

Министерство образования и науки Российской Федерации
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ
ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ
«САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
ТЕХНОЛОГИИ И ДИЗАЙНА»

|| И. В. Багров
|| В. Д. Шаханов
|| Э. Н. Чулкова

**Курсовое проектирование по дисциплине
"Процессы и аппараты химической технологии"**

Утверждено Редакционно-издательским советом
в качестве учебного пособия

Санкт-Петербург

2012

УДК 66.011

ББК 35.11

Б14

Рецензенты:

профессор Ю. Д. Румянцев

(институт холода и биотехнологий национального исследовательского университета информационных технологий, механики и оптики);

кандидат технических наук, доцент В. А. Веденеев

Лужский институт (филиал Ленинградского государственного университета им. А. С. Пушкина)

Багров, И. В.

Б14 Курсовое проектирование по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии»: учеб. пособие / И. В. Багров, В. Д. Шаханов, Э. Н. Чулкова, – СПб.: ФГБОУВПО «СПГУТД», 2012.– 117 с.

ISBN 978-5-7937-0697-1

Учебное пособие содержит методы расчета физических свойств газов и жидкостей, тепловых и массообменных процессов, а также методические указания по содержанию, объему и правилам оформления расчетно-пояснительной записки и графической части курсового проекта.

Предназначено для студентов дневного отделения, обучающихся по направлениям 240100.62, 260900.62, 280700.62, 241000.62 и 151000.62.

УДК 66.011

ББК 35.11

© ФГБОУВПО «СПГУТД», 2012

© Багров И. В., 2012

© Шаханов В. Д., 2012

© Чулкова Э. Н., 2012

ISBN 978-5-7937-0697-1

ВВЕДЕНИЕ

В производстве химических волокон, на отделочных предприятиях текстильной промышленности, в технологии кожи и меха широко распространены тепловые и массообменные процессы. Примером этих процессов являются процессы нагревания и охлаждения различных технологических растворов, процессы сушки, пропитки и промывки текстильных материалов и химических волокон, процессы регенерации растворителей методами ректификации и экстракции и т. д.

Во многих случаях основные процессы химической технологии определяют эффективность производства и качество продукции. Например, на многих отделочных фабриках сушильное оборудование занимает до 30 % производственных площадей, потребляет до 40 % всей расходуемой теплоты и до 30 % электроэнергии [1].

Из этого примера видно, какое большое значение имеет дисциплина "Процессы и аппараты химической технологии" в подготовке бакалавров по направлениям 240100.62, 260900.62, 280700.62, 241000.62 и 151000.62.

Изучение дисциплины "Процессы и аппараты химической технологии" завершается курсовым проектом, главной целью которого является привитие студентам навыков самостоятельной работы по решению комплексной инженерной задачи, а также по составлению технической документации. Эти навыки необходимы в предстоящей практической деятельности по специальности.

Работа над курсовым проектом способствует углублению и закреплению знаний по теоретической и лабораторной частям курса "Процессы и аппараты химической технологии" и более глубокому осмыслению сведений, полученных на учебных практикумах.

Темой курсового проекта является проект промышленной установки.

Курсовой проект состоит из расчетно-пояснительной записки, содержащей расчеты основного аппарата и вспомогательного оборудования, и графической части, включающей принципиальную технологическую схему установки и чертеж общего вида основного аппарата.

1. ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СРЕД И ТЕПЛОНОСИТЕЛЕЙ

Физические свойства газов, жидкостей и твердых тел, необходимые для расчетов тепловых процессов и аппаратов, приводятся в справочной литературе [2] – [9] и в *приложениях 1 – 31* настоящего пособия.

Методы расчета свойств веществ и их смесей при отсутствии опытных данных, а также зависимости свойств от температуры, давления и концентрации рассмотрены ниже.

Плотность

Плотность газа при температуре T и давлении P может быть рассчитана по уравнению

$$\rho = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0}, \quad (1.1)$$

где M – молекулярная масса газа, кг/моль; T_0 , P_0 – температура (273 К) и давление ($1,013 \cdot 10^5$ Па), соответствующие нормальным условиям.

Плотность смеси газов или паров

$$\rho_{см} = \sum y_i \rho_i, \quad (1.2)$$

где y_i – объемная доля компонента газовой смеси; ρ_i – плотность компонента, кг/м³.

Плотности жидкостей при температуре 20 °С приведены в *приложении 1*, а при любой температуре могут быть рассчитаны по формуле

$$\rho_t = \rho_0 [1 - \beta_\rho (t - t_0)], \quad (1.3)$$

где ρ_0 – плотность жидкости при температуре t_0 , кг/м³; β_ρ – температурный коэффициент плотности, К⁻¹.

В *приложении 2* приведены значения плотностей ρ_0 и температурных коэффициентов плотности β_ρ для некоторых жидкостей.

Зависимость плотности воды от температуры может быть выражена уравнением

$$\rho_g = 1000 - 0,062 \cdot t - 0,00355 \cdot t^2. \quad (1.4)$$

Зависимость плотности водных растворов некоторых неорганических веществ от температуры выражается уравнением

$$\rho = \rho_g + ax + bx^2, \quad (1.5)$$

где ρ_g – плотность воды при данной температуре, кг/м³; a , b – константы, зависящие от природы растворенного вещества; x – концентрация растворенного вещества, мас. доля. Плотность воды рассчитывается по формуле (1.4).

Значения констант a и b для некоторых растворов неорганических веществ приведены в *табл. 1.1*.

Таблица 1.1. Значения коэффициентов a и b

Вещество	Температура, °C	Концентрация, %	Коэффициенты	
			a	b
Гидроксид натрия	20–100	1–50	1060	0
Соляная кислота	20–100	2–40	4930	0
Сульфат алюминия	20	1–10	1020	440
Сульфат натрия	20–80	1–20	873	330
Сульфат цинка	20–50	1–10	1080	0
Хлорид кальция	20–140	2–40	802	420
Хлорид лития	20–100	1–40	598	0
Хлорид натрия	30–100	1–20	694	130

Плотность многокомпонентных растворов электролитов может быть рассчитана по уравнению [9]

$$\lg \rho = \lg \rho_e + \sum A_i \cdot X_i, \quad (1.6)$$

где A_i – коэффициенты; X_i – концентрация компонента в растворе, килограмм вещества на килограмм раствора. Коэффициенты A_i в зависимости от температуры аппроксимируются соотношением

$$A_i = a_{0i} + a_{1i}t + a_{2i}t^2, \quad (1.7)$$

где a_{ji} – коэффициенты, значения которых приведены в *приложении 3*. Плотность смеси $\rho_{см}$ жидкостей приближенно определяется по формуле

$$\frac{1}{\rho_{см}} = \sum_i \frac{x_i}{\rho_i}, \quad (1.8)$$

где ρ_i – плотность компонента смеси, кг/м³; x_i – массовая доля компонента.

Плотность суспензии $\rho_{сусп}$

$$\frac{1}{\rho_{сусп}} = \frac{x}{\rho_{тв}} + \frac{1-x}{\rho_{ж}}, \quad (1.9)$$

где $\rho_{тв}$ – плотность твердой фазы, кг/м³; x – массовая доля твердой фазы; $\rho_{ж}$ – плотность жидкой фазы, кг/м³.

Плотность воздуха в диапазоне температур 10 – 150 °C

$$\rho = 3.4839 \frac{p}{t + 273}, \quad (1.10)$$

где p – давление, кПа.

Плотность водяного насыщенного пара на линии насыщения в диапазоне температур 100 – 300 °C

$$\rho = \frac{p_s}{(t + 273) \cdot (432 + 0.488t - 0.282 \cdot 10^{-2} t^2)}, \quad (1.11)$$

где p_s – давление насыщения при температуре, кПа.

Вязкость

Динамическая вязкость μ органических веществ (Па·с) может быть найдена из зависимости [5]

$$T = A\varphi + C - (B/\varphi);$$
$$\mu = \frac{1}{\varphi} \cdot 10^{-1}, \quad (1.12)$$

где A, B, C – константы (см. приложение 4); T – абсолютная температура (К); φ – текучесть жидкости.

Динамическая вязкость воды μ (Па·с) в зависимости от температуры рассчитывается по формуле

$$\mu = \frac{1,702 \cdot 10^{-3}}{(1 + 0,0337 \cdot t + 0,000221 \cdot t^2)}. \quad (1.13)$$

Вязкость этанола приведена в *приложении 5*. Динамическая вязкость смеси неассоциированных и неполярных жидкостей рассчитывается по следующим уравнениям:

$$\mu_{см}^{1/3} = X_1 \cdot \mu_1^{1/3} + X_2 \cdot \mu_2^{1/3}, \quad (1.14)$$

$$\lg \mu_{см} = X_1 \cdot \lg \mu_1 + X_2 \cdot \lg \mu_2, \quad (1.15)$$

где X_1, X_2 – молярные доли компонентов смеси.

Динамическая вязкость суспензии при $\varphi < 0,2$

$$\mu_c = \mu_{жс} \cdot (1 + 2,9 \cdot \varphi), \quad (1.16)$$

где $\mu_{жс}$ – вязкость жидкости; φ – объемная концентрация твердой фазы.

Динамическая вязкость эмульсии:

$$\frac{\mu_d}{\mu_c} = 1 + 2,5 \cdot \varphi \cdot \left(\frac{\mu_d + 0,4 \cdot \mu_c}{\mu_d + \mu_c} \right), \quad (1.17)$$

где μ_c – вязкость сплошной среды; μ_d – вязкость дисперсной фазы; φ – объемная доля дисперсной фазы.

Динамическая вязкость газовых (паровых) смесей:

$$\frac{M_{см}}{\mu_{см}} = \sum_i \frac{y_i M_i}{\mu_i}, \quad (1.18)$$

где $M_{см}, M_i, \mu_{см}, \mu_i$ – молекулярные массы и вязкости смеси и i -го компонента; y_i – объемная доля i -го компонента.

Зависимость вязкости газов от температуры T (в К) выражается формулой Сатерленда

$$\mu = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \cdot \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (1.19)$$

где μ_0 – вязкость газа при 0 °С; C – постоянная.

Таблица 1. 2. Значения константы C для некоторых газов

Газ	Т, К	Константа C
Азот	81–373	114
Водород	81–373	94
Воздух	82–485	125
Кислород	82–373	144
Оксид углерода	83–373	156

Для других газов можно принять $C \approx 1,47 \cdot T_{\text{крит}}$.

Вязкость воздуха в диапазоне температур 10 – 150 °С выражается формулой

$$\mu = 0.544 \cdot 10^{-6} (t + 273)^{0.62}. \quad (1.20)$$

Вязкость водяного насыщенного пара в диапазоне температур 100–300 °С выражается формулой

$$\mu = \frac{2.235 \cdot 10^{-6} (t + 273)^{1.5}}{t + 1234}. \quad (1.21)$$

Удельная теплоемкость

Удельная теплоемкость C для некоторых веществ и растворов приведена в приложениях 7–10. При отсутствии опытных данных значение удельной теплоемкости для органических веществ может быть рассчитано по методу Джонса-Хуанга (табл. 1.3). Теплоемкость при 20 °С, C_{20} , равна сумме атомных и групповых составляющих.

Таблица 1. 3. Атомные и групповые составляющие для расчета удельной теплоемкости по методу Джонсона-Хуанга

Атом, группа	Составляющая, Дж/(моль·К)	Атом, группа	Составляющая, Дж/(моль·К)
Н (в муравьиной кислоте и ее эфирах)	14,9	–CH<	46,1
–CH ₃	41,5	–NH ₂	63,7
–CH ₂ –	26,4	–Cl	36,0
–CH–	22,6	–Br	15,5
–COOH	80,0	–NO ₂	64,1
–COO– (сложные эфиры)	60,8	–O– (простые эфиры)	35,2
>C = O	61,6	–S–	44,4
–C ≡ N	58,2	–C ₆ H ₅	127,8

Удельная теплоемкость при температуре t определяется по формуле

$$C = C_{20} + \alpha \cdot t, \quad (1.22)$$

где C_{20} – удельная теплоемкость при температуре 20 °С, Дж/(кг·К); α – температурный коэффициент (см. приложение 7).

Удельная теплоемкость раствора рассчитывается по формуле

$$C = \sum C_i x_i, \quad (1.23)$$

где C_i – удельная теплоемкость чистого компонента, Дж/(кг·К); x_i – массовая доля компонента.

Удельная теплоемкость разбавленных водных растворов ($x \leq 0.2$) рассчитывается по формуле

$$C = 4.19(1 - x). \quad (1.24)$$

Молярные теплоемкости некоторых неорганических соединений приведены в *приложении 8*, а этилового спирта и его водных растворов в *приложениях 9 – 10*.

Теплоемкость воздуха, в кДж/(кг·К), в диапазоне температур 10–150 °С выражается формулой

$$c = 1.0005 + 1.1904 \cdot 10^{-4} t. \quad (1.25)$$

Теплоемкость водяного насыщенного пара в диапазоне температур 100 – 300 °С выражается формулой

$$\begin{aligned} c = & 1.62 + 0.77 \cdot 10^{-3} (t + 273) + 40.32 / (t + 273) + \\ & + 0.1076 \cdot 10^{-3} p_s \cdot (647 / (t + 273))^{3.5} + \\ & + 0.495 \cdot 10^{-12} p_s^3 (647 / (t + 273))^{18}. \end{aligned} \quad (1.26)$$

Коэффициенты теплопроводности

Коэффициенты теплопроводности для некоторых индивидуальных веществ, водных растворов неорганических соединений и твердых материалов приведены в *приложениях 11–17*. В узких пределах изменения температур зависимость коэффициента теплопроводности от температуры можно считать линейной

$$\lambda = \lambda_0 [1 - \beta_\lambda (t - t_0)], \quad (1.27)$$

где λ_0 – коэффициент теплопроводности при температуре t_0 , Вт/(м·К); β_λ – температурный коэффициент теплопроводности (см. *прил. 12*).

Коэффициент теплопроводности для воды в интервале температур 0 – 130 °С рассчитывается по формуле

$$\lambda = 0,5579 + 0,001804 \cdot t. \quad (1.28)$$

Для расчета коэффициента теплопроводности водных растворов электролитов можно использовать метод Риделя:

$$\lambda = \lambda_{\text{в}} + 1,163 \sum \alpha_i X_i, \quad (1.29)$$

где $\lambda_{\text{в}}$ – коэффициент теплопроводности воды при температуре 20 °С, Вт/(м·К); α_i – доля иона (*табл. 1. 4*); X_i – молярная концентрация иона.

Коэффициент теплопроводности водного раствора при температуре t находят по формуле

$$\lambda = \beta_{\lambda} \cdot \lambda_{20}, \quad (1.30)$$

где β_{λ} – коэффициент для пересчета коэффициента теплопроводности; λ_{20} – коэффициент теплопроводности при температуре 20 °С, Вт/(м·К).

Таблица 1. 4. Доли увеличения коэффициента теплопроводности раствора вследствие увеличения концентрации иона на 1 моль/л

Анион	α_i	Катион	α_i
OH ⁻	+0,018	H ⁺	-0,0078
F ⁻	+0,0018	Li ⁺	-0,003
Cl ⁻	-0,0047	Na ⁺	+0,010
NO ₃ ⁻	-0,006	K ⁺	-0,0065
ClO ₃ ⁻	-0,0122	NH ₄ ⁺	-0,0100
ClO ₄ ⁻	-0,0150	Mg ²⁺	+0,0080
CO ₃ ²⁻	-0,0065	Ca ²⁺	+0,0005
SO ₃ ²⁻	+0,0020	Cu ²⁺	-0,0140
SO ₄ ²⁻	+0,0010	Zn ²⁺	-0,0140
S ₂ O ₃ ²⁻	-0,007	Al ³⁺	-0,0280

Значения коэффициента β_{λ} приведены в табл. 1.5.

Коэффициенты теплопроводности многокомпонентных растворов неорганических веществ можно вычислить по уравнению [9]

$$\lambda = \lambda_0 \cdot \left(1 - \sum_{i=1}^n \beta_i \cdot C_i \right), \quad (1.31)$$

где λ_0 – коэффициент теплопроводности воды при температуре раствора, Вт/(м·К); β_i – коэффициент, зависящий от природы соединения (см. прил. 16); C_i – концентрация компонента, килограмм компонента на килограмм раствора.

Зависимость λ_0 от температуры t

$$\lambda_0 = 0,5545 + 0,00246 \cdot t - 0,00001184 \cdot t^2. \quad (1.32)$$

Таблица 1.5. Температурные коэффициенты

Температура, °С	Коэффициент, β_{λ}	Температура, °С	Коэффициент, β_{λ}	Температура, °С	Коэффициент, β_{λ}
0	0,946	40	1,048	80	1,119
10	0,973	50	1,069	90	1,130
20	1,000	60	1,088	100	1,137
30	1,025	70	1,105	110	1,141

Теплофизические свойства воды и воздуха приведены в приложениях 18 и 19.

Удельная теплота парообразования

Значения теплоты парообразования для некоторых веществ приведены в приложениях 20–21.

Температура и удельная теплота конденсации насыщенного водяного пара приведены в *приложении 22*.

Кроме того, эти величины могут быть рассчитаны по формулам:

температура конденсации

$$t = 101 \cdot (1 + 0,0102 \cdot P)^{0,25}, \quad (1.33)$$

удельная теплота конденсации, кДж/кг,

$$r = \exp(7,742 - 0,055 \cdot \ln(1 + 0,0102 \cdot P)^{0,25}), \quad (1.34)$$

где P – избыточное давление насыщенного водяного пара, кПа.

Давление насыщенных паров

Для расчета давления насыщенных паров широко используются уравнения Антуана

$$\ln P = A - B/(C + t), \quad (1.35)$$

где P – давление пара чистого вещества, Па; A , B , C – константы уравнения Антуана для конкретного вещества; T – температура, °C; и Риделя

$$\ln P = A/T + B + C \ln T + D_1 T + D_2 T^2, \quad (1.36)$$

где P – давление пара чистого вещества, Па; A , B , C , D_1 , D_2 – константы уравнения Риделя для конкретного вещества; T – температура, К.

Давление насыщенного пара этилового спирта приведено в *приложении 23*.

2. РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

2.1 Основные зависимости и расчетные формулы для расчета теплообменных аппаратов

Расчет теплообменного аппарата включает определение необходимой поверхности теплопередачи, выбор типа аппарата и нормализованного варианта конструкции, удовлетворяющих заданным технологическим условиям [8]. Поверхность теплопередачи определяют из основного уравнения теплопередачи

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

где Q – тепловая нагрузка, Вт; K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); Δt_{cp} – средняя разность температур, К.

Тепловую нагрузку Q в соответствии с заданными технологическими условиями находят по одному из следующих уравнений:

– при нагревании жидкости или газа

$$Q = Gc(t_k - t_n), \quad (2.2)$$

– при охлаждении жидкости или газа

$$Q = Gc(t_n - t_k), \quad (2.3)$$

где G – массовый расход теплоносителя, кг/с; c – удельная теплоемкость теплоносителя, вычисленная при средней температуре, Дж/(кг·К); t_n , t_k – начальная и конечная температуры, °С;

– при конденсации пара или кипении жидкости

$$Q = Gr, \quad (2.4)$$

где G – массовый расход конденсирующегося или образующегося при кипении пара, кг/с; r – удельная теплота парообразования, Дж/кг.

