

**О. П. Банных, Е. И. Борисова,
В. А. Константинов, О. В. Муратов, В. В. Фомин**

**РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ И
АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**



**Санкт-Петербург
2017**

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
УНИВЕРСИТЕТ ИТМО

**О. П. Банных, Е. И. Борисова,
В. А. Константинов, О. В. Муратов, В. В. Фомин**

**РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ И
АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

РЕКОМЕНДОВАНО К ИСПОЛЬЗОВАНИЮ В УНИВЕРСИТЕТЕ ИТМО
по направлению подготовки 16.03.01 Техническая физика, 18.03.02 Энерго- и
ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и
биотехнологии в качестве учебного пособия для реализации основных
профессиональных образовательных программ высшего образования бакалавриата

 **УНИВЕРСИТЕТ ИТМО**

Санкт-Петербург

2017

Баннх, О. П. Расчет основных процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие / О.П. Баннх, Е.И. Борисова, В.А. Константинов, О.В. Муратов, В.В. Фомин. – СПб: Университет ИТМО, 2017. – 82 с.

Рецензент: Флисюк Олег Михайлович, профессор, доктор технических наук, заведующий кафедрой процессов и аппаратов федерального государственного бюджетного образовательного учреждения высшего образования "Санкт-Петербургский государственный технологический институт (технический университет)"

Пособие адресовано студентам, обучающимся по направлениям 16.03.01 «Техническая физика», 18.03.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» и содержит сведения о расчетах по гидравлике, теплопередаче, выпаривании и массообменным процессам. Приведены примеры решения задач по всем разделам. В приложении к пособию приведены все необходимые для расчетов справочные данные.



Университет ИТМО – ведущий вуз России в области информационных и фотонных технологий, один из немногих российских вузов, получивших в 2009 году статус национального исследовательского университета. С 2013 года Университет ИТМО – участник программы повышения конкурентоспособности российских университетов среди ведущих мировых научно-образовательных центров, известной как проект «5 в 100». Цель Университета ИТМО – становление исследовательского университета мирового уровня, предпринимательского по типу, ориентированного на интернационализацию всех направлений деятельности.

© Университет ИТМО, 2017

© Баннх О.П., 2017

© Борисова Е.И., 2017

© Константинов В.А., 2017

© Муратов О.В., 2017

© Фомин В.В., 2017

СОДЕРЖАНИЕ

| | |
|--|-----------|
| 1 ГИДРАВЛИКА | 4 |
| 1.1 Основные зависимости и расчетные формулы | 4 |
| 1.2 Примеры | 6 |
| 1.3 Контрольные задачи | 10 |
| 2 ТЕПЛОПЕРЕДАЧА | 10 |
| 2.1 Основные зависимости и расчетные формулы | 10 |
| 2.2 Примеры | 19 |
| 2.3 Контрольные задачи | 26 |
| 3 ВЫПАРИВАНИЕ | 28 |
| 3.1 Основные зависимости и расчетные формулы | 28 |
| 3.2 Пример | 31 |
| 3.3 Контрольные задачи | 33 |
| 4 АБСОРБЦИЯ | 35 |
| 4.1 Основные зависимости и расчетные формулы | 35 |
| 4.2 Пример | 38 |
| 4.3 Контрольная задача | 40 |
| 5 РЕКТИФИКАЦИЯ | 41 |
| 5.1 Основные зависимости и расчетные формулы | 41 |
| 5.2 Пример | 48 |
| ПРИЛОЖЕНИЕ А. СПРАВОЧНЫЕ ДАННЫЕ | 57 |
| КАФЕДРА ИНФОРМАЦИОННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ТОПЛИВНО- ЭНЕРГЕТИЧЕСКОГО КОМПЛЕКСА | 78 |

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, вентиляей, 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, м³/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, м/с,
 S - поперечное сечение трубопровода, м².

Массовый расход жидкости или газа (G , кг/с) определяется как:

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

где ρ - плотность жидкости или газа, кг/м³.

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 Менделеева-Клапейрона):

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

где, согласно закону Авогадро, $\rho_0 = \frac{M}{22.4}$ - плотность газа ($\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$) при $T_0 = 273^\circ\text{K}$; $P_0 = 760$ мм рт. ст.;

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

t – температура газа, $^\circ\text{C}$;

P – давление газа, мм рт. ст.

Следует иметь в виду, что по уравнению Менделеева-Клапейрона 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);

$d_s = \frac{4S}{\Pi}$ - эквивалентный диаметр трубопровода (S – поперечное сечение

трубопровода сечение, м^2 и Π – периметр трубопровода (м), с которым соприкасается вещество потока, например для круглого трубопровода

$d_3 = 4 \frac{\frac{\pi}{4} d^2}{\pi d} = d$, 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:

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

где ξ - коэффициент местного сопротивления.

Затраты энергии на подъём жидкости ($\Delta P_{под}$):

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

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

1.2 Примеры

Пример 1

Определить (потребляемую) мощность при подаче 3.6 т/ч толуола при температуре 15°C на высоту 14 м в ёмкость с избыточным давлением 140 мм рт. ст. по трубопроводу $\varnothing 32 \times 1.5$ 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.

Решение

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

плотность толуола при 15 °С 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 м³ 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 м³ толуола:

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

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 $\mu = 0.7 \cdot 10^{-3}$ Па·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 $\zeta = A \cdot B = 1 \cdot 0.09 = 0.09$ (Таблица 1.1). Суммарные потери на местных сопротивлениях:

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

Общие потери энергии:

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

Необходимая для перемещения толуола мощность:

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

Таблица 1.1 Коэффициенты местных сопротивлений

| Вид сопротивления | Значение коэффициента местного сопротивления ζ | | | | | | | | | |
|--------------------------|--|------|-------|-------|-------|--------|--------|--------|--------|---------|
| Внезапный поворот на 90° | Условный проход, мм | | | | | | | | | |
| | | 12.5 | 25 | 37 | 50 | | | | | |
| Вентиль нормальный | Значение ζ при полном открытии вентиля: | | | | | | | | | |
| | D , мм | 13 | 20 | 40 | 80 | 100 | 150 | 200 | 250 | 350 |
| Кран пробочный | Условный проход, мм | | | | | | | | | |
| | ζ | 10.8 | 8.0 | 4.9 | 4.0 | 4.1 | 4.4 | 4.7 | 5.1 | 5.5 |
| Вентиль прямооточный | Условный проход, мм | | | | | | | | | |
| | ζ | 4 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |
| Плавный поворот | При $Re = wDv \geq 3 \cdot 10^5$ значение ζ определяется по таблице: | | | | | | | | | |
| | D , мм | 25 | 38 | 50 | 65 | 80 | 100 | 150 | 200 | 250 |
| Задвижка | При $Re < 3 \cdot 10^5$ коэффициент сопротивления $\zeta = \zeta_1 K$. Значение ζ определяется так же, как и при $Re \geq 3 \cdot 10^5$, а значение K приведено в таблице: | | | | | | | | | |
| | Re | 5000 | 10000 | 20000 | 50000 | 100000 | 200000 | 300000 | 500000 | 1000000 |
| Задвижка | К | | | | | | | | | |
| | | 1,40 | 1,07 | 0,94 | 0,88 | 0,91 | 0,93 | 1,00 | 1,07 | 1,10 |
| Задвижка | Коэффициент сопротивления $\zeta = AB$ определяется по таблице: | | | | | | | | | |
| | Угол φ , градусы | 20 | 30 | 45 | 60 | 90 | 110 | 130 | 150 | 180 |
| Задвижка | A | | | | | | | | | |
| | | 0,31 | 0,45 | 0,60 | 0,78 | 1,01 | 1,13 | 1,20 | 1,28 | 1,40 |
| Задвижка | R_0/d | | | | | | | | | |
| | | 1,02 | 0,04 | 0,06 | 0,15 | 0,30 | 0,50 | | | |
| Задвижка | B | | | | | | | | | |
| | | 0,21 | 0,15 | 0,11 | 0,09 | 0,06 | 0,04 | 0,03 | | |
| Задвижка | Условный проход, мм | | | | | | | | | |
| | ζ | 0.5 | | | | 0.25 | | | 0.15 | |

Пример 2

Определить необходимую мощность воздухоподогревателя при подаче воздуха при общем избыточном давлении 3 кгс/см² и температуре 120 °С в количестве 400 м³/ч (считая 0 °С и атмосферное давление) по трубопроводу длиной 300 метров и внутренним диаметром 80 мм в закрытый бак, в котором давление на 500 мм рт. ст. больше, чем в начале трубопровода. Имеются два прямоугольных плавных отвода радиусом 0.48 м и прямооточный вентиль. КПД воздухоподогревателя 0.5. Коррозия труб незначительная.

Решение

Объёмный расход воздуха пересчитывается с нормальных условий на рабочие.

