

**О.П. Банных, Е.И. Борисова, В.А. Константинов, О.Н. Круковский,
О.В. Муратов, В.Ф. Фролов, В.В. Фомин**

**МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И
АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ
ТЕХНОЛОГИИ**

**УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ ДЛЯ СТУДЕНТОВ
ЗАОЧНОЙ ФОРМЫ ОБУЧЕНИЯ**

САНКТ-ПЕТЕРБУРГ

СИНТЕЗ

2009

**О.П. Банных, Е.И. Борисова, В.А. Константинов, О.Н. Круковский,
О.В. Муратов, В.Ф. Фролов, В.В. Фомин**

**МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ



САНКТ-ПЕТЕРБУРГ

СИНТЕЗ

2009

УДК 66.02
Ф 912

Рецензент:

Зав. кафедрой теоретических основ химического машиностроения Санкт-Петербургского государственного технологического института д-р техн. наук, проф. *Н.А. Мариулевич*

**О.П.Банних, Е.И.Борисова, В.А.Константинов, О.Н.Круковский, О.В.Муратов
В.Ф.Фролов, В.В.Фомин**

Ф 912 "Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии". – Учебное пособие для студентов заочной формы обучения. – СПб, СПбГТИ(ТУ), 2009.- ил. 14, табл. 26, библиогр. 4 назв. - 109 с.
ISBN 5–93808–039–8

В данное учебное пособие вошли разделы: основы гидравлики, теплопередача в химической аппаратуре, основы массопередачи. Вначале каждой главы приведены основные расчетные формулы, необходимые для решения примеров и контрольных задач, а также необходимый справочный материал.

Пособие соответствует рабочей программе курса «Процессы и аппараты химической технологии» для студентов заочной формы обучения.

Ф—2802000000–007 Без объявл.
050(01)–03

ISBN 5–93808–039–8

© СИНТЕЗ, 2009

СОДЕРЖАНИЕ

1 ГИДРАВЛИКА.....	4
1.1 Основные зависимости и расчетные формулы.....	4
1.2 Примеры	7
1.3 Контрольные задачи	11
2 ТЕПЛОПЕРЕДАЧА	21
2.1 Основные зависимости и расчетные формулы.....	21
2.2 Примеры	25
2.3 Контрольные задачи	33
3 ВЫПАРИВАНИЕ	37
3.1 Основные зависимости и расчетные формулы.....	37
3.2 Пример	40
3.3 Контрольные задачи	42
4 АБСОРБЦИЯ	45
4.1 Основные зависимости и расчетные формулы.....	45
4.2 Примеры	49
4.3 Контрольные задачи	54
5 РЕКТИФИКАЦИЯ	60
5.1 Основные зависимости и расчетные формулы.....	60
5.2 Пример	66
5.3 Контрольные задачи	69
6 Сушка.....	74
6.1 Основные понятия и расчетные зависимости процесса сушки.....	74
6.2 Примеры	80
6.3 Контрольные задачи	83
Литература.....	87
Приложение А Справочные данные.....	88

1 ГИДРАВЛИКА

1.1 Основные зависимости и расчетные формулы

Основной задачей прикладной гидравлики является определение мощности, необходимой для перемещения заданного количества текучей среды (жидкости или газа) через систему трубопроводов, которая обычно содержит не только протяженные трубопроводы, но также некоторое количество поворотов, вентилей, кранов, задвижек, возможно изменение диаметра трубопровода т.п. В общем случае в систему трубопроводов могут быть включены также разного рода аппараты.

Мощность насоса или вентилятора (N , Вт) может быть определена по формуле:

$$N = \frac{\Delta P_{\text{общ}} V_c}{\eta}, \quad (1.1)$$

где V_c – объёмный расход жидкости или газа, $\text{м}^3/\text{с}$;

$\Delta P_{\text{общ}}$ – общее гидравлическое сопротивление, Па;

η – коэффициент полезного действия (КПД) использования электроэнергии, являющийся произведением КПД электродвигателя, редуктора, и собственно насоса или вентилятора.

Уравнение расхода.

Объёмный расход жидкости или газа равен:

$$V_c = wS, \quad (1.2)$$

где w – средняя скорость газа или жидкости, $\text{м}/\text{с}$, S – поперечное сечение трубопровода, м^2

Массовый расход жидкости или газа (G , $\text{кг}/\text{с}$) определяется как:

$$G = V_c \rho = wS\rho, \quad (1.3)$$

где ρ – плотность жидкости или газа, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Для трубопроводов круглого сечения уравнение объёмного расхода примет вид:

$$V_c = 0.785d^2w,$$

где d – внутренний диаметр трубы, м.

Диаметр труб обычно обозначают через наружный диаметр и толщину стенки, например 25x2 мм, где 25 мм – наружный диаметр, 2 мм – толщина стенки, таким образом внутренний диаметр будет равен 21 мм.

Плотность жидкости в зависимости от температуры, а так же численные величины других физических свойств веществ (вязкость, теплоёмкость, теплопроводность и прочие)

обычно берутся из справочных данных (см. Приложение А). Плотность газов и паров в зависимости от температуры и давления вычисляют по уравнению состояния для идеальных газов (уравнение Клайперона – Менделеева):

$$\rho = \rho_0 \frac{P}{P_0} \frac{T_0}{(T_0 + t)}, \quad (1.4)$$

где согласно закону Авогадро $\rho_0 = \frac{M}{22.4}$ - плотность газа ($\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$) при $T_0 = 273^\circ\text{К}$ и

$P_0 = 760$ мм рт. ст.;

M – мольная масса газа ($\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$);

t – температура газа $^\circ\text{С}$, P – давление газа мм рт. ст.

Следует иметь в виду, что по уравнению Клайперона – Менделеева можно определять только плотности газов и паров, но не плотности капельных жидкостей.

Общее гидравлическое сопротивление.

Общее гидравлическое сопротивление трубопровода определяется как:

$$\Delta P_{\text{общ}} = \Delta P_{\text{ск}} + \Delta P_{\text{под}} + \Delta P_{\text{дон}} + \Delta P_{\text{тр}} + \sum \Delta P_{\text{мс}}, \quad (1.5)$$

где $\Delta P_{\text{ск}}$ - потери давления на придание потоку скорости, Па;

$\Delta P_{\text{тр}}$ - потери давления на преодоление сопротивления трения о стенки трубопровода, Па;

$\Delta P_{\text{мс}}$ - потери давления на преодоление местных сопротивлений (любое изменение сечения или направления потока), Па;

$\Delta P_{\text{под}}$ - потери давления на подъём жидкости на высоту h , Па;

$\Delta P_{\text{дон}} = P_2 - P_1$ - разность давлений в пространстве нагнетания P_2 (Па) и в пространстве всасывания P_1 (Па).

Потери давления на придание потоку скорости ($\Delta P_{\text{ск}}$):

$$\Delta P_{\text{ск}} = \frac{\rho w^2}{2}, \quad (1.6)$$

Потери давления на трение в прямых трубах и каналах ($\Delta P_{\text{тр}}$):

$$\Delta P_{\text{тр}} = \lambda \frac{L}{d_s} \frac{\rho w^2}{2}, \quad (1.7)$$

где λ - коэффициент трения, зависящий от режима течения потока и шероховатости стенки трубы e , м ;

L – длина трубопровода (м), $d_3 = \frac{4S}{\Pi}$ - эквивалентный диаметр трубопровода (S – поперечное сечение трубопровода сечение, м^2 и Π – периметр трубопровода (м), с которым соприкасается вещество потока, например для круглого трубопровода

$$d_3 = 4 \frac{\frac{\pi}{4} d^2}{\pi d} = d, \text{ то есть эквивалентный диаметр равен внутреннему диаметру трубы).}$$

Значение коэффициента трения определяется по справочным данным (см. Приложение А, Рисунок А.1), причем режим течения определяется по значению критерия Рейнольдса (безразмерная величина):

$$Re = \frac{wd_3\rho}{\mu}, \quad (1.8)$$

где μ -коэффициент вязкого трения вещества потока (определяется при средней температуре потока, см. Приложение А, Рисунок А.2, Рисунок А.3), Па с ;

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений (повороты колена, расширения, сужения, диафрагмы, запорно-регулирующая температура и т.п.) рассчитываются как:

$$\Delta P_{mc} = \xi \frac{\rho w^2}{2}, \quad (1.9)$$

где ξ - коэффициент местного сопротивления.

Затраты энергии на подъем жидкости (ΔP_{nod}):

$$\Delta P_{nod} = \rho gh, \quad (1.10)$$

где $g = 9.81 \text{ М/с}^2$ - ускорение свободного падения; h – высота подъёма, м.

Определить (потребляемую) мощность при подаче $3.6 \frac{\text{т}}{\text{ч}}$ толуола при температуре 15°C на высоту 14 м в ёмкость с избыточным давлением 140 мм рт. ст. по трубопроводу $\varnothing 32 \times 1.5 \text{ мм}$ общей длиной 250 метров . На трубопроводе имеются: 1 задвижка, 4 внезапных поворота и 2 плавных поворота радиусом 175 мм . Коррозия труб незначительная. Итоговый коэффициент полезного действия передачи энергии от электрической сети к веществу потока составляет 0.68 .

$$\text{Объёмный расход толуола } V_c = \frac{G}{\rho} = \frac{3.6 \cdot 10^3}{3600 \cdot 871} = 1.15 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}, \text{ где } 871 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} -$$

плотность толуола при 15°C согласно данным (Приложение А, Таблица А.1).

$$\text{Скорость толуола } w = \frac{V_c}{S} = \frac{1.15 \cdot 10^{-3}}{0.785 \cdot 0.029^2} = 1.74 \text{ м/с},$$

Затраты энергии на придание 1 м^3 толуола скорости:

$$\Delta P_{ск} = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{871 \cdot 1.74^2}{2} = 1320 \text{ Па},$$

Затраты энергии на подъём 1 м^3 толуола:

$$\Delta P_{под} = \rho g h = 871 \cdot 9.81 \cdot 14 = 120000 \text{ Па},$$

Энергия, затрачиваемая на преодоление противодействия:

$$\Delta P_{дон} = 140 \cdot 133 = 18600 \text{ Па},$$

Значение критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d_s \rho}{\mu} = \frac{1.74 \cdot 0.029 \cdot 871}{0.7 \cdot 10^{-3}} = 6.28 \cdot 10^4,$$

где $\mu = 0.7 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ - вязкость толуола при 15°C согласно (Приложение А,

Рисунок А.2). Относительная шероховатость трубопровода $\frac{d}{e} = \frac{0.029}{0.2 \cdot 10^{-3}} = 145$. По

значениям Re и $\frac{d}{e}$ согласно (Приложение А, Рисунок А.1) находится значение

коэффициента трения $\lambda = 0.034$.

Потери на трение:

$$\Delta P_{тр} = \lambda \frac{L}{d_s} \frac{\rho w^2}{2} = 0.034 \cdot \frac{250}{0.029} \cdot \frac{871 \cdot 1.74^2}{2} = 386000 \text{ Па}.$$

Коэффициенты местных сопротивлений для задвижки $\zeta = 0.5$, внезапного поворота $\zeta = 1.8$ и плавного поворота $\zeta = A \cdot B = 1 \cdot 0.09 = 0.09$. Суммарные потери на местных

сопротивлениях: $\Delta P_{mc} = \sum \zeta \frac{\rho w^2}{2} = (1 \cdot 0.5 + 4 \cdot 1.8 + 2 \cdot 0.9) \cdot \frac{871 \cdot 1.74^2}{2} = 12500 \text{ Па}$.

Общие потери энергии:

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{общ}} &= \Delta P_{\text{ск}} + \Delta P_{\text{под}} + \Delta P_{\text{дон}} + \Delta P_{\text{тр}} + \Delta P_{\text{мс}} = \\ &= 1320 + 120000 + 18600 + 386000 + 12500 = 538000 \text{ Па} \end{aligned}$$

Необходимая для перемещения толуола мощность:

$$N = \frac{\Delta P_{\text{общ}} V_c}{\eta} = \frac{538000 \cdot 1.15 \cdot 10^{-3}}{0.68} = 909 \text{ Вт}$$

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

Пример 2

Определить необходимую мощность воздухоподувки при подаче воздуха при общем избыточном давлении 3 кгс/см^2 и температуре $120 \text{ }^\circ\text{C}$ в количестве $400 \text{ м}^3/\text{ч}$ (считая $0 \text{ }^\circ\text{C}$ и атмосферное давление) по трубопроводу длиной 300 метров и внутренним диаметром 80 мм в закрытый бак, в котором давление на 500 мм вод. ст. больше чем в начале трубопровода. Имеются два прямоугольных плавных отвода радиусом 0.48 м и прямооточный вентиль. КПД воздухоподувки 0.5.

Объёмный расход воздуха пересчитывается с нормальных условий на рабочие.

$$V_c = V_{\infty} \frac{P_0 T_0 + t}{P T_0} = \frac{400}{3600} \cdot \frac{1}{3+1} \cdot \frac{273+120}{273} = 40 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} ,$$

Скорость воздуха при рабочих условиях :

$$w = \frac{V_c}{S} = \frac{40 \cdot 10^{-3}}{0.785 \cdot 0.08^2} = 7.96 \text{ м/с} .$$

Потеря энергии на создание кинетической энергии потока газа:

$$\Delta P_{\text{ск}} = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{3.6 \cdot 7.96^2}{2} = 114 \text{ Па} ,$$

где плотность воздуха при рабочих условиях определяется по уравнению состояния идеального газа:

$$\rho = \frac{M P}{22.4 P_0 T_0 + t} = \frac{29}{22.4} \cdot \frac{3+1}{1} \cdot \frac{273}{273+120} = 3.6 \text{ кг/м}^3 .$$

Значение критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d_s \rho}{\mu} = \frac{7.96 \cdot 0.08 \cdot 3.6}{0.023 \cdot 10^{-3}} = 9.97 \cdot 10^4 .$$

Отношение диаметра трубопровода к средней высоте шероховатости:

$$\frac{d}{e} = \frac{0.08}{0.2 \cdot 10^{-3}} = 400 .$$

По значениям Re и $\frac{d}{e}$ по данным (Приложение А, Рисунок А.1) находится значение

коэффициента трения $\lambda = 0.025$.

Потери энергии на трение:

$$\Delta P_{\text{мп}} = \lambda \frac{L}{d_s} \frac{\rho w^2}{2} = 0.025 \cdot \frac{300}{0.08} \cdot \frac{3.6 \cdot 7.96^2}{2} = 10700 \text{ Па} .$$

Коэффициенты местных сопротивлений плавного поворота при

$$\frac{R_0}{d} = \frac{0.48}{0.08} = 6 \quad \zeta = 1.0 \cdot 0.09 = 0.09 \text{ и прямогочного вентиля } \xi = 0.59 .$$

Суммарные потери на местных сопротивлениях:

$$\Delta P_{mc} = \sum \zeta \frac{\rho w^2}{2} = (2 \cdot 0.09 + 1 \cdot 0.59) \cdot \frac{3.6 \cdot 7.96^2}{2} = 87.8 \text{ Па} .$$

Затраты энергии на преодоление противодействия:

$$\Delta P_{дон} = 500 \cdot 9.81 = 4905 \text{ Па} .$$

Общая затрата энергии:

$$\Delta P_{общ} = \Delta P_{ск} + \Delta P_{дон} + \Delta P_{тр} + \sum \Delta P_{mc} = 114 + 4905 + 10700 + 87.8 = 15807 .$$

Затрачиваемая мощность на работу воздуходувки:

$$N = \frac{\Delta P_{общ} V_c}{\eta} = \frac{15807 \cdot 40 \cdot 10^{-3}}{0.5} = 1265 \text{ Вт}$$

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

1.3 Контрольные задачи

Задача 1

Вычислить необходимую мощность, затрачиваемую на перемещение $G \text{ кг/ч}$ жидкости по трубопроводу $\varnothing d_n \times \delta$ мм. Общей длиной L мм, при температуре t °С. На трубопроводе имеется n_1 внезапных на 90° и n_2 плавных под углом φ° поворотов радиусом R мм, n_3 прямооточных вентиля, n_4 нормальных вентиля и n_5 задвижек. Высота подъёма h мм. Разность статических давлений в конце и начале трубопровода (противодавление) составляет $\Delta P_{\text{дон}}$ мм рт. ст. КПД привода η .

Выбор варианта производится в данном учебном пособии по таблице

А	Б	В	Г	Д	Е	Ж	З	И	Й
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
К	Л	М	Н	О	П	Р	С	Т	У
11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Ц	Ш	Щ	Х	Э	Я	Ч	Ю	Ы	Ф
21	22	23	24	25	26	27	28	29	30

Таблица 1. Исходные данные к задаче 1

№	Вещество	G , кг/ч	t °С	$d_n \times \delta$ мм	L , м	e , мм	n_1	n_2	φ °	R , мм	n_3	n_4	n_5	h , м	ΔP_{don} М м рт. ст.	η
1	Анилин	800	40	20x1.5	200	0.2	3	2	90	100	2	3	1	15	500	0.8
2	Анилин	850	50	20x1.5	300	0.2	4	1	90	110	3	2	0	10	700	0.9
3	Ацетон	700	55	20x1.5	300	0.2	6	1	90	100	3	2	1	12	300	0.8
4	Ацетон	750	45	20x2	350	0.2	5	2	90	100	2	3	1	15	350	0.8
5	Ацетон	800	40	20x2	400	0.2	4	2	120	120	2	3	2	17	400	0.9
6	Ацетон	800	35	20x2	450	0.2	3	2	120	120	2	3	2	20	400	0.9
7	Бензол	650	30	20x2	500	0.2	5	2	120	100	1	2	3	8	300	0.85
8	Бензол	700	30	20x2	550	0.2	5	1	120	110	1	2	3	10	300	0.85
9	Бензол	700	35	20x2	600	0.2	4	1	90	140	2	1	2	12	350	0.9
10	Бензол	750	35	20x2	600	0.2	4	1	90	140	2	1	2	14	350	0.9
11	Бутиловы й спирт	550	25	25x1.5	570	0.3	7	1	90	120	2	1	0	6	250	0.8
12	Бутиловы й спирт	550	30	25x1.5	600	0.3	6	1	90	120	1	2	1	9	350	0.8
13	Бутиловы й спирт	600	30	25x1.5	650	0.2	5	2	90	140	2	3	1	11	450	0.8

Продолжение таблицы 1

№	Вещество	G , кг/ч	t °С	d_n х δ мм	L , м	e , мм	n_1	n_2	φ °	R , мм	n_3	n_4	n_5	h , м	$\Delta P_{дон}$ М м рт. ст.	η
14	Бутиловы й спирт	600	35	25х2	650	0.2	4	2	90	140	1	2	0	13	450	0.9
15	Бутиловы й спирт	650	40	25х2	700	0.2	4	2	90	160	2	1	2	15	500	0.9
16	Бутиловы й спирт	650	40	25х2	700	0.2	3	3	90	160	2	1	2	16	500	0.9
17	Вода	1500	20	25х2	300	0.15	4	2	45	100	3	2	1	12	200	0.8
18	Вода	2000	25	25х2	350	0.2	4	2	90	100	2	1	1	12	200	0.8
19	Вода	2500	40	25х2	180	0.3	6	1	90	200	2	1	1	10	300	0.7
20	Вода	2800	40	25х3	150	0.3	6	1	90	200	1	1	2	10	300	0.7
21	Вода	3200	50	32х3	140	0.5	8	2	110	300	1	0	2	8	500	0.6
22	Вода	3400	50	38х3	120	0.5	8	2	120	300	1	0	2	8	500	0.6
23	Глицерин 50%	600	70	32х2	120	0.2	6	1	90	200	1	2	2	4	200	0.8
24	Глицерин 50%	650	75	32х2	140	0.2	5	1	90	200	1	2	1	5	300	0.9

Продолжение таблицы 1

№	Вещество	G , кг/ч	t °С	$d_n \times d$ мм	L , м	e , мм	n_1	n_2	φ °	R , мм	n_3	n_4	n_5	h , м	$\Delta P_{дон}$ М м рт. ст.	η
25	Глицерин 50%	700	80	38x3	160	0.2	4	1	90	300	1	2	0	6	350	0.9
26	Диэтилов ый эфир	1000	30	32x2	250	0.3	5	0	-	-	2	1	0	8	150	0.85
27	Диэтилов ый эфир	1100	30	32x2	270	0.3	4	1	120	110	1	2	1	10	200	0.85
28	Диэтилов ый эфир	1200	20	32x2	320	0.5	3	2	90	100	1	2	1	12	250	0.9
29	Метанол 100%	700	15	33x2	400	0.2	4	1	90	120	2	1	0	10	300	0.8
30	Метанол 100%	750	15	33x2	450	0.2	4	0	90	120	1	2	1	12	350	0.8
31	Метанол 100%	800	25	33x3	450	0.2	3	1	90	150	2	1	0	14	400	0.75
32	Метанол 100%	850	25	33x3	500	0.2	3	2	90	150	1	2	1	14	400	0.75

Продолжение таблицы 1

№	Вещество	G , кг/ч	t °С	$d_n \times d$ мм	L , м	e , мм	n_1	n_2	φ °	R , мм	n_3	n_4	n_5	h , м	$\Delta P_{\text{дон}}$ м м рт. ст.	η
33	Нитробен зол	600	20	33x2	550	0.2	5	0	90	140	1	2	1	13	250	0.8
34	Нитробен зол	650	25	33x2	600	0.2	3	1	90	140	2	1	0	15	300	0.7
35	Нитробен зол	700	30	33x3	650	0.3	3	2	90	160	2	1	3	17	350	0.6
36	Толуол	700	30	33x3	250	0.3	8	1	120	180	2	1	3	4	80	0.9
37	Толуол	750	35	33x2	300	0.3	7	2	120	180	1	2	0	6	100	0.8
38	Толуол	800	40	33x2	350	0.3	6	0	90	200	1	2	3	8	110	0.8
39	Толуол	850	45	33x2	400	0.2	5	1	90	200	1	2	0	10	130	0.8
40	Хлорбенз ол	600	20	33x2	200	0.2	7	1	90	150	1	2	3	7	90	0.7
41	Хлорбенз ол	650	25	33x2	300	0.2	5	2	90	170	1	2	3	5	110	0.75
42	Этанол, 100%	700	40	33x3	350	0.3	6	2	90	130	0	1	2	10	180	0.75

Задача 2

Вычислить необходимую мощность, затрачиваемую на перемещение $V \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях : $0 \text{ }^\circ\text{C}$ и 760 мм рт. ст.) газа по трубопроводу $\varnothing d_n \times \delta \text{ мм}$. Общей длиной $L \text{ мм}$, при температуре $t \text{ }^\circ\text{C}$ и общем давлении в трубопроводе $P \text{ мм рт. ст.}$. На трубопроводе имеется n_1 внезапных на 90° и n_2 плавных под углом φ° поворотов радиусом $R \text{ мм}$, n_3 прямооточных вентиля, n_4 нормальных вентиля и n_5 задвижек. Высота подъёма $h \text{ мм}$. Разность статических давлений в конце и начале трубопровода (противодавление) составляет $\Delta P_{\text{дон}}$ мм рт. ст. КПД привода η .

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

Таблица2. Исходные данные к задаче 2

№	Вещество	$V, \text{ кг/ч}$	$t, \text{ }^\circ\text{C}$	$d_n, \text{ мм}$	$L, \text{ м}$	$e, \text{ мм}$	n_1	n_2	$\varphi, \text{ }^\circ$	$R, \text{ мм}$	n_3	n_4	n_5	$h, \text{ м}$	$\Delta P_{\text{дон}}$ мм рт. ст.	η	P мм рт. ст.
1	Воздух	900	50	108x4	400	0.2	7	1	90	600	2	1	1	10	1000	0.7	1500
2	Воздух	800	60	108x4	300	0.2	5	1	90	500	2	1	2	20	500	0.8	1200
3	Воздух	800	80	108x4	300	0.2	2	2	90	500	1	2	1	20	500	0.8	1200
4	Воздух	700	80	108x4	250	0.3	4	2	120	500	2	1	2	30	400	0.9	1000
5	Воздух	500	80	95x5	250	0.3	4	1	120	400	1	1	2	30	400	0.9	1000
6	Диоксид углерода	600	50	108x4	400	0.2	5	1	90	600	1	2	1	10	800	0.7	500
7	Диоксид углерода	600	40	108x4	300	0.2	4	2	90	600	2	1	2	10	800	0.7	600
8	Диоксид углерода	650	40	108x3	300	0.2	3	2	90	600	2	1	2	20	1300	0.8	700
9	Диоксид углерода	650	35	108x3	250	0.2	3	2	90	800	2	1	2	25	1500	0.8	800
10	Диоксид углерода	700	30	108x3	200	0.2	2	3	90	800	3	1	2	25	2000	0.8	800
11	Метан	800	20	108x2	250	0.3	1	2	90	600	0	2	1	30	2000	0.5	850
12	Метан	800	25	108x2	250	0.3	1	2	120	600	1	2	1	30	2000	0.5	900

Продолжение таблицы 2

№	Вещество	V , кг/ч	t °C	$d_n \times \delta$ мм	L , м	e , мм	n_1	n_2	φ°	R , мм	n_3	n_4	n_5	h , м	ΔP_{don} мм рт. ст.	η	P мм рт. ст.
13	Метан	700	30	108x3	300	0.3	3	1	120	600	1	1	2	20	2500	0.6	1000
14	Метан	600	35	108x3	300	0.3	3	1	120	700	2	1	2	20	2500	0.6	1500
15	Метан	600	40	108x3	350	0.3	3	1	120	700	2	1	2	10	3000	0.6	1800
16	Азот	600	25	108x3	400	0.5	6	1	120	700	1	0	2	25	900	0.55	1100
17	Азот	700	30	108x3	400	0.5	5	2	120	800	1	1	2	30	1000	0.6	1200
18	Азот	700	32	108x2	450	0.5	4	2	90	800	2	1	0	35	1100	0.6	1300
19	Азот	750	35	108x2	450	0.5	4	2	90	800	2	1	0	35	1100	0.65	1300
20	Азот	750	40	108x2	500	0.5	3	3	90	850	2	1	2	40	1200	0.65	1500
21	Азот	800	40	108x2	500	0.5	3	2	90	850	2	3	0	45	1300	0.7	1500
22	Кислород	850	20	133x6	400	0.5	2	2	90	900	1	1	2	15	3600	0.8	1350
23	Кислород	870	20	133x6	450	0.5	2	2	90	900	1	1	2	20	3200	0.8	1450
24	Кислород	800	30	133x4	450	0.5	3	1	90	900	2	2	1	20	3000	0.8	1500
25	Кислород	750	35	133x4	500	0.5	3	1	90	800	2	2	0	30	3000	0.7	1600
26	Кислород	700	50	133x4	550	0.5	4	1	90	800	2	2	0	30	2500	0.75	1700
27	Водород	1200	10	133x4	800	0.4	8	2	90	950	2	0	0	15	4000	0.6	1000
28	Водород	1250	15	133x4	800	0.4	6	2	90	900	1	1	1	15	4500	0.6	1100
29	Водород	1300	20	133x4	700	0.2	4	1	120	850	1	2	2	20	5000	0.7	1200

Продолжение таблицы 2

№	Вещество	V , кг/ч	t °C	$d_n \times \delta$ мм	L , м	e , мм	n_1	n_2	φ°	R , мм	n_3	n_4	n_5	h , м	ΔP_{don} мм рт. ст.	η	P мм рт. ст.
30	Водород	1400	20	133x4	600	0.2	4	1	120	850	1	2	2	20	5000	0.7	1300
31	Водород	1450	25	133x4	500	0.2	3	1	120	800	1	2	2	25	5500	0.7	1500
32	Оксид углерода	800	15	133x4	700	0.3	6	1	90	1200	1	2	2	20	800	0.7	1200
33	Оксид углерода	800	15	133x4	700	0.3	6	1	90	1200	0	1	1	25	900	0.7	1200
34	Оксид углерода	900	20	133x4	800	0.3	4	2	90	1000	0	1	1	30	900	0.75	1400
35	Оксид углерода	900	25	133x4	800	0.3	4	2	90	1000	1	2	2	35	1100	0.75	1400
36	Пары бензола	700	20	133x4	450	0.2	2	2	120	900	1	2	1	25	2500	0.65	1300
37	Пары бензола	600	25	133x4	500	0.2	3	2	120	900	1	2	1	30	3000	0.7	1300
38	Пары бензола	600	30	133x4	550	0.2	3	1	90	1000	0	1	2	35	3500	0.75	1700

Продолжение таблицы 2

№	Вещество	V , кг/ч	t °C	$d_n \times \delta$ мм	L , м	e , мм	n_1	n_2	φ°	R , мм	n_3	n_4	n_5	h , м	ΔP_{don} мм рт. ст.	η	P мм рт. ст.
39	Пары бензола	600	35	133x5	600	0.2	4	1	90	1100	0	1	2	40	4000	0.8	1700
40	Диоксид серы	500	30	108x3	700	0.3	4	2	90	1000	2	1	2	10	5000	0.55	900
41	Диоксид серы	550	35	108x3	700	0.3	5	1	90	1000	1	2	2	10	4500	0.6	900
42	Диоксид серы	550	40	108x3	750	0.3	5	1	90	1200	1	2	1	15	4500	0.65	1000
43	Диоксид серы	600	45	108x3	750	0.3	6	1	90	1200	1	2	1	15	4000	0.7	1100
44	Диоксид серы	650	50	108x3	800	0.3	6	1	90	1200	1	2	1	20	3500	0.75	1200

2 ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

2.1 Основные зависимости и расчетные формулы

Теплообменные процессы используются в химической технологии для обеспечения заданных температурных режимов протекания процессов выпаривания, сушки, ректификации, абсорбции, адсорбции, кристаллизации, химических процессов.