Если агрегатное состояние теплоносителя не меняется, то его среднюю температуру t_{cp} определяют как среднеарифметическую между начальной и конечной температурами

$$t_{cp} = \frac{t_n + t_k}{2}. \quad (2.5)$$

Более точное значение средней температуры одного из теплоносителей получают, используя среднюю разность температур

$$t_{cp} = t_{cp,j} \pm \Delta t_{cp}, \quad (2.6)$$

где $t_{cp,j}$ – средняя арифметическая температура теплоносителя с меньшим перепадом температуры.

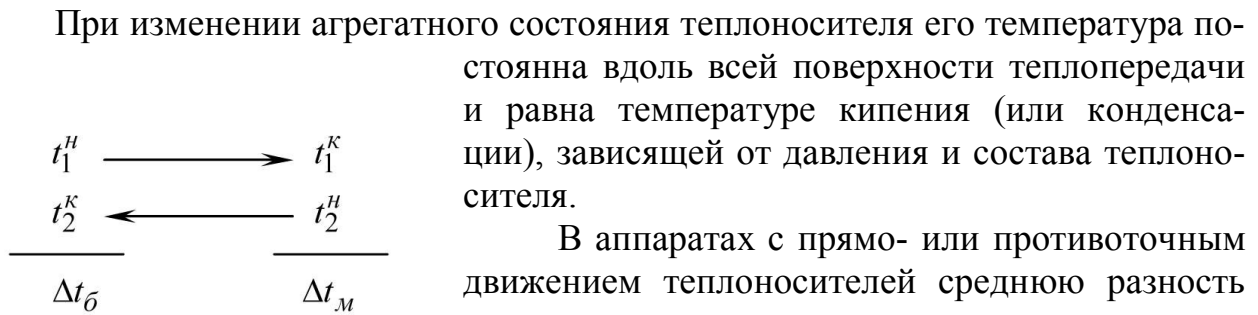


Рисунок 2.1

концах аппарата (рис. 2. 1)

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{м}}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{м}}}. \quad (2.7)$$

Если эти разности температур отличаются не более чем в два раза, то среднюю разность температур можно определить как среднеарифметическую между ними:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{м}}{2}. \quad (2.8)$$

В аппаратах с противоточным движением теплоносителей Δt_{cp} при прочих равных условиях больше, чем в случае прямотока. При сложном взаимном движении теплоносителей, например, при смешанном или перекрестном токе, Δt_{cp} принимает промежуточное значение. Ее можно рассчитать, вводя поправку $\varepsilon_{\Delta t} \leq 1$ к среднелогарифмической разности температур для противотока, рассчитанной по формуле (2.7): $\Delta t_{cp} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{cp, \log.}$. Эта поправка может быть определена с помощью графиков [8].

Коэффициент теплопередачи рассчитывают по уравнению

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (2.9)$$

где α_1 и α_2 – коэффициенты теплоотдачи со стороны теплоносителей, Вт/(м²·К); $\sum r$ – сумма термических сопротивлений стенки, м²·К/Вт.

Выбор уравнений для расчета коэффициентов теплоотдачи зависит от характера теплообмена (без изменения агрегатного состояния, при кипении или при конденсации), от вида выбранной поверхности теплообмена (плоской, гофрированной, трубчатой, оребренной), от типа конструкции (кожухо-трубчатые, двухтрубные, змеевиковые и другие) и от режима движения теплоносителя. В общем виде критериальная зависимость для определения коэффициентов теплоотдачи имеет вид

$$Nu = f(Re, Pr, Gr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (2.10)$$

где Nu – критерий Нуссельта; Re – критерий Рейнольдса; Pr – критерий Прандтля; Gr – критерий Грасгофа; Γ_1, Γ_2 – симплексы геометрического подобия.

Формулы для определения критериев:

– критерий Нуссельта

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}, \quad (2.11)$$

– критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{v \cdot l \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.12)$$

– критерий Прандтля

$$Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda}, \quad (2.13)$$

– критерий Грасгофа

$$Gr = \frac{g \cdot l^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot \Delta t}{\mu^2}, \quad (2.14)$$

где α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); l – определяющий линейный размер, м; λ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К); v – скорость движения теплоносителя, м/с; ρ – плотность теплоносителя, кг/м³; μ – динамическая вязкость, Па·с; c – удельная теплоемкость, Дж/(кг·К); g – ускорение силы тяжести, м/с²; β – коэффициент объемного расширения, К⁻¹; Δt – разность температур стенки и теплоносителя, К.

Ниже приведены уравнения для расчета коэффициентов теплоотдачи в наиболее часто встречающихся случаях теплообмена.

При движении теплоносителя в прямых трубах круглого сечения или в каналах некруглого сечения без изменения агрегатного состояния коэффициент теплоотдачи определяют по следующим уравнениям:

а) при развитом турбулентном движении ($Re \geq 10^4$)

$$Nu = 0,021 \varepsilon_\ell Re^{0,8} Pr^{0,4} (Pr / Pr_{cm})^{0,25}, \quad (2.15)$$

где ε_ℓ – поправочный коэффициент, учитывающий влияние на коэффициент теплоотдачи отношения длины трубы L к ее диаметру d [8]; Pr_{cm} – критерий Прандтля, рассчитанный при температуре стенки. Определяющим размером в критериях Re и Nu является эквивалентный диаметр; определяющая температура, при которой рассчитываются физические свойства среды, – средняя температура теплоносителя.

Для изогнутых труб (змеевиков) значение α , полученное из уравнения (2.11), умножают на поправку

$$\alpha_{3,м} = \alpha(1 + 3,54d / D), \quad (2.16)$$

где d – внутренний диаметр трубы змеевика; D – диаметр витка змеевика.

Для воздуха формула (2.15) упрощается

$$Nu = 0,018 \varepsilon_\ell Re^{0,8}, \quad (2.17)$$

б) при переходном режиме ($2300 < Re < 10\,000$)

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43}, \quad (2.18)$$

в) при ламинарном режиме ($Re < 2300$) в прямых трубах и каналах:

– при отсутствии заметного влияния свободной конвекции и для $Re > 10$ и

$$\frac{L}{d} > 10 \text{ при } Re \frac{d}{L} Pr^{0,83} > 15,$$

$$Nu = 1,4 \left(Re \frac{d}{L} \right)^{0,4} Pr^{0,33} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}, \quad (2.19)$$

– при $Re \frac{d}{L} Pr^{0,83} < 15$ рекомендуется пользоваться приближенной зависи-

мостью

$$Nu = 4 \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}, \quad (2.20)$$

определяющая температура – средняя температура жидкости, определяющий размер – эквивалентный диаметр.

Если влияние свободной конвекции значительно, то значение критерия Nu рекомендуется определять по графику, представленному на *рис. 2.2*.

$$Nu = 0,4 Re^{0,6} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \varepsilon_\varphi. \quad (2.21)$$

2.1.1 Теплоотдача при поперечном обтекании пучка гладких труб

а) $Re < 1000$. Для коридорных и шахматных пучков

$$Nu = 0,56 Re^{0,5} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \varepsilon_\varphi, \quad (2.22)$$

б) $Re > 1000$. Для коридорных пучков

$$Nu = 0,22 Re^{0,65} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \varepsilon_\varphi, \quad (2.23)$$

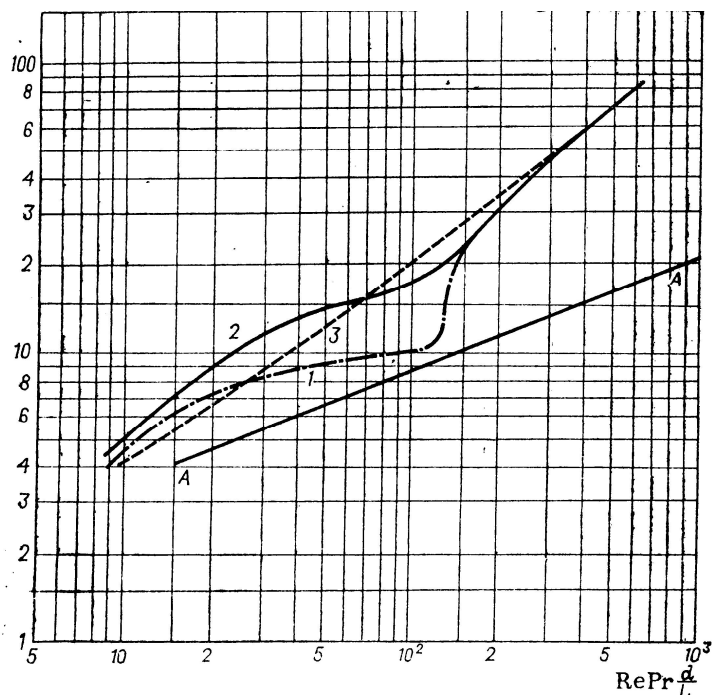
для шахматных пучков

$$Nu = 0,4 \varepsilon_\varphi Re^{0,6} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}, \quad (2.24)$$

где ε_φ – коэффициент, учитывающий влияние на интенсивность теплоотдачи направления движения теплоносителя относительно оси трубы.

Если направление движения теплоносителя перпендикулярно оси трубы (угол $\varphi = 90^\circ$), то $\varepsilon_\varphi = 1$. В кожухотрубчатых теплообменниках с поперечными перегородками в межтрубном пространстве этот коэффициент принимают равным 0,6.

Определяющая температура – средняя температура жидкости, определяющий размер – наружный диаметр трубы. Скорость теплоносителя определяется для наименьшего сечения межтрубного пространства.



1 – вертикальные трубы (направления вынужденного и свободного движений совпадают); 2 – горизонтальные трубы; 3 – вертикальные трубы (направления вынужденного и свободного движений противоположны);

AA – при отсутствии свободной конвекции

Рисунок 2.2 Теплоотдача при ламинарном течении:

2.1.2 Теплоотдача при перемешивании жидкости

$$Nu = c \cdot Re_m^m \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_{cm}} \right)^{0,14} \Gamma^{-1}, \quad (2.25)$$

где c, m – коэффициенты, равные для аппарата с рубашкой соответственно 0,36 и 0,67, а для аппаратов со змеевиком – 0,87 и 0,62; $Re = \frac{\rho \cdot n \cdot d_m^2}{\mu}$ – критерий

Рейнольдса; n – частота вращения мешалки, s^{-1} ; $\Gamma = \frac{D}{d_m}$ – симплекс геометри-

ческого подобия; d_m – диаметр мешалки, м; D – диаметр емкости, м; μ – динамическая вязкость жидкости при средней температуре жидкости, Па·с; μ_{cm} – динамическая вязкость жидкости при температуре стенки рубашки или змеевика, Па·с.

2.1.3 Теплоотдача при пленочной конденсации насыщенного пара

а) Конденсация пара на плоской или цилиндрической вертикальной поверхности

$$\alpha = 1,15 \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \Delta t H}}, \quad (2.26)$$

где λ – теплопроводность конденсата, Вт/(м·К); ρ – плотность конденсата, кг/м³; r – удельная теплота конденсации, Дж/кг; g – ускорение силы тяжести, м/с²; μ – динамическая вязкость конденсата, Па·с; $\Delta t = t_{конд} - t_{cm}$ – разность температур конденсации пара и стенки, К; H – высота плоской или цилиндрической поверхности, м.

Значения λ , ρ , μ в уравнении (2.26) определяют по средней температуре пленки конденсата $t_{пл} = \frac{t_{конд} + t_{cm}}{2}$, а значение r – по температуре конденсации. Когда разность температур ($t_{конд} - t_{cm}$) не превышает 30–40 К, с достаточной точностью при технических расчетах можно брать значения констант при температуре конденсации.

б) Конденсация пара на наружной поверхности одиночной горизонтальной трубы

$$\alpha = 0,72 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \Delta t d_n}}, \quad (2.27)$$

где d_n – наружный диаметр трубы, м.

в) Конденсация пара на наружной поверхности пучка горизонтальных труб.

В пучке горизонтальных труб на нижних трубах слой конденсата увеличивается за счет конденсата, стекающего с труб, расположенных выше. Это приводит к снижению коэффициента теплоотдачи для нижних рядов. Средний для всего пучка коэффициент теплоотдачи может быть рассчитан по уравнению

$$\alpha_{cp} = \varepsilon \cdot \alpha, \quad (2.28)$$

где α – коэффициент теплоотдачи для одиночной горизонтальной трубы, рассчитанный по формуле (2.27), Вт/(м²·К); ε – усредненный для всего пучка коэффициент, зависящий от расположения труб в пучке и от числа труб n_e в каждом вертикальном ряду; значения ε берут по графику на рис. 2.3.

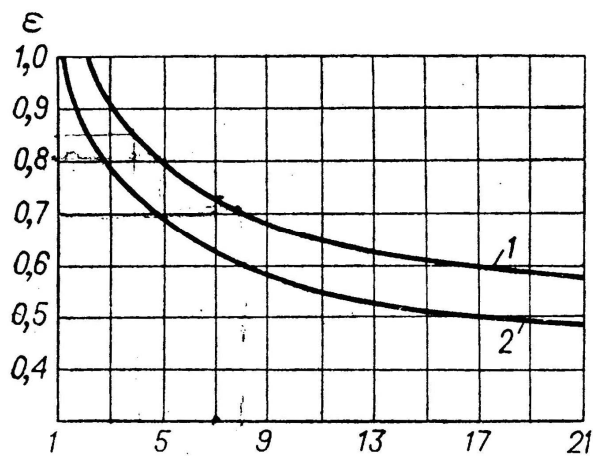
г) Конденсация пара внутри горизонтальных труб, каналов и змеевиков.

$$\alpha = 1,85 A^2 L^{0,7} d^{-0,5} \Delta t, \quad (2.29)$$

где A – коэффициент, объединяющий физико-химические константы конденсата и пара и зависящий от температуры конденсации $t_{\text{конд}}$. При конденсации насыщенного водяного пара $A = 11,7 - 0,0325 t_{\text{конд}}$; L – длина трубы, м; d – внутренний диаметр трубы, м; Δt – разность температур конденсации и стенки, К.

При средней разности температур $\Delta t_{\text{ср}} = 30 - 40$ К предельное наибольшее отношение длины змеевика к диаметру трубы L/d в зависимости от давления пара p составляет:

$p_{\text{абс}}, \text{ кПа}$	490,5	294,3	147,1	78,5
$(L/d)_{\text{max}}$	275	225	175	125



1 – шахматное расположение; 2 – коридорное расположение

Рисунок 2.3 Зависимость коэффициента ε от числа труб в вертикальном ряду

При других значениях $\Delta t_{\text{ср}}$ для паровых змеевиков приведенные значения L/d следует умножать на коэффициент $6/\sqrt{\Delta t_{\text{ср}}}$.

2.1.4 Теплоотдача при пузырьковом кипении в трубах и узких каналах коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = 1,7 \cdot 10^7 \left(\frac{\lambda^{1,3} \rho^{0,5} \rho_{\text{п}}^{0,06}}{\sigma^{0,5} r^{0,6} \rho_0^{0,66} c^{0,3} \mu^{0,3}} \right)^{2,5} \Delta t^{1,5}, \quad (2.30)$$

где λ – коэффициент теплопроводности жидкости, Вт/(м·К); ρ – плотность жидкости, кг/м³; $\rho_{\text{п}}$ – плотность пара при давлении над поверхностью жидкости, кг/м³; σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м; r – теплота парообразования,

ния, Дж/кг; ρ_0 – плотность пара при атмосферном давлении и температуре кипения, кг/м³; c – удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); μ – динамическая вязкость жидкости, Па·с.

Физические свойства жидкости определяются при температуре кипения.

Плотность пара при атмосферном давлении $\rho_0 = \frac{273M}{22,4T_{кип}}$ и при давлении

над поверхностью жидкости $\rho_{п} = \rho_0 p / p_{атм}$ следует определять при температуре кипения $T_{кип}$ (в К).

2.2 Последовательность расчета кожухотрубчатого аппарата

2.2.1 Предварительный расчет

Для выполнения расчета теплообменника необходимы некоторые его размеры (длина, диаметр труб и другие).

Для выбора этих параметров проводится предварительный расчет, в результате которого определяется ориентировочное значение поверхности теплообмена и площадь поперечного сечения каналов (спиральные, пластинчатые и другие теплообменники) или число труб (каналов) на один ход для кожухотрубчатых и блочных аппаратов. По этим двум величинам выбирают стандартный аппарат [8]. Ниже приведена последовательность предварительного расчета теплообменников.

1. Тепловая нагрузка, Вт, определяется следующим образом:

а) если производительность аппарата задана по теплоносителю, изменяющему в процессе теплообмена агрегатное состояние (конденсация пара, кипение жидкости), то тепловая нагрузка определяется по уравнению (2.4);

б) если производительность аппарата задана по теплоносителю, агрегатное состояние которого в процессе теплообмена не изменяется, то тепловая нагрузка определяется по формуле (2.2) или (2.3).

2. Среднюю разность температур определяют по формуле (2.7) или (2.8).

3. Ориентировочную поверхность теплообмена F_{op} определяют из основного уравнения теплопередачи

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{min} \Delta t_{cp}}, \quad (2.31)$$

где K_{min} – минимальное ориентировочное значение коэффициента теплопередачи для соответствующего случая теплообмена, Вт/(м²·К). Ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи приведены в табл. 2.1.

4. Число труб на один ход в кожухотрубчатом или число каналов на один ход в блочном теплообменниках

$$n_1 = \frac{4V}{\pi d^2 v}, \quad (2.32)$$

где V – расход теплоносителя, м³/с; d – внутренний диаметр трубы или канала, м; v – скорость теплоносителя в трубах или каналах, м/с.

Для спирального и пластинчатого теплообменников определяется площадь сечения прямоугольного канала

$$S = \frac{V}{v}. \quad (2.33)$$

Рекомендуемые скорости движения теплоносителя в кожухотрубчатом и блочном теплообменниках – 1,0–2,5 м/с, а в спиральном – до 3 м/с.

Для кожухотрубчатых теплообменников используют трубы диаметром 20 × 2 или 25 × 2 мм.

Размеры каналов блочного теплообменника: диаметры вертикальных каналов для агрессивной среды 12, 18 или 28 мм, а для второго теплоносителя – 12 мм.

По ориентировочной поверхности нагрева и числу труб (каналов) на один ход или площади сечения канала выбирают стандартный теплообменник и выписывают конструктивные параметры, необходимые для дальнейшего расчета.

Таблица 2.1. Ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи K , Вт/(м²·К)

Вид теплообмена	Для вынужденного движения	Для свободного движения
От газа к газу	10–40	4–12
От газа к жидкости	10–60	6–20
От конденсирующегося пара к газу	10–60	6–12
От жидкости к жидкости: для воды для углеводородов, масел	800–1700 120–270	140–340 30–60
От конденсирующегося водяного пара к воде	800–3500	300–1200
От конденсирующегося водяного пара к органическим жидкостям	120–340	60–170
От конденсирующегося пара органических жидкостей к воде	300–800	230–460
От конденсирующегося водяного пара к кипящей жидкости	–	300–2500

После выбора стандартного теплообменника уточняют скорость движения теплоносителей в соответствии с размерами стандартного аппарата.