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

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:

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

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

$$\rho = \rho_0 \frac{P T_0}{P_0 (T_0 + t)} = \frac{29}{22.4} \cdot \frac{3+1}{1} \cdot \frac{273}{273+120} = 40 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Значение критерия Рейнольдса:

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

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:

$$\Delta P_{мп} = \lambda \frac{L}{d_3} \frac{\rho w^2}{2} = 0.025 \cdot \frac{300}{0.08} \cdot \frac{3.6 \cdot 7.96^2}{2} = 10700 \text{ Па}.$$

Коэффициенты местных сопротивлений плавного поворота при

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

Суммарные потери на местных сопротивлениях:

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

Затраты энергии на преодоление противодействия:

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

Общая затрата энергии:

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

Затрачиваемая мощность на работу воздуходувки:

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

1.3 Контрольные задачи

Задача 1

Вычислить необходимую мощность, затрачиваемую на перемещение G кг/ч жидкости по трубопроводу $\varnothing d_n \times \delta$ мм. Общей длиной L мм, при температуре $t^\circ\text{C}$. 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 . Коррозия труб незначительная.

Задача 2

Вычислить необходимую мощность, затрачиваемую на перемещение V м³/ч (при нормальных условиях : 0°C и 760 мм рт. ст.) газа по трубопроводу $\varnothing d_n \times \delta$ мм. Общей длиной L мм, при температуре $t^\circ\text{C}$ и общем давлении в трубопроводе P мм рт. ст. 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 . Коррозия труб незначительная.

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.

Таблица 1.1. Исходные данные к задаче 1

| № | Вещество | $G, \text{кг/ч}$ | $t, ^\circ\text{C}$ | $d_{нхд}, \text{мм}$ | $L, \text{м}$ | $e, \text{мм}$ | n_1 | n_2 | $\varphi, ^\circ$ | $R, \text{мм}$ | n_3 | n_4 | n_5 | $h, \text{м}$ | $\Delta P_{дон}, \text{мм рт. ст.}$ | 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 | Бутиловый спирт | 550 | 25 | 25x1.5 | 570 | 0.3 | 7 | 1 | 90 | 120 | 2 | 1 | 0 | 6 | 250 | 0.8 |
| 12 | Бутиловый спирт | 550 | 30 | 25x1.5 | 600 | 0.3 | 6 | 1 | 90 | 120 | 1 | 2 | 1 | 9 | 350 | 0.8 |
| 13 | Бутиловый спирт | 600 | 30 | 25x1.5 | 650 | 0.2 | 5 | 2 | 90 | 140 | 2 | 3 | 1 | 11 | 450 | 0.8 |
| 14 | Бутиловый спирт | 600 | 35 | 25x2 | 650 | 0.2 | 4 | 2 | 90 | 140 | 1 | 2 | 0 | 13 | 450 | 0.9 |
| 15 | Бутиловый спирт | 650 | 40 | 25x2 | 700 | 0.2 | 4 | 2 | 90 | 160 | 2 | 1 | 2 | 15 | 500 | 0.9 |
| 16 | Бутиловый спирт | 650 | 40 | 25x2 | 700 | 0.2 | 3 | 3 | 90 | 160 | 2 | 1 | 2 | 16 | 500 | 0.9 |
| 17 | Вода | 1500 | 20 | 25x2 | 300 | 0.15 | 4 | 2 | 45 | 100 | 3 | 2 | 1 | 12 | 200 | 0.8 |
| 18 | Вода | 2000 | 25 | 25x2 | 350 | 0.2 | 4 | 2 | 90 | 100 | 2 | 1 | 1 | 12 | 200 | 0.8 |
| 19 | Вода | 2500 | 40 | 25x2 | 180 | 0.3 | 6 | 1 | 90 | 200 | 2 | 1 | 1 | 10 | 300 | 0.7 |
| 20 | Вода | 2800 | 40 | 25x3 | 150 | 0.3 | 6 | 1 | 90 | 200 | 1 | 1 | 2 | 10 | 300 | 0.7 |
| 21 | Вода | 3200 | 50 | 32x3 | 140 | 0.5 | 8 | 2 | 110 | 300 | 1 | 0 | 2 | 8 | 500 | 0.6 |

Продолжение таблицы 1.1

| | | | | | | | | | | | | | | | | |
|----|--------------------|------|----|------|-----|------|---|---|-----|-----|---|---|---|----|-----|------|
| 22 | Вода | 3400 | 50 | 38x3 | 120 | 0.5 | 8 | 2 | 120 | 300 | 1 | 0 | 2 | 8 | 500 | 0.6 |
| 23 | Глицерин 50% | 600 | 70 | 32x2 | 120 | 0.2 | 6 | 1 | 90 | 200 | 1 | 2 | 2 | 4 | 200 | 0.8 |
| 14 | Бутиловый спирт | 600 | 35 | 25x2 | 650 | 0.2 | 4 | 2 | 90 | 140 | 1 | 2 | 0 | 13 | 450 | 0.9 |
| 15 | Бутиловый спирт | 650 | 40 | 25x2 | 700 | 0.2 | 4 | 2 | 90 | 160 | 2 | 1 | 2 | 15 | 500 | 0.9 |
| 16 | Бутиловый спирт | 650 | 40 | 25x2 | 700 | 0.2 | 3 | 3 | 90 | 160 | 2 | 1 | 2 | 16 | 500 | 0.9 |
| 17 | Вода | 1500 | 20 | 25x2 | 300 | 0.15 | 4 | 2 | 45 | 100 | 3 | 2 | 1 | 12 | 200 | 0.8 |
| 18 | Вода | 2000 | 25 | 25x2 | 350 | 0.2 | 4 | 2 | 90 | 100 | 2 | 1 | 1 | 12 | 200 | 0.8 |
| 19 | Вода | 2500 | 40 | 25x2 | 180 | 0.3 | 6 | 1 | 90 | 200 | 2 | 1 | 1 | 10 | 300 | 0.7 |
| 20 | Вода | 2800 | 40 | 25x3 | 150 | 0.3 | 6 | 1 | 90 | 200 | 1 | 1 | 2 | 10 | 300 | 0.7 |
| 21 | Вода | 3200 | 50 | 32x3 | 140 | 0.5 | 8 | 2 | 110 | 300 | 1 | 0 | 2 | 8 | 500 | 0.6 |
| 22 | Вода | 3400 | 50 | 38x3 | 120 | 0.5 | 8 | 2 | 120 | 300 | 1 | 0 | 2 | 8 | 500 | 0.6 |
| 23 | Глицерин 50% | 600 | 70 | 32x2 | 120 | 0.2 | 6 | 1 | 90 | 200 | 1 | 2 | 2 | 4 | 200 | 0.8 |
| 24 | Глицерин 50% | 650 | 75 | 32x2 | 140 | 0.2 | 5 | 1 | 90 | 200 | 1 | 2 | 1 | 5 | 300 | 0.9 |
| 25 | Глицерин 50% | 700 | 80 | 38x3 | 160 | 0.2 | 4 | 1 | 90 | 300 | 1 | 2 | 0 | 6 | 350 | 0.9 |
| 26 | Диэтиловый эфир | 1000 | 30 | 32x2 | 250 | 0.3 | 5 | 0 | - | - | 2 | 1 | 0 | 8 | 150 | 0.85 |
| 27 | Диэтиловый эфир | 1100 | 30 | 32x2 | 270 | 0.3 | 4 | 1 | 120 | 110 | 1 | 2 | 1 | 10 | 200 | 0.85 |
| 28 | Диэтиловый 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 |

Таблица 1.2. Исходные данные к задаче 2

| № | Вещество | $V, \text{ м}^3/\text{ч}$ | $t, \text{ }^\circ\text{C}$ | $d_n, \text{ х} \delta \text{ мм}$ | $L, \text{ м}$ | $e, \text{ мм}$ | n_1 | n_2 | φ° | $R, \text{ мм}$ | 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 |
| 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 |

Продолжение таблицы 1.2

| № | Вещество | V , $\text{м}^3/\text{ч}$ | t $^{\circ}\text{C}$ | $d_n \times \delta$ мм | L , м | e , мм | n_1 | n_2 | φ° | R , мм | n_3 | n_4 | n_5 | h , м | $\Delta P_{\text{дон}}$ мм рт. ст. | η | P мм рт. ст. |
|----|----------|--------------------------------|---------------------------|------------------------|---------|----------|-------|-------|-------------------|----------|-------|-------|-------|---------|--|--------|----------------------|
| 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 |
| 30 | Водород | 1400 | 20 | 133x4 | 600 | 0.2 | 4 | 1 | 120 | 850 | 1 | 2 | 2 | 20 | 5000 | 0.7 | 1300 |

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:

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

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

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

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

$$\sum r_{cm.} = r_{загр.1} + \frac{\delta}{\lambda_{cm.}} + r_{загр.2}, \quad (2.6)$$

где $r_{загр.1}$, $r_{загр.2}$ - термические сопротивления слоев загрязнений стенки, $m^2 \cdot K/Вт$;
 δ - толщина стенки, м;
 λ - коэффициент теплопроводности материала стенки, $Вт/м \cdot K$.