Для проведения теплообменных процессов применяются теплообменные аппараты различной конструкции. Наиболее широко в промышленности распространены кожухотрубчатые теплообменники, т.к. они достаточно просты в изготовлении, надежны в эксплуатации, универсальны по назначению, т.е. могут быть использованы для реализации теплообмена между газами, парами, жидкостями в широком диапазоне их давлений и температур.

В кожухотрубчатых теплообменниках процесс теплообмена между теплоносителями, движущимися по трубному и межтрубному пространствам, протекает через разделяющие теплоносители поверхность труб. Такой процесс теплообмена называется теплопередачей.

Уравнение теплопередачи:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp}, \quad (2.1)$$

где Q – количество теплоты, передаваемой от горячего теплоносителя к холодному за единицу времени, Вт;
 K – коэффициент теплопередачи, Вт/м²·К
 F – площадь поверхности теплопередачи, м²;
 Δt_{cp} – средняя разность температур между теплоносителями, К(°С).

Тепловая нагрузка аппарата

Тепловая нагрузка аппарата определяется по уравнению теплового баланса. Вид расчетного соотношения зависит от того, изменяется агрегатное состояние теплоносителя в процессе теплообмена или нет.

Если агрегатное состояние теплоносителя в процессе теплообмена не изменяется, то для процесса охлаждения:

$$Q = G \cdot c (t_{нач.} - t_{кон.}), \quad (2.2)$$

где Q – тепловая нагрузка аппарата, Вт;
 G – массовый расход теплоносителя, кг/с;
 c – удельная теплоемкость теплоносителя, Дж/кг·К;
 $t_{нач.}$, $t_{кон.}$ – начальная и конечная температуры теплоносителя.

Для процесса нагревания теплоносителя:

$$Q = G \cdot c(t_{\text{кон.}} - t_{\text{нач.}}) \quad (2.3)$$

При изменении агрегатного состояния теплоносителя (конденсация насыщенного пара, кипение жидкости):

$$Q = G \cdot r, \quad (2.4)$$

где r – удельная теплота конденсации (парообразования), Дж/кг.

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{\text{см.}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (2.5)$$

где α_1 и α_2 - коэффициенты теплоотдачи теплоносителей, Вт/м²·К;
 $\sum r_{\text{см.}}$ - суммарное термическое сопротивление всех слоев из которых состоит стенка, включая слои загрязнений, м²·К/Вт.

$$\sum r_{\text{см.}} = r_{\text{загр.1}} + \frac{\delta}{\lambda_{\text{см.}}} + r_{\text{загр.2}},$$

где $r_{\text{загр.1}}$, $r_{\text{загр.2}}$ - термические сопротивления слоев загрязнений стенки, м²·К/Вт;
 δ - толщина стенки, м;
 λ - коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/м·К.

Критериальные уравнения для расчета коэффициентов теплоотдачи без фазовых превращений теплоносителя

Основные критерии подобия, входящие в критериальные уравнения конвективной теплоотдачи

Критерий Нуссельта:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}, \quad (2.6)$$

где Nu – критерий Нуссельта,
 α – коэффициент теплоотдачи, Вт/м²·К;
 l – определяющий геометрический размер м;
 λ – коэффициент теплопроводности теплоносителя, Вт/м·К.

Критерий Прандтля:

$$Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda}, \quad (2.7)$$

где Pr - критерий Прандтля;

c – удельная теплоемкость теплоносителя, Дж/кг·К;

μ – динамический коэффициент вязкости теплоносителя, Па·с.

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega \cdot l \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.8)$$

где Re - критерий Рейнольдса;

ω – средняя скорость теплоносителя, м/с;

l – определяющий геометрический размер, м;

ρ – плотность теплоносителя, кг/м³.

*Теплоотдача при турбулентном течении в прямых трубах и каналах
($Re > 10000$)*

$$Nu = 0.021 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm.}} \right)^{0.25} \quad (2.9)$$

Определяющая температура для расчета критериев Nu , Pr , Re – средняя температура теплоносителя

При вычислении значения критерия $Pr_{cm.}$ теплофизические свойства теплоносителя определяются при температуре стенки.

Определяющий геометрический размер l – эквивалентный диаметр (d_s).

$$d_s = \frac{4S}{\Pi}, \quad (2.10)$$

где S - площадь поперечного сечения потока, м²;

Π - смоченный периметр трубопровода (канала), м.

Для газов расчетное соотношение (9) упрощается. Так как критерий Pr для газа является величиной приблизительно постоянной, не зависящей от температуры и давления, то можно принять, что $Pr/Pr_{cm.} = 1$, а значение критерия Pr зависит только от атомности газа. Приближенные значения критерия Pr для газов, рекомендуемые для расчетов приведены в таблице 2.1

Таблица 2.1

Газ	Критерий Pr
Одноатомный	0.67

Двухатомный	0.72
Трехатомный	0.8
Четырех и многоатомные	1.0

Для воздуха рекомендуется соотношение:

$$Nu = 0.018 \cdot Re^{0.8} \quad (2.11)$$

Теплоотдача при поперечном обтекании теплоносителем пучка гладких труб

Для шахматных пучков при $Re > 1000$

$$Nu = 0.4 \cdot \varepsilon_\varphi \cdot Re^{0.6} \cdot Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm.}} \right)^{0.25}, \quad (2.12)$$

где ε_φ – коэффициент, учитывающий влияние угла атаки.

При движении теплоносителя в межтрубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника с поперечными перегородками усредненная величина $\varepsilon_\varphi = 0.6$

При расчете критериев подобия определяющая температура – средняя температура теплоносителя, определяющий геометрический размер l – наружный диаметр трубы.

При вычислении значения критерия $Pr_{cm.}$ теплофизические свойства теплоносителя определяются при температуре стенки.

Для газов уравнение (12) упрощается, в частности, для воздуха:

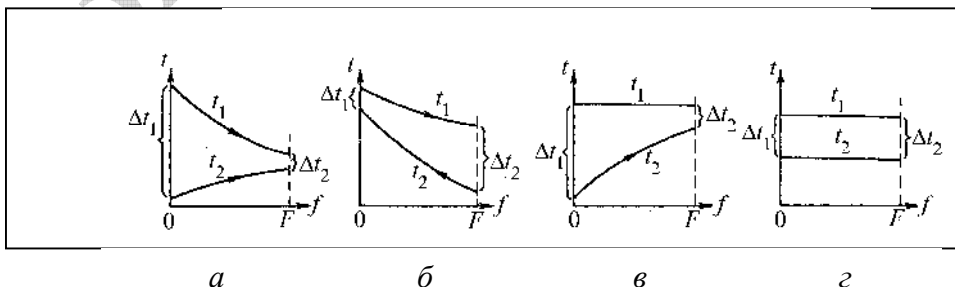
$$Nu = 0.356 \cdot \varepsilon_\varphi \cdot Re^{0.6} \quad (2.13)$$

Средняя разность температур теплоносителей

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}, \quad (2.14)$$

где Δt_1 и Δt_2 – разности температур теплоносителей на концах теплообменника.

Величина средней разности температур зависит от взаимного направления движения теплоносителей. Типовые схемы изменения температур теплоносителей вдоль поверхности теплообмена (температурные схемы) приведены на рисунке. 2.1.



a – прямоток; *б* – противоток; *в* – конденсация (t_1) и нагрев (t_2); *г* – конденсация (t_1) и кипение (t_2)

Рисунок 2.1 - Изменение температур t_1 и t_2 теплоносителей вдоль поверхности теплопередачи

Определение средних температур теплоносителей

Для теплоносителя, температура которого в теплообменнике изменяется на меньшее число градусов, средняя температура $t_{cp.1}$ определяется как средняя арифметическая между начальной $t_{нач.}$ и конечной $t_{кон.}$ температурами:

$$t_{cp.1} = \frac{t_{нач.} + t_{кон.}}{2} \quad (2.15)$$

Для другого теплоносителя среднюю температуру находят по формуле:

$$t_{cp.2} = t_{cp.1} \pm \Delta t_{cp.} \quad (2.16)$$

Это уравнение справедливо и тогда, когда температура первого теплоносителя постоянна вдоль поверхности теплообмена.

В задачах, предлагаемых для самостоятельного решения, необходимо:
на основе уравнения теплового баланса рассчитать тепловую нагрузку аппарата и расход одного из теплоносителей;
из уравнения теплопередачи найти площадь поверхности теплопередачи, требуемую для проведения конкретного теплового процесса.

Рассмотрим решение типовых задач.

2.2 Примеры

Пример 1

В трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника охлаждается 10 кг/с метанола с концентрацией 100% от 62 до 25 °С. Охлаждающая вода среднего качества движется противотоком в межтрубном пространстве и нагревается от 10 до 22° С. Средняя температура стенки трубы со стороны метанола 30°С. Коэффициент теплоотдачи к воде $1200 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$. Определить необходимую площадь поверхности теплопередачи теплообменного аппарата и расход охлаждающей воды, если число труб в аппарате 62 шт., а их диаметр 25×2 мм. Потерями теплоты в окружающую среду пренебречь.

Решение

Основой расчета является уравнение теплопередачи (2.1), в соответствии с которым, искомая площадь поверхности теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}$$

Примем индекс 1 для обозначения горячего теплоносителя (метанола), индекс 2 для обозначения холодного теплоносителя (воды).

Расчет рекомендуется начинать с изображения температурной схемы процесса теплообмена. Изменение температур теплоносителей вдоль поверхности теплообмена, с учетом противоточной схемы движения метанола и воды, соответствует рисунку 2.1.б.

Тогда:

$$\Delta t_1 = 62 - 22 = 42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 25 - 10 = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Далее, в соответствии с (2.14), вычисляется средняя разность температур метанола и воды:

$$\Delta t_{cp} = \frac{42 - 35}{\ln \frac{42}{35}} = 25.5 \text{ K } (^\circ\text{C})$$

Определим средние температуры теплоносителей. Так как температура воды изменяется на меньшее число градусов, чем температура метанола, то средняя температура воды определяется по формуле (2.15), а средняя температура метанола по формуле (2.16):

Таким образом, среднее значение температуры воды:

$$t_2 = 0.5 \cdot (22 + 10) = 16 \text{ } ^\circ\text{C},$$

а среднее значение температуры метанола

$$t_1 = 25.5 + 16 = 41.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Для определения тепловой нагрузки аппарата рассчитаем количество теплоты, отдаваемой метанолом воде, в соответствии с (2.2):

$$Q = G_1 \cdot c_1 (t_{1H} - t_{1K}) = 10 \cdot 2598 (62 - 25) = 961 \text{ кВт}$$

где G_1 - массовый расход метанола, кг/с;

c_1 - удельная теплоемкость метанола при температуре t_1 , Дж/кг·К;

t_{1H} , t_{1K} - начальная и конечная температуры метанола, $^\circ\text{C}$.

Удельная теплоемкость метанола определяется при его средней температуре $t_1 = 41.5 \text{ } ^\circ\text{C}$

по номограмме на рисунке А.5

$$c_1 = 0.62 \text{ ккал/кг}\cdot^{\circ}\text{C}$$

В системе СИ удельная теплоемкость будет равна:

$$c_1 = 0.62 \cdot 4190 = 2598 \text{ Дж/кг}\cdot\text{K}$$

Расход охлаждающей воды определяется из теплового баланса аппарата (2.3):

$$G_2 = \frac{Q}{c_2(t_{2к} - t_{2н})} = \frac{961 \cdot 10^3}{4190(22 - 10)} = 19.1 \text{ кг/с,}$$

где G_2 - массовый расход воды, кг/с;

$c_2 = 4190 \text{ Дж/кг}\cdot\text{K}$ – удельная теплоемкость воды при температуре t_2 , (рисунок А.5)

$t_{2н} = 10^{\circ}\text{C}$, $t_{2к} = 22^{\circ}\text{C}$ - начальная и конечная температуры воды.

Так как коэффициент теплоотдачи к воде задан по условию, для определения по соотношению (2.5) коэффициента теплопередачи K следует вычислить коэффициент теплоотдачи со стороны метанола.

При выборе критериального уравнения, по которому будет рассчитываться коэффициент теплоотдачи, необходимо учитывать следующие факторы:

агрегатное состояние теплоносителя изменяется или нет;

конвекция обусловлена свободным или вынужденным движением теплоносителя;

теплоноситель движется в прямых трубах (каналах) или в межтрубном пространстве теплообменника с поперечными перегородками;

режим течения теплоносителя.

В данной задаче рассматривается процесс охлаждения метанола, следовательно, теплоотдача протекает без изменения агрегатного состояния теплоносителя. В промышленных теплообменных аппаратах движение теплоносителя, как правило, вынужденное. Определим режим течения метанола в трубном пространстве, для этого вычислим критерий Рейнольдса.

Предварительно найдем плотность и динамический коэффициент вязкости метанола при средней температуре t_1 и рассчитаем скорость его движения в трубах теплообменника.

По таблице А.1 и рисунку А.2 определим соответственно плотность и динамический коэффициент вязкости метанола при температуре $t_1 = 41.5^{\circ}\text{C}$:

$$\rho = 772 \text{ кг/м}^3; \mu = 0.44 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

Скорость движения метанола в трубах:

$$\omega = \frac{G_1}{\rho \cdot S} = \frac{10}{772 \cdot 0.021} = 0.62 \frac{\text{м}}{\text{с}},$$

где S - площадь проходного сечения трубного пространства, м^2 .

$$S = \frac{\pi \cdot d^2 n}{4 \cdot z} = \frac{3.14 \cdot (0.021)^2 \cdot 62}{4 \cdot 1} = 0.021 \text{ м}^2,$$

где $d=0.021$ м, внутренний диаметр трубы;
 $n=62$ – число труб в теплообменнике;
 $z=1$ – число ходов.

Так как метанол движется по трубам, то определяющим геометрическим размером при расчете критериев подобия является эквивалентный диаметр (2.10).

Для трубного пространства: $d_э=d_{внутр.}=0.021$ м.

Критерий Рейнольдса (2.8) :

$$Re = \frac{\omega \cdot d_э \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.62 \cdot 0.021 \cdot 772}{0.44 \cdot 10^{-3}} = 22.8 \cdot 10^3$$

Таким образом, с учетом рассмотренных выше факторов, для определения коэффициента теплоотдачи метанола следует воспользоваться критериальным уравнением (2.9).

$$Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm.}} \right)^{0.25} = 0.021 \cdot 22800^{0.8} \cdot 5.4^{0.43} \cdot \left(\frac{5.4}{6} \right)^{0.25} = 129$$

где $Pr = 5.4$ и $Pr_{cm.} = 6$ - значения критериев Прандтля при $t_l = 41.5$ °C и $t_{cm.} = 30$ °C, соответственно (рисунок А.6)

Затем находится коэффициент теплоотдачи от метанола (2.6) :

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_э} = \frac{129 \cdot 0.209}{0.021} = 1284 \frac{Вт}{м^2 \cdot К},$$

где $\lambda = 0.209 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$ - теплопроводность метанола при $t_l = 41.5$ °C (рисунок А.4).

Определяется значение коэффициента теплопередачи от метанола к воде (2.5):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{загр.1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{загр.2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{1284} + \frac{1}{5800} + \frac{0.002}{46.5} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{1200} \right)} = 449 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи метанола, Вт/м²·К;

α_2 – коэффициент теплоотдачи к воде, Вт/м²·К;

$r_{загр.1} = \frac{1}{5800} \text{ м}^2 \cdot К / Вт$ - термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны метанола (таблица А.8);

$r_{загр.2} = \frac{1}{2500} \text{ м}^2 \cdot \text{К} / \text{Вт}$ - термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны воды (таблица А.8) ;

$\delta = 0.002 \text{ м}$ - толщина стенки трубы;

$\lambda = 46.5 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$ - коэффициент теплопроводности стали (таблица А.6).

Необходимая величина площади поверхности теплопередачи (2.1) :

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{961 \cdot 10^3}{449 \cdot 25.5} = 84 \text{ м}^2$$

Пример 2

Воздух нагревается в трубах одноходового кожухотрубчатого теплообменника под атмосферным давлением от 20 до 120 °С насыщенным водяным паром, который конденсируется в межтрубном пространстве. Расход воздуха 6000 $\frac{\text{м}^3}{\text{час}}$ (при нормальных условиях). Избыточное давление пара 6 ат, влажность 3%. Коэффициент теплоотдачи пара $9500 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$. Определить необходимую площадь поверхности теплопередачи кожухотрубчатого теплообменника и расход пара, если число труб в аппарате 257 шт., а их диаметр 25×2 мм. Потерями теплоты в окружающую среду пренебречь.

Решение

Расчет основывается на уравнении теплопередачи (2.1), в соответствии с которым, искомая площадь поверхности теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}$$

Примем индекс 1 для обозначения горячего теплоносителя (пара), индекс 2 для обозначения холодного теплоносителя (воздуха).

Найдем абсолютное давление греющего пара:

$$P_1 = P_{атм.} + P_{изб.} = 1 + 6 = 7 \text{ ат}$$

По таблице А.12 при давлении 7 ат температура конденсации насыщенного водяного пара: $t_1 = 164.2 \text{ }^\circ\text{С}$.

Изменение температур теплоносителей вдоль поверхности теплообмена соответствует рисунку 2.1.в. Тогда:

$$\Delta t_1 = 164.2 - 20 = 144.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 164.2 - 120 = 44.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Вычислим среднюю разность температур в соответствии с (2.14):

$$\Delta t_{cp.} = \frac{144.2 - 44.2}{\ln \frac{144.2}{44.2}} = 84,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Так как, пар конденсируется при постоянной температуре t_1 , то средняя температура t_2 нагреваемого воздуха в соответствии с (2.16) равна:

$$t_2 = t_1 - \Delta t_{cp.} = 164.2 - 84.6 = 79,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Для определения тепловой нагрузки аппарата Q , Вт, рассчитаем количество теплоты, получаемой воздухом (2.3):

$$Q = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}),$$

где G_2 - массовый расход воздуха, кг/с;

c_2 - удельная теплоемкость воздуха при температуре t_2 , Дж/кг·К;

$t_{2н}$, $t_{2к}$ - начальная и конечная температуры воздуха, $^\circ\text{C}$.

Рассчитаем массовый расход воздуха :

$$G_2 = V_0 \cdot \rho_0 = \frac{6000 \cdot 1.29}{3600} = 2.15 \text{ кг / с ,}$$

где V_0 - объемный расход воздуха при нормальных условиях, кг/с ;

ρ_0 - плотность воздуха при нормальных условиях, кг/м³ (таблица А.2)

Молярная теплоемкость воздуха определяется при его средней температуре $t_2 = 79.6 \text{ } ^\circ\text{C}$ по таблице А.5: $c_2 = 29.24$ кДж/кмоль·К.

Найдем массовую теплоемкость с учетом того, что молярная масса воздуха равна 29 кг/кмоль :

$$c_2 = \frac{29.24}{29} = 1008 \text{ Дж / кг } \cdot \text{ К}$$

Тогда :

$$Q = 2.15 \cdot 1008(120 - 20) = 217 \text{ кВт}$$

Расход пара вычислим из уравнения теплового баланса (2.4) :

$$G_1 = \frac{Q}{r\chi} = \frac{217 \cdot 10^3}{2075 \cdot 10^3 \cdot 0.97} = 0.108 \text{ кг/с},$$

где $r = 2075 \text{ кДж/кг}$, удельная теплота конденсации пара при абсолютном давлении 7 ат (таблица А.12);

$\chi = 1 - 0.03 = 0.97$ – степень сухости пара.

Так как коэффициент теплоотдачи пара задан по условию, то для определения по соотношению (2.5) коэффициента теплопередачи K следует вычислить коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха. Для выбора критериального уравнения определим критерий Рейнольдса. Предварительно найдем плотность и динамический коэффициент вязкости воздуха при средней температуре t_2 и рассчитаем скорость его движения в трубах теплообменника. В соответствии с уравнением Клапейрона плотность газа ρ при температуре T (К) и абсолютном давлении P :

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{T_0 \cdot P}{P_0 \cdot T} = 1.29 \cdot \frac{273 \cdot 1}{1 \cdot 352.6} = 1 \text{ кг/м}^3,$$

где $T_0 = 273 \text{ К}$, $P_0 = 1 \text{ ат}$ – температура и давление газа, соответствующие нормальным условиям;

$P = P_2 = 1 \text{ ат}$ – абсолютное давление воздуха в трубах;

$T = 273 + t_2 = 273 + 79.6 = 352.6 \text{ К}$ – средняя температура воздуха.

Динамический коэффициент вязкости воздуха μ при температуре $79.6 \text{ }^\circ\text{C}$ равен $0.021 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ (рисунок А.3).

Вычислим скорость движения воздуха в трубах теплообменника:

$$\omega = \frac{G_2}{\rho \cdot S},$$

где ω – скорость воздуха, м/с;

ρ – плотность воздуха в трубах при рабочих условиях, кг/м^3 ;

S – площадь поперечного сечения трубного пространства, м^2

Площадь проходного сечения трубного пространства S :

$$S = 0.785 \cdot d_{\text{внутр.}}^2 \cdot n = 0.785 \cdot 0.021^2 \cdot 257 = 0.089 \text{ м}^2,$$

где $d_{\text{внутр.}}$ – внутренний диаметр труб в теплообменном аппарате, м;
 n – число труб.

Тогда:

$$\omega = \frac{2.15}{1 \cdot 0.089} = 24.2 \text{ м/с}$$

Так как воздух движется по трубам, то определяющим геометрическим размером при расчете критериев подобия является эквивалентный диаметр $d_э$ (2.10).
Для трубного пространства: $d_э = d_{внутр.} = 0.021$ м. Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega \cdot d_э \cdot \rho}{\mu} = \frac{24.2 \cdot 0.021 \cdot 1}{0.021 \cdot 10^{-3}} = 24.2 \cdot 10^3$$

В данной задаче рассматривается процесс нагрева воздуха, следовательно, теплоотдача протекает без изменения агрегатного состояния теплоносителя. В промышленных теплообменных аппаратах движение теплоносителя, как правило, вынужденное. С учетом того, что режим течения воздуха в трубном пространстве турбулентный ($Re > 10000$), для определения коэффициента теплоотдачи используем критериальное уравнение (2.11).

$$Nu = 0.018 \cdot Re^{0.8} = 0.018 \cdot (24200)^{0.8} = 57.8$$

Тогда коэффициент теплоотдачи для воздуха α_2 в соответствии с (2.6) равен:

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_э} = \frac{57.8 \cdot 0.03}{0.021} = 82.6 \frac{Вт}{м^2 \cdot К},$$

где $\lambda = 0.03$ Вт/м·К – коэффициент теплопроводности воздуха при $t_2 = 79.6$ °С (таблица А.7)

Определим значение коэффициента теплопередачи (2.5) от пара к воздуху:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{загр.1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{загр.2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{9500} + \frac{1}{5800} + \frac{0.002}{46.5} + \frac{1}{2800} + \frac{1}{82.6}\right)} = 78.2 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи для пара, Вт/м²·К;

α_2 – коэффициент теплоотдачи для воздуха, Вт/м²·К;

$r_{загр.1} = \frac{1}{5800} м^2 \cdot К / Вт$ – термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны пара (таблица А.8);

$r_{загр.2} = \frac{1}{2800} м^2 \cdot К / Вт$ – термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны воздуха (таблица А.8);

$\delta = 0.002$ м – толщина стенки трубы;

$\lambda = 46.5$ Вт/м·К – коэффициент теплопроводности стали (таблица А.6).

Необходимая площадь поверхности теплопередачи (2.1):

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{217 \cdot 10^3}{78.2 \cdot 84.6} = 32.8 м^2$$

2.3 Контрольные задачи

Задача 1

В трубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника охлаждается жидкость от температуры $t_{1н}$ до $t_{1к}$. Расход жидкости G_1 . В межтрубное пространство противотоком поступает вода среднего качества, которая нагревается от $t_{2н}$ до $t_{2к}$. Коэффициент теплоотдачи к воде равен α_2 . Средняя температура стенки труб со стороны жидкости $t_{ст}$.

Определить необходимую площадь поверхности теплопередачи теплообменного аппарата и расход охлаждающей воды, если число труб в аппарате n , а их диаметр d . Потерями теплоты в окружающую среду пренебречь. Исходные данные к заданию приведены в таблице 2.2.