2.2.2 Уточненный расчет поверхности теплопередачи

В формулы для определения коэффициентов теплоотдачи и в уравнение теплоотдачи входит температура стенки t_{cm} , значение которой в свою очередь

зависит от определяемой величины α . Поэтому теплообменник рассчитывают методом последовательных приближений, задаваясь значениями t_{cm} .

В первом приближении принимают значение температуры стенки со стороны горячего теплоносителя $t_{cm,1}$ на $2 \div 8$ °С ниже температуры горячего теплоносителя. Коэффициент теплоотдачи рассчитывают по уравнениям (2.26)–(2.29), если горячий теплоноситель – насыщенный пар, или определяют критерий Нуссельта по формулам (2.15)–(2.25), а затем – α_1 , если горячий теплоноситель не изменяет своего агрегатного состояния.

Плотность теплового потока

$$q_1 = \alpha_1(t_1 - t_{cm,1}) = \alpha_1 \cdot \Delta t_1, \quad (2.34)$$

где t_1 – температура конденсации пара или средняя температура жидкости, °С.

Термическое сопротивление стенки

$$\Sigma r = r_1 + \frac{\delta}{\lambda_{cm}} + r_2, \quad (2.35)$$

где r_1, r_2 – термические сопротивления загрязнений стенки со стороны горячего и холодного теплоносителей, м²·К/Вт; δ – толщина стенки, м; λ_{cm} – коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/(м·К).

Температура стенки со стороны холодного теплоносителя

$$t_{cm,2} = t_{cm,1} - q_1 \cdot \Sigma r. \quad (2.36)$$

Плотность теплового потока

$$q_2 = \alpha_2(t_{cm,2} - t_2) = \alpha_2 \cdot \Delta t_2, \quad (2.37)$$

где t_2 – средняя температура жидкого теплоносителя или температура кипения жидкости, °С.

Расхождение плотности тепловых потоков

$$\varepsilon = \left| \frac{q_1 - q_2}{q_1} \right| \cdot 100 \, \%. \quad (2.38)$$

Если $\varepsilon > 5 \, \%$, то рассчитывают коэффициент теплопередачи K по уравнению (2.9) и новое приближение температуры стенки со стороны горячего теплоносителя

$$t_{cm,1} = t_1 - \frac{K \cdot \Delta t_{cp}}{\alpha_1}. \quad (2.38)$$

Далее повторяют расчет с новым значением $t_{cm,1}$, пока не выполнится неравенство $\varepsilon \leq 5 \, \%$.

При $\varepsilon \leq 5 \, \%$ рассчитывают K по уравнению (2.9) и поверхность теплопередачи F по уравнению (2.1).

Рассчитанную поверхность сравнивают с поверхностью выбранного теплообменника. Теплообменник выбран правильно, если его поверхность теплообмена равна или несколько больше рассчитанной поверхности.

2.2.3 Расчет кожухотрубчатого теплообменника

До проведения расчета необходимо определить, в какое пространство теплообменника – трубное или межтрубное – направить тот или иной теплоноситель. Пространство для теплоносителя выбирается с учетом наилучших условий для процесса теплоотдачи. Теплоноситель с меньшим расходом целесообразно направить в трубное пространство, имеющее меньшую площадь поперечного сечения, чем межтрубное, и, следовательно, теплоноситель будет двигаться с большей скоростью. Вместе с тем, нужно учитывать чистоту теплоносителей. Теплоноситель, больше загрязняющий поверхность стенок, следует направлять в трубное пространство, так как его легче чистить. Насыщенный пар обычно направляют в межтрубное пространство. Формулы для различных случаев теплообмена приведены в *табл. 2.2*.

Таблица 2. 2. **Формулы для расчета кожухотрубчатого теплообменника**

Греющий теплоноситель			Холодный теплоноситель		
Вид теплоносителя	Пространство тепло-обменника	Формула для расчета α_1	Вид теплоносителя	Пространство тепло-обменника	Формула для расчета α_2
Подогреватель					
Насыщенный пар	Межтрубное, вертикальные трубы	(2.26)	Жидкость, газ	Трубное	(2.15)–(2.21), <i>Рис. 2.1</i>
	Межтрубное, горизонталь-ные трубы	(2.27), (2.28)			
Жидкость	Межтрубное	(2.22)– (2.24)	Жидкость	Трубное	(2.15)–(2.21), <i>Рис. 2.1</i>
	Трубное	(2.15)– (2.21), <i>Рис.2.1</i>		Межтрубное	(2.22)–(2.24)
Кипятильник					
Насыщенный пар	Межтрубное	(2.26)	Кипящая жидкость	Трубное	(2.30)
Жидкость	Межтрубное	(2.22)– (2.24)		Трубное	(2.30)
Холодильник					
Охлаждаемая жидкость	Межтрубное	(2.22)– (2.24)	Хладоагент	Трубное	(2.15)–(2.21), <i>Рис. 2.1</i>
	Трубное	(2.15)– (2.21), <i>рис.2.1</i>		Межтрубное	(2.22)–(2.24)
Конденсатор					
Насыщенный пар	Межтрубное, Вертикаль-ные трубы	(2.26)	Жидкость	Трубное	(2.15)–(2.21), <i>Рис. 2.1</i>

2.2.4 Расчет графитовых блочных теплообменников

Графитовые блочные теплообменники могут быть использованы в качестве подогревателей, конденсаторов или холодильников. Промышленность выпускает следующие типы теплообменников:

- вертикальные с одно- и двухходовыми блоками для одной и двух агрессивных сред, размеры блоков $350 \times 350 \times 350$ мм и $350 \times 350 \times 700$ мм,
- горизонтальные для двух агрессивных сред, шести- и восьмиходовые, размеры блоков $350 \times 350 \times 700$ мм,
- кожухоблочные для одной агрессивной среды.

Коэффициент теплоотдачи при нагревании или охлаждении жидкости в вертикальных и горизонтальных каналах рассчитывается по формулам (2.15), (2.17)–(2.21). Коэффициент α при конденсации насыщенного пара в горизонтальных каналах определяется по формуле (2.29).

2.2.5 Расчет вертикального аппарата с перемешивающим устройством

Нагревание или охлаждение жидкости в аппаратах с мешалками осуществляется при помощи «рубашки» или змеевика. Для периодического процесса определяют продолжительность нагрева или охлаждения

$$\tau = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp} \cdot F}. \quad (2.39)$$

Вертикальный аппарат выбирают по объему нагреваемой или охлаждаемой жидкости [11]. Объем аппарата должен быть на 70–80 % больше объема жидкости. Для выбранного аппарата выписывают размеры, необходимые для расчета.

Коэффициент теплоотдачи от жидкости в аппарате к стенке (охлаждение) или от стенки к жидкости (нагревание) рассчитывают по формуле (2.25).

Формулы для расчета коэффициентов теплоотдачи и критерия Нуссельта приведены в табл. 2. 3.

Таблица 2. 3. Номера расчетных формул

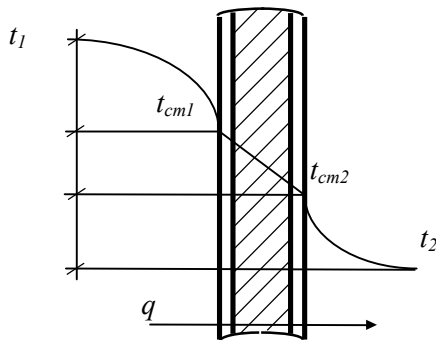
Тепловой процесс	Теплоноситель	Номера расчетных формул	
		для «рубашки»	для змеевика
Нагревание	Пар	2.26	2.29
	Жидкость	2.15; 2.17–2.21	2.15–2.21
Охлаждение	То же	2.15; 2.17–2.21	2.15–2.21

2.2.6 Примеры расчета стационарной теплопередачи

Пример 1.

Воздух подогревается в трубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника при среднем давлении 810 мм рт. ст. от 20 до 95 °С. Объемный расход воздуха при нормальных условиях 3800 м³/ч. В межтрубное пространство подается водяной пар под давлением 2 кгс/см². Число труб на один ход трубного пространства – 261. Диаметр труб 25х2 мм. Определить необходимую поверхность теплообмена.

Для выбора метода решения рассмотрим схему процесса стационарной теплопередачи



Обозначим t_1 и t_2 – средние температуры горячего и холодного теплоносителей, °С; t_{cm1} и t_{cm2} – температуры поверхности стенки, °С;

α_1 и α_2 – коэффициенты теплоотдачи для горячего и холодного потоков, Вт/(м²·К); q – плотность теплового потока, Вт/м²; r_{cm} , r_1 и r_2 – термические сопротивления стенки и загрязнений соответственно, (м²·К)/Вт.

Расчет теплопередачи можно провести методом последовательных приближений, используя систему уравнений:

$$q = q_1 = \alpha_1(t_1 - t_{cm1}) = \alpha_1 \Delta t_1;$$

$$q = q_{cm} = \frac{t_{cm1} - t_{cm2}}{\sum r_{cm+3}} = \frac{\Delta t_{cm}}{\sum r_{cm+3}};$$

$$q = q_2 = \alpha_2(t_{cm2} - t_2) = \alpha_2 \Delta t_2;$$

$$\alpha_1 = f_1(t_1, t_{cm1});$$

$$\alpha_2 = f_2(t_2, t_{cm2}).$$

Неизвестными величинами являются q_1 , α_1 , α_2 , t_{cm1} , t_{cm2} .

При установившемся процессе переноса теплоты $q_1 = q_2 = q_{cm} = q$.

Покажем, что все неизвестные величины можно выразить через одну переменную. Из схемы теплопередачи и понятия о плотности теплового потока

$$q_1 = \alpha_1 \Delta t_1,$$

$$t_{cm1} = t_1 - \Delta t_1,$$

$$t_{cm2} = t_1 - \Delta t_1 \left(1 + \alpha_1 \sum r_{cm+k} \right),$$

$$\Delta t_2 = t_1 - t_2 - \Delta t_1 \left(1 + \alpha_1 \sum r_{cm+3} \right).$$

Здесь все неизвестные параметры исходной системы уравнений выражены через разность температур Δt_1 . Таким образом, задача определения коэффициентов теплоотдачи и, следовательно, коэффициента теплопередачи сводится к решению одного уравнения с одним неизвестным Δt_1

$$q_1 - q_2 = 0,$$

или

$$\alpha_1 \Delta t_1 - \alpha_2 \left[t_1 - t_2 - \Delta t_1 \left(1 + \alpha_1 \sum r_{cm+3} \right) \right] = 0.$$

Это уравнение имеет решение относительно Δt_1 на интервале $(0, t_1 - t_2)$. Для решения полученного нелинейного уравнения в среде MathCAD в приведенном примере использована встроенная функция *root*.

Уравнение для расчета коэффициента теплоотдачи со стороны конденсирующегося пара преобразовано к виду

$$\alpha_{cond} = 2,04 \sqrt[4]{\frac{\lambda_1^3 \rho_1^2 r_1}{\mu_1 \Delta t_1 H}} = 2,04 \sqrt[4]{\frac{\lambda_1^3 \rho_1^2 r_1}{\mu_1 H}} \cdot \sqrt[4]{\frac{1}{\Delta t_1}} = A \cdot \sqrt[4]{\frac{1}{\Delta t_1}}.$$

Решение

$v_0 := 3800$ Объемный расход воздуха при нормальных условиях

$P := 810$ Давление в мм рт. ст.

$t_n := 20$ $t_k := 95$ Начальная и конечная температуры воздуха

$t_{kond} := 119.6$ Температура конденсации пара

$r := 2208000$ Теплота конденсации пара

$r_1 := \frac{1}{5800}$ $r_2 := \frac{1}{2800}$ Термическое сопротивление загрязнений

$\Delta := 0.002$ $\lambda_{ст} := 46.5$

$db := 0.021$ $H := 2$ $n := 261$

$\dot{g} := \frac{v_0 \cdot 1.293}{3600}$ Массовый расход воздуха

Средняя разность температур

$\Delta t_b := t_{kond} - t_{atm} := t_{kond} - t_k$

$$\Delta t_{cp} := \begin{cases} \frac{\Delta t_b + \Delta t_m}{2} & \text{if } \frac{\Delta t_b}{\Delta t_m} < 2 \\ \frac{\Delta t_b - \Delta t_m}{\ln\left(\frac{\Delta t_b}{\Delta t_m}\right)} & \text{if } \frac{\Delta t_b}{\Delta t_m} > 2 \end{cases}$$

$\Delta t_{cp} = 53.632$ $t := t_{kond} - \Delta t_{cp}$

$$t = 65.968 \quad \text{Средняя температура воздуха}$$

Теплоемкость воздуха

$$c_2 := 1.0005 + 0.00011904 \cdot t \quad c_2 = 1.008$$

Количество передаваемой теплоты

$$Q := g \cdot c_2 \cdot (t_k - t_n) \cdot 1000 \quad Q = 1.032 \times 10^5$$

Плотность воздуха при рабочих условиях

$$\rho_2 := 1.293 \cdot \frac{P \cdot 273}{760 \cdot (t + 273)} \quad \rho_2 = 1.11$$

Скорость воздуха в трубах

$$v_2 := \frac{4 \cdot g}{\pi \cdot db^2 \cdot n \cdot \rho_2}$$

Вязкость

$$\mu_2 := 0.544 \cdot 10^{-6} \cdot (t + 273)^{0.62} \quad \mu_2 = 2.015 \times 10^{-5}$$

$$\text{Re} := \frac{v_2 \cdot \rho_2 \cdot db}{\mu_2} \quad \text{Re} = 1.573 \times 10^4$$

$$\lambda_2 := 0.37 \cdot 10^{-3} \cdot (t + 273)^{0.748}$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки к воздуху

$$\text{Nu} := 0.018 \cdot \text{Re}^{0.8} \quad \text{Nu} = 40.996$$

$$\alpha_2 := \left(\frac{Nu \cdot \lambda_2}{db} \right) \quad \alpha_2 = 56.4$$

Плотность конденсата

$$\rho_1 := 1000 - 0.062 \cdot t_{kond} - 0.00355 \cdot t_{kond}^2 \quad \rho_1 = 941.805$$

Вязкость конденсата

$$A_2 := 0.2424 \quad B_2 := 2828 \quad C_2 := 294.6 \quad T := t_{kond} + 273.2$$

$$f := \frac{-(C_2 - T) + \sqrt{(C_2 - T)^2 + 4 \cdot A_2 \cdot B_2}}{2 \cdot A_2}$$

$$\mu_1 := \frac{1}{f \cdot 10} \quad \mu_1 = 2.314 \times 10^{-4}$$

Теплопроводность конденсата

$$\lambda_1 := 0.5579 + 0.001804 \cdot t_{kond} \quad \lambda_1 := 0.685$$

$$A := 2.04 \cdot \left(\frac{\lambda_1^3 \rho_1^2 \cdot r}{\mu_1 \cdot H} \right)^{0.25} \quad A = 1.239 \times 10^4$$

Термическое сопротивление стенки и загрязнений

$$r_{ct} := r_1 + r_2 + \frac{\Delta}{\lambda_{ct}}$$

$$\Delta t_1 := 4 \quad \text{Начальное приближение}$$

$$f(\Delta t_1) := \left| \begin{array}{l} t_{ct1} \leftarrow t_{kond} - \Delta t_1 \\ \alpha_1 \leftarrow A \cdot \left(\frac{1}{\Delta t_1} \right)^{0.25} \\ q_1 \leftarrow \alpha_1 \cdot \Delta t_1 \\ t_{ct2} \leftarrow t_{ct1} - q_1 \cdot r_{ct} \\ q_2 \leftarrow \alpha_2 \cdot (t_{ct2} - t) \\ q_1 - q_2 \end{array} \right.$$

$$\Delta t_{cr} := \text{root}(f(\Delta t_1), \Delta t_1) \quad \Delta t_{cr} = 0.146 \quad t_{ct1} := t_{kond} - \Delta t_{cr}$$

$$\alpha_1 := A \cdot \left(\frac{1}{\Delta t_{cr}} \right)^{0.25} \quad \alpha_1 = 2.005 \times 10^4$$

$$q_1 := \alpha_1 \cdot \Delta t_{cr} \quad q_1 = 2.922 \times 10^3$$

$$t_{ct2} := t_{ct1} - q_1 \cdot r_{ct}$$

$$q_2 := \alpha_2 \cdot (t_{ct2} - t) \quad q_2 = 2.922 \times 10^3$$

Средняя плотность теплового потока

$$q_{cr} := \frac{q_1 + q_2}{2} \quad \frac{(q_1 - q_2)}{q_{cr}} = 0 \quad q_{cr} = 2.922 \times 10^3$$

Поверхность теплопередачи

$$F := \frac{Q}{q_{cr}} \quad F = 35.321$$

Коэффициент теплопередачи

$$k := \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{ct} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad k = 54.487$$

Расход пара

$$d := \frac{Q}{r}$$

Пример 2.

Расчет кожухотрубчатого испарителя производительностью 0,98 кг/с паров водного раствора органической жидкости. Температура кипящей жидкости 102,6 °С. Свойства жидкости:

Плотность 957 кг/м³; вязкость 0,00024 Па·с; поверхностное натяжение 0,0583 Н/м; теплоемкость 4200 Дж/(кг·К); теплопроводность 0,680 Вт/(м·К); удельная теплота испарения жидкости 2 240 000 Дж/кг; плотность паров при атмосферном давлении 0,65 кг/м³; плотность паров над кипящей жидкостью 0,6515 кг/м³.

Удельная теплота конденсации пара 2 208 000 Дж/кг; температура конденсации пара 119,6 °С.

Физико-химические свойства конденсата:

Плотность 943 кг/м³; вязкость 0,000231 Па·с; теплопроводность 0,686 Вт/(м·К). По результатам предварительного расчета выбран теплообменник с высотой труб 4 м.

В приведенном примере для определения коэффициента теплоотдачи от конденсирующегося греющего пара к стенке используем формулу

$$\alpha_1 = 1.21 \times \lambda \times \left(\frac{\rho^2 \times r \times g}{\mu \cdot H} \right)^{\frac{1}{3}} \times q^{-\frac{1}{3}},$$

где λ – теплопроводность конденсата, Вт/(м·К); ρ – плотность конденсата, кг/м³; r – удельная теплота конденсации, Дж/кг; g – ускорение силы тяжести, м/с²; μ – динамическая вязкость конденсата, Па·с; H – высота трубок, м; q – плотность теплового потока.

Коэффициент теплоотдачи кипящей жидкости находим по формуле

$$\alpha_2 = 780 \frac{\lambda_2^{1.3} \times \rho_2^{0.5} \times \rho p^{0.06}}{\sigma_2^{0.5} r_2^{0.6} \rho p^{0.66} c_2^{0.3} \mu_2^{0.3}} \times q^{0.6},$$

где λ_2 – коэффициент теплопроводности жидкости, Вт/(м·К); ρ_2 – плотность жидкости, кг/м³; σ_2 – поверхностное натяжение жидкости, Н/м;

ρp – плотность пара при давлении над поверхностью жидкости, кг/м³;
 $\rho p0$ – плотность паров над кипящей жидкостью при атмосферном давлении, кг/м³; $c2$ – теплоемкость, Дж/(кг·К); $r2$ – удельная теплота испарения жидкости, Дж/кг; $\mu2$ – динамическая вязкость жидкости, Па·с.

