезную поверхность одной трубы ($F_{\text{тр}}$, м^2):

$$F_{\text{тр}} = \pi d l$$

Число труб:

$$n = \frac{H_{\text{р.тр}}}{F_{\text{тр}}}$$

11. Тепловая напряженность топочного пространства [q_V , $\text{ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$]:

$$q_V = \frac{B Q_p^H \eta_r}{V}$$

где V — объем топочного пространства, м^3 .

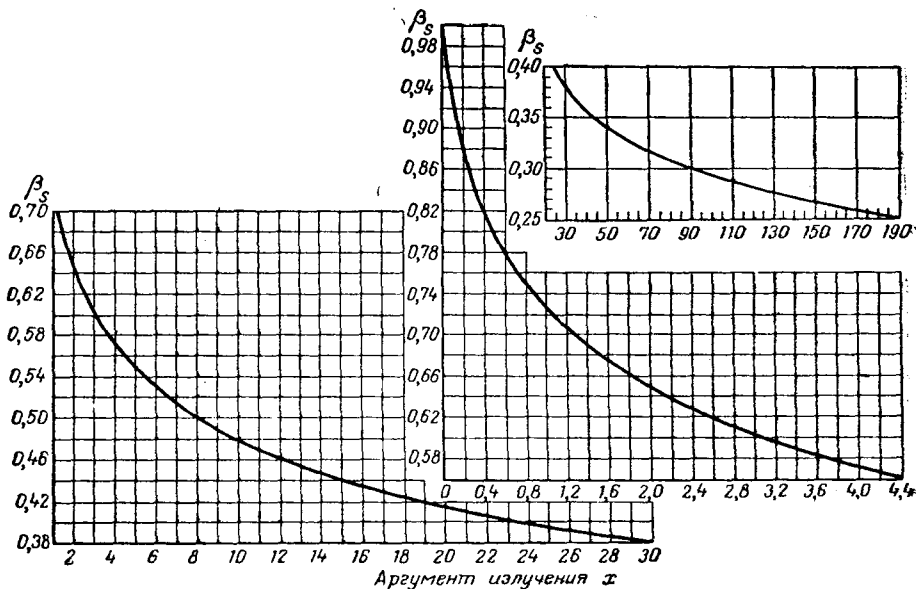


Рис. 41. Кривые зависимости характеристики излучения β_s от аргумента излучения x .

12. Объем топочного пространства одной камеры равен:

$$V = ab l$$

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 $\text{кг}/\text{ч}$ нефти от температуры $t_1 = 240^\circ\text{C}$ до $t_2 = 340^\circ\text{C}$. Полезное тепло, сооб-

щаемое нефти в печи, $Q_{\text{пол}} = 33\,416\,920$ ккал/ч. Топливо: сухой газ с $Q_p^H = 11\,150$ ккал/кг. Количество газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива: CO_2 — 2,98 кг/кг; H_2O — 2,40 кг/кг; N_2 — 14,2 кг/кг; O_2 — 0,73 кг/кг. 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 $t_{\text{п}} = 800$ °С.

2. Определяют среднюю теплоемкость продуктов сгорания 1 кг топлива при $t_{\text{п}} = 800$ °С:

$$C_{\text{ср}} = \sum GC_{pm} = 2,98 \cdot 0,234 + 2,40 \cdot 0,226 + \\ + 14,2 \cdot 0,253 + 0,73 \cdot 0,222 \approx 5 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$$

Теплоемкость продуктов сгорания определяют по графику на рис. 36. Энтальпия продуктов сгорания равна:

$$I_{t_{\text{п}}} = C_{\text{ср}} t_{\text{п}} = 5 \cdot 800 = 4000 \text{ ккал/кг}$$

3. Приведенную температуру исходной системы t_0 определяют по формуле (97), но в случае работы без рециркуляции дымовых газов ее можно принять равной температуре поступающего воздуха, т. е. $t_0 \approx t_{\text{в}} \approx 20$ °С.

4. Максимальную расчетную температуру горения рассчитывают по формуле (98) (принимают к. п. д. топки $\eta_{\text{T}} = 0,95$):

$$t_{\text{макс}} = 20 + \frac{11\,150 \cdot 0,95}{5} = 2118$$

$$T_{\text{макс}} = 2118 + 273 = 2391 \text{ }^\circ\text{K}$$

5. Количество тепла, воспринимаемого нефтью через радиантные трубы, рассчитывают по формуле:

$$Q_p = B (Q_p^H \eta_{\text{T}} - I_{t_{\text{п}}}) = \\ = 3664 (11\,150 \cdot 0,95 - 4000) \approx 24\,154\,920 \text{ ккал/ч}$$

6. Количество тепла, воспринимаемого нефтью через конвекционные трубы:

$$Q_{\text{к}} = Q_{\text{пол}} - Q_p = 33\,416\,920 - 24\,154\,920 = 9\,262\,000 \text{ ккал/ч}$$

7. Энтальпия нефти на входе в радиантные трубы по формуле (99):

$$I_{\text{к}} = 127,4 + \frac{9\,262\,000}{344\,700} = 154,3 \text{ ккал/кг}$$

По таблицам зависимости энтальпии от температуры (см. Приложения 28, 29) находят, что полученному значению энтальпии отвечает температура $t_{\text{к}} = 281$ °С.

8. Средняя температура наружной поверхности радиантных труб по формуле (100):

$$t_{\text{ст}} = \frac{t_2 + t_k}{2} + t_0 = \frac{340 + 281}{2} + 20 \approx 331 \text{ }^\circ\text{C}$$

$t_0 = 20-60$, принимают $t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$T_{\text{ст}} = 331 + 273 = 604 \text{ }^\circ\text{K}$$

9. По графикам на рис. 37 (а, б) по известным величинам $t_{\text{п}} = 800 \text{ }^\circ\text{C}$, $t_{\text{макс}} = 2069 \text{ }^\circ\text{C}$ и $t_{\text{ст}} = 331 \text{ }^\circ\text{C}$ интерполяцией находят значение параметра q_S :

$$q_S = \frac{Q}{H_S} = 110\,000 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Общее количество тепла, внесенного в топку:

$$Q = BQ_p^H \eta_T = 3664 \cdot 11\,150 \cdot 0,95 = 38\,800\,000 \text{ ккал/ч}$$

Предварительное значение эквивалентной абсолютно черной поверхности:

$$H_S = \frac{Q}{q_S} = \frac{38\,800\,000}{110\,000} = 353 \text{ м}^2$$

10. Задаются степенью экранирования кладки $\varphi = 0,55$. По графику на рис. 38 определяют величину $H_S/H_{\text{л}} = 0,74$.

11. Эквивалентная плоская поверхность:

$$H_{\text{л}} = H_S \cdot \frac{H_S}{H_{\text{л}}} = \frac{353}{0,74} = 477 \text{ м}^2$$

12. Площадь заэкранированной плоской поверхности, заменяющей трубы:

$$H = \frac{H_{\text{л}}}{K} = \frac{477}{0,87} = 548 \text{ м}^2$$

Фактор формы K определяют по графику на рис. 39. 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 (102):

$$F = \left(\frac{1}{0,55} - 1 \right) 477 = 400 \text{ м}^2$$

15. Уточненное значение абсолютно черной поверхности по формуле (103): $\varphi(T) = 0,8$; $\varepsilon_H = \varepsilon_F = 0,9$. Коэффициент β по формуле (104):

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{0,56}{1 - 0,56} \cdot \frac{1}{0,9 \cdot 0,4}} = 0,225$$

где $\rho_{FH} = 0,4$, так как $H_{\pi}/F \geq 0,5$.

$$\varepsilon_v = \frac{2}{1 + 2,15\alpha} = \frac{2}{1 + 2,15 \cdot 1,2} = 0,56$$

Значение абсолютно черной поверхности по формуле (103):

$$H_S = \frac{0,56}{0,8} (0,9 \cdot 477 + 0,225 \cdot 0,9 \cdot 400) = 357 \text{ м}^2$$

16. Коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам по формуле (105):

$$\alpha_k = 1,8 \sqrt[4]{1073 - 604} = 8,2 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$$

17. Температурная поправка теплопередачи в топке по формуле (106):

$$\Delta T = \frac{8,2 \cdot 860 (2391 - 604) - 4,96 \cdot 357 \cdot (604)^4 \cdot 10^{-8}}{3664 \cdot 5 + 8,2 \cdot 860} = 406 \text{ }^\circ\text{K}$$

18. Аргумент излучения по формуле (107):

$$x = \frac{10 \cdot 4,88 \cdot 357}{3664 \cdot 5 + 8,2 \cdot 860} \left(\frac{2391 - 406}{1000} \right)^3 = 5,35$$

19. Характеристика излучения β_S может быть найдена по графику на рис. 41 в зависимости от найденного аргумента излучения x ; $\beta_S = 0,53$.

20. Уточненное значение температуры дымовых газов на перевале по формуле (108):

$$T_{\pi} = 0,535 (2391 - 406) = 1061 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$t_{\pi} = 1061 - 273 = 788 \text{ }^\circ\text{C}$$

Разница между найденной температурой дымовых газов на перевале и принятой небольшая, т. е. $800 - 788 = 12 \text{ }^\circ\text{C}$, поэтому результат вычислений можно считать окончательным.

21. Коэффициент прямой отдачи по формуле (109):

$$\mu = \frac{2069 - 789}{2069 - 20} = 0,63$$

22. Количество тепла, полученного радиантными трубами:

$$Q_p = BQ_p^H \eta_{\pi} \mu = 3664 \cdot 11 \cdot 150 \cdot 0,95 \cdot 0,63 = 24 \cdot 400 \cdot 000 \text{ ккал}/\text{ч}$$

23. Тепловая напряженность радиантных труб по формуле (110):

$$q_{p.тр} = \frac{24\,400\,000}{860} = 28\,372 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Полученное значение тепловой напряженности радиантных труб допустимо, следовательно, расчет приемлем.

24. Число труб в радиантной камере:

полезная поверхность одной трубы

$$F_{тр} = \pi dl = 3,14 \cdot 14,6 \cdot 0,152 = 6,96 \text{ м}^2$$

принимают стандартные значения $d = 0,152 \text{ м}$ и $l = 15 \text{ м}$. Считают, что с обоих концов по $0,2 \text{ м}$ трубы заделано в кладку печи; число труб:

$$n = \frac{F_p}{F_{тр}} = \frac{860}{6,96} = 123$$

Расчет конвекционной секции

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.

Наиболее трудоемкой частью расчета поверхности конвекционных труб является определение коэффициента теплопередачи. Коэффициент теплопередачи K в камере конвекции представляет собой сумму коэффициента теплоотдачи конвекцией a_k и коэффициента теплоотдачи радиацией a_p . Численное значение $a_k = 10—25 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, $a_p = 6—18 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Порядок расчета поверхности конвекционных труб можно предложить следующий.

1. Определяют тепловую нагрузку камеры конвекции (Q_k , ккал/ч). Для этого из полезной тепловой нагрузки печи вычитают количество тепла, воспринимаемого радиантными трубами:

$$Q_k = Q_{пол} - Q_p$$

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 количество прокачиваемого через трубы сырья. Энтальпия сырья (I_k , ккал/кг) на выходе из камеры конвекции равна [см. формулу (99)]:

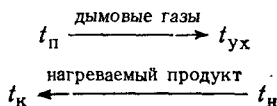
$$I_k = I_t + \frac{Q_k}{G_c}$$

где I_t — энтальпия сырья на входе в печь при температуре t °С, ккал/кг;
 Q_k — количество тепла, передаваемого в камере конвекции сырью, ккал/ч;
 G_c — количество прокачиваемого сырья, кг/ч.

По данному значению энтальпии находят (см. *Приложения 28—31*) температуру сырья на выходе из камеры конвекции.

3. Определяют среднюю температуру ($t_{\text{ср}}$, °C) дымовых газов в конвекционной камере, зная их температуру над перевальной стенкой $t_{\text{п}}$ и температуру дымовых газов на выходе из печи $t_{\text{ух}}$.

4. Определяют среднюю разность температур ($\tau_{\text{ср}}$, °C) между дымовыми газами и нагреваемым продуктом по формуле на стр. 71.



где $t_{\text{п}}$ — температура над перевальной стенкой, °C;

$t_{\text{ух}}$ — температура газов, уходящих из печи, °C;

$t_{\text{н}}$ — температура поступающего в печь сырья, °C;

$t_{\text{к}}$ — температура сырья, покидающего камеру конвекции, °C.

5. Определяют весовую скорость [U , кг/(м²·сек)] движения дымовых газов:

$$U = \frac{G_{\text{сек}}}{f_{\text{к}}} \quad (111)$$

где $G_{\text{сек}}$ — секундный расход дымовых газов, кг/сек;

$f_{\text{к}}$ — живое сечение камеры конвекции, м².

Секундный расход дымовых газов можно определить по уравнению:

$$G_{\text{сек}} = \frac{(1 + \alpha L_0) B}{3600} \quad (112)$$

где α — коэффициент избытка воздуха;

L_0 — теоретически необходимый расход воздуха для сжигания 1 кг топлива, кг/кг.

Для определения живого сечения камеры конвекции задаются расстоянием между осями труб по горизонтали и числом труб n в одном горизонтальном ряду. Расстояние между осями труб (S_1) обычно принимают равным 1,7—2,0 d (диаметра трубы).

Ширину камеры конвекции ($M_{\text{к}}$, м) можно вычислить, используя равенство:

$$M_{\text{к}} = S_1 (n - 1) + d + 0,05$$

где S_1 — расстояние между осями труб, м;

d — диаметр труб, м.

Живое сечение камеры конвекции ($f_{\text{к}}$, м²):

$$f_{\text{к}} = (M_{\text{к}} - nd) l_{\text{пол}}$$

где $l_{\text{пол}}$ — полезная длина трубы, м.

6. Определяют коэффициент теплоотдачи конвекции [$\alpha_{\text{к}}$, ккал/(м²·ч·град)] от газов к трубам. Для труб, расположенных

в шахматном порядке, рекомендуют определять коэффициент теплоотдачи конвекцией по формуле:

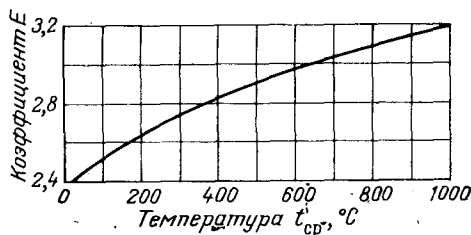
$$a_k = 0,3E \frac{U^{0,6}}{d^{0,4}}$$

где E — коэффициент, зависящий от физических свойств топочных газов; определяется по графику на рис. 42 в зависимости от средней температуры газов t_{cp} .

7. Определяют эффективную толщину газового слоя (S , м) по уравнению:

$$S = 3,49S_1 - 4,1d$$

Рис. 42. График для определения коэффициента E при шахматном расположении труб.



8. Находят среднюю температуру наружной поверхности конвекционных труб (t_{ct} , °C):

$$t_{ct} = \frac{t_n + t_k}{2} + 20$$

где t_n — температура входа сырья в конвекционный змеевик, °C;
 t_k — температура выхода сырья из конвекционного змеевика, °C.

Считают, что температура наружной поверхности трубы больше средней температуры сырья на 20 °C.

9. Определяют парциальное давление трехатомных газов и водяных паров (p_{RO_2} и p_{H_2O} , ат):

$$p_{RO_2} = \frac{N_{RO_2}}{\Sigma N_i}; \quad p_{H_2O} = \frac{N_{H_2O}}{\Sigma N_i}$$

где N_{RO_2} и N_{H_2O} — число молей трехатомных газов и водяных паров;
 ΣN_i — суммарное число молей дымовых газов.

Затем умножают величины p_{RO_2} , p_{H_2O} на эффективную толщину газового слоя, получая величины парциального давления:

$$p'_{RO_2} = p_{RO_2} S; \quad p'_{H_2O} = p_{H_2O} S$$

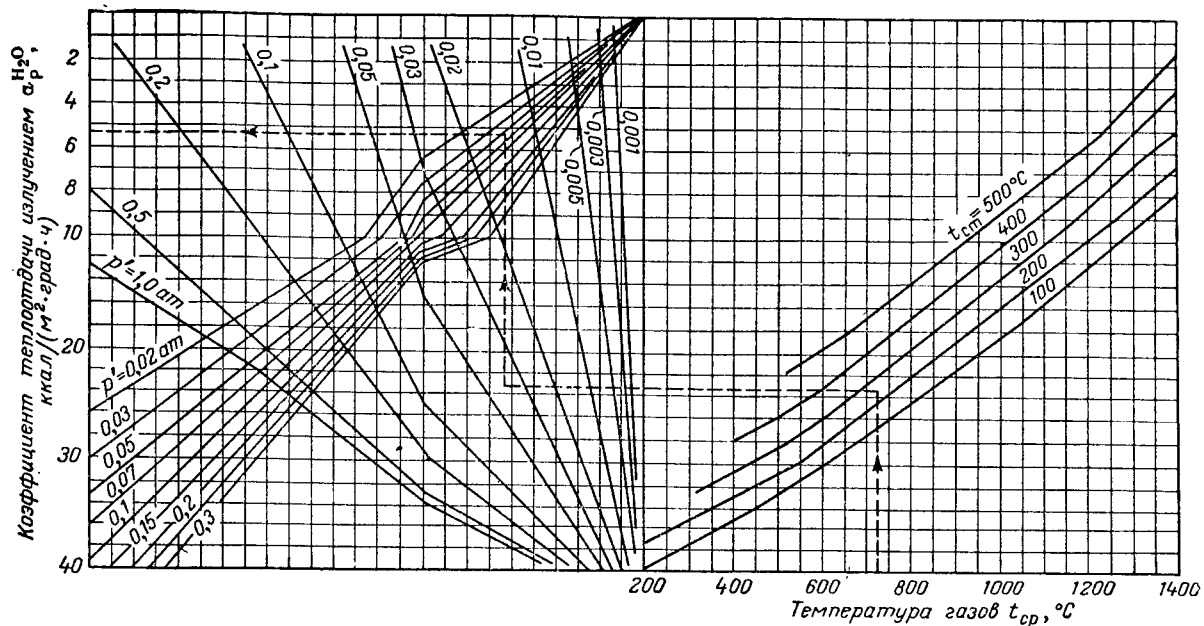


Рис. 43. Номограмма для расчета коэффициента теплоотдачи излучением водяных паров.

10. Определяют коэффициент теплоотдачи излучением (радиацией), используя формулы [5], либо графики, приведенные на рис. 43 и 44, где в зависимости от парциального давления p' , t_{cp} и t_{ct} находят коэффициенты теплоотдачи излучением для водяных паров

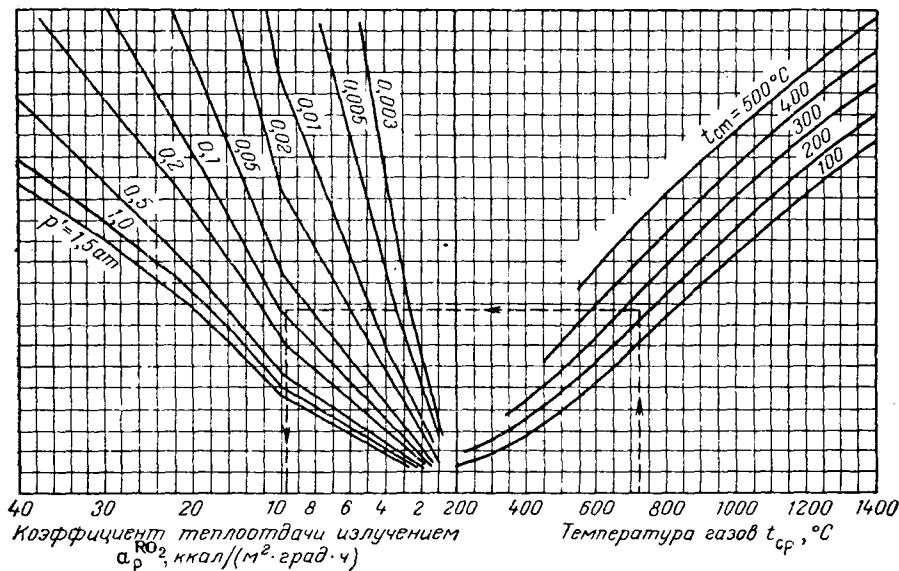


Рис. 44. Номограмма для расчета коэффициента теплоотдачи излучением трехатомных газов.

$a_p^{H_2O}$ и для трехатомных газов $a_p^{RO_2}$, а затем суммарный коэффициент:

$$a_p = a_p^{H_2O} + a_p^{RO_2}$$

Для многих технических расчетов коэффициент теплоотдачи [a_p , ккал/($m^2 \cdot ч \cdot град$)] можно определить по эмпирическому уравнению Нельсона:

$$a_p = 0,022t_{cp} - 2$$

11. Определяют коэффициент теплопередачи [K , ккал/($m^2 \cdot ч \cdot град$)] от дымовых газов:

$$K = 1,1(a_k + a_p) \quad (113)$$

12. Определяют необходимую поверхность нагрева конвекционных труб ($H_{к.тр}$, m^2):

$$H_{к.тр} = \frac{Q_k}{K\tau_{cp}}$$

где Q_k — количество тепла, передаваемого в конвекционной камере сырью, ккал/ч;

K — коэффициент теплопередачи от дымовых газов, ккал/($m^2 \cdot ч \cdot град$);

τ_{cp} — средняя разность температур между дымовыми газами и нагреваемым сырьем, °C.

13. Определяют число труб n в конвекционной камере:

$$n = \frac{H_{\text{к.тр}}}{\pi d l_{\text{пол}}}$$

В *Приложении 48* дана характеристика трубчатых печей установок АВТ.

Пример 2. Определить поверхность и тепловую напряженность конвекционных труб печи, если ее полезная тепловая нагрузка 33 062 000 ккал/ч, а тепловая нагрузка радиантной камеры 24 400 000 ккал/ч. Остальные данные для расчета взять в предыдущем примере расчета поверхности радиантной камеры. Расход воздуха на сгорание 1 кг топлива равен 15,73 кг/кг.

Решение. 1. Тепловая нагрузка камеры конвекции по формуле:

$$Q_{\text{к}} = Q_{\text{пол}} - Q_{\text{р}} = 33\,062\,000 - 24\,400\,000 = 8\,662\,000 \text{ ккал/ч}$$

2. Энтальпия продукта на выходе из камеры конвекции. Нефть входит в камеру конвекции при $t_{\text{н}} = 240^\circ\text{C}$ и в камере получает количество тепла, равное $Q_{\text{к}}/G_{\text{с}}$. Энтальпия нефти на выходе из камеры равна по формуле (99):

$$I_{\text{к}} = I_{240} + \frac{Q_{\text{к}}}{G_{\text{с}}} = 128,45 + \frac{8\,662\,000}{344\,700} = 153,8 \text{ ккал/кг}$$

Данной энтальпии нефти соответствует температура $t_{\text{к}} = 279^\circ\text{C}$.

3. Энтальпия дымовых газов над перевальной стенкой:

$$I_{\text{п}} = C_{\text{ср}} t_{\text{п}} = 5,12 \cdot 800 = 4100 \text{ ккал/кг}$$

Значение $C_{\text{ср}} = 5,12 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$ найдено при расчете радиантной камеры; $t_{\text{п}} = 800^\circ\text{C}$ задана при расчете радиантной камеры.

4. Средняя температура дымовых газов в конвекционной камере. Газы в конвекционную камеру входят с $t_{\text{п}} = 800^\circ\text{C}$, уходят с $t_{\text{ух}} = 350^\circ\text{C}$ (вычислены при расчете радиантной камеры). Средняя температура $t_{\text{ср}} = 550^\circ\text{C}$.

5. Средняя логарифмическая разность температур между дымовыми газами и нагреваемой нефтью:

$$\begin{array}{ccc} 800^\circ\text{C} & \xrightarrow{\text{дымовые газы}} & 350^\circ\text{C} \\ & & \\ 279^\circ\text{C} & \xleftarrow{\text{нефть}} & 240^\circ\text{C} \\ \Delta t_{\text{в}} = 521^\circ\text{C} & & \Delta t_{\text{н}} = 110^\circ\text{C} \\ \tau_{\text{ср}} = \frac{521 - 110}{2,3 \lg \frac{521}{110}} = 270^\circ\text{C} \end{array}$$

6. Задаются расстоянием между осями труб $S_1 = 0,225 \text{ м}$, числом труб в одном горизонтальном ряду $n = 6$, диаметром труб $d = 0,152 \text{ м}$ 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:

$$f_k = (M_k - nd) l_{\text{пол}} = (1,33 - 6 \cdot 0,152) 14,6 = 6,1 \text{ м}^2$$

8. Секундный расход дымовых газов по формуле (112):

$$G_{\text{сек}} = \frac{(1 + 1,2 \cdot 15,73) 3664}{3600} = 20,2 \text{ кг/сек}$$

9. Весовая скорость движения дымовых газов по формуле (111):

$$U = \frac{20,2}{6,1} = 3,31 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{сек)}$$

10. Коэффициент теплоотдачи конвекцией от дымовых газов к трубам (для шахматного расположения трубных пучков):

$$a_k = 0,3E \frac{U^{0,6}}{d^{0,4}} = 0,3 \cdot 22 \frac{(3,31)^{0,6}}{(0,152)^{0,4}} = 34,6 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}$$

Значение коэффициента $E = 22$ определяют по графику на рис. 42 в зависимости от средней температуры дымовых газов $t_{\text{ср}} = 550 \text{ }^\circ\text{C}$.

11. Определяют коэффициент теплоотдачи излучением трехатомных газов:

$$a_p = 0,022t_{\text{ср}} - 2 = 0,022 \cdot 550 - 2 = 10,1 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}$$

12. Коэффициент теплопередачи по формуле (113):

$$K = 1,1 (a_k + a_p) = 1,1 (34,6 + 10,1) = 44,7 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}$$

13. Необходимая поверхность конвекционных труб:

$$H_{\text{к.тр}} = \frac{Q_k}{K_{\text{т.ср}}} = \frac{8\,662\,000}{44,7 \cdot 270} = 717 \text{ м}^2$$

14. Число труб в конвекционной камере:

$$n = \frac{H_{\text{к.тр}}}{\pi d l} = \frac{717}{3,14 \cdot 0,152 \cdot 14,6} = 102$$

Задачи

137. Определить элементарный состав газообразного топлива, содержащего (в объемн. %): 94,1 CH_4 ; 2,75 C_2H_6 ; 1,05 C_3H_8 и выше; 2,05 CO_2 ; 0,05 H_2S .

138. Определить количество продуктов сгорания топлива следующего элементарного состава (в вес. %): 85,5 С; 11,5 Н; 3 S. В форсунки подается водяной пар в количестве $G_{\text{в.п}} = 0,300 \text{ кг}$ на 1 кг топлива. Теоретическое количество воздуха составляет $L_0 = 13,89 \text{ кг/кг}$, коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,3$.

139. Определить количество продуктов сгорания при сжигании 1 кг топлива следующего состава (в объемн. %): 4,6 H_2 ; 70,4 CH_4 ; 16,6 C_2H_6 ; 2,4 C_3H_8 ; 6 C_4H_{10} ; коэффициент избытка воздуха в топке $\alpha = 1,3$.

140. Подсчитать действительный расход воздуха для сжигания 1 кг сухого газа состава (в вес. %): 81,5 C; 18,5 H_2 . Коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,2$.

141. Определить низшую теплоту сгорания топлива и теоретически необходимый объем воздуха для сжигания 1 кг топлива следующего состава (в объемн. %): 4,6 H_2 ; 70,4 CH_4 ; 16,6 C_2H_6 ; 2,4 C_3H_8 ; 6 C_4H_{10} . Плотность газа 0,730 кг/м³.

142. Определить низшую теплоту сгорания мазута элементарного состава: 10,75 вес. % H, 87,61 вес. % C.

143. Определить количество тепла, необходимого для нагрева 344 700 кг/ч нефти ($d_4^{20} = 0,870$) от 180 до 340 °C. Весовая доля отгона нефти на выходе из печи $e = 0,373$. В паровую фазу переходят фракции плотностью $d_4^{20} = 0,807$, плотность жидкой фазы $d_4^{20} = 0,967$.

144. В печь поступает 1500 т/сутки нефти ($d_4^{20} = 0,910$) с $t_1 = 160$ °C. В печи нефть нагревается до 330 °C и при этом 30% ее испаряется. Плотность неиспарившейся части нефти $d_4^{20} = 0,940$, испарившейся части $d_4^{20} = 0,830$. Определить тепловую нагрузку печи.

145. Определить к. п. д. печи, работающей при следующих условиях: теплота сгорания топлива $Q_p^H = 10\,000$ ккал/кг, температура уходящих дымовых газов 310 °C, коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,4$, потери тепла в окружающую среду 10%.

146. Найти к. п. д. печи, если сжигается газ, имеющий состав (в вес. %): 81,5% C; 18,5% H_2 . Дымовые газы покидают печь при $t_{yx} = 350$ °C. Коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,2$. Потери тепла в окружающую среду составляют 4%.

147. Определить необходимый расход топлива в печи с полезной тепловой нагрузкой 7 800 000 ккал/ч. Топливо — мазут с $Q_p^H = 10\,000$ ккал/кг; к. п. д. печи 0,74.

148. Тепловая нагрузка печи 33 062 200 ккал/ч. Топливо имеет $Q_p^H = 10\,000$ ккал/кг. Потери тепла с уходящими газами составляют 1684 ккал/кг, в окружающую среду 1000 ккал/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 °C. Доля отгона на выходе из печи $e = 0,55$. Плотность паров $d_4^{20} = 0,807$, жидкого остатка $d_4^{20} = 0,967$. Элементарный состав топлива (в вес. %): 81,5% C; 18,5% H. Принять при расчете: коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,2$; потери тепла излучением 4% от теплоты сгорания топлива; температуру газов, уходящих из печи, $t_{yx} = 350$ °C; температуру на перевале $t_{\pi} = 850$ °C; температуру воздуха $t_b = 20$ °C; к. п. д. топki $\eta_{\tau} = 0,95$; 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 10 000 000 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.

Глава 4

РАСЧЕТ АППАРАТОВ, СОЗДАЮЩИХ ПОНИЖЕННОЕ ДАВЛЕНИЕ

К вакуумсоздающей аппаратуре относятся барометрические и поверхностные конденсаторы, эжекторы и вакуум-насосы.

Расчет барометрического конденсатора

1. Расход охлаждающей воды ($G_{\text{в}}$, кг/ч) определяют из теплового баланса конденсатора:

$$G_{\text{в}} = \frac{G_{\text{в.п}}(I - Ct_2) + G_{\text{г}} \cdot 0,5(t_3 - t_4) + G_{\text{возд}}C_{\text{возд}}(t_3 - t_4)}{C(t_2 - t_1)}$$

где $G_{\text{в.п}}$ — количество водяного пара, кг/ч;

I — энтальпия водяного пара, поступающего в барометрический конденсатор, ккал/кг;

C — теплоемкость воды, $C \approx 1$ ккал/(кг·град);

t_1 — температура поступающей воды, °С;

t_2 — температура уходящей воды, °С; разность между температурой конденсации и температурой уходящей воды в противоточных конденсаторах составляет 1—3 °С;

t_3 — температура поступающих паров и газов, °С;

t_4 — температура газов, отсасываемых сверху барометрического конденсатора, °С; $t_4 \approx t_3$;

$G_{\text{г}}$ — количество газов разложения, поступающих в конденсатор, кг/ч;

$G_{\text{возд}}$ — количество засасываемого воздуха, кг/ч;

0,5 — теплоемкость газов, ккал/(кг·град);

$C_{\text{возд}}$ — теплоемкость воздуха, ккал/(кг·град).

Количество отсасываемого воздуха ($G_{\text{возд}}$, кг/ч) определяют по формуле:

$$G_{\text{возд}} = \rho_{\text{возд}} V \frac{\Delta p}{760} \cdot \frac{273}{273 + t} \quad (114)$$

где $\rho_{\text{возд}} = 1,293$ кг/м³;

V — объем аппаратуры, находящейся под вакуумом (равен объему колонны), м³;

Δp — допустимое падение вакуума в аппаратуре (10—12 мм рт. ст.), мм рт. ст.;

t — температура в колонне после испытания на герметичность (можно принять 25—27 °С), °С.

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.

Количество газов разложения G_r на установке перегонки мазута обычно принимают равным 0,1% на сырье. Количество сухих газов (G , кг/ч), отсасываемых эжектором или вакуумным насосом:

$$G = G_{\text{возд}} + G'_{\text{возд}} + G_r$$

где $G'_{\text{возд}}$ — количество воздуха, выделяемого из воды, поступающей в барометрический конденсатор, кг/ч;

$$G'_{\text{возд}} \approx 0,025 G_{\text{вРвозд}}$$

где $G_{\text{в}}$ — расход воды, м³/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/сек).

3. Высоту барометрической трубы (H , м) определяют по формуле:

$$H = H_0 + h_1 + h \quad (115)$$

где $H_0 = \frac{P_a - P}{1000} \cdot \frac{\gamma_{\text{ртутн}}}{\gamma_{\text{воды}}}$ — высота воды в барометрической трубе, уравнивающая в статическом состоянии разность между атмосферным давлением и давлением в барометрическом конденсаторе, м;

P_a, P — абсолютное давление в конденсаторе и атмосферное, мм рт. ст.;

$\gamma_{\text{ртутн}}, \gamma_{\text{воды}}$ — удельный вес ртути и воды, кг/м³;

h_1 — запас высоты (0,5—1,0 м), 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/сек), м/сек;

g — ускорение силы тяжести, м/сек²;

ξ — коэффициент сопротивления на входе и на выходе из трубы; $\xi_1 = 0,5$;

$\xi_2 = 1$;

λ — коэффициент сопротивления трению; $\lambda = \frac{0,3164}{\sqrt{\text{Re}}}$;

$H' = (H_0 + h + 1)$, 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/сек. Зная объем (в м³/сек) 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 количества газов разложения и воздуха, засасываемого через неплотности аппаратов и выделяемого охлаждающей водой.

Пример 1. Производительность вакуумной установки 2400 *т/сутки* (100 000 *кг/ч*) по мазуту. В барометрический конденсатор поступает 3000 *кг/ч* водяного пара и 227 000 *кг/ч* охлаждающей воды с температурой 25 °С. Остаточное давление в конденсаторе 50 *мм рт. ст.* Определить производительность эжектора.

Решение. При подсчете количества поступающих в конденсатор газов разложения следует исходить из практических данных. Можно принять количество газов разложения равным 0,1% на сырье, т. е.:

$$G_r = \frac{0,1}{100} 100\,000 = 100 \text{ кг/ч}$$

Через неплотности аппаратуры засасывается в среднем 0,4% воздуха от количества водяного пара, подаваемого в колонну, т. е.:

$$G'_{\text{возд}} = \frac{0,4}{100} 3000 = 12 \text{ кг/ч}$$

Количество воздуха, выделяемого охлаждающей водой, определяют, приняв во внимание, что при 0 °С и 760 *мм рт. ст.* в среднем в воде содержится около 2 объемн. % воздуха ($\rho_{\text{возд}} = 1,293 \text{ кг/м}^3$). Следовательно:

$$G''_{\text{возд}} \approx 0,02 V_{\text{воды}} \rho_{\text{возд}} \approx 0,02 \frac{227\,000}{1000} 1,293 = 5,6 \text{ кг/ч}$$

Общее количество воздуха составляет:

$$G_{\text{возд}} = G'_{\text{возд}} + G''_{\text{возд}} = 12 + 5,6 = 17,6 \text{ кг/ч}$$

Общее количество газов, которое необходимо откачать:

$$G = G_r + G_{\text{возд}} = 100 + 17,6 = 117,6 \text{ кг/ч}$$

Давление насыщенных паров воды при $t = 25$ °С (см. Приложение б) $P_{\text{вод.-п}} = 23,8$ *мм рт. ст.* Тогда парциальное давление воздуха составляет:

$$p_{\text{возд}} = 50 - 23,8 = 26,2 \text{ мм рт. ст.}$$

Подсчитывают часовой объем воздуха и газов разложения (по формуле 23):

$$V = 62,4 \frac{273 + 25}{26,2} \cdot \frac{117,6}{29} \approx 2442 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где 29 — масса 1 *кмоль* воздуха и газов разложения, *кг/кмоль*.

В последнее время для создания вакуума в колоннах применяют поверхностные конденсаторы, которые по своей конструкции аналогичны кожухотрубным конденсаторам-холодильникам (см. гла-

ву 2). Применять такие конденсаторы для создания вакуума целесообразно при перегонке сернистых мазутов, так как в этом случае решается одна из актуальных проблем нефтеперерабатывающих заводов — ликвидация сброса загрязненной воды. При расчете поверхностных конденсаторов коэффициент теплопередачи составляет 70—100 $\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$.

Задачи

151. Какое количество воды с температурой 20 °С необходимо подать в барометрический конденсатор, если в него при 95 °С поступает 3600 $\text{кг}/\text{ч}$ водяных паров и 58 $\text{кг}/\text{ч}$ газов разложения ($M = 30$)? В барометрическом конденсаторе создан вакуум 710 мм рт. ст. Температура отходящей воды 33 °С. Через неплотности аппаратуры поступает воздуха 0,4% на водяные пары.

152. На вакуумной установке мощностью 480 $\text{т}/\text{ч}$ (по сырью) в барометрический конденсатор поступает водяной пар в количестве 4% (на сырье), 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 50 мм рт. ст. Определить расход воды.

153. Барометрический конденсатор работает при остаточном давлении 50 мм рт. ст. Из него выводится 380 $\text{м}^3/\text{ч}$ жидкости. Скорость потока в барометрической трубе 1,5 $\text{м}/\text{сек}$. Определить необходимую высоту барометрической трубы и ее диаметр.

154. Определить расход охлаждающей воды, высоту барометрической трубы, диаметр барометрического конденсатора, производительность отсасывающего эжектора. Исходные данные: производительность вакуумной установки 2400 $\text{т}/\text{сутки}$ мазута, расход технологического пара 6% (на сырье), начальная температура охлаждения воды 25 °С, температура отходящей воды 30 °С, температура паров и газов, поступающих в барометрический конденсатор, 90 °С и остаточное давление 50 мм рт. ст. Допустимая скорость в конденсаторе 40 $\text{м}/\text{сек}$, скорость потока в барометрической трубе 0,5 $\text{м}/\text{сек}$.

РАСЧЕТ ВЕРТИКАЛЬНЫХ ОТСТОЙНИКОВ

Вертикальные отстойники широко применяются в нефтеперерабатывающей промышленности для отделения воды или реагента от легкого продукта (бензина), скорость отстоя которого достаточно

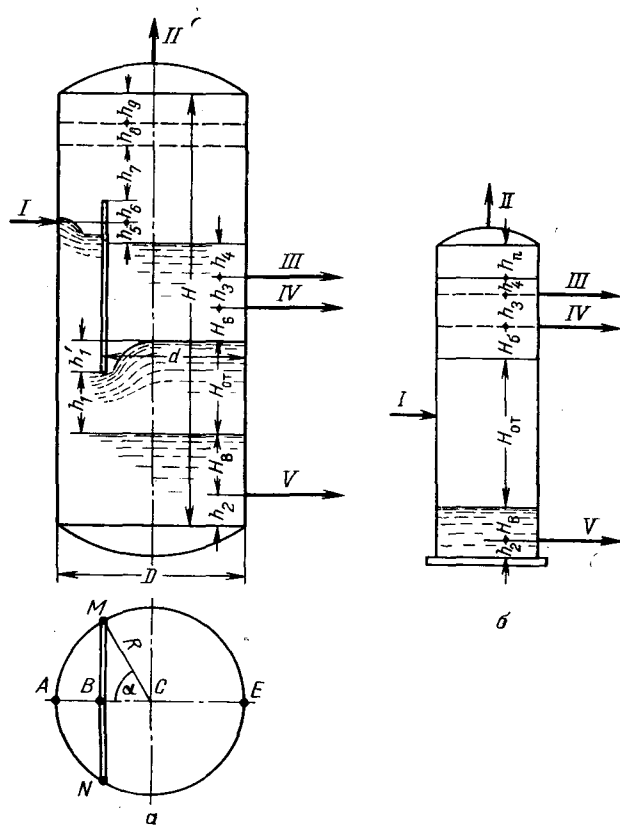


Рис. 45. Схема газосепаратора-водоотделителя (а) и водоотделителя (б):

I — вход смеси; *II* — выход газа; *III* — бензин в емкость; *IV* — бензин на орошение; *V* — выход воды.

велика и который не образует с реагентом или водой эмульсии. Разделение такой смеси, как бензин, вода и газ, осуществляют в

аппарате, который одновременно является газосепаратором и водоотделителем (рис. 45, а). Для отстаивания бензина от воды используют вертикальные отстойники-водоотделители (рис. 45, б).

Диаметр

Диаметр водоотделителя определяют, исходя из объема поступающего в него продукта. Если водоотделитель является одновременно и газосепаратором, то его сечение определяют 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/сек) в свободном сечении аппарата можно воспользоваться формулой С. Н. Обрядчикова и П. А. Хохрякова:

$$u_r \approx 0,0334 \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}}} \quad (116)$$

где $\rho_{ж}$ — плотность жидкости (конденсата), кг/м³;
 $\rho_{п}$ — плотность газа при заданных условиях, кг/м³ ($\rho_{п} = G_{п}/V_{п}$).

Объем газа (V_r , м³/сек) определяют по формуле (23). Необходимое свободное сечение газосепаратора (F , м²):

$$F = \frac{V_r}{u_r} \quad (117)$$

Необходимый диаметр (D , м):

$$D = \sqrt{\frac{F}{0,785}} \quad (118)$$

Допустимая скорость жидкого потока u_c , обеспечивающая разделение бензина и воды, может быть принята по практическим данным (3—5 м/сек).

Диаметр газосепаратора-водоотделителя, имеющего отбойную перегородку (см. рис. 45, а), предложено [6] рассчитывать по необходимому свободному сечению F_1 аппарата в наиболее узком месте, т. е. по площади сегмента MEN :

$$F_1 = \frac{V_c}{u_c}$$

где V_c — секундный объем жидкой смеси, поступающей в аппарат, м³/сек.

Площадь F_2 сегмента MAN :

$$F_2 = R^2 \left(\frac{\alpha\pi}{180} - \sin\alpha \cos\alpha \right) = \pi R^2 - F_1$$

откуда:

$$R = \sqrt{\frac{F_1}{\pi - \frac{\alpha\pi}{180} + \sin\alpha \cos\alpha}} \quad (119)$$

В случае расположения отбойной перегородки на расстоянии $AB = 0,5 R$ величина $\cos\alpha = BC/R = 0,5$, $\alpha = 60^\circ$ и $\sin\alpha = 0,867$.

Подставляя эти значения в формулу (119), получим значение R (в м):

$$R = \sqrt{\frac{F_1}{3,14 - \frac{60 \cdot 3,14}{180} + 0,867 \cdot 0,5}} = \sqrt{\frac{F_1}{2,533}}$$

Для обеспечения отделения бензина от воды диаметр аппарата должен быть равен $D = 2R$. В качестве фактического диаметра принимают наибольшее из двух вычисленных значений.

При расчетах следует учитывать, что практически полное разделение бензина и воды происходит через 15—20 мин, поэтому бензин должен находиться в аппарате не менее 20 мин.

Высота

Высоту водоотделителя-газосепаратора рассчитывают следующим образом. Сначала находят $H_{от}$ — высоту зоны отстоя (см. рис. 45, а) — той части аппарата, где происходит отделение и отстаивание воды, задавшись временем отстоя (τ , мин):

$$H_{от} = h_1 + h'_1$$

Величину h_1 можно принять равной $h_1 \approx 0,7H_{от}$; тогда высоту зоны отстоя можно определить из равенства:

$$0,785D^2 \cdot 0,7H_{от} + F_1 \cdot 0,3H_{от} \approx \tau \cdot 60V_c \quad (120)$$

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_6), которая должна быть такой, чтобы предотвратить попадание капель воды в бензин, можно определить из условия:

$$0,5 \leq H_6 \leq \frac{G_k \tau}{3600 \rho_k \frac{\pi D^2}{4}} \quad (121)$$

где G_k — количество конденсата, кг/ч;
 ρ_k — плотность конденсата, кг/м³.

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).

родку); h_7 — высота свободного пространства под отбойником должна быть не менее 0,5 м и может быть найдена из условия:

$$0,5 \leq h_7 \geq \frac{V_{сг}}{0,785D^2} + 0,5 - (h_5 + h_6) \quad (122)$$

Высота h_3 зависит от конструкции аппарата. Если ставят ректификационные тарелки, то высота h_3 зависит от числа тарелок (n) и расстояния между ними (a), т. е.:

$$h_3 = n(a - 1)$$

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):

$$H = H_{от} + H_в + H_6 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_8 + h_7 + h_8 + h_9 \quad (123)$$

При расчете высоты водоотделителя высота парового пространства $h_{п}$ (см. рис. 45, б) принимается равной 0,8 м.

Высоту водоотводящей трубы водоотделителя можно определить по эмпирическому уравнению [12]:

$$h_{тр} = H_{отр} + H_в \quad (124)$$

где ρ — плотность нефтепродукта, г/см³.

Пример 1. Определить высоту и диаметр газосепаратора-водоотделителя (с внутренней перегородкой), в который после конденсации в конденсаторе-холодильнике и охлаждения до 35 °С поступает 3700 кг/ч газа, 14 500 кг/ч бензина, 1110 кг/ч воды. Давление в аппарате 4 ат; молекулярный вес газа 30; бензин имеет $d_{45}^{25} = 0,670$. На орошение из аппарата откачивают 4630 кг/ч бензина. Схема аппарата приведена на рис. 45, а.