Таблица 2.2

№ вар.	Жидкость	$t_{1н}$, °C	$t_{1к}$, °C	G_1 , кг/с	$t_{2н}$, °C	$t_{2к}$, °C	α_2 , Вт/м ² ·К	$t_{ст}$, °C	n	d , мм
1	Этанол, 100%	75	30	3	8	25	1000	40	13	25x2
2	Этанол, 100%	69	33	8	10	30	1200	40	37	25x2
3	Этанол, 100%	70	35	10	10	38	1100	45	62	25x2
4	Этанол, 100%	74	32	12	11	42	1400	40	50	25x2
5	Этанол, 100%	77	40	5	12	40	1150	50	28	25x2
6	Бензол	78	30	3	10	40	1400	45	19	20x2
7	Бензол	77	33	5	8	42	1200	40	45	20x2
8	Бензол	75	30	6	10	35	1000	40	61	20x2
9	Бензол	70	30	8	5	40	1200	35	83	20x2
10	Бензол	79	28	10	7	35	1500	35	100	20x2
11	Бутанол	110	40	4	10	35	1000	55	13	25x2
12	Бутанол	115	40	6	15	40	1300	60	28	25x2
13	Бутанол	100	38	8	10	40	1200	55	37	25x2
14	Бутанол	105	35	10	5	36	1150	50	50	25x2

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

Продолжение таблицы 2.2

№ вар.	Жидкость	$t_{1н},$ °C	$t_{1к},$ °C	$G_1,$ кг/с	$t_{2н},$ °C	$t_{2к},$ °C	$\alpha_2,$ Вт/м ² ·К	$t_{ст},$ °C	n	d, мм
15	Бутанол	116	33	13	7	40	1450	55	62	25x2
16	Четыреххлористый углерод	75	28	2	7	35	1000	35	19	20x2
17	Четыреххлористый углерод	70	30	8	10	35	900	35	45	20x2
18	Четыреххлористый углерод	74	32	10	12	36	1100	40	61	20x2
19	Четыреххлористый углерод	72	33	12	5	40	1150	40	83	20x2
20	Четыреххлористый углерод	76	30	15	5	35	1400	40	100	20x2
21	Толуол	105	35	2	5	25	1000	50	13	25x2
22	Толуол	100	40	4	10	30	900	55	37	25x2
23	Толуол	109	35	8	12	40	1100	50	62	25x2
24	Толуол	108	38	7	8	38	1000	60	50	25x2
25	Толуол	102	33	3.5	11	40	1200	55	28	25x2
26	Уксусная кислота, 100%	115	30	3	7	35	1000	50	19	20x2
27	Уксусная кислота, 100%	110	35	6.5	10	30	1100	55	45	20x2
28	Уксусная кислота, 100%	105	34	9	5	32	1200	60	61	20x2
29	Уксусная кислота, 100%	100	40	11	10	35	1300	60	83	20x2
30	Уксусная кислота, 100%	95	45	15	6	40	1100	65	100	20x2

Задача 2

Воздух нагревается в трубах одноходового кожухотрубчатого теплообменника под атмосферным давлением от t_n до t_n насыщенным водяным паром, который конденсируется в межтрубном пространстве. Расход воздуха V_0 (при нормальных условиях). Избыточное давление пара P , влажность ϕ . Коэффициент теплоотдачи пара α . Определить необходимую площадь поверхности теплопередачи теплообменного аппарата и расход пара, если число труб в аппарате n , а их диаметр d . Потерями теплоты в окружающую среду пренебречь. Исходные данные к заданию приведены в таблице 2.3.

Таблица 2.3

№	V_0 м ³ /ч	t_H , °C	t_K , °C	P, ат	φ, %	α, Вт/м ²	n	d мм
1	2000	20	100	1	5	9000	111	25x2
2	5000	22	105	2	4	9500	257	25x2
3	7000	25	110	3	3	10000	465	25x2
4	11000	20	120	4	2	10500	747	25x2
5	15000	25	130	5	1	11000	1083	25x2
6	500	15	100	1	5	9000	28	25x2
7	1000	20	110	2	4	9500	50	25x2
8	3000	25	115	3	3	10000	120	25x2
9	5000	15	125	4	2	10500	221	25x2
10	8000	10	135	5	1	11000	359	25x2
11	250	11	90	1	0	9000	19	20x2
12	700	15	110	2	1	9500	61	20x2
13	1400	20	115	3	3	10000	100	20x2
14	2500	25	120	4	5	10500	181	20x2
15	6000	15	130	5	0	11000	389	20x2
16	600	10	100	1	0	9000	45	20x2
17	900	15	115	2	1	9500	83	20x2
18	2500	10	110	3	3	10000	185	20x2
19	5000	15	125	4	5	10500	345	20x2
20	7000	20	135	5	0	11000	569	20x2
21	250	15	80	0.5	5	9000	13	25x2
22	600	20	100	1.5	4	9500	37	25x2

Продолжение таблицы 2.3

№	V_0 м ³ /ч	t_n , °C	t_k , °C	P, ат	φ , %	α , Вт/м ²	n	d мм
23	1500	15	110	2.5	3	10000	62	25x2
24	2000	20	120	3.5	2	10500	111	25x2
25	5000	25	130	4.5	1	11000	257	25x2
26	300	10	90	0.5	0	10000	19	20x2
27	800	15	110	1.5	1	9000	61	20x2
28	1500	15	120	2.5	2	9500	100	20x2
29	2500	20	125	3.5	3	11000	181	20x2
30	6000	25	130	4.5	0	10000	389	20x2

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

3 ВЫПАРИВАНИЕ

3.1 Основные зависимости и расчетные формулы

Уравнения материального баланса выпарного аппарата по потокам:

$$G_n = G_k + W, \quad (3.1)$$

где G_n, G_k, W - массовые расходы разбавленного, концентрированного растворов и вторичного пара, кг/с.

Уравнение материального баланса выпарного аппарата по содержанию упариваемого вещества:

$$G_n x_n = G_k x_k, \quad (3.2)$$

где x_n, x_k - концентрации разбавленного и концентрированного растворов, кг/кг (масса растворенного вещества в единице массы раствора).

Из уравнений (3.1) и (3.2) следует уравнение для расчета расхода вторичного пара:

$$W = G_n \left(1 - \frac{x_n}{x_k}\right). \quad (3.3)$$

Уравнение теплового баланса выпарного аппарата:

$$Q = G_n c_n (t_k - t_n) + W r_{\text{см}} + Q_n, \quad (3.4)$$

где Q - расход теплоты на выпаривание, Вт;

c_n - удельная теплоемкость начального (разбавленного) раствора, Дж/(кг·К);

t_n, t_k - температура раствора на входе в аппарат и на выходе из аппарата, соответственно, °С (рисунок 3.1);

$r_{\text{см}}$ - удельная теплота конденсации вторичного пара, определяемая по давлению в сепараторе выпарного аппарата P_1 , Дж/кг;

Q_n - потерь теплоты в окружающую среду, Вт.

Теплоемкость разбавленных водных растворов ($x < 0.20$) рассчитывается по уравнению:

$$c = 4190(1 - x), \quad (3.5)$$

где x - концентрация раствора, (масс.).

Уравнение теплового баланса позволяет рассчитать количество теплоты необходимое для проведения процесса выпаривания. Это количество теплоты передается от греющего пара к кипящему раствору и складывается из теплоты затрачиваемой на нагревание раствора до температуры кипения $Q_n = G_n c_n (t_k - t_n)$, теплоты на испарение растворителя $Q_u = W r_{\text{см}}$ и теплоты, затрачиваемой на компенсацию тепловых потерь Q_n .

Полезная тепловая нагрузка выпарного аппарата:

$$Q_{пол} = Q_n + Q_u, \quad (3.6)$$

Расход греющего пара рассчитывают по уравнению:

$$Q = G_{г.п.} r_{г.п.} x, \quad (3.7)$$

где $G_{г.п.}$ - массовый расход греющего пара, кг/с;

$r_{г.п.}$ - удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг;

x - степень сухости греющего пара; обычно принимаемая в пределах от 1 до 0.95.

Иногда задается влажность пара φ . В этом случае $x = 1 - \varphi$.

Теплота конденсации определяется из таблиц «Свойства насыщенного водяного пара» по давлению пара (таблица А.12).

Уравнение теплопередачи:

$$Q = KF\Delta t_{пол}, \quad (3.8)$$

где Q – полезная тепловая нагрузка выпарного аппарата, Вт;

K – коэффициент теплопередачи (см. «Основы теплопередачи»), Вт/(м² К);

F – поверхность теплопередачи (цилиндрическая поверхность кипятильных труб греющей камеры выпарного аппарата, м²);

$\Delta t_{пол}$ - полезная разность температур, К.

Полезная разность температур:

$$\Delta t_{пол} = t_{г.п.} - t_{кип}, \quad (3.9)$$

где $t_{г.п.}$ - температура конденсации греющего пара, °С. Определяется из таблиц по давлению пара;

$t_{кип}$ - средняя температура кипения раствора в трубах греющей камеры выпарного аппарата, °С.

Соотношения между температурами в различных точках выпарного аппарата (рисунок 3.1):

$$t_1 = t_0 + \Delta t_{г.с.}, \quad (3.10)$$

где t_1 – температура вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата. Определяется по давлению пара в сепараторе выпарного аппарата P_1 ;

t_0 – температура вторичного пара в барометрическом конденсаторе. Определяется по давлению пара в барометрическом конденсаторе P_0 ;

$\Delta t_{г.с.}$ – депрессия гидравлических сопротивлений, определяющая изменение температуры вторичного пара на участке сепаратор-барометрический конденсатор, обусловленное гидравлическим сопротивлением паропровода вторичного пара.

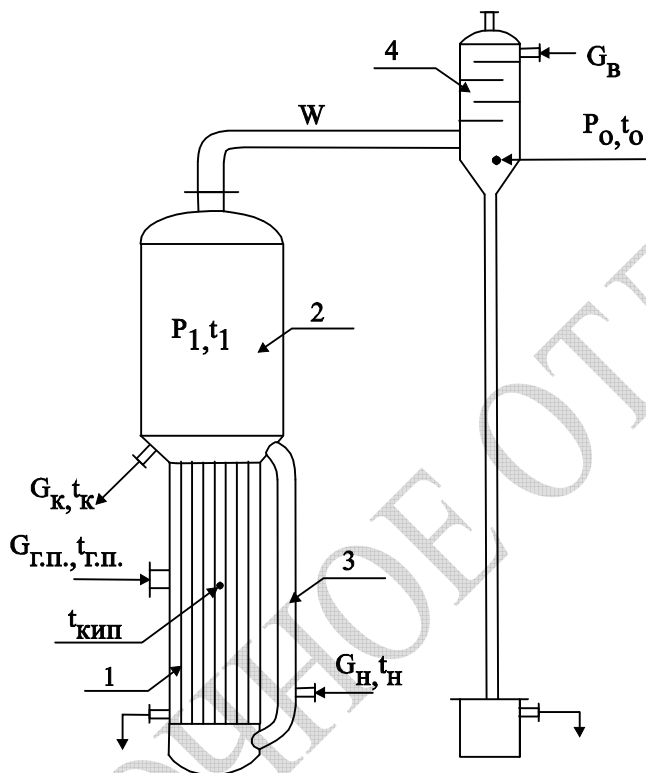
$$t_k = t_1 + \Delta t_{\text{депр}}, \quad (3.11)$$

где t_k - температура кипения раствора в сепараторе выпарного аппарата, при которой упаренный раствор выводится из аппарата;

$\Delta t_{\text{депр}}$ – температурная депрессия, определяющая повышение температуры кипения раствора по сравнению с чистым растворителем при том же давлении.

$$t_{\text{кип}} = t_k + \Delta t_{\text{г.эф}}, \quad (3.12)$$

где $\Delta t_{\text{г.эф}}$ - гидростатическая депрессия, определяющая повышение температуры кипения раствора вследствие гидростатического давления столба раствора в трубах греющей камеры выпарного аппарата.



1 - греющая камера; 2 – сепаратор; 3- циркуляционная труба; 4 – барометрический конденсатор.

Рисунок 3.1 – Схема выпарного аппарата с барометрическим конденсатором

Удельный расход греющего пара:

$$d = G_{\text{г.н}} / W. \quad (3.13)$$

Удельный расход греющего пара представляет собой количество затрачиваемого греющего пара на удаление из раствора одного килограмма растворителя, кг г.п./кг удал.р-ля.

3.2 Пример

В вакуум-выпарной аппарат поступает 2.5 кг/с водного раствора. Раствор упаривается от 5% до 35% (масс.). Абсолютное давление в барометрическом конденсаторе $P_0 = 0.5$ ат. Начальная температура раствора 15 °С. Температурная депрессия $\Delta t_{\text{депр}} = 3\text{K}$, гидростатическая $\Delta t_{\text{г.эф}} = 4\text{K}$, гидравлическая $\Delta t_{\text{г.с}} = 1.5\text{K}$. Коэффициент теплопередачи в греющей камере выпарного аппарата 950 Вт/(м²К). Избыточное давление греющего пара $P_{\text{г.изб}} = 2.2$ ат, влажность пара $\varphi = 2\%$. Потери теплоты составляют 2% от суммарной теплоты на подогрев раствора и выпаривание растворителя. Определить требуемую поверхность теплообмена греющей камеры выпарного аппарата и расход греющего пара.

Решение

Количество выпариваемого растворителя рассчитывается по уравнению (3.3):

$$W = 2.5 (1 - 5/35) = 2.14 \text{ кг/с.}$$

Расчет температур в различных точках выпарного аппарата:

Температура конденсации вторичного пара в барометрическом конденсаторе t_0 (рисунок 3.1) определяется при $P_0 = 0.5$ ат. по таблице А.12.

$$t_0 = 80.9 \text{ °С.}$$

Температура насыщенного вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата составляет (уравнение 3.10):

$$t_1 = 80.9 + 1.5 = 82.4 \text{ °С}$$

Давление вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата определяется по температуре вторичного пара (таблица А.11):

$$P_1 = 0.533 \text{ ат.}$$

Температура кипения раствора в сепараторе выпарного аппарата (уравнение 3.11):

$$t_k = 82.4 + 3.0 = 85.4 \text{ °С}$$

Средняя температура кипения раствора в трубах греющей камеры выпарного аппарата (уравнение 3.12):

$$t_{\text{кин}} = 85.4 + 4.0 = 89.4 \text{ °С}$$

Теплоемкость разбавленного раствора (уравнение 3.5):

$$c_n = 4190(1 - 0.05) = 3981 \text{ Дж/(кг·К)}$$

Теплота парообразования вторичного пара при давлении в сепараторе $P_0 = 0.535$ ат. (таблица А.12):

$$r_{\text{см}} = 2303 \text{ кДж/кг}$$

Полезная тепловая нагрузка выпарного аппарата (уравнение 3.6):

$$Q_{\text{пол}} = G_n c_n (t_k - t_n) + W r_{\text{см}} = 2.5 \cdot 3.981 (85.4 - 15) + 2.14 \cdot 2303 = 5629 \text{ кВт}$$

Полная тепловая нагрузка выпарного аппарата:

$$Q = Q_{\text{пол}} + Q_n$$

Потери теплоты составляют 2% от полезной тепловой нагрузки, поэтому можно записать

$$Q = 1.02 Q_{\text{пол}}$$
$$Q = 1.02 \cdot 5629 = 5742 \text{ кВт}$$

Свойства греющего пара

Абсолютное давление греющего пара $P_{\text{г.п.}} = 1 + P_{\text{г.п. изб}}$.

$$P_{\text{г.п.}} = 1 + 2.2 = 3.2 \text{ ат.}$$

Свойства греющего пара определяются по его давлению (таблица А.12):

- температура конденсации $t_{\text{г.п.}} = 134.9 \text{ }^\circ\text{C}$;

- теплота конденсации $r_{\text{г.п.}} = 2165 \text{ кДж/кг}$.

Полезная разность температур (движущая сила выпаривания) (уравнение 3.9):

$$\Delta t_{\text{пол}} = 134.9 - 89.4 = 45.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Поверхность теплопередачи греющей камеры выпарного аппарата (уравнение 3.8):

$$F = 5629 \cdot 10^3 / (950 \cdot 45.5) = 130 \text{ м}^2$$

Расход греющего пара (уравнение 3.7):

$$G_{\text{г.п.}} = 5742 \cdot 10^3 / (2165 \cdot 10^3 \cdot 0.98) = 2.71 \text{ кг/с}$$

где $0.98 = 1 - \phi = 1 - 0.02$ – степень сухости греющего пара.

Удельный расход греющего пара (уравнение 3.13):

$$d = G_{\text{г.п.}} / W = 2.71 / 2.14 = 1.26 \text{ кг г.п./кг. удал. р-ля.}$$

3.3 Контрольные задачи

Задача 1

В выпарном аппарате упаривается G_H водного раствора от концентрации x_H до концентрации x_K . Раствор поступает при температуре t_H . Температурная депрессия $\Delta t_{депр}$, депрессия гидростатического эффекта $\Delta t_{г.эф}$, депрессия гидравлических сопротивлений $\Delta t_{г.с.}$. Давление в барометрическом конденсаторе P_0 . Коэффициент теплопередачи в греющей камере выпарного аппарата K . Потери теплоты в окружающую среду ϵ от полезно используемого количества теплоты $Q_{пол}$. Избыточное давление греющего пара $P_{г.п. изб}$. Влажность греющего пара ϕ .
 Определить расход греющего пара, удельный расход греющего пара, поверхность теплопередачи греющей камеры выпарного аппарата.

Таблица 3.1 - Исходные данные к задаче 1

Вариант №	G_H , т/ч	P_0 , ат	x_H , % (масс.)	x_K , % (масс.)	$\Delta t_{г.с.}$, К	$\Delta t_{г.эф}$, К	$\Delta t_{депр}$, К	$P_{г.п. изб}$, ат	K , Вт/(м ² К)	t_H , °С	ϵ , %	ϕ , %
1	5.0	0.60	6	14	0,5	4	5	2	900	20	3	2
2	4.5	0.70	5	11	0,7	3	4	1.5	1000	15	4	3
3	4.0	0.70	4	12	0,9	2	3	1.5	1100	15	4.5	4
4	4.0	0.75	3	12	1,0	2	3	1.2	1200	12	5	5
5	3.8	0.80	2	10	1,2	2	2	1.0	1200	12	5	6
6	6.0	0.70	4	8	1,5	3	4	1.8	800	25	2	2
7	6.0	0.70	4	9	0,7	4	6	1.6	900	20	3	3
8	5.5	0.75	6	10	0,9	4	7	1.4	1000	18	3	4
9	5.5	0.75	6	12	1,0	5	7	1.2	1100	18	4	5
10	5.0	0.80	7	14	1,2	6	8	1.2	1100	16	4	6
11	5.5	0.60	3	7	1,5	2	6	1.5	1200	14	5	2
12	6.0	0.65	4	8	1,3	3	6	1.2	1300	16	5	3
13	6.0	0.70	5	9	1,6	4	7	1.2	1400	18	4	4
14	6.5	0.75	6	10	1,0	5	8	1.1	1500	20	3	5
15	7.0	0.75	7	12	1,2	6	9	1.0	1500	20	3	6
16	6.5	0.50	12	20	0,5	5	6	1.5	900	20	5	2
17	6.0	0.55	10	20	0,7	5	6	1.4	1000	18	4	3
18	5.5	0.55	8	16	0,9	4	5	1.4	1100	18	3	4
19	5.5	0.60	8	14	1,0	4	5	1.2	1200	16	2.5	5
20	5.0	0.60	6	12	1,2	3	4	1.2	1300	15	2	6

Продолжение таблицы 3.1

Вариант №	G_H , т/ч	P_0 , ат	x_H , %	x_K , %	$\Delta t_{г.с.}$, К	$\Delta t_{г.эф}$, К	$\Delta t_{депр}$, К	$P_{г.п. изб}$, ат	K , Вт/(м ² К)	t_H , °С	ε , %	φ , %
21	7.5	0.60	8	18	1,5	2	6	1.4	950	17	4.0	1
22	7.5	0.55	10	18	1,3	2	6	1.2	1080	19	3.5	3
23	8.0	0.50	10	20	1,6	3	7	1.2	1150	21	3.0	4
24	8.0	0.50	11	21	1,0	3	8	1.0	1240	21	2.5	5
25	8.5	0.50	12	25	1,2	4	8	1.0	1300	22		2
26	6.0	0.40	2	4	4	3	2	1.5	1150	10	2.5	2
27	5.5	0.45	3	5	5	3	2	1.5	1200	15	2.5	3
28	5.5	0.50	4	7	5	4	3	2.0	1200	20	3.0	4
29	5.0	0.50	5	3	5	4	3	2.0	1300	25	3.0	5
30	4.5	0.60	6	11	5	5	4	2.5	1400	30	3.5	6

Задача 2

В выпарном аппарате упаривается водный раствор от концентрации x_H до концентрации x_K . Раствор поступает в выпарной аппарат при температуре кипения. Температурная депрессия $\Delta t_{депр}$, депрессия гидростатического эффекта $\Delta t_{г.эф}$, депрессия гидравлических сопротивлений $\Delta t_{г.с.}$. Давление в барометрическом конденсаторе P_0 . Коэффициент теплопередачи в греющей камере выпарного аппарата K . Потери теплоты в окружающую среду ε от полезно используемого количества теплоты $Q_{пол}$. Расход греющего пара $G_{г.п.}$. Избыточное давление греющего пара $P_{г.п. изб}$. Влажность греющего пара φ .
 Определить удельный расход греющего пара, расход исходного раствора, расход упаренного раствора, поверхность теплопередачи греющей камеры выпарного аппарата.

Таблица 3.2 - Исходные данные к задаче 2

Вариант №	P_0 , ат	x_H , %	x_K , %	$\Delta t_{г.с.}$, К	$\Delta t_{г.эф}$, К	$\Delta t_{депр}$, К	$G_{г.п.}$, кг/с	$P_{г.п. изб}$, ат	K , Вт/(м ² К)	ε , %	φ , %
1	0.60	6	14	0,5	4	5	2.5	2.0	900	3	2
2	0.70	5	11	0,7	3	4	1.5	1.5	1000	4	3
3	0.70	4	12	0,9	2	3	1,8	1.5	1100	4.5	4
4	0.75	3	12	1,0	2	3	1.3	1.2	1200	5	5
5	0.80	2	10	1,2	2	2	2.1	1.0	1200	5	6

Продолжение таблицы 3.2

Вариант №	P_0 , ат	x_H , %	x_K , %	$\Delta t_{z.c.}$, К	$\Delta t_{z.эф}$, К	$\Delta t_{депр}$, К	$G_{z.n.}$, кг/с	$P_{z.n. изб.}$, ат	K_z , Вт/(м ² К)	ε , %	φ , %
6	0.70	4	8	1,5	3	4	3.5	1.8	800	2	2
7	0.70	4	9	0,7	4	6	4.0	1.6	900	3	3
8	0.75	6	10	0,9	4	7	5.0	1.4	1000	3	4
9	0.75	6	12	1,0	5	7	5.5	1.2	1100	4	5
10	0.80	7	14	1,2	6	8	4.5	1.2	1100	4	6
11	0.60	3	7	1,5	2	6	1.5	1.5	1200	5	2
12	0.65	4	8	1,3	3	6	2.3	1.2	1300	5	3
13	0.70	5	9	1,6	4	7	3.2	1.2	1400	4	4
14	0.75	6	10	1,0	5	8	3.8	1.1	1500	3	5
15	0.75	7	12	1,2	6	9	4.7	1.0	1500	3	6
16	0.50	12	20	0,5	5	6	0.8	1.5	900	5	2
17	0.55	10	20	0,7	5	6	1.6	1.4	1000	4	3
18	0.55	8	16	0,9	4	5	2.8	1.4	1100	3	4
19	0.60	8	14	1,0	4	5	3.6	1.2	1200	2.5	5
20	0.60	6	12	1,2	3	4	4.8	1.2	1300	2	6
21	0.60	8	18	1,5	2	6	5.3	1.4	950	17	4.0
22	0.55	10	18	1,3	2	6	4.6	1.2	1080	19	3.5
23	0.50	10	20	1,6	3	7	4.1	1.2	1150	21	3.0
24	0.50	11	21	1,0	3	8	3.6	1.0	1240	21	2.5
25	0.50	12	25	1,2	4	8	2.9	1.0	1300	22	
26	0.40	2	4	4	3	2	2.7	1.5	1150	10	2.5
27	0.45	3	5	5	3	2	3.8	1.5	1200	15	2.5
28	0.50	4	7	5	4	3	4.9	2.0	1200	20	3.0
29	0.50	5	3	5	4	3	5.6	2.0	1300	25	3.0
30	0.60	6	11	5	5	4	6.0	2.5	1400	30	3.5

4 АБСОРБЦИЯ

4.1 Основные зависимости и расчетные формулы

Абсорбцией называется избирательное поглощение какого-либо газа или пара из парогазовой смеси с помощью растворения этого газа в растворителе. При этом жидкий растворитель (поглотитель) по возможности не должен растворять в себе остальные компоненты газовой смеси.

Целевой (растворяемый) компонент переходит из газового потока – носителя к жидкому поглотителю через поверхность контакта газовой и жидкой фаз. В насадочных аппаратах такая поверхность контакта фаз создается с помощью твердой инертной насадки, практически полностью заполняющей колонный аппарат (рисунок 4.1) на всю его высоту. Жидкий поглотитель распыляется на верхнюю границу насадки (например, керамических колец Рашига - коротеньких керамических трубочек, беспорядочно засыпанных в колонный аппарат). Жидкость смачивает кольца и стекает вниз под действием силы тяжести в форме плёнки, обволакивающей каждое колечко снаружи и изнутри. Газовый поток, содержащий целевой компонент (ЦК), подается

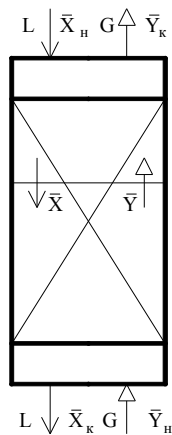


Рисунок 4.1 - Схема насадочного абсорбера

под слой насадки и проходит в зазорах между кольцами и внутри колец, контактируя с наружной поверхностью жидкой пленки. Таким образом, приблизительное значение поверхности контакта жидкой и газовой фаз, через которую ЦК переходит из газового потока к жидкому поглотителю, равно суммарной поверхности всех колец насадки – величине, известной в зависимости от стандартизированного размера насадки.

Переход ЦК из газа в жидкость будет проходить только в том случае, если значение концентрации ЦК в газовом потоке превышает численное значение той концентрации ЦК, которая имела бы место при равновесии между содержанием ЦК в жидкости и в газе. Напомним, что равновесные содержания различных компонентов в жидкости и в контактирующем с ней газе изучаются в физической химии и данные о равновесных зависимостях ($Y^*(X)$) любых комбинаций трех компонентов (газ + ЦК + жидкость) берутся из физико-химических справочников. Таким образом, разность действительной (рабочей Y) и равновесной ($Y^*(X)$) концентрациями ЦК и заставляет переходить ЦК из газовой фазы в жидкую. Эту разность принято называть движущей силой процесса массопереноса:

$$\Delta Y = Y - Y^*(X), \quad (4.1)$$

Естественно, чем больше значение движущей силы процесса (ΔY), то есть чем значительней действительная (Y) концентрация ЦК в газе отличается от её равновесного содержания ($Y^*(X)$), тем быстрее целевой компонент переходит из газовой фазы в жидкую (система быстрее стремится к установлению концентрационного равновесия).

Величины действительных (рабочих) концентраций ЦК в газовой (Y) и в жидкой (X) фазах связаны линейным соотношением материального баланса по целевому компоненту, согласно которому количество (M , $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$) отдаваемого газовым потоком ЦК равно количеству этого компонента, воспринимаемого жидкостью:

$$M = G(Y_n - Y_k) = L(X_n - X_k), \quad (4.2)$$

где G, L – расходы газа и жидкости, $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$;

Y_n, Y_k, X_n, X_k – концентрации ЦК в газе – носителе и в жидкости – поглотителе в верхнем и нижнем сечении колонны, $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль газа – носителя}}$, $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль жидкости – поглотителя}}$.

Такое же уравнение материального баланса по ЦК, записываемое для любого сечения колонного аппарата (см. рисунок 4.1.) называют рабочей линией процесса и связывает концентрации ЦК в газе и в жидкости в этом сечении аппарата:

$$Y = \frac{L}{G}(X - X_g) + Y_b, \quad (4.3)$$

Отметим, что численные значения расходов газа (G) и жидкости (L) и концентрации в газе (Y) и в жидкости (X) могут выражаться не только в мольных, но и в любых иных величинах, например в массовых $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$, $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль газа – носителя}}$, $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль жидкости – поглотителя}}$.