Из уравнения теплопередачи и уравнения аддитивности термических сопротивлений следует

$$\frac{1}{K} = \frac{\nabla t_{cp}}{q} = \frac{1}{\alpha1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha2}.$$

Подставляя сюда выражения для коэффициентов теплоотдачи можно получить уравнение с одной неизвестной q , которое решим в среде MathCad, используя встроенную функцию `root`.

$$f(q) = q \times rct - \nabla t + \frac{q^{0.4}}{B} + \frac{q^{1.33}}{A} = 0.$$

Решение

$$G2 := 0.98 \quad \Delta := 0.002 \quad \text{мм} \quad \lambda_{st} := 17.5 \quad \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}} \quad \underline{H} := 4 \quad \text{м}$$

Свойства раствора при температуре кипения

$$t_{kip} := 102.6 \quad \lambda_2 := 0.68 \quad \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}} \quad r_2 := 2240000 \quad \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$$

$$\mu_2 := 0.00024 \quad \text{Па} \cdot \text{с} \quad \rho_{p0} := 0.65$$

$$\sigma_2 := 0.0583 \quad \frac{\text{Н}}{\text{м}} \quad \rho_p := 0.6515 \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho_2 := 957 \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad c_2 := 4200 \quad \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$r_{z1} := \frac{1}{5800} \quad \frac{(\text{м}^2 \cdot \text{К})}{\text{Вт}} \quad \text{Термическое сопротивление загрязнений}$$

$$r_{z2} := \frac{1}{5800}$$

Свойства конденсата

$$t_{kond} := 119.6 \quad r_1 := 2208000 \quad \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}$$

$$\rho_1 := 943 \quad \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\lambda_1 := 0.686 \quad \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$$

$$\mu_1 := 0.000231 \quad \text{Па} \cdot \text{с}$$

$$A := 1.21 \cdot \lambda_1 \cdot \left(\frac{\rho_1^2 \cdot r_1 \cdot 9.81}{\mu_1 \cdot H} \right)^{\frac{1}{3}} \quad A = 2.284 \times 10^5$$

$$B := \left(\frac{\lambda_2^{1.3} \cdot \rho_2^{0.5} \cdot \rho_p^{0.06} \cdot 780}{\mu_2^{0.3} \cdot \sigma_2^{0.5} \cdot r_2^{0.6} \cdot \rho_p^{0.66} \cdot c_2^{0.3}} \right) \quad B = 12.109$$

Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений

$$r_{ct} := r_{z1} + r_{z2} + \frac{\Delta}{\lambda_{st}} \quad r_{ct} = 4.591 \times 10^{-4}$$

Средняя разность температур

$$\Delta t := t_{kond} - t_{kip} \quad \Delta t = 17$$

Начальное приближение плотности теплового потока

$$q_1 := 25000 \quad \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$$

Функция пользователя

$$f(q_1) := q_1 \cdot r_{ct} - \Delta t + \frac{q_1^{0.4}}{B} + q_1^{\frac{4}{3}} \cdot \frac{1}{A}$$

Расчетное значение плотности теплового потока

$$q_r := \text{root}(f(q_1), q_1) \quad q_r = 2.157 \times 10^4 \quad \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$$

Коэффициент теплопередачи

$$K := \frac{qr}{\Delta t} \quad K = 1.269 \times 10^3 \quad \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

тепловая нагрузка, Вт

$$Q := G2 \cdot r2 \quad Q = 2.195 \times 10^6$$

Расход пара, кг/с

$$G1 := \frac{Q}{r1} \quad G1 = 0.994$$

Поверхность теплопередачи

$$F := \frac{Q}{K \cdot \Delta t} \quad F = 101.789$$

3. ВЫПАРИВАНИЕ

Процесс выпаривания широко применяется в производствах химических волокон и отделочных производствах текстильных предприятий для концентрирования различных технологических растворов.

Так, например, в производстве вискозных волокон и пленки выпариванию подвергается отработанная осадительная ванна, которая в процессе формования волокна разбавляется водой. При отделке хлопчатобумажных тканей и нитей (мерсеризации) образуется разбавленный водный раствор щелочи. Для удаления избытка воды раствор выпаривают.

В промышленности применяются однокорпусные и многокорпусные выпарные установки непрерывного действия, работающие под вакуумом. Технологические схемы этих установок, а также устройство и принцип действия выпарных аппаратов различных конструкций приводятся в литературе [10].

Процесс выпаривания относится к тепловым процессам. Поэтому основной задачей проектного расчета является определение поверхности теплообмена греющей камеры. При проверочном расчете определяется производительность установки по выпаренной воде при заданной поверхности теплообмена.

После расчета коэффициента теплопередачи и поверхности теплообмена греющей камеры производят окончательный выбор стандартного выпарного аппарата.

3.1 Расчет однокорпусной выпарной установки

Количество выпаренной воды, кг/с:

$$W = G \left(1 - \frac{x_n}{x_k} \right), \quad (3.1)$$

где G – производительность аппарата по исходному раствору, кг/с; x_n, x_k – концентрация растворенного вещества в растворе на входе и выходе из аппарата, мас. доли. По давлению греющего пара p_1 и давлению в конденсаторе p_k определяют соответствующие температуры T и T_k (см. приложение 22). Температура вторичного пара T' в корпусе аппарата больше T_k на величину гидравлической депрессии Δ''' :

$$T' = T_k + \Delta'''. \quad (3.2)$$

В среднем величина Δ''' принимается равной 1.

Далее по T' определяют давление $p_{вт}$ и теплоту парообразования $r_{вт}$ вторичного пара. Тепловая нагрузка выпарного аппарата, Вт,

$$Q = W \cdot r + Q_{конц} + Q_n, \quad (3.3)$$

где r – теплота парообразования, Дж/кг; $Q_{конц}$ – теплота концентрирования, Вт; Q_n – потери теплоты в окружающую среду, Вт. Если раствор в выпарной

аппарат поступает с температурой ниже, чем температура кипения, то необходимо учесть расход теплоты на нагревание раствора, который определяют по уравнению (2.2). Для дальнейшего выполнения расчета требуются некоторые размеры аппарата – высота и диаметр трубок, их количество. Поэтому необходимо выбрать стандартный выпарной аппарат [10] по ориентировочно определенной поверхности теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{пол}}, \quad (3.4)$$

где K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); $\Delta t_{пол}$ – полезная разность температур.

В ориентировочном расчете поверхности теплообмена для K_{min} и $\Delta t_{пол}$ применяют приближенные значения. Значения коэффициентов теплопередачи приводятся в табл. 2.1, а полезная разность температур принимается равной разности температур греющего T и вторичного T' пара.

Температурная депрессия Δ' равна разности температур кипения раствора и чистого растворителя и зависит от природы и концентрации растворенного вещества.

Температуры кипения растворов при атмосферном давлении приведены в литературе [8]. Температурную депрессию $\Delta'_{атм}$, определенную при атмосферном давлении, по формуле Тищенко И. А. пересчитывают для давления в аппарате:

$$\Delta' = 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{T_g^2}{r} \Delta'_{атм}, \quad (3.5)$$

где T_g – температура кипения чистого растворителя при давлении в аппарате, К; r – теплота испарения растворителя при давлении в аппарате кДж/кг.

Гидростатическая депрессия Δ'' рассчитывается для выпарных аппаратов с кипением раствора в кипятильных трубках или трубе вскипания. Давление в среднем слое определяется по формуле

$$P_{cp} = P_{вм} + \frac{\rho \cdot g \cdot H(1 - \varepsilon)}{2}, \quad (3.6)$$

где ρ – плотность раствора при температуре кипения кг/м³; H – высота трубок кипятильника и трубы вскипания, м; ε – степень парозаполнения труб ($\varepsilon = 0,4 \div 0,6$).

По давлению p_{cp} определяют температуру в среднем слое t_{cp} .

Гидростатическая депрессия

$$\Delta'' = t_{cp} - T'. \quad (3.7)$$

Для выпарных аппаратов пленочного типа гидростатическая депрессия принимается равной нулю.

Плотность раствора определяется по средней концентрации:

$$x_{cp} = \frac{x_n + x_k}{2}. \quad (3.8)$$

Температуру кипения раствора с учетом температурной и гидростатической депрессии находят следующим образом

$$t = T' + \Delta' + \Delta'' . \quad (3.9)$$

Полезная разность температур

$$t_{\text{пол}} = T - t . \quad (3.10)$$

Тепловой расчет выпарного аппарата заключается в определении площади поверхности теплообмена греющей камеры. Конструктивно греющая камера представляет собой одноходовой кожухотрубчатый теплообменник. Последовательность расчета приведена в разд. 2.

Коэффициент теплоотдачи при конденсации насыщенного водяного пара рассчитывают по формуле (2.26). Коэффициент теплоотдачи для кипения жидкости в зависимости от условий проведения процесса определяют следующим образом:

а) при кипении жидкости в трубах – по формуле (2.30);

б) для аппаратов с вынесенной зоной кипения – по формулам (2.15, 2.17–2.21);

в) для пленочных аппаратов

$$\alpha = R \frac{\lambda}{\delta} (0.25 \cdot \text{Re})^N \left(\frac{q\delta}{\lambda T'} \right)^M, \quad \text{Re} = \frac{4\Gamma}{\mu}, \quad (3.11)$$

$$\delta = \left(\frac{3}{4} \cdot \frac{\nu^2}{g} \right)^{1/3} \text{Re}^{1/3}, \quad \Gamma = \frac{G}{\Pi}, \quad \Pi = \pi d n, \quad (3.12)$$

где R, N, M – коэффициенты уравнения (при $q < 20000$ Вт/м² $R = 163,5$; $N = 0,264$; $M = 0,685$; при $q > 20000$ Вт/м² $R = 2, 6$; $N = 0,203$; $M = 0,322$); λ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К); ν – кинематическая вязкость, м²/с; δ – толщина пленки, м; Re – критерий Рейнольдса; q – удельная тепловая нагрузка, Вт/м²; μ – динамическая вязкость, Па·с; Γ – линейная массовая плотность орошения, кг/м·с; G – массовый расход выпариваемого раствора, кг/с; Π – смоченный периметр, м; d – внутренний диаметр трубы, м; n – количество труб; g – ускорение силы тяжести, м/с².

3.2 Расчет многокорпусной выпарной установки

Основной целью теплового расчета выпарной установки является определение поверхности нагрева корпусов при заданных условиях теплового режима.

В основе расчета многокорпусной выпарной установки лежит метод последовательных приближений.

Общее количество выпаренной воды рассчитывают по формуле (3.1).

В предварительном расчете количество воды распределяют по корпусам поровну $W_i = \frac{W}{n}$ (n – число корпусов).

Концентрации на выходе из корпусов рассчитывают по формулам:

$$X_1 = \frac{GX_n}{G - W_1}, \quad (3.13)$$

$$X_n = X_k = \frac{GX_n}{G - W_1 - W_1 - \dots - W_n}. \quad (3.14)$$

Перепад давлений в одном корпусе

$$\Delta P = \frac{P_1 - P_k}{n}, \quad (3.15)$$

где P_1 и P_k – давление греющего пара в первом корпусе и давление в барометрическом конденсаторе.

Затем определяют давление вторичного пара по корпусам

$$P_{вт1} = P_1 - \Delta P, \quad P_{вт2} = P_{вт1} - \Delta P \quad (3.16)$$

и т. д.

По давлению находят температуры вторичного пара по корпусам, а также температуры греющего пара в первом корпусе T_1 и пара в конденсаторе T_k . Свойства насыщенного водяного пара приведены в *приложении 22*.

Температурные потери находят так же, как для однокорпусной выпарной установки (подразд. 3.1)

Общую полезную разность температур рассчитывают по формуле

$$\sum t_{пол} = T_1 - T_k - \sum \Delta, \quad (3.17)$$

где $\sum \Delta$ – сумма температурных потерь для всех корпусов, °С.

Тепловые нагрузки по корпусам определяют по формуле

$$Q_i = W_i r_i + Q_{конц} + Q_n, \quad (3.18)$$

где r_i – теплота парообразования Дж/кг; $Q_{конц}$ – теплота концентрирования; Q_n – потери теплоты в окружающую среду.

Общую полезную разность температур распределяют исходя из равенства поверхностей нагрева корпусов:

$$\Delta t_i = \frac{\frac{Q_i}{K_i} \sum \Delta t_{пол}}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}} \quad (3.19)$$

или при условии минимальной поверхности

$$\Delta t_i = \frac{\sqrt{\frac{Q_i}{K_i}} \cdot \sum \Delta t_{пол}}{\sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{Q_i}{K_i}}}, \quad (3.20)$$

где K_i – коэффициент теплопередачи для i -го корпуса, Вт/(м²·К).

В предварительном расчете принимают ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи по корпусам. Для трехкорпусной установки соот-

ношение коэффициентов теплопередачи может быть принято равным $K_1:K_2:K_3 = 1:0,58:0,34$. Значения K_i приведены в табл. 2.1.

Затем определяют температурный режим процесса: температуры греющего пара и кипения раствора по корпусам.

Таблица 3.1. Температурный режим процесса выпаривания

Корпус	Температура греющего пара $T_i, ^\circ\text{C}$	Температура кипения раствора $t_i, ^\circ\text{C}$	Температура вторичного пара $T'_i, ^\circ\text{C}$
1	T_1	$t_1 = T_1 - \Delta t_{\text{пол } 1}$	$T'_1 = t_1 - \Delta_1' - \Delta_1''$
2	$T_2 = T'_1 - \Delta'''_{1-2}$	$t_2 = T_2 - \Delta t_{\text{пол } 2}$	$T'_2 = t_2 - \Delta_2' - \Delta_2''$
i	$T_i = T_{i-1}' - \Delta'''_{(i-1)-i}$	$t_i = T_i - \Delta t_{\text{пол } i}$	$T'_i = t_i - \Delta_i' - \Delta_i''$
Конденсатор	$T_k = T_n' - \Delta'''_{n-k}$		

По этим температурам находят энтальпию и фактическое давление греющего и вторичного пара в корпусах.

Расчет фактического количества выпаренной воды в корпусе производят по уравнениям

$$W_i = D_i \alpha_i + (G - W_1 - W_2 - \dots - W_{i-1}) \beta_i. \quad (3.21)$$

$$\alpha_i = \frac{I_i - c_i \theta_i}{I'_i - c_k t_{ki}}, \quad \beta_i = \frac{c_i (t_{k,(i-1)} - t_{ki})}{I'_i - c_k t_{ki}}, \quad (3.22)$$

где D_i – расход греющего пара в i -корпусе, кг/с; α_i – коэффициент испарения; β_i – коэффициент самоиспарения; I_i, I'_i – энтальпия греющего и вторичного пара, Дж/кг; c'_i – теплоемкость конденсата, Дж/(кг·К); θ_i – температура конденсации; c_i – теплоемкость раствора, Дж/(кг·К); c_k – теплоемкость воды при температуре кипения, Дж/(кг·К).

Расход пара в любом корпусе, кроме первого

$$D_{i+1} = W_i. \quad (3.23)$$

Если рассчитанные значения W_i отличаются от принятых в первом приближении не более чем на пять процентов, то определяют поверхности нагрева по корпусам

$$F_i = \frac{Q_i}{K_i \cdot \Delta t_{\text{пол},i}}, \quad (3.24)$$

в противном случае расчет повторяют, начиная с определения концентраций на выходе из корпусов по уточненным значениям W_i .

3.3 Пример расчета теплопередачи при выпаривании

Определить необходимую поверхность нагрева вакуум-выпарного аппарата и расход греющего насыщенного пара для выпаривания раствора нитрата натрия от 9 до 35 %. Производительность по исходному раствору 15000 кг/ч. Абсолютное давление греющего пара 300 кПа. Абсолютное давление в барометрическом конденсаторе 20 кПа. Исходный раствор поступает в аппарат при температуре 30°C.

В приведенном примере для определения коэффициента теплоотдачи от конденсирующегося греющего пара к стенке используем формулу

$$\alpha_1 = 1.21 \times \lambda \times \left(\frac{\rho^2 \times r \times g}{\mu \cdot H} \right)^{\frac{1}{3}} \times q^{-\frac{1}{3}},$$

где λ – теплопроводность конденсата, Вт/(м·К); ρ – плотность конденсата, кг/м³; r – удельная теплота конденсации, Дж/кг; g – ускорение силы тяжести, м/с²; μ – динамическая вязкость конденсата, Па·с; H – высота трубок, м; q – плотность теплового потока.

Коэффициент теплоотдачи кипящей жидкости находим по формуле

$$\alpha_2 = b \times \left(\frac{\lambda^2 \times \rho}{\mu \cdot \sigma \times T} \right)^{\frac{1}{3}} \times q^{\frac{2}{3}};$$

$$b = 0.075 \times \left(\left(1 + 10 \times \left(\frac{\rho}{\rho_n} - 1 \right)^{\frac{2}{3}} \right) \right)$$

где λ – коэффициент теплопроводности жидкости, Вт/(м·К); ρ – плотность жидкости, кг/м³; σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м; ρ_n – плотность пара при атмосферном давлении и температуре кипения, кг/м³; μ – динамическая вязкость жидкости, Па·с.