Критериальные уравнения для расчета коэффициентов теплоотдачи без фазовых превращений теплоносителя.

Основные критерии подобия, входящие в критериальные уравнения конвективной теплоотдачи

Критерий Нуссельта:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}, \quad (2.7)$$

где Nu - критерий Нуссельта,
 α - коэффициент теплоотдачи, $Вт/м^2 \cdot K$;
 l - определяющий геометрический размер, м;
 λ - коэффициент теплопроводности теплоносителя, $Вт/м \cdot K$.

Критерий Прандтля:

$$Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda}, \quad (2.8)$$

где Pr - критерий Прандтля;
 c - удельная теплоемкость теплоносителя, $Дж/кг \cdot K$;
 μ - динамический коэффициент вязкости теплоносителя, $Па \cdot с$.

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega \cdot l \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.9)$$

где Re - критерий Рейнольдса;
 ω - средняя скорость теплоносителя, $м/с$;
 l - определяющий геометрический размер, м;
 ρ - плотность теплоносителя, $кг/м^3$.

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

$$Nu = 0.021 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm.}} \right)^{0.25} \quad (2.10)$$

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_3).

$$d_3 = \frac{4S}{\Pi}, \quad (2.11)$$

где S - площадь поперечного сечения потока, м²

Π - смоченный периметр трубопровода (канала), м.

Для газов расчетное соотношение (2.10) 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:

$$Nu = 0.018 \cdot Re^{0.8} . \quad (2.12)$$

Теплоотдача при поперечном обтекании теплоносителем пучка гладких труб

Для шахматных пучков при $Re > 1000$

$$Nu = 0.4 \cdot \varepsilon_\varphi \cdot Re^{0.6} \cdot Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0.25}, \quad (2.13)$$

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 (2.13) упрощается, в частности, для воздуха:

$$Nu = 0.356 \cdot \varepsilon_{\varphi} Re^{0.6}. \quad (2.14)$$

Средняя разность температур теплоносителей

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}, \quad (2.15)$$

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.

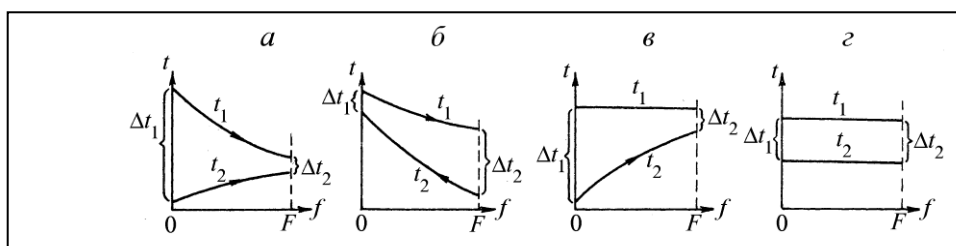


Рисунок 2.1 - Изменение температур t_1 и t_2 теплоносителей вдоль поверхности теплопередачи. *a* – прямоток; *б* – противоток; *в* – конденсация (t_1) и нагрев (t_2); *г* – конденсация (t_1) и кипение (t_2)

Определение средних температуры 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:

$$t_{cp.1} = \frac{t_{нач.} + t_{кон.}}{2}. \quad (2.17)$$

Для другого теплоносителя среднюю температуру находят по формуле:

$$t_{cp.2} = t_{cp.1} \pm \Delta t_{cp.}. \quad (2.18)$$

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 Вт/м²·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 (2.15), 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 (2.17):

Таким образом, среднее значение температуры воды:

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

а среднее значение температуры метанола

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

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 $t_1 = 41.5^\circ\text{C}$ по номограмме на рисунке А.5, $c_1 = 0.62$ ккал/кг· $^\circ\text{C}$.

В системе СИ удельная теплоемкость будет равна:

$$c_1 = 0.62 \cdot 4190 = 2598 \text{ Дж/кг·К.}$$

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

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

где G_2 - массовый расход воды, кг/с;
 $c_2 = 4190$ Дж/кг·К - удельная теплоемкость воды при температуре t_2 , (рисунок А.5);
 $t_{2H} = 10^\circ\text{C}$, $t_{2K} = 22^\circ\text{C}$ - 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 $t_1=41.5$ °С:

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

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 (2.11).

Для трубного пространства: $d_3=d_{\text{внутр.}}=0.021$ м.

Критерий Рейнольдса (2.8):

$$Re = \frac{\omega \cdot d_3 \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.62 \cdot 0.021 \cdot 772}{0.44 \cdot 10^{-3}} = 22.8 \cdot 10^3$$

Таким образом, с учетом рассмотренных выше факторов, для определения коэффициента теплоотдачи метанола следует воспользоваться критериальным уравнением (2.10).

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

где $Pr = 5.4$ и $Pr_{cm.} = 6$ - значения критериев Прандтля при $t_1 = 41.5$ °С и $t_{cm.} = 30$ °С, соответственно (рисунок А.6).

Затем находится коэффициент теплоотдачи от метанола (2.6):

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

где $\lambda = 0.209 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$ - теплопроводность метанола при $t_1 = 41.5$ °С (рисунок А.4).

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

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{загр1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{загр2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{1284} + \frac{1}{5800} + \frac{0.002}{46.5} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{1200}\right)} = 449 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

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

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

$r_{загр1} = \frac{1}{5800} м^2 \cdot К / Вт$ - термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны метанола (таблица А.8);

$r_{загр2} = \frac{1}{2500} м^2 \cdot К / Вт$ - термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны воды (таблица А.8);

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

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

Необходимая величина площади поверхности теплопередачи (2.1):

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

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 м³/час (при нормальных условиях). Избыточное давление пара 6 атм, влажность 3%. Коэффициент теплоотдачи пара 9500 Вт/м²·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 атм температура конденсации насыщенного водяного пара: $t_1 = 164.2 \text{ } ^\circ\text{C}$.

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 (2.15):

$$\Delta t_{cp.} = \frac{144.2 - 44.2}{\ln \frac{144.2}{44.2}} = 84.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Так как пар конденсируется при постоянной температуре t_1 , то средняя температура t_2 нагреваемого воздуха в соответствии с (2.17) 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):

$$Q = G_2 c_2 (t_{2K} - t_{2H}),$$

где G_2 - массовый расход воздуха, кг/с;

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

t_{2H} , t_{2K} - 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 $t_2 = 79.6$ °С 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 $r = 2075$ кДж/кг, удельная теплота конденсации пара при абсолютном давлении 7 атм (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 $T_0 = 273$ К,

$P_0 = 1$ атм – температура и давление газа, соответствующие нормальным условиям

$P = P_2 = 1$ атм – абсолютное давление воздуха в трубах;

$T = 273 + t_2 = 273 + 79.6 = 352.6$ К – средняя температура воздуха.

Динамический коэффициент вязкости воздуха μ при температуре 79.6 °С равен $0.021 \cdot 10^{-3}$ Па·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/м³;

S – площадь поперечного сечения трубного пространства, м²

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_3 (2.11).

Для трубного пространства: $d_3 = d_{\text{внутр.}} = 0.021$ м. Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega \cdot d_3 \cdot \rho}{\mu} = \frac{24.2 \cdot 0.021 \cdot 1}{0.021 \cdot 10^{-3}} = 24.2 \cdot 10^3$$

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 (2.12).