Изображение непрерывного процесса абсорбции в концентрационных координатах приведено на рисунке 4.2, где пунктирной линией показано положение рабочей линии при предельно минимальном значении расхода жидкости.

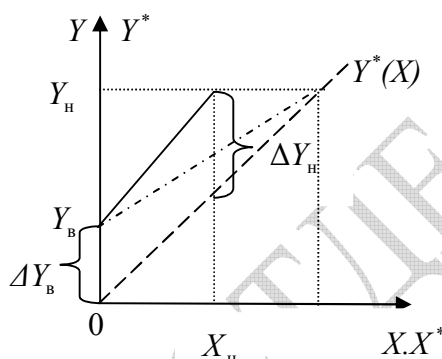


Рисунок - 4. 2

Рабочая, равновесная линии и движущая сила процесса абсорбции.

Значение такого теоретически минимального расхода жидкого поглотителя определяется из положения правой конечной точки рабочей линии на кривой равновесия.

$$L_{min} = G \frac{Y_H - Y_B}{X^*(Y_H) - X_B} = \frac{M}{X^*(Y_H) - X_B}, \quad (4.4)$$

Действительный расход жидкого поглотителя должен непременно превышать L_{min} , ибо достижение равновесного состояния теоретически возможно лишь при бесконечной поверхности контакта фаз (бесконечном времени контакта), что практически не возможно. Значение коэффициента избытка поглотителя φ в выражении $L = \varphi L_{min}$ в учебных задачах задается или определяется сложными технико-экономическими расчетами. Численное значение необходимой поверхности контакта газовой и жидкой фаз находится из уравнения массопередачи (аналог уравнения теплопередачи):

$$F = \frac{M}{K_y \Delta Y_{cp}}, \quad (4.5)$$

В котором M – количество передаваемого через поверхность F (м^2) целевого компонента $\frac{\text{кмоль}}{\text{с}}$;

$$K_y - \text{коэффициент массопередачи} \frac{\text{кмоль ЦК}}{\left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль газа – носителя}} \right)},$$

характеризующий скорость процесса передачи ЦК от газа-носителя к жидкому поглотителю;

ΔY_{cp} - движущая сила процесса массопередачи усредненная по всей поверхности массопередачи, $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль газа – носителя}}$.

В частном случае, когда равновесную зависимость $Y^*(X)$ можно приближенно принять в качестве линейной ($Y^*(X) = AX$), значение ΔY_{cp} может быть вычислено по логарифмическому соотношению:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_n - \Delta Y_g}{\ln \frac{\Delta Y_n}{\Delta Y_g}}, \quad (4.6)$$

где $\Delta Y_n = Y_n - Y^*(X_n) = Y_n - AX_n$ и $\Delta Y_g = Y_g - Y^*(X_g) = Y_g - AX_g$ - движущие силы процесса массопереноса в верхнем и нижнем сечении колонного аппарата. (Отметим, что движущие силы процесса массопередачи можно определить не только по концентрациям ЦК в газовой фазе (Y), но и по его концентрации в жидком поглотителе (X), но тогда и значение коэффициента массопередачи (K_x) должно быть известным (или рассчитываться в более сложных задачах) по движущей силе в форме разности концентраций ЦК в жидкой фазе: $\Delta X_n = X^*(Y_n) - X_n$ и $\Delta X_g = X^*(Y_g) - X_g$)

В реальных процессах не вся поверхность насадки полностью смачивается пленкой жидкого поглотителя. Тогда необходимая поверхность насадки $F_n = \frac{F}{\psi}$, где ψ - коэффициент смачиваемости насадки, принимаемый по опытным данным равным $\psi = 0.7-0.9$.

4.2 Примеры

Пример 1

Вычислить необходимую высоту насадочного абсорбера для поглощения паров метанола (целевой компонент, ЦК) из потока воздуха водой. Диаметр абсорбера $D = 1$ м, удельная поверхность используемой насадки $\sigma = 140 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Температура процесса $t = 15^\circ\text{C}$. Расход воздуха $V = 1500 \text{ м}^3/\text{ч}$ при нормальных условиях. Концентрации метанола в воздухе на входе и выходе из абсорбера составляют $Y_n = 0.06 \text{ кмоль метанола} / \text{кмоль воздуха}$ и $Y_e = 0.006 \text{ кмоль метанола} / \text{кмоль воздуха}$

Содержание метанола в подаваемой на слой насадки воде равно нулю. Насадка смачивается водой на 85% ($\psi = 0.85$). Коэффициент избытка воды над её теоретически минимальным расходом составляет $\varphi = 1.5$, то есть $L = 1.5 L_{\min}$. Коэффициент массопередачи паров метанола от воздуха к воде $K_y = 0.333 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль метанола} / \left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль метанола}}{\text{кмоль воздуха}} \right)$ Линейная равновесная

зависимость имеет вид $Y^*(X) = 1.20X$ в мольных долях метанола в воздухе и в воде.

Поскольку концентрации метанола в воздухе, равновесное соотношение и коэффициент массопередачи даны в мольных количествах, то удобно и расход газа пересчитать в мольные величины. Объём одного киломоля при $t^\circ\text{C}$

$$V_t = \frac{22.4(273+t)}{273} = \frac{22.4(273+15)}{273} = 23.6 \text{ м}^3 / \text{кмоль воздуха}$$

где $22.4 \text{ м}^3/\text{кмоль}$ – объём одного киломоля любого газа или пара при стандартных условиях ($P_0 = 10,33 \cdot 10^3 \text{ мм вод.ст.}$ и $t = 0^\circ\text{C}$).

$$\text{Расход воздуха } G = \frac{V}{V_t} = \frac{1500}{23.6} = 63.6 \text{ кмоль воздуха} / \text{ч}$$

Количество метанола, поглощенного водой:

$$M = G(Y_n - Y_e) = 63.6(0.06 - 0.006) = 3.43 \text{ кмоль метанола} / \text{ч}$$

Минимальный расход поглотителя (воды) определяется из условия концентрационного равновесия между содержанием во входящем газе и в выходящей из абсорбера во-

де. Такое равновесие означает положение правой верхней точки рабочей линии процесса при L_{\min} (штрих-пунктирная линия) на линии равновесной зависимости (рисунок 4.2).

Из материального баланса определяем минимальный расход воды.

$$L_{\min} = \frac{M}{X^*(Y_n) - X_e} = \frac{3.43}{0.06/1.2} = 68.6 \text{ кмоль воды/ч}$$

Реальный расход воды:

$$L = \varphi L_{\min} = 1.5 \cdot 68.6 = 103 \text{ кмоль воды/ч}$$

Из материального баланса по метанолу определяется реальная концентрация метанола в потоке воды $X_n = \frac{M}{L} = \frac{3.43}{103} = 0.0333 \text{ кмоль метанола/кмоль воды}$

Поскольку равновесная зависимость соответствует линейному закону Генри, то среднее значение движущей силы процесса вычисляется по логарифмическому соотношению:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_n - \Delta Y_e}{\ln \frac{\Delta Y_n}{\Delta Y_e}}$$

где $\Delta Y_n = Y_n - AX_n$ и $\Delta Y_e = Y_e - AX_e$ движущие силы процесса переноса паров метанола в воздухе в нижней и в верхней частях абсорбера (см. рисунок 4.2).

$$\Delta Y_n = 0.06 - 1.2 \cdot 0.0333 = 0.02 \text{ кмоль метанола/кмоль воздуха}$$

$$\Delta Y_e = 0.006 - 1.2 \cdot 0 = 0.006 \text{ кмоль метанола/кмоль воздуха}$$

$$\Delta Y_{cp} = \frac{0.02 - 0.006}{\ln \frac{0.02}{0.006}} = 0.006 \text{ кмоль метанола/кмоль воздуха}$$

Необходимая поверхность массопередачи (суммарная площадь поверхности насадки, омываемой плёнкой жидкости) находится по уравнению массопередачи.

$$F = \frac{M}{K_y \Delta Y_{cp}} = \frac{3.43/3600}{3.33 \cdot 10^{-4} \cdot 0.006} = 246 \text{ м}^2,$$

где количество целевого компонента M переводится в количество целевого компонента в секунду, поскольку таково измерение времени в коэффициенте массопередачи. С учетом частичной смачиваемости необходимая

поверхность насадки $F_n = \frac{F}{\psi} = \frac{246}{0.85} = 289 \text{ м}^2$ Необходимая высота слоя насадки при её

удельной поверхности $\sigma = 140 \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$ вычисляется чисто геометрически:

$$H = \frac{F_n}{0.785 \cdot D^2 \cdot \sigma} = \frac{289}{0.785 \cdot 1.0^2 \cdot 140} = 2.63 \text{ м}$$

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

Пример 2

Вычислить необходимый диаметр насадочного абсорбера для поглощения аммиака (целевой компонент, ЦК) из потока воздуха водой. Высота абсорбера $H = 3$ м, удельная поверхность используемой насадки $\sigma = 140 \text{ м}^2 / \text{м}^3$. Температура процесса $t = 20^\circ\text{C}$. Расход воздуха $V_c = 1500 \text{ м}^3 / \text{ч}$ при нормальных условиях. Концентрации аммиака в воздухе на входе и выходе из абсорбера составляют $Y_n = 0.055 \text{ кмоль аммиака} / \text{кмоль воздуха}$ и $Y_g = 0.007 \text{ кмоль аммиака} / \text{кмоль воздуха}$.

Содержание аммиака в подаваемой на слой насадки воде равно нулю. Насадка смачивается водой на 75% ($\psi = 0.75$). Коэффициент избытка воды над её теоретически минимальным расходом составляет $\varphi = 1.7$, то есть $L = 1.5 L_{\min}$. Коэффициент массопередачи аммиака от воздуха к воде $K_y = 0.4 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль аммиака} / \left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль аммиака}}{\text{кмоль воздуха}} \right)$. Линейная равновесная зависимость имеет вид $Y^*(X) = 1.45X$ в мольных долях аммиака в воздухе и в воде.

В принципе все расчеты могут проводиться в любых величинах (расходы, концентрации) массовых или молярных. Пересчеты одних величин в любые другие всегда возможны. Однако, в данной задаче удобнее все расчеты производить в молярных величинах, поскольку концентрации аммиака в воздухе и коэффициент массопередачи и равновесное соотношение здесь даны в молярных величинах. Поэтому заданный объёмный расход газа пересчитывается в молярный, для чего предварительно определяется объём одного киломоля воздуха (как и любого другого газа или пара) при заданной температуре по уравнению газового состояния.

$$V_t = \frac{22.4(273+t)}{273} = \frac{22.4(273+20)}{273} = 24 \text{ м}^3 / \text{кмоль воздуха}$$

где $22,4 \text{ м}^3 / \text{кмоль}$ – объём одного киломоля любого газа или пара при стандартных условиях ($P_0 = 10,33 \cdot 10^3 \text{ мм вод.ст.}$ и $t = 0^\circ\text{C}$).

$$\text{Молярный (мольный) расход воздуха. } G = \frac{V}{V_t} = \frac{1500}{24} = 62.4 \text{ кмоль воздуха} / \text{ч}$$

Количество паров аммиака, отдаваемое газовым потоком:

$$M = G(Y_n - Y_k) = 62.4(0.055 - 0.007) = 3 \text{ кмоль аммиака/ч}.$$

Теоретически минимальный расход воды, при котором концентрация аммиака в выходящем потоке воды (нижнее сечение аппарата) соответствовала равновесной с концентрацией аммиака во входящем в абсорбер газовом потоке:

$$L_{min} = \frac{M}{X^*(Y_n) - X_a} = \frac{3}{0.055/1.45 - 0} = 79 \text{ кмоль воды/ч}.$$

Действительный расход воды:

$$L = \varphi L_{min} = 1.7 \cdot 79 = 134 \text{ кмоль воды/ч}.$$

Действительная концентрация аммиака в выходящем из аппарата потоке воды определяется из уравнения материального баланса аммиака в потоке воды:

$M = L(X_n - X_k)$, откуда:

$$X_n = \frac{M}{L} + X_k = \frac{3}{134} + 0 = 0.023 \text{ кмоль аммиака/кмоль воды}$$

При линейном виде равновесной зависимости среднее по всей поверхности массопередачи значение движущей силы процесса определяется по логарифмической формуле

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_n - \Delta Y_a}{\ln \frac{\Delta Y_n}{\Delta Y_a}} = \frac{(0.055 - 1.45 \cdot 0.023) - (0.007 - 0)}{\ln \frac{0.055 - 1.45 \cdot 0.0223}{0.007 - 0}} = 0.013 \text{ кмоль аммиака/кмоль воды}$$

Необходимая поверхность массопередачи.

$$F = \frac{M}{K_y \Delta Y_{cp}} = \frac{3}{3600 \cdot 0.4 \cdot 10^{-3} \cdot 0.013} = 156 \text{ м}^2$$

Поверхность насадки с учетом её смачиваемости:

$$F_n = \frac{F}{\psi} = \frac{156}{0.75} = 208 \text{ м}^2.$$

Высота слоя насадки:

$$H = \sqrt{\frac{F_n}{0.785 \cdot H \cdot \sigma}} = \sqrt{\frac{256}{0.785 \cdot 3 \cdot 140}} = 0.8 \text{ м}$$

4.3 Контрольные задачи

Задача 1

Вычислить необходимую высоту насадочного абсорбера для поглощения паров целевого компонента (ЦК) из потока воздуха водой. Диаметр абсорбера D , м, удельная поверхность используемой насадки σ , $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$. Температура процесса t °С. Расход воздуха V , $\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$ при нормальных условиях. Концентрации ЦК в воздухе на входе и выходе из абсорбера составляют Y_{np} $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$ и Y_{ϕ} $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$.

Содержание ЦК в подаваемой на слой насадки воде равно нулю. Насадка смачивается водой на ψ . Коэффициент избытка воды над её теоретически минимальным расходом составляет φ . Коэффициент массопередачи ЦК от воздуха к воде K_y , $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}\right)}$. Линейная равновесная зависимость имеет вид

$Y^*(X) = AX$ в мольных долях ЦК в воздухе и в воде.

Таблица 1. Исходные данные к задаче 1

	V	$Y_n,$	$Y_e,$	$t^{\circ}\text{C}$	$A,$	φ	$K_y,$	ψ	Целевой компо- нент	$D, \text{м}$	$\sigma, \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$
	$\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$ н.у.	$\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$		$\frac{\text{кмоль воды}}{\text{кмоль воздуха}}$		$\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль ЦК} + \text{кмоль воздуха}}$				
1	1400	0.070	0.0055	25	1.30	1.6	3.3	0.80	метанол	1.0	140
2	1500	0.065	0.0050	20	1.25	1.5	3.1	0.80	метанол	1.0	140
3	1600	0.060	0.0045	15	1.20	1.4	3.0	0.85	метанол	1.0	204
4	1700	0.055	0.0040	10	1.15	1.3	2.9	0.85	метанол	1.0	204
5	1800	0.050	0.0035	10	1.10	1.2	2.8	0.90	метанол	1.0	330
6	1200	0.080	0.0060	30	1.35	1.8	2.8	0.90	метанол	0.8	204
7	1300	0.075	0.0055	25	1.30	1.7	2.7	0.85	метанол	0.8	204
8	1400	0.070	0.0050	20	1.25	1.6	2.6	0.80	метанол	0.8	330
9	1500	0.065	0.0045	20	1.20	1.5	2.5	0.75	метанол	0.8	330
10	1600	0.060	0.0040	15	1.20	1.4	2.4	0.75	метанол	0.8	330
11	2000	0.050	0.0030	20	1.40	1.6	2.4	0.75	метанол	1.0	140
12	1900	0.055	0.0032	20	1.40	1.7	2.4	0.75	метанол	1.0	140
13	1800	0.060	0.0035	15	1.30	1.8	2.5	0.80	метанол	1.0	140
14	1700	0.065	0.0037	15	1.30	1.9	2.5	0.80	метанол	1.0	204
15	1600	0.070	0.0040	15	1.25	2.0	2.6	0.85	метанол	0.6	204
16	1800	0.070	0.0060	15	1.25	2.0	2.6	0.90	аммиак	0.6	204

Продолжение таблицы 1

	V $\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$ н.у.	$Y_n,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$Y_e,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$t^\circ\text{C}$	$A,$ $\frac{\text{кмоль воды}}{\text{кмоль воздуха}}$	φ	$K_y,$ $\frac{\text{кмольЦК}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмольЦК}}{\text{кмоль воздуха}}}$	ψ	Целевой компо нент	$D, \text{м}$	$\sigma, \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$
17	1700	0.065	0.0055	15	1.25	1.8	2.7	0.90	аммиак	0.6	204
18	1600	0.060	0.0050	15	1.30	1.6	2.8	0.80	аммиак	1.0	140
19	1500	0.055	0.0050	20	1.35	1.4	2.9	0.80	аммиак	1.0	140
20	1400	0.050	0.0045	20	1.40	1.4	3.0	0.75	аммиак	1.0	140
21	1600	0.060	0.0050	20	1.40	1.4	3.0	0.85	аммиак	1.0	140
22	1700	0.060	0.0055	20	1.40	1.4	3.1	0.85	аммиак	1.0	140
23	1800	0.055	0.0050	18	1.35	1.3	3.2	0.80	аммиак	1.0	204
24	1900	0.055	0.0050	16	1.35	1.3	3.3	0.80	аммиак	1.0	204
25	2000	0.050	0.0045	14	1.35	1.3	3.4	0.80	аммиак	1.0	204

Задача 2

Вычислить необходимый диаметр насадочного абсорбера для поглощения паров ЦК из потока воздуха водой. Высота абсорбера $H, \text{м}$, удельная поверхность используемой насадки $\sigma, \text{м}^2/\text{м}^3$. Температура процесса $t \text{ }^\circ\text{С}$. Расход воздуха $V, \text{м}^3/\text{ч}$ при нормальных условиях. Концентрации ЦК в воздухе на входе и выходе из абсорбера составляют $Y_{\text{вх}}, \text{кмоль ЦК}/\text{кмоль воздуха}$ и $Y_{\text{вых}}, \text{кмоль ЦК}/\text{кмоль воздуха}$.

Содержание ЦК в подаваемой на слой насадки воде равно нулю. Насадка смачивается водой на ψ . Коэффициент избытка воды над её теоретически минимальным расходом составляет φ . Коэффициент массопередачи ЦК от воздуха к воде $K_y, \text{кмоль ЦК}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}\right)$. Линейная равновесная зависимость имеет вид $Y^*(X) = AX$ в мольных долях ЦК в воздухе и в воде.

Таблица 2. Исходные данные к задаче 2

	V $\frac{м^3}{ч}$ н.у.	$Y_n,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$Y_6,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$t^\circ C$	$A,$ $\frac{\text{кмоль во.}}{\text{кмоль вхоз}}$	φ	$K_y,$ $\frac{\text{кмольЦК}}{м^2 \cdot с \cdot \frac{\text{кмольЦК}}{\text{кмоль воздуха}}}$	ψ	Целевой компонент	$H, м$	$\sigma, \frac{м^2}{м^3}$
1	1300	0.055	0.0045	18	1.40	1.2	2.2	0.88	этанол	7.5	204
2	1200	0.050	0.0045	18	1.40	1.3	2.3	0.86	этанол	5.2	204
3	1200	0.050	0.0040	16	1.45	1.3	2.3	0.86	этанол	6.5	140
4	1000	0.050	0.0040	18	1.20	1.2	2.3	0.87	метанол	6.4	140
5	1100	0.050	0.0035	18	1.20	1.2	2.2	0.85	метанол	8.0	140
6	1200	0.045	0.0035	20	1.25	1.25	2.1	0.83	метанол	7.0	204
7	1300	0.045	0.0030	20	1.15	1.25	2.0	0.81	метанол	9.0	204
8	1400	0.040	0.0030	25	1.15	1.30	1.9	0.81	метанол	7.3	330
9	1100	0.060	0.0045	16	1.20	1.30	1.9	0.84	метанол	5.0	140
10	1200	0.055	0.0040	18	1.20	1.35	1.9	0.84	метанол	5.0	140
11	1300	0.055	0.0035	20	1.15	1.35	2.0	0.86	метанол	6.6	140
12	1400	0.050	0.0030	20	1.15	1.40	2.1	0.86	метанол	5.7	204
13	1600	0.050	0.0025	22	1.15	1.40	2.2	0.88	метанол	8.5	204
14	2000	0.045	0.0030	12	1.30	1.3	3.5	0.90	аммиак	4.0	140

Продолжение таблицы 2

	V $\frac{M^3}{ч}$ н.у.	$Y_n,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$Y_g,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$t^\circ C$	$A,$ $\frac{\text{кмоль во.}}{\text{кмоль вхо.}}$	φ	$K_y,$ $\frac{\text{кмольЦК}}{M^2 \cdot c \cdot \frac{\text{кмольЦК}}{\text{кмоль воздуха}}}$	ψ	Целевой компонент	$H, м$	$\sigma, \frac{M^2}{M^3}$
15	1800	0.045	0.0030	14	1.30	1.4	3.5	0.85	аммиак	3.0	140
16	1700	0.045	0.0025	16	1.35	1.4	3.3	0.85	аммиак	4.3	140
17	1600	0.040	0.0020	18	1.40	1.5	3.1	0.80	аммиак	3.6	204
18	1500	0.040	0.0020	20	1.40	1.5	3.1	0.80	аммиак	3.4	204
19	1200	0.065	0.0060	20	1.40	1.3	3.1	0.85	этанол	3.2	204
20	1300	0.070	0.0065	20	1.40	1.3	3.2	0.85	этанол	3.2	204
21	1400	0.070	0.0070	18	1.46	1.3	3.2	0.90	этанол	3.6	140
22	1500	0.075	0.0070	18	1.45	1.4	3.3	0.90	этанол	2.8	140
23	1600	0.075	0.0080	16	1.45	1.4	3.3	0.92	этанол	2.8	140
24	1700	0.075	0.0080	16	1.45	1.5	4.0	0.90	этанол	2.7	140
25	1800	0.060	0.0070	17	1.45	1.4	4.2	0.90	этанол	3.6	140
26	1800	0.055	0.0065	14	1.40	1.4	4.4	0.90	этанол	2.8	204
27	1900	0.055	0.0060	12	1.40	1.35	4.6	0.88	этанол	3.6	204
28	1900	0.050	0.0055	12	1.40	1.35	4.8	0.84	этанол	3.6	204
29	1500	0.065	0.0050	20	1.40	1.2	2.0	0.91	этанол	12.0	330

5 РЕКТИФИКАЦИЯ

5.1 Основные зависимости и расчетные формулы

Уравнения материального баланса ректификационной колонны по потокам:

$$\bar{G}_F = \bar{G}_D + \bar{G}_W, \quad (5.1)$$

$$G_F = G_D + G_W \quad (5.2)$$

или

$$\bar{G}_F \bar{x}_F = \bar{G}_D \bar{x}_D + \bar{G}_W \bar{x}_W, \quad (5.3)$$

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (5.4)$$

где $\bar{G}_F, \bar{G}_D, \bar{G}_W$ – массовые расходы питания, дистиллята и кубового остатка, кг/с;

G_F, G_D, G_W – мольные расходы питания, дистиллята и кубового остатка, кмоль/с;

$\bar{x}_F, \bar{x}_D, \bar{x}_W$ – содержание легколетучего (низкокипящего) компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, массовые доли, кгА/кг(А+В);

x_F, x_D, x_W – содержание легколетучего (низкокипящего) компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, мольные доли, кмольА/кмоль(А+В);

А – легколетучий компонент;

В – тяжелолетучий компонент.

Уравнение связи массовых и мольных расходов:

$$G_i = \frac{\bar{G}_i}{M_i}, \quad (5.5)$$

или

$$\bar{G}_i = G_i M_i. \quad (5.6)$$

где $G_i, \bar{G}_i, (i = F, D, W)$ – мольные, массовые расходы i -ого потока;

M_i – молярная масса i -ого потока (молярная масса смеси), кг/кмоль.

Легколетучий компонент определяют по температуре кипения. Она меньше, чем у тяжелолетучего при одном и том же давлении.

Из уравнений (5.2) и (5.4) следует соотношение между расходами и концентрациями:

$$\frac{G_F}{x_D - x_W} = \frac{G_D}{x_F - x_W} = \frac{G_W}{x_D - x_F}. \quad (5.7)$$

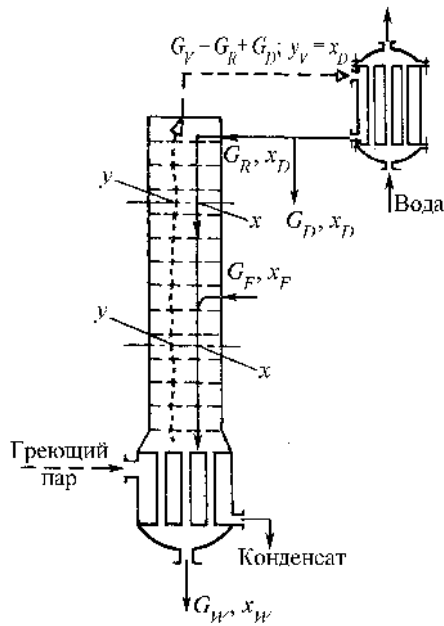


Рисунок 5.1 – Ректификационная установка непрерывного действия

Уравнение верхней рабочей линии:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}, \quad (5.8)$$

где y, x – концентрации легколетучего компонента в паре и жидкости, кмольА/кмоль(А+В);

$R = \frac{G_R}{G_D}$, R – флегмовое число, G_R – расход флегмы, кмоль/с.

Уравнение нижней рабочей линии:

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{(F-1)x_W}{R+1}, \quad (5.9)$$

где $F = \frac{G_F}{G_D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}$ – число питания.

Уравнения (5.8) и (5.9) решаются только с использованием мольных концентраций (мольные доли) и расходов.

Уравнение пересчета мольных концентраций в массовые:

$$\bar{x} = \frac{xM_A}{M_{cm}}, \quad (5.10)$$

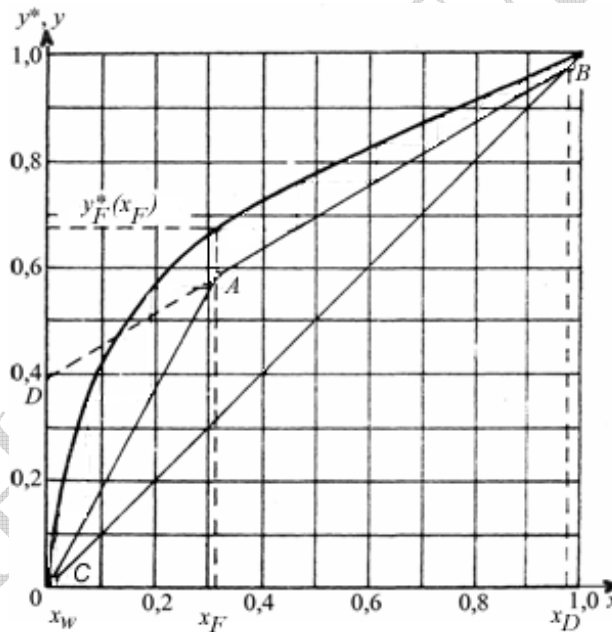
где \bar{x} – массовая концентрация, кгА/кг(А+В);
 x – мольная концентрация, кмольА/кмоль(А+В);
 M_A – молярная масса компонента А, кг/кмоль;
 $M_{см}$ – молярная масса смеси, кг/кмоль.

$$M_{см} = M_A x_A + M_B (1 - x_A), \quad (5.11)$$

где M_B – молярная масса компонента В, кг/кмоль;

В уравнении (5.11) используются только мольные концентрации.
 Уравнение пересчета массовых концентраций в мольные:

$$x = \frac{\bar{x} / M_A}{\bar{x} / M_A + 1 - \bar{x} / M_B}. \quad (5.12)$$



АВ- верхняя рабочая линия;
 СА- нижняя рабочая линия.