Из уравнения теплопередачи и уравнения аддитивности термических сопротивлений следует

$$\frac{1}{K} = \frac{\nabla t_{пол}}{q} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}.$$

Подставляя сюда выражения для коэффициентов теплоотдачи можно получить уравнение с одной неизвестной q , которое решим в среде MathCad, используя встроенную функцию root.

$$\frac{1}{K} = \frac{\nabla t_{пол}}{q} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}.$$

ORIGIN := 1 n := 17 i := 1 .. n

gn := 15000 xn := 0.09 xk := 0.35

pgp := 300000 pbk := 20000

H := 4 ε := 0.5 tn := 30

Массовый расход выпаренной воды

$$\underline{gn} := \frac{gn}{3600} \quad \underline{W} := gn \cdot \left(1 - \frac{xn}{xk}\right) \quad W = 3.095$$

Свойства водяного насыщенного пара

pp :=



Давление
пара

tp :=



Температура
греющего пара

Jp :=



Энтальпия

rp :=



Теплота
парообразования

Температура греющего пара

$$tg := \text{linterp}(pp, tp, pgp) \quad tg = 133.481$$

Температура пара в барометрическом конденсаторе

$$t0 := \text{linterp}(pp, tp, pbk) \quad t0 = 59.974$$

Температура вторичного
пара

$$tvp := t0 + 1 \quad \text{Зависимость плотности раствора нитрата натрия от концентрации раствора}$$

$$x := \begin{pmatrix} 0.04 \\ 0.08 \\ 0.16 \\ 0.20 \\ 0.24 \\ 0.28 \\ 0.30 \\ 0.35 \\ 0.40 \end{pmatrix} \quad \rho := \begin{pmatrix} 1025.4 \\ 1053.2 \\ 1111.8 \\ 1142.9 \\ 1175.2 \\ 1208.5 \\ 1225.6 \\ 1270.1 \\ 1317.5 \end{pmatrix}$$

Определение гидростатической депрессии

$$\rho_1 := \text{linterp}(x, \rho, xk) \quad \rho_1 = 1.27 \times 10^3$$

Давление в среднем слое кипяtilьных труб

$$pvp1 := \text{linterp}(tp, pp, tvp)$$

$$p1sr := pvp1 + \frac{H \cdot \rho_1 \cdot 9.81 \cdot \varepsilon}{2} \quad p1sr = 3.385 \times 10^4$$

Температура в среднем слое кипяtilьных труб

$$t1sr := \text{linterp}(pp, tp, p1sr) \quad t1sr = 69.949$$

$$\Delta 1 := t1sr - tvp \quad \Delta 1 = 8.975$$

Температурная депрессия раствора при атмосферном давлении

$$xnano3 := \begin{pmatrix} 0.0826 \\ 0.1561 \\ 0.2187 \\ 0.2753 \\ 0.3243 \\ 0.4047 \\ 0.4987 \\ 0.6094 \\ 0.6894 \end{pmatrix} \quad \Delta := \begin{pmatrix} 1 \\ 2 \\ 3 \\ 4 \\ 5 \\ 7 \\ 10 \\ 15 \\ 20 \end{pmatrix}$$

$$\Delta ta := \text{linterp}(xnano3, \Delta, xk) \quad \Delta ta = 5.639$$

$$tkipv := \text{linterp}(pp, tp, pvp1) \quad tkipv = 60.974$$

$$\Delta t := 0.0162 \cdot \Delta ta \cdot \frac{(273 + tkipv)^2}{\text{linterp}(pp, rp, pvp1)} \quad \Delta t = 4.327$$

Температура кипения раствора

$$tkip := t0 + \Delta t + \Delta 1 + 1 \quad tkip = 74.276$$

Полезная разность температур

$$\Delta t_{pol} := t_g - t_{kip} \quad \Delta t_{pol} = 59.205$$

Теплоемкость раствора

$$c_n := 4.19 \cdot (1 - x_n) \quad c_n = 3.813$$

$$J_{vp} := \text{linterp}(t_p, J_p, t_{vp}) \quad J_{vp} = 2.609 \times 10^3$$

Количество теплоты, передаваемое от греющего пара к кипящему раствору

$$Q := 1.03 \cdot \left[g_n \cdot c_n \cdot 10^3 \cdot (t_{kip} - t_n) + W \cdot (J_{vp} \cdot 10^3 - 4190 \cdot t_{kip}) \right]$$

$$Q = 8.05 \times 10^6$$

Свойства раствора при температуре кипения

$$\rho_2 := 1062 \quad \lambda_2 := 0.61 \quad \mu_2 := 0.0001 \quad \sigma_2 := 0.058$$

$$\Delta := 0.002 \quad \lambda_{st} := 46.5 \quad rz1 := \frac{1}{5800} \quad rz2 := \frac{1}{5800}$$

Свойства конденсата

$$\rho_1 := 1000 - 0.062 \cdot t_g - 0.00355 \cdot t_g^2 \quad \rho_1 = 928.473$$

$$\mu_1 := 0.000185 \quad \lambda_1 := 0.6843$$

$$T_{\text{ww}} := t_{kip} + 273 \quad r1 := \text{linterp}(t_p, r_p, t_g) \cdot 10^3$$

$$\underline{A} := 1.21 \cdot \lambda_1 \cdot \left(\frac{\rho_1^2 \cdot r_1 \cdot 9.81}{\mu_1 \cdot H} \right)^{\frac{1}{3}} \quad A = 2.414 \times 10^5$$

$$r_2 := \text{linterp}(tp, rp, tkip) \cdot 10^3$$

$$\rho p_0 := \frac{273 \cdot 18}{22.4 \cdot T} \quad \rho p_0 = 0.632 \quad c_2 := 4.19 \cdot (1 - x_k)$$

$$\rho p := \frac{\rho p_0 \cdot p_{1sr}}{101300} \quad \rho p = 0.211$$

$$B := \left(\frac{\lambda_2^{1.3} \cdot \rho_2^{0.5} \cdot \rho p^{0.06} \cdot 780}{\mu_2^{0.3} \cdot \sigma_2^{0.5} \cdot r_2^{0.6} \cdot \rho p_0^{0.66} c_2^{0.3}} \right) \quad B = 121.714$$

Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений

$$r_{ct} := r_{z1} + r_{z2} + \frac{\Delta}{\lambda_{st}} \quad r_{ct} = 3.878 \times 10^{-4}$$

$q_1 := 2500$ Начальное приближение плотности теплового потока

$$f(q_1) := q_1 \cdot r_{ct} - \Delta t_{pol} + \frac{q_1^{0.4}}{B} + q_1^{1.33} \cdot \frac{1}{A}$$

Расчетное значение плотности теплового потока

$$\underline{q_r} := \text{root}(f(q_1), q_1) \quad q_r = 1.017 \times 10^5$$

Коэффициент теплопередачи

$$K := \frac{qr}{\Delta t_{pol}} \quad K = 1.718 \times 10^3$$

$$F := \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{pol}} \quad F = 79.142$$

Расход греющего пара

$$D := \frac{Q}{\text{linterp}(tp, rp, tg) \cdot 10^3} \quad D = 3.711$$

Удельный расход греющего пара

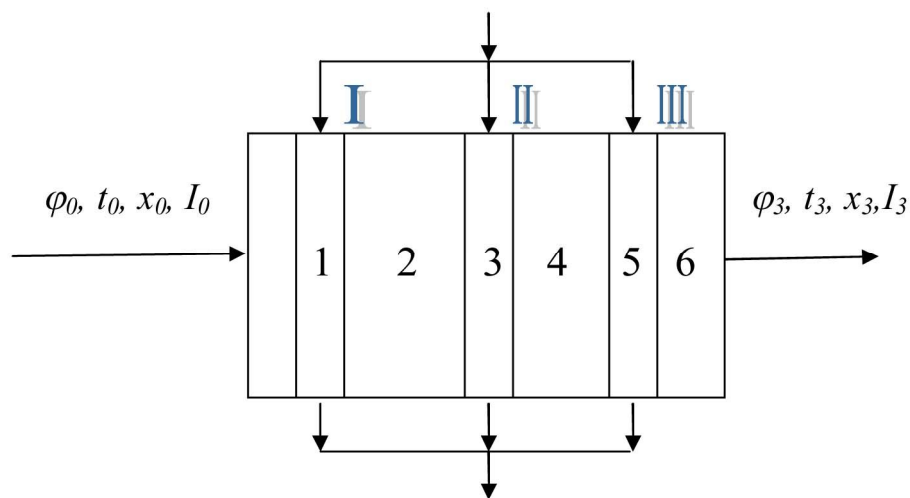
$$du := \frac{D}{W} \quad du = 1.199$$

4. СУШКА

В текстильной промышленности сушке как технологической операции принадлежит особое место. От неё зависит эффективность использования энергетических ресурсов текстильного предприятия и качество выпускаемой продукции. Основным способом сушки тканей и волокон был и остается в настоящее время конвективный способ, обладающий наибольшей универсальностью в смысле возможности его использования для самых различных тканей и самых различных технологических вариантов их отделки.

Расчет многозонной конвективной сушилки

Многозонная сушилка с подогревом воздуха по зонам представляет собой установку, в которой последовательно соединено несколько однозонных сушилок. Воздух, выходящий из предыдущей зоны, поступает в калорифер последующей зоны и т. д. На *рис.4.1.* в качестве примера приведена схема трехзонной сушильной установки.



I, 3, 5 – калориферы; *2, 4, 6* – сушильные камеры

Рисунок 4.1 Схема сушилки с промежуточным подогревом воздуха по зонам

Сушилки с промежуточным подогревом воздуха позволяют снизить температуру сушильного агента. Эти сушилки пригодны для сушки термочувствительных материалов.

Расчет сушильной установки производится графоаналитическим способом при помощи *I–X*-диаграммы.

Количество удаляемой влаги

$$W = G_1 \frac{W_1 - W_2}{1 - W_2}, \quad (4.1)$$

$$W = G_2 \frac{W_1 - W_2}{1 - W_1}, \quad (4.2)$$

где G_1, G_2 производительность установки по исходному и высушенному материалу, кг/с; W_1, W_2 – начальная и конечная влажности материала, массовая доля.

Построение теоретического процесса сушки

В *приложении 31* находят среднюю июльскую температуру и относительную влажность воздуха φ_0 для указанного в задании города. По этим параметрам на диаграмме I–X определяют точку A (*рис. 4.2*), характеризующую состояние воздуха перед калорифером первой зоны. Из точки A проводят вертикаль до пересечения с изотермой, соответствующей температуре воздуха t_1 при выходе из калорифера первой зоны (точка B'). Отрезок AB' изображает процесс нагревания воздуха в калорифере.

Из точки B' проводят линию параллельно линии $I = \text{const}$ до пересечения с линией $\varphi_2 = \text{const}$. Точка C' характеризует состояние воздуха на выходе из первой зоны, а отрезок B'C' изображает теоретический процесс сушки.

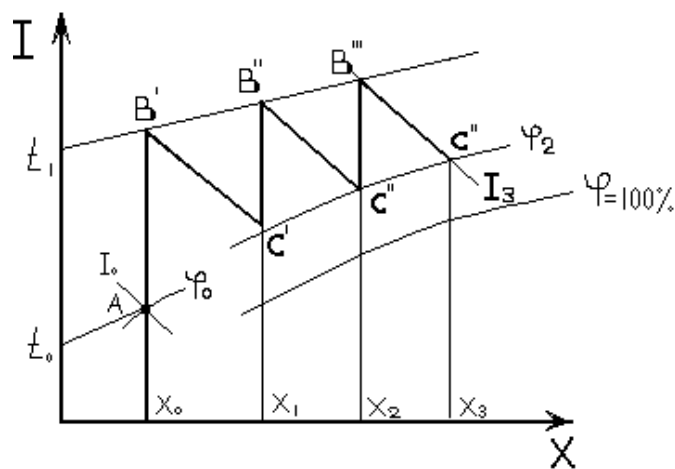


Рисунок 4.2 Построение на I-X диаграмме теоретического процесса сушки

Для последующих зон теоретический процесс сушки строится аналогично.
Удельный расход воздуха (кг/кг испаряемой влаги)

$$l = \frac{1}{x_3 - x_0}, \quad (4.3)$$

где x_0 и x_3 – начальное и конечное влагосодержание, кг/кг сухого воздуха.

Общий расход воздуха, кг/с

$$L = W \cdot l. \quad (4.4)$$

Количество влаги, удаляемой из материала по зонам, кг/с

$$W_1 = L(x_1 - x_0), \quad W_2 = L(x_2 - x_1), \quad W_3 = L(x_3 - x_2). \quad (4.5)$$

В реальном процессе сушки энтальпия воздуха обычно изменяется. Степень отклонения реального процесса от теоретического характеризуется величиной Δ' , которая определяется для каждой зоны из уравнения

$$\Delta_i = \frac{W_i \cdot c \cdot \theta}{W} - (q_{Mi} + q_{mpi} + q_{nomi}), \quad (4.6)$$

где W_i – количество испаряемой влаги в зоне, кг/с; W – общее количество удаляемой влаги в процессе сушки, кг/с; c – удельная теплоемкость влаги, Дж/(кг·К); θ – температура влаги материала при входе в зону, °С; q_{Mi} – удельные потери теплоты на нагрев материала, Дж/кг; q_{mpi} – удельные потери теплоты на нагрев транспортных устройств, Дж/кг; q_{nomi} – удельные потери теплоты в окружающее пространство, Дж/кг.

Удельный расход теплоты с материалом для i -й зоны

$$q_{Mi} = \frac{G_2 c_M (\theta_{2i} - \theta_{1i})}{W}, \quad (4.7)$$

где c_M – теплоемкость высушенного материала, Дж/(кг·К); θ_1 и θ_2 – температура материала при входе и выходе из зоны, °С.

Удельный расход теплоты с транспортными устройствами (определяется в том случае, если транспортные устройства выходят за пределы сушилки)

$$q_{mpi} = \frac{G_{mp} c_{mp} (t_{mp1} - t_{mp2})}{W}, \quad (4.8)$$

где G_{mp} – масса транспортных устройств, выходящих из сушилки в единицу времени, кг/с; c_{mp} – теплоемкость материала транспортирующего устройства, Дж/(кг·К); t_{mp1}, t_{mp2} – температуры транспортных устройств при входе и выходе из сушильной зоны, °С.

Удельные потери теплоты в окружающую среду

Теплота теряется через боковые и торцевые стенки сушильной установка, а также через пол и потолок

$$q_{nom,i} = \frac{F_i K \cdot \Delta t_i}{W}, \quad (4.9)$$

где F – поверхность боковых и торцевых стенок, потолка и пола сушильной зоны, м²; K – коэффициент теплопередачи от сушильного агента в окружающую среду, Вт/(м²·К); Δt_i – разность между средней температурой воздуха в сушильной зоне и температурой в производственном помещении.

Коэффициент теплопередачи определяется по формуле

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (4.10)$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи от сушильного агента к стенке, Вт/(м²·К);
 $\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}$ – термическое сопротивление стенки сушилки и теплоизоляции, м²·К/Вт;
 α_2 – коэффициент теплоотдачи от стенки сушилки к окружающему воздуху, Вт/(м²·К).

Коэффициенты теплоотдачи можно рассчитывать по следующим формулам:

$$\alpha_1 = 6,15 + 3,6\nu, \quad (4.11)$$

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07(t_{cm} - t_g), \quad (4.12)$$

где ν – скорость воздуха в сушильной камере, м/с; t_{cm} – температура наружной поверхности стенки; t_g – температура в производственном помещении, °С.

Температуру стенки t_{cm} предварительно принимают равной 25 °С, а после расчета α_2 и K проверяют температуру

$$t_{cm} = t_g + \frac{K}{\alpha_2} \Delta t. \quad (4.13)$$

Расчет потерь теплоты производится для каждой зоны.

Величины Δ по зонам определяются по формуле (4.6).

Построение действительного процесса сушки.

Для построения реального процесса сушки рассчитывают величины Δ_1/l , Δ_2/l , Δ_3/l , Дж/кг воздуха.

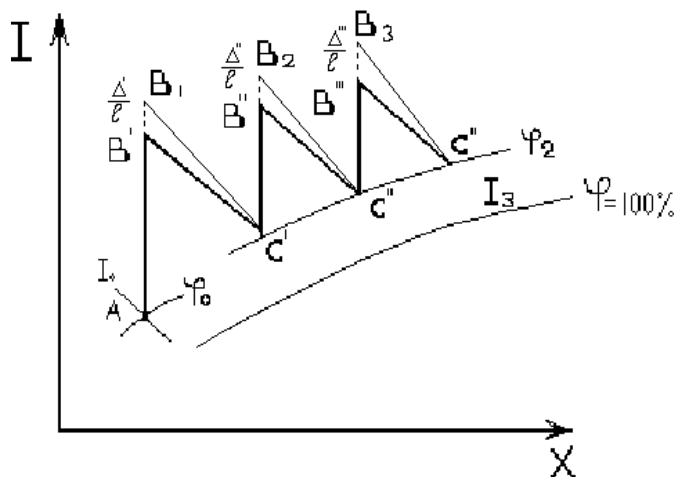


Рисунок 4.3 Построение реального процесса сушки

Затем из точек B' , B'' и B''' , отвечающих состоянию воздуха при выходе из калорифера, откладывают по вертикали отрезки Δ_1/l , Δ_2/l , Δ_3/l в масштабе энтальпии.

Если $\Delta > 0$, то отрезки откладывают по вертикали вниз, а если $\Delta < 0$, то – вверх.

Полученные точки B_1 , B_2 и B_3 соединяют с точками C' , C'' и C''' . Реальный сушильный процесс определяется линией $A B_1 C' B_2 C'' B_3 C'''$.

Параметры воздуха по точкам записывают в табл. 4.1.

кам записывают в табл. 4.1.

Таблица 4.1. Параметры воздуха процесса конвективной сушки

Зона	Точки измерения	Параметры воздуха			
		Температура, °С	Относительная влажность, %	Влагосодержание, кг влаги/кг воздуха	Энтальпия, Дж/кг
	Вход в калорифер первой зоны				
I	Вход				
	Выход				
II	Вход				
	Выход				
III	Вход				
	Выход				

Общий расход теплоты в калориферах для сушки рассчитывают по уравнению

$$Q = L(I_3 - I_0). \quad (4.14)$$

Расход теплоты по зонам

$$Q' = L(I_1 - I_0), \quad Q'' = L(I_2 - I_1)$$

$$Q''' = L(I_3 - I_2) \quad (4.15)$$

$$\sum Q = Q.$$

Удельный расход теплоты в калориферах

$$q_k = I(I_3 - I_0). \quad (4.16)$$

Расход греющего пара

$$D = \frac{Q}{r \cdot x}, \quad (4.17)$$

где r – теплота парообразования, Дж/кг; x – степень сухости пара ($x = 0,95 \div 0,96$).

Удельный расход пара на 1 кг испаренной влаги

$$d_{вл} = \frac{D}{W}. \quad (4.18)$$

Удельный расход пара на 1 кг высушенного материала

$$d_M = \frac{D}{G_2}. \quad (4.19)$$

Выбор калорифера

Калорифер для i -й зоны выбирается [8] по поверхности теплообмена, которую рассчитывают из основного уравнения теплопередачи

$$F_i = \frac{Q_i}{K_i \Delta t_{cpi}}, \quad (4.20)$$

где K_i – коэффициент теплопередачи от греющего пара к сушильному агенту, Вт/(м²·К); Δt_{cpi} – средняя разность температур, К.

Значение коэффициентов теплопередачи приведены в *табл. 2.1*. Среднюю разность температур рассчитывают по формулам (2.7) или (2.8).

Выбор вентилятора

Для выбора вентилятора рассчитывают объемную производительность и потери давления в сушилке. Производительность вентилятора определяется

$$V = \frac{L + W}{\rho}, \quad (4.21)$$

где ρ – плотность влажного воздуха, кг/м³.

Плотность влажного воздуха на выходе из сушилки

$$\rho = \frac{3,48 \cdot 10^{-3}}{T} (P - 0,378 p_n), \quad (4.22)$$

где P – атмосферное давление, принимаемое равным 0,1013 МПа; φ – относительная влажность воздуха; p_n – давление насыщенного пара, Па; T – температура воздуха, К.

Давление, развиваемое вентилятором, расходуется на преодоление гидравлических сопротивлений сушилки, калорифера, воздухопроводов

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2, \quad (4.23)$$

где Δp_1 – потери давления на трение в воздуховоде, м; Δp_2 – потери давления в калориферах, сушильных камерах и других устройствах, Па.

Потери давления на трение

$$\Delta p_1 = \lambda \frac{l}{d} \rho \frac{v^2}{2}, \quad (4.24)$$

где λ – коэффициент трения; l – длина воздуховода, м; d – диаметр воздуховода, м; v – скорость воздуха, м/с.