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

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

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_3} = \frac{57.8 \cdot 0.03}{0.021} = 82.6 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}},$$

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:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{загр1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_{загр2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{9500} + \frac{1}{5800} + \frac{0.002}{46.5} + \frac{1}{2800} + \frac{1}{82.6}\right)} = 78.2 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи для пара, Вт/м²·К;
 α_2 – коэффициент теплоотдачи для воздуха, Вт/м²·К;

$r_{загр1} = \frac{1}{5800} м^2 \cdot К / Вт$ - термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны пара (таблица А.8);

$r_{загр2} = \frac{1}{2800} м^2 \cdot К / Вт$ - термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны воздуха (таблица А.8);

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

$\lambda = 46.5 Вт/м \cdot К$ - 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 противоток 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 Исходные данные к задаче 1

| № вар | Жидкость | $t_{1н}$, °С | $t_{1к}$, °С | G_1 , кг/с | $t_{2н}$, °С | $t_{2к}$, °С | α_2 , Вт/м ² ·К | $t_{ст}$, °С | 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 |

| № 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 |
|-------|--------------------------|-----------------|-----------------|----------------|-----------------|-----------------|-------------------------------------|-----------------|-----|----------|
| 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 |
| 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 Исходные данные к задаче 2

| № | V_0 м ³ /ч | $t_n,$ °C | $t_k,$ °C | $P,$ ат | $\varphi,$ % | $\alpha,$ Вт/м ² ·К | 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 |

| № | V_0 м ³ /ч | t_n , °C | t_k , °C | P , ат | φ , % | α , Вт/м ² •К | n | d мм |
|----|----------------------------|---------------|---------------|-------------|------------------|------------------------------------|-----|-----------|
| 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 |
| 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 |

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:

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

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, °C (рисунок 3.1);

$r_{см}$ - удельная теплота конденсации вторичного пара, определяемая по давлению в сепараторе выпарного аппарата P_1 , Дж/кг;
 Q_n - потерт 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 $Q_u = W r_{см}$ 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 кипятельных труб греющей камеры выпарного аппарата, м²);

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

Полезная разность температур:

$$\Delta t_{пол} = t_{з.н.} - t_{кин}, \quad (3.9)$$

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

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

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

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

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 ;

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

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

где $t_{к}$ - температура кипения раствора в сепараторе выпарного аппарата, при которой упаренный раствор выводится из аппарата;

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

$$t_{кин} = t_{к} + \Delta t_{з.эф}, \quad (3.12)$$

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

Удельный расход греющего пара:

$$d = G_{з.н.} / W \quad (3.13)$$

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

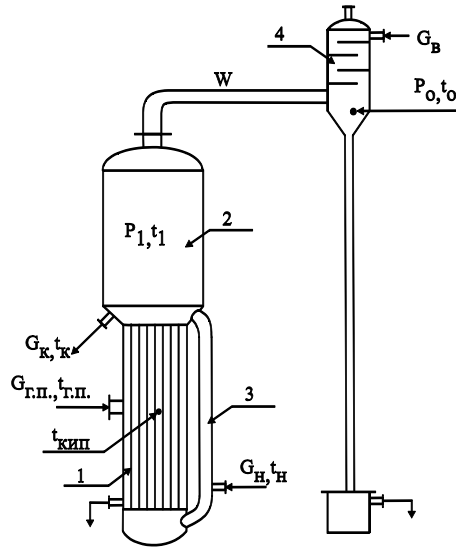


Рисунок 3.1 – Схема выпарного аппарата с барометрическим конденсатором. 1 - греющая камера; 2 – сепаратор; 3- циркуляционная труба; 4 – барометрический конденсатор.

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 $P_0 = 0.5$ атм. Начальная температура раствора 15 °С. Температурная депрессия $\Delta t_{депр} = 3K$, гидростатическая $\Delta t_{г.эф} = 4K$, гидравлическая $\Delta t_{г.с} = 1.5K$. Коэффициент теплопередачи в греющей камере выпарного аппарата 950 Вт/(м²К). Избыточное давление греющего пара $P_{г.п.изб} = 2.2$ атм, 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 $P_0 = 0.5$ атм по таблице А.12.

$$t_0 = 80.9 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

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

$$t_1 = 80.9 + 1.5 = 82.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$P_1 = 0.533 \text{ атм}$$

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

$$t_k = 82.4 + 3.0 = 85.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$t_{\text{кин}} = 85.4 + 4.0 = 89.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Теплоемкость разбавленного раствора (уравнение 3.5):

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

Теплота парообразования вторичного пара при давлении в сепараторе $P_0 = 0.535 \text{ атм}$ (таблица А.12):

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

Полезная тепловая нагрузка выпарного аппарата (уравнение 3.6):

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

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 $P_{\text{г.п}} = 1 + P_{\text{г.п. изб}}$.

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

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

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

- теплота конденсации $r_{c.n.} = 2165 \text{ кДж/кг}$.

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

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

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):

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

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

Удельный расход греющего пара (уравнение 3.13):

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

3.3 Контрольные задачи

Задача 1

В выпарном аппарате упаривается G_n водного раствора от концентрации x_n до концентрации x_k . Раствор поступает при температуре t_n . 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 , атм | x_n , % (масс.) | x_k , % (масс.) | $\Delta t_{z.c.}$, К | $\Delta t_{z.эф}$, К | $\Delta t_{депр}$, К | $P_{z.n. изб}$, атм | 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 |
| 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_n до концентрации x_k . Раствор поступает в выпарной аппарат при температуре кипения. Температурная депрессия $\Delta t_{депр}$, депрессия гидростатического эффекта $\Delta t_{z.эф}$, депрессия гидравлических сопротивлений $\Delta t_{z.c.}$. 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 $G_{z.n.}$. Избыточное давление греющего пара $P_{z.n. изб}$. 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_n , % | 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 |
| 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 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.

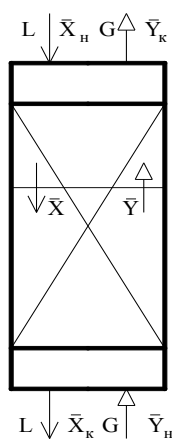


Рисунок 4.1 - Схема насадочного абсорбера

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 , кмоль/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, кмоль/с;

Y_n, Y_k, X_n, X_k – концентрации ЦК в газе – носителе и в жидкости – поглотителе в верхнем и нижнем сечении колонны, кмоль ЦК / кмоль газа-носителя, кмоль ЦК / 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:

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

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 кг/с, кмоль ЦК / кмоль газа-носителя, кмоль ЦК / 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.

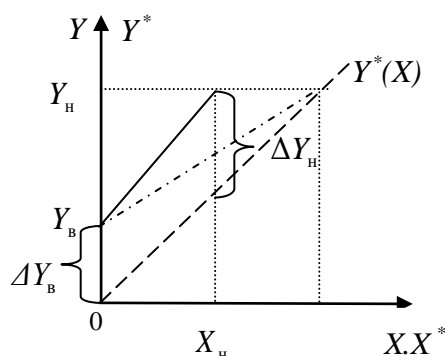


Рисунок 4. 2 - Рабочая, равновесная линии и движущая сила процесса абсорбции.

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

$$L_{min} = G \frac{Y_n - Y_k}{X^*(Y_n) - X_k} = \frac{M}{X^*(Y_n) - X_k} \quad (4.4)$$

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 невозможно. 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 (m^2) целевого компонента кмоль/с; ΔY_{cp} - движущая сила процесса массопередачи усредненная по всей поверхности массопередачи, кмоль ЦК / кмоль газа-носителя; K_y - коэффициент массопередачи $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\left(m^2 \cdot c \cdot \frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль газа - носителя}} \right)}$, характеризующий скорость процесса передачи ЦК от газа-носителя к жидкому поглотителю.

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:

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

где $\Delta Y_n = Y_n - Y^*(X_n) = Y_n - AX_n$ и $\Delta Y_e = Y_e - Y^*(X_e) = Y_e - AX_e$ - 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 $\Delta X_e = X^*(Y_e) - X_e$).

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 Пример

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 $Y_n = 0.06 \frac{\text{кмоль метанола}}{\text{кмоль воздуха}}$ и $Y_e = 0.006 \frac{\text{кмоль метанола}}{\text{кмоль воздуха}}$

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. $K_y = 0.333 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль метанола}}{\left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль метанола}}{\text{кмоль воздуха}} \right)}$ Линейная равновесная

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

Решение

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

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

где 22,4 м³/кмоль – объем одного киломоля любого газа или пара при стандартных условиях ($P_0 = 10,33 \cdot 10^3$ мм рт. ст. и $t = 0^\circ\text{C}$).

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

Количество метанола, поглощенного водой:

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

Минимальный расход поглотителя (воды) определяется из условия концентрационного равновесия между содержанием во входящем газе и в выходящей из абсорбера воде. Такое равновесие означает положение правой верхней точки рабочей линии процесса при L_{min} (штрихпунктирная линия) на линии равновесной зависимости (рисунок 4.2). Из материального баланса определяем минимальный расход воды:

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

Реальный расход воды:

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

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

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

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

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

$$\begin{aligned} \Delta Y_n &= 0.06 - 1.2 \cdot 0.0333 = 0.02 \text{ кмоль метанола / кмоль воздуха} \\ \Delta Y_g &= 0.006 - 1.2 \cdot 0 = 0.006 \text{ кмоль метанола / кмоль воздуха} \\ \Delta Y_{cp} &= \frac{0.02 - 0.006}{\ln \frac{0.02}{0.006}} = 0.006 \text{ кмоль метанола / кмоль воздуха} \end{aligned}$$

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 $\sigma = 14 \text{ м}^2/\text{м}^3$ вычисляется чисто геометрически:

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

4.3 Контрольная задача

Задача

Вычислить необходимую высоту насадочного абсорбера для поглощения паров целевого компонента (ЦК) из потока воздуха водой. Диаметр абсорбера D , м, удельная поверхность используемой насадки σ , $\text{м}^2/\text{м}^3$. Температура процесса $t^\circ\text{C}$. Расход воздуха V , $\text{м}^3/\text{ч}$ при нормальных условиях. Концентрации ЦК в воздухе на входе и выходе из абсорбера составляют Y_n , кмоль ЦК / кмоль воздуха и Y_g , кмоль ЦК / 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 , $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}}$. Линейная равновесная зависимость имеет вид $Y^*(X) = AX$ в мольных долях ЦК в воздухе и в воде.