Решение. Определяют допустимую скорость движения газового потока в свободном сечении аппарата. Секундный объем газа по формуле (23):

$$V_r = 22,4 \frac{G_r}{3600M_r} \cdot \frac{t + 273}{273P} = \frac{22,4 \cdot 3700 \cdot 308}{3600 \cdot 30 \cdot 273 \cdot 4} = 0,216 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Плотность газа:

$$\rho_r = \frac{G_r}{3600V_r} = \frac{3700}{3600 \cdot 0,216} = 4,75 \text{ кг/м}^3$$

Допустимая скорость движения газового потока по формуле (116):

$$u_r = 0,0334 \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_r}} = 0,0334 \sqrt{\frac{670}{4,75}} = 0,396 \text{ м/сек}$$

Необходимое свободное сечение при условии, что газ не уносит капелек бензина:

$$F = \frac{V_{\Gamma}}{u_{\Gamma}} = \frac{0,25}{0,396} = 0,63 \text{ м}^2$$

Необходимый диаметр аппарата (по допустимой скорости):

$$F = \frac{\pi D^2}{4} = 0,63; \quad 0,785D^2 = 0,63; \quad D = \sqrt{\frac{0,63}{0,785}} = 0,80 \text{ м}$$

Допустимую скорость жидкого потока для обеспечения разделения бензина и воды принимают равной 0,004 м/сек. Секундный объем жидкой смеси, поступающей в аппарат, составляет:

$$V_c = \frac{G_6}{3600\rho_6} + \frac{G_B}{3600\rho_B} = \frac{14\,500}{3600 \cdot 670} + \frac{1110}{3600 \cdot 994} = 0,00631 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Необходимое свободное сечение аппарата в наиболее узком месте (при наличии внутренней перегородки) равно:

$$F_1 = \frac{V_c}{u} = \frac{0,00631}{0,004} = 1,58 \text{ м}^2$$

Принимают, что перегородка расположена на расстоянии 0,5 R, тогда:

$$R = \sqrt{\frac{F_1}{2,553}} = 0,79 \text{ м}$$

Для обеспечения отстаивания воды диаметр должен быть равен $2R = 1,58 \text{ м}$. Видно, что диаметр, определенный по жидкостной нагрузке, больше диаметра, определенного по газовому потоку. Выбирают $D = 1,58 \text{ м}$ и округляют до ближайшего стандартного размера, т. е. $D = 1,6 \text{ м}$.

Определяют высоту (см. рис. 45). Задаются временем отстоя $\tau = 20 \text{ мин}$. Принимают $h_1 \approx 0,7 H_{от}$, тогда диаметр можно определить из равенства (120). 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 $h_2 = 0,3 \text{ м}$; $H_B = 0,5 \text{ м}$; $H_6 = 0,5 \text{ м}$. Для бесперебойной подачи орошения высоту h_3 между штуцерами для вывода бензина в емкость и на орошение рассчитывают, исходя из 10-минутного запаса орошения:

$$h_3 = \frac{G_{ор}\tau_{ор}}{3600\rho_6 F_1} = \frac{4630 \cdot 10 \cdot 60}{3600 \cdot 670 \cdot 1,58} = 0,7 \text{ м}$$

Высота h_4 , обеспечивающая нормальную работу регулятора уровня, может быть принята равной 0,4—0,5 м. Принимают $h_4 = 0,4 \text{ м}$. 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 τ (в мин), т. е.:

$$h_7 = \frac{V_{с\tau}}{0,785D^2} + 0,5 - (h_5 + h_6) = \\ = \frac{0,00631 \cdot 20 \cdot 60}{0,785 \cdot 0,862^2} + 0,5 - (0,4 + 0,6) = 3,26 \text{ м}$$

Принимают $h_8 = 0,6$ м; $h_9 = 0,5$ м.

Общая высота аппарата:

$$H = H_{в} + H_{от} + H_6 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9 = \\ = 0,5 + 4,0 + 0,5 + 0,3 + 0,7 + 0,4 + 0,4 + 0,6 + 3,26 + 0,6 + 0,5 = 11,76 \text{ м}$$

Задачи

155. Определить допустимую скорость газового потока в газосепараторе, в который поступает смесь, состоящая из бензина с $d_4^{35} = 0,655$ и 2600 кг/ч газосбразных продуктов при 35°C . Давление в сепараторе $3,3$ ат. Средняя масса 1 кмоль газа 40 кг.

156. В газосепаратор комбинированного типа поступает бензин ($d_4^{40} = 0,650$) и газ при 40°C в количестве 2800 кг/ч. Газосепаратор работает при 4 ат. 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°C . Скорость потока в водоотделителе $0,003$ м/сек. Плотность воды $\rho = 1$ кг/м³.

158. Определить высоту водоотводящей трубы, если известно: рабочая высота отстоя $3,5$ м, высота водяной подушки $0,5$ м, относительная плотность бензина $d_4^{20} = 0,750$.

159. Найти высоту водоотводящей трубы водоотделителя, если рабочая высота отстоя водоотделителя $3,6$ м, высота водяной подушки $0,5$ м. Плотность нефтепродукта при температуре отстоя $d_4^{30} = 0,736$.

160. Определить размеры газосепаратора-водоотделителя, в который поступает смесь 5000 кг/ч бензина, 2400 кг/ч газообразных продуктов и 2500 кг/ч воды. Давление в сепараторе 3 ат. Плотность бензина при температуре в газосепараторе $d_4^{35} = 0,750$, плотность воды при той же температуре $0,994$ г/см³, средняя масса 1 кмоль газов 40 кг. Допустимую скорость жидкого потока принять равной $0,003$ м/сек, продолжительность отстаивания 20 мин. Часть бензина (3000 кг/ч) отводится на орошение. В газосепараторе две тарелки с расстоянием между ними $0,6$ м.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ АППАРАТОВ УСТАНОВОК ДЕСТРУКТИВНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА

Глава 6

РЕАКЦИОННЫЕ УСТРОЙСТВА ТЕРМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

К термическим процессам относятся термический крекинг под давлением, коксование нефтяных остатков и пиролиз нефтяного и газового сырья.

Расчет реакционных змеевика и камеры установок термического крекинга под давлением

Процесс термического крекинга в настоящее время довольно широко применяется на нефтеперерабатывающих заводах топливного профиля. 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:

$$\text{или} \quad X_2 = X_1 \cdot 2^{\frac{t_2 - t_1}{\alpha}} \quad (125)$$

$$x_2 = x_1 \cdot 2^{\frac{t_2 - t_1}{\alpha}} \quad (126)$$

$$X_2 = X_1 K_t^{0.1(t_2 - t_1)}$$

где X_2 и X_1 — выход бензина при температурах t_2 и t_1 соответственно, вес.%;
 α — температурный градиент;
 x_2 и x_1 — скорость образования бензина, вес.% 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 50 000—60 000 кал/моль [15].

Если известно время τ_1 , необходимое для получения определенного количества бензина при температуре t_1 , то время, необходимое для образования того же количества бензина при температуре t_2 , можно вычислить по формулам:

$$\tau_2 = \tau_1 \cdot 2^{\frac{t_2 - t_1}{\alpha}} \quad (127)$$

$$\tau_2 = \tau_1 K_f^{-0,1(t_2 - t_1)} \quad (128)$$

Значения α и K_f определяют по табл. 1.

Таблица 1. Температурные коэффициенты и градиенты скорости термического крекинга

Сырье	K_f при температуре, °C				α при температуре, °C			
	400	450	500	550	400	450	500	550
Газоyleвая фракция [16] . .	1,83	1,68	1,58	1,5	11,5	13,3	15,2	17,2
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 вес. % составляет $\tau_1 = 80$ мин. Какова продолжительность крекинга τ_2 при $t_2 = 500^\circ\text{C}$ и той же глубине разложения?

Решение. По табл. 1 находят значение α для интервала температур 450—500 °C; $\alpha = 14,0$. Продолжительность крекинга при 500 °C подсчитывают по формуле (127):

$$\tau_2 = 80 \cdot 2^{\frac{-500 + 450}{14}} = 80 \cdot 2^{-3,57}$$

$$\lg \tau_2 = \lg 80 - 3,57 \lg 2 = 0,834$$

$$\tau_2 = 6,82 \text{ мин}$$

Пример 2. Скорость реакции термического крекинга газойлевой фракции при $t_1 = 450^\circ\text{C}$ составляет $x_1 = 0,25$ вес. % в 1 мин. Определить скорость реакции крекинга x_2 при $t_2 = 500^\circ\text{C}$.

Решение. По табл. 1 находят значение $\alpha = 14,0$. Скорость реакции определяют по формуле (125):

$$x_2 = 0,25 \cdot 2^{\frac{500 - 450}{14}} = 0,25 \cdot 2^{3,57}$$

$$\lg x_2 = \lg 0,25 + 3,57 \lg 2 = 1,4 + 3,57 \cdot 0,3 = 0,471$$

$$x_2 = 2,96 \text{ вес. \% бензина в 1 мин}$$

Составление материального баланса. Различают материальные балансы установки термического крекинга при условии полной или частичной рециркуляции промежуточных фракций и за однократ-

ный пропуск сырья. Ниже приведены методы расчета выходов продуктов термического крекинга.

{ Для термического крекинга с полной рециркуляцией промежуточных фракций С. Н. Обрядчиков [16] предложил формулу:

$$X_1 = \frac{21 (d_o^2 - d_c^2)}{21 (1,2d_o^2 - d_6^2) - 0,2 - 0,01q_p} \cdot 100 \quad (129)$$

где X_6 — выход бензина, вес.%;

d_o, d_c, d_6 — относительные плотности при 15,6 °С остатка, сырья и бензина;

q_p — теплота реакции, ккал/кг бензина.

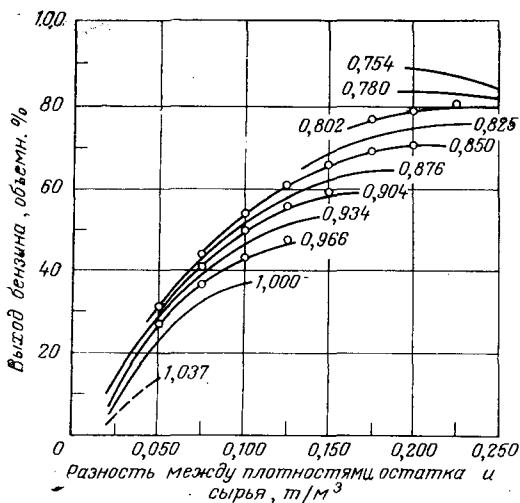


Рис. 46. Зависимость выхода бензина при термическом крекинге от разности плотностей остатка и сырья. Цифры на кривых — плотность сырья (d_6^2).

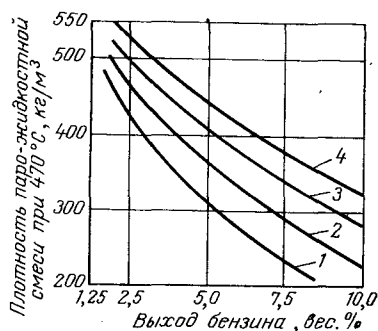


Рис. 47. Зависимость плотности паро-жидкостной смеси в реакционном змеевике печи легкого термического крекинга от содержания бензина при давлении:

1 — 20 ат; 2 — 25 ат; 3 — 30 ат; 4 — 35 ат.

При выводе этой формулы выход газа был принят равным 20,0 вес.% от образовавшегося бензина.

Нельсон на основе эмпирических формул построил график (рис. 46) зависимости выхода бензина (в объемн.%) от разности плотностей сырья и остатка [15, 17].

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:

$$K_3 = \frac{1}{1 - \alpha} = \frac{G_c + G_{пр.п}}{G_c} \quad (130)$$

где K_3 — коэффициент загрузки трубчатой печи;
 α — весовая доля рециркулирующих промежуточных фракций на исходное сырье установки;
 $G_c, G_{пр.п}$ — количество соответственно исходного сырья установки и рециркулирующих промежуточных продуктов, кг/ч.

Значение α находят из уравнения:

$$\frac{x_r}{100} + \frac{x_b}{100} + \frac{x_o}{100} + \alpha = 1 \quad (131)$$

где x_r, x_b, x_o — выход соответственно газа, бензина и остатка за однократный пропуск сырья, вес. %.

Выход продуктов термического крекинга в случае полной рециркуляции промежуточных фракций определяют из уравнения:

$$K_3 = \frac{X_r}{x_r} = \frac{X_b}{x_b} = \frac{X_o}{x_o} \quad (132)$$

где X_r, X_b, X_o — выход соответственно газа, бензина и остатка в случае полной рециркуляции промежуточных фракций, вес. %.

Расчет реакционного змеевика печи [16, 19]. Для расчета реакционного змеевика печи тяжелого сырья по методу С. Н. Обрядчикова [16] необходимо определить выход бензина (в %) в единицу времени при температуре 470 °С. Известно, что скорость реакции крекинга тяжелого сырья при 450 °С равна 0,4% бензина за 1 мин. Отсюда определяют продолжительность τ пребывания сырья в зоне реакции, необходимую для образования заданного количества бензина. Зная давление и среднее содержание (выход) бензина в реакционном змеевике, по рис. 47 определяют плотность паро-жидкостной смеси $\rho_{см}^{470}$. Затем вычисляют скорость движения продуктов крекинга в змеевике (u , м/сек):

$$u = \frac{u_0 \rho}{\rho_{см}^{470}} \quad (133)$$

где u_0 — скорость движения сырья в трубах печи, условно принимаемая для жидкого сырья при 20 °С, м/сек;

ρ — 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):

$$L = u\tau \quad (134)$$

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 составляют 470 °С и 25 ат соответственно; загрузка печи $G_c = 60\,000$ кг/ч.

Решение. Используют метод С. Н. 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:

$$u_c = \frac{60\,000 \cdot 4}{955 \cdot 3600 \cdot 3,14 \cdot 0,117^2} = 1,62 \text{ м/сек}$$

По формуле (125) подсчитывают скорость (x_2 , %/мин) реакции крекинга при температуре 470 °С, если известно, что при термическом крекинге 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 $x_1 = 0,4$ %/мин;

$t_1 = 450$ °С;

$t_2 = 470$ °С;

$\alpha = 14,4$ (взято по табл. 1 как среднее арифметическое для газойлевой фракции и гудрона).

т. е.

$$x_2 = 0,4 \cdot 2^{\frac{470 - 450}{14,4}} = 1,05\%/\text{мин}$$

Продолжительность τ пребывания сырья в зоне реакции составляет:

$$\tau = \frac{X \cdot 60}{x_2} = \frac{4,5 \cdot 60}{1,05} = 258 \text{ сек}$$

По рис. 47 определяют плотность паро-жидкостной смеси при давлении 25 ат и среднем содержании бензина в реакционном змеевике 2,25%; $\rho_{см}^{470} = 475$ кг/м³.

Находят скорость движения продуктов крекинга в трубах печи по формуле (133):

$$u = \frac{1,62 \cdot 955}{475} = 3,26 \text{ м/сек}$$

Подсчитывают длину реакционного змеевика по формуле (134):

$$L = 3,26 \cdot 258 = 840 \text{ м}$$

Расчет реакционной камеры. Обычно применяются 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/сек. 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 составляет $t_1 = 490$ °С;

давление в камере 20 ат; в реакционную камеру поступает газа $G_r = 3300$ кг/ч, бензина $G_b = 13\,200$ кг/ч, легкого газойля $G_{л.г} = 32\,300$ кг/ч, тяжелого газойля $G_{т.г} = 66\,600$ кг/ч и остатка $G_o = 50\,600$ кг/ч, всего $G_c = 166\,000$ кг/ч; реакция крекинга углубляется на 20% от общей глубины процесса, т. е. $\Delta X = 20\%$; критические параметры и молекулярные веса продуктов крекинга:

$$\begin{aligned} \text{газа: } T_{кр} &= 370 \text{ }^\circ\text{K}; & P_{кр} &= 43 \text{ ат}; & M &= 44; \\ \text{бензина: } T_{кр} &= 558 \text{ }^\circ\text{K}; & P_{кр} &= 30,4 \text{ ат}; & M &= 110,4; \\ \text{легкого газойля: } T_{кр} &= 721 \text{ }^\circ\text{K}; & P_{кр} &= 19,8 \text{ ат}; & M &= 218. \end{aligned}$$

Решение. Количества образующихся бензина G_b^p и газа G_r^p составляют:

$$G_b^p = \frac{G_b \Delta X}{100} = 13\,200 \cdot 0,2 = 2640 \text{ кг/ч}$$

или

$$\Delta X_b = \frac{2640 \cdot 100,0}{166\,000} = 1,6\%$$

$$G_r^p = 3300 \cdot 0,2 = 660 \text{ кг/ч}$$

Определяют температуру внизу камеры. Принимают удельную теплоемкость продуктов крекинга $C = 0,6$ ккал/(кг·град) и составляют тепловой баланс реакционной камеры:

$$G_c C (t_1 - t_2) = G_b^p q_p$$

где t_2 — температура внизу камеры, $^\circ\text{C}$;
 q_p — теплота реакции крекинга, равная 300 ккал/кг бензина.

Отсюда:

$$\begin{aligned} 166\,000 \cdot 0,6 (490 - t_2) &= 2640 \cdot 300 \\ t_2 &= \frac{48\,800\,000 - 792\,000}{99\,600} = 480 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Для определения объема паров продуктов на входе в камеру вычитывают приведенные параметры и коэффициент сжимаемости паров:

для газа

$$T_{пр} = \frac{490 + 273}{370} = 2,06; \quad P_{пр} = \frac{20}{43} = 0,465; \quad Z = 1,0$$

для бензина

$$T_{пр} = \frac{763}{558} = 1,37; \quad P_{пр} = \frac{20}{30,4} = 0,66; \quad Z = 0,94$$

для легкого газойля

$$T_{пр} = \frac{763}{721} = 1,07; \quad P_{пр} = \frac{20}{19,8} = 1,01; \quad Z = 0,58$$

Объем v_1 паров продуктов по формуле (22) на входе в камеру составляет:

$$v_1 = \left(\frac{3300}{44} + \frac{13\,200 \cdot 0,94}{110,4} + \frac{32\,300 \cdot 0,58}{218} \right) \times \\ \times \frac{(273 + 490) 22,4}{273 \cdot 3600 \cdot 20} = 0,238 \text{ м}^3/\text{сек}$$

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

$$T_{\text{пр}} = \frac{753}{721} = 1,04; \quad P_{\text{пр}} = 1,01; \quad Z = 0,55$$

$$v_2 = \left[\frac{3300 + 3300 \cdot 0,2}{44} + \frac{(13\,200 + 2640) 0,93}{110,4} + \frac{(32\,300 - 2640 - 660) 0,55}{218} \right] \times \\ \times \frac{(273 + 480) 22,4}{273 \cdot 3600 \cdot 20} = 0,240 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Средний объем паров составляет:

$$v = \frac{v_1 + v_2}{2} = \frac{0,238 + 0,240}{2} = 0,239 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Принимают скорость движения паров $u = 0,1 \text{ м/сек}$. Сечение F и диаметр D реакционной камеры составляют:

$$F = \frac{v}{u} = \frac{0,239}{0,1} = 2,39 \text{ м}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,39}{3,14}} = 1,74 \text{ м}$$

Принимают $D = 2,0 \text{ м}$.

Определяют скорость движения крекинга (x_2) при средней температуре в камере по формуле (125), если известно, что скорость (x_1) крекинга газойля при 450°C составляет 0,25% бензина в 1 мин:

$$x_2 = 0,25 \cdot 2^{\frac{485-450}{14}} = 1,13\%/\text{мин}$$

Продолжительность τ пребывания паровой фазы в камере равна:

$$\tau = \frac{\Delta X_6}{x_2} = \frac{1,6}{1,13} = 1,42 \text{ мин, или } 85 \text{ сек}$$

Высота камеры составляет:

$$H = ut = 0,1 \cdot 85 = 8,5 \text{ м}$$

Задачи

161. Продолжительность термического крекинга гудрона при $t_1 = 425^\circ\text{C}$ и выходе бензина 6,2 вес.% составляет $\tau_1 = 2$ мин. Определить продолжительность крекинга (τ_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 вес.% составляет $\tau_1 = 33$ мин. Определить продолжительность крекинга (τ_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 составляет 5,1 вес.%. 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 $x_1 = 5\%$ 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 составляют 0,938; 0,750 и 1,000 соответственно, а теплота реакции $q_p = 350$ ккал/кг бензина.

166. Установка двухпечного термического крекинга [20] перерабатывает мазут плотностью $d_{15,6}^{15,6} = 0,920$. Определить выходы газа, бензина и остатка, если известно, что плотность бензина $d_{15,6}^{15,6} = 0,752$; остатка $d_{15,6}^{15,6} = 0,995$ и теплота реакции $q_p = 300$ ккал/кг бензина.

167. В трубчатой печи термического крекинга мазута ($d_4^{20} = 0,953$) [21] при 470°C и 25 ат образуется 6% бензина. Определить длину труб реакционного змеевика методом С. Н. Обрядчикова, если загрузка печи составляет $G_c = 80\,000$ кг/ч и скорость движения (по холодному сырью) $u = 0,85$ м/сек.

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 25 ат; температура продуктов на входе в камеру $t_1 = 510^\circ\text{C}$; средняя удельная теплоемкость продуктов $C = 0,6$ ккал/(кг·град); скорость реакции крекинга при 450°C $x_1 = 0,25\%$ бензина в 1 мин; критические параметры и молекулярные веса продуктов:

газа

$$T_{кр} = 370^\circ\text{K}; \quad P_{кр} = 43 \text{ ат}; \quad M = 44$$

бензина

$$T_{кр} = 558^\circ\text{K}; \quad P_{кр} = 30,4 \text{ ат}; \quad M = 110,4$$

легкого газойля

$$T_{кр} = 721^\circ\text{K}; \quad P_{кр} = 19,8 \text{ ат}; \quad M = 218$$

тяжелого газойля

$$T_{кр} = 905 \text{ }^\circ\text{K}; \quad P_{кр} = 13,6 \text{ ат}; \quad M = 400$$

в реакционную камеру входит: 5660 кг/ч газа, 22 490 кг/ч бензина, 49 250 кг/ч легкого газойля, 37 400 кг/ч тяжелого газойля и 54 780 кг/ч остатка.

Расчет реакционных аппаратов установок коксования нефтяных остатков

Процесс коксования осуществляется периодическим, полунепрерывным и непрерывным методами. Периодический метод коксования — в коксовых кубах и полунепрерывный — в коксовых керамических печах в настоящее время применяют крайне редко. Наибольшее распространение получил 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 [22]:

$$X_{к} = 2,0 + 1,66K \quad (135)$$

$$X_{к+г} = 5,5 + 1,76K \quad (136)$$

где $X_{к}$ — выход кокса, вес. % на сырье;

$X_{к+г}$ — выход кокса и газа, вес. %;

K — коксуемость сырья (по Конрадсону), вес. %.

Для процесса коксования в кипящем слое эти формулы принимают вид:

$$X_{к} = 1,15K \quad (137)$$

$$X_{к+г} = 5,0 + 1,30K \quad (138)$$

Нельсон [17] предлагает определять выход кокса по табл. 2, а газа — по формуле:

$$X_{г} = X_{к}\alpha \quad (139)$$

Значения α находят по табл. 3; выход бензина принимают равным 15—25 объемн. %, а остальное приходится на газойль коксования.

Таблица 2. Зависимость выхода кокса в процессе коксования от плотности и коксуемости сырья

Коксуемость, вес. %	Плотность сырья d_4^{20}		Выход кокса, вес. %	
	прямоугольного	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 3. Зависимость выхода газа в процессе коксования от выхода кокса и плотности сырья

Плотность сырья d_4^{20}	Соотношение между выходами газа и кокса (α)	
	при коксовании в кипящем слое	при замедленном коксовании
1,0729	0,270	—
1,0333	0,335	—
1,0170	0,370	—
0,9966	0,430	0,185
0,9826	0,480	0,210
0,9623	0,560	0,265
0,9302	0,725	0,415
0,9003	0,950	0,610

Пример 1. Определить выходы продуктов замедленного коксования вакуумного гудрона плотностью $d_4^{20} = 0,988$ и коксуемостью (по Конрадсону) 14 вес. %.

Решение. Определяют выход кокса по табл. 2; $X_k = 25,6$ вес. %.

Подсчитывают выход газа по формуле (139). По табл. 3 $\alpha = 0,198$, откуда:

$$X_r = 0,198 \cdot 25,6 = 5,1 \text{ вес. \%}$$

Принимают плотность бензина $d_4^{20} = 0,760$ и выход его 20 объемн. %. Тогда выход бензина (в вес. %) составит:

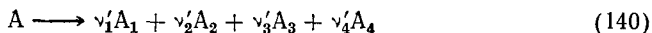
$$X_b = \frac{20 \cdot 0,760}{0,988} = 15,5$$

Определяют выход газойля коксования:

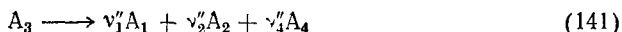
$$X_{r,k} = 100 - (25,6 + 5,1 + 15,5) = 53,8 \text{ вес. \%}$$

Для определения выхода продуктов коксования в кипящем слое коксового теплоносителя Ю. М. Жоров и Г. М. Панченков с соавторами предложили следующую методику [23]. Процесс представляется протекающим в две стадии:

исходное сырье (А) в процессе коксования превращается в газ до C_4 включительно (A_1), бензин н.к.— $205^\circ C$ (A_2), газойль $205—500^\circ C$ (A_3) и кокс (A_4) по схеме:



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 весовой коэффициент разложения вещества A_i), вес. доли.

Сумма выходов продуктов (в вес. доля x) равна 1, т. е.:

$$v'_1 + v'_2 + v'_3 + v'_4 = 1 \quad (142)$$

$$v''_1 + v''_2 + v''_4 = 1 \quad (143)$$

Если известен выход газойля, то по следующим уравнениям материальных балансов можно определить выходы газа, бензина и кокса:

$$g_{A_1} = v'_1 + v'_3 \cdot v''_1 - v''_1 g_{A_3} \quad (144)$$

$$g_{A_2} = v'_2 + v'_3 \cdot v''_2 - v''_2 g_{A_3} \quad (145)$$

$$g_{A_4} = v'_4 + v'_3 \cdot v''_4 - v''_4 g_{A_3} \quad (146)$$

где g_{A_i} — выход продукта, вес. 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 (144) — (146). 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 вес. %; температура процесса $540^\circ C$.

Решение. Выходы продуктов подсчитывают по уравнениям (144) — (146), 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 (вес. доли):
газа

$$g_{A_1} = 0,074 + 0,800 \cdot 0,222 - 0,222 \cdot 0,291 = 0,187$$

бензина

$$g_{A_2} = 0,073 + 0,800 \cdot 0,256 - 0,256 \cdot 0,291 = 0,203$$

кокса

$$g_{A_4} = 0,053 + 0,800 \cdot 0,522 - 0,522 \cdot 0,291 = 0,319$$

Расчет необогреваемых коксовых камер на установках замедленного коксования [25]. Этот процесс проводят при $475—480^\circ C$ и

3—5 ат. Исходное сырье нагревается 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 составляет для гудрона 0,12—0,13 ч⁻¹, а для крекинго-остатков 0,08—0,10 ч⁻¹. Коэффициент рециркуляции составляет 0,2—0,6. Пары продуктов коксования движутся в камере со скоростью не более 0,15—0,20 м/сек. 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 камера работает на реакцию, остальное — 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 следующим эмпирическим формулам [26]:

$$K_{\text{вс}} = 4,5 + 0,11(486 - t) \quad (147)$$

или

$$K_{\text{вс}} = \frac{v_{\text{вс}}}{v_{\text{к}}} = \frac{h_2}{h_{\text{к}}} \quad (148)$$

где $K_{\text{вс}}$ — коэффициент вспучивания;
 t — температура сырья на входе в камеру, °С;
 $v_{\text{вс}}$ — объем вспученной массы, м³;
 $v_{\text{к}}$ — объем кокса, образующегося за 1 ч, м³/ч;
 h_2 — высота вспученной массы, м;
 $h_{\text{к}}$ — приращение высоты коксового слоя за 1 ч, м/ч.

Размер и число камер коксования определяют следующим образом. Подсчитывают количество образующегося кокса ($G_{\text{к}}$, т/сутки):

$$G_{\text{к}} = \frac{G_{\text{с}} X_{\text{к}}}{100} \quad (149)$$

где $G_{\text{с}}$ — количество сырья, поступающего в камеру, т/сутки;
 $X_{\text{к}}$ — выход кокса, вес. %.

Находят объем образующегося кокса ($v'_{\text{к}}$, м³/сутки):

$$v'_{\text{к}} = \frac{G_{\text{к}}}{\rho_{\text{к}}} \quad (150)$$

где $\rho_{\text{к}}$ — плотность коксового слоя, т/м³.

Определяют реакционный объем камер ($v_{\text{р}}$, м³):

$$v_{\text{р}} = \frac{v_{\text{с}}}{w} \quad (151)$$

где $v_{\text{с}}$ — объем сырья, поступающего в камеры, м³/ч;
 w — объемная скорость подачи сырья в камеры, ч⁻¹

Принимают диаметр и число камер, одновременно включенных на реакцию, таким образом, чтобы высота одной камеры была боль-

ше ее диаметра в 4—5 раз. Общее число камер принимают удвоенным, так как одни из них работают на реакцию, другие в это время освобождают от кокса.

Сечение и диаметр камеры можно определить, если известны объем паров, проходящих через камеру, и допустимая линейная скорость их движения:

$$F = \frac{v_{\text{п}}}{u}$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} \quad (152)$$

где F — сечение камеры, м^2 ;

$v_{\text{п}}$ — объем паров продуктов коксования и водяного пара, $\text{м}^3/\text{сек}$;

u — допустимая линейная скорость движения паров в камере, $\text{м}/\text{сек}$;

D — диаметр камеры, м .

Подсчитывают высоту цилиндрической части камеры ($h_{\text{ц}}$, м):

$$h_{\text{ц}} = \frac{v_{\text{п}}}{F} \quad (153)$$

Находят объем кокса, образующегося в 1 ч ($v_{\text{к}}$, $\text{м}^3/\text{ч}$):

$$v_{\text{к}} = \frac{v'_{\text{к}}}{24} \quad (154)$$

Определяют приращение высоты коксового слоя в камере за 1 ч ($h_{\text{к}}$, $\text{м}/\text{ч}$):

$$h_{\text{к}} = \frac{v_{\text{к}}}{F} \quad (155)$$

Подсчитывают высоту коксового слоя в заполненной коксом камере (h_1 , м):

$$h_1 = h_{\text{к}} \tau \quad (156)$$

где τ — продолжительность заполнения камеры коксом, ч.

Определяют высоту вспученной массы в камере (h_2 , м):

$$h_2 = K_{\text{вс}} h_{\text{к}} \quad (157)$$

Проверяют общую высоту камеры (H , м):

$$H = h_1 + h_2 \quad (158)$$

Обычно диаметр и высота камеры коксования составляют 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%; низшая теплота сгорания 8300 $\text{ккал}/\text{кг}$ [17]; удельная теплоемкость 0,30 $\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$.

Чтобы предотвратить закоксовывание труб печи, устанавливают скорость движения сырья на входе 2 м/сек и более. Кроме того, в трубы радиантной секции в зону температур 410—425 °С вводят турбулизатор — водяной пар под давлением 30—40 ат в количестве 1,6—3,0 вес. % на загрузку печи. При этом скорость паро-жидкостной смеси на выходе из печи достигает 30 м/сек. Продолжительность пребывания сырья в печи составляет 2 мин [26].

Для определения температуры выхода продуктов из камеры коксования составляют тепловой баланс, принимая: удельную теплоемкость сырья и продуктов коксования равной 0,6 и 0,7 ккал/(кг·град) соответственно; теплоту реакции 20—40 ккал/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/сутки по загрузке печи, или 250 т/сутки по коксу; объемная скорость подачи сырья $\omega = 0,13 \text{ ч}^{-1}$; плотность коксового слоя $\rho_{\text{к.с}} = 0,85 \text{ т/м}^3$; продолжительность заполнения камер коксом 24 ч.

Решение. Подсчитывают объем кокса, образующегося в камерах за сутки, по формуле (150):

$$v'_\text{к} = \frac{250}{0,85} = 295 \text{ м}^3/\text{сутки}$$

Определяют реакционный объем камер по формуле (151):

$$v_\text{р} = \frac{1100}{24 \cdot 0,995 \cdot 0,13} = 354 \text{ м}^3$$

Принимают диаметр реакционных камер $D = 4,6 \text{ м}$, 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 (154):

$$v_\text{к} = \frac{295}{24} = 12,3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Определяют приращение высоты коксового слоя в камере за 1 ч по формуле (155):

$$h_\text{к} = \frac{12,3}{16,6} = 0,74 \text{ м/ч}$$

Подсчитывают высоту коксового слоя в заполненной камере по формуле (156):

$$h_1 = 0,74 \cdot 24 = 17,8 \text{ м}$$

Находят высоту цилиндрической части камеры по формуле (153):

$$h_{\text{ц}} = \frac{354}{16,6} = 21,3 \text{ м}$$

Общая высота камеры (с учетом высоты полушаровых днищ):

$$H = h_{\text{ц}} + 2 \frac{D}{2} = 21,3 + 4,6 = 25,9 \text{ м}$$

Общее число камер $n = 2$, в одной из них протекает процесс, а из другой выгружается готовый кокс.

Пример 4. Определить размеры, число и время заполнения коксом реакционных камер установки замедленного коксования, если известно, что: сырьем является гудрон плотностью $d_4^{20} = 0,980$; производительность установки $G_c = 55\,600 \text{ кг/ч}$ по сырью; выход кокса $X_k = 27,0 \text{ вес. \%}$; сырье подается в камеру коксования с температурой 500°C ; объем паров, покидающих камеру коксования, $v_p = 3,2 \text{ м}^3/\text{сек}$; скорость движения паров в камере $u = 0,15 \text{ м/сек}$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 0,12 \text{ ч}^{-1}$; плотность коксового слоя $\rho_{\text{к.с}} = 0,80 \text{ т/м}^3$.

Решение. Определяют сечение и диаметр камеры коксования по уравнениям (152):

$$F = \frac{3,2}{0,15} = 21,4 \text{ м}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 21,4}{3,14}} = 5,2 \text{ м}$$

Подсчитывают реакционный объем камеры коксования (ее цилиндрической части) по уравнению (151):

$$v_p = \frac{55\,600}{980 \cdot 0,12} = 472 \text{ м}^3$$

Определяют высоту цилиндрической части камеры по формуле (153):

$$h_{\text{ц}} = \frac{472}{21,4} = 21,8 \text{ м}$$

Общая высота камеры, т. е. с учетом высоты полушаровых днищ, равна:

$$H = 21,8 + 5,2 = 27 \text{ м}$$

Объем кокса, образующегося за 1 ч:

$$v_k = \frac{55\,600 \cdot 0,27}{0,8 \cdot 1000} = 18,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем вспученной массы:

$$v_{\text{вс}} = 18,8 \cdot 3 = 56,4 \text{ м}^3$$

Коэффициент вспучивания по формуле (147) равен:

$$K_{\text{вс}} = 4,5 + 0,11(486 - 500) = 3,0$$

Определяют высоту вспученной массы:

$$h_2 = \frac{56,4}{21,4} = 2,6 \text{ м}$$

Продолжительность заполнения камеры коксом составляет:

$$\tau = \frac{(h_1 - h_2) 3,14 D^2}{v_{\text{к}} \cdot 4} = \frac{(21,8 - 2,6) 21,4}{18,8} \approx 22 \text{ ч}$$

Таким образом, установка состоит из двух камер с $D = 5,2 \text{ м}$ и $H = 27,0 \text{ м}$.

Расчет реактора и коксонагревателя на установках коксования в подвижном слое гранулированного коксового теплоносителя [15, 22, 26—29]. Процесс осуществляется при 510—540 °С и 1,5—3,0 ат. Сырье поступает в реактор с температурой 380—410 °С. Коксовый теплоноситель нагревается в коксонагревателе до температуры 580—600 °С. Средний диаметр частиц кокса составляет 3—12 мм. Каждая частица кокса пребывает в реакторе 6—10 мин. Кратность циркуляции 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 составляет 4—8 мм/сек. Показатели кокса следующие: насыпная плотность 0,85—1,02 т/м³; кажущаяся плотность 0,9—1,27 т/м³; истинная плотность 1,40—1,56 т/м³; пористость 10—15%.

Сырье подается в реактор с объемной скоростью 0,5—0,7 ч⁻¹. Удельные нагрузки реактора составляют 0,6 т/ч сырья на 1 м³ реакционного пространства и 6,25 т/ч его на 1 м² поперечного сечения реактора. Скорость паров при входе в коллекторы не превышает 0,5 м/сек. 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 температуре 580—600 °С составляет 25 кг/(м³·ч), при температуре 620 °С — 50 кг/(м³·ч). Удельная нагрузка коксонагревателя составляет 133—250 кг/ч кокса на 1 м² его сечения.

Размеры реактора коксования определяют следующим образом. Находят объем реактора ($v_{\text{р}}, \text{м}^3$):

$$v_{\text{р}} = \frac{G_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}} \omega} \quad (159)$$

где $G_{\text{с}}$ — количество сырья, поступающего в реактор, кг/ч;
 ω — объемная скорость подачи сырья, ч⁻¹;
 $\rho_{\text{с}}$ — плотность сырья, кг/м³.

Определяют количество кокса, находящегося одновременно в реакторе, ($G_k, кг$):

$$G_k = v_p \rho_k^H \quad (160)$$

где ρ_k^H — насыпная плотность кокса, $кг/м^3$.

По тепловому балансу реактора подсчитывают количество циркулирующего коксового теплоносителя ($G_{ц.к}, кг/ч$).

Подсчитывают продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе ($\tau, мин$):

$$\tau = \frac{G_k 60}{G_{ц.к}} \quad (161)$$

Находят высоту реактора ($H, м$):

$$H = 60\tau u \quad (162)$$

где u — линейная скорость движения коксовых частиц, $м/сек$.

Определяют сечение ($F, м^2$) и диаметр реактора ($D, м$):

$$F = \frac{v_p}{H} \quad (163)$$
$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}$$

Объем и сечение реактора также можно определить по его удельным нагрузкам:

$$v_p = \frac{G_c}{g_1} \quad (164)$$

$$F = \frac{G_c}{g_2} \quad (165)$$

где g_1 — удельная нагрузка реактора по сырью на $1 м^3$ реакционного пространства, $кг/(м^3 \cdot ч)$;

g_2 — удельная нагрузка реактора по сырью на $1 м^2$ сечения, $кг/(м^2 \cdot ч)$.

Размеры коксонагревателя определяют, исходя из его удельных нагрузок по сжигаемому коксу. При составлении теплового баланса реактора и коксонагревателя принимают следующие значения теплоемкости: воздуха — 0,24; кокса — 0,30 и дымовых газов — 0,25 $ккал/(кг \cdot град)$.

Пример 5. Определить диаметр и высоту реактора коксования с подвижным слоем гранулированного коксового теплоносителя, если известно, что: производительность установки $G_c = 33\ 200 кг/ч$ по сырью; насыпная плотность коксового теплоносителя $\rho_{нас} = 880 кг/м^3$; продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе $\tau = 10 мин$; скорость движения коксовых частиц $u = 0,8 см/сек$; кратность циркуляции коксового теплоносителя 14 : 1.

Решение. Подсчитывают количество циркулирующего коксового теплоносителя:

$$G_{ц.к} = 14,0 \cdot 33\,200 = 465\,000 \text{ кг/ч}$$

Находят количество 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 (162):

$$H = 0,008 \cdot 60 \cdot 10 = 4,8 \text{ м}$$

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°C , если известно, что: на установке с подвижным гранулированным коксовым теплоносителем циркулирует $G_{ц.к} = 647\,000 \text{ кг/ч}$ кокса; на сжигание 1 кг кокса расходуется $13,3 \text{ кг}$ воздуха; температура воздуха и коксового теплоносителя на входе в коксонагреватель составляет соответственно 300 и 510°C ; температура выходящих дымовых газов 600°C ; низшая теплота сгорания кокса $Q_p^H = 8000 \text{ ккал/кг}$; удельные теплоемкости воздуха $C_v = 0,24$; кокса $C_k = 0,30$ и дымовых газов $C_{д.г} = 0,25 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$.

Решение. Составляют тепловой баланс коксонагревателя и определяют количество кокса, которое необходимо сжечь:

$$\begin{aligned} G_{ц.к} C_{ц.к} 510 + G'_k C_k 510 + G_v C_v 300 + Q_p^H G'_k &= \\ = G_{д.г} C_{д.г} 600 + G_{ц.к} C_{ц.к} 600 \end{aligned}$$

Подставляя вышеприведенные значения, находим:

$$\begin{aligned} 647\,000 \cdot 0,3 \cdot 510 + G'_k \cdot 0,3 \cdot 510 + 13,3 G'_k \cdot 0,24 \cdot 300 + \\ + 8000 \cdot G'_k = (1 + 13,3) G'_k \cdot 0,25 \cdot 600 + 647\,000 \cdot 0,3 \cdot 600 \end{aligned}$$

откуда:

$$G'_k = \frac{116\,460\,000 - 98\,991\,000}{153 + 958 + 8000 - 2145} = 2500 \text{ кг/ч}$$

Расчет реактора на установках коксования в кипящем слое коксового теплоносителя [15, 17]. Этот процесс осуществляется при температуре 510—540 °С и давлении 1,4—1,6 ат. 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 0,33 ккал/(кг·град); низшая теплота сгорания 7800 ккал/кг [22].

Сырье поступает в реактор предварительно нагретым до 260—370 °С. Весовая скорость подачи загрузки в реактор 0,6—1,0 кг/(кг·ч). Скорость движения паров в реакторе 0,3—0,5 м/сек. 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 сек. В отпарную секцию подается водяной пар в количестве 0,2—0,3% на циркулирующий кокс. В коксонагревателе сжигают часть балансового кокса для нагрева коксового теплоносителя до температуры 600—620 °С. Давление в коксонагревателе над слоем кокса 1,2—1,6 ат. Продолжительность пребывания коксовых частиц в коксонагревателе 6—10 мин. Расход воздуха колеблется от 11 до 12 кг/кг сжигаемого кокса. Скорость движения дымовых газов составляет 0,5—0,7 м/сек. Интенсивность выжигания кокса колеблется от 30 до 40 кг/м³ слоя в 1 ч.

Размеры реактора определяют следующим образом. Подсчитывают сечение и диаметр реактора:

$$F = \frac{v_{\text{п}}}{u} \quad (166)$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}$$

где F — сечение реактора, м²;

D — диаметр реактора, м;

$v_{\text{п}}$ — объем паров, проходящих через реактор, м³/сек;

u — допустимая линейная скорость движения паров в реакторе, м/сек.

Количество циркулирующего кокса ($G_{\text{ц.к}}$, кг/ч) находят из теплового баланса реактора, либо по кратности циркуляции коксового теплоносителя (n):

$$G_{\text{ц.к}} = G_{\text{сн}} \quad (167)$$

где $G_{\text{с}}$ — производительность установки по сырью, кг/ч.

Определяют количество кокса, находящегося в реакторе ($G_{\text{к}}$, кг):

$$G_{\text{к}} = \frac{G_{\text{ц.к}} \tau}{60} \quad (168)$$

где τ — продолжительность пребывания кокса в реакторе, мин.

Подсчитывают объем кипящего коксового слоя в реакторе ($v_{к.с}$, $м^3$):

$$v_{к.с} = \frac{G_{к}}{\rho_{к.с}} \quad (169)$$

где $\rho_{к.с}$ — плотность кипящего слоя, $кг/м^3$.

Определяют высоту кипящего слоя ($h_{к.с}$, $м$) и общую высоту реактора (H , $м$):

$$h_{к.с} = \frac{v_{к.с}}{F} \quad (170)$$

$$H = h_{к.с} + h_{о.з} \quad (171)$$

где $h_{о.з}$ — высота отстойной зоны принимается равной высоте циклона 4,5—5,5 $м$, либо подсчитывается по времени 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, что: объемная скорость паров, проходящих через реактор, составляет $v_{п} = 2,85$ $м^3/сек$; скорость движения паров над кипящим слоем $u = 0,4$ $м/сек$; кратность циркуляции коксового теплоносителя 8,0; продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе $\tau = 7$ $мин$; плотность кипящего слоя $\rho_{к.с} = 450$ $кг/м^3$; производительность установки по сырью $G_{с} = 25\ 000$ $кг/ч$; высота отстойной зоны принимается равной $h_{о.з} = 4,6$ $м$.

Решение. Определяют сечение и диаметр реактора по формуле (166):

$$F = \frac{2,85}{0,4} = 7,1 \text{ м}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,1}{3,14}} = 3 \text{ м}$$

Количество циркулирующего кокса по уравнению (167) составляет:

$$G_{ц.к} = 25\ 000 \cdot 8,0 = 200\ 000 \text{ кг/ч}$$

Количество кокса, находящегося в реакторе, подсчитывают по формуле (168):

$$G_{к} = \frac{200\ 000 \cdot 7,0}{60} = 23\ 300 \text{ кг}$$

Объем и высоту кипящего слоя находят по уравнениям (169) и (170):

$$v_{к.с} = \frac{23\ 300}{450} = 51,8 \text{ м}^3$$

$$h_{к.с} = \frac{51,8}{7,1} = 7,3 \text{ м}$$

Высоту реактора определяют по уравнению (171):

$$H = 7,3 + 4,60 = 11,9 \text{ м}$$

Пример 8. Определить диаметр и высоту коксонагревателя установки коксования в кипящем слое теплоносителя, если известно, что: температура и давление в коксонагревателе 600°C и $1,8 \text{ ат}$; расход воздуха $59\,500 \text{ кг/ч}$; количество сжигаемого кокса 4800 кг/ч ; молекулярный вес дымовых газов 30 ; скорость движения дымовых газов над кипящим слоем кокса $u = 0,5 \text{ м/сек}$; количество циркулирующего кокса $G_{\text{ц.к}} = 600\,000 \text{ кг/ч}$; плотность кипящего слоя $\rho_{\text{к.с}} = 450 \text{ кг/м}^3$.

Решение. Подсчитывают объем дымовых газов:

$$v_{\text{д.г}} = \frac{59\,500 + 4800}{30} \cdot 22,4 \cdot \frac{273 + 600}{273} \cdot \frac{1}{3600 \cdot 1,8} = 23,6 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Определяют сечение и диаметр коксонагревателя:

$$F = \frac{23,6}{0,5} = 47,2 \text{ м}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 47,2}{3,14}} = 7,8 \text{ м}$$

Количество коксового теплоносителя, находящегося одновременно в коксонагревателе, составляет:

$$G_{\text{к.н}} = \frac{600\,000 \cdot 10}{60} = 100\,000 \text{ кг}$$

Находят объем и высоту кипящего слоя:

$$v_{\text{к.с}} = \frac{100\,000}{450} = 222 \text{ м}^3$$

$$h_{\text{к.с}} = \frac{222}{48,2} = 4,6 \text{ м}$$

Принимают высоту отстойной зоны равной $4,6 \text{ м}$, тогда высота коксонагревателя составляет:

$$H = 4,6 + 4,6 = 9,2 \text{ м}$$

Задачи

169. Определить выходы продуктов замедленного коксования гудрона ($d_4^{20} = 0,997$), если выход бензина ($d_4^{20} = 0,740$) составляет 20 объемн. %.

170. Составить материальный баланс процесса замедленного коксования крекинг-остатка ($d_4^{20} = 1,020$), если выход бензина ($d_4^{20} = 0,750$) составляет 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 вес.%; 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, что: выход газойля (фр. 205—500 °C) составляет 59 вес.%; температура процесса 520 °C.