Потери давления Δp_2

$$\Delta p_2 = \sum \xi \frac{\rho \cdot v^2}{2}, \quad (4.25)$$

где $\sum \xi$ – сумма коэффициентов сопротивлений калориферов, сушильных камер, сеток и т. д.

Мощность вентилятора, Вт

$$N = \frac{V \Delta p}{\eta}, \quad (4.26)$$

где η – коэффициент полезного действия вентилятора.

		<i>Пример.</i> Определить удельные расходы сухого воздуха и теплоты в теоретической сушилке, если известны параметры воздуха на входе в калорифер и на выходе из сушилки.	
t :=	5	6.54	Зависимость давления насыщенного пара от температуры, мм рт. ст.
	10	9.21	
	15	12.79	
	20	17.54	
	25	23.76	
	30	31.82	
	35	42.18	
	40	55.32	
	45	71.88	
	50	92.51	
	55	118	t0 := 15 φ0 := 0.8 Параметры воздуха на входе в калорифер
	60	149.4	
	65	187.5	
	70	233.7	
	75	289.1	
	80	355.1	t2 := 44 φ2 := 0.5 Параметры воздуха на выходе из сушилки
	85	433.6	
	90	525.8	
	95	633.9	
	100	760	
		PA := 760	

Расчетные параметры воздуха
на входе в калорифер

$$x0 := 0.622 \cdot \frac{\text{lininterp}(t, p, t0) \cdot \phi0}{PA - \text{lininterp}(t, p, t0) \cdot \phi0} \quad x0 = 8.488 \times 10^{-3} \quad \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

$$i_0 := (1.01 + 1.97 \cdot x_0) \cdot t_0 + 2493 \cdot x_0 \quad i_0 = 36.562 \quad \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Расчетные параметры воздуха на выходе из сушилки

$$x_2 := 0.622 \cdot \frac{\text{lininterp}(t, p, t_2) \cdot \phi_2}{P_A - \text{lininterp}(t, p, t_2) \cdot \phi_2}$$

$$x_2 = 0.029 \quad \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

$$i_2 := (1.01 + 1.97 \cdot x_2) \cdot t_2 + 2493 \cdot x_2 \quad i_2 = 120.242 \quad \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Удельный расход воздуха

$$l_v := \frac{1}{x_2 - x_0} \quad l = 47.856 \quad \text{кг/кг испаряемой влаги}$$

Удельный расход теплоты в калорифере

$$i_1 := i_2 \quad q_k := l \cdot (i_1 - i_0)$$

$$q_k = 4.005 \times 10^3 \quad \text{кДж/кг испаряемой влаги}$$

Температура воздуха на выходе из калорифера

$$t_1 := \frac{i_1 - 2493 \cdot x_0}{1.01 + 1.97 \cdot x_0} \quad t_1 = 96.502$$

5. АДСОРБЦИЯ

Адсорбцией называется процесс поглощения вещества из смеси газов, паров или растворов твердым пористым поглотителем – адсорбентом. Поглощаемое вещество, находящееся в газе, называется адсорбтивом, а поглощенное – адсорбатом.

Адсорбция является универсальным методом, позволяющим достаточно полно извлекать примеси из газовых или жидких смесей. В современной химической и нефтехимической промышленности адсорбционный метод широко используется для очистки и осушки технологических потоков, улучшения качества сырья и продуктов. Адсорбция занимает ведущее место среди способов защиты биосферы от вредных промышленных выбросов.

Используемые адсорбенты обладают сильно развитой внутренней поверхностью, образующейся путем специальной обработки или синтеза твердых материалов. Основными промышленными адсорбентами являются активные угли, силикагели, алюмогели и цеолиты.

Физическая адсорбция характеризуется сохранением свойств адсорбента и адсорбата и обусловлена силами взаимодействия их молекул (дисперсионными или вандерваальсовскими). Силы притяжения возникают на поверхности адсорбента благодаря тому, что силовое поле поверхностных атомов и молекул не уравновешено силами взаимодействия соседних частиц. Сорбируясь, молекулы адсорбата частично насыщают поверхность адсорбента, уменьшая ее свободную энергию, поэтому процесс адсорбции протекает самопроизвольно.

Процессы адсорбции избирательны и обратимы. Процесс, обратный адсорбции, называется десорбцией, которую используют для выделения поглощенного вещества и регенерации адсорбента. Выделенное при десорбции вещество может быть возвращено в производственный цикл.

Типичными примерами применения процесса адсорбции является осушка газов и жидкостей, разделение смесей углеводородов, рекуперация растворителей, очистка вентиляционных выбросов и сточных вод, что имеет особое значение в связи с решением экологических проблем.

5.1 Адсорбционное равновесие

Масса вещества, поглощенная адсорбентом при достижении равновесия, называется статической активностью a^* и зависит от температуры и концентрации вещества в газовой фазе $\bar{C}$, т. е. $a^* = f(\bar{C}, t)$. Кривая равновесия газовая фаза–адсорбент при постоянной температуре называется изотермой адсорбции $a^* = f(\bar{C})$.

Статическая активность измеряется в граммах или килограммах адсорбированного вещества, содержащегося в 1 кг адсорбента. Содержание вещества в газовой фазе может быть выражено через парциальное давление или объемную массовую концентрацию $\bar{C}$ (кг/м³).

При отсутствии экспериментальных данных изотерма адсорбции может быть рассчитана при любой температуре по изотерме стандартного вещества, например, бензола.

По справочным данным (*табл. 5.1*) строят изотерму адсорбции стандартного вещества – бензола при температуре T в координатах $a^* = f(P)$, где a^* – величина адсорбции или статическая активность бензола, кг/кг; P – парциальное давление бензола, мм рт. ст.

На изотерме адсорбции бензола выбирают 7–8 точек и для каждой из них рассчитывают парциальное давление заданного вещества P_2 , мм рт. ст., и величину его адсорбции a_2^* , кг/кг, по формулам:

$$\lg P_2 = \lg P_{S,2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{P_{S,1}}{P_1}, \quad (5.1)$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2}, \quad (5.2)$$

где $P_{S,1}$ – давление насыщенного пара бензола при температуре T_1 , мм рт. ст.; $P_{S,2}$ – давление насыщенного пара заданного вещества при температуре адсорбции T_2 , мм рт. ст.; β – коэффициент аффинности, значение которого находят в *приложении 26* или вычисляют как соотношение V_2/V_1 , где V_1 и V_2 – молярные объемы бензола и заданного вещества в жидком состоянии, определяемые отношением молекулярной массы к плотности $V = M/\rho$, м³/кмоль.

Таблица 5.1. Изотерма бензола

a_1^* , кг/кг	P_1 , мм рт. ст.	a_1^* , кг/кг	P_1 , мм рт. ст.	a_1^* , кг/кг	P_1 , мм рт. ст.
0,103	0,105	0,262	8,0	0,318	33,0
0,122	0,223	0,276	13,0	0,338	42,0
0,208	1,0	0,294	19,0	0,359	50,0
0,233	3,0				

Давление насыщенного пара и плотность органических жидкостей приведены в *приложении 27* и справочной литературе [2].

По найденным точкам строят изотерму адсорбции поглощаемого вещества $a_2^* = f(P_2)$.

5.2 Расчет периодической адсорбции

Периодический процесс адсорбции обычно проводят в четыре стадии:

- адсорбция, то есть насыщение адсорбента поглощаемым веществом;
- десорбция поглощенного компонента, например, насыщенным водяным паром, подаваемым в адсорбер;
- сушка адсорбента горячим воздухом;
- охлаждение слоя адсорбента путем подачи в адсорбер холодного воздуха.

Технологические схемы адсорбционных установок периодического действия, а также устройство и принцип действия адсорбционных аппаратов различных конструкций приводятся в литературе [13], [15].

Процесс адсорбции относится к массообменным процессам, поэтому основной задачей проектного расчета периодической адсорбции является либо определение продолжительности процесса и диаметра адсорбера при заданной высоте слоя адсорбента, либо расчет высоты слоя адсорбента и диаметра аппарата, если известна продолжительность адсорбции. Кроме того, рассчитывают расход водяного пара на процессы десорбции и сушки адсорбента.

5.2.1 Стадия адсорбции

Продолжительность процесса адсорбции во многом зависит от содержания поглощаемого вещества в газовой смеси. В зависимости от характера кривой изотерма адсорбции может быть разделена на три области (рис. 5.1).

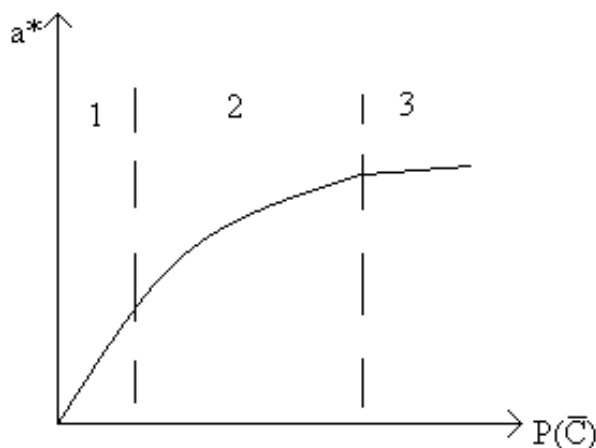


Рисунок 5.1 Три области изотермы адсорбции

Для первой области участок изотермы адсорбции практически линейный. Вторая область характеризуется криволинейной зависимостью $a^* = f(\bar{C})$. Для третьей области можно с достаточной степенью точности принять $a^* = \text{const}$.

По заданной концентрации $\bar{C}_0$ или парциальному давлению P_0 поглощаемого вещества в исходной смеси устанавливают, в какой области находится $\bar{C}_0(P_0)$.

Парциальное давление вещества рассчитывают по формуле

$$P_0 = \bar{C}_0 \cdot R \cdot T_2 \cdot \frac{760}{M \cdot 101300}, \quad (5.3)$$

где R — универсальная газовая постоянная, ДЖ/(кмоль·К); M — молекулярная масса адсорбируемого вещества, кг/кмоль.

В зависимости от положения величины $\bar{C}_0(P_0)$ на изотерме адсорбции выбирают соответствующую формулу для расчета продолжительности адсорбции.

Для первой области, где изотерма адсорбции считается прямолинейной и приближенно отвечает закону Генри, пользуются формулой

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^*}{\omega \cdot \bar{C}_0}} \cdot \sqrt{H} - b \cdot \sqrt{\frac{a_0^*}{\beta_y \cdot \bar{C}_0}}, \quad (5.4)$$

где τ – продолжительность адсорбции, с; b – коэффициент; ω – скорость парогазового потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с; H – высота слоя сорбента, м; a_0^* – количество адсорбированного вещества, равновесное с концентрацией потока $\bar{C}_0$, кг/м³ (берется по изотерме адсорбции в кг/кг и умножается на насыпную плотность угля в кг/м³); β_y – коэффициент массопередачи, с⁻¹.

Значения коэффициентов b , зависящие от соотношения конечной $\bar{C}$ и начальной $\bar{C}_0$ концентраций вещества в газовом потоке, приведены в *приложении 28*.

Для второй области изотеры адсорбции пользуются уравнением

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega \cdot \bar{C}_0} \cdot \left\{ H - \frac{\omega}{\beta_y} \cdot \left[\frac{1}{P} \cdot \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) + \ln \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right] \right\}, \quad (5.5)$$

где $\bar{C}$ – содержание адсорбируемого вещества в газовом потоке, выходящем из адсорбера, кг/м³;

$$P = \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}^*},$$

где $\bar{C}^*$ – содержание вещества в газовом потоке, равновесное с половинным количеством от максимально адсорбируемого данным адсорбентом, т. е. равновесное с $a_\infty/2$, кг/м³, которое определяется, как и соответствующее $a_\infty/2$ парциальное давление $p_\infty/2$ по изотерме.

$\bar{C}^*$ рассчитывается по формуле

$$\bar{C}^* = \frac{\frac{p_\infty}{2}}{R \cdot T_2} = \frac{\frac{p_\infty}{2} \cdot M \cdot 101300}{8314 \cdot T_2 \cdot 760}. \quad (5.6)$$

Для третьей области изотермы адсорбции

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega \cdot \bar{C}_0} \cdot \left[H - \frac{\omega}{\beta_y} \cdot \left(\ln \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right]. \quad (5.7)$$

Рекомендуемая скорость газового потока, отнесенная к площади слоя адсорбента, равна 0,2–0,3 м/с.

При расчете скорости в кольцевом адсорбенте средняя площадь поперечного сечения слоя S_{cp} рассчитывается как среднее арифметическое из площадей поперечных сечений наружного S_n и внутреннего $S_{вн}$ слоев

$$S_{cp} = \frac{S_n + S_{вн}}{2} = \frac{\pi \cdot H}{2} (D_n + D_{вн}), \quad (5.8)$$

где H – высота решеток, м; $D_{\text{н}}$, $D_{\text{вн}}$ – диаметры решеток соответственно наружной и внутренней, м.

Скорость потока больше 0,3 м/с нецелесообразна вследствие возрастания гидравлического сопротивления.

Коэффициент массоотдачи определяют из диффузионного критерия Нуссельта

$$Nu' = \frac{\beta_y \cdot d_э^2}{D_y}, \quad (5.9)$$

где β_y – коэффициент массоотдачи для газовой фазы, с^{-1} ; $d_э$ – эквивалентный диаметр, м; D_y – коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$.

Эквивалентный диаметр цилиндрических гранул диаметром d и длиной ℓ рассчитывают по уравнению:

$$d_э = 0,6 \cdot \frac{d \cdot \ell}{d/2 + \ell}. \quad (5.10)$$

Для шарообразной частицы эквивалентный диаметр равен $d_э = 0,4 \cdot d$.

Коэффициенты молекулярной диффузии при нормальных условиях для некоторых газов и паров приведены в *приложении 29*.

При любых значениях температуры T и давления P коэффициент молекулярной диффузии определяется по формуле

$$D = D_0 \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,5} \cdot \frac{P_0}{P}, \quad (5.11)$$

где D_0 – коэффициент молекулярной диффузии при температуре $T_0 = 273 \text{ К}$ и давлении $P_0 = 101,3 \text{ кПа}$, $\text{м}^2/\text{с}$.

При отсутствии опытных данных коэффициент молекулярной диффузии определяют по формуле

$$D = \frac{4,35 \cdot 10^{-8} \cdot T^{1,5}}{P \cdot (V_A^{0,33} + V_B^{0,33})^2} \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{0,5}, \quad (5.12)$$

где T – температура адсорбции, К; P – давление, МПа; V_A , V_B – мольные объемы распределяемого вещества и газа, $\text{см}^3/\text{моль}$; M_A , M_B – мольные массы распределяемого вещества и газа, $\text{кмоль}/\text{кг}$.

Мольные объемы поглощаемого вещества можно определить как сумму атомных объемов элементов.

$$V_A = n_1 \cdot v_1 + n_2 \cdot v_2 + \dots, \quad (5.13)$$

где n_1 , n_2 – число атомов в молекуле вещества; v_1 , v_2 – атомные объемы элементов, $\text{см}^3/\text{моль}$.

В *приложении 30* приведены атомные и мольные объемы некоторых элементов и соединений. Если в соединении есть бензольное кольцо, то сумму атомных объемов следует уменьшить на 15,0; а если есть нафталиновое кольцо, то – на 30.

Из-за отсутствия надежной зависимости для расчета коэффициентов массоотдачи в твердой фазе большинство расчетных зависимостей получено для

условий, когда скорость внутренней массоотдачи настолько велика, что можно принять равенство коэффициентов массопередачи K_y и массоотдачи в газовой фазе, т. е. $K_y \approx \beta_y$.

Диффузионный критерий Нуссельта Nu' определяют по критериальным уравнениям с учетом гидродинамического режима движения газового потока при $Re = 2-30$

$$Nu' = 0,725 \cdot Re^{0,47} \cdot (Pr')^{0,33}; \quad (5.14)$$

при $Re > 30$

$$Nu' = 0,395 \cdot Re^{0,64} \cdot (Pr')^{0,33},$$

где Re – критерий Рейнольдса; Pr' – диффузионный критерий Прандтля.

Критерий Рейнольдса Re можно рассчитать по уравнению

$$Re = \frac{\omega \cdot d_{\text{э}} \cdot \rho_y}{\mu_y}, \quad (5.16)$$

где ρ_y – плотность паровоздушной смеси, кг/м^3 ; μ_y – вязкость паровоздушной смеси, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Свойства паровоздушной смеси принимаются по воздуху, так как обычно концентрация поглощаемого вещества сравнительно невелика и ее влиянием на свойства парогазовой смеси можно пренебречь. Если концентрация вещества значительна, то свойства смеси рассчитывают по формулам, приведенным в литературе [4]–[7].

Плотность воздуха при давлениях и температурах, отличных от нормальных условий ($P_0 = 101,3 \text{ кПа}$ и $T_0 = 273 \text{ К}$), рассчитывают по формуле

$$\rho_y = \rho_0 \cdot \frac{T_0 \cdot P}{T \cdot P_0}, \quad (5.17)$$

где ρ_0 – плотность воздуха (1,29) при нормальных условиях, кг/м^3 .

Вязкость воздуха в зависимости от температуры определяется по формуле (1.19).

Диффузионный критерий Прандтля определяют по формуле

$$Pr' = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y}. \quad (5.18)$$

5.2.2 Расчет размеров адсорбера

Количество сорбента на одну загрузку G_1 , кг

$$G_1 = V_1 \cdot \frac{\bar{C}_0}{a_0}, \quad (5.19)$$

где V_1 – объем паровоздушной смеси, проходящей через адсорбер за один период, м^3 .

Величину V_1 или задают, или рассчитывают по формуле

$$V_1 = \frac{V \cdot \tau}{3600}, \quad (5.20)$$

где V – производительность установки по паровой смеси, м³/ч.

Диаметр вертикального адсорбера D_a , м

$$D_a = \sqrt{\frac{G_1 \cdot 4}{\rho_n \cdot \pi \cdot H}}, \quad (5.21)$$

где ρ_n – насыпная плотность активного угля (200–400), кг/м³; H – высота слоя адсорбента, м.

Число вертикальных адсорберов, работающих в режиме адсорбции

$$n_{ad} = \frac{4 \cdot V}{3600 \omega \cdot \pi \cdot D_a^2}. \quad (5.22)$$

При расчете размеров кольцевого адсорбера принимают диаметр $D_{вн}$ внутренней решетки равным одному метру, а толщину слоя $\delta_{сл}$ адсорбента – от 0,5 до 1 м.

Высоту кольцевого слоя адсорбента рассчитывают по формуле

$$H = \frac{G_1}{\pi \cdot \delta_{сл} \cdot (D_{вн} + \delta_{сл}) \cdot \rho_n}. \quad (5.23)$$

Число кольцевых адсорберов, работающих в режиме адсорбции

$$n_{ad} = \frac{V}{3600 \cdot \omega \cdot S_{ср}}, \quad (5.24)$$

где $S_{ср}$ – средняя площадь боковой поверхности кольцевого слоя, определяемая по формуле (5.8).