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

Таблица 4.1. Исходные данные к задаче

| | $V,$ $\frac{M^3}{ч}$ Н.у. | $Y_n,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$ | $Y_e,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$ | $t^\circ C$ | $A,$ $\frac{\text{кмоль воды}}{\text{кмоль воздуха}}$ | φ | $K_y \cdot 10^4,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{M^2 \cdot c \cdot \frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}}$ | ψ | Целевой компонент | $D,$ м | $\sigma, \frac{M^2}{M^3}$ |
|----|---------------------------------|--|--|-------------|--|-----------|---|--------|----------------------|--------|---------------------------|
| 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 |
| 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 | 1.2 | 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 | 1650 | 0.052 | 0.0048 | 18 | 1.32 | 1.2 | 2.7 | 0.82 | аммиак | 1.0 | 140 |
| 26 | 1750 | 0.062 | 0.0038 | 16 | 1.34 | 1.4 | 2.8 | 0.84 | аммиак | 1.0 | 204 |
| 27 | 1850 | 0.058 | 0.0045 | 18 | 1.36 | 1.2 | 3.2 | 0.86 | аммиак | 1.0 | 140 |
| 28 | 2000 | 0.050 | 0.0045 | 14 | 1.35 | 1.3 | 3.4 | 0.80 | аммиак | 1.0 | 204 |

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:

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

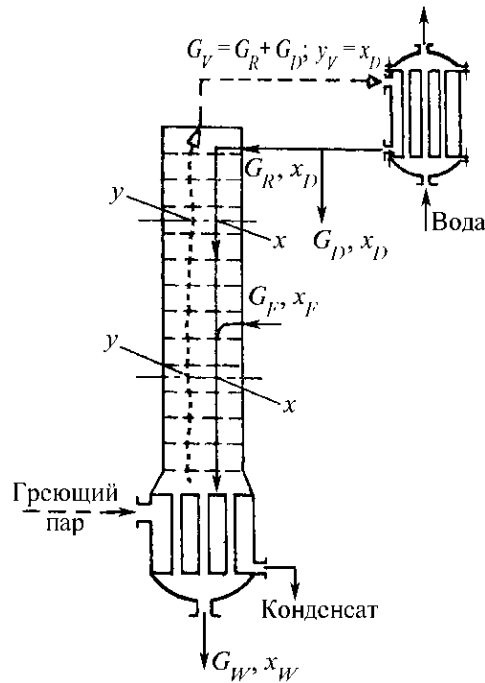


Рисунок 5.1 – Ректификационная установка непрерывного действия

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, кмоль А/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:

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

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

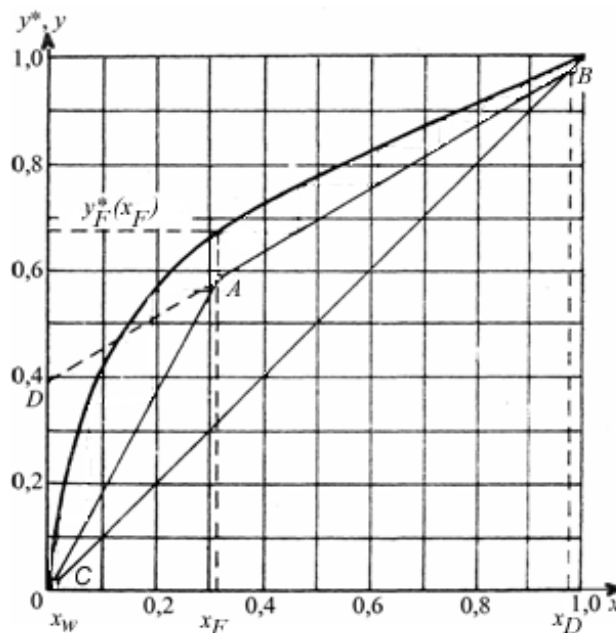
$$M_{см} = M_A x_A + M_B (1 - x_A), \quad (5.11)$$

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:

$$R = \varphi R_{\min}, \quad (5.13)$$

где φ – коэффициент избытка флегмы;

R_{\min} – 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:

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

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

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

$t_{\text{ок}}, t_{\text{ен}}$ - конечная, начальная температуры воды.

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

$$Q_{\text{куб}} \approx Q_D. \quad (5.19)$$

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:

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

где $\Delta t_{\delta}, \Delta t_{\mathcal{M}}$ – 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:

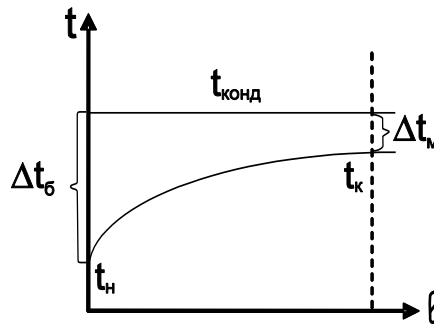


Рисунок 5.3 – температурная схема подогревателя питания и дефлегматора

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

$$\Delta t_{\mathcal{M}} = t_{\text{конд}} - t_k, \quad (5.26)$$

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

t_n, t_k – 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:

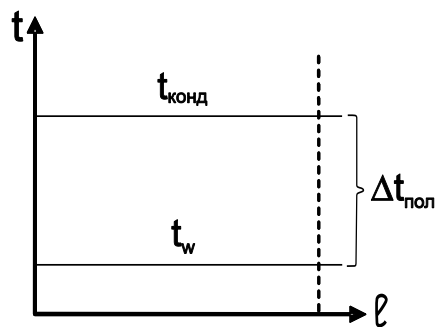


Рисунок 5.4 – температурная схема куба-испарителя

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

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

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 воды в дефлегматоре

Расход воды в дефлегматоре рассчитывается по уравнению (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):

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

$$\Delta t_{\mu} = 72.3 - 25 = 47.3$$

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 легколетучего 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 , $\frac{\text{т}}{\text{ч}}$ | \bar{x}_F , (масс.) | \bar{x}_D , (масс.) | \bar{x}_W , (масс.) | φ | K , $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\text{К}}$ | x , % | $P_{\text{г.п. изб}}$, 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 | 0.92 | 0.10 | 2.7 | 850 | 97 | 2.2 |
| 9 | | 5.5 | 0.44 | 0.94 | 0.12 | 2.8 | 900 | 96 | 2.3 |
| 10 | | 6.0 | 0.42 | 0.96 | 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 | 0.87 | 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 | 0.92 | 0.10 | 2.7 | 850 | 16 | 44 |
| 9 | | 55 | 0.44 | 0.94 | 0.12 | 2.8 | 900 | 18 | 46 |
| 10 | | 60 | 0.42 | 0.96 | 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 | 0.87 | 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 $\chi = 1$. 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 | 0.92 | 0.10 | 2.2 | 850 |
| 9 | | 2.7 | 1.5 | 0.94 | 0.12 | 2.3 | 900 |
| 10 | | 3.7 | 1.8 | 0.96 | 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 |
| 13 | Бензол - уксусная кислота | 4.9 | 2.9 | 0.87 | 0.09 | 2.5 | 900 |
| 14 | | 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 |

ЛИТЕРАТУРА.