173. Определить размеры и число реакционных камер установки замедленного коксования мазута ($d_4^{20} = 0,950$), если известно, что: загрузка камер коксования составляет $G_c = 3740$ т/сутки; продолжительность заполнения камер коксом $\tau = 22$ ч; выход кокса составляет 18,0 вес.% на загрузку камер; плотность коксового слоя $\rho_{к.с} = 0,75$ т/м³; объемная скорость подачи сырья составляет $\omega = 0,15$ ч⁻¹.

174. Определить размеры, число и продолжительность заполнения реакционных камер коксом на установке замедленного коксования крекинг-остатка ($d_4^{20} = 1,01$), если известно, что: сырье поступает в камеру с температурой 495 °C; выход кокса составляет 30,3 вес.%; производительность установки по сырью $G_c = 65\ 200$ кг/ч; коэффициент рециркуляции 0,4; количество паров, проходящих через камеру, $v_n = 2,8$ м³/сек; допустимая линейная скорость движения паров в камере $u = 0,10$ м/сек; объемная скорость подачи сырья $\omega = 0,18$ ч⁻¹.

175. Определить температуру продуктов замедленного коксования на выходе из реакционной камеры, если известно, что: сырьем является гудрон плотностью $d_4^{20} = 0,975$; производительность установки $G_c = 960$ т/сутки; сырье поступает в камеру с температурой 495 °C; выход кокса составляет 18,9 вес.%; в реакционную камеру поступает 60% сырья в паровой фазе; удельная теплоемкость продуктов коксования $C = 0,7$ ккал/(кг·град); теплота коксования $q_p = 30$ ккал/кг сырья; удельная теплоемкость кокса $C_k = 0,3$ ккал/(кг·град); потери тепла в окружающую среду 1 млн. ккал/ч.

176. Определить диаметр и высоту реактора установки коксования с подвижным гранулированным слоем кокса, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 65\ 520$ кг/ч; объемная скорость подачи сырья $\omega = 0,5$ ч⁻¹; насыпная плотность кокса $\rho_{нас} = 800$ кг/м³; плотность сырья $d_4^{20} = 0,985$; скорость движения коксовых частиц в реакторе $u = 8$ мм/сек; продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе $\tau = 12$ мин.

177. Определить размеры реактора на установке коксования с подвижным гранулированным слоем коксового теплоносителя, если известно, что: производительность установки по гудрону $G_c = 42\ 000$ кг/ч; удельные нагрузки реактора: 0,6 т/ч сырья на 1 м³ реакционного объема; 6,25 т/ч сырья на 1 м² поперечного сечения реактора.

178. В коксонагревателе установки коксования с подвижным гранулированным слоем коксового теплоносителя сжигается 2100 кг/ч кокса при температуре 600 °С и коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 1,05$. Определить размеры коксонагревателя, если удельные нагрузки его составляют: на 1 м³ коксонагревателя 50 кг/ч кокса и 250 кг/ч на 1 м² его сечения.

179. В коксонагревателе установки коксования с подвижным слоем теплоносителя сжигается 2650 кг/ч кокса при температуре 660 °С и коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 1,05$. Определить размеры коксонагревателя, если его удельные нагрузки составляют: на 1 м³ коксонагревателя 25 кг/ч кокса, на 1 м² его сечения — 200 кг/ч.

180. Определить количество кокса, которое необходимо сжечь в коксонагревателе, чтобы нагреть коксовый теплоноситель до 580 °С, если известно, что: на установке циркулирует 668 300 кг/ч коксового теплоносителя; теоретический расход воздуха составляет 13,15 кг/кг кокса; коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,05$; температура поступающего воздуха и коксового теплоносителя соответственно 350 и 480 °С; низшая теплота сгорания кокса $Q_p^H = 7800$ ккал/кг; удельная теплоемкость воздуха 0,24, кокса 0,30 и дымовых газов 0,25 ккал/(кг·град); температура выходящих дымовых газов 580 °С.

181. Определить диаметр и высоту реактора (без учета отпарной секции) установки коксования гудрона в кипящем слое кокса, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 40\,000$ кг/ч; скорость движения паров над кипящим слоем $u = 0,5$ м/сек; кратность циркуляции теплоносителя 7,2; продолжительность пребывания коксовых частиц в реакторе $\tau = 8$ мин; плотность кипящего слоя кокса $\rho_{к.с} = 500$ кг/м³; объем паров, проходящих через реактор, $v_n = 4,8$ м³/сек; высота отстойной зоны $h_{о.з} = 5,0$ м.

182. Определить температуру входа гудрона ($d_4^{20} = 1,000$) в реактор установки коксования в кипящем слое коксового теплоносителя, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 80\,000$ кг/ч; в реактор подаются: 560 000 кг/ч циркулирующего кокса с температурой 605 °С, 20 200 кг/ч водяного пара с температурой 400 °С и давлением 3 ат и 17 050 кг/ч циркулирующего газойля ($d_4^{20} = 0,925$) с температурой 450 °С; выходы продуктов коксования составляют (кг/ч): газа ($M = 34$) — 17 750, бензина с к. к. 205 °С ($d_4^{20} = 0,760$) — 14 800, газойля ($d_4^{20} = 0,900$) — 27 100 и кокса — 20 350; в реакторе поддерживается температура 530 °С; тепловой эффект процесса $q_p = 50$ ккал/кг сырья.

183. Определить диаметр и высоту коксонагревателя установки коксования в кипящем слое коксового теплоносителя, если известно, что: объем дымовых газов $v_{д.г} = 10,6$ м³/сек; скорость движения дымовых газов ($M = 30$) над кипящим слоем $u = 0,5$ м/сек; количество циркулирующего коксового теплоносителя $G_{ц.к} = 325\,000$ кг/ч; продолжительность пребывания коксовых частиц

в коксонагревателе $\tau = 8$ мин; плотность кипящего слоя $\rho_{к.с} = 450$ кг/м³; высота отстойной зоны $h_{о.з} = 4,9$ м.

184. Определить диаметр и высоту коксонагревателя установки коксования в кипящем слое теплоносителя, если известно, что: температура и давление в коксонагревателе 600 °С и 1,7 ат; расход воздуха 14 кг/кг кокса; в коксонагревателе сжигается 1500 кг/ч кокса; скорость движения дымовых газов над кипящим слоем $u = 0,6$ м/сек; количество циркулирующего теплоносителя $G_{ц.к} = 150\,000$ кг/ч; продолжительность пребывания коксовых частиц в коксонагревателе $\tau = 12$ мин; $\rho_{к.с} = 500$ кг/м³; молекулярный вес дымовых газов 30; высота отстойной зоны $h_{о.з} = 5,0$ м.

Расчет печей и реакторов установок пиролиза нефтяного и газового сырья

Процесс пиролиза широко применяют для получения этилена и пропилена как сырья для нефтехимической промышленности. В качестве сырья пиролиза могут служить все составные части нефти, начиная от углеводородных газов и кончая тяжелыми нефтяными остатками. В промышленности процесс пиролиза осуществляется в реакционных аппаратах — трубчатых печах, реакторах с подвижным слоем твердого теплоносителя, реакторах с кипящим слоем твердого теплоносителя.

Расчет печи на трубчатой установке пиролиза [30]. На этой установке сырье поступает в конвекционную камеру печи, где нагревается до 550—600 °С. Затем оно проходит радиантный экран, где протекает реакция пиролиза. Дымовые газы покидают печь с температурой 300—350 °С. Наиболее приемлемой конструкцией нагревательного аппарата является печь беспламенного горения с числом потоков 15—20. Трубы печи имеют диаметр до 150 мм, изготавливают их из стали марки Х23Н18 и допускают нагрев до 900 °С. Продолжительность пребывания газообразного сырья в зоне реакции составляет 0,7—1,5 сек, жидкого сырья 40—50 сек. Температура, при которой начинается реакция пиролиза, составляет 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, сек	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>n</i> -Бутан			
Этиленовый режим . . .	800	0,5—1,0	20
Пропилен-бутиленовый режим	750	1,0	20
Пропан			
Этиленовый режим . . .	800	1,0—1,5	15
Пропиленовый режим . .	775	1,0	15
Этан			
Этиленовый режим . . .	825—830	1,0	10

Интенсификация процесса с целью увеличения выхода целевых продуктов определяется так называемым фактором жесткости [30]:

$$\mu = T\tau^{0,6} \quad (172)$$

где μ — фактор жесткости;
 T — температура процесса, °К;
 τ — продолжительность реакции, сек.

Выходы продуктов пиролиза бензина прямой перегонки [31] приведены ниже (в вес. %):

	Режим		
	этиленовый	пропиленовый	бутиленовый
H ₂	1,26	0,9	0,8
CH ₄	19,30	17,2	13,8
C ₂ H ₆	4,50	5,1	4,8
C ₂ H ₄	32,6	25,6	21,4
C ₃ H ₈	0,80	0,5	0,6
C ₃ H ₆	14,75	16,4	16,1
C ₄ H ₁₀	1,52	1,3	1,1
C ₄ H ₈	2,26	5,8	7,8
C ₄ H ₆	3,08	3,1	2,7
ΣC ₅	1,93	2,1	3,4
Суммарный выход газа . .	82,00	78,0	72,5

Выходы продуктов пиролиза (с учетом рециркулирующих этана и пропана) приведены в табл. 4 [32].

Обычно при пиролизе газов и газового бензина к сырью добавляют 10—20 вес. % водяного пара; при пиролизе прямогонных бензинов 50—70 вес. % [33]. Весовая скорость движения сырья в змеевике печи с трубами диаметром 100 мм составляет для газообразных углеводородов 110—140 кг/(м²·сек), для бензиновых и более тяжелых нефтяных фракций 135—165 кг/(м²·сек) [31]. Более точные значения весовых скоростей движения сырья в трубах печи приведены ниже [15]:

Сырье	Весовая скорость, кг/(м ² ·сек)	Глубина превращения, %
	этан	112—127
пропан	127—137	70—85
бутан	137—157	75—90
лигройн	117—127	50—58*

* Выход углеводородов C₄ и легче.

Таблица 4. Выходы продуктов пиролиза с учетом рециркулирующих этана и пропана [32]

Показатели	Сырье						
	этановая фракция	пропановая фракция	бутановая фракция	газовый бензин	бензино-лигроиновая фракция	керосино-газойлевая фракция	тяжелые нефтяные продукты
Температура, °С	830	800	800	810	785	750	680
Расход водяного пара, вес. % . .	15	20	20	20	75	60	60
Глубина превращения за один проход сырья, вес. %	60	85	90	85	—	—	—
Выход газообразных углеводов, вес. %	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
бутиленов	1,7	1,8	5,8	3	5,5	4,8	2,2
бутадиена	—	—	—	1,6	4	2,7	0,8
Выход фракции C ₅ — 180 °С, вес. %	2	4	4,2	17,8	32	27	20

По данным заводской практики [15], при пиролизе этана и пропана линейная скорость движения сырья составляет на входе в печь 10—17 м/сек, на выходе из печи 150—200 м/сек. При этом перепад давления в печи достигает 0,7—2,0 ат. Допустимые тепловые напряженности труб реакционного змеевика печи пиролиза приведены ниже (в ккал/м²·ч) [15]:

Сырье	Диаметр труб, мм			
	50	75	100	112
этан	24 500	27 000	32 500	34 000
пропан	15 000	16 000	20 000	20 500
бутан и тяжелее . .	12 000	13 500	16 000	17 000

Продукты пиролиза из трубчатой печи поступают в закалочный аппарат, где при помощи воды мгновенно снижается их температура и прекращается реакция разложения. Если тепло продуктов пиролиза в дальнейшем используется для производства водяного пара, то 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 составляет 3400—4100 кг/ч. В печах беспламенного горения рекомендуется применять трубы диаметром 140 × 8 мм. В настоящее время производительность печей новых конструкций достигает примерно 6000 кг/ч на один поток, а средняя

тепловая напряженность при температуре 750—820 °С — 30 000—32 000 ккал/(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 , ккал/ч) при заданном перепаде давления (ΔP , кг/м²):

$$Q = \pi d l q_{\text{ср}} N_1 \quad (173)$$

$$\Delta P = f_{\text{т}} \frac{L}{d} \cdot \frac{\gamma u^2}{2g} N_2 \quad (174)$$

где $q_{\text{ср}}$ — средняя тепловая напряженность поверхности радиантных труб, ккал/(м²·ч);

N_1 — число труб, необходимых для передачи тепла;

$f_{\text{т}}$ — коэффициент трения;

γ — удельный вес газа, кг/м³;

u — средняя линейная скорость газа, м/сек;

g — ускорение силы тяжести, м/сек²;

N_2 — число труб в змеевике;

L — эквивалентная длина одной трубы с калачом, м;

l — длина прямого участка трубы, м;

$$L = l + 60d \quad (175)$$

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 (τ , сек) смеси в реакционной зоне:

$$\tau = \frac{v_p}{v} = \frac{3600 v_p \rho_{\text{см}}}{G_c} \quad (176)$$

где v_p — объем реакционной зоны, м³;

v — объем газового потока, м³/сек;

$\rho_{\text{см}}$ — плотность реакционной смеси, кг/м³;

G_c — нагрузка реактора по сырью, кг/ч.

Учитывая, что:

$$Q = \pi d l N_1 q_{\text{ср}} = \frac{\pi d^2}{4} u \Delta Q_1 \quad (177)$$

где ΔQ_1 — удельный расход тепла в реакционной зоне змеевика, рассчитанный на единицу объема газа при нормальных условиях, ккал/м³ газа (тепло, идущее на подогрев смеси, не входит в величину ΔQ_1).

диаметр труб рассчитывают по формуле:

$$d = \frac{4 q_{\text{ср}}}{\Delta Q_1} \cdot \frac{l N_1}{u} = \frac{4 q_{\text{ср}} \tau}{\Delta Q_1 \cdot 3600} \quad (178)$$

где τ находят из следующего равенства:

$$V_p = \frac{\pi d^2 l N_1}{4} = \frac{\pi d^2}{4} u \tau$$

откуда

$$\tau = \frac{l N_1}{u}$$

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 ($Q_{\text{пол}}$, ккал/ч), переданного через поверхность труб радиантной секции:

$$Q_{\text{пол}} = Q_p + Q_{\text{в.п}}^{\text{п}} + Q_{\text{п.с}}^{\text{п}} \quad (179)$$

где Q_p — тепло реакции, ккал/ч;

$Q_{\text{в.п}}^{\text{п}}$ — тепло перегрева водяного пара, ккал/ч;

$Q_{\text{п.с}}^{\text{п}}$ — тепло перегрева паров сырья, ккал/ч.

Затем рассчитывают поверхность радиантных труб, исходя из полной тепловой нагрузки ($Q_{\text{пол}}$, ккал/ч) и средней тепловой напряженности поверхности радиантных труб ($q_{\text{ср}}$, ккал/м²·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 , м³) определяют ориентировочно по формуле:

$$v_p = \frac{v \left[0,5 (1 + K) + z \frac{M_6}{M_B} \right] (273 + t) \tau P_1}{3600 (273 + 20) \Pi} \quad (180)$$

где v — объем (при нормальных условиях) паров сырья, подаваемого в реактор, м³/ч;

K — коэффициент увеличения объема газообразной реакционной смеси в результате реакции;

z — весовое отношение добавки водяного пара к сырью;

M_6 — масса 1 кмоль бензина (сырья), кг/кмоль;

M_B — масса 1 кмоль воды, кг/кмоль;

t — температура реакции, °С;

τ — продолжительность контакта в зоне реакции по условиям режима, сек;

P_1 — атмосферное давление, ат;

Π — среднее абсолютное давление в зоне реакции, ат.

Коэффициент K увеличения объема газообразной смеси определяют по формуле:

$$K = \frac{\rho_6}{\rho_{\text{см}}} \quad (181)$$

где ρ_6 и $\rho_{см}$ — плотности соответственно паров исходного бензина и смеси паров бензина и газов пиролиза на выходе из реактора (в $кг/м^3$), равные:

$$\rho_6 = \frac{M_6}{22,4}$$

$$\rho_{см} = \frac{1}{\frac{X'}{\rho_r} + \frac{1-X'}{\rho_{ж}}} \quad (182)$$

где X' — глубина превращения в конце реакционного змеевика;
 ρ_r и $\rho_{ж}$ — плотность соответственно газообразных продуктов и паров жидких продуктов, $кг/м^3$; 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:

$$\frac{dX}{d\tau} = \frac{k(1-X)}{1-\beta(1-X)} \quad (183)$$

или после интегрирования:

$$k = \frac{1}{\tau} \left[\ln \frac{1}{1-X} - \beta X \right] \quad (184)$$

где X — средняя глубина превращения бензина в реакционном змеевике;
 K — константа скорости реакции, $сек^{-1}$;
 β — коэффициент самоторможения реакции.

При пиролизе бензина в интервале температур 700—800 °C коэффициент самоторможения β приобретает следующие значения:

Температура, °C .	700	725	750	775	800
Коэффициент β . .	1,26	1,57	1,72	1,78	1,81

В интервале температур 700—800 °C энергия активации разложения бензина первичной перегонки составляет 38 200 *кал/моль*, поэтому:

$$\lg k = 7,49 - \frac{38200}{4,576T} \quad (185)$$

Для расчета глубины превращения принимают значение приращения глубины превращения в реакционном змеевике и затем последнее проверяют по уравнению:

$$\Delta X = W \frac{v_p}{G_c} \quad (186)$$

где ΔX — приращение глубины превращения бензина в реакционном змеевике, доли единицы;
 W — скорость реакции, $\text{кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$;
 v_p — объем зоны реакции, м^3 ;
 G_c — количество бензина (сырья), поступающего в зону реакции, $\text{кмоль}/\text{ч}$.

Скорость реакции (W , $\text{кмоль}/\text{м}^3 \cdot \text{ч}$) определяют по формуле:

$$W = \frac{3600kG_c(1-X)}{v[1-\beta(1-X)]} \quad (187)$$

где v — объем реакционной смеси, проходящей через реактор в единицу времени (в рабочих условиях), $\text{м}^3/\text{ч}$.

При известной тепловой напряженности труб змеевика максимальная температура стенки трубы ($\Theta_{\text{макс}}$, $^\circ\text{C}$) может быть определена по формуле [30]:

$$\Theta_{\text{макс}} = t_p + \frac{q_{\text{ср}}}{\phi a} + \frac{\delta q_{\text{ср}}}{\phi \lambda} \quad (188)$$

где t_p — температура реакционной смеси в зоне реакции для жесткого этиленового режима (860°C);
 ϕ — коэффициент неравномерности обогрева труб (по окружности стенки);
 a — коэффициент теплоотдачи от стенки труб к потоку, составляющий в условиях пиролиза $465\text{--}625 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$;
 δ — толщина стенки трубы ($0,009 \text{ м}$);
 λ — коэффициент теплопроводности стенки, равный $18 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$.

Для двухрядного экрана (с шагом труб, равным двум диаметрам) $\phi = 0,55$; для однорядного экрана двухсветного облучения $\phi = 0,84$.

Пример 1. Определить число потоков и продолжительность пребывания сырья и продуктов пиролиза в радиантных трубах печи, если известно, что: сырьем служит низкооктановый бензин (фр. $40\text{--}160^\circ\text{C}$); температура на выходе из печи 750°C ; производительность установки по сырью $15\,000 \text{ кг}/\text{ч}$; выходы продуктов (вес. %): газа до C_4 — $59,0$, бензина с к. к. 200°C — $30,0$, фракции выше 200°C — $10,0$, кокса — $1,0$; молекулярный вес газа $29,6$; в трубы печи подается водяной пар в количестве 50 вес. % на сырье; давление на входе в радиантную секцию $2,0 \text{ ат}$, на выходе $1,5 \text{ ат}$; число радиантных труб $N = 22$; длина одной трубы 8 м .

Решение. Определяют число потоков в радиантной секции (при этом принимают весовую скорость подачи сырья $U = 120 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{сек})$), 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^2 .

Находят объем сырья и водяного пара на входе (v_1) и на выходе (v_2) из радиантной секции по формуле Клапейрона:

$$M_c = 60 + 0,3 \frac{40 + 160}{2} + 0,001 \left(\frac{40 + 160}{2} \right)^2 = 100,0$$

$$M_b = 60 + 0,3 \frac{40 + 200}{2} + 0,001 \cdot 120^2 = 110,4$$

$$M_{\text{фр. 200-260 } ^\circ\text{C}} = 60 + 0,3 \cdot 230 + 0,001 \cdot 230^2 = 182$$

где M_c , M_b , $M_{\text{фр. 200-260 } ^\circ\text{C}}$ — молекулярные веса сырья, бензина и фракции 200—260 °С, определяемые по формуле Войнова.

$$v_1 = \left(\frac{15000}{100} + \frac{7500}{18} \right) \cdot 22,4 \cdot \frac{520 + 273}{273 \cdot 2,0 \cdot 3600} = 5,12 \text{ м}^3/\text{сек}$$

$$v_2 = \left(\frac{15000 \cdot 0,30}{110,4} + \frac{15000 \cdot 0,1}{182} + \frac{7500}{18} + \frac{15000 \cdot 0,59}{29,6} \right) \times \\ \times \frac{22,4 (750 + 273)}{273 \cdot 1,5 \cdot 3600} = 11,8 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Подсчитывают среднюю плотность паров, в радиантных трубах:

$$\rho_1 = \frac{G}{v_1}$$

$$\rho_2 = \frac{G}{v_2}$$

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{\rho_1 + \rho_2}{2} = \frac{G \left(\frac{1}{v_1} + \frac{1}{v_2} \right)}{2} = \frac{G}{2} \left(\frac{1}{v_1} + \frac{1}{v_2} \right) = \\ = \frac{15000 + 7500}{2 \cdot 3600} \left(\frac{1}{5,12} + \frac{1}{11,8} \right) = 0,9 \text{ кг/м}^3$$

где G — масса паров, кг;

ρ_1 и ρ_2 — плотность паров на входе и выходе из радиантных труб, кг/м³;

$\rho_{\text{ср}}$ — средняя плотность паров, кг/м³.

Определяют продолжительность пребывания паров в радиантных трубах:

$$\tau = \frac{L\rho_1}{U}$$

$$L = Nl + (N - 1)\pi d = 11 \cdot 8 + (11 - 1) \cdot 3,14 \cdot 0,15 = 92,7 \text{ м}$$

$$\tau = \frac{92,7 \cdot 0,9}{120} = 0,7 \text{ сек}$$

где L — длина всех труб, м;

d — наружный диаметр труб, м;

l — длина одной трубы, м;

N — число радиантных труб;

U — весовая скорость подачи сырья, кг/(м²·ч).

Пример 2 [33]. Провести кинетический расчет радиантной части змеевика реактора, если известно, что: тепловая нагрузка радиантной камеры печи $Q_{\text{пол}}^T = 5468 \cdot 10^3$ ккал/ч; расход тепла на реакцию пиролиза $Q_p = 2073 \cdot 10^3$ ккал/ч; температура продуктов на выходе из змеевика 750°C ; продолжительность контакта $\tau = 1$ сек; среднее давление в зоне реакции змеевика $P = 3$ атм; расход водяного пара 100% на сырье; глубина превращения $X' = 72$ вес.%; молекулярный вес бензина 115; количество поступающего бензина $G = 3500$ кг/ч; трубы диаметром $d = 140 \times 8$ мм и длиной $l = 12$ м; число труб реакционной зоны $N = 15$; плотность продуктов пиролиза на выходе из печи $\rho_{\text{см}} = 1,31$ кг/м³.

Решение. Определяют объем зоны реакции по формуле (180):

$$K = \frac{M_6}{22,4\rho_{\text{см}}} = \frac{115}{22,4 \cdot 1,31} = 3,92$$

$$v = \frac{3500 \cdot 22,4}{115} = 682 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$v_p = \frac{682 \left[0,5 (1 + 3,92) + 1 \cdot \frac{115}{18} \right] (273 + 750) \cdot 1 \cdot 1}{3600 (273 + 20)3} = 1,95 \text{ м}^3$$

Необходимое число труб реакционной зоны:

$$N = \frac{1,95}{0,785 \cdot 0,124^2 \cdot 12} = 13,5$$

Принимают температуру на входе в зону реакции 700°C , а температурную поправку на отклонение от линейного закона 2°C . Средняя температура равна:

$$t_{\text{ср}} = 700 + \frac{750 - 700}{2} + 2 = 727^\circ\text{C}$$

Задаются приращением глубины превращения в зоне реакции $\Delta X = 0,56$ и поправкой на отклонение от линейного закона $\Delta x = 0,02$. Средняя глубина превращения составляет:

$$X = (X' - \Delta X) + \frac{\Delta X}{2} + \Delta x = (0,72 - 0,56) + \frac{0,56}{2} + 0,02 = 0,46$$

В то же время по формуле (186):

$$\Delta X = W \frac{v_p}{G_c}$$

где $G_c = \frac{3500}{115} = 30,43$ кмоль/ч.

По формуле (185):

$$\lg k = 7,49 - \frac{38200}{4,576 T_{\text{ср}}} = 7,49 - \frac{38200}{4,576 (273 + 727)} = -0,86$$

$$k = 0,138$$

По формуле (187):

$$W = \frac{3600 \cdot 0,138 \cdot 30,43 (1 - 0,46)}{6420 [1 - 1,58 (1 - 0,46)]} = 8,7 \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$$

где 6420 — расчетный объем реакционной смеси, проходящей через реактор (в рабочих условиях), $\text{м}^3/\text{ч}$.

Таким образом, приращение глубины превращения:

$$\Delta X = \frac{8,7 \cdot 1,95}{30,43} = 0,558$$

т. е. полученное значение соответствует принятому.

На установках с подвижным слоем твердого теплоносителя пиролиз мазута и гудрона осуществляют при температуре 580—680 °С. Кратность циркуляции теплоносителя на этих установках составляет 20—30 $\text{кг}/\text{кг}$. В качестве теплоносителя применяют окись алюминия, окись кремния, углеродистый кальций, кокс, шамот, базальт, кварцевый песок и силикагель [34, 35]. Характеристика коксового теплоносителя приведена на стр. 137. Песок имеет истинную плотность 2,5—2,8 $\text{г}/\text{см}^3$ и насыпную плотность 1,4—1,6 $\text{г}/\text{см}^3$. В нагревателе теплоноситель подогревается при помощи дымовых газов до 900—950 °С и затем поступает в реактор. Тепловая напряженность нагревателя достигает 2,5 млн. $\text{ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$. Сырье — тяжелые нефтяные остатки нагревают в печи до 350—500 °С и подают в реактор. К сырью добавляют 40—45 вес. % водяного пара.

На этих же установках пиролизу можно подвергать этан и пропан при следующих условиях: температура 760—815 °С; давление 1,35—3,1 ат ; продолжительность контакта 1—2 сек . При пиролизе этана и пропана в подогревателе твердый теплоноситель может нагреваться до 1370 °С [36].

На установках с кипящим слоем твердого теплоносителя [37] источником тепла служат коксовые частицы размером 0,25—1,0 мм . Коксовый теплоноситель нагревается в подогревателе до 900 °С. Скорость движения дымовых газов в подогревателе составляет 0,2—0,5 $\text{м}/\text{сек}$. 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 в количестве 0,2 $\text{кг}/\text{кг}$. Продолжительность контакта сырья с теплоносителем составляет 0,1—0,6 сек . Кратность циркуляции теплоносителя 20—30 $\text{кг}/\text{кг}$ сырья.

При пиролизе прямогонного бензина с пределами выкипания 45—140 °С [38] температура равна 820 °С, продолжительность контакта 0,5 сек , расход водяного пара 0,55 $\text{кг}/\text{кг}$ сырья. Теплота процесса пиролиза на 1 кг сырья составляет для *n*-бутана +300 ккал , для бензина +350 — +500 ккал .

Пиролиз нефти [39] проводят при температуре 750 °С и кратности циркуляции теплоносителя 10—15 $\text{кг}/\text{кг}$. Продолжительность реак-

ции не превышает 1 сек. Весовая скорость подачи сырья [40] составляет 0,05—0,1 ч⁻¹, расход водяного пара 50—75 вес. % на сырье.

В табл. 5 приведены условия и выходы продуктов пиролиза тяжелых видов сырья в кипящем слое теплоносителя [41].

Таблица 5. Условия пиролиза тяжелых видов сырья и выход продуктов

Показатели	Магут	Гудрон			Крекинг-ос-татоқ
		бакинский	туймазин-ский	ромаш-кинский	
<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 ⁻¹	4,0	5,0	10,0	6,0	5,0
Продолжительность контакта, сек	12,3	7,8	5,25	9,6	8,7
Выход, вес. %					
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, вес. %</i>					
H ₂	1,13	0,52	1,27	0,84	1,01
CH ₄	11,2	9,37	9,95	5,77	7,86
C ₂ H ₆	2,32	5,76	3,80	9,36	2,38
C ₂ H ₄	15,7	16,0	14,3	11,1	10,06
C ₃ H ₈	0,38	1,54	5,6	0,52	1,32
C ₃ H ₆	8,67	7,70	0,26	6,65	7,83
C ₄ H ₁₀	0,56	0,34	0,20	0,37	0,21
C ₄ H ₈	3,22	2,51	2,20	2,11	1,70
Высшие углеводороды	4,12	5,46	2,22	0,29	3,83
Олефины C ₂ —C ₄	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 (μ) процесса пиролиза бензина при: $t_1 = 780^\circ\text{C}$ и $\tau_1 = 0,5$ сек; $t_2 = 780^\circ\text{C}$ и $\tau_2 = 1,0$ сек; $t_3 = 800^\circ\text{C}$ и $\tau_3 = 0,5$ сек.

186. Определить среднюю тепловую напряженность труб и максимальную температуру стенки трубы змеевика-реактора печи пиролиза бензина, если известно, что: температура смеси в зоне реакции 860°C ; тепловая напряженность труб диаметром 133×9 мм составляет $67\,500$ ккал/(м²·ч); трубы диаметром 102×8 мм расположены в виде однорядного экрана двухсветного облучения ($\Phi_2 =$

$= 0,84$); коэффициент теплоотдачи от стенки труб к потоку $a_2 = 625$ ккал/($m^2 \cdot ч \cdot град$); коэффициент теплопроводности $\lambda = 18$ ккал/($m^2 \cdot ч \cdot град$).

187. Определить полезную тепловую нагрузку (Q) печи трубчатой установки пиролиза n -бутана, если известно, что: производительность установки по сырью 10 000 кг/ч; температура сырья на входе и продуктов пиролиза на выходе из печи составляет соответственно 300 и 800 °С; к сырью добавляют водяной пар в количестве 20 вес. %; параметры водяного пара — температура 179 °С, давление 30 ат; теплота реакции $q_p = 300$ ккал/кг сырья.

188. Определить число потоков (n) и продолжительность пребывания τ сырья и продуктов пиролиза в радиантных трубах печи, если известно, что: сырьем служит пропан; производительность установки по сырью 40 000 кг/ч; температура на входе в радиантные трубы и выходе из печи 550 и 815 °С соответственно; выход продуктов (вес. %): H_2 —2,8, CH_4 —17,8, C_2H_2 —0,8, C_2H_4 —29,5, C_2H_6 —9,2, C_3H_6 —14,0, C_3H_8 —24,7, кокс—1,2; в трубы печи подается водяной пар в количестве 15 вес. % на сырье; давление на входе в секцию 1,8 ат и на выходе из нее 1,3 ат; количество тепла, передаваемого радиантными трубами, составляет 22 млн. ккал/ч.

189. Определить объем реакционной зоны в трубчатой печи пиролиза бензина, если известно, что: нагрузка печи по сырью — бензину ($d_4^{20} = 0,740$; $M = 110$) 12 000 кг/ч и продолжительность реакции 0,55 сек; температура и давление в реакционном змеевике соответственно составляют 850 °С и 2,3 ат; расход водяного пара 50 вес. %; глубина превращения 65%; молекулярный вес газов пиролиза 25.

190. Определить количество охлаждающей воды (G) для закалки пиролизного газа, если известно, что: температура газа в закалочном аппарате снижается с 800 до 200 °С; количество газа составляет 10 000 кг/ч и водяного пара 2000 кг/ч; молекулярный вес продуктов пиролиза 30.

191. Определить размеры реактора на установке пиролиза с движущимся слоем коксового теплоносителя, если известно, что: сырьем служит пропан; производительность реактора $G_c = 4500$ кг/ч по сырью; насыпная и истинная плотности теплоносителя 800 и 1700 кг/ m^3 соответственно; условия процесса: температура 825 °С, давление 1,8 ат и продолжительность пребывания сырья в реакторе 1,2 сек; количество подаваемого водяного пара составляет 80 вес. % на сырье; отношение высоты реактора к диаметру составляет 2,5 : 1.

192. Определить продолжительность контакта и размеры реактора установки пиролиза в кипящем слое песка, если известно, что: сырьем служит пропан в количестве 3200 кг/ч; в реактор подается водяной пар в количестве 70 вес. % на сырье; выход продуктов (вес. %): газа — 89,9, бензина с к. к. 200 °С — 9,5, кокса и потери — 0,6; условия процесса: температура 800 °С, давление 2,0 ат; весовая скорость подачи сырья $w = 0,1$ ч⁻¹; плотность кипящего слоя

$\rho_{к.с} = 1200 \text{ кг/м}^3$, насыпная и истинная плотности песка 1600 и 2500 кг/м^3 соответственно; линейная скорость движения паров в реакторе $u = 0,6 \text{ м/сек}$; 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], что: сырье — гудрон плотностью $d_4^{20} = 0,9960$; производительность установки $G_c = 55\,000 \text{ кг/ч}$ по сырью; условия процесса: температура 780 °С, давление 1,8 ат, объемная скорость подачи сырья 6,0 ч^{-1} и продолжительность контакта 9,6 сек; выход продуктов (вес. %): газа — 37,2, жидких углеводородов — 35,5, кокса и потери — 27,3; молекулярный вес газа и жидких углеводородов соответственно 21,5 и 200; количество подаваемого в реактор водяного пара составляет 45 вес. % 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, что: сырьем процесса служит пропан; производительность установки по сырью $G_c = 3500 \text{ кг/ч}$; кратность циркуляции теплоносителя 20; температура и давление в нагревателе 900 °С и 1,5 ат; коксовый теплоноситель поступает в нагреватель с температурой 800 °С; топливом служит газ с нижней теплотой сгорания $Q_p^H = 12\,000 \text{ ккал/кг}$; удельный расход воздуха 15 кг/кг кокса; скорость движения дымовых газов в нагревателе $u = 0,4 \text{ м/сек}$; продолжительность пребывания теплоносителя в нагревателе $\tau = 8,0 \text{ мин}$; высота отстойной зоны $h_{о.з} = 4,6 \text{ м}$.

Глава 7

РЕАКТОРЫ И РЕГЕНЕРАТОРЫ КАТАЛИТИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Расчет аппаратов установок каталитического крекинга

Процесс каталитического крекинга получил широкое распространение и в СССР и за рубежом. Этот процесс непрерывно совершенствуется: увеличивается мощность установок по сырью, алюмосиликатные катализаторы заменяются цеолитами. В технологии крекинга с пылевидным катализатором происходит переход от крекинга в кипящем слое к крекингу в прямоточных реакторах (пневоподъемниках). При крекинге нефтяного сырья в присутствии цеолитов увеличиваются глубина превращения сырья, выход бензина и изобутана, несколько улучшается качество бензина. Из-за более высокой активности и стабильности цеолитов по сравнению с алюмосиликатным катализатором расход их значительно меньше. Характеристика алюмосиликатного и цеолитсодержащего катализаторов [42, 43] приведена в табл. 6.

Таблица 6. Характеристика алюмосиликатного и цеолитсодержащего катализаторов

Показатели	Алюмосиликатный		Цеолитсодержащий
	шариковый	пылевидный	
Средний диаметр частиц, мм	3	0,04—0,08	—
Плотность, т/м ³			
насыпная	0,70	0,82	0,72
кажущаяся	1,1	1,38	1,12
истинная	2,42	2,25	1,85
Удельная поверхность, м ² /г	420	374	150
Удельный объем пор, см ³ /г	0,50	0,39	0,35
Средний диаметр пор, Å	47	30	—

Процесс каталитического крекинга осуществляется при температуре 450—510 °С и абсолютном давлении 1,7—1,8 ат. В качестве сырья наиболее широко используют тяжелый вакуумный газойль прямой перегонки нефти.

В данной главе приведены задачи на составление материальных балансов процесса, расчет реакторно-регенераторного блока установок каталитического крекинга с подвижным и кипящим слоями

катализатора и расчет печей для дожига окиси углерода [17, 42, 44—50].

Материальный баланс процесса. Выход продуктов каталитического крекинга можно определить по эмпирическим формулам Б. И. Бондаренко [42], а также по таблицам и графикам Нельсона [17]. Формулы Б. И. Бондаренко справедливы лишь для каталитического крекинга прямогонных керосиновых и соляровых дистиллятов при однократном их пропуске. Метод Нельсона позволяет

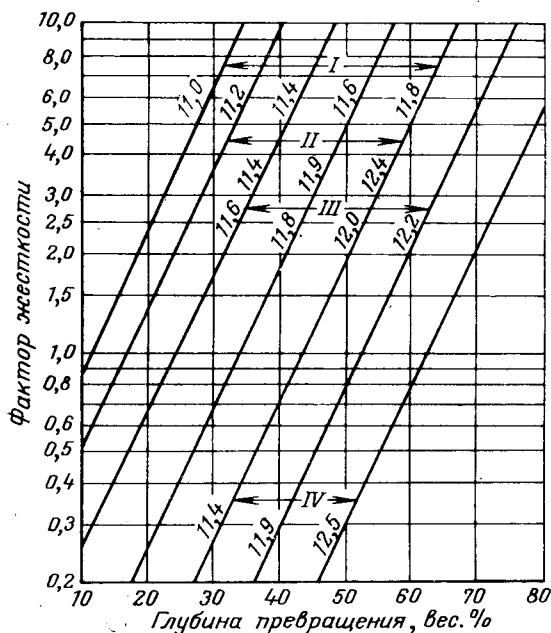


Рис. 48. Зависимость глубины превращения за однократный пропуск сырья каталитического крекинга от фактора жесткости; цифры на кривых — значения характеризующего фактора сырья: I — сырье, подвергнутое крекингу; II — легкий газойль прямой перегонки; III — сырье, очищенное растворителем; IV — тяжелый газойль прямой перегонки.

приблизительно подсчитать выход продуктов для различных видов сырья и с разной степенью рециркуляции газойля. Согласно этому методу, сначала 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. 48, 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. 7.

Таблица 7. Влияние различных факторов каталитического крекинга на глубину превращения сырья

Активность катализатора	Температура в реакторе, °С	Содержание кокса на регенерированном катализаторе, %	Поправка к глубине превращения, вес. % на сырье
15	—	—	—18
20	—	—	—11
25	—	—	—5
27,5	468	—	—2,6
28,5	474	0,8	—1,6
—	478	0,6	—0,7
30	482	0,5	0
—	486	0,4	+0,7
32	490	0,3	+1,5
33	496	0,2	+2,5
36	510	—	+5,2
38	524	—	+8,0
40	—	—	+10,0
45	—	—	+14,0

Например, если глубина превращения сырья составляет 60 вес. %, то при заданных условиях крекинга (см. табл. 7) — температуре 486 °С, активности катализатора 32 и остаточном содержании кокса 0,6% она составит: $X = 60 + 0,7 + 1,5 - 0,7 = 61,5$ вес. %.

По графику на рис. 49 определяют выход продуктов крекинга. Если значение характеризующего фактора сырья отличается от 11,8—12,0, то выход продуктов определяют по рис. 50 и 51. В зависимости от системы установки каталитического крекинга вносят коррективы в материальный баланс процесса, умножая полученные значения выхода продуктов на коэффициенты, приведенные в табл. 8

Таблица 8. Значения поправочных коэффициентов для расчета выхода продуктов каталитического крекинга

Продукт	Поправочный коэффициент для установок 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

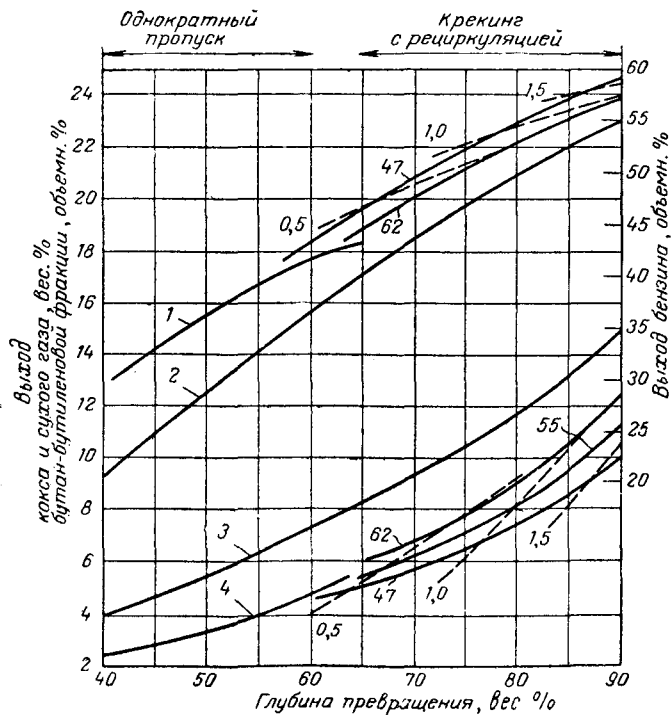


Рис. 49. Зависимость выхода продуктов каталитического крекинга от глубины превращения сырья с характеризующим фактором 11,8—12,0:

цифры на кривых: 47, 55 и 62 вес. % — глубина превращения сырья за однократный пропуск; 0,5, 1,0 и 1,5 — коэффициент рециркуляции; 1 — дебутанизированный бензин; 2 — бутан-бутиленовая фракция; 3 — сухой газ (пропан и более легкие); 4 — кокс.

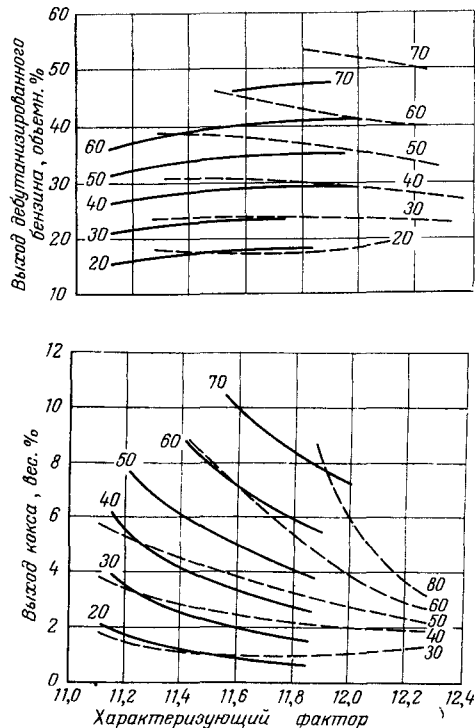


Рис. 50. Влияние природы сырья на выход продуктов каталитического крекинга:

пунктирные линии — сырье прямой перегонки; сплошные линии — сырье вторичного происхождения; цифры на кривых — глубина превращения, вес. %

Г. М. Панченков с соавторами [44], обработав опытные данные о кинетике реакций каталитического крекинга в кипящем слое катализатора, предложил следующее уравнение зависимости выхода бензина (X_6 , вес. %) от глубины превращения сырья:

$$X_6 = \frac{X(1-X)}{1+X(k-1)} \quad (189)$$

где X — глубина превращения сырья, вес. %;
 k — константа скорости реакции.

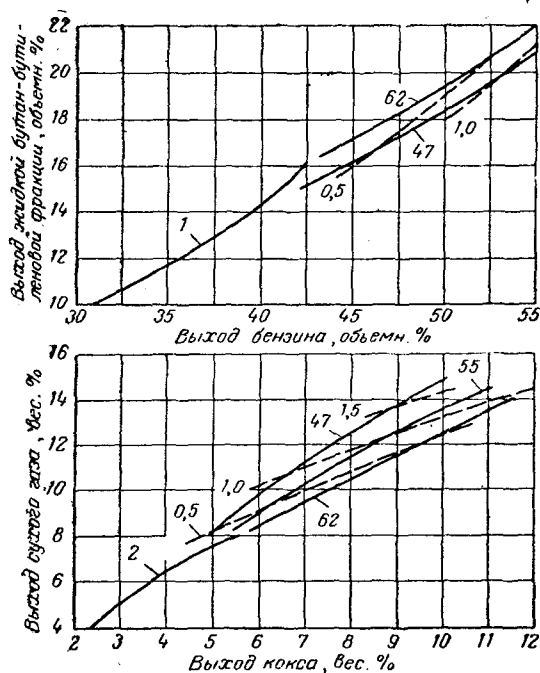


Рис. 51. Выход сухого газа и бутан-бутиленовой фракции при каталитическом крекинге: 1, 2 — соответственно выход сухого газа и бутан-бутиленовой фракции при крекинге без рециркуляции; цифры на кривых: 47, 55 и 62 вес. % — глубина превращения сырья за однократный пропуск; 0,5, 1,0 и 1,5 — коэффициент рециркуляции.

Для определения оптимальной глубины превращения $X_{\text{опт}}$, соответствующей максимальному выходу бензина $X_{6,\text{макс}}$, следует продифференцировать уравнение (189) (см. *Пример 2*) и приравнять полученную производную нулю.

Для керосино-газойлевой фракции плотностью $d_4^{20} = 0,866$, молекулярного веса 220, с содержанием ароматических и олефиновых углеводородов 21—28%, нафтеновых 19—30%, парафиновых 40—55% и для алюмосиликатного катализатора состава (вес. %): 86,3 SiO_2 , 12,7 Al_2O_3 , 0,5 CaO , 0,3 SO_4^{2-} , 0,12 Fe_2O_3 , 0,35 Na_2O значение константы k составляет 0,28—0,30 при 450—465 °С.

Г. М. Панченков с сотрудниками [45, 47] вывели следующую зависимость содержания кокса на катализаторе от продолжительности пребывания последнего в зоне реакции:

$$X'_k = A\tau + B(1 - e^{-D\tau}) \quad (190)$$

где X_k' — содержание кокса на катализаторе, вес. %;
 τ — продолжительность пребывания катализатора в зоне реакции, ч;
 A, B и D — константы коксообразования, зависящие от условий процесса; для крекинга керосино-газойлевой фракции при 450 °С эти константы соответственно составляют 0,0075; 1,17 и 0,0955.

Уравнение (190) хорошо описывает процесс в интервале 430—450 °С.

Д. И. Орочко и Г. Н. Черникова [46] вывели уравнения зависимости выхода продуктов (X , вес. доли) от глубины превращения тяжелого газойля на установке каталитического крекинга с реактором ступенчато-противоточного типа:

легкого газойля

$$X_{л.г} = \frac{1}{1-K'} [(1-X)^{K'} - (1-X)] \quad (191)$$

бензина

$$X_6 = \frac{K'}{(1-K')(K'-K'')} [(1-X)^{K''} - (1-X)^{K'}] + \frac{K'}{(1-K')(1-K'')} [(1-X) - (1-X)^{K''}] \quad (192)$$

кокса

$$X_k = 0,115X^3 \quad (193)$$

где X — глубина превращения сырья, вес. доли;
 K' и K'' — макрокинетические коэффициенты, значения которых приведены в табл. 9 в зависимости от температуры в реакторе и числа секций.