5.2.3 Стадия десорбции

Десорбцию проводят насыщенным водяным паром в течение одного часа. Для расчета количества пара задаются температурами, до которых нагревается система (кроме теплоизоляции) и теплоизоляция, например, принимают, что вся система нагревается до 105–120 °С, а теплоизоляция – до 70–80 °С.

Расход теплоты на нагревание адсорбера, изоляции, сорбента, влаги и адсорбата определяют по формуле

$$Q_i = G_i \cdot c_i \cdot (t_{i,k} - t_{i,n}), \quad (5.25)$$

где Q_i – расход теплоты, кДж; G_i – масса, кг; c_i – удельная теплоемкость, кДж/(кг·К); $t_{i,k}$, $t_{i,n}$ – начальная и конечная температуры, °С.

Массу адсорбера G_1 можно рассчитать по формуле

$$G_1 = 1,5 \cdot (G_0 + G_{кр} + G_{дн} + G_{реш.}),$$

где 1,5 – коэффициент, учитывающий массу люков, сеток и штуцеров; G_0 , $G_{кр}$, $G_{дн.}$, $G_{реш.}$ – массы соответственно обечайки, крышки, днища и решетки, определяемые по [16], если диаметр адсорбера не превышает 4 000 мм.

Массу адсорбера при диаметре больше 4000 мм рассчитывают по формуле

$$G_1 \approx 1,5 \cdot [\pi \cdot \delta \cdot (D_a + \delta) \cdot (H_0 + 0,33 \cdot (H_{кр} + H_{дн})) \cdot \rho_{ст} + G_{resh.}], \quad (5.27)$$

где δ – толщина стенки, м; D_a – внутренний диаметр адсорбера, м; H_0 , $H_{кр}$, $H_{дн}$ – высота обечайки, крышки и днища, м; $\rho_{ст}$ – плотность стали (*приложение 17*), кг/м³.

Толщину стенки принимают равной 10–20 мм.

Массу теплоизоляции рассчитывают также произведением объема на плотность, предварительно определив толщину изоляции [17].

Для этого рассчитывают суммарный коэффициент теплоотдачи в окружающую среду лучеиспусканием и конвекцией α по уравнению

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \cdot (t_{см} - t_в), \quad (5.28)$$

где $t_{см}$ – температура наружной поверхности изоляции, °С; $t_в$ – температура окружающего воздуха, °С.

Удельный тепловой поток q

$$q = \alpha \cdot (t_{см} - t_в). \quad (5.29)$$

Толщина изоляции $\delta_{из}$

$$\delta_{из} = \frac{\lambda_{из}}{q} \cdot (t_{вн} - t_в), \quad (5.30)$$

где $\lambda_{из}$ – коэффициент теплопроводности изоляции (*приложение 17*), Вт/м·К; $t_{вн}$ – температура внутри адсорбера на стадии десорбции, °С.

Массу изоляции на обечайке, крышке и днище рассчитывают по формуле

$$G_{из} = \pi \cdot \delta_{из} \cdot (D_a + 2 \cdot \delta + \delta_{из}) \cdot (H_0 + 1,33 \cdot H_{кр}) \cdot \rho_{из},$$

где $\rho_{из}$ – плотность изоляционного материала (*приложение 17*), кг/м³.

При расчете расхода теплоты на нагревание адсорбента принимают удельную теплоемкость активного угля 840 Дж/(кг·К).

Количество влаги в адсорбенте перед процессом десорбции составляет 5 – 10 % от массы активного угля.

Удельные теплоемкости органических веществ приводятся в *приложении 7*.

Расход пара на нагревание системы

$$D_1 = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} Q_i}{I_n - C_в \cdot t}, \quad (5.32)$$

где I_n – энтальпия водяного пара, кДж/кг; $C_в$ – теплоемкость конденсата, кДж/(кг·К); t – температура конденсата, °С.

Расход пара на десорбцию поглощенного вещества

$$D_2 = \frac{W \cdot q}{I_n - C_в \cdot t}, \quad (5.33)$$

где W – количество десорбируемого вещества, кг; q – удельная теплота адсорбции, кДж/кг.

Удельную теплоту адсорбции, кДж/кг, определяют по формуле

$$q = \frac{C \cdot \sqrt{T_k}}{M}, \quad (5.34)$$

где C – константа, равная для активных углей 2,180; T_k – температура кипения адсорбтива при атмосферном давлении, К.

Расход пара на компенсацию отрицательной теплоты смачивания сорбента водой

$$D_3 = \frac{D' \cdot q_c}{I_n - C_\theta \cdot t}, \quad (5.35)$$

где D' – количество конденсата греющего пара, оставшегося в угле.

$D' = (0,8 \div 0,9) \cdot (D_1 + D_2)$ [15], кг; $q_c = q - q_k$, q – теплота адсорбции воды сорбентом, кДж/кг; q_k – теплота конденсации пара, кДж/кг.

Теплота адсорбции воды активным углем зависит от температуры следующим образом

Температура, °С	40	80	130
Теплота адсорбции, кДж/кг	$2,17 \cdot 10^3$	$1,9 \cdot 10^3$	$1,6 \cdot 10^3$

Расход динамического пара на десорбция $D_4 = (3 \div 4) \cdot W$.

Общий расход пара на десорбцию

$$D = D_1 + D_2 + D_3 + D_4. \quad (5.36)$$

5.2.4 Стадия сушки

Расход теплоты в процессе сушки адсорбента определяется из уравнения теплового баланса

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_{ис} - Q_{вл} - Q_c, \quad (5.37)$$

где Q_1 , Q_2 , Q_3 – расход теплоты на нагревание адсорбера, адсорбента и теплоизоляции от температуры десорбции до температуры сушки, кДж; $Q_{ис}$ – расход теплоты на испарение влаги, кДж; $Q_{вл}$ – теплота влаги, содержащейся в адсорбенте, кДж; Q_c – теплота смачивания активного угля водой, кДж.

Расход теплоты на нагревание адсорбера, адсорбента и теплоизоляции определяют по формуле (5.25), а на испарение влаги по формуле

$$Q_{ис} = (D_1 + D_2 + D_3) \cdot r, \quad (5.38)$$

где D_1 – расход водяного пара на нагревание адсорбера, теплоизоляции, адсорбента, влаги и поглощенного вещества, кг; D_2 – расход пара на десорбцию, кг; D_3 – расход пара на компенсацию отрицательной теплоты смачивания активного угля водой, кг; r – теплота парообразования воды при температуре сушки (60–70 °С), кДж.

Теплота влаги, содержащейся в адсорбенте

$$Q_{вл} = (D_1 + D_2 + D_3) \cdot c_\theta \cdot t_\theta, \quad (5.39)$$

где c_θ – удельная теплоемкость воды, кДж/кг·К; t_θ – температура десорбции, °С.

Теплота смачивания активного угля водой

$$Q_c = D_3 \cdot q_c, \quad (5.40)$$

где q_c – удельная теплота смачивания, кДж/кг.

Расход пара на сушку

$$D_{суш} = \frac{Q}{r \cdot x}, \quad (5.41)$$

где r – теплота парообразования греющего пара в калорифере, кДж/кг; x – сухость пара.

5.3 Расчет адсорбера непрерывного действия со взвешенным слоем адсорбента

Целью расчета адсорбера непрерывного действия является определение диаметра и высоты, а также расхода адсорбента.

5.3.1 Расчет диаметра адсорбера

Критерий Архимеда

$$Ar = \frac{d_r^3 \cdot (\rho_{тв} - \rho_y) \cdot g \cdot \rho_y}{\mu_y^2}, \quad (5.42)$$

где d_r – средний диаметр зерен адсорбента, м; $\rho_{тв}$ – кажущаяся плотность адсорбента (400–800), кг/м³; ρ_y – плотность паровоздушной смеси, кг/м³; μ_y – динамическая вязкость паровоздушной смеси, Па·с.

Свойства паровоздушной смеси рассчитывают по формулам (5.17) и (1.19).

Критическое значение критерия Рейнольдса $Re_{кр}$, при котором начинается образование взвешенного зернистого слоя

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}}. \quad (5.43)$$

Критическая скорость газа, при которой образуется взвешенный слой

$$v_{кр} = \frac{Re_{кр} \cdot \mu_y}{d_r \cdot \rho_y}. \quad (5.44)$$

Рабочая скорость газа, отнесенная к полному сечению адсорбера

$$\omega_0 = K \cdot v_{кр}, \quad (5.45)$$

где K – число псевдоожижения, принимают равным 1,5–2.

Диаметр адсорбера

$$D_{ад} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega_0}}, \quad (5.46)$$

где V – расход очищаемого газового потока, м³/с.

Выбор стандартного диаметра адсорбера D_{cm} производится в соответствии со стандартом [8].

Фактическая скорость паровоздушной смеси

$$\omega_{cp} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D_{cm}^2}. \quad (5.47)$$

5.3.2 Расход адсорбента

Расчет изотермы адсорбции поглощаемого вещества по изотерме стандартного вещества (бензола) приведен в разд. 1. Для расчета непрерывной адсорбции необходимо содержание вещества в газовой фазе выразить в относительной объемной концентрации $\bar{C}$, кг/м³ и статическую активность a^* , кг/м³.

$$\bar{C} = \frac{P \cdot M \cdot 101300}{R \cdot T \cdot 760}, \quad (5.48)$$

$$a^* = a_1^* \cdot \rho_n, \quad (5.49)$$

где P – парциальное давление вещества в газовой фазе, мм рт. ст.; M – молекулярная масса вещества, кг/кмоль; R – газовая постоянная, Дж/кмоль·К; T – температура, К; a_1^* – статическая активность, кг/кг; ρ_n – насыпная плотность адсорбента (200–400), кг/м³.

По полученным данным строят изотерму адсорбции в координатах $a^* = f(\bar{C})$ (рис. 5.2).

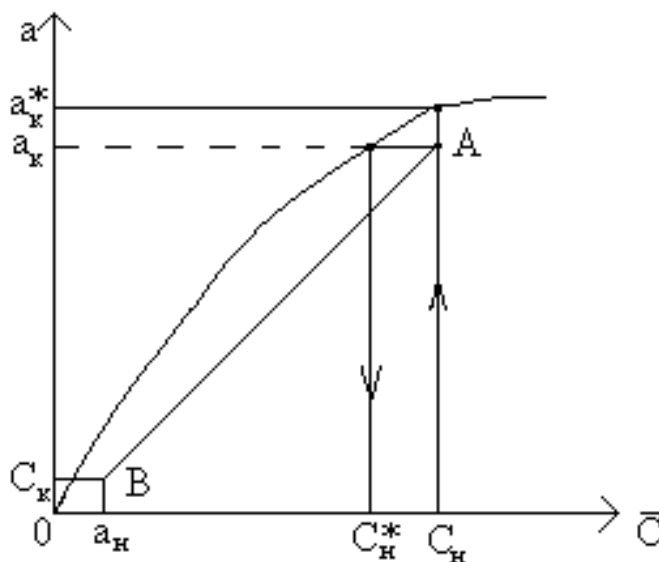


Рисунок 5.2 Изотерма адсорбции

На изотерме адсорбции (рис. 5.2) находят равновесное значение активности a_k^* , соответствующее содержанию вещества в очищаемом газе C_n .

Минимальный расход адсорбента, кг/с

$$L_{\min} = \frac{V \cdot (C_n - C_k)}{(a_k^* - a_n)}, \quad (5.50)$$

где C_n, C_k – начальное и конечное содержание поглощаемого вещества в газовом потоке, кг/м³; a_n – содержание вещества в адсорбенте, поступающем в адсорбер, кг/м³.

Рабочий расход адсорбента

$$L = k \cdot L_{\min}, \quad (5.51)$$

где k – коэффициент избытка адсорбента, принимается равным 1,2 ÷ 1,3 [18].

Содержание вещества в адсорбенте, выходящем из адсорбера

$$a_k = \frac{V}{L} \cdot (\bar{C}_n - \bar{C}_k) + a_n. \quad (5.52)$$

По значениям C_n и a_k строят точку А, а по значениям C_k и a_n – точку В. Линия АВ является рабочей линией (рис. 5.2).

5.3.3 Расчет высоты адсорбера

Общее число единиц переноса n_0 выражается интегралом, который не может быть решен аналитически

$$n_0 = \int_{\bar{C}_k}^{\bar{C}_n} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}. \quad (5.53)$$

Значение интеграла определяется методом графического интегрирования. Отрезок от $\bar{C}_n$ до $\bar{C}_k$ на оси $\bar{C}$ (рис. 5.2) делят на равное число интервалов. Для каждого значения C_n, C_1, C_2 и т. д. определяют соответствующие равновесные значения C_n^*, C_1^*, C_2^* и т. д., как показано на рис. 5.2. Далее рассчитывают значения $\bar{C} - C^*$ и $z = 1/(\bar{C} - C^*)$ и строят зависимость $z = f(\bar{C})$ (рис. 5.3).

Таблица 5.2 Результаты расчета

C	C^*	$C - C^*$	$z = 1/(C - C^*)$

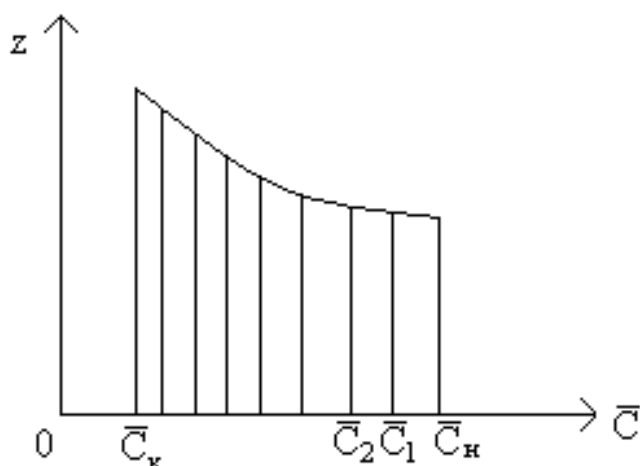


Рисунок 5.3 Графическое определение числа единиц переноса

Далее измеряют площадь, ограниченную кривой и крайними ординатами, соответствующими C_n и C_k и с учетом масштабов по осям рассчитывают n_0

$$n_0 = \frac{f \cdot M_1 \cdot M_2}{2 \cdot m} \quad (5.54)$$

где M_1, M_2 – масштабы, выражающие число единиц переноса в 1 мм на осях ординат и абсцисс.

Площадь под кривой и, следовательно, число единиц переноса можно определить по формуле трапеций

$$n_0 = \frac{\bar{C}_n - \bar{C}_k}{2 \cdot m} \cdot (z_n + 2 \cdot z_1 + 2 \cdot z_2 \dots z_k). \quad (5.55)$$

Общий коэффициент массопередачи β_0 , м/с, определяют из критерия Кирпичева

$$K_i = \frac{\beta_0 \cdot d_r}{D}, \quad (5.56)$$

где d_r – диаметр зерен адсорбента, м; D – коэффициент молекулярной диффузии, м²/с.

Коэффициент молекулярной диффузии рассчитывают по формуле (5.12).

Критерий Кирпичева рассчитывают по критериальному уравнению [18]

$$K_i = 1,55 \cdot 10^2 \cdot \left(\frac{L \cdot d_r}{D} \right)^{0,75} \cdot \left(\frac{C_{нас}}{C_0} \right)^{0,35} \cdot \beta \cdot (B \cdot T)^{-1,3} \cdot \left(\frac{h_0}{d_r} \right)^{-1,25}, \quad (5.57)$$

где $C_{нас}$ – концентрация насыщенного пара при температуре T ; C_0 – концентрация вещества в адсорбенте на входе в адсорбер, кг/м³; β – коэффициент аффинности; B – структурная константа, характеризующая размеры микропор (для активных углей марок СКТ и АГ $B = (0,65-1,00) \cdot 10^{-6}$, а для марок АР и АРТ $B = (0,8-0,92) \cdot 10^{-6}$; T – температура, К; h_0 – высота неподвижного слоя на тарелке, м.

Коэффициенты аффинности для некоторых веществ приведены в *приложении 26* или могут быть рассчитаны по формуле

$$\beta = \frac{V_2}{V_1}, \quad (5.58)$$

где V_2 , V_1 – мольные объемы стандартного и поглощаемого веществ в жидком состоянии, определяемые отношением молекулярной массы к плотности $V = M/\rho$, м³/кмоль.

Высота неподвижного слоя на тарелке адсорбера на основании опытных данных составляет 50–60 мм.

Объем адсорбента определяют по формуле

$$V_{ад} = \frac{V \cdot n_0}{\beta_0}. \quad (5.59)$$

Объем неподвижного слоя адсорбера

$$V_{сл} = \frac{V_{ад} \cdot \rho_{тв}}{\rho_n}$$

Число тарелок в адсорбере

$$n_m = \frac{4 \cdot V_{сл}}{\pi \cdot D_{см}^2 \cdot h_0}. \quad (5.61)$$

Высота взвешенного слоя

$$h_{вз} = h_0 \cdot \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{вз}}, \quad (5.62)$$

где ε_0 , $\varepsilon_{вз}$ – порозности неподвижного и взвешенного слоев адсорбента.

Порозность неподвижного слоя равна 0,37; а для взвешенного слоя порозность принимают от 0,6 до 0,8.

Расстояние между тарелками h_m равно пятикратному значению высоты взвешенного слоя $h_{вз}$.

Высота адсорбера с учетом высоты крышки и днища

$$H_{ад} = h_m \cdot n_m + h_{кр} + h_{д}, \quad (5.63)$$

где $h_{кр}$, $h_{д}$ – высоты крышки и днища, м [16].

5.3.4 Расход теплоты на десорбцию

В адсорберах непрерывного действия теплота и водяной пар при десорбции расходуются на нагревание адсорбента, поглощенного вещества и влаги, содержащихся в адсорбенте, определяемые по формуле (5.25), (5.32)–(5.36). Расходы материальных потоков следует выражать в кг/с.

5.3.5 Расход теплоты на сушку адсорбента

Расход теплоты на сушку адсорбента определяется из уравнения теплового баланса

$$Q = Q_1 + Q_{uc} - Q_{вл} - Q_c, \quad (5.64)$$

где Q_1 – расход теплоты на нагревание адсорбента от температуры десорбции до температуры сушки, кВт; Q_{uc} – расход теплоты на испарение влаги, кВт; $Q_{вл}$ – теплота влаги в адсорбенте, кВт; Q_c – теплота смачивания активного угля водой, кВт.

Расход теплоты на нагревание адсорбента определяется по формуле (5.25), а на нагревание влаги – по формуле

$$Q_{uc} = (D_1 + D_2 + D_3) \cdot r, \quad (5.65)$$

где D_1 – расход водяного пара на нагревание адсорбента, влаги и поглощенного вещества, кг/с; D_2 – расход пара на десорбцию, кг/с; D_3 – расход пара на компенсацию отрицательной теплоты смачивания активного угля водой, кг/с; r – теплота парообразования воды при температуре сушки (60–70 °С), кДж/кг.

Теплота влаги, содержащейся в адсорбенте

$$Q_{вл} = (D_1 + D_2 + D_3) \cdot c_{\text{в}} \cdot t_{\text{д}}, \quad (5.66)$$

где $c_{\text{в}}$ – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·К); $t_{\text{д}}$ – температура десорбции, °С.