1. Фролов, В. Ф. Лекции по курсу «Процессы и аппараты химической технологии» / В. Ф. Фролов. СПб.: Химиздат, 2003. – 608 с.
2. Романков, П.Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи): учеб. пособие для вузов / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк. – 3-е изд., испр. – СПб. : ХИМИЗДАТ, 2009. – 496 с.
3. Борисов, Г.С. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский и др. Под ред. Ю.И. Дытнерского, 3-е изд. стереотипное. – М.: ООО ИД «Альянс». – 2007, 496 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 |
| Метиловый 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} ≈ 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, 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) |
|----------------|--|-------------------------------|
| Гекстолит | 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 |
| 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 = $9,81 \cdot 10^4$ 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 кгс/см² = 9,81 · 10⁴ 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°С) 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 мкм = 10^{-6} м 1 Å = 10^{-10} м 1 ft = 0,3048 м 1 in = $25,4 \cdot 10^{-3}$ м |
| Масса | кг | 1 lb = 0,454 кг |
| Температура | К | $t^{\circ}\text{C} = (t + 273,15) \text{ К}$ $t^{\circ}\text{F} = [5/9 (t - 32) + 273,15] \text{ К}$ |
| Угол плоский | рад | $1^{\circ} = \pi/180$ рад $1' = \pi/10\ 800$ рад 1 оборот = 2π рад = 6,28 рад |
| Вес (сила тяжести) | Н | 1 кгс = 9,81 Н 1 дин = 10^{-5} Н 1 стен = 10^3 Н 1 lbf = 4,45 Н |
| Вязкость динамическая | Па · с | 1 дин·с/см ² = 0,1 Па · с |
| Вязкость кинематическая | м ² /с | 1 lbf · s/ft ² = 47,88 Па · с 1 Ст = 1 см ² /с = 10^{-4} м ² /с 1 ft ² /s = 0,093 м ² /с 1 ft ² /h = 25,81 м ² /с |
| Давление | Па | 1 бар = 10^5 Па 1 мбар = 100 Па 1 дин/см ² = 1 мкбар = 0,1 Па 1 кгс/см ² = 1 атм = $9,81 \cdot 10^4$ Па = = 735 мм рт. ст. 1 кгс/м ² = 9,81 Па 1 мм вод. ст. = 9,81 Па 1 мм рт. ст. = 133,3 Па 1 lbf/in ² = 6895 Па 1 lbf/ft ² = 47,88 Па 1 ft ² /s = 0,0929 м ² /с |
| Диффузии коэффициент | м ² /с | 1 ft ² /s = 0,0929 м ² /с |
| Мощность | Вт | 1 кгс · м/с = 9,81 Вт 1 эрг/с = 10^{-7} Вт 1 ккал/ч = 1,163 Вт 1 lbf·ft/s = 1,356 Вт |
| Натяжение поверхностное | Н/м | 1 кгс/м = 9,81 Дж/м ² 1 эрг/см ² = 1 дин/см = 10^{-3} Дж/м ² = 10^{-3} Н/м |
| Объем | м ³ | 1 ft ³ = 28,3 дм ³ = $2,83 \cdot 10^{-2}$ м ³ 1 in ³ = 16,387 см ³ = $16,39 \cdot 10^{-6}$ м ³ |
| Объем удельный | м ³ /кг | 1 дм ³ /кг = 1 см ³ /г = 10^{-3} м ³ /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) |

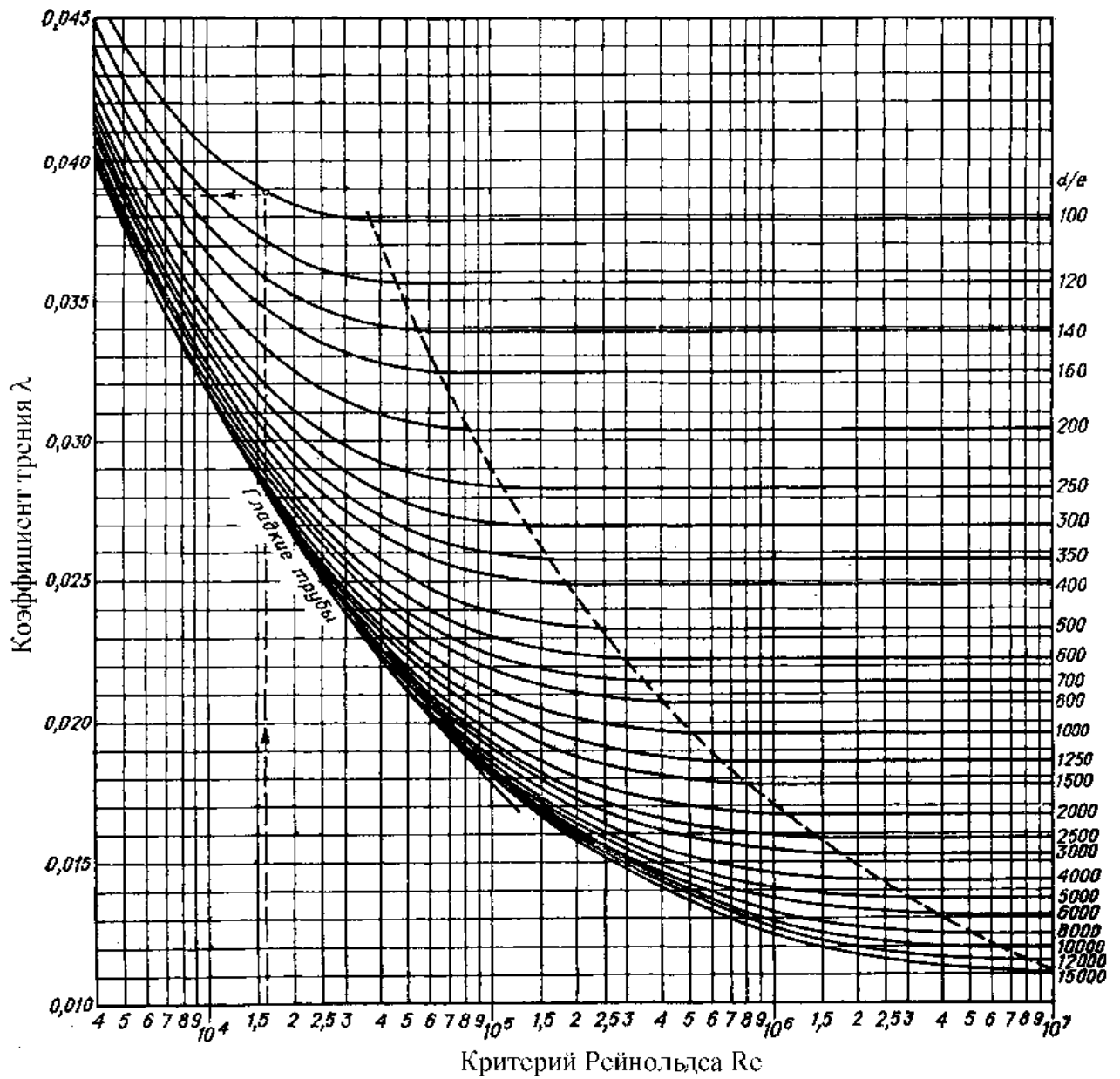


Рисунок А.1 - Зависимость коэффициента трения λ от критерия Рейнольдса Re и относительной шероховатости канала:

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

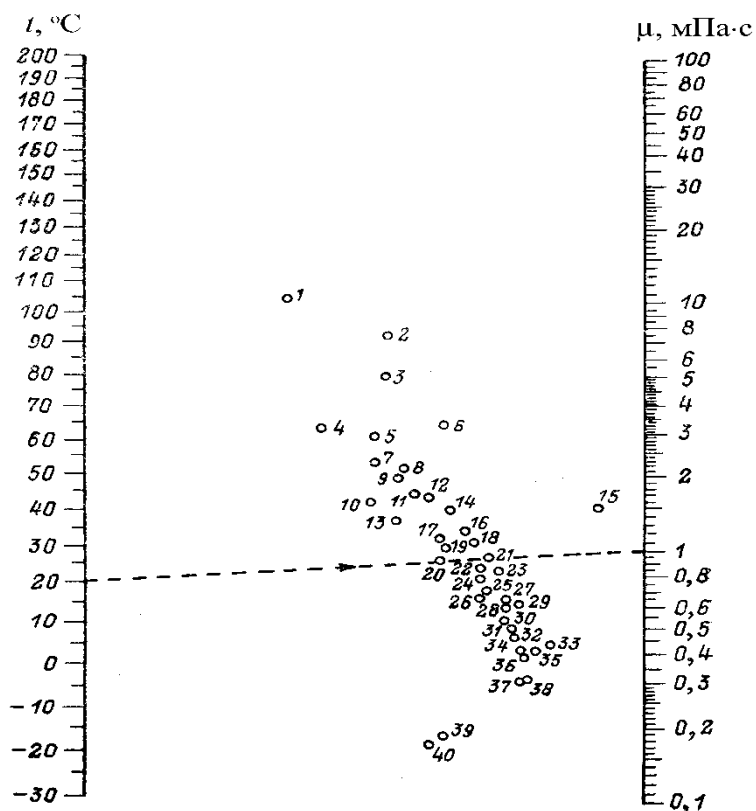


Рисунок А.2 - Номограмма для определения динамической вязкости жидкостей при различных температурах