Таблица 9. Значения макрокинетических коэффициентов

Число секций и температура	K'	K''
Шесть		
520 °С	1,45	0,80
500 °С	1,45	0,65
475 °С	1,25	0,60
450 °С	0,95	0,55
Четыре		
500 °С	1,50	0,70
475 °С	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, что: сырьем служит керосино-газойлевая фракция плотностью $d_4^{20} = 0,870$; глубина превращения сырья составляет $X = 0,62$; температура в реакторе 468 °С.

Решение. Принимают значение константы скорости реакции $k = 0,28$. Определяют выход бензина по уравнению (189):

$$X_6 = \frac{0,62(1 - 0,62)}{1 + 0,62(0,28 - 1)} = 0,426, \text{ или } 42,6 \text{ вес. \%}$$

Пример 2. Определить глубину превращения сырья, при которой выход бензина максимален, если значение константы скорости реакции составляет $k = 0,30$.

Решение. В точке максимума

$$\left(\frac{dX_6}{dX} \right)_{X = X_{\text{опт}}} = 0$$

Приравняв производную $X_{6,\text{макс}}$ по X нулю, из уравнения (189) 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

$$\left(\frac{dX_6}{dX} \right)_{X = X_{\text{опт}}} = 0$$

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:

$$X_{\text{опт1}} = \frac{-2 \mp \sqrt{4 + 4(k - 1)}}{2(k - 1)} = \frac{-1 \mp \sqrt{k}}{k - 1}$$

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°C перерабатывается вакуумный газойль. Определить выход продуктов, если глубина превращения сырья составляет 65 вес.%.

Решение. По уравнениям (191)—(193) выходы составляют (в вес. 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

$$X_r = 0,65 - 0,328 - 0,250 - 0,032 = 0,04$$

Пример 4. Определить содержание кокса на отработанном катализаторе установки каталитического крекинга керосино-газойлевой фракции при температуре 450 °С и продолжительности пребывания катализатора в зоне реакции 30 мин.

Решение. Определяют содержание кокса (в вес. %) на катализаторе по уравнению (190):

$$X'_k = 0,0075 \cdot 30 + 1,17 (1 - 2,7^{-0,0055 \cdot 30}) = 1,3$$

Пример 5. Составить материальный баланс установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора, если известно, что: сырьем является тяжелый газойль прямой перегонки с характеризующим фактором $K = 11,9$ и плотностью $d_4^{20} = 0,8762$; фактор жесткости процесса $\mu = 2,67$; температура в реакторе 496 °С; активность катализатора 25; содержание кокса на регенерированном катализаторе 0,7%.

Решение. По рис. 48 определяют глубину превращения для тяжелого газойля при температуре процесса 482 °С, содержании кокса 0,5% и активности катализатора 30. $X = 63$ вес. %.

Для заданных условий по табл. 7 вносят поправки в значение глубины крекинга:

$$X = 63 - 5 + 2,5 - 1,1 = 59,4 \text{ вес. \%}$$

По рис. 49 определяют средние значения выхода продуктов: кокса 4,6 вес. %; сухого газа 7,3 вес. %; жидкой бутан-бутиленовой фракции 15,5 объемн. %; дебутанизованного бензина 41,7 объемн. %; газойля $(100 - 59,4) = 40,6$ вес. %.

Выходы продуктов крекинга с кипящим слоем катализатора с учетом поправок (см. табл. 8) составляют:

кокса

$$4,6 \cdot 1,12 = 5,15 \text{ вес. \%}$$

сухого газа

$$7,3 \cdot 1,08 = 7,9 \text{ вес. \%}$$

бутан-б утиленовой фракции

$$15,5 \cdot 0,9 = 14,0 \text{ объемн. \%}$$

бензина 41,7 объемн.%, газойля 40,6 вес.%.
Расчет реактора и регенератора на установке каталитического крекинга в подвижном слое катализатора. Каталитический крекинг газойлевых фракций с подвижным слоем катализатора осуществляется при следующих условиях:

Реактор

Температура, °C	
в реакторе	450—500
сырья на входе в реактор	480—500
продуктов крекинга на выходе из реактора	440—470
Давление, ат	1,7
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	0,6—2,5
Кратность циркуляции катализатора	1,8—2,5
Коэффициент загрузки реактора	1,1—2,0
Теплоемкость продуктов крекинга в паровой фазе, ккал/(кг·град)	0,75
Допустимое отложение кокса на катализаторе, %	
отработанном	2,0
регенерированном	0,2—0,7
Линейная скорость движения катализатора, см/сек	0,25—0,80
Расход водяного пара на пропарку катализатора, вес. % на катализатор	0,25—1,8

Регенератор

Температура, °C :	540—680
Давление, ат	1,1
Число секций	7—12
Расход воздуха на сжигание 1 кг кокса, кг/кг	15—20
Продолжительность пребывания катализатора, мин	60—80
Коэффициент теплопередачи от катализатора к паро-водяной смеси для гладких труб, ккал/(м ² ·ч·град)	80,0
Интенсивность выжигания кокса, кг/м ³ слоя в 1 ч	12—15
Теплоемкость, ккал/(кг·град)	
воздуха	0,24
дымовых газов	0,25
кокса	0,30
Линейная скорость движения катализатора, см/сек	0,25—0,80

Размеры катализаторного слоя в реакторе установки каталитического крекинга в подвижном слое катализатора определяют следующим образом.

1. Определяют объем ($v_{к.р}$, м³) и массу ($G_{к.р}$, кг) катализатора, находящегося в реакторе, по формулам:

$$v_{к.р} = \frac{v_c}{\omega} \quad (194)$$

$$G_{к.р} = v_{к.р} \rho_{нас} \quad (195)$$

где v_c — объем поступающего сырья, $m^3/ч$;
 w — объемная скорость подачи сырья в реактор, $ч^{-1}$;
 $\rho_{нас}$ — насыпная плотность катализатора, $кг/м^3$.

2. Количество циркулирующего катализатора ($G_{к.ц}$, $кг/ч$) подсчитывают из теплового баланса реактора или по формуле:

$$G_{к.ц} = \frac{G_c X_k}{X'_k} \quad (196)$$

где G_c — количество сырья, поступающего в реактор, $кг/ч$;
 X_k — выход кокса на сырье, вес. %;
 X'_k — допустимое отложение кокса на катализаторе, вес. %.

3. Находят продолжительность (τ , *мин*) пребывания катализатора в реакторе по формуле:

$$\tau = \frac{G_{к.р} 60}{G_{к.ц}} \quad (197)$$

4. Определяют высоту (H , $м$) слоя катализатора по формуле:

$$H = 60\tau u \quad (198)$$

где u — линейная скорость движения катализатора в реакторе, $м/сек$.

5. Находят площадь (F , $м^2$) поперечного сечения и диаметр (D , $м$) реактора по формулам:

$$F = \frac{v_{к.р}}{H}$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} \quad (199)$$

Размеры регенератора установки каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора определяют следующим образом.

1. Подсчитывают количество циркулирующего катализатора по формуле (196).

2. Определяют объем ($v'_{к.р}$, $м^3$) и массу ($G'_{к.р}$, $кг$) катализатора, находящегося в регенераторе, по формулам:

$$v'_{к.р} = \frac{G_c X_k}{100K} \quad (200)$$

где K — интенсивность выжигания кокса, $кг/м^3$ слоя в 1 ч.

$$G'_{к.р} = v'_{к.р} \rho_{нас} \quad (201)$$

3. Находят продолжительность (τ , *мин*) пребывания частиц катализатора в регенераторе:

$$\tau = \frac{G_{к.р} 60}{G_{к.ц}} \quad (202)$$

4. Подсчитывают высоту регенератора (H , м):

$$H = 60ui \quad (203)$$

где u — линейная скорость движения частиц катализатора в регенераторе, м/сек.

5. Определяют площадь (F , м²) поперечного сечения регенератора:

$$F = \frac{v'_{к.р}}{H} \quad (204)$$

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 низшей теплоты (Q_p^H , ккал/кг) неполного сгорания кокса [17] можно пользоваться формулой:

$$Q_p^H = 2280 + 5610v_{CO_2} + 1870 \frac{H}{C} \quad (205)$$

где H/C — соотношение числа атомов водорода и углерода в молекуле углеводорода;
 v_{CO_2} — объемная доля CO_2 в смеси с CO .

Количество кислорода (g_1 , кг/кг), необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе, определяют по формуле:

$$g_1 = \frac{16v_{CO} + 32v_{CO_2} + 8n}{m_{CH_n}} \quad (206)$$

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.

Количество воздуха (g_2 , кг/кг), необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе, определяют по формуле:

$$g_2 = \frac{g_1}{0,23e} \quad (207)$$

где 0,23 — весовая доля кислорода в воздухе;
 e — степень использования кислорода.

Пример 1. Производительность установки каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора составляет 1000 т/сутки по сырью. Определить диаметр реактора и высоту слоя катализатора в нем, если известно, что: сырьем установки является газойль плотностью $d_4^{20} = 0,878$; выход кокса $X_k = 5,9$ вес.% на сырье; объемная скорость подачи сырья $\omega = 2,0$ ч⁻¹; насыпная плотность катализатора $\rho_{нас} = 0,7$ т/м³; допустимое отложение кокса на катализаторе $X'_k = 2,0$ вес.%; линейная скорость движения катализатора в реакторе $u = 0,008$ м/сек.

Решение. Подсчитывают часовую производительность установки:

$$G_c = \frac{1000 \cdot 1000}{24} = 41600 \text{ кг/ч}$$

или

$$v_c = \frac{41600}{878} = 47,4 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Определяют объем и массу слоя катализатора в реакторе по формулам (194) и (195):

$$v_{к.р} = \frac{47,4}{2,0} = 23,7 \text{ м}^3$$

$$G_{к.р} = 23,7 \cdot 0,7 \cdot 1000 = 16590 \text{ кг}$$

Количество циркулирующего катализатора определяют по уравнению (196):

$$G_{к.ц} = \frac{41600 \cdot 5,9}{2,0} = 123000 \text{ кг/ч}$$

Продолжительность пребывания катализатора в реакторе находят по уравнению (197):

$$\tau = \frac{16590 \cdot 60}{123000} = 8,1 \text{ мин}$$

Определяют высоту слоя катализатора в реакторе по уравнению (198):

$$H = 8,1 \cdot 60 \cdot 0,008 = 3,9 \text{ м}$$

Находят сечение и диаметр реактора по уравнению (199):

$$F = \frac{v_{к.р}}{H} = \frac{23,7}{3,9} = 6,1 \text{ м}^2$$
$$= \sqrt{\frac{4 \cdot 6,1}{3,14}} = 2,8 \text{ м}$$

Пример 2. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывается 1000 *т/сутки* газойля. Определить размеры регенератора и продолжительность пребывания в нем частиц катализатора, если известно, что: насыпная плотность катализатора $\rho_{нас} = 0,7 \text{ т/м}^3$; линейная скорость движения частиц катализатора в регенераторе $u = 0,004 \text{ м/сек}$; интенсивность выжигания кокса $K = 15 \text{ кг/м}^3$ слоя в 1 ч; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе $X'_к = 2\%$; выход кокса $X_к = 5,9 \text{ вес. \%}$ на сырье.

Решение. Определяют количество циркулирующего катализатора по уравнению (196):

$$G_{к.ц} = \frac{1000 \cdot 1000 \cdot 5,9}{24 \cdot 2,0} = 123000 \text{ кг/ч}$$

Подсчитывают объем регенератора и массу находящегося в нем катализатора по уравнениям (200) и (201):

$$v'_{к.р} = \frac{1000 \cdot 1000 \cdot 0,059}{24 \cdot 15} = 164 \text{ м}^3$$

$$G'_{к.р} = 164 \cdot 0,7 = 114,8 \text{ т, или } 114800 \text{ кг}$$

Определяют продолжительность пребывания частиц катализатора в регенераторе по уравнению (202):

$$\tau = \frac{114800 \cdot 60}{123000} = 56 \text{ мин}$$

Находят высоту регенератора по уравнению (203):

$$H = 56 \cdot 60 \cdot 0,004 = 13,4 \text{ м}$$

Подсчитывают сечение регенератора по уравнению (204):

$$F = \frac{164}{13,4} = 12,2 \text{ м}^2$$

Принимают регенератор квадратного сечения и находят его сторону:

$$b = \sqrt{12,2} = 3,5 \text{ м}$$

Пример 3. Определить количество воздуха, необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе установки каталитического крекинга, если элементарная формула его $[\text{C}_{10,6}\text{H}_{0,6}]_n$. В процесс горения вовлекается 90% введенного кислорода и отношение CO к CO_2 в дымовых газах составляет 35 : 65.

Решение. Определяют количество кислорода, необходимого для сжигания 1 кг кокса, по формуле (206):

$$g_1 = \frac{16 \cdot 0,35 + 32 \cdot 0,65 + 0,6 \cdot 8}{12,6} = 2,48 \text{ кг/кг}$$

где 12 кг углерода сгорает в 35% CO , для чего требуется 16·0,35 кг кислорода ($\text{C} + 1/2 \text{O}_2 = \text{CO}$), и в 65% 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 0,6·16/2 кг кислорода ($\text{H}_2 + 1/2\text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}$).

Определяют количество необходимого воздуха по формуле (207):

$$g_2 = \frac{2,48}{0,23 \cdot 0,90} = 12,0 \text{ кг/кг кокса}$$

Пример 4. Определить количество воздуха (g_2 , кг/кг), необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе установки каталитического крекинга, если элементарный состав кокса таков: 93% C и 7% H. В реакцию горения вовлекается 80% введенного кислорода и отношение CO_2 : $\text{CO} = 65$: 35.

Решение. Определяют количество кислорода, необходимого для сжигания 1 кг кокса, по формуле (206):

$$g_1 = \frac{0,93 (0,65 \cdot 32 + 0,35 \cdot 16)}{12} + \frac{0,07 \cdot 8}{1} = 2,6 \text{ кг/кг}$$

Подсчитывают количество необходимого воздуха по формуле (207):

$$g_2 = \frac{2,6}{0,23 \cdot 0,8} = 14,2 \text{ кг/кг}$$

Расчет аппаратов на установке каталитического крекинга в кипящем слое катализатора. Процесс каталитического крекинга газойлевых фракций в кипящем слое катализатора осуществляется в следующих условиях:

<i>Реактор</i>	
Температура, °С	
в реакторе	450—510
сырья на входе в реактор	200—360
Давление, ат	1,8
Скорость	
подачи сырья (объемная), ч ⁻¹	0,8—3,0
движения паров сырья и продуктов крекинга над кипящим слоем катализатора, м/сек	0,4—0,7
движения паров в шлемовой трубе реактора, м/сек	25—40
Кратность циркуляции катализатора	6—15
Расход водяного пара на пропарку, вес. % на катализатор	0,5—1,0
Допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе, %	0,8—1,8
Удельная нагрузка (по жидкому сырью) на 1 м ² поперечного сечения, т/ч	3,3—4,1
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 ² 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 ³	400—550
<i>Регенератор</i>	
Температура, °С	560—600
Давление, ат	1,6—1,7
Скорость движения дымовых газов, м/сек	
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 ₂ к СО в дымовых газах	1,0—1,5
Коэффициент теплопередачи от кипящего слоя к пароводяной смеси, ккал/(м ² ·ч·град)	350

Диаметр и высоту реактора установки каталитического крекинга в кипящем слое катализатора определяют следующим образом.

1. Находят объем катализатора ($v_{к.р}$, $м^3$) в реакторе в насыпном виде по формуле:

$$v_{к.р} = \frac{G_c}{\rho_c \omega} \quad (208)$$

2. Определяют объем кипящего слоя ($v_{к.с}$, $м^3$) по формуле:

$$v_{к.с} = \frac{v_{к.р} \rho_{нас}}{\rho_{к.с}} \quad (209)$$

3. Подсчитывают площадь поперечного сечения (F , $м^2$) и диаметр реактора (D , $м$) по формулам:

$$F = \frac{V_{п}}{u}$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} \quad (210)$$

где $V_{п}$ — объем паров продуктов крекинга и водяного пара, проходящих через реактор, $м^3/сек$;
 u — линейная скорость движения паров над кипящим слоем катализатора, $м/сек$.

Находят высоту кипящего слоя катализатора по формуле:

$$h_{к.с} = \frac{v_{к.с}}{F} \quad (211)$$

5. Определяют высоту реактора по формуле:

$$H = h_{к.с} + h_{о.з} \quad (212)$$

где $h_{о.з}$ — высота отстойной зоны; $h_{о.з} \approx 4,5-5$ м.

6. Продолжительность пребывания частиц катализатора в реакторе (τ , мин) определяют по формуле:

$$\tau = \frac{60}{n\omega} \quad (213)$$

где n — кратность циркуляции катализатора;
 ω — 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:

$$G_{к.о.с} = \frac{G_{к.ц} \tau_{о.с}}{60} \quad (214)$$

где $G_{к.ц}$ — количество 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:

$$v_{о.с} = \frac{G_{к.о.с} n'}{\rho_{к.с}} \quad (215)$$

где n' — соотношение между плотностями кипящих слоев в реакторе и отпарной секции.

3. Находят площадь поперечного сечения (F , $м^2$) и диаметр (D , $м$) отпарной секции по формулам:

$$F = \frac{G_{к.ц}}{60g_0}$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} \quad (216)$$

где g_0 — удельная нагрузка отпарной секции по катализатору, кг/(мин· $м^2$).

4. Определяют высоту ($h_{о.с}$, $м$) отпарной секции по формуле:

$$h_{о.с} = \frac{v_{о.с}}{F} \quad (217)$$

Отпарную секцию, расположенную под реактором, рассчитывают следующим образом.

1. Определяют массу ($G_{к.о.с}$, кг) и объем ($v_{к.о.с}$, $м^3$) катализатора, находящегося в отпарной секции, по формулам:

$$G_{к.о.с} = \frac{G_{к.ц} \tau_{о.с}}{60} \quad (218)$$

$$v_{к.о.с} = \frac{G_{к.о.с}}{\rho_{к.с} n'} \quad (219)$$

2. Подсчитывают объем водяного пара ($v_{в.п}$, $м^3/сек$), подаваемого в отпарную секцию, заранее приняв его весовое количество.

3. Находят площадь поперечного сечения (F , $м^2$) и диаметр (D , $м$) отпарной секции по формулам:

$$F = \frac{v_{в.п}}{u} \quad (220)$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}$$

где u — линейная скорость движения водяного пара (в расчете на полное сечение отпарной секции), м/сек.

4. Определяют высоту отпарной секции ($h_{о.с}$, $м$) по формуле:

$$h_{о.с} = \frac{v_{к.о.с}}{F} \quad (221)$$

Геометрические размеры регенератора установки каталитического крекинга в кипящем слое катализатора определяют так же, как и реактора. Регенерация тепла дымовых газов путем дожигания СО осуществляется в котле-утилизаторе. Последний состоит из двух вертикальных камер: топочной (первичной) и вторичной. В топочной камере сжигается 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 — паро-водяная смесь. Топку котла-утилизатора для дожигания окиси углерода [50] рассчитывают следующим образом.

1. Определяют количество тепла (Q_1 , ккал/ч), которое выделяется при догорании окиси углерода в двуокись:

$$Q_1 = v_{д.г} v_{CO} \cdot 3600 \cdot 2874 \quad (222)$$

где $v_{д.г}$ — объем дымовых газов, поступающих в котел-утилизатор, $м^3/сек$;
 v_{CO} — содержание СО в дымовых газах, объемн. доли;
 2874 — теплота сгорания 1 $м^3$ СО в CO_2 , ккал/ $м^3$.

2. Находят количество тепла (Q_2 , ккал/ч), вносимого дымовыми газами в котел-утилизатор:

$$Q_2 = 3600 v_{д.г} C_{д.г} t_{д.г} \quad (223)$$

где $C_{д.г}$ — удельная теплоемкость дымовых газов; для интервала температур 0—800 °С $C=0,32$ ккал/($м^3 \cdot град$) [1];
 $t_{д.г}$ — температура дымовых газов на входе в котел-утилизатор, °С.

3. Определяют общее количество тепла (Q , ккал/ч), вносимого в топку дымовыми газами из регенератора и выделяющегося при сжигании дополнительного топлива:

$$Q = \frac{Q_1 + Q_2}{1 - \beta} \quad (224)$$

где β — доля тепла, вносимого от сжигания дополнительного топлива.

4. Подсчитывают расход дополнительного топлива (G_T , кг/ч):

$$G_T = \frac{Q\beta}{Q_p^H} \quad (225)$$

5. Определяют объем топки (v_T , $м^3$):

$$v_T = \frac{Q}{q_1} \quad (226)$$

где q_1 — тепловая напряженность топочного пространства, равная 300 000—400 000 ккал/($м^3 \cdot ч$).

6. Находят объем дымовых газов ($v'_{д.г}$, $м^3/ч$), подкидающих топку:

$$v'_{д.г} = 3600 v_{д.г} + G_T (v_0 \alpha + 1) \quad (227)$$

где v_0 — теоретический расход воздуха, $м^3/кг$;
 α — коэффициент избытка воздуха.

7. Подсчитывают полезную тепловую нагрузку (Q_3 , $ккал/ч$) змеевика топки:

$$Q_3 = Q\eta_T + G_T C_T t_T + G_T v_0 \alpha t_B C_B - v_{д.г} C_{д.г} t'_{д.г} \quad (228)$$

где η_T — коэффициент полезного действия топки ($\sim 0,96-0,98$);
 C_T , C и $C_{д.г}$ — удельные теплоемкости соответственно топлива, воздуха и дымовых газов, $ккал/(м^3 \cdot град)$;
 t_T — температура поступающего топлива, $^{\circ}C$;
 $t'_{д.г}$ — температура дымовых газов на выходе из топки, $^{\circ}C$.

8. Подсчитывают полезную тепловую нагрузку ($Q_{пол}$, $ккал/ч$) котла-утилизатора:

$$Q_{пол} = Q\eta_K - v_{д.г} C_{д.г} t''_{д.г} \quad (229)$$

где η_K — коэффициент полезного действия котла-утилизатора, учитывающий лишь потери тепла в окружающую среду (потери в окружающую среду составляют 8—10%);

$t''_{д.г}$ — температура дымовых газов на выходе из котла-утилизатора, $^{\circ}C$.

9. Определяют количество тепла (Q_4 , $ккал/ч$), воспринимаемого змеевиком вторичной камеры:

$$Q_4 = Q_{пол} - Q_3 \quad (230)$$

10. Принимают высоту топки (H , $м$) и определяют ее сечение (F , $м^2$) и диаметр (D , $м$):

$$F = \frac{v_T}{H}$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} \quad (231)$$

11. Подсчитывают поверхность (F_1 , $м^2$) змеевика в топочной (первичной) камере:

$$F_1 = \frac{Q_3}{q'_T} \quad (232)$$

где q'_T — тепловая напряженность труб в топке, $ккал/(м^2 \cdot ч)$.

12. Определяют поверхность (F_2 , $м^2$) змеевика во вторичной камере:

$$F_2 = \frac{Q_4}{q''_T} \quad (233)$$

где q''_T — тепловая напряженность труб во вторичной камере, $ккал/(м^2 \cdot ч)$.

13. Находят необходимую суммарную площадь (f , $м^2$) поперечного сечения труб во вторичной камере, по которым движутся дымовые газы:

$$f = \frac{v'_{д.г}}{3600u} \quad (234)$$

где u — скорость дымовых газов, $м/сек$.

14. Определяют во вторичной камере число труб по диаметру котла-утилизатора и общее их число:

$$D = (n + 1)b; \quad b = 2d$$

$$n = \sqrt{\frac{4N - 1}{3}} \quad (235)$$

$$N = \frac{3n^2 + 1}{4} \quad (236)$$

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 , м²) труб во вторичной камере:

$$F_T = \frac{\pi d^2}{4} N \quad (237)$$

F_T должна 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):

$$G_{в.п} = \frac{Q_{пол}}{I_1 - I_2} \quad (238)$$

где I_1 — энтальпия водяного пара на выходе из котла-утилизатора, ккал/кг;

I_2 — энтальпия воды на входе в котел-утилизатор, ккал/кг.

17. Определяют сечение (f_1 , м²) и диаметр (d' , м) труб змеевика в топке, по которым движется вода:

$$G_{в} = \frac{G_{в.п}}{m} \quad (239)$$

$$f_1 = \frac{G_{в}}{3600 \rho_{в} u}$$

$$d' = \sqrt{\frac{4f_1}{\pi}} \quad (240)$$

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/м³;

u — скорость движения воды, м/сек.

Если диаметр труб получается более 152 мм, то выбирают число потоков два и более.

Пример 1. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора перерабатывается 67 400 кг/ч широкой газойлевой фракции 320—500 °С. Определить диаметр и высоту реактора (без отпарной секции), если известно, что: объем паров, проходящих через реактор, составляет $V_{п} = 10,8$ м³/сек; скорость паров над

кипящим слоем катализатора $u = 0,8$ м/сек; плотность сырья $d_4^{20} = 0,870$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 2,0$ ч⁻¹; насыпная плотность катализатора и плотность кипящего слоя составляют соответственно $\rho_{\text{нас}} = 800$ и $\rho_{\text{к.с}} = 400$ кг/м³; высота отстойной зоны принимается равной $h_{\text{о.з}} = 4,5$ м.

Решение. Определяют объем катализатора (в насыпном виде) в реакторе по уравнению (208):

$$v_{\text{к.р}} = \frac{67400}{870 \cdot 2,0} = 38,7 \text{ м}^3$$

Находят объем кипящего слоя катализатора по уравнению (209):

$$v_{\text{к.с}} = \frac{38,7 \cdot 800}{400} = 77,4 \text{ м}^3$$

Подсчитывают поперечное сечение и диаметр реактора по уравнениям (210):

$$F = \frac{10,8}{0,8} = 13,5 \text{ м}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,5}{3,14}} = 4,15 \text{ м}$$

Определяют высоту кипящего слоя катализатора по уравнению (211):

$$h_{\text{к.с}} = \frac{77,4}{13,5} = 5,75 \text{ м}$$

Находят высоту реактора по уравнению (212):

$$H = 5,75 + 4,5 = 10,25 \text{ м}$$

Пример 2. Определить размеры отпарной секции, расположенной внутри реактора, на установке каталитического крекинга (типа Ортофлоу В), если известно, что: количество циркулирующего катализатора составляет $G_{\text{к.ц}} = 900\,000$ кг/ч; продолжительность пребывания катализатора в отпарной секции $\tau = 1$ мин; плотность кипящего слоя катализатора в реакторе $\rho_{\text{к.с}} = 500$ кг/м³; соотношение между плотностями кипящего слоя в реакторе и отпарной секции $n' = 1,2$; удельная нагрузка отпарной секции по катализатору $g_0 = 3000$ кг/(мин·м²).

Решение. Определяют количество катализатора, находящегося в отпарной секции, по уравнению (214):

$$G_{\text{к.о.с}} = \frac{900\,000 \cdot 1}{60} = 15\,000 \text{ кг}$$

Объем отпарной секции подсчитывают по уравнению (215)

$$v_{\text{о.с}} = \frac{15\,000 \cdot 1,2}{500} = 36 \text{ м}^3$$

Сечение отпарной секции находят по уравнению (216):

$$F = \frac{900000}{60 \cdot 3000} = 5 \text{ м}^2$$

Диаметр отпарной секции составляет:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 5}{3,14}} = 2,52 \text{ м}$$

Высоту отпарной секции находят по уравнению (217):

$$h_{o.c} = \frac{36}{5} = 7,2 \text{ м}$$

Пример 3. Определить температуру в топке котла-утилизатора для дожига CO, если известно, что: в котел-утилизатор поступает $G_{д.г} = 21 \text{ м}^3/\text{сек}$ дымовых газов с температурой $560 \text{ }^\circ\text{C}$; топливо и воздух поступают в топку с температурой $30 \text{ }^\circ\text{C}$; сжиганием дополнительного топлива вносится 25% от всего вводимого в топку тепла; коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,4$; содержание CO 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 низшей теплотой сгорания $Q_p^H = 14\,420 \text{ ккал/м}^3$.

Решение. Определяют теплоту сгорания CO в CO_2 по уравнению (222). При превращении 1 м^3 CO в CO_2 [21] выделяется 2874 ккал; отсюда:

$$Q_1 = 21 \cdot 0,041 \cdot 3600 \cdot 2874 = 8908000 \text{ ккал/ч}$$

Количество тепла, вносимого дымовыми газами в котел-утилизатор, рассчитывают по уравнению (223):

$$Q_2 = 21 \cdot 3600 \cdot 0,32 \cdot 560 = 13550000 \text{ ккал/ч}$$

где 0,32 — теплоемкость 1 м^3 дымовых газов [1], ккал/($\text{м}^3 \cdot \text{град}$).

Общее количество тепла, вносимого в топку, определяют по уравнению (224):

$$Q = \frac{8908000 + 13550000}{1 - 0,25} = \frac{22458000}{0,75} = 29940000 \text{ ккал/ч}$$

Определяют объем дополнительного топлива:

$$G_T = \frac{29940000 - 22458000}{14420} = 520 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем дымовых газов, покидающих топку, находят по формуле (227):

$$v'_{д.г} = 21 \cdot 3600 + 520 (16,3 \cdot 1,4 + 1) = 87900 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимают: коэффициент полезного действия топки равным 0,98; удельные теплоемкости топлива и воздуха соответственно 0,98 и 0,31 ккал/(м³·град).

Определяют температуру в топке, исходя из ее теплового баланса:

$$29940000 \cdot 0,98 + 520 \cdot 0,98 \cdot 30 + 520 \cdot 16,3 \cdot 1,4 \cdot 30 \cdot 0,31 - 87900 \cdot 0,32 \cdot t_T = 0$$

$$t_T = \frac{29467000}{87900 \cdot 0,32} = 1048 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Задачи

195. Определить выход бензина при каталитическом крекинге в кипящем слое алюмосиликатного катализатора, если известно, что: температура в реакторе составляет 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 значение константы скорости реакции составляет: 1) $k = 0,29$; 2) $k = 0,31$.

197. Определить содержание кокса на отработанном катализаторе установки каталитического крекинга керосино-газойлевой фракции при температуре 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 температуре 500 °С. Определить выходы продуктов, если глубина превращения составляет $X = 72$ вес. %.

199. Составить материальный баланс установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора, если известно, что: фактор жесткости $\mu = 2,67$; сырьем установки является смесь газойлей прямой перегонки и легкого термического крекинга плотностью $d_4^{20} = 0,8762$ и 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, что: сырье — смесь прямогонного газойля и дистиллята коксования (343—510 °С) плотностью $d_4^{20} = 0,928$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 1,5$ ч⁻¹; весовая 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 перерабатывается тяжелый газойль в количестве 50 000 кг/ч. Определить диаметр реактора и высоту слоя катализатора в нем, если известно, что: плотность сырья $d_4^{20} = 0,918$; объемная скорость подачи сырья в реактор $\omega = 2,5$ ч⁻¹; насыпная плот-

ность катализатора $\rho_{\text{нас}} = 0,7 \text{ т/м}^3$; линейная скорость движения частиц катализатора в реакторе $u = 0,003 \text{ м/сек}$; выход кокса на сырье $X_{\text{к}} = 3,4 \text{ вес.}\%$; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе $X'_{\text{к}} = 1,6\%$; остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе $0,3\%$.

202. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывается нефтяная фракция $249\text{--}489^\circ\text{C}$ плотностью $d_4^{20} = 0,873$ в количестве $60\ 000 \text{ кг/ч}$. Определить температуру выхода продуктов крекинга из реактора, если известно, что: катализатор входит в реактор с температурой 550°C ; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе $X'_{\text{к}} = 1,8\%$; сырье поступает в реактор в паровой фазе с температурой 480°C ; удельные теплоемкости катализатора и паров продуктов крекинга составляют соответственно $C_{\text{кат}} = 0,25$ и $C_{\text{пр}} = 0,73 \text{ ккал/(кг}\cdot\text{град)}$; в процессе крекинга образуется $4,4 \text{ вес.}\%$ сухого газа, $7,2 \text{ вес.}\%$ бутан-бутиленовой фракции, $34,6 \text{ вес.}\%$ дебутанизованного бензина, $48,6 \text{ вес.}\%$ каталитического газойля, $5,2 \text{ вес.}\%$ кокса; удельная теплоемкость кокса $C_{\text{к}} = 0,3 \text{ ккал/(кг}\cdot\text{град)}$; теплота реакции крекинга $q_{\text{р}} = 50,0 \text{ ккал/кг}$ сырья.

203. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывается $33\ 400 \text{ кг/ч}$ солярового дистиллята. Определить размеры регенератора и продолжительность пребывания в нем частиц катализатора, если известно, что: выход кокса на сырье составляет $X_{\text{к}} = 4,7 \text{ вес.}\%$; насыпная плотность катализатора $\rho_{\text{нас}} = 0,7 \text{ т/м}^3$; линейная скорость движения частиц катализатора в регенераторе $u = 0,0035 \text{ м/сек}$; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе $X'_{\text{к}} = 2,0 \text{ вес.}\%$; интенсивность выжигания кокса 15 кг/м^3 слоя в 1 ч ; сечение регенератора круглое.

204. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывается 1200 т/сутки газойлевой фракции с выходом кокса $X_{\text{к}} = 5,9 \text{ вес.}\%$ на сырье. Определить размеры регенератора квадратного сечения, если известно, что: продолжительность пребывания частиц катализатора в регенераторе $\tau = 80 \text{ мин}$; линейная скорость движения частиц катализатора $u = 0,003 \text{ м/сек}$; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе $X'_{\text{к}} = 1,8 \text{ вес.}\%$; насыпная плотность катализатора $\rho_{\text{нас}} = 0,7 \text{ т/м}^3$.

205. Определить количество воздуха (g_2), необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе установки каталитического крекинга, если элементарная формула его $\text{CН}_{1,05}$. Для реакции используют $80 \text{ вес.}\%$ введенного кислорода и отношение CO_2 к CO в продуктах горения $70 : 30$.

206. Определить количество воздуха, необходимого для сжигания 1 кг кокса в регенераторе установки каталитического крекинга, если кокс содержит $91 \text{ вес.}\%$ C и $9 \text{ вес.}\%$ H . В реакцию горения вовлекается $85 \text{ вес.}\%$ введенного кислорода и отношение CO_2 к CO в продуктах горения составляет $50 : 50$.

207. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора перерабатывается 80 000 кг/ч вакуумного газойля. Определить диаметр и высоту реактора (без учета отпарной секции), если известно, что: объем паров, проходящих через реактор, $V_{\text{п}} = 25 \text{ м}^3/\text{сек}$; скорость паров над кипящим слоем катализатора $u = 0,75 \text{ м/сек}$; плотность сырья $d_4^{20} = 0,896$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 1,25 \text{ ч}^{-1}$; насыпная плотность катализатора и плотность кипящего слоя составляют соответственно $\rho_{\text{нас}} = 820$ и $\rho_{\text{к.с}} = 400 \text{ кг/м}^3$; высота отстойной зоны $h_{\text{о.з}} = 5 \text{ м}$.

208. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора кратность циркуляции катализатора составляет 10 и объемная скорость подачи сырья $\omega = 2,5 \text{ ч}^{-1}$. 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, что: расход водяного пара составляет 0,6 вес.% на циркулирующий катализатор; продолжительность пребывания катализатора в отпарной секции $\tau = 1 \text{ мин}$; скорость движения водяных паров $u = 0,3 \text{ м/сек}$; плотность кипящего слоя катализатора $\rho_{\text{к.с}} = 380 \text{ кг/м}^3$; температура и давление в секции 480 °C и 2,5 ат.

210. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем циркулирует 500 000 кг/ч катализатора. Определить размеры отпарной секции, расположенной под реактором, если известно, что: расход водяного пара 0,5 вес.% на катализатор; температура и давление в секции 470 °C и 2,0 ат; в отпарной секции имеются перегородки, которые уменьшают ее сечение на 50%; скорость водяного пара (на живое сечение секции) $u = 0,6 \text{ м/сек}$; продолжительность пребывания катализатора в секции $\tau = 1,5 \text{ мин}$; плотность кипящего слоя катализатора $\rho_{\text{к.с}} = 400 \text{ кг/м}^3$.

211. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора перерабатывается 4000 т/сутки вакуумного газойля плотностью $d_4^{20} = 0,907$. Определить температуру сырья, поступающего в реактор, если известно, что: температура в реакторе 480 °C; катализатор поступает в реактор с температурой 620 °C; количество циркулирующего катализатора $G_{\text{к.ц}} = 1\,200\,000 \text{ кг/ч}$; теплота реакции $q_{\text{р}} = 60 \text{ ккал/кг}$ сырья; удельная теплоемкость (С) катализатора 0,25 ккал/(кг·град) и продуктов крекинга 0,75 ккал/(кг·град).

212. Определить диаметр и высоту регенератора установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора, если известно, что: объем дымовых газов $v_{\text{д.г}} = 27,8 \text{ м}^3/\text{сек}$; скорость движения дымовых газов над кипящим слоем катализатора $u = 0,73 \text{ м/сек}$; количество циркулирующего катализатора $G_{\text{к.ц}} = 585\,000 \text{ кг/ч}$; продолжительность пребывания катализатора в регенераторе $\tau = 10 \text{ мин}$; плотность кипящего слоя $\rho_{\text{к.с}} = 450 \text{ кг/м}^3$; высота отстойной зоны принимается равной $h_{\text{о.з}} = 5,3 \text{ м}$.

213. В регенераторе установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора сжигается 8 350 кг/ч кокса. Определить температуру катализатора на выходе из регенератора, если известно, что: количество циркулирующего катализатора составляет $G_{к.ц} = 1\ 200\ 000$ кг/ч; расход воздуха 11,5 кг/кг кокса; воздух подается с температурой 25 °С; температура катализатора на входе в регенератор 480 °С; низшая теплота сгорания кокса (с учетом неполного сгорания в CO_2) $Q_p^H = 5600$ ккал/кг; удельная теплоемкость (C) катализатора 0,25, кокса 0,3, воздуха 0,24 и дымовых газов 0,25 ккал/(кг·град).

214. Определить низшую теплоту сгорания кокса, если известно, что: элементарная формула кокса $CH_{0,65}$; отношение CO_2 к ($CO_2 + CO$) в дымовых газах 0,65.

215. Определить низшую теплоту сгорания кокса, если известно, что: содержание водорода в коксе 6 вес.%; отношение CO_2 к CO в дымовых газах 1,5.

216. Определить количество тепла, снимаемого в котле-утилизаторе для дожига окиси углерода, если известно, что: в котел-утилизатор поступает 14 м³/сек дымовых газов с температурой 550 °С и с содержанием окиси углерода 6,2 объемн.%; дымовые газы покидают котел-утилизатор с температурой 290 °С; сжиганием дополнительного топлива вносится 25% от всего вводимого в топку тепла; топливо — газ с низшей теплотой сгорания $Q_p^H = 11\ 250$ ккал/м³; коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,45$; суммарный теоретический расход воздуха 12,4 м³/м³ топлива; удельные теплоемкости (C) топлива 0,98, воздуха 0,31 и дымовых газов 0,32 ккал/(м³·град); к. п. д. топки $\eta_T = 0,98$.

Расчет аппаратов установок каталитического риформинга

Каталитический риформинг является основным процессом в производстве высокооктанового автомобильного бензина и ароматических углеводородов. Процесс осуществляется при 470—540 °С, 14—50 ат в присутствии водорода [15]. Катализаторами служат окиси молибдена и хрома, молибдат кобальта и платина. В настоящее время в зарубежной практике широко применяется платиновое рениевый катализатор. Катализатор наносят на окись алюминия или алюмосиликат. Содержание окисей молибдена, хрома и молибдата кобальта на носителе составляет 10—15%, платины 0,3—1,0%. Циркулирующий водородсодержащий газ должен содержать не менее 80 объемн.% водорода. Кратность циркуляции водородсодержащего газа к сырью [36] составляет для платинового катализатора 700—2300 м³/м³, для окиси молибдена 350—1400 м³/м³, для окиси хрома 1000 м³/м³ и для молибдата кобальта 640 м³/м³.

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 ката-

литическому риформингу подвергают фракцию 85—180 °С. Объемная скорость подачи сырья составляет для платины 1—5 ч⁻¹, для всех остальных катализаторов 0,5—1,5 ч⁻¹. Регенерацию катализатора проводят при 450—500 °С инертным газом, содержащим не более 1,5 объемн.% кислорода [52].

Теплота реакций каталитического риформинга составляет от +50 до +140 ккал/кг превращенного сырья [15], причем от +50 до +70 ккал/кг для парафинового бензина и от +100 до +140 ккал/кг — для нафтенового.

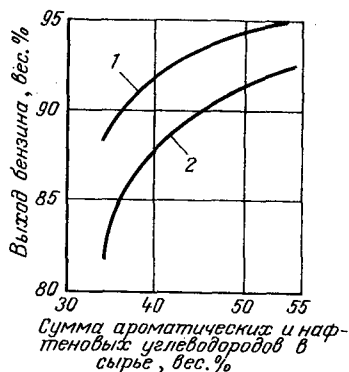


Рис. 52. Зависимость выхода бензина риформинга от углеводородного состава сырья (фракция 105—180 °С):

1 — октановое число 75; 2 — октановое число 80 (по моторному методу).

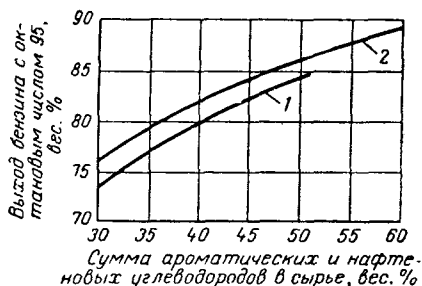


Рис. 53. Зависимость выхода бензина каталитического риформинга с октановым числом 95 (по исследовательскому методу) от углеводородного состава сырья:

1 — фракция 85—180 °С; 2 — фракция 105—180 °С.

Материальный баланс процесса. Выход продуктов каталитического риформинга зависит от многих факторов; в настоящее время нет точного расчетного метода составления материального баланса. Обычно выход жидкого продукта составляет 75—90, водорода 0,8—1,8, жидкого пропана 5,1—12,0, бутанов 3,6—9,7 вес.%. Бутановая фракция примерно наполовину состоит из изобутана. Содержание кокса на платиновом катализаторе может достигать до 3—6% на катализатор [53].

Г. Н. Маслянский с соавторами [54, 55] предложил графики (рис. 52 и 53) для определения выхода бензина риформинга с октановым числом 75, 80 или 95 в зависимости от суммарного содержания в сырье (фракциях 85—180 и 105—180 °С) нафтеновых и ароматических углеводородов.

Для определения выхода бензина платформинга Нельсон предложил графики, представленные на рис. 54—56 [56]. Для пользования этими графиками необходимо знать среднюю температуру кипения и октановое число бензина платформинга по исследовательскому методу. Октановое число сырья платформинга можно опреде-

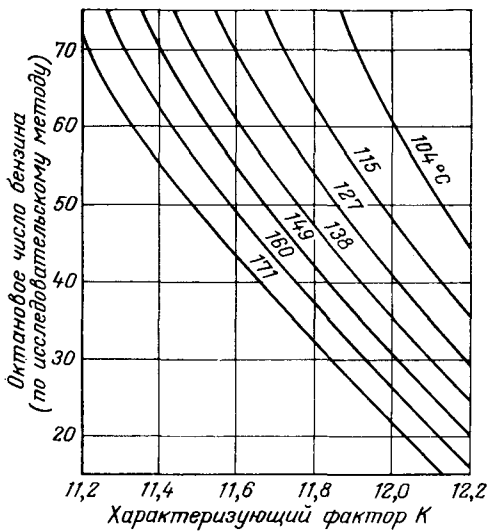


Рис. 54. Зависимость октанового числа сырья платформинга от характеризующего фактора и средней температуры кипения; цифры на кривых — средняя температура кипения сырья.

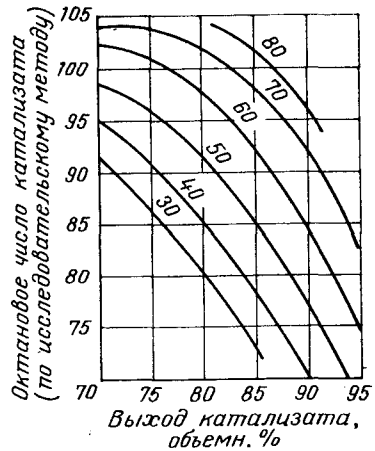


Рис. 55. Зависимость октанового числа катализата от его выхода в процессе каталитического риформинга для сырья со средней температурой кипения 107 °С; цифры на кривых — октановое число сырья (по исследовательскому методу).

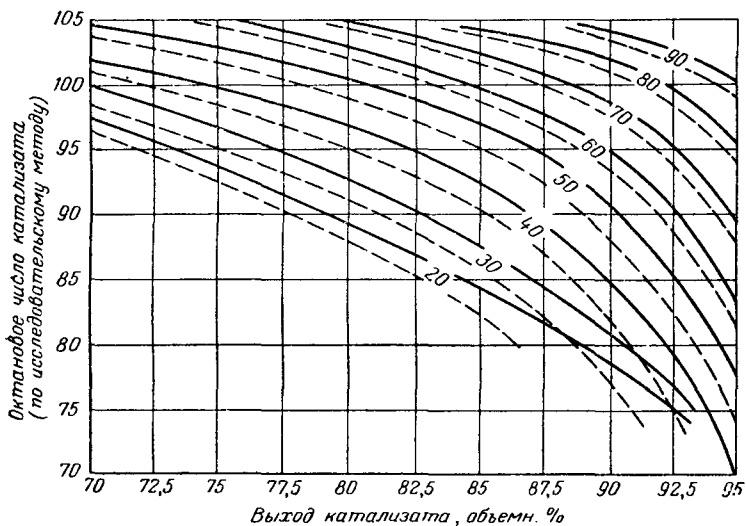


Рис. 56. Зависимость октанового числа катализата от его выхода в процессе каталитического риформинга:

— сырье со средней температурой кипения 163 °С; - - - сырье со средней температурой кипения 149 °С; цифры на кривых — октановое число сырья (по исследовательскому методу).

лить по рис. 55, если известны его средняя температура кипения и характеризующий фактор.

Пример 1. Определить выход бензина каталитического риформинга фракции 105—180 °С, если известно, что: суммарное содержание в исходном сырье ароматических и нафтеновых углеводородов 40 вес.%; бензин риформинга имеет октановое число 80 (по моторному методу).