Рисунок 5.2 – Уравнения рабочих линий процесса ректификации

При решении задач флегмовое число определяют по следующему соотношению:

$$R = \varphi R_{мин}, \quad (5.13)$$

где φ – коэффициент избытка флегмы;
 $R_{мин}$ – минимальное флегмовое число.

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (5.14)$$

где $y_F^*(x_F)$ – состав пара равновесного с жидкостью состава x_F . Все концентрации в этом уравнении мольные.

Равновесный состав пара y_F^* – определяется по составу жидкости x_F из таблицы А.13 равновесных составов жидкости и пара.

Если коэффициент избытка флегмы не задан, то рабочее флегмовое число определяют по эмпирическому уравнению:

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3. \quad (5.15)$$

Тепловая нагрузка дефлегматора ректификационной колонны:

$$Q_D = \bar{G}_D (R + 1) r_D, \quad (5.16)$$

где Q_D – расход теплоты, выделяющейся при конденсации паров дистиллята в дефлегматоре, Вт;

r_D – удельная теплота конденсации паров дистиллята, Дж/кг.

$$r_D = \bar{x}_D r_A + (1 - \bar{x}_D) r_B, \quad (5.17)$$

где r_A, r_B – удельные теплоты конденсации легколетучего и тяжелолетучего компонентов соответственно, Дж/кг;

\bar{x}_D – концентрация легколетучего компонента в дистилляте, массовая доля.

r_A и r_B определяются по температуре конденсации паров дистиллята t_D по таблице А.10 удельных теплот конденсации. Температуру кипения t_D можно определить по составу дистиллята x_D из таблицы А.13 равновесных составов жидкости и пара.

Расход охлаждающей воды в дефлегматоре определяется из уравнения:

$$Q_D = G_A c_B (t_{вк} - t_{вн}), \quad (5.18)$$

где G_A – расход воды в дефлегматоре, кг/с;

$c_B = 4190$ – теплоемкость воды, Дж/кг·К;

$t_{вк}, t_{вн}$ – конечная, начальная температуры воды.

Тепловая нагрузка куба-испарителя $Q_{куб}$ рассчитывается из уравнения:

$$Q_{куб} \approx Q_D. \quad (5.19)$$

Расход греющего пара на куб-испаритель:

$$G_{\text{гр.п.}} = \frac{Q_{\text{куб.}}}{r_{\text{гр.п.}} \cdot x}, \quad (5.20)$$

$r_{\text{гр.п.}}$ - удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг. Определяется из таблицы А.12 по давлению пара;
 x - степень сухости греющего пара.

Тепловая нагрузка подогревателя питания Q_F :

$$Q_F = \bar{G}_F c_F (t_F - t_n), \quad (5.21)$$

где c_F – теплоемкость питания, Дж/(кг·К);
 t_F – температура кипения питания, °С;
 t_n – начальная температура питания, °С.

Температура кипения питания t_F определяется по составу питания x_F из таблицы А.13 данных по равновесию пар-жидкость.

Теплоемкость питания рассчитывают по уравнению:

$$c_F = \bar{x}_F c_A + (1 - \bar{x}_F) c_B, \quad (5.22)$$

где c_A, c_B – теплоемкости легколетучего компонента и тяжелолетучего компонента при средней температуре $t_{cp} = \frac{(t_F + t_n)}{2}$, Дж/(кг·К);

\bar{x}_F – массовая концентрация питания, массовая доля.

Расчет поверхности теплопередачи теплообменников

Поверхность теплопередачи дефлегматора, куба-испарителя, подогревателя питания рассчитывается по основному уравнению теплопередачи:

$$Q = K F \Delta t_{cp}, \quad (5.23)$$

где Q – тепловая нагрузка аппарата, Вт;
 K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К);
 F – поверхность теплопередачи, м²;
 Δt_{cp} – средняя движущая сила теплопередачи, К.

Средняя движущая сила теплопередачи:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{m}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{m}}}, \quad (5.24)$$

где $\Delta t_{\delta}, \Delta t_{m}$ – движущая сила теплопередачи на концах теплообменника.

Для правильного расчета средней движущей силы теплопередачи следует изобразить температурную схему процесса.

Для парового подогревателя питания и дефлегматора температурная схема имеет вид:

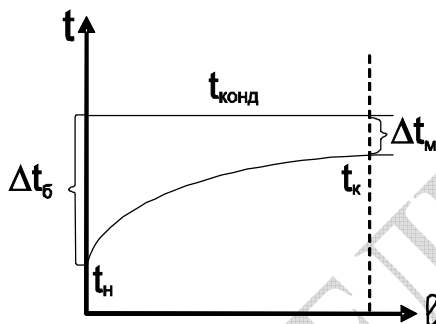


Рисунок 5.3 – температурная схема подогревателя питания и дефлегматора

$$\Delta t_{\delta} = t_{конд} - t_{н}, \quad (5.25)$$

$$\Delta t_{m} = t_{конд} - t_{к}, \quad (5.26)$$

где $t_{конд}$ – температура конденсации пара, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{н}, t_{к}$ – начальная и конечная температуры холодного теплоносителя, $^{\circ}\text{C}$.

В случае подогревателя питания конденсируется греющий пар. Его температура конденсации определяется из таблицы А.12 по давлению греющего пара.

В дефлегматоре конденсируется пар дистиллята. Температура конденсации t_D определяется по составу дистиллята x_D из таблицы А.13 данных по равновесию пар-жидкость.

Температурная схема куба-испарителя имеет вид:

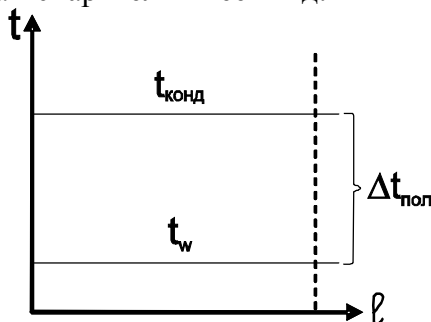


Рисунок 5.4 – температурная схема куба-испарителя

$$\Delta t_{cp} = \Delta t_{пол}, \quad (5.27)$$

$$\Delta t_{пол} = t_{конд} - t_W, \quad (5.28)$$

где $\Delta t_{пол}$ – полезная разность температур;
 $t_{конд}$ – температура конденсации греющего пара;
 t_W – температура кипения кубового остатка. Определяется по составу кубового остатка из таблицы А.13 данных по равновесию пар-жидкость.

5.2 Пример

В ректификационной колонне непрерывного действия разделяется смесь хлороформ-бензол. Концентрация легколетучего компонента в исходной смеси (питании) $\bar{x}_F = 30.1\%$ (масс.), в дистилляте $\bar{x}_D = 73.1\%$ (масс.), в кубовом остатке $\bar{x}_W = 7.44\%$ (масс.). Расход питания $\bar{G}_F = 2.4$ кг/с. Коэффициент избытка флегмы $\varphi = 1.37$. Давление в колонне атмосферное. Греющий пар в кубе колонны имеет избыточное давление 2 кгс/см². Степень сухости пара 98% . Начальная температура воды, поступающей в дефлегматор 15 °С, конечная температура воды 25 °С. Коэффициент теплопередачи в дефлегматоре $K=800$ Вт/м²·К.

Определить:

- расход дистиллята
- расход греющего пара
- расход воды в дефлегматоре
- поверхность теплопередачи дефлегматора.

Написать уравнение рабочей линии для верхней части колонны.

Решение

Определение легколетучего и тяжелолетучего компонентов

Температуры кипения компонентов при атмосферном давлении (таблица А.9):

- хлороформ - 61.2 °С
- бензол - 80.2 °С

Легколетучим компонентом является хлороформ, т.к. у него температура кипения меньше чем у бензола.

Молярные массы компонентов (таблица А.9):

легколетучего - $M_A = 119.4$ кг/кмоль

тяжелолетучего - $M_B = 78.1$ кг/кмоль

Пересчет концентраций

Пересчет массовых концентраций потоков в мольные (уравнение 5.12):

$$x_F = \frac{0.301/119.4}{0.301/119.4 + (1-0.301)/78.1} = 0.220 \text{ (мол.)}$$

$$x_D = \frac{0.731/119.4}{0.731/119.4 + (1-0.731)/78.1} = 0.64 \text{ (мол.)}$$

$$x_W = \frac{0.0744/119.4}{0.0744/119.4 + (1-0.0744)/78.1} = 0.05 \text{ (мол.)}$$

Определение расхода дистиллята

Расход дистиллята рассчитывается по уравнениям материального баланса (5.1), (5.3).

$$2.4 = \bar{G}_D + \bar{G}_W$$

$$2.4 \cdot 0.301 = \bar{G}_D \cdot 0.731 + \bar{G}_W \cdot 0.0744$$

Из этих уравнений следует:

$$\bar{G}_D = 2.4 \cdot \frac{0.301 - 0.0744}{0.731 - 0.0744} = 0.829 \text{ кг/с}$$

Расчет флегмового числа

Минимальное флегмовое число (уравнение 5.14):

Для расчета минимального флегмового числа необходимо определить состав пара y_F^* равновесного с жидкостью состава x_F . Это можно сделать используя данные по равновесию пар-жидкость таблица А.13. Данные по равновесию представлены в виде зависимости между мольными концентрациями. Определение y_F^* при $x_F=0.22$ выполняется линейной интерполяцией равновесных составов фаз:

$$y_F^* = 0.27 + \frac{0.418 - 0.27}{0.30 - 0.20} (0.22 - 0.20) = 0.30 \text{ (мол.)}$$

$$R_{\min} = \frac{0.64 - 0.30}{0.301 - 0.22} = 4.25$$

Рабочее флегмовое число (уравнение 5.13):

$$R = 1.37 \cdot 4.25 = 5.83$$

Расчет тепловой нагрузки дефлегматора

Тепловая нагрузка дефлегматора рассчитывается по уравнению (5.16).

Для расчета тепловой нагрузки дефлегматора необходимо определить теплоту конденсации паров дистиллята r_D (уравнение 5.17). Температура конденсации паров дистиллята t_D определяется по данным о равновесии (таблица А.13)

При $x_D = 0.64$ (мол.) $t_D = 72.3$ °С.

Удельные теплоты конденсации легколетучего и тяжелолетучего компонентов при $t_D = 72.3$ °С (таблица А.10):

- $r_A = 242.7$ кДж/кг
 - $r_B = 400.3$ кДж/кг
- $$r_D = 0.731 \cdot 242.7 + (1 - 0.731) \cdot 400.3 = 285.1 \text{ кДж/кг}$$
- $$Q_D = 0.829 \cdot (1 + 5.83) \cdot 285.1 = 1614.3 \text{ кВт}$$

Расчет расхода вода в дефлегматоре

Расход вода в дефлегматоре рассчитывается уравнение (5.18):

$$G_B = 1613.1 / 4.19 \cdot (25 - 15) = 38.5 \text{ кг/с}$$

Расчет поверхности теплопередачи дефлегматора

Поверхность теплопередачи дефлегматора рассчитывается по уравнению (5.23).

Предварительно требуется рассчитать среднюю движущую силу теплопередачи.

Средняя движущая сила теплопередачи рассчитывается по уравнению (5.24).

Температурная схема процесса соответствует рисунку 5.3.

Температура конденсации пара дистиллята $t_{\text{конд}} = t_D = 72.3$ °С.

Движущие силы на концах дефлегматора (уравнения 5.25-5.26):

$$\Delta t_{\delta} = 72.3 - 15 = 57.3$$

$$\Delta t_{\text{м}} = 72.3 - 25 = 47.3$$

Средняя движущая сила теплопередачи:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{57.3 - 47.3}{\ln \frac{57.3}{47.3}} = 52.1 \text{ °С}$$

Поверхность теплопередачи дефлегматора:

$$F = \frac{1614.3}{800 \cdot 52.1} = 38.7 \text{ м}^2$$

Уравнение рабочей линии для верхней части колонны

Уравнение рабочей линии для верхней части колонны определяется уравнением (5.8).

Подставляя флегмовое число R и концентрацию дистиллята x_D в уравнение (5.8) можно записать:

$$y = \frac{5.83}{5.83 + 1} x + \frac{0.64}{5.83 + 1}$$

Уравнение рабочей линии для верхней части колонны, соответствующее параметрам данной задачи имеет вид:

$$y = 0.853 \cdot x + 0.0938$$

Расчет расхода греющего пара

Расход греющего пара рассчитывается по уравнению (5.20).

Удельная теплота конденсации греющего пара определяется из таблицы А.12 по давлению пара $P_{г.п.}$. В условии задачи задано избыточное давление греющего пара $P_{г.п. изб}$, нужно перевести его в абсолютное:

$$P_{г.п.} = 1 + P_{г.п. изб}$$

$$P_{г.п.} = 1 + 2 = 3 \frac{\text{кгс}}{\text{см}^2}$$

При $P_{г.п.} = 3 \frac{\text{кгс}}{\text{см}^2}$ $r_{г.п.} = 2171 \text{ КДж/кг}$

$$G_{г.п.} = \frac{1614,3}{2171 \cdot 0,98} = 0,759 \text{ кг/с}$$

5.3 Контрольные задачи

Задача 1

В ректификационной колонне непрерывного действия разделяется бинарная смесь. Концентрация легкого компонента в исходной смеси (питании) \bar{x}_F , в дистилляте \bar{x}_D , в кубовом остатке \bar{x}_W . Расход питания \bar{G}_F . Коэффициент избытка флегмы φ . Давление в колонне атмосферное. Греющий пар в кубе колонны имеет избыточное давление $P_{г.п. изб}$. Степень сухости пара x . Начальная температура воды, поступающей в дефлегматор 15°C , конечная температура воды 25°C . Коэффициент теплопередачи в дефлегматоре K .

Определить:

- расход дистиллята
- расход греющего пара
- расход воды в дефлегматоре
- поверхность теплопередачи дефлегматора.

Написать уравнение рабочей линии для верхней части колонны.

Таблица 5.1 - Исходные данные к задаче 1

Вариант №	Смесь	$\bar{G}_F,$ г ч	$\bar{x}_F,$ (масс.)	$\bar{x}_D,$ (масс.)	$\bar{x}_W,$ (масс.)	φ	$K,$ $\frac{Вт}{м^2 К}$	$x,$ %	$P_{г.п. изб},$ ат
1	Ацетон-бензол	6.0	0.35	0.90	0.10	1.5	800	98	1.0
2		9.0	0.40	0.92	0.12	1.7	850	97	1.2
3		12.0	0.45	0.94	0.14	1.8	900	96	1.3
4		15.0	0.50	0.96	0.14	2.0	950	98	1.2
5		18.0	0.50	0.96	0.14	2.2	950	97	1.1
6		20.0	0.50	0.86	0.08	2.5	750	96	1.0
7	Бензол-толуол	8.0	0.48	0.90	0.08	2.5	800	98	2.0
8		5.0	0.46	0.32	0.10	2.7	850	97	2.2
9		5.5	0.44	0.34	0.12	2.8	900	96	2.3
10		6.0	0.42	0.36	0.12	3.0	1000	98	2.0
11		7.5	0.42	0.95	0.07	3.0	1100	97	2.1
12		9.6	0.44	0.95	0.07	2.7	900	96	2.0
13	Бензол-уксусная кислота	6.0	0.45	0.35	0.09	2.5	900	99	2.5
14		6.5	0.48	0.90	0.10	2.3	850	97	2.6
15		7.0	0.50	0.90	0.11	2.3	850	98	2.8
16		7.5	0.55	0.85	0.06	2.5	750	97	3.0
17		8.0	0.37	0.85	0.06	2.5	780	98	2.8
18		8.5	0.35	0.90	0.08	2.8	800	96	3.0
19	Хлороформ - бензол	6.0	0.42	0.92	0.10	3.0	850	99	1.5
20		6.5	0.44	0.92	0.10	3.0	900	97	1.0
21		7.0	0.50	0.90	0.06	2.5	1100	98	1.8
22		7.5	0.53	0.90	0.07	2.5	1200	97	1.9
23		8.0	0.55	0.95	0.09	2.4	1300	98	2.0
24		8.5	0.60	0.95	0.10	2.3	1400	96	1.6
25	Этиловый спирт- вода	3.6	0.50	0.80	0.11	2.2	1500	98	2.0
26		4.5	0.35	0.80	0.10	1.8	800	97	2.2
27		5.0	0.35	0.80	0.09	2.0	850	96	2.2
28		5.5	0.40	0.75	0.08	2.2	900	98	2.4
29		6.5	0.40	0.75	0.06	2.6	1000	97	2.5
30		8.5	0.45	0.75	0.06	1.7	700	96	2.5

Задача 2

В ректификационной колонне непрерывного действия разделяется бинарная смесь. Расход смеси G_F . Концентрация легколетучего компонента в исходной смеси (питании) x_F , в дистилляте x_D , в кубовом остатке x_W . Коэффициент избытка флегмы φ . Давление в колонне атмосферное. Температура воды на входе в дефлегматор и на выходе из него t_H и t_K . Коэффициент теплопередачи в дефлегматоре K . Определить расходы дистиллята и кубового остатка, поверхность теплопередачи дефлегматора, расход воды в дефлегматоре и дать уравнение рабочей линии для нижней части колонны.

Указания к задаче 2

- 1 пересчет мольных концентраций в массовые – уравнение (5.10)
- 2 пересчет мольного расхода питания в массовый – уравнение (5.6)
- 3 определение массовых расходов дистиллята и кубового остатка –уравнения (5.1), (5.3)
- 4 определение минимального флегмового числа R_{\min} – уравнение (5.14)
- 5 определение рабочего флегмового R – уравнение (5.13)
- 6 расчет тепловой нагрузка дефлегматора Q_D – уравнения (5.16), (5.17)
- 7 определение расхода воды на дефлегматор – уравнение (5.18)
- 8 расчет поверхности дефлегматора –уравнения (5.23) - (5.26)
- 9 уравнение нижней рабочей линии –уравнение (5.9)

Таблица 5.2 - Исходные данные к задаче 2

Вариант №	Смесь	$G_F,$ $\frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$	$x_F,$ (мол.)	$x_D,$ (мол.)	$x_W,$ (мол.)	φ	$K,$ $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{К}}$	$t_n,$ $^{\circ}\text{C}$	$t_k,$ $^{\circ}\text{C}$
1	Ацетон-бензол	60	0.35	0.90	0.10	2.5	800	15	45
2		58	0.40	0.92	0.12	2.5	850	15	43
3		94	0.45	0.94	0.14	3.0	900	15	43
4		80	0.50	0.96	0.14	3.0	950	18	42
5		108	0.50	0.96	0.14	3.2	950	18	40
6		75	0.50	0.86	0.08	2.3	750	12	42
7	Бензол-толуол	48	0.48	0.90	0.08	2.5	800	14	42
8		45	0.46	0.32	0.10	2.7	850	16	44
9		55	0.44	0.34	0.12	2.8	900	18	46
10		60	0.42	0.36	0.12	3.0	1000	20	48
11		65	0.42	0.95	0.07	3.0	1100	10	40
12		70	0.44	0.95	0.07	2.7	900	12	41
13	Бензол-уксусная кислота	60	0.45	0.35	0.09	2.5	900	12	43
14		65	0.48	0.90	0.10	2.3	850	15	45
15		70	0.50	0.90	0.11	2.3	850	16	45
16		75	0.55	0.85	0.06	2.5	750	12	42
17		80	0.37	0.85	0.06	2.5	780	14	42
18		85	0.35	0.90	0.08	2.8	800	16	44
19	Хлороформ - бензол	60	0.42	0.92	0.10	3.0	850	18	45
20		65	0.44	0.92	0.10	3.0	900	20	46
21		70	0.50	0.90	0.06	2.5	1100	20	43
22		75	0.53	0.90	0.07	2.5	1200	18	45
23		80	0.55	0.95	0.09	2.4	1300	16	45
24		85	0.60	0.95	0.10	2.3	1400	14	47
25	Этиловый спирт- вода	200	0.50	0.80	0.11	2.2	1500	12	48
26		250	0.35	0.80	0.10	1.8	800	8	40
27		300	0.35	0.80	0.09	2.0	850	10	42
28		320	0.40	0.75	0.08	2.2	900	12	42
29		280	0.40	0.75	0.06	2.6	1000	18	45
30		350	0.45	0.75	0.06	1.7	700	18	45

Задача 3

В ректификационной колонне непрерывного действия разделяется бинарная смесь. Расход дистиллята \bar{G}_D , расход кубового остатка \bar{G}_W . Концентрация легколетучего компонента в дистилляте x_D , в кубовом остатке x_W . Давление в колонне атмосферное. Греющий пар имеет избыточное давление $P_{г.п. изб}$. Степень сухости пара $x = 1$. Коэффициент теплопередачи в кубе-испарителе K .

Определить расход питания, состав питания, расход греющего пара в кубе-испарителе, поверхность теплопередачи куба-испарителя, дать уравнение рабочей линии для нижней части колонны. При расчете рабочего флегмового числа следует использовать уравнение (5.15).

Указания к задаче 3

- 1 пересчет мольных концентраций в массовые – уравнение (5.10)
- 2 расчет расхода питания – уравнение (5.1)
- 3 расчет концентрации питания \bar{x}_F – уравнения (5.3)
- 4 определение минимального флегмового числа R_{min} – уравнение (5.14)
- 5 определение рабочего флегмового R – уравнение (5.15)
- 6 расчет тепловой нагрузка дефлегматора Q_D – уравнения (5.16), (5.17)
- 7 определение расхода греющего пара в кубе-испарителе – уравнения (5.19), (5.20)
- 8 расчет поверхности куба-испарителя – уравнения (5.23), (5.24), (5.27), (5.28)
- 9 уравнение нижней рабочей линии – уравнение (5.9)

Таблица 5.3 - Исходные данные к задаче 3

Вариант №	Смесь	$\bar{G}_D,$ $\frac{кг}{с}$	$\bar{G}_W,$ $\frac{кг}{с}$	$x_D,$ (мол.)	$x_W,$ (мол.)	$P_{г.п. изб},$ ат	$K,$ $\frac{Вт}{м^2 К}$
1	Ацетон-бензол	2.0	1.0	0.90	0.10	1.0	800
2		2.5	2.8	0.92	0.12	1.2	850
3		1.5	1.9	0.94	0.14	1.3	900
4		1.8	1.7	0.96	0.14	1.2	950
5		2.4	2.9	0.96	0.14	1.1	950
6		3.0	3.6	0.86	0.08	1.0	750
7	Бензол-толуол	2.9	2.0	0.90	0.08	2.0	800
8		3.8	2.5	0.32	0.10	2.2	850
9		2.7	1.5	0.34	0.12	2.3	900
10		3.7	1.8	0.36	0.12	2.0	1000
11		4.9	2.4	0.95	0.07	2.1	1100
12		3.6	3.0	0.95	0.07	2.0	900

Продолжение таблицы 5.3

13	Бензол-уксусная	4.9	2.9	0.35	0.09	2.5	900
14	кислота	3.8	5.8	0.90	0.10	2.6	850

15		3.7	1.7	0.90	0.11	2.8	850
16		2.7	4.7	0.85	0.06	3.0	750
17		1.9	5.9	0.85	0.06	2.8	780
18		2.6	3.2	0.90	0.08	3.0	800
19	Хлороформ - бензол	2.9	1.3	0.92	0.10	1.5	850
20		4.8	2.2	0.92	0.10	1.0	900
21		1.7	3.3	0.90	0.06	1.8	1100
22		2.7	5.6	0.90	0.07	1.9	1200
23		5.9	1.2	0.95	0.09	2.0	1300
24		3.6	4.4	0.95	0.10	1.6	1400
25	Этиловый спирт- вода	2.7	3.9	0.80	0.11	2.0	1500
26		1.8	4.4	0.80	0.10	2.2	800
27		3.5	5.2	0.80	0.09	2.2	850
28		3.7	6.1	0.75	0.08	2.4	900
29		5.9	2.2	0.75	0.06	2.5	1000
30		3.2	5.6	0.75	0.06	2.5	700

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

6 СУШКА

6.1 Основные понятия и расчетные зависимости процесса сушки

Сушка – это удаление влаги из влажного материала путем ее испарения с целью получения требуемого качества продуктов для хранения, транспортирования, дальнейшей переработки и использования. Влага, т.е. любая жидкость, может удаляться как с поверхности твердых материалов (внешняя влага), так и из внутренних пор (внутренняя влага), если материалы пористые. При этом на процесс парообразования затрачивается значительное количество теплоты, получаемой материалом либо от газообразного сушильного агента (конвективная сушка), либо от горячей поверхности (контактная сушка), либо от высокотемпературных излучателей (инфракрасная радиационная сушка), либо за счет взаимодействия с высокочастотным электромагнитным полем (высокочастотная сушка). Наиболее глубокая сушка при не слишком высоких температурах может производиться при пониженных давлениях (вакуумная сушка).

При наиболее распространенной конвективной сушке влажный материал непосредственно контактирует с горячим газом (воздух, топочные газы).

Наиболее распространена конвективная сушка, как самая дешевая и универсальная. В этом процессе сушильный агент (обычно горячий воздух или топочные газы, состав и физические свойства которых близки к воздуху) выполняет две функции: подводит к поверхности высушиваемого материала необходимую на испарение влаги теплоту и выводит из зоны сушки непрерывно образующиеся пары влаги. При этом практически все параметры сушильного агента изменяются.

Параметры влажного воздуха связаны следующими соотношениями:

1. Относительная влажность воздуха:

$$\varphi = p_{\text{п}}/P_{\text{нас}}; \quad (6.1)$$

$p_{\text{п}}$ – парциальное давление водяного пара в газе (воздухе), Па; $P_{\text{нас}}$ – давление насыщенного водяного пара, зависящее от температуры (таблица А.11), Па (кгс/см²).

1 кгс/см² = 0,981·10⁵ Па.

Относительная массовая доля пара в воздухе (влагосодержание сушильного агента) x (в кг пара/кг сухого газа):

$$x = \frac{M_{\text{п}}}{M_{\text{г}}} \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{P - \varphi P_{\text{нас}}}. \quad (6.2)$$

Здесь $M_{\text{п}}$ и $M_{\text{г}}$ – молярные массы пара и газа (для водяного пара в воздухе, кг/кмоль, или – что практически то же самое – в топочных газах $M_{\text{п}}/M_{\text{г}} = M_{\text{п}}/M_{\text{вх}} = 18/29 = 0,622$); P – общее давление паровоздушной смеси, Па (кгс/см²); φ – относительная влажность газа.

Если температура влажного воздуха выше температуры насыщения водяного пара при общем давлении P , то $P_{\text{нас}} = P$ и $x = 0,622 \varphi/(1 - \varphi)$.

2. Энтальпия (внутренняя энергия в непрерывном процессе) влажного воздуха I (в кДж/кг сухого воздуха) состоит из энтальпий сухого воздуха и содержащейся в нем влаги и отсчитывается от состояния при 0 °С.

$$I = (c_{\text{в}} + c_{\text{п}}x)t + r_0x = (1,01 + 1,97x)t + 2493x, \quad (6.3)$$

где $c_{\text{в}} = 1,01$ и $c_{\text{п}} = 1,97$ кДж/(кг·К) – удельные теплоемкости сухого воздуха и водяного пара при постоянном давлении; x – влагосодержание воздуха, кг вод. пара/кг сух. воздуха; t – температура паровоздушной смеси (влажного воздуха), °С; $r_0 = 2493$ кДж/кг – удельная теплота парообразования воды при 0 °С.