| 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 |

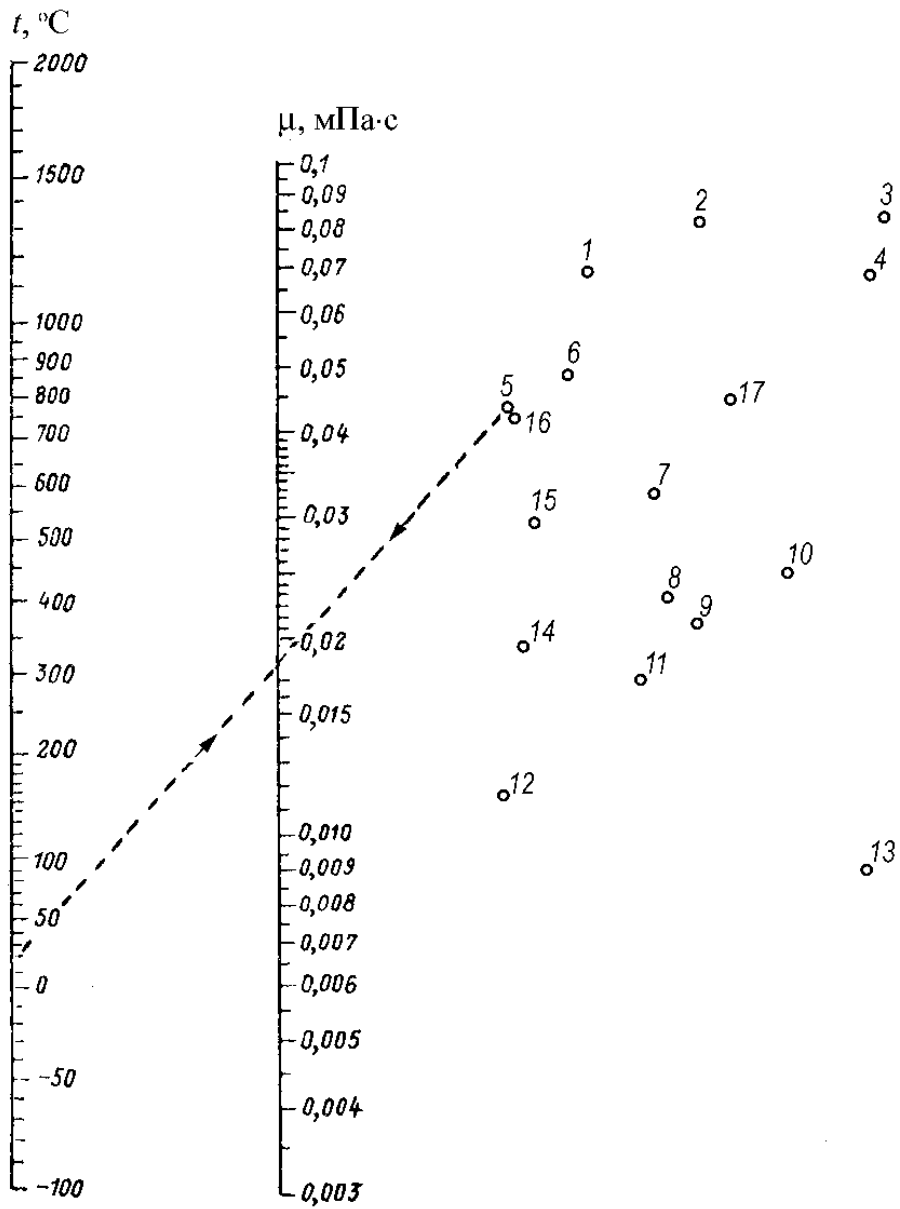


Рисунок А.3 - Номограмма для определения динамической вязкости газов при $p = 1$ атм* :

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

1 – O₂; 2 – NO; 3 – CO₂; 4 – HCl; 5 – воздух; 6 – N₂; 7 – SO₂; 8 – CH₄; 9 – H₂O; 10 – NH₃; 11 – C₂H₆; 12 – H₂; 13 – C₆H₆; 14 – 9H₂ + N₂; 15 – 3H₂ + N₂; 16 – CO; 17 – Cl₂.

Пересчет в СИ: 1 атм = 760 мм рт. ст. = 101 325 Па

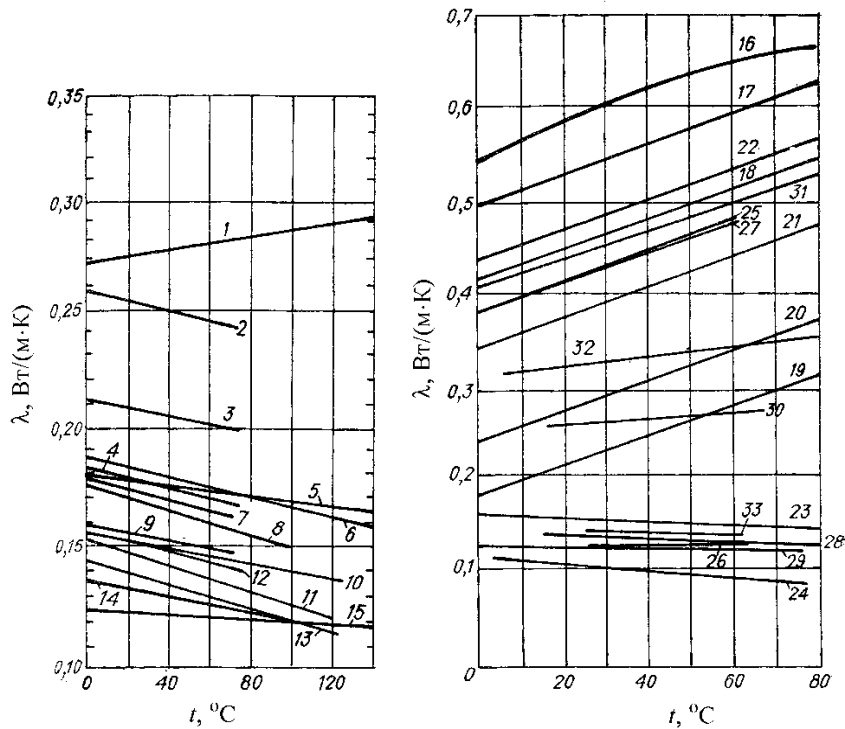


Рисунок А.4 - Теплопроводность жидкостей

| 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 | Серовуглерод | 23 |
| Вазелиновое масло | 15 | Соляная кислота, 30 % | 27 |
| Вода | 16 | Тетрахлорид углерода | 24 |
| Гексан | 26 | Толуол | 13 |
| Глицерин | | Уксусная кислота | 7 |
| безводный | 1 | Хлорид кальция, 25 % | 17 |
| 50 % | 25 | Хлорид натрия, 25 % | 18 |
| Диэтиловый эфир | 29 | Этиловый спирт | |
| Изопропиловый спирт | 12 | 100 % | 4 |
| Касторовое масло | 5 | 80 % | 19 |
| Керосин | 28 | 60 % | 20 |
| Ксилол | 14 | 40 % | 21 |
| Метиловый спирт | | 20 % | 22 |
| 100 % | 3 | | |
| 40 % | 32 | | |

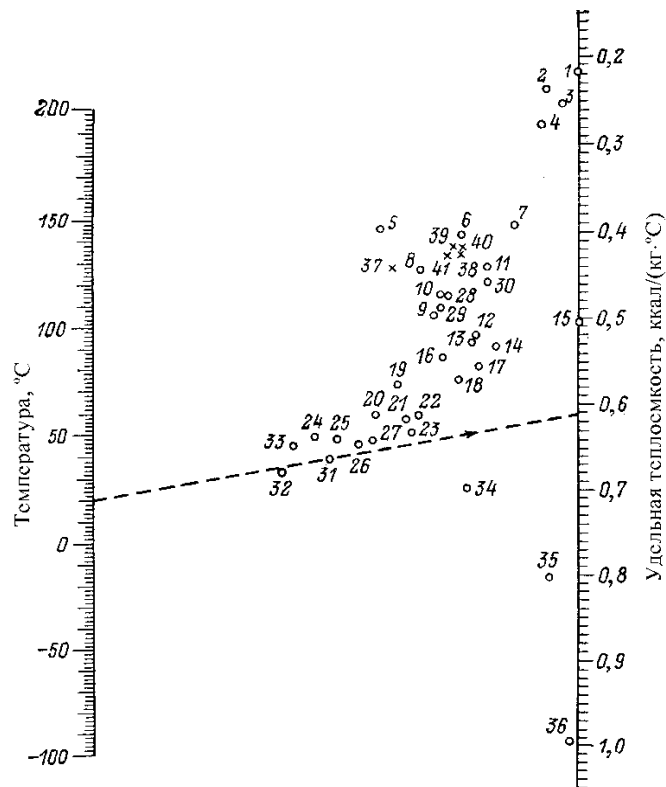


Рисунок А.5 - Номограмма для определения удельной теплоемкости жидкостей

| 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 °C) | 28 |
| Гептан | 19 | Толуол (от 40 до 100 °C) | 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 от 0 до 50°C | 32 | Этилацетат | 13 |
| от -50 до 0°C | 27 | Этилбромид | 1 |
| o- и m-Ксилол | 9 | Этиленгликоль | 22 |
| n-Ксилол | 10 | Этиловый спирт | 31 |
| Метилловый спирт | 23 | Этилиодид | 5 |
| Октан | 15 | Этилхлорид | 11 |

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

Миссия университета – генерация передовых знаний, внедрение инновационных разработок и подготовка элитных кадров, способных действовать в условиях быстро меняющегося мира и обеспечивать опережающее развитие науки, технологий и других областей для содействия решению актуальных задач.

КАФЕДРА ИНФОРМАЦИОННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ ТОПЛИВНО-ЭНЕРГЕТИЧЕСКОГО КОМПЛЕКСА

Кафедра химии входила в состав первых 14 кафедр ЛИТМО, сформированных в 1930 году. В 1930–1960 годах кафедра работала в рамках факультета Точной механики; в период деятельности Инженерно-физического факультета (ИФФ) с 1946 года по 1954 год кафедра входила в состав ИФФ. С 1933 года – кафедрой возглавлял известный специалист в области оптического стекла профессор В.Г. Воано, позже – известный русский ученый-химик профессор С.А. Щукарев. С 1954 по 1972 год кафедрой возглавлял доцент Г.С. Кошурников.

С момента второго рождения инженерно-физического факультета в 1976 г. кафедра химии вошла в его состав. В это время на кафедре стали развиваться, в основном, три научно-технологических направления: создание новых композиционных оптических материалов; разработка химических сенсоров; технология оптического волокна.

В последующие годы сотрудники кафедры, прежде всего, профессора Новиков А.Ф. и Успенская М.В., существенно переработали методику преподавания курса химии, адаптировав ее к активно внедрявшейся тогда в Университете системе дистанционного обучения. В результате, преподавание курса химии в Университете ИТМО вышло на новый более высокий уровень.

В дальнейшем на кафедре под руководством профессора М.В. Успенской активно развивалось научно-техническое направление в области химии и физики сорбирующих полимерных материалов и нанокompозитов. В частности, на основе акриловых супервлагоабсорбентов разработан ряд новых материалов многофункционального назначения: сенсоры, жидкие линзы, раневые повязки, искусственные почвы для сельского хозяйства, огнестойкие конструкционные элементы и др.

В связи с этим в 2011 году данная кафедра (исторически – кафедра химии) позиционировала себя как отдельное структурное подразделение Национального исследовательского университета ИТМО в качестве кафедры “Информационных технологий топливно-энергетического комплекса”.

С переходом отечественных предприятий на международные стандарты продукции, повышением требований к охране окружающей среды и внедрением сложных аналитических автоматизированных систем контроля качества и мониторинга, с 2008 года в рамках направления «Техническая физика» кафедра

проводит подготовку магистров и бакалавров по профилю «Физико-технические аспекты аналитического приборостроения».

Подготовка включает в себя следующие разделы:

- Компьютерные комплексы для автоматизированного контроля физических, химических, механических, термических, реологических и некоторых других свойств нефтяного сырья и продуктов нефтепереработки;
- Встроенные микропроцессорные комплексы для управления технологическими процессами и измерением широкого круга параметров энергетических установок и систем энергоснабжения;
- Физико-математическое моделирование технологических процессов нефтепереработки и топливно-энергетического комплекса;
- Информационно-аналитические системы и комплексы различного профиля, адаптированные под специфические условия работы на предприятиях ТЭК.

Уникальная программа обучения сочетает фундаментальную подготовку в области информационных систем, физической оптики, молекулярной спектроскопии, аналитической и физической химии, компьютерной метрологии, общехимической технологии и автоматики.

В рамках специальных дисциплин изучаются приборы и методы контроля качества продукции и принципы построения автоматизированных анализаторных систем для предприятий ТЭК, нефтяной и химической промышленности.

Такие системы как основа информационных технологий контроля качества и мониторинга безопасности могут успешно применяться практически на всех предприятиях и лабораториях химического и нефтехимического профиля, а также в металлургической, пищевой и фармацевтической промышленности.

Выпускники кафедры имеют широкие перспективы трудоустройства в современных крупных компаниях ТЭК, таких как Роснефть, ПТК, Газпром, Киришинефтеоргсинтез, Лукойл, ТНК-ВР, а также на предприятиях и лабораториях пищевой, фармацевтической и других отраслях промышленности.

Практика эксплуатации предприятий ТЭК подтверждает необходимость создания и применения эффективных систем контроля за безопасностью и систем экологического мониторинга.

В связи с этим с 2011 года были разработаны и открыты бакалаврская и магистерская программы по направлению подготовки 241000 " Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии ". Основной целью образовательной магистерской программы "Информационные ресурсосберегающие технологии и экологические аспекты на предприятиях ТЭК" является подготовка высококвалифицированных специалистов, соответствующих современным требованиям к выпускникам вуза, с учетом потребностей рынка труда Санкт-Петербурга и регионов России. Будущие магистры будут способны использовать информационные технологии и математическое моделирование для описания различных физических и физико-химических процессов, для контроля качества продукции нефтепереработки, работать на современном оборудовании в научных, научно-

производственных и производственных лабораториях по исследованию выпускаемой продукции и т.д.

Основными направлениями научной деятельности в рамках магистерской программы являются:

- Создание приборов и датчиков физических величин и физико-химических параметров углеводородного сырья и продуктов (в том числе на основе нанотехнологий);
- Разработка приборов для измерения параметров качества нефтепродуктов и пищевых продуктов на основе компьютерных технологий;
- Создание эффективных информационных систем контроля качества продукции и коммерческого учета на предприятиях ТЭК на основе приборов и устройств различного назначения;
- Создание эффективных информационных систем мониторинга безопасности эксплуатации объектов ТЭК.

Подготовка магистров ведется с участием ряда промышленных предприятий, научно-производственных объединений, научно-исследовательских институтов и вузов Санкт-Петербурга, что дает возможность получить отличные знания и неоценимый опыт в различных сферах деятельности: производственной, научно-исследовательской, административной и т.д.

Биотехнология и биоинженерия являются приоритетными направлениями современной науки и промышленного производства. Продукты биотехнологии и биоинженерии востребованы в медицине, фармации, биологии, и других высокотехнологичных отраслях народного хозяйства. Разработка новых источников энергии, создание биосовместимых материалов и синтез биологически активных веществ – главные составляющие этих двух наук и отраслей производства. В частности, интенсивно развиваются производство и применение ферментов в переработке различных видов сырья и в получении биопрепаратов. Ферментные технологии имеют преимущества с экономической, технологической и экологической точек зрения, поэтому годовой оборот ферментных препаратов составляет десятки миллионов долларов США и он непрерывно растёт. По объёму производства ферментные препараты занимают третье место после аминокислот и антибиотиков. Ферментативные процессы, применяемые в технологиях, аналогичны природным, но они более безопасны и для здоровья человека и для окружающей среды.

Развитие этих отраслей сдерживается недостатком специалистов высшего уровня, подготовленных в области информационного обеспечения и средств измерения живых систем и биологических структур.

Для решения проблемы подготовки магистров на стыке информационных технологий, биологии и инженерии объединены усилия двух кафедр: Кафедра химии и молекулярной биологии ИХиБТ и кафедра ИТТЭК, имеющих опыт подготовки специалистов бакалавров и магистров в информационных технологиях и биотехнологии.

В учебный план предлагаемой программы включены, наряду с общеобразовательными, дисциплины по информационной, биологической,

химической, технологической подготовке и ряду других отраслей знаний, необходимых в подготовке специалистов заявленного уровня.

В настоящее время на каф. ИТТЭК под руководством проф. Успенской М.В., ведутся работы по направлениям, связанных с созданием материалов для фармакологии и регенеративной медицины, предметов санитарно-гигиенического назначения, а также биосовместимых и биodeградируемых материалов.

Также на кафедре под руководством проф. Неелова И.М. активно развивается моделирование полимеров и биополимеров, начиная от структуры веществ и физико-химических процессов, протекающих в живых организмах до физико-механических и эксплуатационных характеристик материалов и биосистем.

Профессорско-преподавательский состав на кафедре насчитывает 18 человек, из них 6 профессоров и докторов наук.

В настоящее время на базе кафедр НИУ ИТМО создан Международный научно-исследовательский институт биоинженерии, возглавляемый проф. М.В. Успенской, что значительно расширяет экспериментальную базу и научный потенциал кафедр и способствует повышению уровня подготовки кадров высшей категории.

В настоящее время на кафедре трудятся 18 преподавателей, шестеро из них являются докторами наук, профессорами, признанными на международном уровне, членами ученых советов в России и за рубежом.

Банная Ольга Петровна
Борисова Екатерина Игоревна
Константинов Валерий Анатольевич
Муратов Олег Вадимович
Фомин Валерий Васильевич

Расчет основных процессов и аппаратов химической технологии

Учебное пособие

В авторской редакции

Редакционно-издательский отдел Университета ИТМО

Зав. РИО

Н.Ф. Гусарова

Подписано к печати

Заказ №

Тираж

Отпечатано на ризографе

Редакционно-издательский отдел
Университета ИТМО
197101, Санкт-Петербург, Кронверкский пр., 49