Решение. По графику на рис. 52 находят выход бензина риформинга, равный 88,0 вес.%

Пример 2. Определить выход дебутанизованного бензина платформинга, если известно, что: 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. 54) — 45,0. По рис. 56 находят выход дебутанизованного 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. Каталитический риформинг в кипящем слое алюмомолибденового катализатора широкого распространения не получил. Платформинг обычно осуществляется в трех реакторах с промежуточным подогревом сырья. В первом реакторе глубина превращения составляет 50—55%, во втором 25—35% и в третьем 15—25% [15]. Скорость движения смеси сырья и циркулирующего газа в реакторах составляет 0,3—0,5 м/сек на полное сечение аппарата. Кроме 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 составляет 0,3—1,3 вес.%

На установках платформинга применяют отечественный платиновый катализатор двух марок: АП-56 и АП-64. Первый из них активирован фтором, второй — хлором и содержит несколько больше платины. Катализатор АП-64 является более активным и применяется для получения компонента бензина АИ-93. Характеристика платинового катализатора АП-64 [57] следующая:

Насыпная плотность, г/см ³	0,60—0,65
Содержание, вес. %	
платины	0,60—0,65
железа	0,02
натрия	0,02
Диаметр таблеток, мм	1,8
Удельная поверхность, м ² /г	180

Размеры реакторов установки платформинга определяют следующим образом.

1. Определяют объем катализатора в реакторе ($v_{к.р}$, $м^3$):

$$v_{к.р} = \frac{v_c}{w} \quad (241)$$

где v_c — объем сырья при 20 °С, $м^3/ч$;
 w — объемная скорость подачи сырья, $ч^{-1}$.

2. Подсчитывают объем смеси сырья и циркулирующего водородсодержащего газа в условиях реактора ($v_{см}$, $м^3/сек$).

3. Находят сечение (F , $м^2$) и диаметр (D , $м$) реактора:

$$F = \frac{v_{см}}{u} \quad (242)$$

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}$$

где u — линейная скорость движения сырья и циркулирующего газа, $м/сек$;

4. Определяют общую высоту (h_k , $м$) слоя катализатора, находящегося во всех реакторах:

$$h_k = \frac{v_{к.р}}{F} \quad (243)$$

5. Подсчитывают высоту (h_1 , $м$) слоя катализатора в одном реакторе:

$$h_1 = \frac{h_k}{n} \quad (244)$$

где n — принятое число реакторов.

6. Находят высоту (h_2 , $м$) цилиндрической части реактора:

$$h_2 = \frac{h_1 \cdot 3}{2} \quad (245)$$

7. Общая высота (H , $м$) реактора составляет:

$$H = h_2 + D \quad (246)$$

Общая высота реактора включает высоту цилиндрической части и двух полушаровых днищ.

На некоторых 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'_1 , $м$) слоя катализатора в третьем реакторе:

$$h'_1 = H \cdot 0,55$$

Находят высоту (h'_2 , м) цилиндрической части третьего реактора:

$$h'_2 = \frac{h'_1 \cdot 3}{2}$$

Подсчитывают общую высоту (H' , м) третьего реактора:

$$H' = h'_2 + D$$

Размеры остальных двух реакторов принимают равными размерам третьего.

Пример 1. Определить размеры и число реакторов на установке платформинга производительностью 940 т/сутки, если известно, что: сырьем служит фракция 80—180 °С ($d_4^{20} = 0,745$; $M = 116$; $T_{кр} = 570$ °К; $P_{кр} = 27$ ат); температура и давление в реакторе 500 °С и 40 ат, объемная скорость подачи сырья $\omega = 1,5$ ч⁻¹; кратность циркуляции водорода 1000 м³/м³ сырья; скорость движения паров сырья и циркулирующего водорода на все сечение реактора $u = 0,4$ м/сек.

Решение. Находят объем паров сырья по формуле (22):
приведенная температура

$$T_{пр} = \frac{500 + 273}{570} = 1,36$$

приведенное давление

$$P_{пр} = \frac{40}{27} = 1,5$$

фактор сжимаемости

$$Z = 0,80$$

$$v_c^{500} = \frac{940\,000}{24 \cdot 116} \cdot 22,4 \cdot \frac{773 \cdot 0,80}{273 \cdot 40 \cdot 3600} = 0,119 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Определяют объем циркулирующего газа (фактор сжимаемости для водорода $Z = 1$):

$$v_{ц.г}^{500} = v_c^{20} \cdot 1000 \cdot \frac{500 + 273}{273} \cdot \frac{1}{40} \cdot \frac{1}{3600} =$$
$$= \frac{940\,000}{745 \cdot 24} \cdot 1000 \cdot \frac{500 + 273}{273 \cdot 40 \cdot 3600} = 1,04 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Находят общий объем катализатора в реакторах по уравнению (241):

$$v_{к.р} = \frac{940}{24 \cdot 0,745 \cdot 1,5} = 35 \text{ м}^3$$

Подсчитывают сечение и диаметр реактора по уравнению (242):

$$F = \frac{0,119 + 1,04}{0,4} = 2,9 \text{ м}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,9}{3,14}} = 1,92 \text{ м} \approx 2,0 \text{ м}$$

Определяют общую высоту катализаторного слоя во всех реакторах по уравнению (243):

$$h_k = \frac{35}{2,9} = 12 \text{ м}$$

Число реакторов принимают равным трем. Высота слоя катализатора в каждом реакторе составляет по уравнению (244):

$$h_1 = \frac{12}{3} = 4,0 \text{ м}$$

Высота цилиндрической части реактора по уравнению (245):

$$h_2 = \frac{4 \cdot 3}{2} = 6,0 \text{ м}$$

Общая высота реактора по уравнению (246):

$$H = 6 + 2 = 8 \text{ м}$$

Пример 2. На установке платформинга производительностью 25 000 кг/ч по сырью перерабатывается фракция 110—180 °С ($d_4^{20} = 0,762$; $M = 120$; $T_{кр} = 572$ °К; $P_{кр} = 28$ ат). Определить температуру выхода продуктов реакции из первого реактора, если известно, что: температура сырья и циркулирующего газа на входе в реактор соответственно 525 и 550 °С; давление в реакторе 30 ат; выход сухого газа — 6,4, бутановой фракции ($T_{кр} = 425$ °К, $P_{кр} = 36$ ат) — 9,2, катализата ($d_4^{20} = 0,777$; $T_{кр} = 560$ °К; $P_{кр} = 26$ ат; $M = 110$) — 84,4 вес.%; состав газов (вес.%): сухого — 14 Н₂, 4,6 С₁, 11 С₂, 70,4 С₃, циркулирующего — 58,8 Н₂, 5 С₁, 6,7 С₂, 29,4 С₃; кратность циркулирующего газа 800 м³/м³ сырья; глубина превращения в первом реакторе 50%; теплота реакции $q_p = 100$ ккал/кг превращенного сырья.

Решение. Составляют тепловой баланс реактора:

$$G_{с.г} I_{525}^n + G_{ц.г} I_{550}^n = 0,5 G_{с.г} I_t^n +$$

$$+ 0,5 (G_{с.г} I_t^n + G_{кат} I_t^n + G_{б.ф} I_t^n + G_{с.г} q_p) + G_{ц.г} I_t^n$$

где $G_{с.г}$, $G_{ц.г}$, $G_{с.г}$, $G_{кат}$, $G_{б.ф}$ — количество соответственно сырья, циркулирующего газа, сухого газа, катализата и бутановой фракции, кг/ч;

I — энтальпия, ккал/кг;

q_p — теплота реакции, ккал/кг.

Определяют энтальпию сырья при 525 °С:

$$T_{\text{пр}} = \frac{525 + 273}{572} = 1,4; \quad P_{\text{пр}} = \frac{30}{28} = 1,07$$

$$\frac{\Delta I \cdot M}{T} = 1,8; \quad \Delta I = \frac{1,8 \cdot 798}{120} = 12,0 \text{ ккал/кг}$$

$$I_{525}^{\text{п}} = 398,4 - 12,0 = 386,4 \text{ ккал/кг}$$

Подсчитывают весовую 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 ккал/(кг·град)]: 3,55 для H_2 ; 0,96 для C_1 ; 0,86 для C_2 ; 0,85 для C_3 . Отсюда:

$$C_{\text{ц.г}} = 0,588 \cdot 3,55 + 0,05 \cdot 0,96 + 0,067 \cdot 0,86 + 0,294 \cdot 0,85 =$$

$$= 2,45 \text{ ккал/(кг·град)}$$

Принимают температуру продуктов на выходе из реактора 480 °С и методом подбора проверяют правильность принятия этой температуры.

Находят средний молекулярный вес сухого газа:

$$M_{\text{с.г}} = \frac{100}{\frac{14}{2} + \frac{4,6}{16} + \frac{11}{30} + \frac{70,4}{44}} = 10,8$$

Определяют энтальпию при 480 °С и 30 ат: сухого газа (см. Приложения 30, 31, 37)

$$I_{\text{с.г}}^{480} = 490 \text{ ккал/кг}$$

сырья

$$T_{\text{пр}} = \frac{480 + 273}{572} = 1,3; \quad P_{\text{пр}} = \frac{30}{28} = 1,07$$

$$\frac{\Delta I \cdot M}{T} = 2,2; \quad \Delta I = \frac{2,2 \cdot 753}{120} = 13,8 \text{ ккал/кг}$$

$$I_{480}^{\text{п}} = 361,2 - 13,8 = 347,4 \text{ ккал/кг}$$

катализата

$$T_{\text{пр}} = \frac{480 + 273}{560} = 1,34; \quad P_{\text{пр}} = \frac{30}{26} = 1,15$$

$$\frac{\Delta I \cdot M}{T} = 2,1; \quad \Delta I = \frac{2,1 \cdot 753}{110} = 14,4 \text{ ккал/кг}$$

$$I_{480}^{\text{п}} = 360,06 - 14,4 = 345,68 \text{ ккал/кг}$$

бутановой фракции (см. Приложения 30, 31)

$$I_{480}^{\text{п}} = 380 \text{ ккал/кг}$$

Подсчитывают средний молекулярный вес 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:

$$\rho_{ц.г} = \frac{3,27}{22,4} = 0,146 \text{ кг/м}^3$$

Количество циркулирующего газа составляет:

$$G_{ц.г} = \frac{25\,000 \cdot 800 \cdot 0,146}{762} = 3840 \text{ кг/ч}$$

Подсчитывают теплоту прихода и расхода:

$$\begin{aligned} Q_{\text{прих}} &\approx Q_{\text{расх}} \\ &= 25\,000 \cdot 386,4 + 3840 \cdot 2,45 (525 - 480) = \\ &= 0,5 \cdot 25\,000 \cdot 347,4 + 0,5 \cdot 0,064 \cdot 25\,000 \cdot 490 + 0,5 \cdot 0,844 \cdot 25\,000 \cdot 345,68 + \\ &\quad + 0,5 \cdot 0,092 \cdot 25\,000 \cdot 380 + 0,5 \cdot 25\,000 \cdot 100 \\ &= 10\,084\,000 \approx 10\,068\,000 \end{aligned}$$

Таким образом, температура выхода продуктов риформинга из первого реактора составляет 480 °С.

Задачи

217. Определить выход бензина каталитического риформинга фракции 105—180 °С, если известно, что: суммарное содержание в исходном сырье ароматических и нафтеновых углеводородов составляет 45,0 вес.%; бензин риформинга имеет октановое число 80 (по моторному методу).

218. Определить выход дебутанизованного бензина платформинга, если известно, что: сырье — фракция 105—185 °С с характеризующим фактором 11,6; октановое число бензина платформинга 93 (по исследовательскому методу).

219. Определить выход дебутанизованного 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).

220. Определить выход дебутанизованного 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).

221. На установке каталитического риформинга с платиновым катализатором производительностью 100 000 кг/ч по сырью пере-

рабатывается фракция 85—120 °С ($d_4^{20} = 0,724$; $T_{кр} = 541$ °К; $P_{кр} = 27$ ат; $M = 100$). Определить размеры реакторов, если известно, что: температура и давление в реакторе 530 °С и 20 ат; объемная скорость подачи сырья $\omega = 1,5$ ч⁻¹; количество циркулирующего газа составляет 1000 м³/м³ сырья; на установке шесть реакторов, соединенных последовательно по три.

222. На установке каталитического риформинга с платиновым катализатором производительностью 60 000 кг/ч по сырью перерабатывается фракция 120—180 °С ($d_4^{20} = 0,772$; $T_{кр} = 601$ °К; $P_{кр} = 24,8$ ат; $M = 133$). Определить размеры реакторов, если известно, что: давление и средняя температура в реакторе 20 ат и 500 °С; объемная скорость подачи сырья $\omega = 1,0$ ч⁻¹; количество циркулирующего водорода 1500 м³/м³ сырья; линейная скорость движения паров сырья и циркулирующего газа $u = 0,5$ м/сек; на установке шесть реакторов, соединенных последовательно по три.

223. На установке платформинга производительностью 50 000 кг/ч по сырью перерабатывается фракция 85—180 °С ($d_4^{20} = 0,757$; $t_{ср.кип} = 136$ °С). Определить температуру продуктов реакции на выходе из первого реактора, если известно, что: температура сырья и циркулирующего газа на входе в реактор 510 °С; давление в реакторе 33 ат; выход Н₂ — 1,3, сухого газа — 8,7, бутановой фракции ($T_{кр} = 425$ °С; $P_{кр} = 36$ ат; $M = 58$) — 5,4, дебутанизованного бензина ($d_4^{20} = 0,783$; $t_{ср.кип} = 126$ °С) — 84,6 вес.%; состав газов (вес.%) ; сухого — 8,1 С₁, 32,3 С₂, 59,6 С₃, циркулирующего — 25,4 Н₂, 9 С₁, 24,2 С₂, 23 С₃, 10,4 С₄, 8 С₅; кратность циркулирующего газа 1200 м³/м³ сырья; глубина превращения сырья в первом реакторе $X = 55\%$; теплота реакции $q_p = +120$ ккал/кг превращенного сырья.

Расчет реакторов установок каталитической изомеризации

Процессу изомеризации подвергают *n*-бутан, *n*-пентан и *n*-гексан. Изобутан, получаемый в процессе изомеризации, можно использовать в реакции алкилирования бутиленами для производства изооктана, а изомеры пентана и гексана — как добавки к автомобильным бензинам.

Изомеризацию проводят на катализаторах — хлористом алюминии, платине, палладии, сульфиде вольфрама, никеле и окиси молибдена. Все катализаторы кроме хлористого алюминия наносят на окись алюминия или алюмосиликат. В последнее время в качестве катализатора были предложены палладий и платина на цеолите [58]. Процесс изомеризации ведут в присутствии водородсодержащего газа, чтобы снизить коксообразование и подавать крекинг.

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, так как плотность раствора составляет $2,5 \text{ т/м}^3$ [36, 60]. Жидкофазную изомеризацию можно осуществлять на хлористом алюминии и без треххлористой сурьмы [34]. В этом случае сырье осушают, отдувают в абсорбере от $C_1 - C_3$ хлористым водородом. Вытекающая снизу абсорбера смесь сырья с хлористым водородом проходит подогреватель, смешивается с циркулирующим водородом из расчета $0,7-1,4 \text{ м}^3/\text{м}^3$ жидкости и под давлением $50-55 \text{ ат}$ поступает в реактор. В реакторе эта смесь барботирует через слой жидкого катализатора высотой $6-7,5 \text{ м}$. Расход хлористого алюминия составляет около 1 кг на $0,5-0,6 \text{ м}^3$ конечного продукта.

Условия жидкофазной изомеризации *n*-гексана на хлористом алюминии следующие [17]:

Температура, °С	115—120
Давление, ат	50—60
Объемная скорость подачи сырья, ч^{-1}	1—2
Количество водорода, вводимого в реактор, вес. % на сырье	4—8
Глубина превращения за однократный пропуск сырья, вес. %	60

Конверсия при полной рециркуляции непрореагировавшего сырья составляет для $C_6 - 80 \text{ вес.}\%$, для $C_5 - 95 \text{ вес.}\%$.

Парофазная изомеризация *n*-бутана в присутствии хлористого алюминия [61] осуществляется в трубчатом реакторе. В трубках реактора помещается катализатор, а между трубками для снятия теплоты реакции циркулирует масло, которое выходит снизу, проходит холодильник и возвращается сверху. Подогретое сырье и хлористый водород поступают сверху реактора. Условия процесса следующие:

Температура, °С	100—125
Давление, ат	12—18
Объемная скорость подачи сырья, ч^{-1}	0,8—1,1
Расход хлористого алюминия, кг/м^3 изобутана	24—25
Глубина превращения <i>n</i> -бутана, %	98

Процесс изомеризации на металлических катализаторах осуществляется в реакторах со стационарным слоем катализатора. Ниже приведены условия изомеризации *n*-пентана на различных катализаторах:

	Платина на алюмо- силикате [36, 62]	Палладий на цеолите [63]
Температура, °С	370—480	350—370
Давление, ат	20—50	31
Объемная скорость подачи сырья, ч^{-1}	1,0—6,0	2,0*
Мольная кратность циркуляции водородсодержащего газа, моль/моль сырья	2,0—6,0	3,0
Продолжительность контакта, сек	—	15—37

* Весовая скорость подачи сырья.

Процесс изомеризации протекает с выделением тепла (17—27 ккал/кг превращенного сырья для $C_4 - C_9$) [21].

Пример. Определить размеры и число трубчатых реакторов на установке парофазной изомеризации *n*-бутана в присутствии хлористого алюминия, если известно, что: производительность установки по жидкому сырью $v_c = 100 \text{ м}^3/\text{сутки}$; объемная скорость подачи сырья $w = 0,8 \text{ ч}^{-1}$; глубина превращения за однократный пропуск сырья $X = 45 \text{ вес.}\%$; трубка реактора имеет внутренний диаметр 50 мм, длину 6 м.

Решение. Находят коэффициент загрузки реактора по формуле (130):

$$K_s = \frac{1}{1 - 0,55} = 2,22$$

где 0,55 — доля непрореагировавшего сырья (1—0,45).

Определяют объем реакционного пространства по формуле (194):

$$v_{p.n} = \frac{100 \cdot 2,22}{24 \cdot 0,8} = 11,6 \text{ м}^3$$

Подсчитывают объем одной трубки и общее число трубок:

$$v_{\text{тр}} = \frac{3,14 \cdot 0,05^2}{4} \cdot 6 = 0,0118 \text{ м}^3$$

$$N = \frac{11,6}{0,0118} = 984$$

Принимают три реактора с числом трубок в каждом $N_1 = 328$. Находят число трубок, расположенных по диаметру реактора, по формуле (235):

$$n = \sqrt{\frac{4N_1 - 1}{3}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 328 - 1}{3}} = 21$$

Определяют диаметр реактора:

$$D = (n + 1)b$$

где b — расстояние между центрами двух соседних трубок; принимают $b = 2d = 50 \cdot 2 = 100 \text{ мм}$.

$$D = (21 + 1)0,1 = 2,2 \text{ м}$$

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

224. Определить размеры реакторов на установке парофазной изомеризации *n*-пентана в присутствии хлористого алюминия, если известно, что: производительность установки по сырью $v_c =$

= 500 м³/сутки; объемная скорость подачи сырья $\omega = 2,5 \text{ ч}^{-1}$; глубина превращения сырья за однократный пропуск $X = 60\%$; трубки имеют внутренний диаметр 50 мм, длину 5 м; общее число реакторов 5.

225. Определить размеры реактора на установке изомеризации *n*-пентана на платиновом катализаторе, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 800 \text{ т/сутки}$; весовая скорость подачи сырья $\omega = 2,5 \text{ ч}^{-1}$; насыпная плотность катализатора $\rho_{\text{нас}} = 650 \text{ кг/м}^3$.

226. Определить размеры реакторов на установке изомеризации *n*-гексана в присутствии палладия на цеолите, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 1600 \text{ т/сутки}$; весовая скорость подачи сырья $\omega = 3,5 \text{ ч}^{-1}$; насыпная плотность катализатора $\rho_{\text{нас}} = 680 \text{ кг/м}^3$; общее число реакторов 2.

227. Определить температуру выхода продуктов изомеризации *n*-пентана из реактора, если известно, что: катализатор — палладий на цеолите; производительность установки по сырью $G_c = 1000 \text{ т/сутки}$; состав изомеризата (вес.%): 1,2 C₁ — C₃, 1,0 C₄, 76,8 *изо*-C₅, 21,0 *n*-C₅; сырье поступает в реактор с температурой 330 °С; давление в реакторе 31 ат; кратность циркуляции водорода к сырью 3 моль/моль; процесс протекает с выделением тепла ($q_p = -22 \text{ ккал/кг}$ изопентана).

Расчеты в процессе гидрокрекинга

Процесс гидрокрекинга предназначен для производства низкооктанового бензина как сырья для каталитического риформинга, высококачественных реактивных и дизельных топлив из дистиллятного и остаточного сырья [64]. Сырье с высоким содержанием серы или азота подвергается двухступенчатому гидрокрекингу. В первой ступени процесса происходит удаление сернистых и азотистых соединений, поэтому сырье с низким содержанием серы и азота можно подвергать одноступенчатому гидрокрекингу. Одноступенчатый процесс применяется также тогда, когда требуется получить максимальный выход средних дистиллятов. В качестве катализаторов применяют в реакторах первой ступени алюмоникелевый, алюмомолибденовый и алюмокобальтмолибденовый, во второй ступени — платиновый и палладиевый. Катализатор [65] имеет следующую характеристику:

	Алюмоникель-молибденовый шариковый	Алюмокобальтмолибденовый мелко-сферический
Насыпная плотность, т/м ³	0,69	0,616
Удельная поверхность пор, м ² /г	250	226
Удельный объем пор, мл/г	0,55	0,42
Средний радиус пор, Å	44	37,1
Содержание, вес. %		
окиси молибдена	7,5	—
закиси никеля	3,5	—

Платина на цеолите [66] отличается большей гидрирующей и изомеризующей активностью по сравнению с алюмокобальтмолибденовым катализатором.

В большинстве случаев [15, 67] процесс проводят при температуре 420—460 °С, давлении 30—70 ат, объемной скорости подачи сырья 0,9—1,5 ч⁻¹ и циркуляции водородсодержащего газа 300—1000 м³/м³. Расход водорода при этом составляет 1—3 вес.%. Глубина превращения обычно 60—80 вес.% на жидкое сырье реактора. Тепловой эффект гидрокрекинга для парафинowego сырья может составлять от — 70 до —100 ккал/кг сырья [68]. Процесс гидрокрекинга проводят в реакторах со стационарным или кипящим слоем катализатора. На установках первого типа обычно перерабатывают вакуумные газойли, на установках второго типа — 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 100 ат на алюмокобальтмолибденовом катализаторе авторы нашли:

для ромашкинской нефти

$$\tau = 4,152 \left(\ln \frac{1}{1-X} - X \right) \quad (247)$$

для арланской нефти

$$\tau = 3,333 \left(\ln \frac{1}{1-X} - X \right) \quad (248)$$

где τ — условная продолжительность реагирования, обратно пропорциональная удельной объемной скорости подачи сырья (w), 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):

$$X_{д.т} = \frac{1}{1-K'} [(1-X)^{K'} - (1-X)] \quad (249)$$

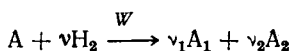
легкого бензина (н. к. — 160 °С):

$$X_б = \frac{K'}{(1-K')(K'-K'')} [(1-X)^{K''} - (1-X)^{K'}] + \frac{K'}{(1-K')(1-K'')} [(1-X) - (1-X)^{K''}] \quad (250)$$

$$X_{\Gamma} = X - (X_{\text{д.т}} + X_6) \quad (251)$$

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 $P=100 \text{ ат}$) $K'=1,3$, $K''=2,0$.

В. А. Филимонов и А. А. Попов [70] представили процесс гидрокрекинга фракции 195—450 °С над алюмосиликатникелевым катализатором следующей схемой:



где A , A_1 , A_2 — символы соответственно сырья, углеводородного газа и бензина;

ν , ν_1 , ν_2 — массовые коэффициенты;

W — скорость реагирования сырья, отнесенная к единице поверхности катализатора, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Авторы получили приближенную математическую модель статки процесса гидрокрекинга:

$$\omega \left[\ln \frac{1}{X_c} - \lambda (1 - X_c) \right] = K e^{-E/RT} \quad (252)$$

$$X_{\Gamma} = \nu_1 (1 - X_c) \quad (253)$$

$$X_6 = \nu_2 (1 - X_c) \quad (254)$$

$$X_{\text{д.т}} = \nu_3 X_c \quad (255)$$

$$X_o = (1 - \nu_2) X_c \quad (256)$$

$$X_{H_2} = (\nu_1 + \nu_2 - 1) (1 - X_c) \quad (257)$$

где

ω — объемная скорость подачи сырья в реактор, ч^{-1} ;

X_c — весовая доля сырья в реакционной смеси;

λ — коэффициент торможения, практически не зависящий от температуры и составляющий 0,864—0,868 при 400—425 °С;

K — предэкспоненциальный множитель, равный 10^{13} ч^{-1} ;

E — энергия активации, равная $4,23 \cdot 10^4 \text{ ккал/кмоль}$;

R — универсальная газовая постоянная, равная $1,987 \text{ ккал/(кмоль} \cdot \text{град)}$;

T — температура процесса гидрокрекинга, °К;

X_{Γ} , X_6 , $X_{\text{д.т}}$, X_o — выход соответственно углеводородного газа, бензина, дизельного топлива и остатка гидрокрекинга, вес. доли на сырье;

X_{H_2} — расход водорода на процесс, вес. доли;

ν_1 , ν_2 , ν_3 — массовые коэффициенты, соответственно равные 0,17; 0,85 и 0,94.

Непрореагировавшее сырье (фракция 195—450 °С) состоит из дизельного топлива (фракции 195—360 °С) и остатка гидрокрекинга (фракции выше 360 °С), т. е.:

$$X_c = X_{\text{д.т}} + X_o \quad (258)$$

Пример 1. Определить выход продуктов гидрокрекинга вакуумного дистиллята ромашкинской нефти при 100 ат и 425 °С на алюмокобальтмолибденовом катализаторе, если известно, что: $K' = 1,3$; $K'' = 2,0$; объемная скорость подачи сырья $w = 1,0 \text{ ч}^{-1}$.

Решение. По уравнению (247) определяют глубину превращения исходного сырья:

$$\frac{1}{1,0} = 4,152 \left(\ln \frac{1}{1-X} - X \right)$$

$$2,3 \lg \frac{1}{1-X} - X = 0,24$$

Методом подбора находят: $X = 0,55$.

Определяют выходы фракций:

дизельного топлива по уравнению (249):

$$X_{д.т} = \frac{1}{1-1,3} [(1-0,55)^{1,3} - (1-0,55)] = 0,316$$

легкого бензина по уравнению (250):

$$X_6 = \frac{1,3}{(1-1,3)(1,3-2,0)} [(1-0,68)^{2,0} - (1-0,68)^{1,3}] + \\ + \frac{1,3}{(1-1,3)(1-2,0)} [(1-0,68) - (1-0,68)^{2,0}] = 0,126$$

газа по уравнению (251):

$$X_r = 0,55 - (0,316 + 0,126) = 0,108$$

Пример 2. Определить выход продуктов гидрокрекинга фракции 195—450 °С на алюмосиликатникелевом катализаторе и расход водорода, если известно, что: объемная скорость подачи сырья $w = 2,0 \text{ ч}^{-1}$; температура процесса 415 °С.

Решение. По уравнению (252) находят весовую долю сырья в реакционной смеси (X_c):

$$w = 2,0 \text{ ч}^{-1}; \quad \lambda = 0,866; \quad K = 10^{13} \text{ ч}^{-1}$$

$$E = 4,23 \cdot 10^4 \text{ ккал/кмоль}; \quad T = 273 + 415 = 688 \text{ °К};$$

$$R = 1,987 \text{ ккал/(кмоль·град)}$$

$$2,0 \left[\lg \frac{1}{X_c} - 0,866 (1-X_c) \right] = 1 \cdot 10^{13} \cdot 2,7183 - \frac{4,23 \cdot 10^4}{1,987 \cdot 688}$$

$$0,866 X_c - 2,3 \lg X_c = 1,048; \quad X_c = 0,58$$

Подсчитывают выход по уравнениям (253)—(256):

углеводородного газа

$$X_r = 0,17 (1 - 0,58) = 0,071, \text{ или } 7,1\%$$

бензина

$$X_6 = 0,85 (1 - 0,58) = 0,357, \text{ или } 35,7\%$$

дизельного топлива

$$X_{д.т} = 0,94 \cdot 0,58 = 0,545, \text{ или } 54,5\%$$

остатка гидрокрекинга

$$X_o = (1 - 0,94) 0,58 = 0,035, \text{ или } 3,5\%$$

Находят расход водорода по уравнению (257):

$$X_{H_2} = (0,17 + 0,85 - 1) 0,42 = 0,0084, \text{ или } 0,84\%$$

Аппаратуру установки гидрокрекинга со стационарным слоем катализатора рассчитывают по такой же методике, как и для платформинга.

Задачи

228. Определить выход продуктов гидрокрекинга вакуумного дистиллята ромашкинской нефти при 100 ат и 450 °С на алюмокобальтмолибденовом катализаторе, если известно, что: $K' = 1,3$; $K'' = 2,0$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 1,5 \text{ ч}^{-1}$.

229. Определить выход продуктов гидрокрекинга фракции 195—450 °С на алюмосиликатникелевом катализаторе и расход водорода, если известно, что: объемная скорость подачи сырья $\omega = 1,0 \text{ ч}^{-1}$; температура процесса 425 °С.

230. Определить размеры реакторов установки одноступенчатого гидрокрекинга с неподвижным слоем катализатора, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 1000 \text{ т/сутки}$; 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.

231. Определить размеры реакторов установки двухступенчатого гидрокрекинга с неподвижным слоем катализатора, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 50\,000 \text{ кг/ч}$; сырье — вакуумный газойль плотностью $d_4^{20} = 0,996$; объемная скорость подачи сырья в реактор первой ступени $\omega_1 = 1,0 \text{ ч}^{-1}$, в реактор второй ступени $\omega_2 = 2,0 \text{ ч}^{-1}$; 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 $\rho_{нас} = 0,65 \text{ т/м}^3$; на первой ступени гидрокрекинга работают три реактора, на второй — два.

232. Определить размеры реактора установки гидрокрекинга с кипящим слоем катализатора, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 75\,000 \text{ кг/ч}$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 1,5 \text{ ч}^{-1}$; насыпная плотность катализатора $\rho_{нас} = 700 \text{ кг/м}^3$, плотность кипящего слоя $\rho_{к.с} = 500 \text{ кг/м}^3$; объем паров над кипящим слоем катализатора $v_n = 2,6 \text{ м}^3/\text{сек}$; скорость движения паров $w = 0,3 \text{ м/сек}$; сырье — вакуумный газойль плотностью $d_4^{20} = 0,920$; высота отстойной зоны $h_{о.з} = 4,75 \text{ м}$.

Расчеты в процессе гидродеалкилирования

Процесс гидродеалкилирования применяют для получения бензола и ксилолов из толуола и нафталина из алкилнафталина. Различают процессы термического и каталитического гидродеалкилирования. Термическое гидродеалкилирование проводят в реакторах с инертной насадкой при следующих условиях [15, 71, 72]:

Температура, °С	650—750
Давление, ат	50
Отношение водород:сырье	
мольное	3—4:1
объемное, м ³ /м ³	2500—3000
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1,0—4,0
Расход водорода при выходе бензола 78,7 вес. % на толуол, вес. % на сырье	2,1

На одной из установок толуол подвергали термическому гидродеалкилированию [73] при 750 °С, 40 ат, мольном отношении водорода к сырью 3,3, объемной скорости подачи сырья 2,4 ч⁻¹. На этой установке выход жидких продуктов составил 87 вес.%, в том числе бензола 70 вес.%, толуола 12 вес.% и остатка 5 вес.%. Повышением температуры до 790 °С 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 °С, 65—100 ат и в присутствии катализаторов: никеля и кобальта на окиси алюминия, окиснокобальтмолибденового, алюмохромового и алюмомолибденового. Гидродеалкилирование в присутствии алюмокобальтмолибденового катализатора ведут при следующих условиях [71]:

Температура, °С	550—580
Давление, ат	55
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1,0
Отношение водород:сырье, м ³ /м ³	1500—2000

Наилучшие результаты по гидродеалкилированию метилнафталина [74] были получены на катализаторах с окисью алюминия в качестве носителя: окисях молибдена и кобальта (8,5% MoO₃, 3% CoO и 88% Al₂O₃); хрома и кремния (18% Cr₂O₃, 4% SiO₂ и 78% Al₂O₃). Оптимальными условиями каталитического гидродеалкилирования метилнафталина являются:

Температура, °С	515
Давление, ат	56
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	4,0
Отношение водород:сырье, м ³ /м ³	520

Согласно технологической схеме, 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, нагревается в печи и поступает в реактор. Вода способствует повышению селективности процесса и резко снижает коксообразование. Катализатор работает до одного года без регенерации. Продукты реакции после охлаждения поступают в сепаратор высокого давления. Сверху сепаратора выходит циркулирующий водород, который затем очищают от примесей в абсорбере. Жидкая фаза входит в сепаратор низкого давления, затем смешивается с сырьем и поступает в колонну для дальнейшего разделения. В процессе гидродеалкилирования фракции 200—270 °С различного происхождения на алюмокобальтмолибденовом катализаторе при температуре 530 °С, давлении 60 ат, объемной скорости подачи сырья 0,5 ч⁻¹, циркуляции водорода 1000 м³/м³ сырья были получены результаты, приведенные в табл. 10 [34].

Таблица 10. Выход продуктов гидродеалкилирования фракции 200—270 °С различного происхождения (вес. %)

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 ₁ —C ₄	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

Получаемый бензин имеет октановое число 93 (по моторному методу). Реакция гидродеалкилирования ароматических углеводородов сопровождается выделением тепла. Так, при гидродеалкилировании толуола выделяется 130 ккал/кг сырья, а ксилолов — 250 ккал/кг сырья [72].

Методика технологического расчета аппаратуры установки гидродеалкилирования такая же, как и для каталитического риформинга.

Задачи

233. Определить размеры реактора установки гидродеалкилирования метилнафталина в присутствии алюмокобальтмолибденового катализатора, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 5200 \text{ кг/ч}$; плотность сырья $d_4^{20} = 1,000$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 0,5 \text{ ч}^{-1}$.

234. Определить количество холодного водорода, вводимого в реактор установки гидродеалкилирования, если известно, что: производительность реактора по сырью $G_c = 4600 \text{ кг/ч}$; сырье — тяжелый остаток плотностью $d_4^{20} = 0,825$ после каталитического риформинга бензина; кратность циркуляции водородсодержащего газа $1000 \text{ м}^3/\text{м}^3$ сырья; температура сырья на входе и продуктов на выходе из реактора соответственно 615 и $635 \text{ }^\circ\text{C}$; давление в реакторе 60 ат ; выход продуктов (вес. %): нафталина — $36,0$; бензина — $47,6$; котельного топлива — $8,0$; газа — $9,6$; расход водорода — $1,2 \text{ вес.}\%$.

РЕАКТОРЫ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕРАБОТКИ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ

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.

Расчет реакторов установок полимеризации газообразных олефиновых углеводородов

Процессы полимеризации 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 кислот, фтористого бора и хлористого алюминия. Наиболее распространена фосфорная кислота на твердом носителе (кварце, кизельгуре, алюмосиликатах). Относительная глубина превращения олефинов в присутствии катализаторов следующая: изобутилена — 100%; *n*-бутилена — 90—100%, пропилена — 70—90% и этилена — 20—30%. При полимеризации олефинов выделяется тепла около 370 ккал/кг пропилена и около 170 ккал/кг бутиленов [75].

Процесс проводят в реакторах трубчатого или камерного типа (рис. 57 и 58). В реакторах трубчатого типа катализатор располагается в трубках диаметром 50—150 мм, между которыми циркулирует кипящая вода для снятия тепла реакции. 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] составляет 8—10 °С для реакторов трубчатого типа и 50—60 °С — камерного.

Условия процесса зависят от природы катализатора, сырья и ассортимента получаемых продуктов. Так, процесс полимеризации пропан-пропиленовой фракции на ортофосфорной кислоте с целью

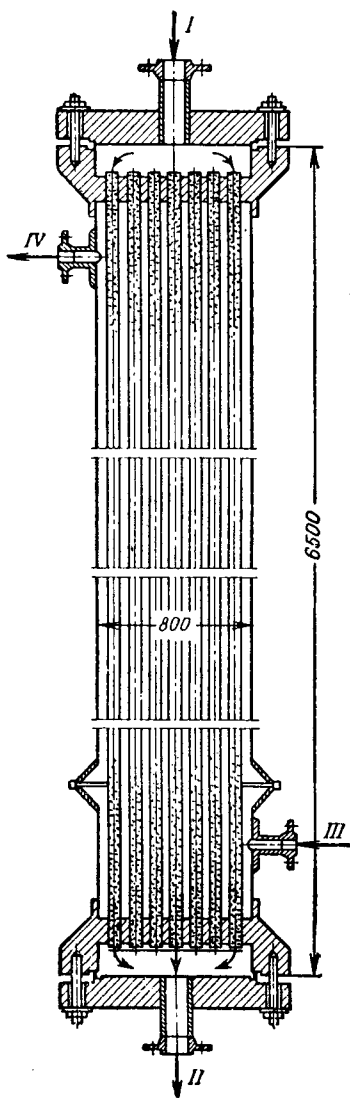


Рис. 57. Схема реактора трубчатого типа для полимеризации олефинов:

I — вход сырья; *II* — выход продуктов; *III* — вход холодной воды; *IV* — выход паров кипящей воды.

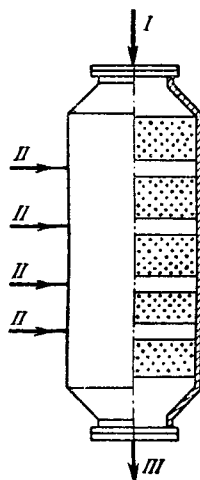


Рис. 58. Схема реактора камерного типа для полимеризации олефинов:

I — сырье; *II* — холодный пропан; *III* — продукты реакции.

получения тетрамеров пропилена осуществляется при следующих условиях [76—78]:

Давление, <i>ат</i>	70—80
Температура, °С	
на входе сырья в реактор	180—210
на выходе продуктов из реактора	225—230
Объемная скорость подачи сырья, <i>ч⁻¹</i>	
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, вес. %	80—90
Выход тетрамеров пропилена, вес. % 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, 65—70 *ат*, объемной скорости подачи сырья 1,7—2,9 *ч⁻¹*. В случае применения кварцевого носителя вместо кизельгура процесс полимеризации ведут при меньшем давлении (14—35 *ат*), что допускается вследствие простоты регенерации кварцевого носителя.

Полимеризацию смеси пропилена и бутиленов осуществляют на катализаторе — фосфорной кислоте на кизельгуре при 200 °С, 50 *ат*, объемной скорости подачи сырья 2 *ч⁻¹* и мольном соотношении пропилен и бутиленов 1—1,3 : 1. При этом глубина превращения непредельных углеводородов составляет 80—85% [80]. Полимеризацию бутиленов [15, 81] проводят при 170—180 °С, 40—60 *ат* и объемной скорости подачи сырья 4 *ч⁻¹*. Выход полимеров составляет 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.}*, *м³*) катализатора, находящегося в реакторе:

$$v_{к.р.} = \frac{v_c}{\omega} \quad (259)$$

где *v_с* — объем сырья в жидком состоянии при температуре реакции, *м³/ч*;
ω — объемная скорость подачи сырья, *ч⁻¹*.

2. Объем одной трубки ($v_{\text{тр}}, \text{м}^3$), где расположен катализатор. Внутренний диаметр трубки принимается равным 50,8—127,0 мм [15].

3. Число трубок N :

$$N = \frac{v_{\text{к.р}}}{v_{\text{тр}}} \quad (260)$$

4. Число реакторов, исходя из того, что в одном реакторе расположено около 200 трубок.

5. Число (n) трубок, расположенных по диаметру реактора:

$$n = \sqrt{\frac{4N_1 - 1}{3}} \quad (261)$$

где N_1 — число трубок в одном реакторе.

6. Диаметр ($D, \text{м}$) реактора:

$$D = (n + 1)b \quad (262)$$

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 м.

8. Проверяют, достаточно ли поверхность теплообмена для снятия теплоты реакции кипящей водой. При температуре воды на 10—15 °С ниже температуры реакции общий коэффициент теплопередачи в реакторе составляет 100—200 ккал/(м²·ч·град) [15].

Для реакторов камерного типа определяют следующие показатели.

1. Объем катализатора в реакторе ($v_{\text{к.р}}, \text{м}^3$).

2. Принимают диаметр реактора ($D, \text{м}$), высоту слоя катализатора ($h, \text{м}$) и расстояние между слоями ($a, \text{м}$).

3. Число слоев (n'):

$$n' = \frac{v_{\text{к.р}}}{Fh} \quad (263)$$

где F — сечение реактора, м².

4. Высоту реактора ($H, \text{м}$):

$$H = n'h + 2h_{\text{д}} + (n' - 1)a \quad (264)$$

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 перерабатывается 400 000 м³/сутки углеводородного газа. Составить материальный баланс установки и определить состав отработанного газа, если известно, что: состав сырья (вес. %): C₃H₆ — 13,6; C₃H₈ — 33,4; C₄H₈ — 23,0; C₄H₁₀ — 30,0; глубина превращения бутенов 100% и пропилена 90%.

Решение. Подсчитывают средний молекулярный вес 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 (0 °С, 760 мм рт. ст.):

$$\rho_{\text{с}} = \frac{49,8}{22,4} = 2,12 \text{ кг/м}^3$$

Находят массу перерабатываемого сырья:

$$G_{\text{с}} = \frac{400\,000 \cdot 2,12}{1000} = 848 \text{ т/сутки}$$

Определяют выход полимербензина:

$$G_{\text{б}} = 848 \cdot 0,136 \cdot 0,9 + 848 \cdot 0,23 \approx 300 \text{ т/сутки}$$

Результаты подсчетов сводят в таблицу:

Сырье	Вес. %	т/сутки	Продукт	Вес. %	т/сутки
<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 подсчетов сводят в таблицу:

Углеводород	Вес. % на сырье	Вес. % 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 перерабатывается 400 т/сутки сырья. Определить диаметр и число реакторов трубчатого типа, если известно, что: весовая 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:

$$G_{\text{кат}} = \frac{400 \cdot 1000}{24 \cdot 0,8} = 20800 \text{ кг}$$

Находят объем реакционного пространства:

$$v_{\text{р.п}} = \frac{20800}{1000} = 20,8 \text{ м}^3$$

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 (260):

$$N = \frac{20,8}{0,035} = 596$$

Принимают три реактора с числом трубок в каждом:

$$N_1 = \frac{596}{3} = 199$$

Определяют число трубок по диаметру реактора по уравнению (261):

$$n = \sqrt{\frac{4 \cdot 199 - 1}{3}} = 17$$

Подсчитывают диаметр реактора по уравнению (262):

$$D = (17 + 1)0,17 \approx 3,2 \text{ м}$$

Пример 3. На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты перерабатывается 400 т/сутки пропан-пропиленовой фракции. Определить размеры реактора камерного типа, если известно, что: высота одного слоя катализатора в реакторе $h = 1,1 \text{ м}$, а расстояние между соседними слоями $a = 0,6 \text{ м}$; весовая скорость подачи сырья $\omega = 1,0 \text{ ч}^{-1}$; насыпная плотность катализатора $\rho_{\text{нас}} = 1,0 \text{ т/м}^3$.

Решение. Определяют количество катализатора, находящегося в реакторе:

$$G_{\text{кат}} = \frac{400 \cdot 1000}{24 \cdot 1,0} = 16700 \text{ кг}$$

Находят объем катализатора в реакторе:

$$V_{\text{кат}} = \frac{16700}{1000} = 16,7 \text{ м}^3$$

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 (263):

$$n' = \frac{16,7}{3,14 \cdot 1,1} = 5$$

Высота реактора составляет по уравнению (264):

$$H = 5 \cdot 1,1 + 2 \cdot 0,5 + 0,6(5 - 1) = 8,9 \text{ м}$$

где 0,5 (h_d) — высота верхнего и нижнего днищ в отдельности, м.

Расчеты в процессе каталитического алкилирования парафиновых и ароматических углеводородов олефиновыми

Процесс алкилирования изобутана пропиленом и бутиленами предназначен для получения алкилатов — высокооктановых компонентов бензина. Алкилирование бензола пропиленом проводят с целью получения изопропилбензола как высокооктанового компонента бензина либо сырья для получения фенола и ацетона. В результате алкилирования бензола этиленом получается этилбензол, который путем дегидрирования превращается в стирол — сырье для производства каучука. В качестве катализаторов алкилирования изобутана олефинами наибольшее распространение получили серная и фтористоводородная кислоты. В процессе алкилирования ароматических углеводородов олефиновыми применяют ортофосфорную кислоту на твердом носителе и хлористый алюминий.

Сернокислотное алкилирование изобутана бутиленами осуществляется при 0—10 °C [15, 76] и 7,5—8,5 ат. С целью подавления реакции полимеризации олефинов в реакторе [36] создают избыток (мольный) изобутана в количестве 5—10 : 1 на олефины. Установлено, что оптимальной концентрацией изобутана в продуктах реакции на выходе из реактора является 50—75%. Объемное соотношение между углеводородной и сернокислотной фазами в реакторе поддерживается от 1 : 1 до 1 : 2 [51]. В реактор подается [33] 98%-ная свежая кислота, а выводится отработанная — концентрацией менее 90%. Продолжительность контакта кислоты с сырьем 20—30 мин [15]. Расход кислоты обычно составляет 16—18 вес.% [51] и в отдельных случаях доходит до 20 вес.% на алкилат.

Выход продуктов алкилирования (алкилата) можно принять равным 180—200 вес.% 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 — 330 ккал/кг бутиленов [82]

или от -175 до -230 ккал/кг алкилата [15, 17]. Объемная скорость подачи сырья в реактор составляет $0,39-0,40$ ч⁻¹. Процесс серно-кислотного алкилирования осуществляется в реакторах двух типов: турбосмесительном и каскадном.

В табл. 11 приведены примеры технологического режима работы и качество продуктов блока ректификации установки серно-кислотного алкилирования изобутана бутиленами [51].