3. Температура t_p точки росы для влажного воздуха соответствует достижению насыщенного состояния воздуха ($\varphi = 1$) при его охлаждении при постоянном влагосодержании ($x = \text{const}$) и определяется из соотношения (6.2) при $\varphi = 1$:

$$x = 0,622 \frac{1 \cdot P_{\text{нас}}(t_p)}{\Pi - 1 \cdot P_{\text{нас}}(t_p)}, \quad (6.4)$$

решаемого относительно t_p с использованием табличной (таблица А.11) зависимости $P_{\text{нас}}$ от температуры $P_{\text{нас}}(t)$. Решение трансцендентного соотношения (6.4) требует итерационной процедуры или графических построений.

4. Температура мокрого термометра t_m для влажного воздуха соответствует его полному насыщению парами влаги до $P_{\text{нас}}$ при адиабатических условиях и определяется решением трансцендентной системы (6.5)-(6.6):

$$x_{\text{нас}} = 0,622 \frac{1 \cdot P_{\text{нас}}(t_m)}{\Pi - 1 \cdot P_{\text{нас}}(t_m)}; \quad (6.5)$$

$$(c_{\text{вх}} + c_{\text{п}}x)t + r_0x = (c_{\text{вх}} + c_{\text{п}}x_{\text{нас}})t_m + r_0x_{\text{нас}}, \quad (6.6)$$

решаемой относительно двух неизвестных: $x_{\text{нас}}$ – влагосодержания насыщенного воздуха при t_m .

5. Связь между основными параметрами влажного воздуха (t , x , I , φ , p_p , t_p и t_m) представлена в $I - x$ диаграмме влажного воздуха (диаграмма Рамзина) (рисунок 6.1), с помощью которой с достаточной для практики точностью преимущественно и решаются балансовые задачи процессов конвективной сушки горячим воздухом или разбавленными воздухом топочными газами.

Схема определения параметров по диаграмме Рамзина показана на рисунке 6.2. Точка А на диаграмме это состояние влажного воздуха в которой определяются параметры. По линии А-Д определяется x , по линии А-С определяется t , по линии А-В определяется I , по линиям А-Е и Е-Ф определяется p . Относительная влажность φ между кривыми φ_1 и φ_2 определяется в соответствии с формулой, как $\varphi_1 + \text{АН}/\text{НГ}$. В случае, если состояние влажного воздуха точка А определяется по значениям двух параметров (любых), то следует двигаться по соответствующим отрезкам в обратном направлении до точки пересечения.

Для нахождения температуры мокрого термометра t_m определяем исходное состояние влажного воздуха (точка А) в соответствии с рисунком 6.3. От точки А двигаемся к точке Д по пунктирной линии $t_m = \text{const}$ (линия адиабатического насыщения влажного воздуха). Точка Д соответствует насыщенному (конечному) состоянию влажного воздуха в мокром термометре. По линии DC ($t = \text{const}$) определяем температуру мокрого термометра.

Для определения точки росы из исходной точки А двигаемся к точке Е при $x = \text{const}$, и дальше по линии $t = \text{const}$ отрезок ЕФ определяем температуру точки росы.

Можно решить обратную задачу. По температуре мокрого и сухого (обычная температура влажного воздуха) термометров можно определить исходное состояние влажного воздуха (точку А), двигаясь по тем же линиям в обратном направлении до пересечения с температурой сухого термометра. Аналогичную задачу можно решить, имея температуру сухого термометра и температуру точки росы.

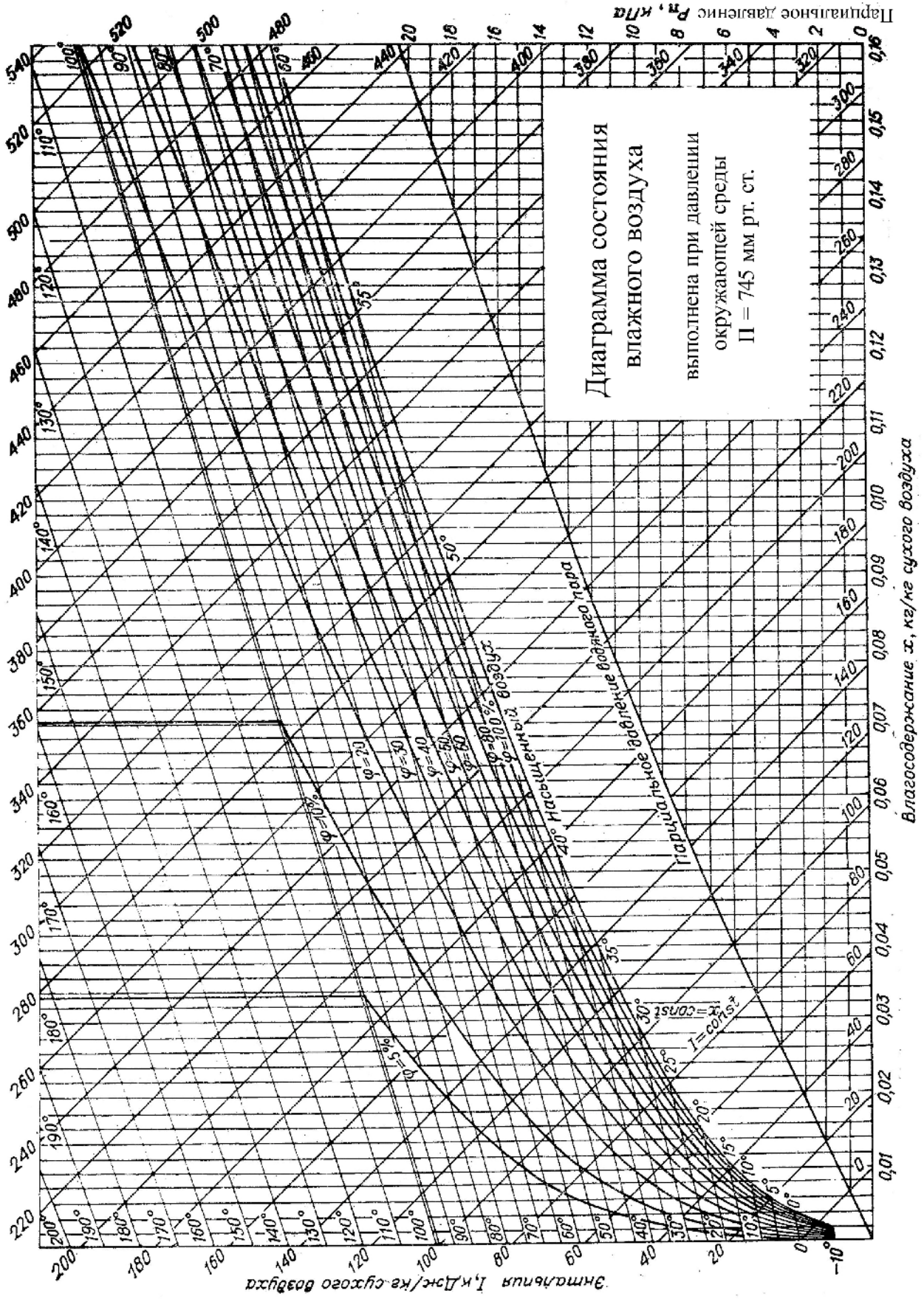


Рисунок 6.1 – Диаграмма состояния влажного воздуха (диаграмма Рамзина)

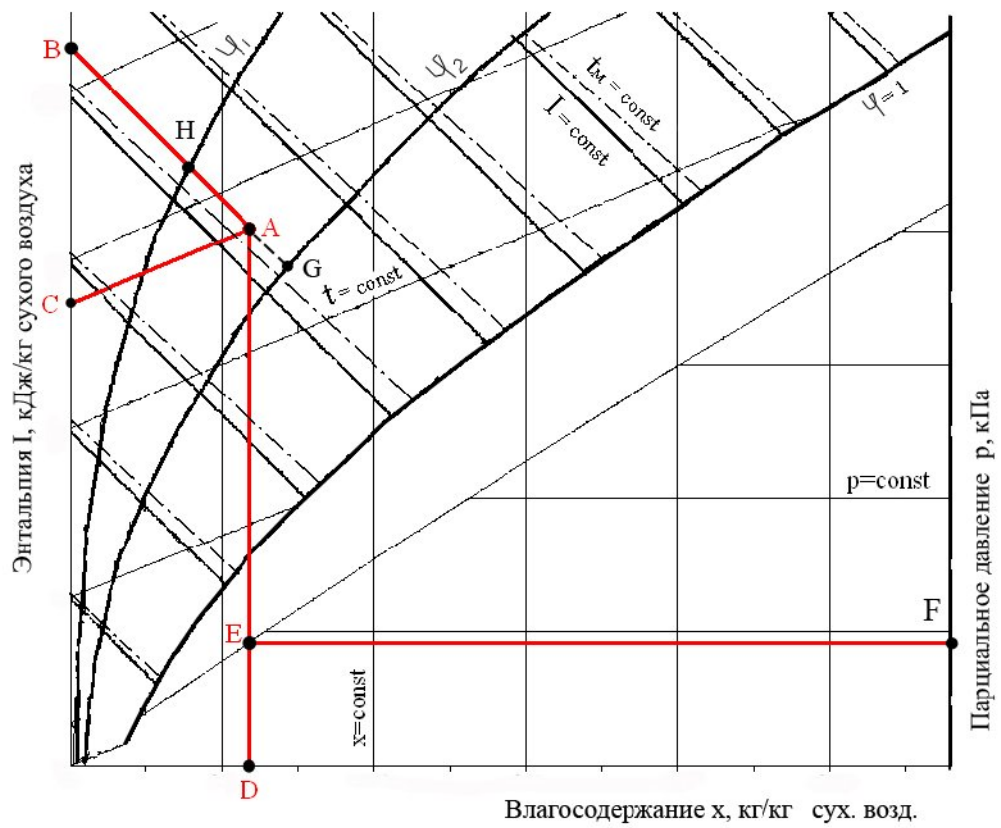


Рисунок 6.2 – Определение параметров влажного воздуха

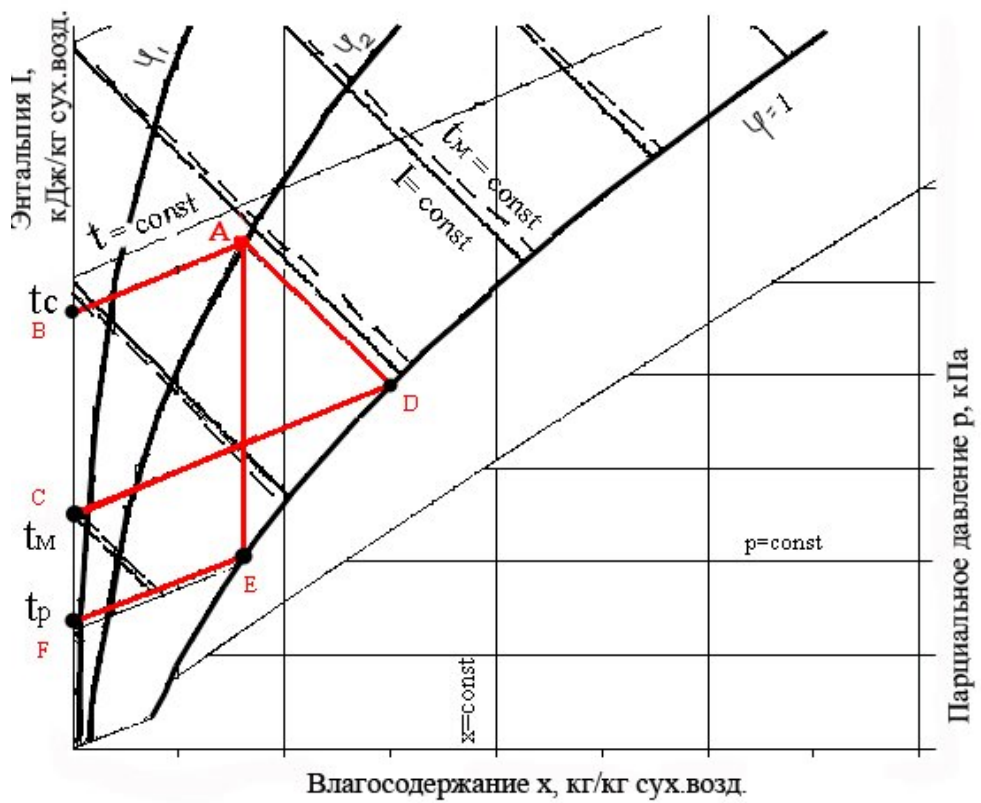


Рисунок 6.3 - Определение температуры мокрого термометра и точки росы

6. Удельный объем влажного воздуха, отнесенный к 1 кг сухого воздуха, $v_{\text{вл. вх}}$ (в м³/кг) может быть вычислен по закону газового состояния:

$$v_{\text{вл. вх}} = \frac{R T}{M(\Pi - \phi P_{\text{нас}})}, \quad (6.7)$$

где $R = 8314$ Дж/(кг·К) – газовая постоянная для воздуха; T – температура воздуха в абсолютной шкале, К; M – молярная масса воздуха, кг/кмоль.

Основные расчетные зависимости:

1. Концентрация влаги в материале может выражаться в долях либо от общей массы влажного материала (u – абсолютная массовая концентрация или влажность, кг влаги/кг влажного материала), либо от массы абсолютно сухого материала (u' – относительная массовая концентрация или влагосодержание, кг влаги/кг сухого материала). Значения u и u' связаны соотношениями:

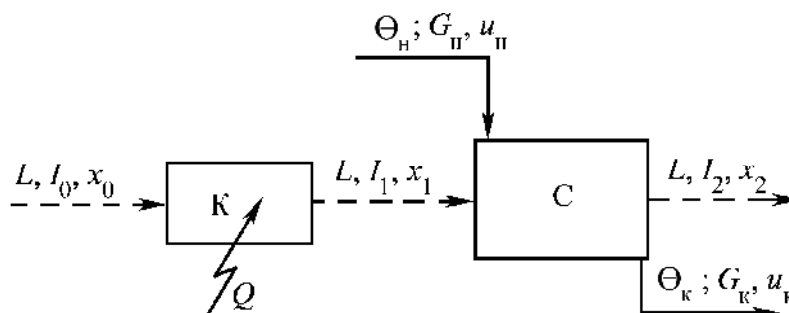
$$u' = \frac{u}{1-u}; \quad u = \frac{u'}{1+u'}. \quad (6.8)$$

2. Количество удаляемой из материала влаги W (кг/с или кг) пропорционально изменению влажности (влагосодержания) материала:

$$W = G_{\text{н}} \frac{u_{\text{н}} - u_{\text{к}}}{1 - u_{\text{к}}} = G_{\text{к}} \frac{u_{\text{н}} - u_{\text{к}}}{1 - u_{\text{н}}} = G_{\text{сух}} \cdot (u'_{\text{н}} - u'_{\text{к}}), \quad (6.9)$$

где $G_{\text{н}}$ и $G_{\text{к}}$ – начальный и конечный массовые расходы (при периодической сушке – начальная и конечная массы) высушиваемого материала, кг/с; $G_{\text{сух}}$ – расход по абсолютно сухой основе материала, остающийся одинаковым в процессе сушки, кг/с.

3. В основном конвективные сушилки работают по нормальному сушильному варианту, в котором отработанный теплоноситель на выходе из сушилки выбрасывается (рисунок 6.4). В конвективной сушке, температура агента уменьшается, а влагосодержание (6.2) и относительная (6.1) влажности увеличиваются. Лишь значение энтальпии сушильного агента (6.3) в условиях так называемой теоретической сушилки остается постоянной, а для реальной сушилки уменьшается за счет тепловых потерь.



К – калорифер; С – сушильный аппарат

Рисунок 6.4 - Схема установки конвективной сушки, работающей по нормальному сушильному варианту

Расход сухого воздуха L (в кг/с) в конвективной сушилке:

$$L = Wl, \quad (6.10)$$

где W – количество испаряемой из материала влаги, кг/с; l – удельный расход сухого воздуха, приходящийся на 1 кг испаряемой влаги (в кг сух. вх/кг испар. вл).

Количество испаряемой из материала влаги (в кг/с):

$$W = L(x_2 - x_0), \quad (6.11)$$

где x_0 и x_2 – влагосодержания воздуха на входе и на выходе из сушильного аппарата (кг вл/кг сух. возд.).

4. Теплота, которая в дальнейшем используется в сушильном аппарате, подводится к воздуху в калорифере от электронагревателей или пара. Тепловой поток Q (в кВт) в нормальном сушильном варианте (рисунок 6.4):

$$Q = L(I_1 - I_0) = L(I_2 - I_0) + \sum Q_{\text{пот}\Sigma} = Q_{\text{т}} + \sum Q_{\text{пот}\Sigma} \quad (6.12)$$

где I_0 , I_1 и I_2 – удельные энтальпии воздуха на входе в калорифер, на выходе из него и на выходе из сушилки, кДж/кг сух. воздуха; L - расход сухого воздуха, кг/с; $Q_{\text{пот}\Sigma}$ - суммарные потери теплоты в окружающую среду, потери теплоты на нагрев высушиваемого материала и возможных транспортных средств, кВт, $Q_{\text{т}}$ – затраты теплоты в теоретической сушилке при $I=\text{const}$.

Потери теплоты в окружающую среду связаны с выходом нагретого материала и транспортных устройств из сушилки и потерями в окружающее пространство через стенки аппарата.

$$\sum Q_{\text{пот}\Sigma} = Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{тр}} + Q_{\text{ном}} \quad (6.13)$$

где $Q_{\text{нагр}}$ – теплота, идущая на нагрев, кВт; $Q_{\text{тр}}$ – теплота, идущая на нагрев транспортных устройств, кВт; $Q_{\text{ном}}$ - теплота, отдаваемое в окружающую среду через стенку, кВт; задается, как некоторая доля от теплоты теоретической сушилки.

Составляющие потерь теплоты определяются:

$$\sum Q_{\text{нагр}} = G_{\text{к}} \cdot c_{\text{к}} \cdot (\theta_{\text{к}} - \theta_{\text{н}}) - W \cdot c_{\text{в}} \cdot \theta_{\text{н}} \quad (6.14)$$

$$Q_{\text{тр}} = G_{\text{тр}} \cdot c_{\text{тр}} \cdot (t_{\text{трк}} - t_{\text{трн}}) \quad (6.15),$$

где $G_{\text{к}}$, $G_{\text{тр}}$ –расход высушенного материала и транспортных устройств, (кг/с) $c_{\text{к}}$, $c_{\text{тр}}$ - теплоемкость высушенного материала и транспортных устройств, (кДж/(кгК)) $\theta_{\text{к}}$, $\theta_{\text{н}}$, $t_{\text{трк}}$, $t_{\text{трн}}$ – температуры материала транспортных устройств на входе и выходе сушилки, (К).

Сушилка, в которой потерями теплоты пренебрегают, называется теоретической. Расход теплоты в теоретической сушилке

$$Q_{\text{т}} = L(I_2 - I_0), \quad (6.16)$$

На диаграмме Рамзина можно отобразить процессы (рисунок 6.5), протекающие в нормальном сушильном варианте. Прямая 1-2 – это рабочая линия процесса сушки. Если сушилка теоретическая, то процесс сушки идет по линии $I_2 = I_1$ или $I=\text{const}$ из точки 1т в точку 2. Отрезки 0-1 и 0-1т – это рабочие линии нагрева воздуха в калорифере реальной сушилки и теоретической сушилки соответственно.

5. Удельный расход теплоты на сушку q , кДж/кг влаги.

$$q = Q/W \quad (6.17)$$

6. Термический коэффициент полезного действия (эффективность) сушилки

$$\eta = r/q, \quad (6.18)$$

где r – удельная теплота парообразования воды, определяемая при температуре мокрого термометра, кДж/кг.

Рассмотрим примеры решения задач.

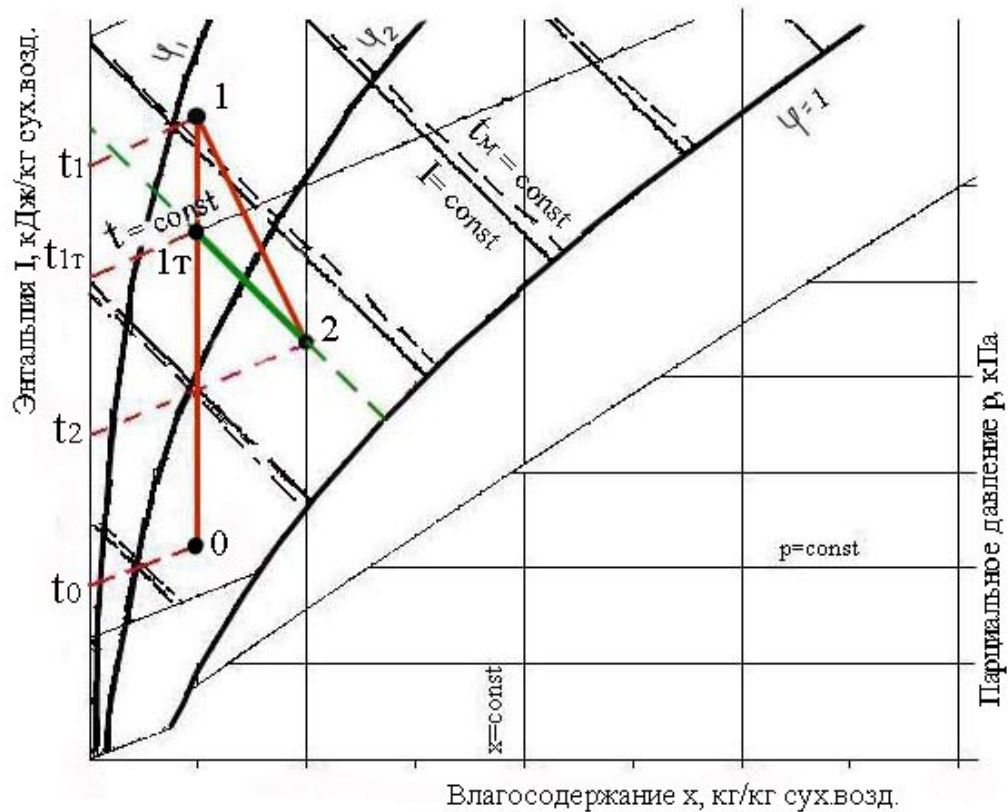


Рисунок 6.5 - Изображение нормального сушильного цикла на диаграмме Рамзина

6.2 Примеры

Пример 1

Влажный воздух имеет температуру $t=50^{\circ}\text{C}$ и влагосодержание $x=0.025$ кг/кг. Определить все остальные параметры для влажного воздуха, включая температуру мокрого термометра и точку росы по диаграмме Рамзина.

Решение

При определении состояния влажного воздуха воспользоваться методикой приведенной в п. 5 на странице 75 и рисунками 6.1, 6.2 и 6.3. Для данного случая $\phi=0.31$, $I=116$ кДж/кг, $p=3.8$ кПа, температура мокрого термометра $t_m=32^{\circ}\text{C}$, температура точки росы $t_p=28^{\circ}\text{C}$.

Пример 2

Определить затраты теплоты Q , кВт и производительность установки по конечному продукту G_k , кг/ч в теоретической сушилке для двух случаев: в первом случае влажность материала начальная $u_{n1} = 0.75$ кг влаги/кг влажного материала, а во втором влажность материала $u_{n2} = 0.6$ кг влаги/кг влажного материала. Начальная температура воздуха $t_n = 10^{\circ}\text{C}$ и конечная температура $t_k = 80^{\circ}\text{C}$. Материал высушивается до конечной влажности $u_k = 0.055$ кг влаги/кг влажного материала. Расход сухого воздуха $L = 1400$ кг/ч. Влагосодержание воздуха начальное $x_0 = 0.02$ кг/кг и конечное $x_2 = 0.06$ кг/кг.

Решение

Энтальпия влажного воздуха в начале процесса сушки I_0 , кДж/кг и в конце процесса I_2 , кДж/кг рассчитывается по формуле (6.3).

$$I_0 = (1.01 + 1.97 \cdot 0.02) \cdot 10 + 2493 \cdot 0.02 = 60.35 \text{ кДж/кг сухого воздуха}$$

$$I_2 = (1.01 + 1.97 \cdot 0.06) \cdot 80 + 2493 \cdot 0.06 = 239.84 \text{ кДж/кг сухого воздуха}$$

Затраты теплоты в теоретической сушилке Q , кВт рассчитываются по формуле (6.12).

$$Q = (239.84 - 60.35) \cdot 1400 / 3600 = 69.80 \text{ кВт}$$

Количество испаряемой из материала влаги W , кг/ч рассчитывается по формуле (6.11).

$$W = 1400 \cdot (0.06 - 0.02) = 56.00 \text{ кг/ч}$$

Конечный массовый расход высушиваемого продукта G_k , кг/ч (для двух начальных влажностей) высчитывается из формулы (6.9).

$$G_{k1} = 56.00 \cdot (1 - 0.75) / (0.75 - 0.055) = 20.14 \text{ кг/ч}$$

$$G_{k2} = 56.00 \cdot (1 - 0.6) / (0.6 - 0.055) = 41.10 \text{ кг/ч.}$$

Пример 3

Определить необходимые значения расхода воздуха и тепловой мощности для теоретической и реальной сушилок, работающих по нормальному сушильному варианту, расход и давление греющего пара парового калорифера. По диаграмме влажного воздуха найти точку росы и температуру мокрого термометра. Производительность по влажному материалу $G_n = 1000$ кг/ч; начальная и конечная влажности материала $u_n = 0.2$ кг/кг (влажного) и $u_k = 0.005$ кг/кг; температура материала на входе в аппарат $\theta_n = 0$ °С и на выходе $\theta_k = 60$ °С. Состояние атмосферного воздуха до калорифера: $t_0 = 0$ °С и $\phi_0 = 0.8$; после сушилки: $t_2 = 70$ °С, влагосодержание воздуха на выходе из сушилки $x_2 = 0.03$ кг/кг. Удельная теплоемкость сухого продукта $c_m = 0.65$ кДж/(кг·К). Тепловые потери в окружающую среду $\sum Q_{пот}$ составляют 0.05 от расхода теплоты в теоретической сушилке.