Таблица 11. Технологический режим работы установки и качество продуктов

Показатели	Колонна			
	пропано- вая	изобу- тановая	бутановая	вторичной перегонки
Давление, ат	16—17	6,5—7,0	4,5—5,0	Не более 1,3
Температура, °С				
вверху	40—45	45—55	45—50	100—115
внизу	85—100	95—120	125—135	До 220
Углеродородный состав сырья, объемн. %				
C ₃	2,0	1,5	—	—
изо-C ₄ H ₁₀	89,0	66,0	1,5	—
н-C ₄ H ₁₀	9,0	15,0	32,0	—
C ₅ и выше	—	17,5	66,5	100
Углеродородный состав ректифика- та, объемн. %				
C ₃	95,0	2,0	—	—
изо-C ₄ H ₁₀	5,0	89,0	2,8	—
н-C ₄ H ₁₀	—	9,0	71,0	—
C ₅ 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. Весовое отношение a изобутана к бутиленам составляет:

$$a = \frac{58}{56} = 1,04$$

Практически весовое соотношение реагирующих изобутана и бутиленов составляет 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 входит *n*-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 следующее: объем углеводородной и кислотной фаз; реакционный объем по продолжительности пребывания сырья или по объемной скорости его подачи; по реакционному объему — число стандартных реакторов либо диаметр и высоту реакционной части реактора. В случае выбора реактора турбосмесительного типа следует учесть пространство, занимаемое теплоотводящими трубами внутреннего диаметра 48 мм. В стандартном реакторе число теплоотводящих труб составляет 324. Длина каждой трубы 5,05 м.

Фтористоводородное алкилирование изобутана бутиленами проводят при 25—40 °С [36] и 8,0—11,5 ат [17]. Теплота реакции снимается циркулирующей водой. Соотношение изобутана и бутиленов составляет 6—10 : 1 [83]. Продолжительность контакта сырья с кислотой 5—10 мин при объемном их соотношении 1 : 1. Концентрация фтористоводородной кислоты составляет 80—90%. Расход катализатора не превышает 1 кг/т алкилата. Процесс проводят в реакторе турбосмесительного типа.

Фосфорнокислотное алкилирование бензола пропиленом [15, 76, 84, 85] осуществляют при 225—250 °С, 30—40 ат; мольном отношении бензол : пропилен = 3,0—3,5 : 1, или весовом отношении 5—6 : 1, объемной скорости подачи сырья 3,0—4,0 ч⁻¹; глубине превращения пропилена 85%. Для поддержания активности катализатора в сырье вводят 2% водяного пара; на 1 кг катализатора получается 0,78—0,80 м³ изопропилбензола. Катализатор работает 30 суток, затем его заменяют свежим. Теплоту реакции снимают кипящей водой, циркулирующей по межтрубному пространству. Теплота реакции при 250 °С составляет 23,4 ккал/моль пропилена [77]. При проведении процесса в реакторе камерного типа, где катализатор расположен слоями, теплота реакции снимается холодным пропаном, подаваемым между слоями катализатора.

Алкилирование бензола пропиленом в присутствии хлористого алюминия проводят в паровой фазе в реакторе типа теплообменного аппарата, в трубах которого 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 осуществляется при следующих условиях [77]:

Температура в зоне реакции, °С	250—300
Давление в реакторе, ат	17—20
Мольное соотношение бензол:пропилен	3:1
Средняя продолжительность работы катализатора, ч	700
Расход катализатора, кг/м ³ изопропилбензола	1,2

Пример 1. Составить материальный баланс установки алкилирования бутан-бутиленовой фракции производительностью 68 000 т/год по сырью, если известно, что: состав сырья (вес.%): C₃H₈ — 1,2; C₃H₆ — 1,3; *изо*-C₄H₁₀ — 5,5; *н*-C₄H₁₀ — 26,6; *изо*-C₄H₁₀ —

38,8; $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ — 26,6; отношение реагирующего изобутана к олефинам 1,1 : 1 (вес.%); алкилат состоит на 90% из авиаалкилата и на 10% из автоалкилата; глубина превращения пропилена и бутиленов 100%.

Решение. Подсчитывают общее количество олефинов:

$$G_1 = 68000 \cdot 0,012 + 68000 \cdot 0,055 + 68000 \cdot 0,266 = 22650 \text{ т/год}$$

Определяют количество изобутана, вступившего в реакцию:

$$G_2 = 22650 \cdot 1,1 = 24915 \text{ т/год}$$

Рассчитывают выход алкилата:

$$G_3 = 22650 + 24915 = 47565 \text{ т/год}$$

в том числе:
авиаалкилата

$$G_4 = 47565 \cdot 0,90 = 42808 \text{ т/год}$$

автоалкилата

$$G_5 = 47565 - 42808 = 4757 \text{ т/год}$$

Результаты подсчетов сводят в таблицу:

Сырье	Вес. %	т/год	Продукт	Вес. %	т/год
<i>Приход</i>			<i>Расход</i>		
C_3H_6	1,2	780	Авиаалкилат	63,0	42808
C_3H_8	1,3	820	Автоалкилат	7,0	4757
изо- C_4H_8	5,5	3760	Отработанная бутан-бути-		
$n\text{-C}_4\text{H}_8$	26,6	18110	леновая фракция	28,7	19615
изо- C_4H_{10}	38,8	26420	Пропан	1,3	820
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	26,6	18110			
Итого	100,0	68000	Итого	100,0	68000

Пример 2. На установке серноокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции перерабатывается 70 000 т/год сырья. Определить выход авиаалкилата и автоалкилата, если известно, что содержание олефинов в исходной смеси составляет 31,4 вес.%.

Решение. Принимают выход всего алкилата равным 175% от олефинов, а авиаалкилата — 90% от всего алкилата. Определяют выход всего алкилата:

$$G_1 = 70000 \cdot 0,314 \cdot 1,75 = 38400 \text{ т/год}$$

Подсчитывают выход авиаалкилата:

$$G_2 = 38400 \cdot 0,90 = 34560 \text{ т/год}$$

Находят выход автоалкилата:

$$G_3 = 38400 \cdot 0,10 = 3840 \text{ т/год}$$

Пример 3. Составить материальный баланс установки сернокислотного алкилирования бензола пропиленом, если известно, что: состав сырья — пропан-пропиленовой фракции (вес.%): C_3H_8 — 38,27; C_3H_6 — 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; соотношение между изопропилбензолом и полиизопропилбензолом 8 : 1 (вес.).

Решение. Подсчитывают количество пропилена, вступившего в реакцию:

$$G_1 = \frac{20000 \cdot 38,27 \cdot 0,99}{100} = 7600 \text{ т/год}$$

Определяют количество бутилена, вступившего в реакцию:

$$G_2 = \frac{20000 \cdot 2,94}{100} = 588 \text{ т/год}$$

Находят количество бензола, вступившего в реакцию:
с пропиленом

$$G_3 = \frac{G_1 M_3}{M_1} = \frac{7600 \cdot 78}{42} = 14100 \text{ т/год}$$

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 и M_3 — молекулярные веса пропилена, бутиленов и бензола.

Определяют количество образующегося изопропилбензола:

$$G_5 = \frac{(14100 + 7600) \cdot 8}{9} = 19300 \text{ т/год}$$

Подсчитывают количество полиизопропилбензола:

$$G_6 = \frac{14100 + 7600}{9} = 2400 \text{ т/год}$$

Выход полиалкилбензола складывается из выходов полиизопропилбензола и бутилбензола:

$$G_7 = 820 + 588 + 2400 = 3808 \text{ т/год}$$

Результаты подсчетов сводят в таблицу:

Сырье	Вес. %	т/сутки	т/год	Продукт	Вес. %	т/сутки	т/год
<i>Приход</i>				<i>Расход</i>			
Бензол	42,7	48,9	14920	Изопропилбензол .	55,3	62,2	19300
Пропан-пропиленовая фракция . .	57,3	64,6	20000	Полиалкилбензол .	10,9	12,3	3808
				Отработанный пропан-пропиленовая фракция	33,8	38,1	11812
Итого . . .	100,0	112,6	34920	Итого . . .	100,0	112,6	34920

Пример 4. Определить объем реакционного пространства реактора установки серноокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции, если известно, что: объемное соотношение углеводородного сырья реактора и кислоты 1 : 1; производительность установки по сырью $G_c = 8000 \text{ кг/ч}$; плотность жидкой бутан-бутиленовой фракции $d_4^0 = 0,602$; продолжительность контакта в реакторе $\tau = 20 \text{ мин}$; содержание олефинов в сырье 31,4 вес.%; весовое отношение циркулирующего изобутана к олефинам 6 : 1; температура реакции 0°C .

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 кг/м^3 — плотность изобутана при 0°C .

Подсчитывают объем реакционного пространства:

$$v_{p.n} = 12,8 \cdot 2 = 25,6 \text{ м}^3$$

Задачи

235. На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты перерабатывается пропан-пропиленовая фракция. Составить материальный баланс установки, если известно, что: производительность установки $G_c = 100\,000 \text{ т/год}$ по сырью; содержание пропилена в сырье 29,2 вес.%; глубина превращения пропилена $X = 85\%$.

236. На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты перерабатывается $65\,500 \text{ м}^3/\text{сутки}$ пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций. Составить материальный баланс установки, если известно, что: состав сырья (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%.

237. На установке полимеризации в присутствии ортофосфорной кислоты на кварце перерабатывается 300 *т/сутки* пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций. Определить размеры и число реакторов трубчатого типа, если известно, что: плотность жидкого сырья $d_4^{20} = 0,585$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 2,0 \text{ ч}^{-1}$; диаметр трубок $76 \times 8 \text{ мм}$; длина трубок $5,0 \text{ м}$; расстояние между центрами трубок $b = 150 \text{ мм}$.

238. На установке полимеризации с реактором камерного типа в присутствии ортофосфорной кислоты на кизельгуре перерабатывается 200 *т/сутки* пропан-пропиленовой фракции. Определить размеры реактора, если известно, что: плотность жидкого сырья $d_4^{20} = 0,528$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 2,2 \text{ ч}^{-1}$; высота одного слоя катализатора $h = 1,2 \text{ м}$ и расстояние между соседними слоями $a = 0,6 \text{ м}$.

239. Определить количество водяного пара, образующегося на установке полимеризации пропан-пропиленовой фракции, если известно, что: производительность установки по полимербензину $12\,500 \text{ кг/ч}$; теплота реакции $q_p = 320 \text{ ккал/кг}$ полимеров; температура в реакторе, поддерживаемая кипящей водой, $200 \text{ }^\circ\text{C}$; температура питательной воды (возвращаемого конденсата) $200 \text{ }^\circ\text{C}$.

240. На установке полимеризации пропан-пропиленовой фракции для поддержания необходимой температуры в камерном реакторе вводится жидкий пропан. Определить количество циркулирующего пропана, если известно, что: производительность установки 2000 кг/ч по тетрамеру пропилена, или 8000 кг/ч по сырью; теплота реакции $q_p = -230 \text{ ккал/кг}$ тетрамера пропилена; давление в реакторе 60 ат ; температура сырья на входе и продуктов реакции на выходе из реактора 165 и $175 \text{ }^\circ\text{C}$ соответственно; средняя удельная теплоемкость углеводородной смеси в реакторе $C = 0,55 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град)}$; температура вводимого жидкого пропана $30 \text{ }^\circ\text{C}$.

241. Составить материальный баланс установки алкилирования бутан-бутиленовой фракции производительностью $60\,000 \text{ т/год}$, если известно, что: состав сырья (вес.%): 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; общее количество изобутана, вступающего в реакцию, 102 вес.% от бутиленов.

242. На установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции перерабатывается $50\,000 \text{ т/год}$ сырья. Определить выход алкилата, если содержание олефинов в исходной смеси составляет 41,6 вес.%.

243. Составить материальный баланс реактора и установки алкилирования бензола пропиленом в присутствии фосфорнокислого катализатора, если известно, что: производительность установки $60\,000 \text{ т/год}$ по пропан-пропиленовой фракции; содержание пропилена в пропан-пропиленовой фракции 30 вес.%; мольное соотношение бензола и пропилена на входе в реактор 3 : 1; глубина пре-

вращения пропилена $X = 94\%$; содержание изопропилбензола в алкилате $88,3\%$.

244. Определить объем реакционного пространства и количество циркулирующей 90% -ной кислоты на установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции, если известно, что: производительность установки по сырью $G_c = 12\ 000\ \text{кг/ч}$; плотность жидкого сырья $d_4^{20} = 0,600$; объемное соотношение между серной кислотой и углеводородной смесью $1 : 1$; весовое отношение циркулирующего изобутана к бутенам $6 : 1$; содержание бутиленов в сырье $35,0\ \text{вес.}\%$; продолжительность контакта кислоты с сырьем в реакторе $\tau = 30\ \text{мин}$.

245. Определить объем реактора каскадного типа на установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции, если известно, что: производительность установки по бутан-бутиленовой фракции $6000\ \text{кг/ч}$; при кратности циркуляции изобутана к олефинам $9 : 1$ и объемном отношении кислоты к углеводородам $1 : 1$ объемная скорость подачи сырья в реактор $\omega = 0,4\ \text{ч}^{-1}$; плотность жидкой бутан-бутиленовой фракции $d_4^{20} = 0,608$.

246. Определить объем реактора каскадного типа и расход кислоты на установке сернокислотного алкилирования бутан-бутиленовой фракции, если известно, что: производительность установки $10\ 000\ \text{кг/ч}$ по бутан-бутиленовой фракции; содержание бутиленов в сырье $28,6\ \text{вес.}\%$; объемная скорость подачи сырья в реактор $\omega = 0,39\ \text{ч}^{-1}$ при кратности циркуляции изобутана к олефинам $9 : 1$ и объемном отношении кислоты к углеводородам $1 : 1$; удельный расход кислоты $100\ \text{кг/т}$ алкилата; плотность сырья в жидком состоянии $d_4^{20} = 0,606$.

247. Определить количество снимаемого тепла и объем реакционного пространства на установке алкилирования бензола пропиленом в присутствии ортофосфорной кислоты, если известно, что: производительность установки $40\ 000\ \text{кг/ч}$ по пропан-пропиленовой фракции; содержание пропилена в пропан-пропиленовой фракции $30\ \text{вес.}\%$; объемная скорость подачи сырья $\omega = 3,0\ \text{ч}^{-1}$ (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 $q_p = -23,4\ \text{ккал/моль}$ изопропилбензола.

Глава 9

ТЕПЛОВЫЕ ЭФФЕКТЫ ПРОЦЕССОВ ДЕСТРУКТИВНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ И ГАЗА

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 применяется для подсчета тепловых эффектов процессов. Расчет ведут следующим образом.

1. Составляют материальный баланс процесса:

$$A = X_1B + X_2B + X_3\Gamma \quad (265)$$

где A — сырье процесса;
 B, B и Γ — полученные продукты;
 X_1, X_2, X_3 — выходы полученных продуктов, вес. доли.

2. Определяют высшую теплоту сгорания сырья и продуктов любым доступным методом. Теплоту сгорания газа можно рассчитать по его составу либо подобрать по табл. 12. Теплоты сгорания бутана, жидких нефтепродуктов и кокса представлены в табл. 13.

Теплоту сгорания жидких нефтепродуктов, кроме того, можно определить по элементарному составу либо по рис. 59, если известны их плотности и характеризующие факторы.

3. Тепловой эффект процесса при нормальной температуре (q_p , ккал/кг сырья) подсчитывают по разности теплот сгорания исходного сырья и полученных продуктов:

$$q_p = Q - X_1Q_1 - X_2Q_2 - X_3Q_3 \quad (266)$$

где Q, Q_1, Q_2, Q_3 — теплоты сгорания соответственно сырья и получаемых продуктов, ккал/кг сырья.

4. Для подсчета теплового эффекта при температуре процесса [17]:

определяют разность энтальпий исходного сырья при температуре процесса (I_A) и при нормальной температуре (I'_A), т. е. коли-

Таблица 12. Характеристика газов деструктивной переработки нефти

Газ	Молекулярный вес	Состав газа, %										Теплота сгорания при 15 °С, ккал/м ³		Высшая теплота сгорания при 15 °С, ккал/кг
		H ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	инертные газы	высшая	нижняя	
Водород	2,0	100	—	—	—	—	—	—	—	—	—	2 892	2 448	34 114
Метан	16,0	—	100	—	—	—	—	—	—	—	—	8 989	8 099	13 290
Этан	30,0	—	—	—	100	—	—	—	—	—	—	15 753	14 409	12 418
Этилен	28,0	—	—	100	—	—	—	—	—	—	—	14 365	13 466	12 028
Пропан	44,0	—	—	—	—	—	100	—	—	—	—	22 428	20 639	12 050
Пропилен	42,0	—	—	—	—	100	—	—	—	—	—	20 790	19 455	11 700
Бутан	58,0	—	—	—	—	—	—	—	100	—	—	29 058	26 825	11 856
Газ термического крекин- га														
сухой	21,7	—	64,5	—	16,0	1,9	6,7	1,3	2,9	0,6	—	11 712	10 680	12 740
жирный	35,0	—	34,6	1,7	21,6	4,7	17,4	3,0	7,5	9,3	—	18 316	16 839	12 362
Газ коксования														
сухой	23,8	9,5	44,6	3,6	24,3	1,5	14,0	—	2,5	—	—	13 021	11 926	12 945
жирный	23,7	9,8	45,9	19,5	3,7	11,3	6,6	—	3,2	—	—	12 682	11 588	12 668
Газ каталитического кре- кинга														
сухой	29,4	5,5	31,7	7,0	8,7	15,1	24,7	—	0,4	—	6,5	14 320	13 083	11 500
дебутанизированный	30,8	13,3	16,1	7,9	7,1	36,4	19,2	—	—	—	—	16 056	14 427	12 180
Бутан-бутиленовая фрак- ция каталитического крекинга	57,2	—	—	—	—	—	—	36,2	63,8	—	—	—	—	11 705

Таблица 13. Теплота сгорания жидких и твердых нефтепродуктов

Нефтепродукт	d_4^{20}	Вода, вес. %	Элементарный состав, вес. %				Теплота сгорания, ккал/кг	
			C	H ₂	S	зола	высшая	низшая
Бутан	0,5810	—	83,0	17,0	—	—	12140	11280
Бензин	0,7165	—	86,0	14,0	—	—	11340	10560
Мазут	0,9218	0,05	87,4	11,1	0,42	1,03	10430	9850
Остаток термического крекинга	0,9909	0,3	86,5	10,04	1,49	1,67	10050	9520
Гудрон	1,0136	0,25	88,5	9,07	0,67	1,51	10040	9560
Котельное топливо	1,0173	0,10	87,5	9,38	1,37	1,65	9980	9490
Нефтяной кокс								
№ 1	—	2,0	88,6	1,8	6,4	—	7790	7770
№ 2	—	1,2	96,0	2,1	0,41	0,29	8470	8360

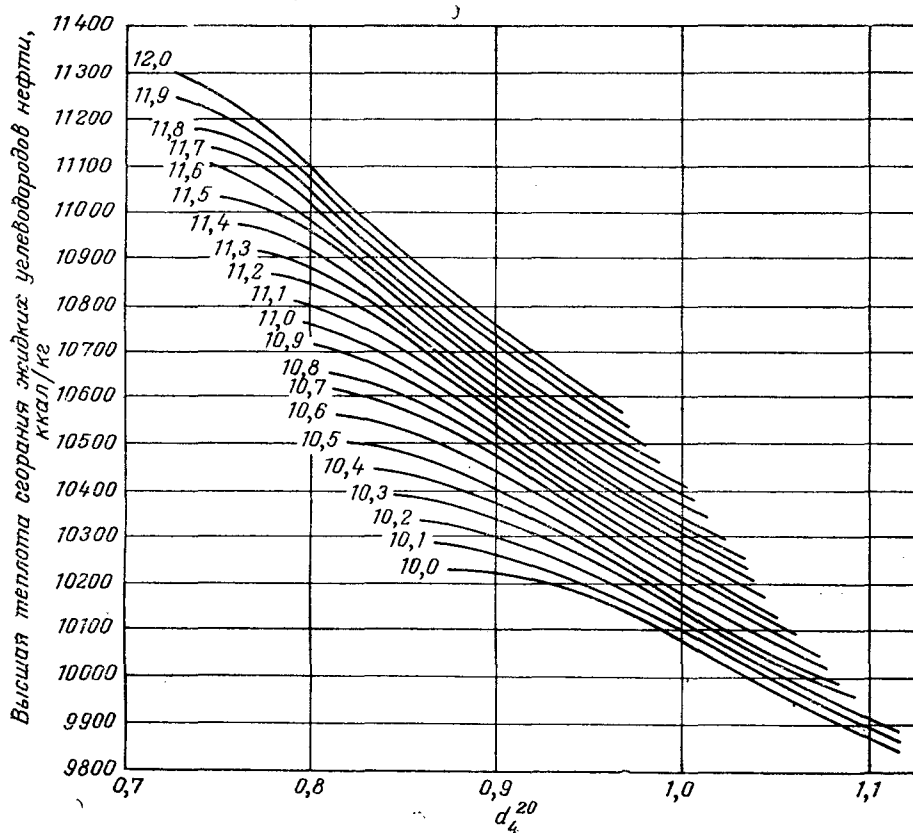


Рис. 59. График для определения высшей теплоты сгорания жидких углеводородов нефти; цифры на кривых — значения характеризующего фактора.

чество тепла, необходимого для нагревания сырья до температуры процесса:

$$q_1 = I_A - I'_A \quad (267)$$

находят энтальпию продуктов при температуре процесса и прибавляют к ней тепловой эффект процесса при нормальной температуре, т. е. определяют количество тепла, необходимого для проведения процесса при нормальной температуре и нагревания полученных продуктов до температуры процесса:

$$q_2 = I'_B + I'_B + I'_T + q_p \quad (268)$$

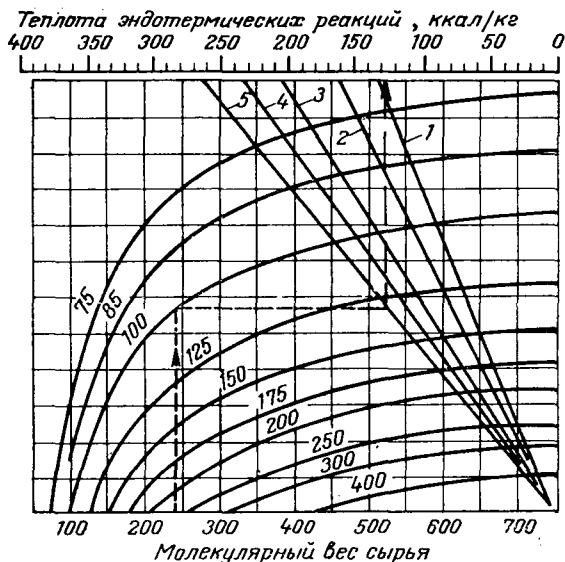


Рис. 60. График для определения теплового эффекта процессов:

1 — гидрирования бензина; 2 — гидрирования газойля; 3 — каталитического риформинга бензина; 4 — каталитического крекинга легкого газойля; 5 — каталитического крекинга тяжелого газойля; цифры на кривых — средний молекулярный вес продуктов.

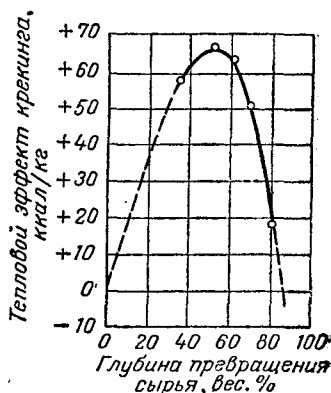


Рис. 61. График для определения теплового эффекта процесса каталитического крекинга газойля.

тепловой эффект при температуре процесса составляет:

$$q'_p = q_2 - q_1 \quad (269)$$

Тепловые эффекты для эндотермических процессов на 1 кг пропущенного сырья [33] приблизительно можно определять по рис. 60, если известны средние молекулярные веса сырья и полученных продуктов. Тепловой эффект процесса каталитического крекинга [15] можно определять по рис. 61. В табл. 14 приведены тепловые эффекты процессов деструктивной переработки нефти и газа.

Таблица 14. Тепловые эффекты процессов деструктивной переработки нефти и газа

Процессы	Тепловой эффект		Литература
	ккал/кг сырья	ккал/кг бензина	
<i>Термические</i>			
Термический крекинг газойля	—	От +300 до +350	—
мазута	—	От +300 до +400	—
гудрона (легкий)	От +30 до +55	—	33
<i>Пиролиз</i>			
этана	+1067	—	33
пропана	От +300 до +350	—	6
n-бутана	+300	—	33
бензина	От +350 до +500	—	6
<i>Коксование гудрона</i>			
замедленное	От +20 до +40	—	86, 87
контактное	+50	—	86, 87
Термическое dealкилирование толуола	—130	—	72
<i>Каталитические</i>			
Каталитический крекинг газойля	От +50 до +65	От +70 до +150	— 15
<i>Каталитический риформинг бензина</i>			
парафинового	От +50 до +70	—	15
нафтенового	От +100 до +140	—	
Каталитическая изомеризация парафиновых углеводородов	От —17 до —27	—	21
Гидрокрекинг парафинового сырья	От —70 до —100	—	66
<i>Переработка углеводородных газов</i>			
<i>Каталитическая полимеризация</i>			
пропилена	—370	—	75
бутилена	—173	—	75
Каталитическое алкилирование изобутана бутиленами	—	От —175 до —230	15, 17

Для расчета теплового эффекта (q_p , ккал/кг сырья) каталитического риформинга при 500°C Ю. М. Жоров, Г. М. Панченков и др. [88] вывели следующее уравнение:

$$q_p = \frac{\alpha g_a - g_{0a}}{M_a} 74,6 \cdot 10^3 + \frac{\alpha g_n - g_{0n}}{M_n} 23,4 \cdot 10^3 + \frac{\alpha g_{п} - g_{0п}}{M_{п}} 13,4 \cdot 10^3 \quad (270)$$

где α — весовой выход стабильного катализата;
 g_{0a} , g_{0n} , $g_{0п}$ — содержание ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов в сырье, вес. доли;
 g_a , g_n , $g_{п}$ — то же в катализате, вес. доли;
 M_a , M_n , $M_{п}$ — молекулярные веса ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов.

В этой формуле теплота эндотермических реакций имеет положительный знак.

Для определения молекулярных весов групп углеводородов необходимо знать среднее число атомов углерода в молекуле сырья (m). Тогда:

$$M_a = 14m - 6; \quad M_H = 14m; \quad M_{\Pi} = 14m + 2 \quad (271)$$

Среднее число атомов углерода в молекуле сырья определяют по уравнению:

$$m = \frac{1}{14} (M - 2N_{\text{оп}} + 6N_{\text{оа}}) \quad (272)$$

где M — средний молекулярный вес сырья, который можно подсчитать по формуле Войнова;
 $N_{\text{оп}}$ и $N_{\text{оа}}$ — содержание парафиновых и ароматических углеводородов в сырье, мол. доли.

Но так как обычно состав сырья дается в весовых долях (m'), то приближенно определяют:

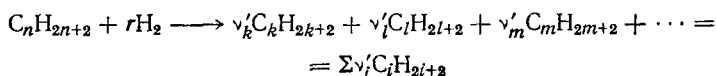
$$m' = \frac{1}{14} (M - 2g_{\text{оп}} + 6g_{\text{оа}}) \quad (273)$$

Затем по уравнениям (271) приближенно определяют M_a , M_H , M_{Π} и мольные доли N_i по уравнению:

$$N_i = \frac{g_i/M_i}{\sum g_i/M_i} \quad (274)$$

Подстановка приближенных величин N_i в уравнение (272) дает уточненную величину m .

Ю. М. Жоров и Г. М. Панченков [66] разработали аналитический метод расчета теплот (q'_p , ккал/моль сырья или q_p , ккал/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;
 ν'_k , ν'_l , ν'_m — числа молей продуктов, образовавшихся из 1 моль сырья.

При разработке аналитического метода расчета авторы исходят из числа связей С—С и их энергии. В парафиновом углеводороде $C_i H_{2i+2}$ число связей С—С всегда составляет $(i - 1)$. Найдено, что число атомов углерода в молекуле парафинового углеводорода всегда составляет:

$$i = \frac{M_i - 2}{14}$$

где M_i — молекулярный вес парафинового углеводорода.

Значит, число атомов углерода в молекулах сырья и продуктов реакции составляет:

$$n = \frac{M_n - 2}{14}; \quad k = \frac{M_k - 2}{14}$$

$$l = \frac{M_l - 2}{14}; \quad m = \frac{M_m - 2}{14}$$

Тогда мольную теплоту реакции можно подсчитать следующим образом (в ккал/моль):

$$q_p' = h \left[\left(\frac{M_n - 2}{14} - 1 \right) - \nu_k' \left(\frac{M_k - 2}{14} - 1 \right) - \right. \\ \left. - \nu_l' \left(\frac{M_l - 2}{14} - 1 \right) - \nu_m' \left(\frac{M_m - 2}{14} - 1 \right) \right] = \\ = \frac{h}{14} [(M_n - 16) - \sum \nu_i' (M_i - 16)] \quad (275)$$

где h — теплота разрыва одной связи С—С с гидрированием и изомеризацией образовавшихся молекул в результате реакции гидрокрекинга, ккал/моль.

Или (в ккал/кг):

$$q_p = \frac{h \cdot 10^3}{14M_n} [(M_n - 16) - \sum \frac{M_n}{M_i} \nu_i (M_i - 16)] \quad (276)$$

где ν_i — весовые коэффициенты, представляющие собой весовые выходы продуктов на 1 кг сырья.

Для реальных процессов гидрокрекинга, которые проводятся при температуре около 400 °С, можно принять $h = -15,1$ ккал/моль. Тогда:

$$q_p = -\frac{1080}{M_n} \left[(M_n - 16) - \sum \frac{M_n}{M_i} \nu_i (M_i - 16) \right] \quad (277)$$

Таким образом, подсчитав молекулярные веса сырья и продуктов и зная весовые выходы продуктов на 1 кг сырья, можно подсчитать тепловой эффект процесса гидрокрекинга парафинового сырья как для индивидуальных углеводородов, так и для технических смесей.

Пример 1. Определить тепловой эффект процесса замедленного коксования гудрона ($d_4^{20} = 0,975$), если известны выходы продуктов (вес. %): 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 высшие теплоты сгорания (Q_p^B , ккал/кг) жидких продуктов по рис. 59, газа — по табл. 12, кокса — по табл. 13 и гудрона — по эмпирической формуле:

$$Q_p^B = 12400 - 2100 (d_4^{20})^2$$

Результаты подсчетов сводят в таблицу:

Продукт	d_4^{20}	Характери- зующий фактор K	Теплота сгорания, ккал/кг
Гудрон	0,9750	—	—10400
Газ	—	—	—12668
Бензин	0,7439	12,0	—11260
Газойль			
легкий	0,8662	11,5	—10720
тяжелый	0,9179	11,8	—10620
Кокс	—	—	—8470

Теплота сгорания 1 кг сырья составляет:

$$Q = 12400 - 2100 \cdot 0,975^3 = -10400 \text{ ккал/кг}$$

Теплота сгорания продуктов:

газа

$$Q_1 = 0,062(-12668) = -785 \text{ ккал/кг}$$

бензина

$$Q_2 = 0,121(-11260) = -1360 \text{ ккал/кг}$$

легкого газойля

$$Q_3 = 0,394(-10720) = -4230 \text{ ккал/кг}$$

тяжелого газойля

$$Q_4 = 0,227(-10620) = -2415 \text{ ккал/кг}$$

кокса

$$G_5 = 0,196(-8470) = -1660 \text{ ккал/кг}$$

$$\text{Итого ...} \quad -10450 \text{ ккал/кг}$$

Тепловой эффект процесса при 15 °С составляет:

$$q_p = -10400 - (-10450) = +50 \text{ ккал/кг сырья}$$

Пример 2. Определить тепловой эффект процесса каталитического крекинга тяжелого газойля (350—500 °С), если молекулярный вес продуктов крекинга 145.

Решение. Определяют молекулярный вес сырья:

$$M = 60 + 0,3 \frac{350 + 500}{2} + 0,001 \left(\frac{350 + 500}{2} \right)^2 = 368$$

Тепловой эффект процесса находят по рис. 60:

$$q_p = +90 \text{ ккал/кг}$$

Пример 3. Определить тепловой эффект каталитического крекинга газойлевой фракции 350—500 °С, если известно, что: температура в реакторе 480 °С и выходы продуктов (вес. %): газа — 17,2; бензина — 33,5; легкого газойля — 13,8; тяжелого газойля — 31,3; кокса — 4,2 [15].

Решение. Определяют глубину превращения сырья:

$$X = 100 - 31,3 = 68,7 \text{ вес. \%}$$

Тепловой эффект определяют по рис. 61:

$$q_p = + 52 \text{ ккал/кг}$$

Пример 4. Подсчитать тепловой эффект процесса платформинга прямогонной фракции 85—170 °С, если известно, что [89]: групповой углеводородный состав сырья (вес. доли) — ароматические — 0,081, нафтеновые — 0,255, парафиновые — 0,664; выход стабильного платформата 89,0 вес.%; состав платформата (вес. %) — ароматические — 39,8, нафтеновые — 3,6 и парафиновые — 56,6.

Решение. По формуле Воинова определяют молекулярный вес сырья:

$$M = 60 + 0,3 \frac{85 + 170}{2} + 0,001 \left(\frac{85 + 170}{2} \right)^2 = 124,7$$

Приблизительно подсчитывают среднее число атомов углерода в молекуле сырья:

$$m' = \frac{1}{14} (M - 2g_{\text{оп}} + 6g_{\text{аа}}) = \frac{1}{14} (124,7 - 2 \cdot 0,664 + 6 \cdot 0,081) = 8,8$$

Вычисляют приблизительно молекулярные веса групп углеводородов:

$$M_a = 14m' - 6 = 14 \cdot 8,8 - 6 = 117,2$$

$$M_n = 14m' = 14 \cdot 8,8 = 123,2$$

$$M_{\text{п}} = 14m' + 2 = 125,2$$

Рассчитывают тепловой эффект процесса платформинга по уравнению (270):

$$q_p = \frac{0,83 \cdot 0,398 - 0,081}{117,2} 74,6 \cdot 10^3 + \frac{0,89 \cdot 0,036 - 0,255}{123,2} 23,4 \cdot 10^3 + \\ + \frac{0,89 \cdot 0,566 - 0,664}{125,2} 13,4 \cdot 10^3 = + 114,6 \text{ ккал/кг сырья}$$

Пример 5. Подсчитать тепловой эффект процесса гидрокрекинга вакуумного газойля (350—460 °С, $d_4^{20} = 0,934$), если известно, что выходы продуктов (вес. %) 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 молекулярный вес 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 (277):

$$\begin{aligned} q_p = & -\frac{1080}{345} \left[(345 - 16) - \frac{345}{30} 0,031(30 - 16) - \right. \\ & - \frac{345}{58} (58 - 16)0,032 - \frac{345}{82} 0,054(82 - 16) - \\ & \left. - \frac{345}{108,2} 0,097(108,2 - 16) - \frac{345}{172,9} 0,786(172,9 - 16) \right] = \\ & = -81,4 \text{ ккал/кг сырья} \end{aligned}$$

Задачи

248. Определить тепловой эффект процесса легкого термического крекинга гудрона при 482 °С и 17,5 ат. Материальный баланс процесса, характеристика сырья и продуктов приведены в следующей таблице (выходом газа пренебрегают):

Продукт	Выход, вес. %	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

249. Определить тепловой эффект процесса коксования гудрона в кипящем слое кокса, если известно, что: плотность гудрона $d_4^{20} = 1,0205$; выходы (вес.%) продуктов: 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.

250. Определить тепловой эффект процесса каталитического крекинга вакуумного газойля, если известны выходы продуктов (вес.%) [49]: сухого газа — 5,5; головки стабилизации — 11,5; стабильного бензина — 32,4; легкого газойля — 23,7; тяжелого газойля — 18,9; кокса — 8,0.

251. Определить теплоту реакции каталитического крекинга тяжелого газойля, если молекулярный вес сырья и продуктов 360 и 185 соответственно.

252. 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 (вес.%): сухого газа — 5,2; бутановой фракции — 7,8; катализата — 87,0 ($d_4^{20} = 0,777$; $t_{\text{ср.кип.}} = 130$ °С).

253. Определить тепловой эффект при 15 °С каталитического риформинга бензиновой фракции 122—182 °С плотностью $d_4^{20} = 0,763$, если выход продуктов составляет (вес.%): водорода — 1,8; метана — 1,8; этана — 2,8; пропана — 4,2; бутанов — 4,6; бензина — 84,8 ($d_4^{20} = 0,775$; $t_{\text{ср.кип.}} = 112$ °С).

254. Определить тепловой эффект процесса платформинга бензиновой фракции 60—105 °С по уравнению Ю. М. Жорова и Г. М. Панченкова, если известно, что [90]: выход стабильного катализата 84,0 вес.%; групповой углеводородный состав (вес.%): сырья — ароматические — 6,7; нафтеновые — 26,2; парафиновые — 67,1; катализата — ароматические — 37,2; нафтеновые — 1,8; парафиновые — 61,0.

255. Подсчитать тепловой эффект процесса гидрокрекинга вакуумного газойля 360—500 °С, если известен выход продуктов (вес.%) и их качество [91]: газа — 16,8 ($M_r = 45$); бензина — 50,1 ($M_6 = 130$); дизельного топлива — 24,9 ($M_{\text{д.т}} = 215$); остатка выше 350 °С — 8,2 ($M_0 = 380$).

256. Подсчитать тепловой эффект реакции сернокислотного алкилирования изобутана бутиленом.

257. Подсчитать тепловой эффект реакции алкилирования бензола пропиленом.

258. Подсчитать тепловой эффект реакции полимеризации пропилена до тетрамера.

259. Подсчитать тепловой эффект процесса полимеризации пропилена до его тетрамера в присутствии ортофосфорной кислоты при 180 °С.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

Средняя температурная поправка (α) для подсчета плотности жидких нефтепродуктов к формуле (1)

d_4^{20}	α	d_4^{20}	α
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

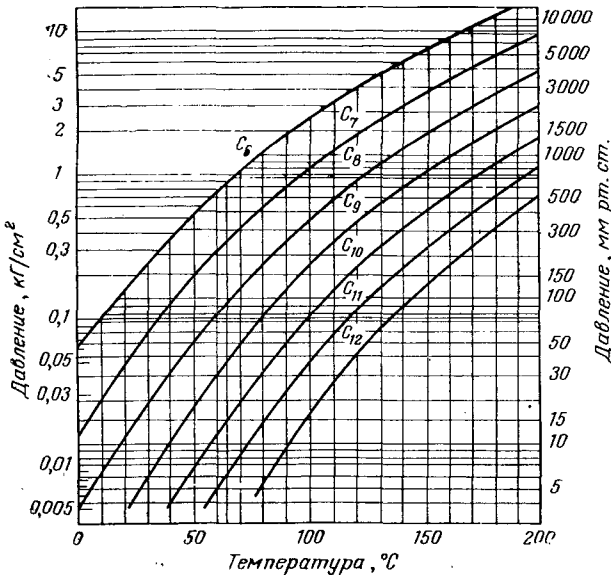
ПРИЛОЖЕНИЕ 2

Свойства углеводородных газов и жидкостей

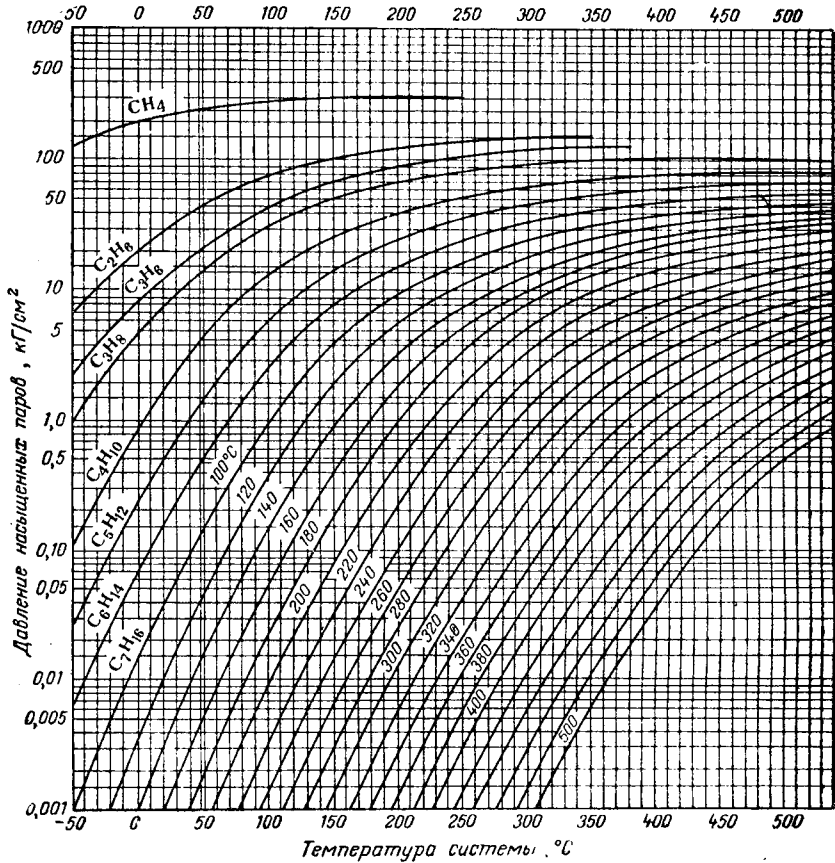
Наименование	Молекулярный вес	Плотность (при 760 мм рт. ст. и 0°C), кг/м ³
Метан CH ₄	16	0,717
Этан C ₂ H ₆	30	1,356
Пропан C ₃ H ₈	44	2,017
Изобутан C ₄ H ₁₀	58	2,598
n-Бутан C ₄ H ₁₀	58	2,590
Изооктан C ₈ H ₁₈	114	0,703
Этилен C ₂ H ₄	28	1,250
Пропилен C ₃ H ₆	42	1,880
n-Бутилен и изобутилен C ₄ H ₈	56	2,500
Ацетилен C ₂ H ₂	26	1,177
Бензол C ₆ H ₆	78	0,879
Толуол C ₆ H ₅ CH ₃	92	0,866

ПРИЛОЖЕНИЕ 3

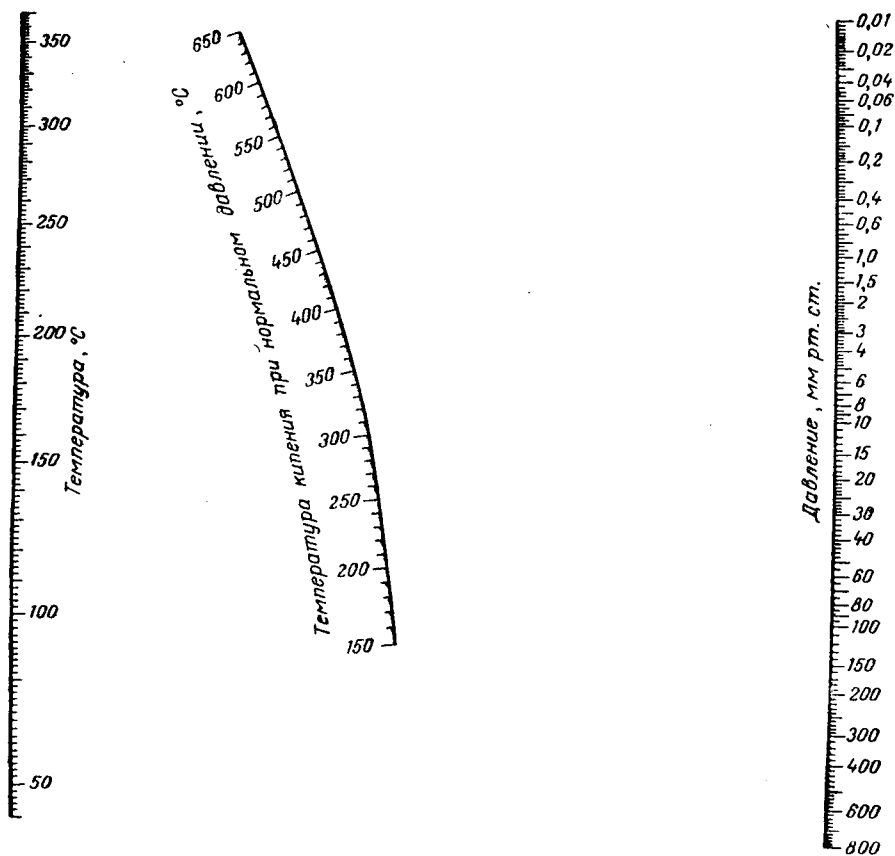
Номограмма для определения давления насыщенных паров парафиновых углеводородов C₆—C₁₂



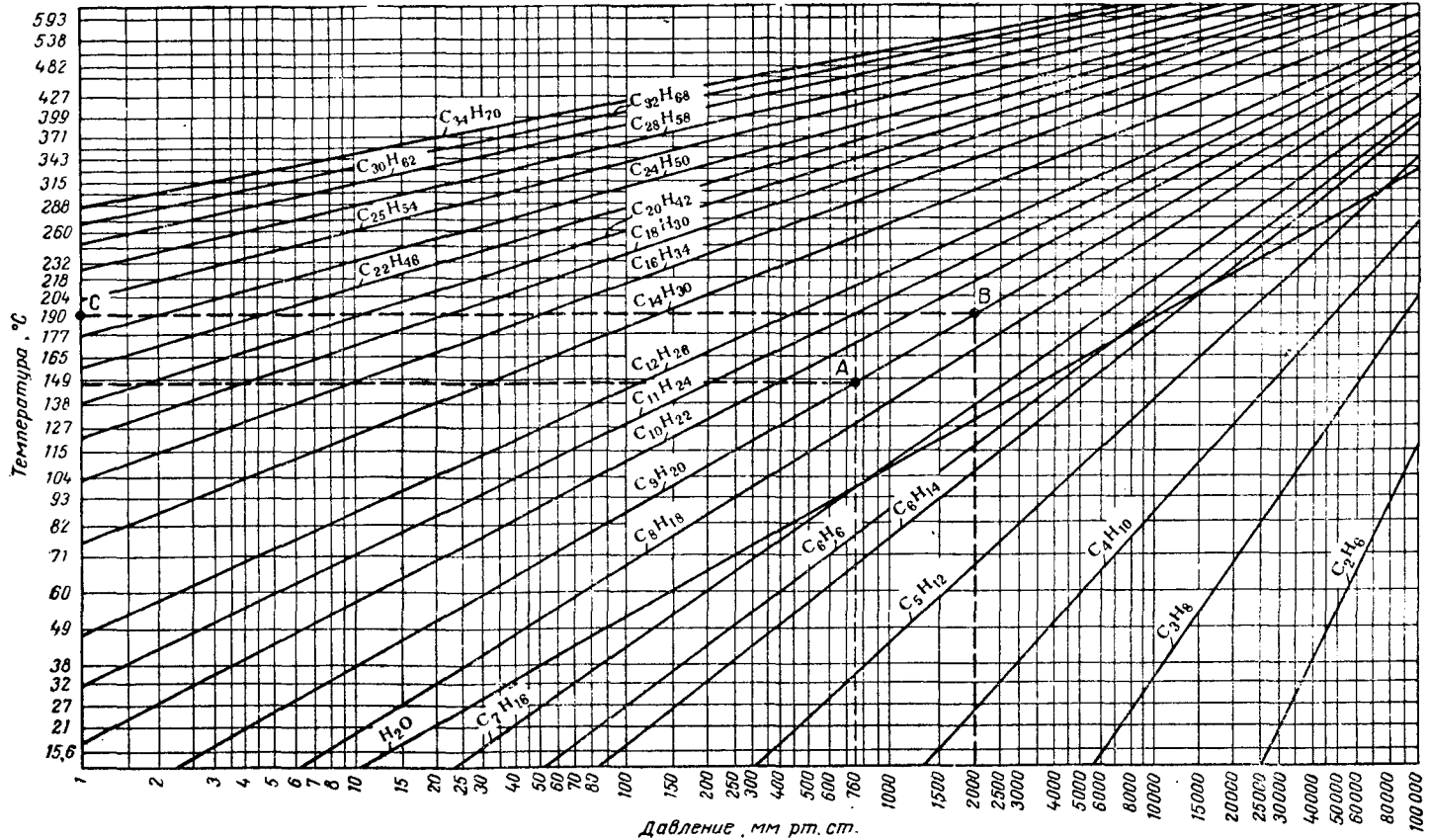
Номограмма для определения давления насыщенных паров индивидуальных углеводородов и нефтяных фракций; цифры на кривых — средние температуры кипения фракций.



Номограмма для определения температуры кипения нефтепродуктов в зависимости от давления



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



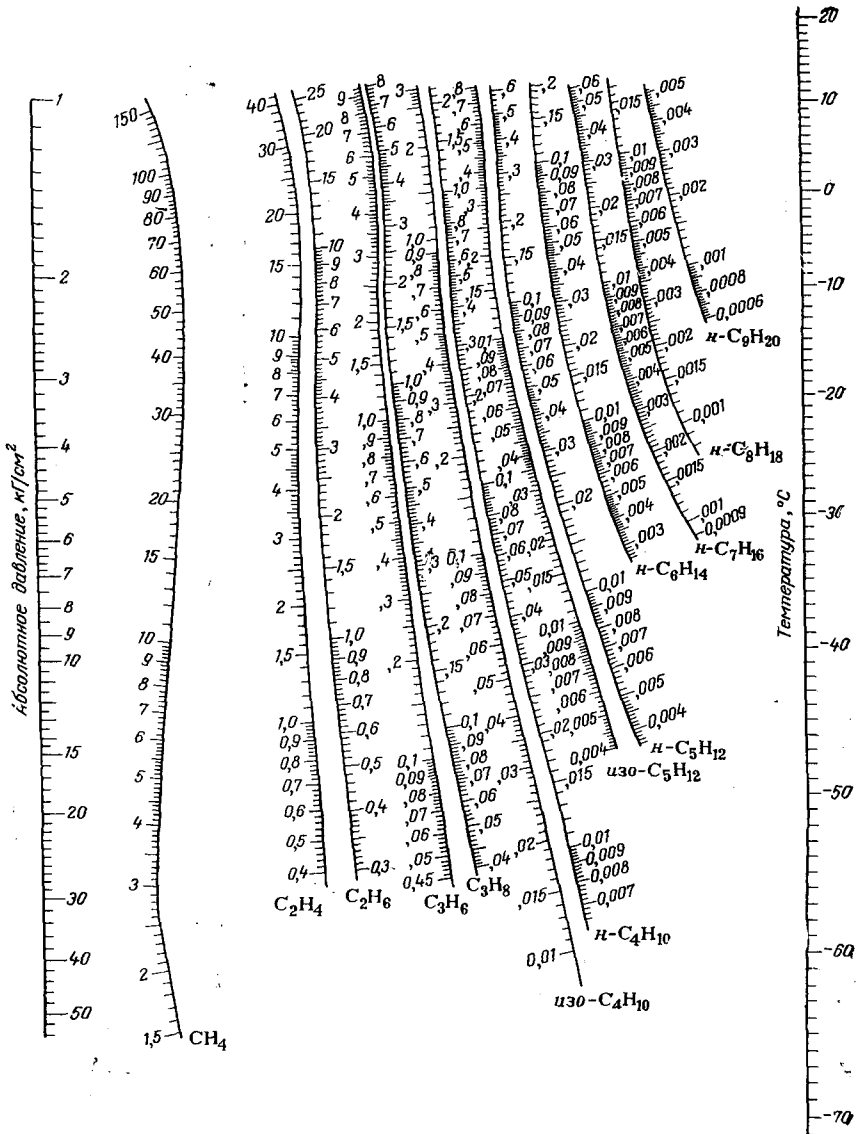
Значения $f(T)$ к формуле (18)

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	—	—

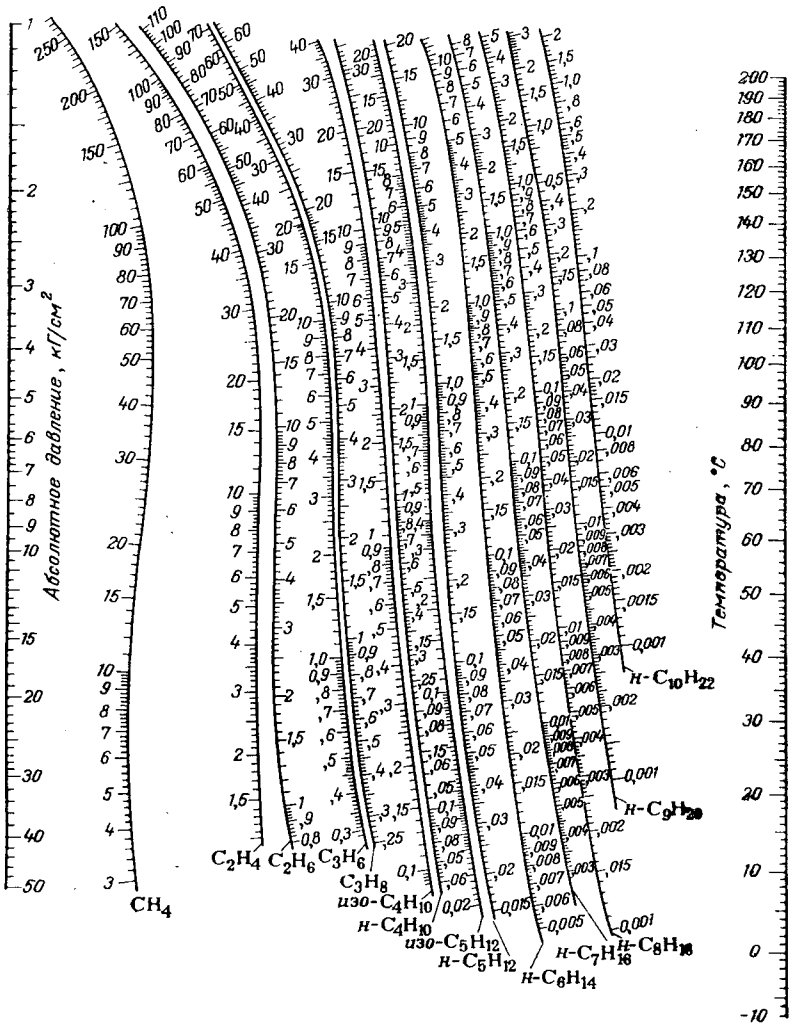
Критические параметры некоторых веществ

Вещество	$t_{кр}$, °C	$P_{кр}$, атм	$V_{кр}$, мл/моль
Метан CH_4	-82,1	45,8	99,0
Ацетилен C_2H_2	36,0	61,6	113
Этилен C_2H_4	97,0	50,8	124
Этан C_2H_6	32,3	48,2	148
Пропилен C_3H_6	91,8	45,6	181
Пропан C_3H_8	96,8	42,0	200
Бутилен-1 C_4H_8	146,4	39,7	240
Бутилен-2 C_4H_8	157,0	41,0	236
<i>n</i> -Бутан C_4H_{10}	152,0	36,0	255
Изобутан C_4H_{10}	134,9	36,0	263
Амлен C_5H_{10}	201,3	40,4	—
Циклопентан C_5H_{10}	238,6	44,6	260
<i>n</i> -Пентан C_5H_{12}	198,0	33,3	311
Изопентан C_5H_{12}	187,8	32,9	308
Неопентан C_5H_{12}	160,6	31,57	303
Бензол C_6H_6	288,5	48,6	260
Циклогексан C_6H_{12}	280,0	40,0	308
<i>n</i> -Гексан C_6H_{14}	234,7	29,9	368
Толуол C_7H_8	320,8	41,6	320
<i>n</i> -Гептан C_7H_{16}	267,0	27,0	426
<i>n</i> -Октан C_8H_{18}	296,7	24,6	490
Метилловый спирт CH_4O	240,0	78,7	118
Этиловый спирт C_2H_6O	243,0	63,0	167
Вода H_2O	374,2	218,5	56

Номограмма для определения констант фазового равновесия углеводородов при низких температурах



Номограмма для определения констант фазового равновесия углеводородов при высоких температурах



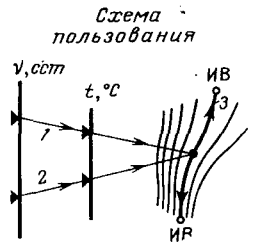
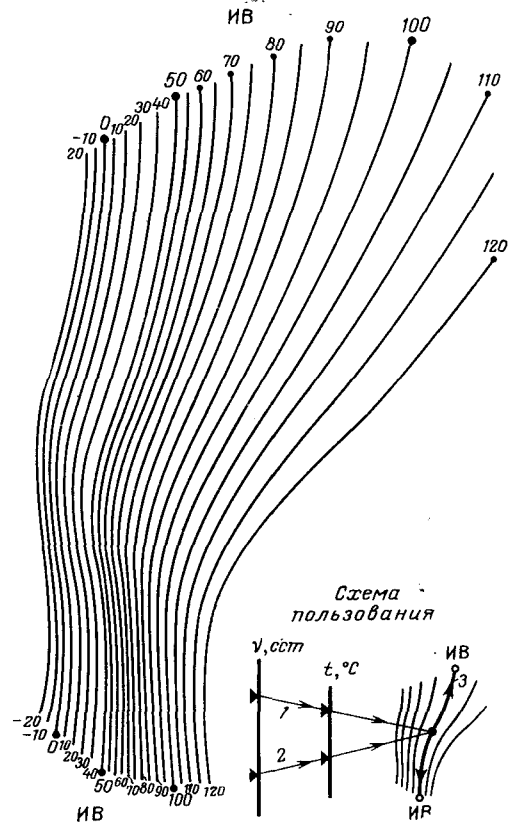
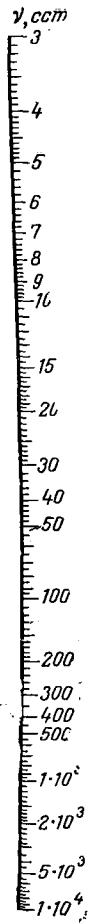
Номограмма для определения вязкости смазочных масел в зависимости от температуры
(см. форзац в конце книги)

Таблица перевода единиц кинематической вязкости (сст) в условную (°ВУ)

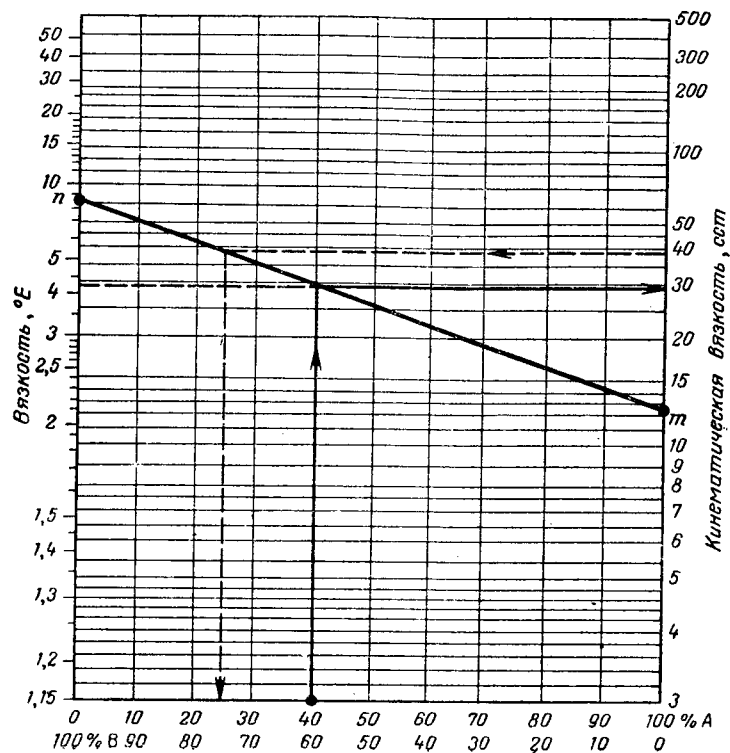
сст	°ВУ	сст	°ВУ	сст	°ВУ	сст	°ВУ
1,00	1,00	6,20	1,50	11,8	2,03	22,2	3,22
1,10	1,01	6,30	1,51	12,0	2,05	22,4	3,24
1,20	1,02	6,40	1,52	12,2	2,07	22,6	3,27
1,30	1,03	6,50	1,53	12,4	2,09	22,8	3,29
1,40	1,04	6,60	1,54	12,6	2,11	23,0	3,31
1,50	1,05	6,70	1,55	12,8	2,13	23,2	3,34
1,60	1,06	6,80	1,56	13,0	2,15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

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

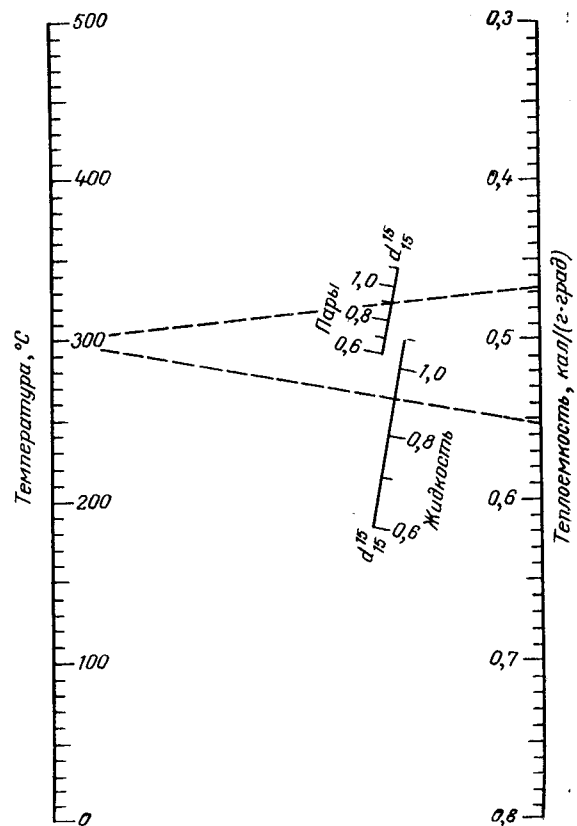
Номограмма для определения индекса вязкости смазочных масел



Номограмма для определения вязкости смесей нефтепродуктов



Номограмма для определения теплоемкости нефтепродуктов (паров и жидкостей)



Значения теплоемкости
некоторых газов

Газ	Теплоемкость при 20° С и 1 атм, ккал/(кг·град)	
	C_p	C_v
Водород	3,408	2,420
Метан	0,531	0,406
Этан	0,413	0,345
Этилен	0,365	0,292
Пропан	0,445	0,394
Пропилен	0,390	0,343
Бутан	0,458	0,414
n-Пентан	0,410	0,376
Сероводород	0,253	0,192

Плотность и теплоемкость
воздуха при постоянном
давлении

Темпера- тура, °С	ρ , кг/м ³	C_p , ккал/(кг·град)
0	1,2930	0,240
20	1,2045	0,240
40	1,1267	0,241
60	1,0595	0,241
80	0,9998	0,241
100	0,9458	0,242

График для определения теплоемкости
некоторых углеводородов; 0,700—1,075 —
значения d_4^{20} .

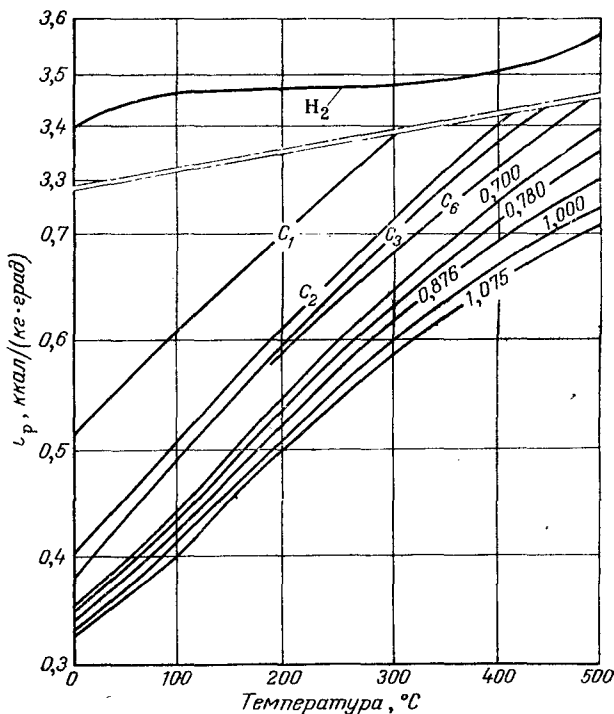
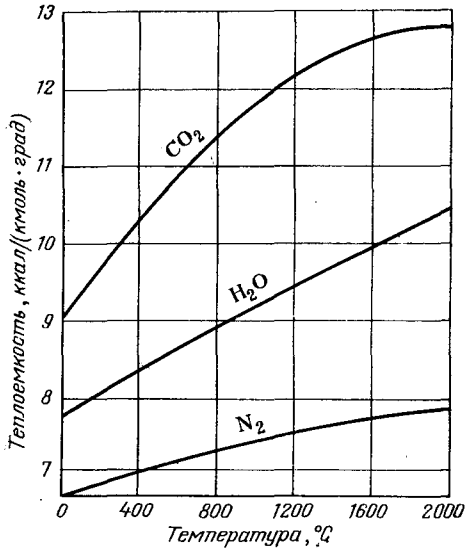


График для определения теплоемкости некоторых веществ



Теплота испарения парафиновых углеводородов при различных температурах (в ккал/кмоль)

Температура, °C	Пропан	n-Бутан	Изобу-тан	n-Пентан	Изо-пентан	n-Гексан	n-Гептан
40	3250	4810	4350	6120	—	7330	8490
60	2720	4460	3970	5830	—	7060	8200
68,7	—	—	—	—	—	6900	—
80	1970	4050	3500	5480—5485	—	6700	7900
98,4	—	—	—	—	—	—	7580
100	—	3560	2870	5100	4690	6410	7580—7585
120	—	2900	1970	4650	4250	5980	7250
140	—	1960	—	4100	3700	5510	6880
160	—	—	—	—	2950	5000	6450—6455
180	—	—	—	—	1770	4410—4415	5950—5955
200	—	—	—	—	—	3660	5370
220	—	—	—	—	—	2600	4650—4655

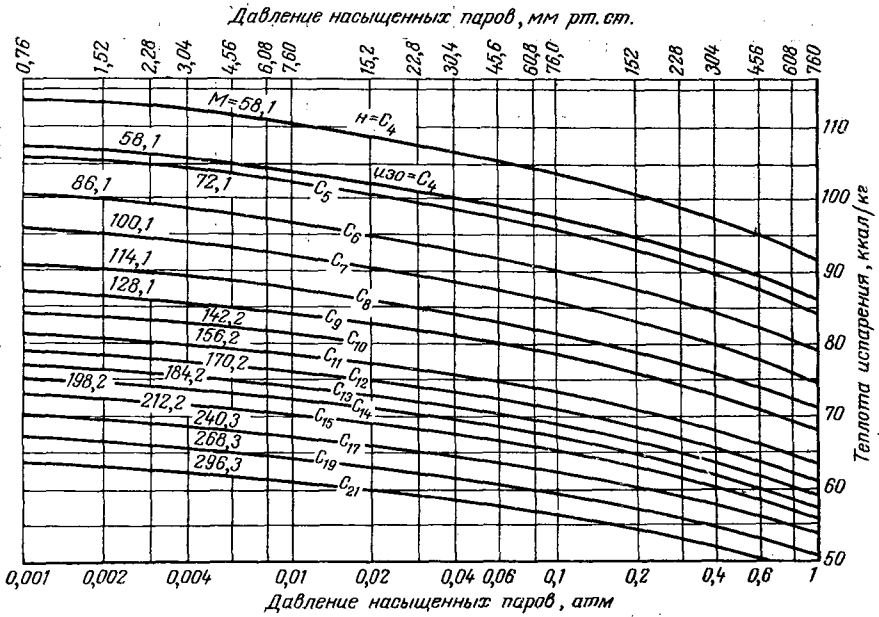
Теплота испарения олефиновых углеводородов при различных температурах (в ккал/кмоль)

Температура, °С	Этилен	Пропилен	Бутилен-1	Амилен-1	Гексилен-1	Гептилен-1	Октилен-1
-100	3190	—	—	—	8550	—	—
-50	2580	4450	—	6910	8010	—	—
0	1090	3800	5190—5195	6390	7590	8710	9770
5,8	809	—	—	—	—	—	—
20	—	3470	4920	6150	7360	8480—8485	9550
40	—	—	4610	5900	7100—7105	8240	9310
60	—	—	4250	—	6830	7975	9065
63,5	—	—	—	—	6790	—	—
80	—	—	3810	5335	6530	7690	8800
93,6	—	—	—	—	—	7490	—
100	—	—	3290	4990	6190	7390	8515
120	—	—	2630	4570	5810	7060	8210
140	—	—	1500	4070	5370—5375	6690	7880
160	—	—	—	3480	4860	6260—6265	7500
180	—	—	—	2640	4230	5770—5775	7040
200	—	—	—	800	3420	5180	6560
220	—	—	—	—	2130	4440	5990
240	—	—	—	—	—	3520—3525	5270
260	—	—	—	—	—	1830—1835	4420

Теплота испарения ароматических углеводородов при различных температурах (в ккал/к моль)

Температура, °С	Бензол	Толуол	Этилбензол	о-Ксилол	м-Ксилол	п-Ксилол	Стирол	Кумол
0	—	9310—9315	10350—10355	10630—10635	10410	—	10590	10950
20	8130—8135	9120	10140	10410	10240	10160	10390	10740
40	7880—7885	8890—8895	9810—9815	10170	10030	9920—9925	10180—10185	—
60	7620—7625	8660	9580	9920—9925	9800—9805	9680	9970	—
80	7360—7390	8410—8415	9330—9335	9670—9675	9570	9420—9425	9740—9745	—
100	7070—7075	8160	9080	9410—9415	9310—9315	9160	9510	9780
120	6780	7890	8810—8815	9150	9040	8880—8885	9250—9255	9510
138,2	—	—	—	—	—	8630	—	—
139	—	—	—	—	8740—8620	—	—	—
140	6460—6465	7600—7605	8540	8870	8730	8600	8980	—
144,4	—	—	—	8800	—	—	—	—
160	6130	7300—7305	8240—8245	8580	8400—8405	8310	8680—8685	8940
180	5760	6950—6955	7930	8280—8285	8160	7980	8370	8630
200	5350	6560—6565	7580	7960	7690—7695	7610	8020	8300
220	4860	6130	7190	7610	7300	7200	7640—7645	7930
240	4250	5620	6750	7190	6860	6740	7220—7225	—
260	3430	5010—5015	6230	6690	6330	6200	6710	7000
280	2150	4260—4265	5610	6110	5700	5570	6130—6135	—
300	—	3240	4860	5430	4900	4790	5440	5760

График для определения теплоты испарения углеводородов



Параметры насыщенного водяного пара при температурах от 0 до 374 °С

Температура, °С	Давление, кг/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Энтальпия, ккал/кг		Теплота испарения, ккал/кг
			жидкости	пара	
0	0,0062	206,3	0	597,3	597,3
5	0,0089	147,2	5,03	599,5	594,5
10	0,0125	106,4	10,04	601,7	591,7
15	0,0174	78,0	15,04	603,9	588,9
20	0,0238	57,8	20,04	606,0	586,0
25	0,0323	43,4	25,03	608,2	583,2
30	0,0433	32,9	30,02	610,4	580,4
35	0,0573	25,2	35,01	612,6	577,6
40	0,0752	19,6	40,01	614,7	574,7
45	0,0977	15,3	45,00	616,8	571,8
50	0,1258	12,0	49,99	619,0	569,0
55	0,1605	9,578	54,98	621,1	566,1
60	0,2031	7,678	59,98	623,2	563,2
65	0,2550	6,201	64,98	625,2	560,2
70	0,3178	5,045	69,98	627,3	557,3

Температура, °С	Давление, кг/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Энтальпия, ккал/кг		Теплота испарения, ккал/кг
			жидкости	пара	
75	0,3931	4,133	74,99	629,3	554,3
80	0,4829	3,408	80,00	631,3	551,3
85	0,5894	2,828	85,02	633,3	548,3
90	0,7149	2,361	90,04	635,2	545,2
95	0,8619	1,982	95,07	637,2	542,1
100	1,0332	1,673	100,10	639,1	539,0
105	1,2318	1,419	105,14	640,9	535,8
110	1,4609	1,210	110,19	642,8	532,6
115	1,7239	1,036	115,25	644,6	529,4
120	2,0245	0,8917	120,30	646,4	526,1
125	2,3666	0,7704	125,40	648,1	522,7
130	2,7544	0,6683	130,50	649,8	519,3
135	3,192	0,5820	135,60	651,4	515,8
140	3,685	0,5087	140,70	653,0	512,3
145	4,237	0,4461	145,80	654,5	508,7
150	4,854	0,3926	151,00	656,0	505,0
155	5,540	0,3466	156,2	657,5	501,3
160	6,302	0,3068	161,3	658,7	497,4
165	7,146	0,2725	166,5	660,0	493,5
170	8,076	0,2426	171,8	661,3	489,5
175	9,101	0,2166	177,0	662,4	485,4
180	10,225	0,1939	182,3	663,6	481,3
185	11,456	0,1739	187,6	664,6	477,0
190	12,800	0,1564	192,9	665,5	472,6
195	14,265	0,1409	198,2	666,3	468,1
200	15,857	0,1272	203,6	667,1	463,5
210	19,456	0,1043	214,4	668,3	453,9
220	23,659	0,08606	225,4	669,1	443,7
230	28,531	0,07147	236,5	669,5	433,0
240	34,14	0,05967	247,8	669,5	421,7
250	40,56	0,05006	259,3	669,0	409,7
260	47,87	0,04215	271,1	667,9	396,8
270	56,14	0,03560	283,1	663,3	383,2
280	65,46	0,03013	295,4	663,9	368,5
290	75,92	0,02554	308,1	660,7	252,6
300	87,61	0,02164	321,2	656,6	335,4
310	100,64	0,01832	334,9	651,4	316,5
320	115,12	0,01545	349,2	644,9	295,7
330	131,18	0,01297	364,5	636,7	272,2
340	148,96	0,01078	380,9	626,2	245,3
350	168,63	0,008805	399,2	612,5	213,3
360	190,42	0,006943	420,7	592,6	171,9
370	214,68	0,00493	452,0	556,7	104,7
374	225,22	0,00347	485,3	512,7	27,4

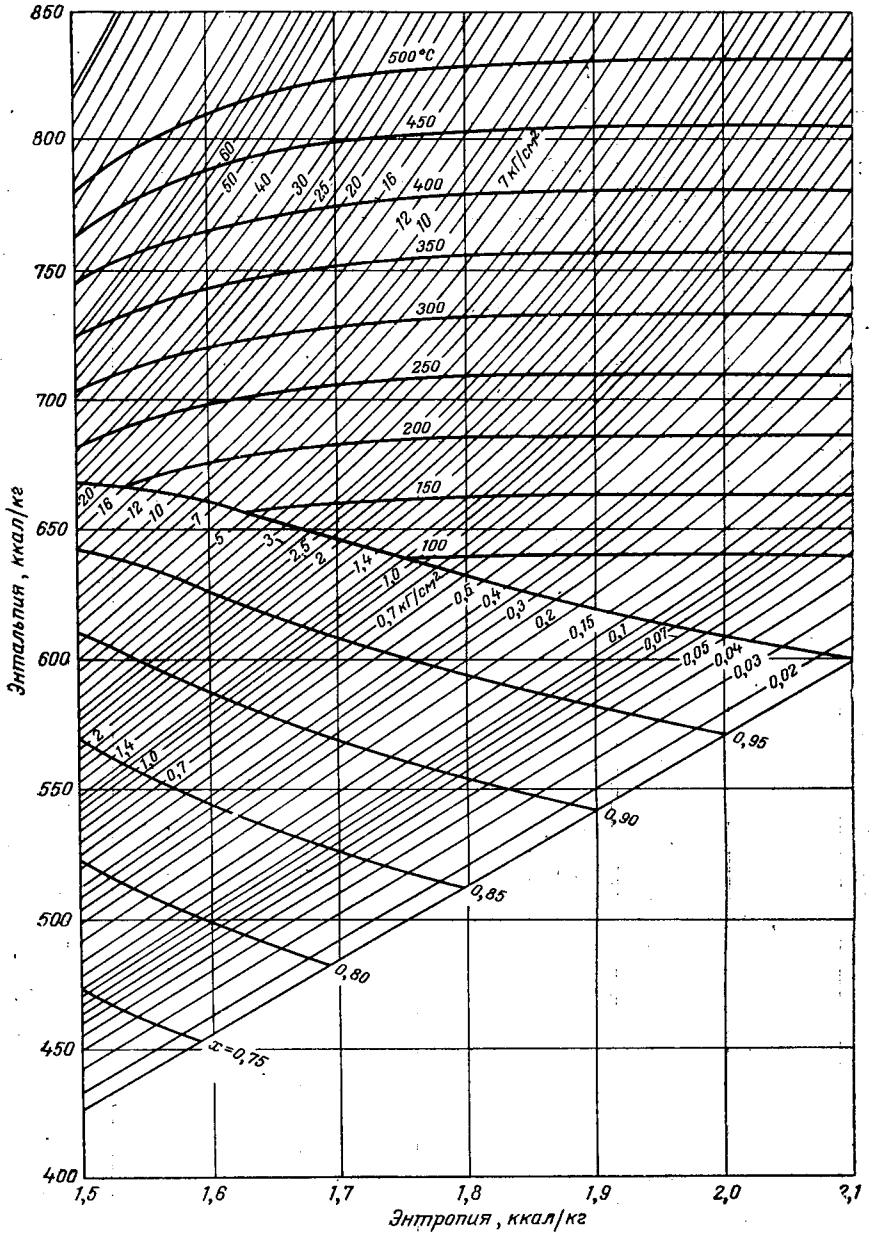
Энтальпия и средняя теплоемкость перегретого водяного пара при абсолютных давлениях от 0,05 до 10 ат и температурах до 500 °С

Давление, кг/см ²	Температура кипения, °С	Энтальпия, ккал/кг					Средняя теплоемкость, ккал/(кг·град)				
		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	611,5	642,1	687,8	734,8	783,4	0,455	0,457	0,470	0,486	0,502
0,10	45,45	617,0	642,0	687,7	734,8	783,4	0,458	0,457	0,471	0,486	0,502
0,20	59,67	623,1	641,7	687,6	734,8	783,4	0,461	0,459	0,472	0,486	0,502
0,30	68,68	626,8	641,4	687,5	734,7	783,4	0,466	0,461	0,472	0,487	0,502
0,40	75,42	629,5	641,1	687,4	734,7	783,3	0,471	0,463	0,473	0,486	0,502
0,50	80,86	631,6	640,8	687,2	734,6	783,3	0,481	0,464	0,474	0,487	0,502
0,60	85,45	633,5	640,4	687,1	734,5	783,3	0,475	0,467	0,474	0,488	0,502
0,70	89,45	635,1	640,2	607,0	734,5	783,2	0,485	0,468	0,475	0,487	0,503
0,80	92,99	636,4	639,9	686,9	734,4	783,2	0,499	0,470	0,475	0,488	0,503
0,90	96,18	637,6	639,5	686,7	734,3	783,1	0,497	0,472	0,476	0,488	0,503
1,00	99,09	638,8	—	686,6	734,3	783,1	0,490	0,474	0,477	0,488	0,503
1,50	110,79	643,1	—	686,0	733,9	782,9	—	0,480	0,479	0,490	0,504
2,00	119,62	646,3	—	685,4	733,7	782,7	—	0,483	0,483	0,490	0,505
2,50	126,79	648,7	—	684,8	733,3	782,5	—	0,493	0,485	0,492	0,506
3,00	132,88	650,7	—	684,2	733,0	782,4	—	0,502	0,488	0,494	0,505
4,00	142,92	653,9	—	683,2	732,4	782,0	—	0,513	0,492	0,496	0,507
5,00	151,11	656,3	—	681,7	731,8	781,6	—	0,520	0,501	0,498	0,508
6,00	158,08	658,3	—	680,6	731,2	781,2	—	0,533	0,506	0,500	0,510
7,00	164,17	659,9	—	679,5	730,5	780,9	—	0,546	0,510	0,504	0,510
8,00	169,61	661,2	—	678,2	729,9	780,5	—	0,560	0,517	0,506	0,512
9,00	174,53	662,3	—	676,8	729,3	780,1	—	0,569	0,525	0,508	0,514
10,00	179,04	663,3	—	675,4	728,6	779,7	—	0,578	0,532	0,511	0,515

Параметры насыщенного водяного пара при абсолютных давлениях от 0,01 до 224 кг/см²

Давление, кг/см ²	Темпера- тура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Энтальпия, ккал/кг		Теплота испарения, ккал/кг	Давление, кг/см ²	Темпера- тура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Энтальпия, ккал/кг		Теплота испарения, ккал/кг
			жидкости	пара					жидкости	пара	
0,01	6,70	131,6	6,73	600,2	593,5	6,0	158,08	0,3214	159,3	658,3	498,9
0,015	12,74	89,6	12,78	602,9	590,1	7,0	164,17	0,2778	165,7	659,9	494,2
0,020	17,20	68,3	17,25	604,9	587,6	8,0	169,61	0,2448	171,4	661,2	489,8
0,025	20,78	55,27	20,82	606,4	585,6	9,0	174,53	0,2189	176,5	662,3	485,8
0,030	23,77	46,52	23,81	607,8	584,0	10	179,04	0,1980	181,3	663,3	482,1
0,040	28,64	35,46	28,67	609,8	581,0	11	183,20	0,1808	185,7	664,1	478,4
0,050	32,55	28,72	32,57	611,5	578,9	12	187,08	0,1663	189,8	664,9	475,1
0,060	35,82	24,19	35,83	612,9	577,1	13	190,71	0,1540	193,6	665,6	472,0
0,080	41,16	18,45	41,16	615,2	574,0	14	194,13	0,1434	197,3	666,2	468,9
0,100	45,45	14,95	45,45	617,0	571,6	15	197,36	0,1342	200,7	666,7	465,9
0,120	49,05	12,59	49,05	618,6	569,5	16	200,43	0,1261	204,0	667,1	463,1
0,150	53,60	10,20	53,59	620,5	566,9	12	203,35	0,1189	207,2	667,5	460,3
0,20	59,67	7,789	59,65	623,1	563,4	18	206,14	0,1125	210,2	667,8	457,6
0,30	68,68	5,324	68,66	626,8	558,1	19	208,81	0,1067	213,1	668,2	455,1
0,40	75,42	4,066	75,41	629,5	554,1	20	211,38	0,1015	215,9	668,5	452,6
0,50	80,86	3,299	80,86	631,6	550,7	30	232,76	0,06797	239,6	669,6	430,0
0,60	85,45	2,782	85,47	633,0	548,0	40	249,18	0,05077	258,4	669,0	410,6
0,70	89,45	2,408	89,49	635,1	545,6	50	262,70	0,04026	274,3	667,5	393,2
0,80	92,99	2,125	93,05	636,4	543,3	60	274,29	0,03313	288,3	665,4	377,1
0,90	96,18	1,903	96,26	637,6	541,3	70	284,48	0,02798	301,0	662,6	361,6
1,0	99,09	1,725	92,19	638,8	539,0	80	293,62	0,02405	312,8	659,3	346,5
1,2	104,25	1,455	104,38	640,7	536,3	90	301,92	0,02096	323,8	655,7	331,9
1,4	108,74	1,259	108,92	642,3	533,4	100	309,53	0,01846	334,2	651,7	317,5
1,6	112,73	1,111	112,95	643,8	530,8	120	323,15	0,01463	353,9	642,5	288,6
1,8	116,33	0,995	116,60	645,1	528,5	140	335,09	0,01182	372,7	631,7	259,0
2,0	119,62	0,9018	119,94	646,3	526,4	160	345,74	0,009625	391,1	618,9	227,8
3,0	132,88	0,6169	133,4	650,7	517,3	180	355,35	0,007803	410,1	602,8	192,7
4,0	142,92	0,4709	143,7	653,9	510,2	200	364,08	0,00618	431,3	581,4	150,1
5,0	151,11	0,3817	152,1	656,3	504,1	224	373,60	0,00373	479	524,7	45,7

Диаграмма - $I-S$ водяного пара



Значение поправки на температуру k_t^* в формуле (44)
 для жидких нефтепродуктов ($d_4^{20}=0,998$)

$$k_t^* = 0,403t + 0,000405t^2$$

$t, ^\circ\text{C}$	k_t^*	Δk_t^* (на 1 градус)	$t, ^\circ\text{C}$	k_t^*	Δk_t^* (на 1 градус)	$t, ^\circ\text{C}$	k_t^*	Δk_t^* (на 1 градус)
-50	-19,14		60	25,63		170	80,21	
		0,364			0,454			0,543
-45	-17,31		65	27,90		175	82,93	
		0,368			0,458			0,547
-40	-15,47		70	30,26		180	85,66	
		0,372			0,462			0,551
-35	-13,61		75	32,53		185	88,42	
		0,376			0,466			0,555
-30	-11,73		80	34,83		190	91,19	
		0,380			0,470			0,559
-25	-9,82		85	37,11		195	93,99	
		0,384			0,474			0,563
-20	-7,90		90	39,55		200	96,80	
		0,388			0,478			0,567
-15	-5,95		95	41,94		205	99,64	
		0,392			0,482			0,571
-10	-3,99		100	44,35		210	102,49	
		0,396			0,486			0,575
-5	-2,00		105	46,78		215	105,37	
		0,400			0,490			0,579
0	0		110	49,23		220	108,26	
		0,405			0,494			0,583
5	2,03		115	51,70		225	111,18	
		0,409			0,498			0,587
10	4,07		120	54,19		230	114,11	
		0,413			0,502			0,591
15	6,14		125	56,70		235	117,07	
		0,417			0,506			0,596
20	8,22		130	59,23		240	120,05	
		0,421			0,510			0,600
25	10,33		135	61,79		245	123,05	
		0,425			0,514			0,604
30	12,46		140	64,36		250	126,06	
		0,429			0,518			0,608
35	14,60		145	66,81		255	129,09	
		0,433			0,522			0,612
40	16,77		150	69,56		260	132,16	
		0,437			0,527			0,616
45	18,96		155	72,20		265	135,24	
		0,441			0,531			0,620
50	21,16		160	74,85		270	138,33	
		0,446			0,535			0,624
55	23,39		165	77,52		275	141,45	
		0,450			0,539			0,628

$t, ^\circ\text{C}$	$k_t^{\text{ж}}$	$\Delta k_t^{\text{ж}}$ (на 1 градус)	$t, ^\circ\text{C}$	$k_t^{\text{ж}}$	$\Delta k_t^{\text{ж}}$ (на 1 градус)	$t, ^\circ\text{C}$	$k_t^{\text{ж}}$	$\Delta k_t^{\text{ж}}$ (на 1 градус)
280	144,59	0,632	365	201,05	0,701	450	263,36	0,769
285	147,75	0,636	370	204,55	0,705	455	267,10	0,774
290	150,93	0,640	375	208,08	0,709	460	271,08	0,778
295	154,13	0,644	380	211,62	0,712	465	274,96	0,782
300	157,35	0,648	385	215,19	0,717	470	278,85	0,786
305	160,59	0,652	390	218,72	0,721	475	282,80	0,790
310	163,85	0,656	395	222,38	0,725	480	286,75	0,794
315	167,13	0,660	400	226,00	0,729	485	290,75	0,798
320	170,43	0,664	405	229,65	0,733	490	294,71	0,802
325	173,75	0,668	410	233,31	0,737	495	298,72	0,806
330	177,09	0,672	415	237,00	0,741	500	302,75	0,810
335	180,46	0,676	420	240,70	0,745	505	306,80	0,815
340	183,84	0,680	425	244,43	0,749	510	310,90	0,819
345	187,24	0,684	430	248,17	0,753	515	314,97	0,824
350	190,66	0,689	435	251,94	0,757	520	319,07	0,828
355	194,04	0,693	440	255,73	0,761	525	323,19	0,833
360	197,57	0,697	445	259,54	0,765	530	327,38	0,837
						535	331,54	0,842
						540	335,72	0,846
						545	339,92	0,851
						550	344,16	

Значения поправки на плотность a в формуле (44)
для жидких нефтепродуктов

$$a = \frac{1}{\sqrt{0,9952d_4^{20} + 0,00806}}$$

d_4^{20}	a	$a/0,001$	d_4^{20}	a	$a/0,001$
0,60	1,285	0,001	0,80	1,115	0,0007
0,61	1,274		0,81	1,108	
0,62	1,264		0,82	1,101	
0,63	1,254		0,83	1,094	
0,64	1,244		0,84	1,083	
0,65	1,235		0,85	1,082	
0,66	1,226		0,0009	0,86	
0,67	1,217	0,87		1,070	
0,68	1,208	0,88		1,064	
0,69	1,199	0,89		1,058	
0,70	1,191	0,0008	0,90	1,052	0,0005
0,71	1,183		0,91	1,046	
0,72	1,174		0,92	1,040	
0,73	1,167	0,0007	0,93	1,035	0,0005
0,74	1,159		0,94	1,029	
0,75	1,151		0,95	1,024	
0,76	1,144		0,96	1,019	
0,77	1,136		0,97	1,014	
0,78	1,129		0,98	1,008	
0,79	1,122	0,0007	0,99	1,003	0,0005
0,80	1,115		1,00	0,998	

Значения поправки на температуру $k_t^{\text{п}}$ в формуле (46)
для паров нефтепродуктов

$$k_t^{\text{п}} = 50,2 + 0,109t + 0,00014t^2$$

$t, ^\circ\text{C}$	$k_t^{\text{п}}$	$\Delta k_t^{\text{п}}$ (на 1 гра- дус)	$t, ^\circ\text{C}$	$k_t^{\text{п}}$	$\Delta k_t^{\text{п}}$ (на 1 гра- дус)	$t, ^\circ\text{C}$	$k_t^{\text{п}}$	$\Delta k_t^{\text{п}}$ (на 1 гра- дус)
0	50,2		115	64,59		230	82,68	
		0,110			0,142			0,174
5	50,75		120	65,30		235	83,58	
		0,111			0,143			0,176
10	51,30		125	66,01		240	84,42	
		0,113			0,145			0,177
15	51,87		130	66,74		245	85,31	
		0,114			0,146			0,178
20	52,44		135	67,47		250	86,20	
		0,115			0,148			0,180
25	53,01		140	68,20		255	87,10	
		0,117			0,149			0,181
30	53,60		145	68,95		260	88,00	
		0,118			0,150			0,183
35	54,19		150	69,70		265	88,92	
		0,120			0,152			0,184
40	54,78		155	70,46		270	89,84	
		0,121			0,153			0,185
45	55,39		160	71,22		275	90,76	
		0,122			0,155			0,187
50	56,00		165	72,00		280	91,70	
		0,124			0,156			0,188
55	56,62		170	72,78		285	92,64	
		0,125			0,157			0,190
60	57,24		175	73,56		290	93,59	
		0,126			0,159			0,191
65	57,87		180	74,36		295	94,54	
		0,128			0,160			0,192
70	58,52		185	75,15		300	95,50	
		0,129			0,162			0,194
75	59,16		190	75,96		305	96,47	
		0,131			0,163			0,195
80	59,82		195	76,78		310	97,44	
		0,132			0,164			0,197
85	60,48		200	77,60		315	98,43	
		0,134			0,166			0,198
90	61,14		205	78,43		320	99,42	
		0,135			0,167			0,199
95	61,82		210	79,26		325	100,41	
		0,136			0,169			0,201
100	62,50		215	80,11		330	101,42	
		0,138			0,170			0,202
105	63,19		220	80,96		335	102,43	
		0,139			0,171			0,204
110	63,88		225	81,81		340	103,44	
		0,141			0,173			0,205

$t, ^\circ\text{C}$	k_t^{II}	Δk_t^{II} (на 1 градус)	$t, ^\circ\text{C}$	k_t^{II}	Δk_t^{II} (на 1 градус)	$t, ^\circ\text{C}$	k_t^{II}	Δk_t^{II} (на 1 градус)
345	104,47		415	119,55		485	136,00	
		0,206			0,226			0,246
350	105,50		420	120,68		490	137,22	
		0,208			0,227			0,247
355	106,54		425	121,81		495	138,46	
		0,209			0,229			0,248
360	107,58		430	122,96		500	139,70	
		0,211			0,230			0,250
365	108,64		435	124,11		505	140,95	
		0,212			0,232			0,251
370	109,70		440	125,26		510	142,20	
		0,213			0,233			0,253
375	110,76		445	126,43		515	143,47	
		0,215			0,234			0,254
380	111,84		450	127,60		520	144,74	
		0,216			0,236			0,255
385	112,92		455	128,78		525	146,01	
		0,217			0,237			0,256
390	114,00		460	129,96		530	147,30	
		0,219			0,238			0,258
395	115,10		465	131,15		535	148,59	
		0,220			0,240			0,259
400	116,20		470	132,36		540	149,88	
		0,222			0,241			0,261
405	117,31		475	133,56		545	151,19	
		0,223			0,243			0,262
410	118,42		480	134,78		550	152,50	
		0,225			0,244			

Примечание. После умножения величин k_t^{II} на b (см. Приложение 31) не забудьте вычесть 73,8.