Решение

По таблице А.11 находится $p_{нас}$ при температуре воздуха, подаваемого в калорифер $p_{нас} = 0.0062$ кгс/см². Общее давление паровоздушной смеси $P = 760$ мм.рт.ст. (1мм.рт.ст = 133.3Па, 1кгс/см² = 9.81·10⁴Па). Определяется влагосодержание парогазовой смеси x (формула 6.2):

$$x = 0.622 \frac{0.8 \cdot 0.0062}{1.0327 - 0.8 \cdot 0.0062} = 0.003 \text{ кг пара/кг сухого газа}$$

По формуле (6.3) определяется энтальпия воздуха на входе в сушилку:

$$I_0 = (1.005 + 1.97 \cdot 0.003) \cdot 0 + 2493 \cdot 0.003 = 7.48 \text{ кДж/кг сух. воздуха}$$

Энтальпия воздуха на выходе:

$$I_2 = (1.025 + 1.97 \cdot 0.03) \cdot 70 + 2493 \cdot 0.03 = 149.3 \text{ кДж/кг сух. воздуха}$$

Количество испаряемой из материала влаги (первое равенство формулы (6.9)):

$$W = 1000 \frac{0.2 - 0.005}{100 - 0.005} = 196 \text{ кг/ч} = 0.0544 \text{ кг/с.}$$

Расход сухого воздуха (по формуле (6.11)):

$$L = 196 \cdot (0.03 - 0.003) = 7259 \text{ кг/ч} = 2.016 \text{ кг/с.}$$

Расход теплоты в теоретической сушилке (формула (6.16)):

$$Q_T = 2.016 \cdot (149.3 - 7.48) = 285.9 \text{ кВт.}$$

Тепловой поток, затрачиваемый на нагрев материала в действительной (реальной) сушилке определяется в соответствии с формулой (6.14):

$$Q_{нагр} = 804 \cdot 0.6677 \cdot (60 - 0) / 3600 - 0.0544 \cdot 4.19 \cdot 0 / 3600 = 8.95 \text{ кВт}$$

Теплоемкость материала на выходе из сушилки:

$$c_k = c_m(1 - u_k) + c_g \cdot u_k$$

$$c_k = 0.65 \cdot (1 - 0.005) + 4.19 \cdot 0.005 = 0.6677 \text{ (кДж/кг}\cdot\text{K)}$$

Производительность по высушенному продукту:

$$G_k = G_n - W$$

$$G_k = 1000 - 196 = 804 \text{ (кг/ч)}$$

Потери теплоты в окружающую среду 0.05 от теплоты затраченной в теоретической сушилке:

$$Q_{\text{пот}} = 0.05 \cdot 285.9 = 14.295 \text{ кВт}$$

Общий тепловой поток, который должен быть подведен к сушильному агенту с учетом 5 %-х потерь в окружающую среду (формула (6.12)):

$$Q = 285.9 + 8.95 + 14.296 = 309.15 \text{ кВт.}$$

Сравнение расходов теплоты Q и Q_T показывает, что в реальной сушилке потребность в энергии на $(Q - Q_T)/Q = (309.15 - 285.9)/309.15 = 0.0762 = 7.62\%$ выше, чем в теоретической.

Из соотношения (6.12) находится энтальпия влажного воздуха на входе в действительную сушилку:

$$I_1 = I_0 + Q/L$$

$$I_1 = 7.48 + 309.15/2.016 = 160.80 \text{ кДж/кг.}$$

Определяем температуру воздуха после калорифера по формуле:

$$t_1 = \frac{I_1 - 2493 \cdot x_1}{c_c + 2 \cdot x_1}$$

$$t_1 = \frac{161 - 2493 \cdot 0.003}{1.005 + 2 \cdot 0.003} = 151.65 \text{ }^\circ\text{C}$$

Принимается, что разность температур насыщенного греющего пара и воздуха на выходе его из калорифера должна составлять 10 К (при меньшей разности будет быстро возрастать необходимая поверхность теплопередачи калорифера, а при большей будет возрастать давление греющего пара). Тогда температура греющего пара

$$t_{\text{г.п}} = t_1 + 10$$

$$t_{\text{г.п}} = 151.9 + 10 = 161.65 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Температуре греющего пара 161.65 °C соответствует его абсолютное давление $P_{\text{г.п}} = 6.641 \text{ кгс/см}^2$ (таблица А.11).

Расход греющего пара:

$$G_{\text{г.п}} = Q/r_{\text{г.п}}$$

$$G_{\text{г.п}} = 309.15/2082.7 = 0.15 \text{ кг/с} = 534.38 \text{ кг/ч,}$$

где $r_{\text{г.п}} = 2082.7 \text{ кДж/кг}$ – удельная теплота конденсации греющего пара при $t_{\text{г.п}} = 161.65 \text{ }^\circ\text{C}$ (таблица А.11).

Для определения температуры мокрого термометра определяем исходное состояние влажного воздуха (точка) в соответствии с рисунком 6.3. Температуру мокрого термометра и температуру точки росы определяем в соответствии с примером 1 (рисунок 6.3).

6.3 Контрольные задачи

Задача 1

Определить по диаграмме Рамзина температуру мокрого термометра и точку росы для воздуха с параметрами, приведенными в таблицах 6.1 -6.3, соответственно своему варианту.

Таблица 6.1 – Варианты задания к задаче 1

№ варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
φ	0.20	0.40	0.10	0.05	0.60	0.90	0.30	0.70	0.05	0.80
t	50	35	60	55	40	35	45	25	40	20

Таблица 6.2 – Варианты задания к задаче 1

№ варианта	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
t	30	60	15	40	50	60	35	65	35	70
x	0.010	0.015	0.003	0.011	0.022	0.007	0.016	0.017	0.012	0.024

Таблица 6.3 – Варианты задания к задаче 1

№ варианта	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
φ	0.30	0.60	0.05	0.20	0.40	0.80	0.30	0.50	0.40	0.10
x	0.008	0.031	0.010	0.024	0.030	0.011	0.034	0.017	0.006	0.014

Задача 2

Определить затраты теплоты Q кВт и производительность установки по конечному продукту G_k кг/ч в теоретической сушилке для двух случаев: при начальной влажности материала $u_{н1}$ кг влаги/кг влажного материала и $u_{н2}$ кг влаги/кг влажного материала. Начальная температура воздуха t_n °С и конечная температура t_k °С. Материал высушивается до конечной влажности u_k кг влаги/кг влажного материала. Расход сухого воздуха L кг/ч. Влагосодержание воздуха начальное x_0 кг/кг и конечное x_2 кг/кг.

Варианты задания приведены в таблице 6.4.

Задача 3

Определить необходимые значения расхода воздуха и тепловой мощности для теоретической и реальной сушилок, работающих по нормальному сушильному варианту, расход и давление греющего пара парового калорифера. По диаграмме влажного воздуха найти точку росы и температуру мокрого термометра. Производительность по влажному материалу G_n кг/ч; начальная и конечная влажности материала u_n кг/кг (влажного) и u_k кг/кг; температура материала на входе в аппарат θ_n °С и на выходе θ_k °С. Состояние атмосферного воздуха до калорифера: t_0 °С и φ_0 ; после сушилки: t_2 °С, влагосодержание воздуха на выходе из сушилки x_2 кг/кг. Удельная теплоемкость сухого продукта c_m кДж/(кг·К). Тепловые потери в окружающую среду $\sum Q_{пот}$ от расхода теплоты в теоретической сушилке.

Варианты задания приведены в таблице 6.5.

Таблица 6.4 – Варианты задания к задаче 2

Номер варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
u_k , кг вл./кг вл. мат.	0.050	0.050	0.040	0.045	0.060	0.065	0.070	0.075	0.080	0.085	0.100	0.090	0.080
$u_{н1}$, кг вл./кг вл. мат.	0.85	0.90	0.65	0.58	0.70	0.75	0.80	0.85	0.90	0.60	0.90	0.50	0.60
$u_{н2}$, кг вл./кг вл. мат.	0.50	0.43	0.40	0.33	0.42	0.45	0.50	0.55	0.50	0.43	0.60	0.40	0.25
L , кг/ч	1500	1600	1550	1400	1600	1650	1700	1800	1750	1850	1900	1950	2000
$t_{н}$, °C	20	21	22	23	25	26	27	28	29	30	31	19	18
t_k , °C	60	65	70	80	75	85	90	95	100	105	110	60	65
X_0 , кг/кг	0.010	0.020	0.010	0.015	0.010	0.020	0.015	0.010	0.020	0.015	0.010	0.020	0.015
X_2 , кг/кг	0.040	0.050	0.040	0.060	0.040	0.060	0.070	0.040	0.050	0.060	0.050	0.040	0.040

Продолжение таблицы 6.4

Номер варианта	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
u_k , кг вл./кг вл. мат.	0.070	0.060	0.050	0.040	0.030	0.020	0.080	0.070	0.060	0.050	0.040	0.030	0.020
$u_{н1}$, кг вл./кг вл. мат.	0.70	0.80	0.75	0.65	0.85	0.70	0.90	0.80	0.70	0.60	0.50	0.40	0.85
$u_{н2}$, кг вл./кг вл. мат.	0.40	0.35	0.30	0.25	0.45	0.42	0.35	0.30	0.25	0.40	0.20	0.35	0.27
L , кг/ч	2050	2100	2200	2250	2150	2300	1500	1200	1250	1300	1350	1400	1450
$t_{н}$, °C	17	16	15	14	13	12	11	10	9	7	6	5	4
t_k , °C	70	75	80	85	90	95	50	60	70	80	90	100	105
X_0 , кг/кг	0.010	0.020	0.015	0.020	0.010	0.020	0.010	0.015	0.020	0.010	0.015	0.010	0.020
X_2 , кг/кг	0.030	0.040	0.040	0.030	0.030	0.040	0.060	0.050	0.040	0.050	0.040	0.040	0.050

Таблица 6.5 – Варианты задания к задаче 3

Номер варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
G_H , кг/ч	950	530	390	220	700	450	310	800	650	780	250	130
u_H , кг/кг	0.15	0.17	0.22	0.28	0.35	0.15	0.34	0.37	0.24	0.30	0.29	0.36
u_K , кг/кг	0.012	0.010	0.007	0.009	0.048	0.013	0.075	0.035	0.021	0.018	0.025	0.053
θ_H , °C	65	60	55	50	51	61	58	63	55	50	52	50
θ_K , °C	10	5	0	15	5	10	20	15	5	0	10	5
t_0 , °C	0.60	0.65	0.70	0.73	0.68	0.84	0.61	0.72	0.65	0.73	0.75	0.80
t_2 , °C	15	10	5	0	12	8	14	10	11	13	9	10
φ	60	65	55	62	64	53	62	58	67	61	59	65
x_2 , кг/кг	0.034	0.032	0.038	0.035	0.031	0.041	0.044	0.049	0.047	0.043	0.046	0.052
c_M , кДж/(кг*К)	0.78	0.70	0.83	1.10	0.92	0.88	0.78	0.67	0.71	0.90	1.15	1.20
$Q_{пот}$, кВт	0.050	0.045	0.040	0.035	0.040	0.030	0.025	0.020	0.032	0.035	0.055	0.050

Продолжение таблицы 6.5

<i>№ вар.</i>	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
G_H , кг/ч	270	200	650	1100	1400	830	1250	1300	520	1370	1420	1800
u_H , кг/кг	0.40	0.31	0.42	0.48	0.50	0.44	0.49	0.18	0.57	0.33	0.50	0.54
u_K , кг/кг	0.074	0.044	0.015	0.017	0.055	0.061	0.063	0.009	0.062	0.024	0.058	0.087
θ_H , °C	68	60	70	59	57	65	59	60	55	58	52	63
θ_K , °C	15	0	20	5	10	15	5	10	0	5	10	15
t_0 , °C	0.85	0.65	0.55	0.70	0.83	0.80	0.76	0.55	0.82	0.77	0.81	0.85
t_2 , °C	11	15	10	7	5	4	6	10	15	8	11	9
φ	62	73	70	64	50	65	55	68	70	56	62	53
x_2 , кг/кг	0.048	0.045	0.035	0.033	0.046	0.050	0.047	0.041	0.052	0.049	0.055	0.053
c_M , кДж/(кг*К)	0.96	0.90	0.73	0.80	0.92	1.21	1.13	1.10	1.40	0.98	0.86	0.15
Q_{nom} , кВт	0.040	0.035	0.030	0.025	0.040	0.050	0.040	0.350	0.025	0.045	0.040	0.035

Литература

- 1 В. Ф. Фролов, О.М. Флисюк Процессы и аппараты химической технологии: Учеб. пособие для студентов заочной формы обучения. – СПб.: СИНТЕЗ, 2008 – 468 с.
- 2 Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Ч. 1, 2. М.: Химия. 1992, 1995. 416; 386 с.
- 3 Фролов В.Ф. Лекции по курсу «Процессы и аппараты химической технологии». – СПб.: ХИМИЗДАТ, 2008. - 608 с.
- 4 Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (Примеры и задачи): Учеб. пособие для вузов. - 2-е изд., испр. / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк СПб: Химиздат, 2009.- 544 с.

Приложение А
Справочные данные

**Таблица А.1 – Плотность жидких веществ и водных растворов (в кг/м³)
в зависимости от температуры**

Вещество	Температура, °С							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Азотная кислота, 100 %	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
„ „ 50 %	–	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аммиачная вода, 25 %	–	918	907	897	887	876	866	856
Анилин	–	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	–	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	–	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин, 50 %	–	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Диоксид серы (жидк.)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлорэтан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Диэтиловый эфир	758	736	714	689	666	640	611	576
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700

Продолжение таблицы А.1

Вещество	Температура, °С							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Кальция хлорид, 25 % раствор	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
м-Ксилол	–	882	865	847	831	796	796	777
Метилловый спирт, 100 %	828	810	792	774	756	736	714	–
„ „ 40 %	–	946	935	924	913	902	891	880
Муравьиная кислота	–	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Натр едкий, 50 % раствор	–	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
„ „ 40 % „	–	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
„ „ 30 % „	–	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
„ „ 20 % „	–	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
„ „ 10 % „	–	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Натрия хлорид, 20 % раствор	–	1157	1148	1189	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	–	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум, 20 %	–	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Пропиловый спирт	–	819	804	788	770	752	733	711
Серная кислота, 98 %	–	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
„ „ 92%	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
„ „ 75%	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
„ „ 60 %	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота, 30 %	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Тетрахлорид углерода	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766

Продолжение таблицы А.1

Вещество	Температура, °С							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Уксусная кислота, 100 %	-	1072	1048	1027	1004	981	958	922
„ „ 50 %	-	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол (расплавленный)	–	–	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт, 100 %	823	806	789	772	754	735	716	693
„ „ 80 %	–	857	843	828	813	797	783	768
„ „ 60 %	–	904	891	878	864	849	835	820
„ „ 40 %	–	947	935	923	910	897	885	872
„ „ 20 %	–	977	969	957	946	934	922	910

Таблица А.2 – Основные физические свойства газов
 Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па; 1 кгс/см² = 9,81·10⁴ Па.

Название	Формула	Плотность при 0 °С и 760 мм рт. ст., кг/м ³	Молярная масса, кг/кмоль	Удельная теплоемкость при 20 °С и $p_{абс} \approx 0,1$ МПа, кДж/(кг·К)		$k = c_p/c_v$	Температура кипения при 760 мм рт. ст., °С	Удельная теплота испарения при 760 мм рт. ст., кДж/кг	Критические точки		Вязкость μ_v при 0 °С и $p_{абс} = 1$ кгс/см ²	
				c_p	c_v				Температура, °С	Давление (абсолютное), кгс/см ²	10 ⁶ Па·с	Константа С уравнения (1.8)
Азот	N ₂	1,25	28	1,05	0,746	1,40	-195,8	199	-147,1	33,49	17	114
Аммиак	NH ₃	0,77	17	2,22	1,68	1,29	-33,4	1374	+132,4	111,5	9,18	626
Ацетилен	C ₂ H ₂	1,17	26,0	1,68	1,36	1,24	-83,7	830	+35,7	61,6	9,35	198
Бензол	C ₆ H ₆	–	78,1	1,25	1,14	1,10	+80,2	394	+288,5	47,7	7,2	–
Бутан	C ₄ H ₁₀	2,673	58,1	1,92	1,80	1,08	-0,5	387	+152	37,5	8,1	377
Воздух	–	1,293	29,0	1,01	0,721	1,40	-195	197	-140,7	37,2	17,3	124
Водород	H ₂	0,090	2,02	14,3	10,14	1,41	-252,8	455	-239,9	12,80	8,42	73
Диоксид азота	NO ₂	–	46,0	0,804	0,62	1,31	+21,2	712	+158,2	100,0	–	–
Диоксид серы	SO ₂	2,93	64,1	0,633	0,503	1,25	-10,8	394	+157,5	77,78	11,7	396
Диоксид углерода	CO ₂	1,98	44,0	0,838	0,654	1,30	-78,2	574	+31,1	72,9	13,7	254
Кислород	O ₂	1,429	32,0	0,913	0,654	1,40	-183,0	213	-118,8	49,71	20,3	131
Метан	CH ₄	0,72	16,0	2,23	1,70	1,31	-161,6	511	-82,15	45,6	10,3	162
Оксид углерода	CO	1,25	28,0	1,05	0,754	1,40	-191,5	212	-140,2	34,53	16,6	100
Пентан	C ₅ H ₁₂	–	72,2	1,72	1,58	1,09	+36,1	360	197,1	33,0	8,74	–
Пропан	C ₃ H ₈	2,02	44,1	1,87	1,65	1,13	-42,1	427	95,6	43	7,95	278
Пропилен	C ₃ H ₆	1,91	42,1	1,63	1,44	1,17	-47,7	440	91,4	45,4	8,35	322
Сероводород	H ₂ S	1,54	34,1	1,060	0,804	1,30	-60,2	549	100,4	188,9	11,66	–
Хлор	Cl ₂	3,22	70,9	0,482	0,355	1,36	-33,8	306	144,0	76,1	12,9	351
Хлористый метил	CH ₃ Cl	2,3	50,5	0,742	0,582	1,28	-21,4	406	148	66,0	9,89	454
Этан	C ₂ H ₆	1,36	30,1	1,73	1,45	1,20	-88,5	486	32,1	48,85	8,5	287
Этилен	C ₂ H ₄	1,26	28,1	1,53	1,26	1,20	-103,7	482	9,7	50,7	9,85	241

Таблица А.3 – Динамическая вязкость (в мПа·с) водных растворов

Растворенное вещество	Массовая доля, %	Температура, °С				
		0	20	30	40	60
NaOH	5	–	1,3	1,05	0,85	–
	15	–	2,78	2,10	1,65	–
	25	–	7,42	5,25	3,86	–
NaCl	5	1,86	1,07	0,87	0,71	0,51
	15	2,27	1,36	1,07	0,89	0,64
	25	3,31	1,89	–	–	–
NaNO ₃	10	–	1,07	0,88	0,72	0,54
	20	–	1,18	1,03	0,86	0,62
	30	–	1,33	1,3	1,07	0,79
Na ₂ CO ₃	10	–	1,74	1,38	1,1	–
	20	–	4,02	2,91	2,25	–
	30	–	–	8,35	5,6	–
KOH	10	–	1,23	1,0	0,83	–
	20	–	1,63	1,33	1,11	–
	30	–	2,36	1,93	1,57	–
KCl	5	1,7	0,99	0,8	0,66	0,48
	15	1,58	1,0	0,83	0,69	0,52
	20	–	1,02	0,85	0,72	0,54
KNO ₃	5	1,68	0,98	0,8	0,66	0,49
	15	–	0,98	0,8	0,69	0,51
	30	–	–	0,89	–	–
NH ₄ NO ₃	10	1,58	0,96	0,79	0,66	0,5
	30	1,51	1,0	0,84	0,73	0,57
	50	–	1,33	1,14	0,99	0,77
MgCl ₂	10	2,8	1,5	–	–	–
	20	5,3	2,7	–	–	–
	35	19,3	10,1	–	–	–
CaCl ₂	10	2,17	1,27	–	–	–
	20	3,14	1,89	–	–	–
	35	8,9	5,1	–	–	–

Таблица А.4 – Средние значения шероховатости труб

Трубопроводы	e, мм
Трубы стальные цельнотянутые и сварные при незначительной коррозии	0,2
Старые заржавленные стальные трубы	0,67 и выше
Трубы из кровельной стали проолифенные	0,125
Чугунные трубы водопроводные, бывшие в эксплуатации	1,4
Алюминиевые технически гладкие трубы	0,015–0,06
Чистые цельнотянутые трубы из латуни, меди, свинца и стекла	0,0015–0,01
Бетонные трубы; хорошая поверхность с затиркой	0,3–0,8
Бетонные трубы; грубая (шероховатая) поверхность	3–9
Нефтепроводы при средних условиях эксплуатации и паропроводы насыщенного пара	0,2
Паропроводы, работающие периодически	0,5
Воздухопроводы сжатого воздуха от компрессора	0,8
Конденсатопроводы, работающие периодически	1,0

**Таблица А.5 – Молярная теплоемкость газов, кДж/(кмоль·К)
(при давлении 1 кгс/см²*)**

Газ	0°С	100°С	300°С	600°С
Азот, кислород, воздух, оксид углерода	29,0	29,3	30,0	31,0
Аммиак	35,3	37,9	43,2	50,1
Водород	29,1	29,3	29,7	30,4
Водяной пар	35,0	35,5	36,7	39,3
Диоксид углерода и диоксид серы	38,6	41,1	45,7	54,3
Метан	35,7	39,7	47,8	59,8
Сероводород	34,3	35,8	38,8	43,3
Хлор	36,3	36,4	36,7	37,0

* С допустимым приближением данными таблицы можно пользоваться и при давлении порядка нескольких атмосфер.

Таблица А.6 – Теплопроводность твердых материалов при 0–100 °С

Материал	Плотность (для сыпучих материалов насыпная плотность), кг/м ³	Теплопроводность, Вт/(м·К)
Асбест	600	0,151
Бетон	2 300	1,28
Винипласт	1 380	0,163
Войлок шерстяной	300	0,047
Древесина (сосна) поперек волокон	600	0,140–0,174
„ „ вдоль волокон	600	0,384
Древесные опилки	230	0,070–0,093
Кладка из обыкновенного кирпича	1 700	0,698–0,814
„ „ огнеупорного кирпича	1 840	1,05
„ „ изоляционного кирпича	600	0,116–0,209
Краска масляная	–	0,233
Лед	920	2,33
Литье каменное	3 000	0,698
Магнезия 85 % в порошке	216	0,070
Накипь, водяной камень	–	1,16–3,49
Пенопласт	30	0,047
Песок сухой	1 500	0,349–0,814
Пробковая мелочь	160	0,047
Резина пористая	2 500	0,060
Ржавчина (окалина)	–	1,16
Совелит	450	0,098
Стекло	2 500	0,698–0,814
Стекланная вата	200	0,035–0,070

Продолжение таблицы А.6

Материал	Плотность (для сыпучих материалов насыпная плотность), кг/м ³	Теплопроводность, Вт/(м·К)
Текстолит	1 380	0,244
Горфоплиты	220	0,064
Фаолит	1 730	0,419
Шлаковая вата	250	0,076
Эмаль	2 350	0,87–1,16
<i>Металлы</i>		
Алюминий	2 700	203,5
Бронза	8 000	64,0
Латунь	8 500	93,0
Медь	8 800	384
Свинец	11 400	34,9
Сталь	7 850	46,5
„ нержавеющая	7 900	17,5
Чугун	7 500	46,5–93

Таблица А.7 – Теплопроводность газов при $p_{абс} = 1$ атм [в Вт/(м·К)]

Газ	Температура, °С			
	0	50	100	200
Азот	0,0233	0,0267	0,0314	0,0384
Аммиак	0,0209	0,0256	0,0314	–
Водород	0,1628	0,1861	0,2210	0,2559
Водяной пар	0,0163	0,0198	0,0244	0,0326
Воздух	0,0244	0,0279	0,0326	0,0395
Кислород	0,0244	0,0291	0,0326	0,0407
Метан	0,0302	0,0361	0,0465	–
Углерода диоксид	0,0140	0,0186	0,0233	0,0314
Углерода оксид	0,0221	0,0244	–	–
Этан	0,0174	0,0233	0,0314	–
Этилен	0,0163	0,0209	0,0267	–

Таблица А.8 – Среднее значение тепловой проводимости загрязнений стенок

Теплоносители	Тепловая проводимость загрязнений стенок, $1/r_{т.з}, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
Вода загрязненная	1400–1860*
„ среднего качества	1860–2900*
„ хорошего качества	2900–5800*
„ очищенная	2900–5800*
„ дистиллированная	11600
Нефтепродукты чистые, масла, пары хладагентов	2900
Нефтепродукты сырые	1160
Органические жидкости, рассолы, жидкие хладагенты	5800
Водяной пар (с содержанием масла)	5800
Органические пары	11600
Воздух	2800

* Для воды меньшие значения тепловой проводимости загрязнений соответствуют более высоким температурам.

Таблица А.9 – Физические свойства органических жидкостей

Жидкость	Химическая формула	Молярная масса, кг/кмоль	Плотность, кг/м ³	Температура кипения, °С	Давление насыщенного пара при 20 °С, мм рт.ст.	Температура плавления, °С
Ацетон	CH ₃ COCH ₃	58,08	810	56	186	–94,3
Бензин	–	–	690–760	70–120	–	–
Бензол	C ₆ H ₆	78,11	900	80,2	75	5,5
Дихлорэтан	CH ₂ Cl–CH ₂ Cl	98,97	1250	83,7	65	–
Изопропилацетат	CH ₃ COOC ₃ H ₇	130,18	870	142,5	6	–
Ксилолы (смесь)	C ₆ H ₄ (CH ₃) ₂	106,16	860	136–145	10	–13 ÷ –48
Метилацетат	CH ₃ COOCH ₃	74,08	930	57,5	170	–
Пропилацетат	CH ₃ COOC ₃ H ₇	102,13	890	101,6	25	–
Сероуглерод	CS ₂	76,13	1290	46,3	298	–112
Скипидар	C ₁₀ H ₁₆	136,1	850–880	155–190	4	–
Спирты						
бутиловый	C ₄ H ₉ OH	74,12	810	117,7	4,7	–90
изоамиловый	C ₅ H ₁₁ OH	88,15	810	132	2,2	–117
изобутиловый	C ₄ H ₉ OH	74,12	800	108	8,8	–108
изопропиловый	C ₃ H ₇ OH	60,09	785	82,4	32,4	–89
метиловый	CH ₃ OH	32,04	800	64,7	95,7	–98
пропиловый	C ₃ H ₇ OH	60,09	800	97,2	14,5	–126
этиловый	C ₂ H ₅ OH	46,07	790	78,3	44	–114,5

Продолжение таблицы А.9

Жидкость	Химическая формула	Молярная масса, кг/кмоль	Плотность, кг/м ³	Температура кипения, °С	Давление насыщенного пара при 20 °С, мм рт.ст.	Температура плавления, °С
Толуол	C ₆ H ₅ CH ₃	92,13	870	110,8	22,3	-95
Углерода тетрахлорид	CCl ₄	153,84	1630	76,7	90,7	-22,8
Хлороформ	CHCl ₃	119,38	1530	61,2	160	-
Этилацетат	CH ₃ COOC ₂ H ₅	88,10	900	77,15	73	-83,6
Эфир диэтиловый	C ₂ H ₅ OC ₂ H ₅	74,12	710	34,5	442	-116,3

Таблица А.10 – Удельная теплота парообразования жидкостей
(в кДж/кг)

Вещество	Температура, °С				
	0	20	60	100	140
Аммиак	1265,4	1190,0	-	-	-
Анилин	-	-	-	-	435,8 (при 184 °С)
Ацетон	565,7	553,1	519,6	473,5	-
Бензол	448,3	435,8	408,5	379,2	346,1
Бутиловый спирт	703,9	687,2	653,6	611,7	561,5
Вода	2493,1	2446,9	2359,0	2258,4	2149,5
Диоксид углерода	235,1	155,4	-	-	-
Диэтиловый эфир	387,6	366,6	326,4	282,4	228,4
Изопропиловый спирт	775,2	750,0	699,7	636,9	557,3
Метиловый спирт	1198,3	1173,2	1110,4	1013,9	892,6
Нитробензол	-	-	-	-	331,9 (при 211 °С)
Пропиловый спирт	812,9	791,9	745,8	683,0	595,0
Сероуглерод	374,6	367,0	344,4	316,4	282,4
Тетрахлорид углерода	218,3	213,7	201,9	185,6	168,0
Толуол	414,8	407,7	388,8	368,7	344,0
Уксусная кислота	-	-	-	406,4 (при 118 °С)	395,5
Фреон-12	155,0	144,9	132,4	-	-
Хлор	266,5	253,1	222,0	176,8	71,23
Хлорбензол	375,8	369,5	354,4	338,1	320,5
Хлороформ	271,5	263,1	247,6	231,3	-
Этилацетат	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2
Этиловый спирт	921,8	913,4	879,9	812,9	712,3

Таблица А.11 – Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры

Пересчет в СИ: 1 кгс/см = 9,81 · 10⁴ Па.