ПРИЛОЖЕНИЕ 31

Значения поправки на плотность в формуле (46)
для паров нефтепродуктов

$$b = 3,992 - 0,9952d_4^{20}$$

d_4^{20}	b	d_4^{20}	b	d_4^{20}	b	d_4^{20}	b	d_4^{20}	b	d_4^{20}	b
0,60	3,395	0,67	3,325	0,74	3,255	0,81	3,186	0,88	3,116	0,95	3,046
0,61	3,385	0,68	3,315	0,75	3,246	0,82	3,176	0,89	3,106	0,96	3,037
0,62	3,375	0,69	3,305	0,76	3,236	0,83	3,166	0,90	3,096	0,97	3,026
0,63	3,365	0,70	3,295	0,77	3,226	0,84	3,156	0,91	3,086	0,98	3,016
0,64	3,355	0,71	3,285	0,78	3,216	0,85	3,146	0,92	3,076	0,99	3,007
0,65	3,345	0,72	3,275	0,79	3,206	0,86	3,136	0,93	3,066	1,00	2,997
0,66	3,335	0,73	3,265	0,80	3,196	0,87	3,126	0,94	3,056		

Примечание. При уменьшении значения d_4^{20} на 0,001 коэффициент b возрастает на 0,001 и обратно.

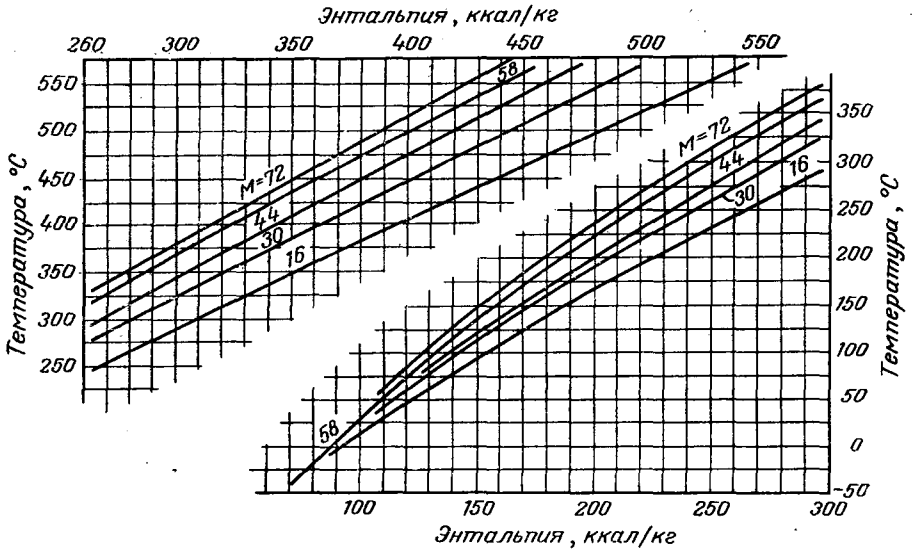
Энтальпия некоторых индивидуальных жидких веществ

Углеводород	Температура, °C																
	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190	200
Этилбензол . . .	16,0	20,4	25	29,8	34,8	39,6	44,8	49,9	55,2	60,8	67,0	72,9	79,2	84,2	89,5	94,7	100,0
o-Ксилол	16,8	21,2	25,6	30,1	34,8	39,5	44,4	49,4	54,5	59,4	64,5	69,7	75,2	80,6	86,4	91,8	97,6
m-Ксилол	16,4	20,7	25,2	29,8	34,5	39,3	44,5	49,0	54,3	59,5	64,8	70,3	76,0	81,5	87,4	92,0	99,0
p-Ксилол	16,4	20,7	25,2	29,6	34,3	38,8	43,4	48,1	52,9	58,0	63,5	68,9	74,5	80,2	86,5	92,8	99,0
Кумол	16,8	21,2	25,7	30,2	34,8	39,6	44,5	49,5	54,5	59,5	64,5	70,1	75,2	80,8	86,4	92,0	97,6
Цимол	16,8	21,3	25,9	30,8	35,6	40,5	45,5	50,6	55,9	61,0	66,5	72,0	78,1	83,3	90,0	95,8	101,6

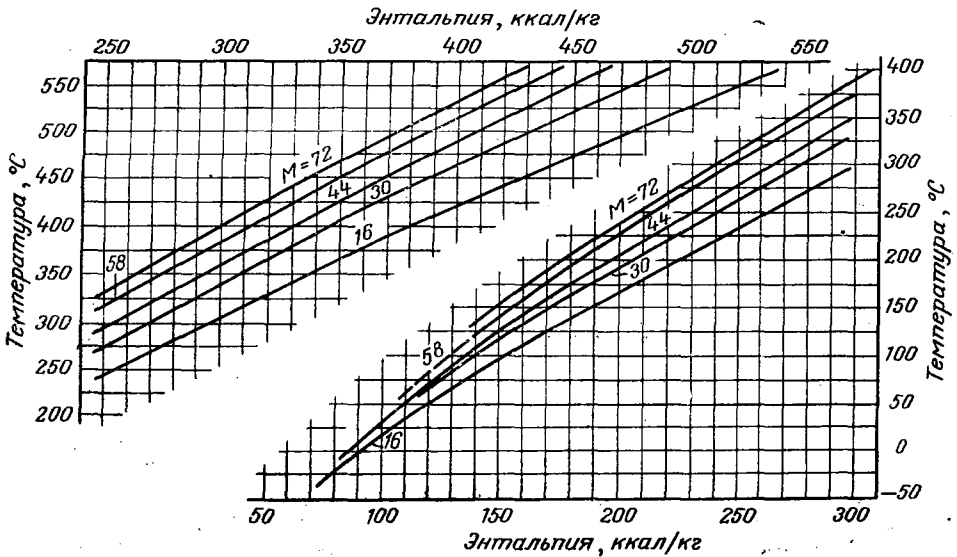
Энтальпия паров некоторых индивидуальных веществ

Углеводород	Температура, °C												
	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190	200
Этилбензол . . .	—	—	130,4	134,3	138,3	142,5	148,4	152,0	156,9	160,4	164,0	167,2	171,3
o-Ксилол	—	—	133,2	136,9	140,8	144,4	148,3	152,0	156,2	160,0	164,4	168,3	172,6
m-Ксилол	—	—	132,3	135,5	139,4	143,0	147,0	151,0	155,0	159,0	164,3	166,0	171,4
p-Ксилол	—	—	129,7	133,1	136,7	140,5	144,5	148,7	153	157,0	161,8	166,3	170,6
Кумол	118,6	122,3	126,1	130,0	133,8	137,5	141,4	145,8	149,7	154,0	158,4	162,7	167,0
Цимол	119,0	122,9	126,7	130,7	134,8	138,5	143,0	147,3	152,2	156,0	161,5	166,0	170,6

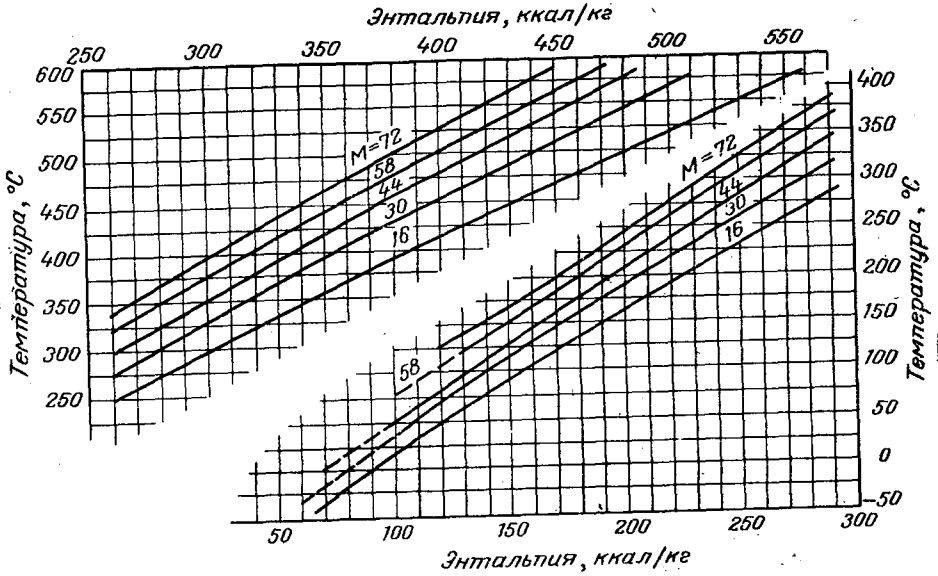
Зависимость энтальпии паров нефтепродуктов от температуры при атмосферном давлении



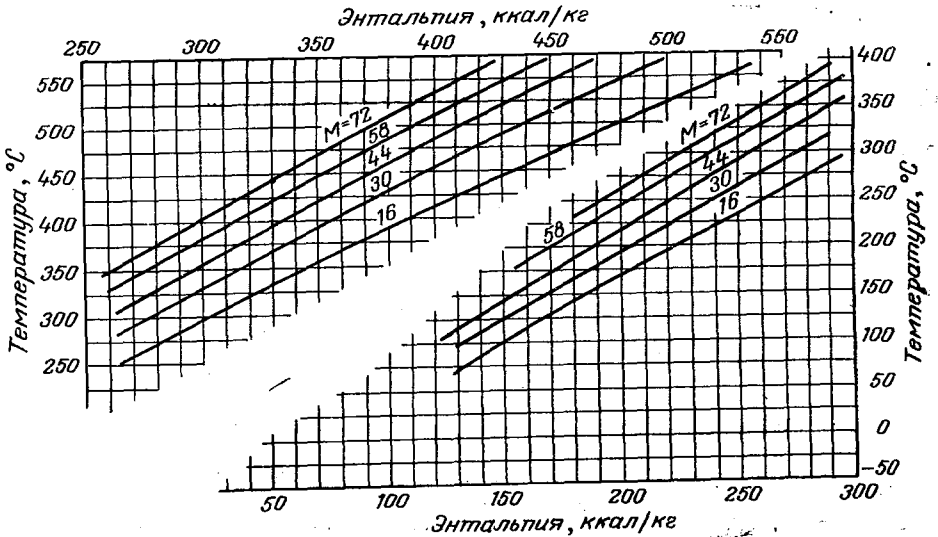
Зависимость энтальпии паров нефтепродуктов от температуры при давлении 6,8 ат



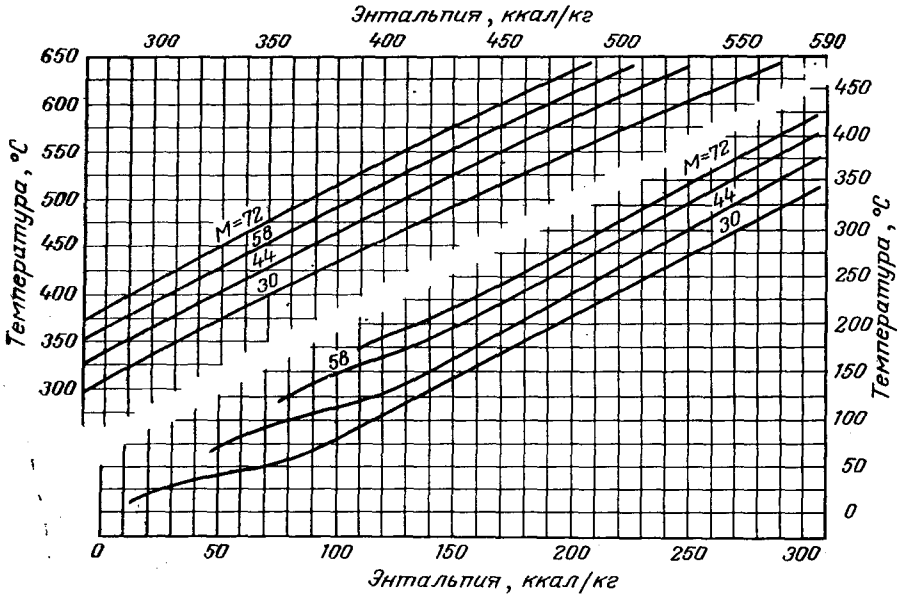
Зависимость энтальпии паров нефтепродуктов от температуры при давлении 18,4 ат



Зависимость энтальпии паров нефтепродуктов от температуры при давлении 34 ат



Зависимость энтальпии паров нефтепродуктов от температуры при давлении 88 ат



Рекомендации по выбору тарелок ректификационных колонн

Колонны	Тарелки
Атмосферные	Колпачковые, струйные (при D до 3200 мм), с S-образными элементами
Вакуумные	Струйные (с отбойниками), каскадные (с отбойниками), ситчатые (с отбойниками)
Отпарные	Колпачковые, струйные, с S-образными элементами
Работающие под давлением	Колпачковые, струйные (D до 4000 мм), с S-образными элементами
Для ректификации паров продуктов, склонных к коксообразованию и содержащих взвешенные частицы (кокса, катализатора)	Каскадные промывные
Вторичной перегонки	Решетчатые, колпачковые, с S-образными элементами
Стабилизации	Колпачковые, с S-образными элементами
Крекинг-колонны	С S-образными элементами
Абсорбционные	Решетчатые, с S-образными элементами
ГФУ, АГФУ	Каскадные, с S-образными элементами, провальные
Этановые, пропановые, бутановые	Ситчатые, решетчатые, провальные (D до 3200 мм)

Характеристика колонн АВТ производительностью 2 млн. т/год

Показатели	Атмосферные			Стабилизационная	Абсорбционная	Вакуумная
	отбензинивающая	основная ректификационная	отпарная			
Диаметр, мм	4200	4200	1600	1800	1600	5800
Высота, мм	26400	44700	31100	28000	32400	24800
Общий вес, Т	80,3	141,0	28,0	33,5	29,0	136,0
Давление абсолютное, ат	5,0	1,85	1,9	10,0	5,0	60 мм рт. ст.
Температура, °С						
верха	120	124	—	75	40	100
низа	240	310	—	160	93	385
Высота подпора на тарелке, мм	26	16	52	29	—	—
Линейная скорость паров, м/сек	0,231	0,34	0,21	0,174	0,143	—
Кратность циркулирующего орошения	—	3	—	—	—	2
Тип тарелок				Желобчатые		
Число тарелок	15	43	30	34	37	12
Расстояние между тарелками, мм	500	500	500	500	500	500
Запас жидкости в нижней части колонны, мин	11	10	3	—	—	5

Характеристика колонн АТ повышенной производительности

Показатели	Предварительный испаритель	Основная колонна	Колонна вторичной перегонки			Стабилизационная 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, ат	4,5	1,5—2	До 3	До 4,5	До 4,5	До 16	1,5—2	1,5—2
Кратность орошения	1,5:1	2:1	2:1	5:1	1,5:1	4:1	—	—
Скорость паров, м/сек	0,4	0,72	0,65	0,4	0,9	0,4	—	—
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-образ- ные (и от- бойные)	Двухслив- ные S-образ- ные	Решетчатые			S-образные двухсливные	S-образные	
Число тарелок	24 (3)	38	60	60	60	34	10	10
Расстояние между тарелка- ми, мм	600	800	400	400	400	600	600	600

Значения коэффициента теплопередачи

Назначение и тип аппарата	K , ккал/(м ² ·ч·град)
Теплообменники жидкостные	
кожухотрубные	150—250
кожухотрубные (для вязких жидкостей)	50—150
типа «труба в трубе»	100—250
Холодильники погружные (жидкостные)	100—200
Конденсаторы трубчатые (пары бензина с газом)	100—200
Кипятильники	
обогреваемые паром	200—600
обогреваемые нефтепродуктами	150—300

Технологическая характеристика теплообменников установки АВТ

Трубное пространство			Межтрубное пространство				K , ккал/ м ² ·ч·град
продукт	°C		продукт	°C		t_{cp} , °C	
	на входе	на выходе		на входе	на выходе		
Сырая нефть	10	46	Первое циркуляционное орошение основной колонны	169	90	98	140
	36	87	Фракция 240—300 °C	265	100	115	70
	71	112	Второе циркуляционное орошение вакуумной колонны	185	120	60	155
Обессоленная нефть	110	125	Фракция 300—350 °C	247	140	61	119
	125	138	Второе циркуляционное орошение колонны вторичной перегонки	276	150	65	94
	138	197	Второе циркуляционное орошение вакуумной колонны	275	175	60	300
Гудрон	330	214	Обессоленная нефть	197	229	45	135
Сырая нефть	10	31	Первое циркуляционное орошение колонны вторичной перегонки	145	90	95	69
	31	46	Второе циркуляционное орошение основной колонны	149	120	94	142
	46	73	Фракция 420—490 °C	200	90	78	81
Сырая нефть	73	125	Третье циркуляционное орошение основной колонны	205	150	75	175
	110	152	Первое циркуляционное орошение колонны вторичной перегонки	260	145	63	165
Обессоленная нефть	152	197	Фракция 420—490 °C	380	200	96	158

**Характеристика теплообменной аппаратуры установок первичной переработки нефти
(по проектным данным)**

Установка	Теплообменники		Кипятильники		Конденсаторы		Холодильники		Всего		Удельная поверхность (на 1000 т перерабатываемой нефти), м ² /т	Соотношение, %		
	число	поверхность теплообмена, м ²	число	поверхность теплообмена, м ²	число	поверхность теплообмена, м ²	число	поверхность теплообмена, м ²	число	поверхность теплообмена, м ²		теплообменники	холодильники	
АВТ														
1 000 000 т/год	26	2130	2	340	7	3000	14	1810	49	7280	7,3	54,0	46,0	
2 000 000 т/год	41	4233	4	700	7	4120	8	2445	60	11 498	5,8	73,4	36,6	
Комбинированная ЭЛОУ—АВТ (1 000 000 т/год)	26	2063	2	310	4	2760	18	2484	50	7617	7,6	45,5	54,5	
АВТ со вторичной перегонкой бензина														
2 000 000 т/год	61	8533	7	1270	17	5580	32	3164	117	18 547	9,3	72,5	27,5	
3 000 000 т/год	34	9370	7	1510	13	7800	26	3740	80	22 420	7,5	71,5	28,5	

Показатели работы аппаратов воздушного охлаждения

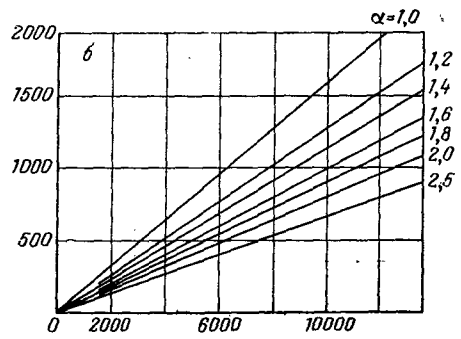
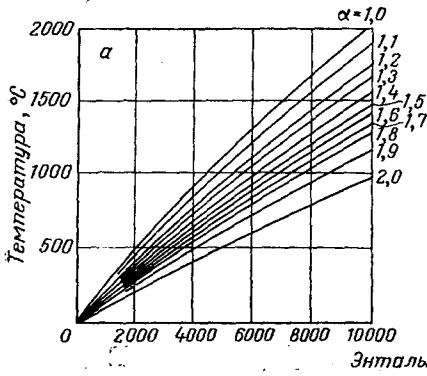
Тип аппарата	Продукты	Теплопроизводительность $\times 10^6$, ккал/ч	Коэффициент теплопередачи, ккал / (м ² ·ч·град)
Шатровый	Бензин	2,5	150—250
Горизонтальный сдвоенный	»	3,5	230—450
Горизонтальный	Азеотропная смесь	3,5	350—450
»	Бензин	2,5	160—300
»	»	3,5	250—400

Теплота сгорания компонентов газообразных топлив

Формула	Плотность (по отношению к воздуху)	Теплота сгорания			
		ккал/кг		ккал/м ³	
		высшая	низшая	высшая	низшая
H ₂	0,0696	34 500	29 150	3 132	2 647
CH ₄	0,5530	13 273	12 008	9 490	8 586
C ₂ H ₆	1,037	12 407	11 394	16 625	15 268
C ₃ H ₈	1,521	12 040	11 120	23 719	21 898
n-C ₄ H ₁₀	2,005	11 845	10 970	30 678	28 412
C ₂ H ₄	0,967	12 033	11 308	15 041	14 135
C ₃ H ₆	1,46	11 697	10 972	21 990	20 627
CO	0,966	—	2 423	—	2 874

Номограмма для определения энтальпии продуктов сгорания:

а — мазута ($Q_p^n = 10\,000$ ккал/кг); б — крекинг-газа ($Q_p^n = 13\,440$ ккал/кг)



Технологические показатели работы печей установок АВТ

Показатели	Двухсторонняя с панельными горелками		Двухскатная двухкамерная		Многокамерная (АВТ-6)	
	А	В	А	В	А	В
Тепловая мощность, млн. ккал/ч	15,7	14,8	31,4*	14,8	106,0	34
Поверхность, м ² нагрева на 1 т/сутки 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 поверхности, %	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/сек	2,1	2,1	2,16	1,55	1,9—2,4	1,66
Тепловая напряженность, тыс. ккал/(м ² ·ч) радиантных труб	39,2	39,2	26,8	10,77	41,0	31,8
конвекционных труб	7,42	7,42	13,9	6,55	8,3	6,65
К. п. д. печи	0,81	0,81	0,83	0,81	0,703**	0,689**
Расход топлива, вес. % 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 на выходе из конвекционной камеры	750	750	800	765	600—760	710
Кoeffициент 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, ат 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.

ЛИТЕРАТУРА

1. Рабинович Г. Г. Расчет нефтеперегонной аппаратуры. М., Гостоптехиздат, 1941.
2. Гуревич И. Л. Технология переработки нефти и газа. Ч. 1. М., «Химия», 1972.
3. Рыбак Б. М. Анализ нефти и нефтепродуктов. М., Гостоптехиздат, 1962.
4. Нагиев М. Ф. Термодинамические расчеты процессов переработки нефти. М., Изд. АН СССР, 1958.
5. Адельсон С. В. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии. М., Гостоптехиздат, 1963.
6. Эмирджанов Р. Т. Основы технологических расчетов в нефтепереработке. М., «Химия», 1965.
7. Инженер-нефтяник, № 5, 56 (1970).
8. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М., «Химия», 1971.
9. Скобло А. И., Трегубова И. А., Егоров Н. Н. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М. Гостоптехиздат, 1962.
10. Справочник химика. Под ред. Никольского Б. П. Т. 1—3. М., Госхимиздат, 1971.
11. Шмеркович В. М., Головкин А. К., Химия и технология топлив и масел, № 3, 38 (1968).
12. Воинов Б. П. и др. Технологические расчеты для мастеров по переработке нефти. Баку, Азнефтеиздат, 1953.
13. Белоконь Н. И., Нефт. пром., № 1—3 (1949).
14. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ., под ред. Кобе и Мак-Кета. Т. 5—6. М., «Химия», 1965.
15. Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа. Ч. 2. М., «Химия», 1968.
16. Обрядчиков С. Н. Технология нефти. Ч. II. М., Гостоптехиздат, 1952.
17. Nelson W. L. Petroleum Refinery Engineering. New York, 1958.
18. Нагиев М. Ф. Учение о рециркуляционных процессах в химической технологии. М., Изд. АН СССР, 1958.
19. Орочко Д. И. Теоретические основы ведения синтезов жидких топлив. М., Гостоптехиздат, 1951.
20. Адельсон С. В. Труды БашНИИ НП. Вып. I. М., Гостоптехиздат, 1959. См. с. 31.
21. Обрядчиков С. Н. Задачи по курсу «Деструктивная переработка нефти». М., Гостоптехиздат, 1949.
22. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ., под ред. Кобе и Мак-Кета. Т. 2. М., Гостоптехиздат, 1961.
23. Жоров Ю. М., Панченков Г. М., Татаринцева Г. М. и др. Труды МИНХ и ГП им. И. М. Губкина. Вып. 74. М., «Химия», 1967. См. с. 62

24. Жоров Ю. М., Панченков Г. М., Татаринцева Г. М. и др. Труды МИНХ и ГПИ им. И. М. Губкина. Вып. 74. М., «Химия», 1967. См. с. 66.
25. Сюняев З. И. Замедленное коксование нефтяных остатков. М., «Химия», 1967.
26. Красюков А. Ф. Нефтяной кокс. Изд. 2-е. М., «Химия», 1966.
27. Америк Б. К., Оркина З. Г., Барышев Н. В., Станулис И. А. Труды ГрозНИИ. Вып. IV. М., Гостоптехиздат, 1959. См. с. 101.
28. Станулис И. А. Труды ГрозНИИ. Вып. IV. М., Гостоптехиздат, 1959. См. с. 120.
29. Мусникова Д. М., Оркина З. Г. Труды ГрозНИИ. Вып. IV. М., Гостоптехиздат, 1959. См. с. 113.
30. Масальский К. Е., Бичуцкий Г. М. Проектирование установок трубчатого пиролиза для нефтехимических производств. М., ЦНИИТЭНефтехим, 1970. См. с. 32.
31. Фрид М. Н. Производство этилена и пропилена на трубчатой пиролизной установке. М., «Химия», 1966.
32. Далин М. А. Нефтехимические синтезы. М., Госхимиздат, 1961.
33. Масальский К. Е., Годик В. М. Пиролизные установки. М., «Химия», 1968.
34. Черный И. Р. Подготовка сырья для нефтехимии. М., «Химия», 1966.
35. Killpatrick M. O., Petrol. Ref., **33**, 171 (1954).
36. Hengstebek K. Y. Petroleum Processing. New York, 1959.
37. Галисман Л. В., Химия и технология топлив и масел, № 5, 11 (1959).
38. Steinhofeg A., Frey O., Nonnenmacher G., Erdöl u. Kohle, **16**, № 6, 540 (1963).
39. Steinhofeg A., Hydrocarb. Proc. a. Petrol. Ref., **44**, № 8, 134 (1965).
40. Алиев В. С. Термоконтактный пиролиз нефтяного сырья. Баку, Азнефтеиздат, 1962.
41. Алиев В. С., Гутыря В. С. и др. В сб. «Переработка нефтяных остатков». М., ГОСИНТИ, 1957. См. с. 52.
42. Бондаренко Б. И. Установки каталитического крекинга. М., Гостоптехиздат, 1958.
43. Мальсагова Р. С., Фрид М. Н., Ремизов В. Г., Варшавер В. Е. Труды ГрозНИИ. Вып. XXII. М., «Химия», 1968. См. с. 142.
44. Панченков Г. М., Колесников И. М. и др., Химия и технология топлив и масел, № 4, 11 (1965).
45. Панченков Г. М., Ян Гуан-хуа, Сяо Жин-джо. В сб. «Кинетика и катализ». М., Изд. АН СССР, 1960. См. с. 255.
46. Орочко Д. И., Черникова Г. Н., Химия и технология топлив и масел, № 6, 16 (1968).
47. Левинтер М. Е., Панченков Г. М., Танатаров М. А., Морозов Б. Ф., ЖФХ, № 11, 2799 (1967).
48. Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. М., «Химия», 1966.
49. Дейнеко П. С. и др., Нефтепереработка и нефтехимия, № 5, 1 (1968).
50. Гурвич В. Л., Смидович Е. В. Каталитический крекинг-флюид за рубежом. М., ГОСИНТИ, 1960.
51. Суханов В. П. Каталитические процессы в нефтепереработке. М., Гостоптехиздат, 1963.
52. Маслянский Г. Н. и др., Химия и технология топлив и масел, № 3,5 (1970).

53. Маслянский Г. Н. и др., Химия и технология топлив и масел, № 9, (1960).
54. Маслянский Г. Н. и др., Химия и технология топлив и масел, № 4, 5 (1963).
55. Маслянский Г. Н. и др., Химия и технология топлив и масел, № 9, 7 (1969).
56. Nelson W. L., Oil and Gas J., 59, № 7, 87 (1961).
57. Литвиненко А. Г., Гельмс И. Э., Клименко В. Л., Давыдов Б. Н. Производство и применение катализаторов в нефтеперерабатывающей промышленности за рубежом. Серия «Переработка нефти». М., ЦНИИТЭНефтехим, 1970.
58. Афанасьев А. И., Дорогочинский А. З., Вольпова Е. Г., Мирский Я. В., Ручко Л. Ф. Труды ГрозНИИ. Вып. XXII. М., «Химия», 1968. См. с. 147.
59. Hydrocarb. Proc. and Petrol. Ref., 43, № 9, 171 (1964).
60. Грузе В. А., Стивенс Д. Р. Технология переработки нефти. М., «Химия», 1964.
61. Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза. М., «Химия», 1968.
62. Смидович Е. В. Производство моторных топлив. М., «Высшая школа», 1965.
63. Rabo J. A. et al., Ind. Eng. Chem., 53, № 9, 733 (1961).
64. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ., под ред. Кобе и Мак-Кета. Т. 7—8. М., «Химия», 1968.
65. Кацобашвили Я. Р., Михеев Г. М., Нефтепереработка и нефтехимия, № 8, 1 (1967); Манишлин В. В., Вайль Ю. К., Манакон Н. Х., Хейфец А. Я., Грекова А. М., Бобковский Е. И., Химия и технология топлив и масел, № 7, 1 (1971).
66. Калечиц И. В., Неудачина В. И. Химия процесса гидрокрекинга. М., ЦНИИТЭНефтехим, 1970. См. с. 43.
67. Осипов Л. Н. и др., Химия и технология топлив и масел, № 5, 5 (1966).
68. Жоров Ю. М., Панченков Г. М., Химия и технология топлив и масел, № 8, 1 (1969).
69. Орочко Д. И., Пережигина И. Я., Рогов С. П., Рысаков М. В., Черникова Г. Н., Химия и технология топлив и масел, № 8, 2 (1970).
70. Филимонов В. А., Попов А. А., Химия и технология топлив и масел, № 9, 5 (1970).
71. Кулаков В. Н. и др., Нефтепереработка и нефтехимия, № 4, 30 (1964).
72. Shinobu Masahito et al., Hydrocarb. Proc., 46, № 2, 155 (1967).
73. Гоникберг М. Т., Дорогочинский А. З. и др., Нефтехимия, 1, № 1, 46 (1961).
74. Деби Н. К. Нефтехимическая технология. М., Гостоптехиздат, 1963.
75. Egloff G. et al., Third World Petroleum Congress. Sect. IV. Hague, 1951.
76. Баринов В. Е. Полимеризация и алкилирование углеводородов. М., «Химия», 1966.
77. Белов П. С. Основы технологии нефтехимического синтеза. М., «Химия», 1965.
78. Мучинский Д. Я. В сб. «Производство сульфанола на Краснодарском НПЗ». М., ЦНИИТЭНефтегаз, 1963.
79. Мучинский Д. Я., Новости нефтяной и газовой техники, серия «Нефтепереработка и нефтехимия», № 1, 30 (1962).

80. Ч х е и д з е О. Я., П о т о л о в с к и й Л. А. и др., Химия и технология топлив и масел, № 4, 1 (1965).
81. П а у ш к и н Я. М. Каталитическая полимеризация олефинов в моторное топливо. М., Изд. АН СССР, 1955.
82. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ., под ред. Кобе и Мак-Кета. Т. 1. М., Гостоптехиздат, 1960.
83. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ., под ред. Кобе и Мак-Кета. Т. 3. М., Гостоптехиздат, 1962.
84. П а у ш к и н Я. М. Нефтехимический синтез в промышленности. М., «Наука», 1966.
85. N e i s o n W. L., Oil & Gas J., 63, № 34, 104 (1965).
86. С м и д о в и ч Е. В. Процесс коксования как метод глубокой переработки нефти. М., ГОСИНТИ, 1953.
87. А м е р и к Б. К., Б о т н и к о в Я. А., Л а в р о в с к и й К. П. и др. V Международный нефтяной конгресс. Т. III. М., Гостоптехиздат, 1961. См. с. 145.
88. Ж о р о в Ю. М., П а н ч е н к о в Г. М., Т и р а к ь я н Ю. А. Труды МИНХ и ГП им. И. М. Губкина. Вып. 74. М., «Химия», 1967. См. с. 31.
89. С о р к и н Я. Г., Химия и технология топлив и масел, № 11, 8 (1960).
90. М а с л я н с к и й Г. Н. и др., Новости нефтяной и газовой техники, серия «Нефтепереработка и нефтехимия», № 7, 10 (1962).
91. Сб. «Исследования и применение гидрогенизационных процессов в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности». М., ЦНИИТЭНефтехим, 1968. См. с. 81.

ОТВЕТЫ НА ЗАДАЧИ

- | | |
|--|---|
| 1. 0,7545. | 33. 0,959 м/сек. |
| 2. 0,8854. | 34. 24,9 м/сек. |
| 3. 0,7311. | 35. $P_{\text{пр}} = 0,50$; $T_{\text{пр}} = 0,64$. |
| 4. 0,8733. | 36. 6 атм. |
| 5. 0,8404. | 37. 5,85 атм. |
| 6. $\sim 0,620$. | 38. 6,4 атм. |
| 7. $\sim 0,760$. | 39. 7,1 атм; $\bar{81}$ атм. |
| 8. 0,9083. | 40. 0,86. |
| 9. 0,7965. | 41. 5,1 атм. |
| 10. 0,8073. | 42. 0,018. |
| 11. 0,6484. | 43. 0,55. |
| 12. 0,7839. | 44. 38 сст; 27 сст. |
| 13. 1,9640 г/см ³ ; 2,589 г/см ³ . | 46. 6,68 г/(см·сек). |
| 14. 0,8149 г/см ³ . | 47. 8,80; 2,48. |
| 15. 3,736 г/см ³ . | 48. 18. |
| 16. 0,724. | 49. 7,4 сст. |
| 17. 0,8104. | 50. 4,2. |
| 18. 121,5. | 51. 3,9. |
| 19. 121,95. | 52. 65 и 35%. |
| 20. 90. | 53. 65 и 35%. |
| 21. 159,13. | 54. 0,866. |
| 22. 123,4. | 55. 0,816. |
| 23. 113,86. | 56. ~ 115 . |
| 24. 139,59. | 57. ~ 95 . |
| 25. 223,1. | 58. 30 и 70%. |
| 26. 17,4. | 59. $ВУ_{20} = 8$. |
| 27. $\sim 3\ 000$ мм рт. ст. | 60. 80 сст. |
| 28. $\sim 15\ 000$ мм рт. ст. | 61. 25 и 75%. |
| 29. $\sim 7\ 000$ мм рт. ст. | 62. 0,46 ккал/(кг·град). |
| 30. 470 °С. | 63. 0,50 ккал/(кг·град). |
| 31. 110 °С. | 64. 0,49 ккал/(кг·град). |
| 32. 71 °С; 158 °С. | 65. 0,46 ккал/(кг·град). |

66. 0,46 ккал/(кг·град).
67. 0,48 ккал/(кг·град).
68. 0,73 ккал/(кг·град).
69. 0,5 ккал/(кг·град).
70. 0,584 ккал/(кг·град).
71. 75 ккал/кг.
72. 75,48 ккал/кг.
73. 68,99 ккал/кг.
74. 66,6 ккал/кг.
75. ~63 ккал/кг.
76. ~102 ккал/кг.
77. 106,31 ккал/кг.
78. 137,70 ккал/кг.
79. 42,71 ккал/кг.
80. **137,5 ккал/кг.**
81. 1 242 600 ккал/ч.
82. ~99 °С.
83. 0,94.
84. 291,97 ккал/кг.
85. 297,2 ккал/кг.
86. 254,0 ккал/кг.
87. 165,9 ккал/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; 0,2293; 0,4872; 0,0875; 0,0515.
92. Мол. доли: 0,006; 0,19; 0,198,0
0,149; 0,224; 0,047; 0,069; 0,10;
0,026; 0,022. Вес. доли: 0,0003;
0,0702; 0,1532; 0,1235; 0,2599;
0,0572; 0,1068; 0,1548; 0,0388;
0,0353.
99. 157 °С.
100. 55 °С.
101. 165 °С.
102. 302 °С.
103. 0,3967.
104. 0,254.
105. 6,44 ат.

106. 82 °С.
107. 4,04 м.
108. 99,9 м/сек.
109. 31,9 м/сек.
110. 5,96 м/сек.
111. 0,50 м/сек.
112. 1,73 м/сек; 4073,9 кг/(м²·ч).
113. 3,68 м.
114. 4 м.
116. 5,4 м.
119. 30148 кг/ч.
120. 73309,5 кг/ч; 94920,6 кг/ч.
121. 302094 кг/ч; 115730 кг/ч;
8849 кг/ч.
122. 40170 кг/ч; 125590 кг/ч;
67310 кг/ч; 60320 кг/ч.
123. 156 °С.
124. 100,6 м².
125. 310 м².
126. 9 шт.
127. 94,4 ккал/(м²·ч·град).
128. 59,02 °С; 89,3 °С; 80,3 °С.
129. 8 м².
130. 113 ккал/(м²·ч·град).
132. 1140 м².
133. 25150 кг/ч.
134. 86 ккал/(м²·ч·град);
6937 ккал/(м²·ч).
135. 14,6%.
136. 908,8 м³/сек; 2773 м².
137. Вес. %: 72,84; 23,26; 0,10; 3,80
138. 430 м³/кг.
139. 16,7 кг/кг; 21,7 кг/кг; 6,3 кг/кг.
140. 19,08 кг/кг.
141. 14 204 ккал/кг.
142. 9 740 ккал/кг.
143. 41 700 627 ккал/ч.
144. 185 494 ккал/ч.
145. 0,81.
146. 0,87.

147. 1 054 кг/ч.
 148. 4 529 кг/ч.
 149. 734 м².
 150. 91 м².
 151. 170 000 кг/ч.
 152. 1 048 381 кг/ч.
 153. ~10 м.
 154. 41 779 кг/ч; ~10,54 м;
 4,37 м³/сек.
 155. 0,374 м/сек.
 156. 0,340 м/сек.
 157. 1,7 м.
 158. 3,08 м.
 159. 3,14 м.
 160. 1,31 м; 12,8 м.
 161. 1,71 мин.
 162. 3,80 мин.
 163. 1,03 вес.%.
 164. 0,73%/мин.
 165. Вес. %: газа — 5,42; бензина —
 26,2; остатка — 68,56.
 166. Вес. %: газа — 5,96; бензина —
 29,80; остатка — 64,24.
 167. 642 м.
 168. $D = 2,2$ м; $H = 8$ м.
 169. Вес. %: газа — 5,1; бензина —
 14,9; газойля — 52,5; кокса —
 27,5.
 170. Вес. %: газа — 4,8; бензина —
 11,0; газойля — 54,1; кокса —
 30,1.
 171. Вес. %: газа — 7,0; бензина —
 11,0; газойля — 62,6; кокса —
 19,4.
 172. Вес. %: газа — 12,12; бензи-
 на — 12,62; кокса — 16,26.
 173. 440 °С.
 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 °С.
 183. $D = 5,2$ м; $H = 9,5$ м.
 184. $D = 4,3$ м; $H = 9,1$ м.
 185. 695; 1053; 1073.
 186. $q_{\text{ср}} = 53000$ ккал/(м²·ч);
 $\Theta_{\text{макс}} = 988$ °С.
 187. 8,07 млн. ккал/ч.
 188. $n = 10$; $\tau = 1,5$ сек.
 189. 3,2 м³.
 190. 9050 кг/ч.
 191. $D = 1,8$ м; $H = 4,5$ м.
 192. $D = 2,6$ м; $H = 5,1$ м; $\tau = 4,4$ сек.
 195. 40 вес.%.
 197. 1,1 вес.%.
 199. Сухой газ — 6,9 вес.%; фрак-
 ция С₄ — 9,4 объемн.%; дебу-
 танизированный бензин — 32,0
 объемн.%; газойль — 56,0 вес.
 %; кокс — 4,3 вес.%.
 200. Сухой газ — 9,1 вес.%; фрак-
 ция С₄ — 16,4 объемн.%; де-
 бутанизированный бензин —
 47,0 объемн.%; газойль — 30,0
 вес.%; кокс — 11,2 вес.%.
 201. $D = 2,7$ м; $H = 3,9$ м.
 202. 480 °С.
 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 °С.
 212. $D = 7,0$ м; $H = 11,0$ м.
 213. 590 °С.

215. 5790 ккал/кг.
217. 90,0 вес.%.
218. 89,0 объемн.%.
219. 78,0 объемн.%.
220. 89,5 объемн.%.
222. $D = 2,5$ м; $H = 3,9$ м; $n = 6$ шт.
223. 480°С.
224. $D = 2,1$ м; $H = 6$ м.
225. $D = 2$ м; $H = 7,6$ м.
226. $D = 1,8$ м; $H = 6,4$ м.
229. Вес.%: газа — 11,6; бензина — 57,8; дизельного топлива — 30,1.
230. $D = 2$ м; $H = 6,2$ м.
231. $D_1 = 2,2$ м; $H_1 = 6,7$ м; $D_2 = 2,2$ м; $H_2 = 6,0$ м.
232. $D = 3,3$ м; $H = 13,5$ м.
233. $D = 1,6$ м; $H = 4,2$ м; $n = 2$.
238. $D = 1,4$ м; $H = 7,3$ м.
239. 8630 кг/ч.
240. 2810 кг/ч.
244. 63,8 м³; 116 т/ч.
245. 24,6 м³.
246. 42,3 м³; 582 кг/ч.
247. 845000 ккал/ч; 4,56 м³.
248. +16 ккал/кг сырья.
249. +30 ккал/кг сырья.
250. +45,0 ккал/кг сырья.
251. +55 ккал/кг сырья.
252. +162 ккал/кг сырья.
253. +184 ккал/кг сырья.
254. +128,6 ккал/кг сырья.
255. —111,0 ккал/кг сырья.
256. —188 ккал/кг сырья.
257. —203 ккал/кг кумола.
258. —352 ккал/кг тетрамера пропилена.
259. —270,4 ккал/кг тетрамера пропилена.

*Александр Георгиевич Сарданашвили,
Антонина Ильинична Львова*

Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа

Редактор *Г. И. Коледова*
Технический редактор *Г. И. Косачева*
Художник *Н. В. Носов*
Корректор *Т. С. Васина*

Т 07521. Сдано в наб. 20/II 1973 г. Подп. в печ. 11/V 1973 г.
Формат бумаги 60×90¹/₁₆. Бумага тип. № 2. Усл. печ. л. 17.
ч.-изд. л. 15,58 Тираж 8000 экз. Зак. 1511. Изд. № 99 Цена 78 коп.

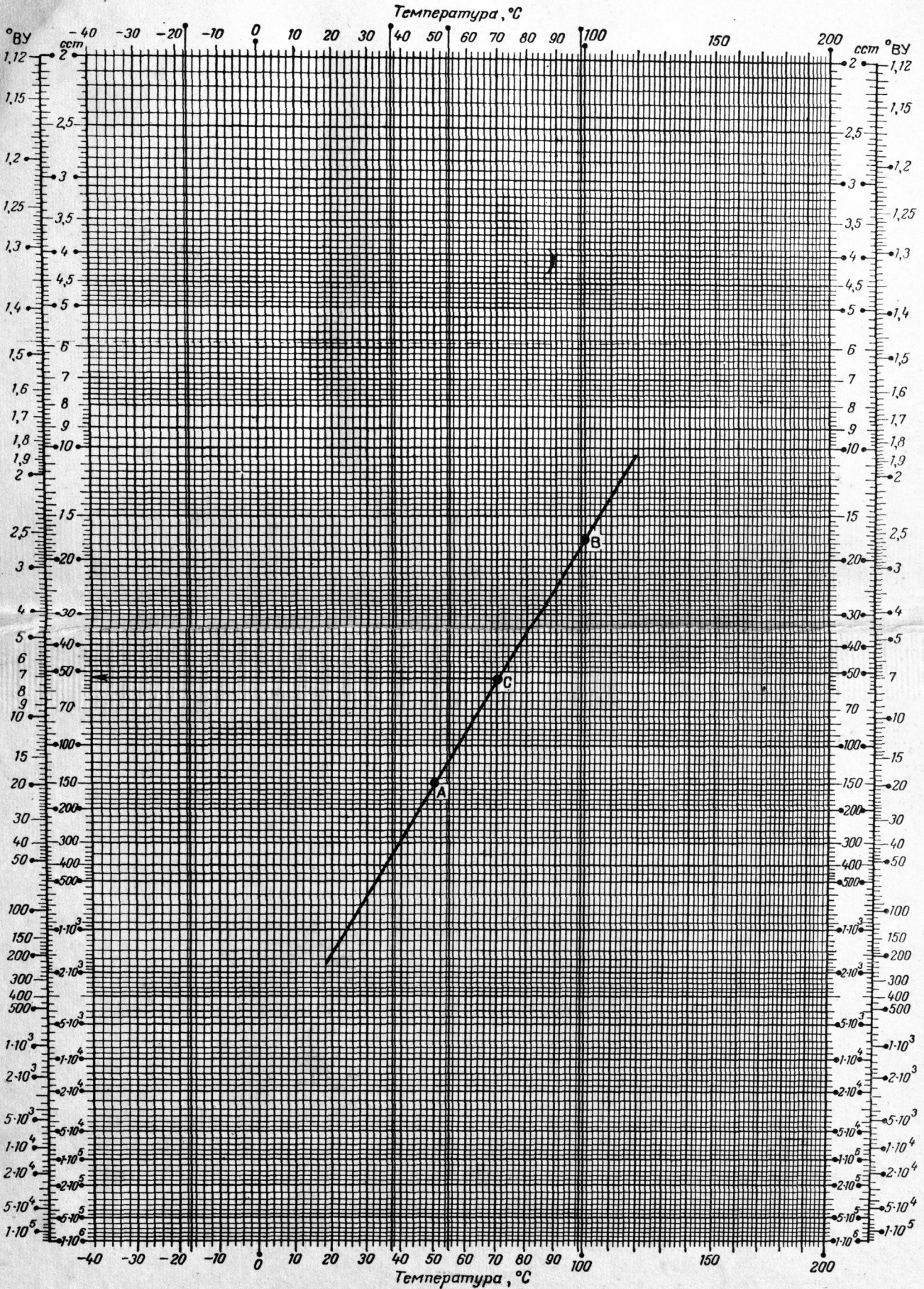
Издательство «Химия». 107076, Москва, Стромынка, 23.

Московская типография № 11 «Союзполиграфпрома» при Государственном комитете Совета Министров СССР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. Москва, 113105, Нагатинская ул., д. 1

ЗАМЕЧЕННЫЕ ОПЕЧАТКИ

Страница	Строка	Напечатано	Должно быть
132	22 снизу	$v_2 = 0,256$	$v_2'' = 0,256$
139	20 снизу	(G_k)	(G_k')
143	3 снизу	дельные нагрузки	удельные нагрузки
147	Табл. 4, 2 строка снизу	бутадиона	бутадиена
147	15 снизу	бутан и тяжелое	бутан и тяжелее
150	Формула (182)	$\rho_{см} = \frac{1}{\frac{X'}{\rho_r} + \frac{1-X'}{\rho_j}}$	$\rho_{см} = \frac{1}{\frac{X'}{\rho_r} + \frac{1-X'}{\rho_j}}$

Номограмма для определения вязкости смазочных масел в зависимости от температуры



лр-3

24

1645