Температура, °С	Давление (абсолютное), кгс/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования $r = i'' - i'$, кДж/кг
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2482
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2460
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2532,0	2448
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2437
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2426
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391
50	0,1258	12,05	0,0830	209,50	2589,5	2380
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2357
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2679	2260
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2711	2207
125	2,367	0,772	1,296	525,4	2718	2194
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	2726	2179
135	3,192	0,5831	1,715	568,2	2733	2165
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	2740	2150
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4,855	0,3933	2,543	632,7	2753	2120
160	6,303	0,3075	3,252	654,1	2765	2089
170	8,080	0,2431	4,113	719,8	2776	2056
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	2785	2021
190	12,80	0,1568	6,378	808,3	2792	1984
200	15,85	0,1276	7,840	852,7	2798	1945
210	19,56	0,1045	9,567	897,9	2801	1904
220	23,66	0,0862	11,600	943,2	2803	1860
230	28,53	0,07155	13,98	989,3	2802	1813
240	34,13	0,05967	16,76	1035	2799	1763

Продолжение таблицы А.11

Температура, °С	Давление (абсолютное), кгс/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования $r = i'' - i'$, кДж/кг
250	40,55	0,04998	20,01	1082	2792	1710
260	47,85	0,04199	23,82	1130	2783	1653
270	56,11	0,03538	28,27	1178	2770	1593
280	65,42	0,02988	33,47	1226	2754	1528
290	75,88	0,02525	39,60	1275	2734	1459
300	87,6	0,02131	46,93	1327	2710	1384
310	100,7	0,01799	55,59	1380	2682	1302
320	115,2	0,01516	65,95	1437	2650	1213
330	131,3	0,01273	78,53	1498	2613	1117
340	149,0	0,01064	93,98	1564	2571	1009
350	168,6	0,00884	113,2	1638	2519	881
360	190,3	0,00716	139,6	1730	2444	714
370	214,5	0,00585	171,0	1890	2304	412
374	225	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица А.12 – Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

Давление (абсолютное), кгс/см ²	Температура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования $r = i'' - i'$, кДж/кг
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,015	12,7	89,64	0,01116	53,2	2518	2465
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2455
0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2588	2382
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307

Продолжение таблицы А.12

Давление (абсолютное), кгс/см ²	Темпера- тура, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота па- рообразования $r = i'' - i'$, кДж/кг
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
1,6	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
10	179,0	0,1985	4,037	759,6	2784	2024
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1956
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
30	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
40	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
50	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
60	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565
70	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
80	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
90	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1369
100	309,5	0,01815	55,11	1377	2684	1306
120	323,1	0,01437	69,60	1455	2638	1183
140	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
160	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
180	355,4	0,00782	128,0	1684	2483	799
200	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
225	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица А.13 – Равновесные составы жидкости (x) и пара (y) в мольных долях (в %) и температуры кипения (t) в °С бинарных систем при (p) 760 мм рт.

смесь	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Ацетон – бензол	y	0	14,0	24,3	40,0	51,2	59,4	66,5	73,0	79,5	86,3	93,2	100
	t	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1
Бензол – толуол	y	0	10,9	20,8	37,2	50,7	61,9	71,3	79,1	85,7	91,2	95,9	100
	t	110,1	107,7	105,3	101,5	98,0	95,0	92,3	89,7	87,3	85,0	82,7	80,1
Бензол – уксусная кислота	y	0	26,5	41,5	58,0	68,5	75,5	79,9	83,8	87,5	91,6	95,6	100
	t	118,7	111,6	105,9	99,4	94,0	91,3	87,9	85,7	84,0	82,7	81,5	80,2
Хлороформ – бензол	y	0	6,0	12,6	27,0	41,8	54,5	65,6	74,5	82,5	90,0	95,0	100
	t	80,2	80,0	79,6	78,5	77,1	76,0	74,4	72,9	70,5	68,5	65,0	61,3
Этиловый спирт – вода	y	0	32,4	42,7	52,7	58,4	61,75	65,1	69,8	75,15	81,35	при x=89,4 (t= 78,15°C)	азеотропная смесь
	t	100,0	91,1	87,2	83,3	81,9	80,9	79,9	79,2	78,8	78,4		

Таблица А.14 - Соотношения между единицами измерения

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношения между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Длина	м	$1 \text{ мкм} = 10^{-6} \text{ м}$ $1 \text{ \AA} = 10^{-10} \text{ м}$ $1 \text{ ft} = 0,3048 \text{ м}$ $1 \text{ in} = 25,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$
Масса	кг	$1 \text{ lb} = 0,454 \text{ кг}$
Температура	К	$t \text{ }^\circ\text{C} = (t + 273,15) \text{ К}$ $t \text{ }^\circ\text{F} = [5/9 (t - 32) + 273,15] \text{ К}$
Угол плоский	рад	$1^\circ = \pi/180 \text{ рад}$ $1' = \pi/10\ 800 \text{ рад}$ $1 \text{ оборот} = 2\pi \text{ рад} = 6,28 \text{ рад}$
Вес (сила тяжести)	Н	$1 \text{ кгс} = 9,81 \text{ Н}$ $1 \text{ дин} = 10^{-5} \text{ Н}$ $1 \text{ стен} = 10^3 \text{ Н}$ $1 \text{ lbf} = 4,45 \text{ Н}$
Вязкость динамическая	Па · с	$1 \text{ дин} \cdot \text{с} / \text{см}^2 = 0,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ сП} = \frac{1}{9180} \frac{\text{еäñ} \cdot \text{ñ}}{\text{г}^2} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{s} / \text{ft}^2 = 47,88 \text{ Па} \cdot \text{с}$
Вязкость кинематическая	м ² /с	$1 \text{ Ст} = 1 \text{ см}^2 / \text{с} = 10^{-4} \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{s} = 0,093 \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{h} = 25,81 \text{ м}^2 / \text{с}$
Давление	Па	$1 \text{ бар} = 10^5 \text{ Па}$ $1 \text{ мбар} = 100 \text{ Па}$ $1 \text{ дин} / \text{см}^2 = 1 \text{ мкбар} = 0,1 \text{ Па}$ $1 \text{ кгс} / \text{см}^2 = 1 \text{ ат} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} =$ $= 735 \text{ мм рт. ст.}$ $1 \text{ кгс} / \text{м}^2 = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм вод. ст.} = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт. ст.} = 133,3 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf} / \text{in}^2 = 6895 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf} / \text{ft}^2 = 47,88 \text{ Па}$
Диффузии коэффициент	м ² /с	$1 \text{ ft}^2 / \text{s} = 0,0929 \text{ м}^2 / \text{с}$
Мощность	Вт	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} / \text{с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ эрг} / \text{с} = 10^{-7} \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал} / \text{ч} = 1,163 \text{ Вт}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{s} = 1,356 \text{ Вт}$
Натяжение поверхностное	Н/м	$1 \text{ кгс} / \text{м} = 9,81 \text{ Дж} / \text{м}^2$ $1 \text{ эрг} / \text{см}^2 = 1 \text{ дин} / \text{см} = 10^{-3} \text{ Дж} / \text{м}^2 = = 10^{-3} \text{ Н} / \text{м}$
Объем	м ³	$1 \text{ ft}^3 = 28,3 \text{ дм}^3 = 2,83 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3$ $1 \text{ in}^3 = 16,387 \text{ см}^3 = 16,39 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3$
Объем удельный	м ³ /кг	$1 \text{ дм}^3 / \text{кг} = 1 \text{ см}^3 / \text{г} = 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{кг}$

Продолжение таблицы А.14

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношения между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Плотность	кг/м ³	1 т/м ³ = 1 кг/дм ³ = 1 г/см ³ = 10 ³ кг/м ³ 1 кгс · с ² /м ⁴ = 9,81 кг/м ³ 1 lb/ft ³ = 16,02 кг/м ³ 1 lb/in ³ = 27,68 · 10 ³ кг/м ³
Плотность теплового потока (теплонпряжение, удельная тепловая нагрузка)	Вт/м ²	1 ккал/(м ² ·ч) = 1,163 Вт/м ²
Площадь	м ²	1 ft ² = 0,0929 м ² 1 in ² = 6,451 · 10 ⁻⁴ м ²
Работа, энергия, количество теплоты	Дж	1 кгс·м = 9,81 Дж 1 эрг = 10 ⁻⁷ Дж 1 кВт·ч = 3,6 · 10 ⁶ Дж 1 ккал = 4,187 · 10 ³ Дж = 4,19 кДж 1 lbf·ft = 1,356 Дж 1 lbf·in = 0,113 Дж 1 BTU = 1055 Дж
Расход массовый	кг/с	1 lb/s = 0,454 кг/с 1 lb/h = 1,26 · 10 ⁻⁴ кг/с
Расход объемный	м ³ /с	1 л/мин = 16,67 · 10 ⁻⁶ м ³ /с 1 ft ³ /s = 28,3 · 10 ⁻³ м ³ /с 1 in ³ /s = 16,4 · 10 ⁻⁶ м ³ /с
Скорость линейная	м/с	1 ft/s = 0,3048 м/с
Скорость угловая	рад/с	1 мин ⁻¹ = 2π/60 рад/с 1 об/с = 2π рад/с
Теплоемкость удельная массовая	Дж/(кг · К)	1 ккал/(кг · °С) = 4,19 кДж/(кг · К) 1 эрг/(г · К) = 10 ⁻⁴ Дж/(кг · К) 1 BTU/(lb·degF) = 4,19 кДж/(кг · К)
Теплоотдачи коэффициент, теплопередачи коэффициент	Вт/(м ² · К)	1 ккал/(м ² · ч · °С) = 1,163 Вт/(м ² · К) 1 BTU/(ft ² · h · degF) = 5,6 Вт/(м ² · К)
Теплопроводности коэффициент	Вт/(м · К)	1 ккал/(м · ч · °С) = 1,163 Вт/(м · К) 1 BTU/(ft · h · degF) = 1,73 Вт/(м · К)
Теплота удельная (фазового превращения)	Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Ускорение линейное	м/с ²	1 in/s ² = 25,4 · 10 ⁻³ м/с ² 1 ft/s ² = 0,3048 м/с ²
Частота	Гц	1 Гц = 1 с ⁻¹ = 60 мин ⁻¹
Энтальпия удельная	Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Энтропия удельная	Дж/(кг · К)	1 ккал/(кг · °С) = 4,19 кДж/(кг · К) 1 BTU/(lb · degF) = 4,19 кДж/(кг · К)

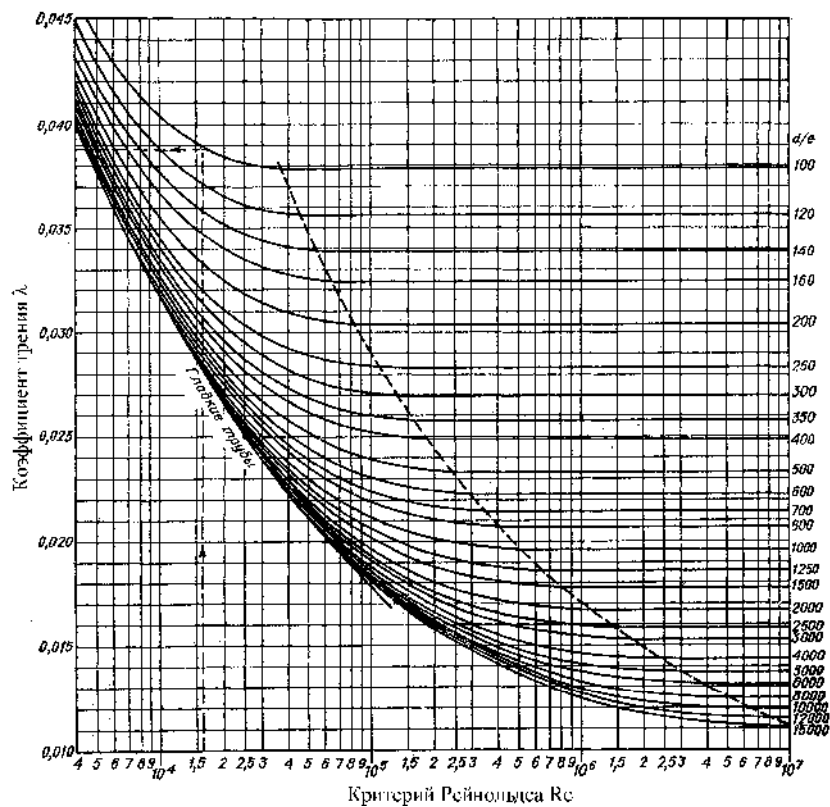


Рисунок А.1 - Зависимость коэффициента трения λ от критерия Рейнольдса Re и относительной шероховатости канала:

d – эквивалентный диаметр канала; e – средняя высота выступов шероховатости на внутренней поверхности канала

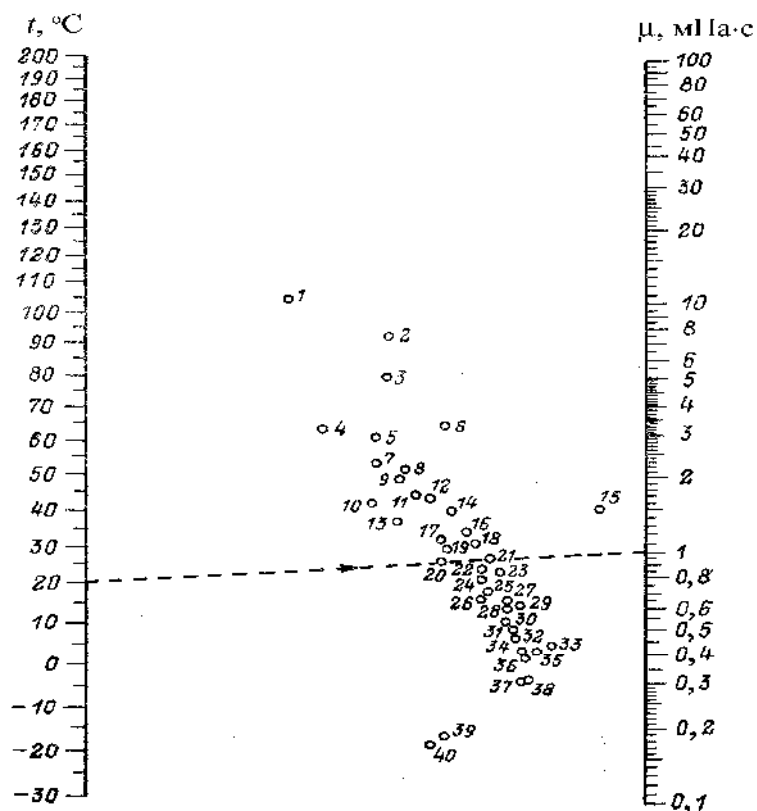


Рисунок А.2 - Номограмма для определения динамической вязкости жидкостей при различных температурах

Жидкость	№ точки	Жидкость	№ точки
Амиловый спирт	17	Серная кислота	
Аммиак	39	111 %	2
Анилин	8	98 %	3
Ацетон	34	60 %	6
Бензол	25	Сероуглерод	33
Бутиловый спирт	11	Серы триоксид	35
Вода	20	Терпентин	16
Гексан	36	Толуол	27
Гептан	31	Углерода диоксид	40
Глицерин, 100 %	1	Углерода тетрахлорид	21
Глицерин, 50 %	7	Уксусная кислота	
Диэтиловый эфир	37	100 %	18
Метилацетат	32	70 %	12
Метиловый спирт		Фенол	5
100 %	26	Хлорбензол	22
90 %	24	Хлороформ	29
30 %	13	Этилацетат	30
Нафталин	9	Этиленгликоль	4
Нитробензол	14	Этиленхлорид	23
Октан	28	Этиловый спирт	
Пентан	38	100 %	19
Ртуть	15	49 %	10

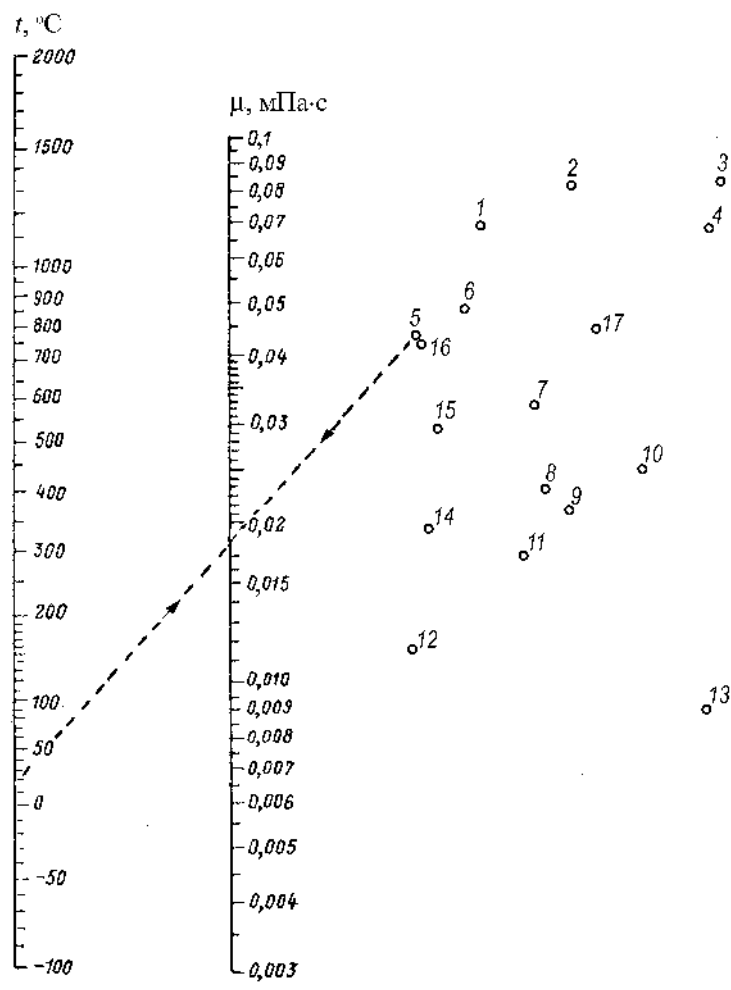


Рисунок А.3 - Номограмма для определения динамической вязкости газов при $p = 1$ атм*:
 1 – O_2 ; 2 – NO; 3 – CO_2 ; 4 – HCl; 5 – воздух; 6 – N_2 ; 7 – SO_2 ; 8 – CH_4 ; 9 – H_2O ; 10 – NH_3 ; 11 – C_2H_6 ;
 12 – H_2 ; 13 – C_6H_6 ; 14 – $9H_2 + N_2$; 15 – $3H_2 + N_2$; 16 – CO; 17 – Cl_2 .
 Пересчет в СИ: 1 атм = 760 мм рт. ст. = 101 325 Па

* С допустимым приближением данными номограммы можно пользоваться и при давлении порядка нескольких атмосфер

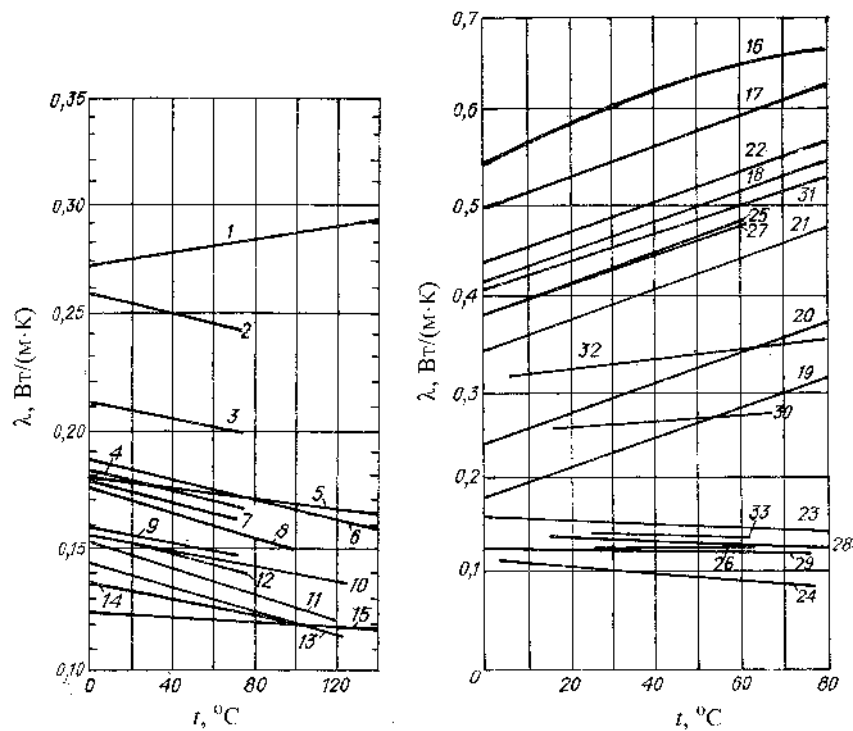


Рисунок А.4 - Теплопроводность жидкостей

Вещество	№ кривой	Вещество	№ кривой
Аммиак	31	Муравьиная кислота	2
Анилин	6	Нитробензол	10
Ацетон	8	Октан	33
Бензол	11	Серная кислота, 98 %	30
Бутиловый спирт	9	Сероуглерод	23
Вазелиновое масло	15	Соляная кислота, 30 %	27
Вода	16	Тетрахлорид углерода	24
Гексан	26	Толуол	13
Глицерин безводный	1	Уксусная кислота	7
50 %	25	Хлорид кальция, 25 %	17
Диэтиловый эфир	29	Хлорид натрия, 25 %	18
Изопропиловый спирт	12	Этиловый спирт 100 %	4
Касторовое масло	5	80 %	19
Керосин	28	60 %	20
Ксилол	14	40 %	21
Метилловый спирт 100 %	3	20 %	22
40 %	32		

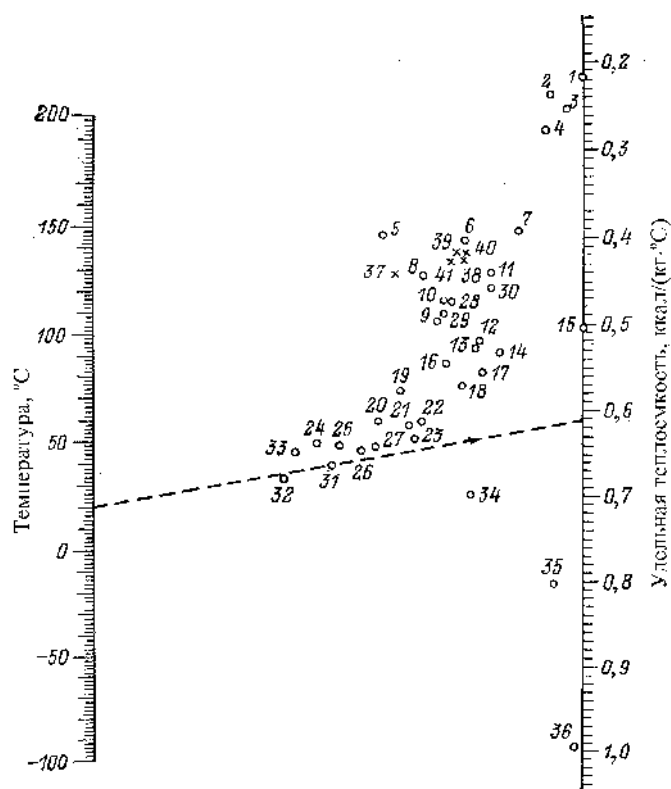


Рисунок А.5 - Номограмма для определения удельной теплоемкости жидкостей

Вещество	№ точки	Вещество	№ точки
Амилацетат	12	Пропиловый спирт	25
Анилин	14	Серная кислота, 100 %	7
Ацетон	18	Серовуглерод	4
Бензол	29	Соляная кислота, 30 %	26
Бутиловый спирт	24	Тетрахлорид углерода	2
Вода	36	Толуол (от -60 до 40 °С)	28
Гептан	19	Толуол (от 40 до 100 °С)	30
Глицерин	21	Уксусная кислота, 100 %	16
Дифенил	8	Хлорбензол	6
Диэтиловый эфир	17	Хлорид кальция, 25 %	34
Изобутиловый спирт	33	Хлорид натрия, 25 %	35
Изопентан	20	Хлороформ	3
Изопропиловый спирт		Этилацетат	13
от 0 до 50 °С	32	Этилбромид	1
от -50 до 0 °С	27	Этиленгликоль	22
о- и м-Ксилол	9	Этиловый спирт	31
n-Ксилол	10	Этилиодид	5
Метиловый спирт	23	Этилхлорид	11
Октан	15		

Пересчет в СИ: $1 \text{ ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{С}) = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$

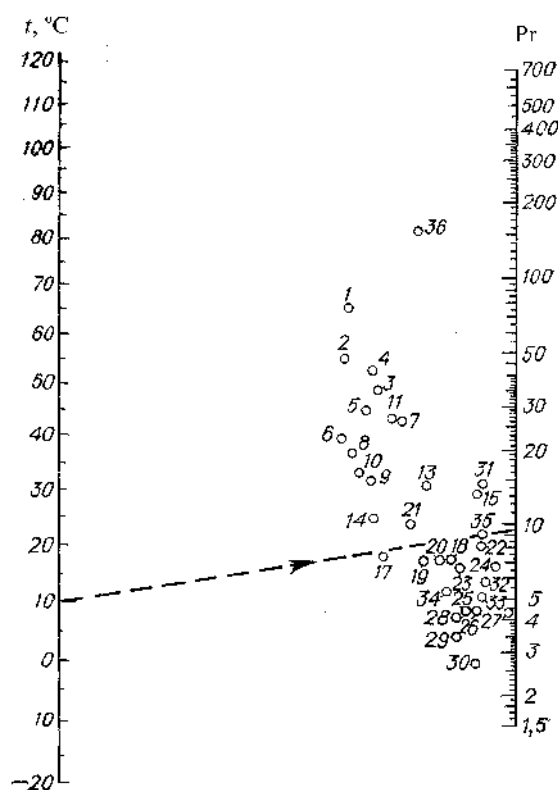


Рисунок А.6 - Номограмма для определения критерия Pr для жидкостей

Вещество	№ точки	Вещество	№ точки
Амилацетат	31	Серная кислота	
Аммиак, 26 %	14	111 %	1
Анилин	5	98 %	2
Ацетон	25	60 %	4
Бензол	22	Сероуглерод	30
Бутиловый спирт	11	Соляная кислота, 30 %	21
Вода	17	Тетрахлорид углерода	18
Гептан	32	Толуол	23
Диэтиловый эфир	28	Уксусная кислота	
Глицерин, 50 %	6	100 %	15
Изоамиловый спирт	3	50 %	9
Изопропиловый спирт	7	Хлорбензол	35
Ксилол	19	Хлороформ	34
Метилловый спирт		Этилацетат	24
100 %	20	Этилбромид	29
40 %	10	Этиленгликоль	36
Октан	33	Этилиодид	27
Пентан	26	Этиловый спирт	
		100 %	13
		50 %	8

УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ

БАННЫХ Ольга Петровна, **БОРИСОВА** Екатерина Игоревна,
КОНСТАНТИНОВ Валерий Анатольевич,
КРУКОВСКИЙ Олег Николаевич, **МУРАТОВ** Олег Вадимович,
ФРОЛОВ Владимир Федорович, **ФОМИН** Валерий Васильевич

МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

РТП ИК «Синтез» Московский пр.,26