Теплота смачивания активного угля водой

$$Q_c = D_3 \cdot q_c, \quad (5.67)$$

где q_c – удельная теплота смачивания активного угля водой, кДж/кг.

Расход пара на сушку

$$D_{\text{суш}} = \frac{Q}{r \cdot x}, \quad (5.68)$$

где r – теплота парообразования греющего пара при давлении в калорифере, кДж/кг; x – сухость пара.

6. ПРАВИЛА ОФОРМЛЕНИЯ РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ

6.1 Структура и содержание пояснительной записки к курсовому проекту

Расчетно-пояснительная записка к курсовому проекту должна содержать:

- титульный лист;
- задание на проектирование;
- введение;
- технологическую схему установки;
- расчет основного аппарата;
- расчет и выбор вспомогательного оборудования;
- заключение;
- список использованных источников;
- содержание.

Титульный лист

Титульный лист является первым листом расчетно-пояснительной записки и содержит название университета, кафедры, сведения о руководителе и исполнителе, а также название проекта.

Надписи на титульном листе выполняют строчными буквами (кроме названия проекта) и располагают на листе симметрично.

Титульный лист включают в общую нумерацию страниц расчетно-пояснительной записки, но номер страницы на нем не ставят. Пример оформления титульного листа приведен в *приложении 32*.

Задание на проектирование

Задание на проектирование является исходным документом при выполнении проекта и обязательно должно содержаться в расчетно-пояснительной записке.

Введение

Введение должно содержать краткие сведения о производстве, в котором используется проектируемая установка, назначение установки, ее место в технологической схеме производства. Далее приводится технологическая схема установки и краткое описание отдельных аппаратов и протекающих в них процессов, обоснование выбора оборудования и материалов, из которых оно изготовлено.

Расчет и выбор основного аппарата

В разделе приводится технологический расчет основных размеров аппарата (площадь поверхности теплообмена, диаметр, высоту и т. д.). На основании проведенного расчета выбирается стандартный аппарат и приводится его технологическая характеристика.

Расчет и выбор вспомогательного оборудования

В данном разделе приводятся результаты укрупненных расчетов вспомогательного оборудования (теплообменников, насосов, емкостей и т. д.) и выбор на основе этих расчетов стандартных аппаратов.

Заключение

Заключение должно содержать сравнение спроектированной установки с другими подобными установками, отмечаются ее достоинства, новизна принятых проектных решений.

Список использованных источников

Список использованных источников содержит все учебники, учебные пособия, методические указания, справочники, стандарты, журнальные статьи, которые были использованы при работе над курсовым проектом.

Содержание

Содержание должно включать перечень всех разделов расчетно-пояснительной записки.

6.2. Правила оформления расчетно-пояснительной записки

Общие требования

Расчетно-пояснительную записку выполняют черной или синей пастой на одной стороне листа белой бумаги формата А4 (210×297 мм). Для иллюстраций и таблиц допускается применение формата А3 (297×420 мм).

Текст пишут, соблюдая размеры полей: верхнее, нижнее и левое – 20 мм, правое – 10 мм.

Абзац в тексте начинают отступом 15–17 мм или 5 печатных знаков. Расстояние между строками 5–10 мм (полтора интервала).

Текст расчетно-пояснительной записки разделяют на разделы и подразделы. Разделы, как и подразделы могут состоять из одного или нескольких пунктов, которые, при необходимости, могут быть разделены на подпункты.

Заголовки разделов располагаются симметрично текста, подразделов, пунктов и подпунктов записывают с абзацного отступа с прописной буквы без точки в конце. Переносы слов в заголовках не допускаются. Если заголовок состоит из двух предложений, их разделяют точкой, подчеркивать заголовки не допускается. Расстояние между заголовком и текстом сверху и снизу – 15–20 мм.

Разделы должны иметь порядковый номер и обозначаться арабскими цифрами. После номера ставят точку. Введение, содержание и заключение не нумеруются.

Подразделы нумеруются арабскими цифрами в пределах каждого раздела. Номер подраздела состоит из номеров раздела и подраздела, разделенных точкой. В конце подраздела ставят точку (например, 2.3).

Пункты нумеруют арабскими цифрами в пределах каждого подраздела. Номер пункта состоит из номеров раздела, подраздела и пункта, разделенных точкой. В конце номера ставят точку (например, 1.1.2).

Если подразделов нет, то нумерация пунктов должна быть в пределах каждого раздела и номер пункта должен состоять из номеров раздела и пункта, разделенных точкой.

Страницы расчетно-пояснительной записки нумеруют арабскими цифрами. Номер страницы проставляют в центре нижней части листа без точки.

Не допускается сокращение слов, за исключением сокращений, установленных ГОСТ 7.12-93.

Оформление расчетов

Каждый этап расчетов начинают с названия определяемой величины. Далее приводят формулу в алгебраическом виде, затем с подставленными цифровыми значениями и конечный результат вычислений с указанием единицы измерения. Результаты промежуточных вычислений не приводят. Формулы выделяют из текста, оставляя выше и ниже не менее одной свободной строчки (5–10 мм).

Формулы нумеруют арабскими цифрами в пределах всей записки. Номер указывают с правой стороны листа в круглых скобках.

Пояснение значений символов и числовых коэффициентов приводят непосредственно под формулой в той же последовательности, в какой они даны в формуле. Каждый символ или числовой коэффициент записывают с новой строки. Первую строку пояснения начинают со слова «где» без двоеточия. После наименования приводят единицу измерения. Если величины взяты из справочника, то после единицы измерения указывают ссылку на литературу в квадратных скобках.

Пояснения не приводят для величин, которые использовались или рассчитывались в предыдущих пунктах.

Если формула не помещается в строчку, то ее переносят после знаков равенства, сложения, умножения или деления.

При повторном использовании формулу не приводят, а дают ссылку на номер формулы в скобках. Одну формулу обозначают цифрой один. При выполнении расчетов на ЭВМ в расчетно-пояснительной записке приводят алгоритм расчета, блок-схему программы, исходные данные и результаты расчета.

Пример оформления расчета

Коэффициент теплоотдачи α_1 , со стороны конденсирующегося пара

$$\alpha_1 = 1,5 \cdot \left(\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \Delta t_1 H} \right)^{0,25} = 1,15 \left(\frac{0,14^3 \cdot 829^2 \cdot 4 \cdot 10^5 \cdot 9,81}{0,36 \cdot 10^{-3} \cdot 28 \cdot 2,5} \right)^{0,25} = 870 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \quad (6.1)$$

где 1,15 – коэффициент; λ – коэффициент теплопроводности бензола, Вт/(м·К) [1]; ρ – плотность бензола, кг/м³ [2]; r – удельная теплота конденсации бензола, Дж/кг [2]; μ – динамическая вязкость бензола; Па·с [1]; Δt_1 – разность температур конденсации и поверхности стенки, °С; H – высота трубок, м [3].

Удельная тепловая нагрузка, g_1 , со стороны конденсирующегося пара

$$g_1 = \alpha_1 \Delta t_1 = 870 \cdot 28 = 238 \text{ Вт/м}^2. \quad (6.2)$$

Оформление иллюстраций

Иллюстрации располагают после первой ссылки на них или на следующей странице. Иллюстрации располагают так, чтобы удобно было рассматривать без поворота расчетно-пояснительной записки или с поворотом по часовой стрелке. На все иллюстрации должны быть ссылки в тексте в «соответствии с рисунком 1».

Иллюстрации нумеруют арабскими цифрами сквозной нумерацией. Иллюстрации могут иметь наименование и пояснительные данные (подрисовочный текст). Слово «рисунок» и наименование помещают после пояснительных данных посередине строки. Например: Рисунок 1 – Схема установки.

Если в расчетно-пояснительной записке приведена одна иллюстрация, то ее обозначают «Рисунок 1».

Оформление таблиц

Цифровой материал оформляют в виде таблиц. Таблицы размещают после первого упоминания о ней или на следующей странице. Таблицы нумеруют арабскими цифрами сквозной нумерацией. Название таблицы помещают над таблицей слева без абзацного отступа в одну строчку с ее порядковым номером через тире. Если в расчетно-пояснительной записке одна таблица, то ее обозначают «Таблица 1». Таблицы слева, справа, снизу, как правило, ограничивают линиями. На все таблицы должны быть ссылки в записке. При ссылке следует писать слово «таблица» с указанием ее номера.

Таблицу с большим количеством строк переносят на другой лист. При переносе части таблицы слово «Таблица», ее номер и название указывают еще один раз над первой частью таблицы, а под другими – пишут «Продолжение таблицы 5».

Если повторяющиеся в разных строках графы таблицы текст состоит из одного слова, то его после первого написания заменяют кавычками; если из двух и более слов, то при первом повторении его заменяют словами «тоже», а

далее – кавычками. Ставить кавычки вместо повторяющихся цифр, знаков математических и химических символов не допускается. Если данные в какой-либо строке таблицы не приводятся, то в ней ставят прочерк.

Пример оформления таблицы

Таблица 4 – Зависимость напора от расхода жидкости

Определяемый параметр	Расход жидкости, м ³ /ч					
	20	50	80	100	120	140
Напор, м	30	34	39	47	54	63

Оформление списка использованных источников

При составлении списка литературы указывают фамилию и инициалы автора, полное название, место издания, название издательства и год. Источники нумеруют арабскими цифрами без точки и печатают с абзацного отступа.

Пример оформления списка

1. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973.
2. Справочник химика. – Т.1. – М.–Л.: Химия, 1962.

Оформление содержания

В содержании указывают номера страниц, на которых размещается начало материала разделов и подразделов.

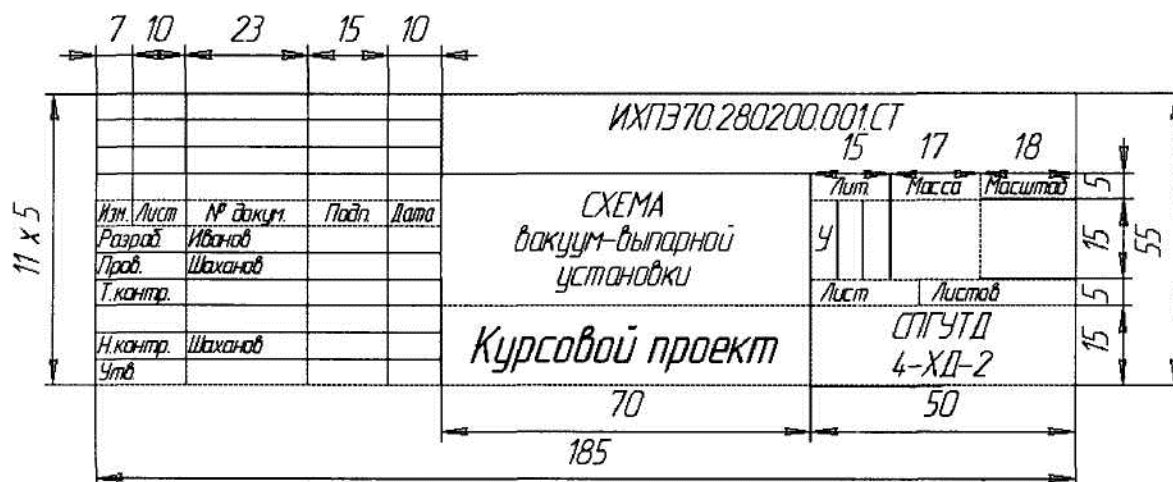
Пример оформления содержания:

Задание на курсовое проектирование	2
Введение	3
1. Расчет вакуум-выпарного аппарата	5
2. Расчет вспомогательного оборудования.....	10
2.1 Расчет площади поверхности подогревателя исходного раствора	11
2.2 Расчет барометрического конденсатора	13
2.3 Расчет центробежного насоса.....	15
Заключение.....	15
Список использованных источников.....	17

7. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ ГРАФИЧЕСКОЙ ЧАСТИ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Графическая часть курсового проекта состоит из технологической схемы проектируемой установки и чертежа общего вида аппарата. Чертежи выполняются на листах формата А1 (594×841 мм). Поле чертежа ограничивают рамкой, которая проводится сплошными линиями и отстоит от левой кромки листа на 20 мм, а от остальных кромок на - 5 мм. В правом нижнем углу листа располагается основная надпись.

Пример оформления основной надписи



Оформление технологической схемы установки

Технологическая схема установки должна содержать все аппараты и основные технологические связи (трубопроводы).

При выполнении технологической схемы допускается нестандартное изображение оборудования в виде внешних контуров. Каждый элемент схемы должен иметь буквенно-цифровое обозначение: буквенное обозначение представляет собой сокращенное наименование элемента, составленное из его начальных или характерных букв: после буквенного обозначения проставляется порядковый номер элемента. Порядковый номер устанавливается в пределах группы элементов, которым на схеме присвоено одинаковое буквенное обозначение. Буквенно-цифровые обозначения проставляются рядом с элементами схемы справа или над ними и заносятся в перечень элементов, оформленный в виде таблицы, которая располагается над основной надписью (расстояние между перечнем и основной надписью должно быть не менее 12 мм).

Пример оформления таблицы перечня элементов схемы

185				
20		110		10
				45
15	Поз.	Наименование	Кол.	Примечание
	E1	Емкость	1	$V = 100 \text{ м}^3$
	E2	Емкость	1	$V = 50 \text{ м}^3$
8	B1	Выпарной аппарат	1	$F = 83 \text{ м}^2$
	П	Подогреватель	1	$F = 10 \text{ м}^2$
	Н	Центробежный насос	1	АХС-20/31/1

Линии технологических связей (трубопроводы) должны состоять из горизонтальных и вертикальных отрезков, иметь минимальное количество пересечений и изломов. Допускается буквенное, цифровое или буквенно-цифровое обозначение технологических связей.

Линии подвода к оборудованию пара, воды, сжатого газа и других потоков должны отходить от магистральных трубопроводов, показанных выше или ниже изображенного на схеме оборудования.

Условные обозначения и изображения трубопроводов должны быть расшифрованы в таблице.

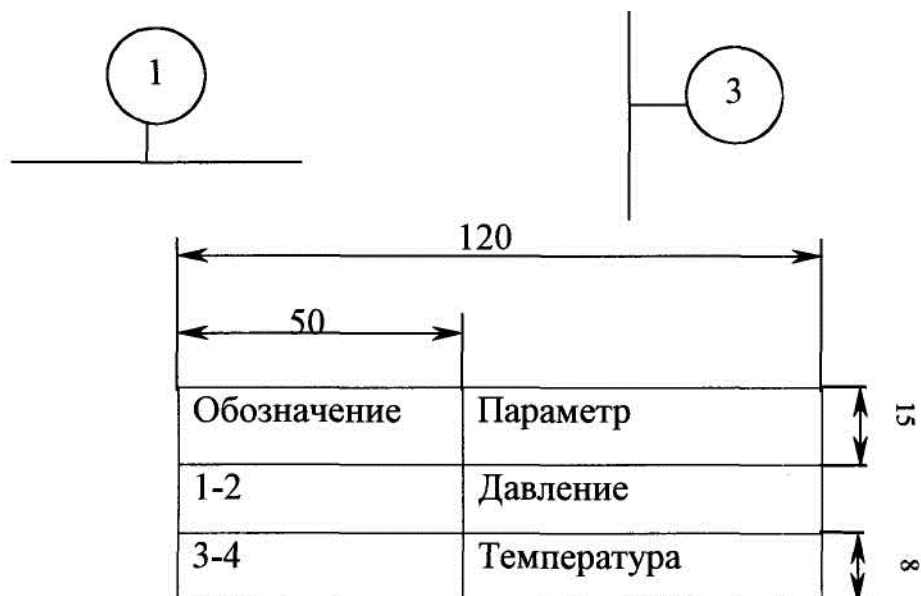
Пример оформления таблицы условных обозначений трубопроводов

Условное обозначение	Среда
—1—1—	Пар
—2—2—	Охлаждающая вода

На трубопроводах проставляют стрелки, указывающие направление движения среды.

Точки измерения параметров технологического процесса (температура, давление, расход среды и др.) обозначают цифрами, заключенными в окружность и заносят в таблицу.

Пример обозначения точек измерения параметров



Оформление чертежа общего вида аппарата

Чертеж общего вида аппарата должен содержать:

виды, размеры, сечения и выносные изображения (отдельные детали), дающие полное представление о конструкции аппарата, взаимодействии его составных частей и принципе работы;

таблицу штуцеров, смотровых окон, устройств для установки контрольно-измерительных приборов и др.;

перечень составных частей аппарата;

При выполнении чертежа общего вида необходимо соблюдать стандарты ЕСКД.

При выборе масштаба следует исходить из условий размещения изображения на одном листе, равномерного заполнения площади листа.

Масштабы изображений на чертеже выбираются из следующего ряда: 1:1; 1:2; 1:2,5; 1:4; 1:5; 1:10; 1:20; 1:25; 1:50; 1:100.

Аппараты, имеющие большую длину или высоту, допускается изображать с разрывами. Все узлы и детали аппарата (штуцера, фланцы, обечайки днища, смотровые окна, контактные устройства и др.) выбирают и вычерчивают в соответствии с действующими стандартами.

Виды, разрезы и сечения обозначают прописными буквами русского алфавита. Буквенные обозначения присваивают в алфавитном порядке без повторения и пропусков. Буквенные обозначения подчеркивают сплошной тонкой линией. Масштаб изображения, отличающийся от проставленного в основной надписи, указывают под надписью, относящейся к изображению, например:

$$\frac{\text{Вид А}}{\text{М 1:2}} ; \quad \frac{\text{Б-Б}}{\text{М 5:1}} .$$

Выносные элементы (детали) выделяют на чертеже общего вида окружностью и обозначают римскими цифрами на полках линий – выносок. Над изображением детали указывают ее номер и масштаб.

$$\frac{I}{1:2}$$

На чертеже общего вида наносят линии-выноски от каждой сборочной единицы. Над полками линий-выносок указывают номера сборочных единиц и деталей в соответствии с номерами позиций в перечне. Перечень составных частей аппарата располагают на поле чертежа под основной надписью (расстояние между перечнем и основной надписью должно быть не менее 12 мм) или на отдельных листах формата А4.

Пример оформления таблицы перечня составных частей аппарата

	10	60	70	10	35
15	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Доп. указания
	1		Распределительная камера	1	Сталь 20
8	2		Греющая камера	1	Сталь 20
	3		Фланец	4	Сталь 3

На чертеже проставляют габаритные, присоединительные, установочные и необходимые конструктивные размеры (см. приложение 32–36). Размерные линии не должны пересекаться между собой и, по возможности, с линиями выносок.

Таблица штуцеров размещают над пересечением составных частей.

Штуцера обозначают прописными буквами русского алфавита, оставшимися после обозначения видов, разрезов и сечений.

Пример оформления таблицы штуцеров

	10	90	10	30
15	Обоз.	Наименование	Кол.	Условный проход, мм
	Ж	Вход греющего пара	1	400
	З	Выход конденсата	1	100
8	И	Вход раствора	1	300

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Бельцов, В. М. Оборудование для отделки хлопчатобумажных тканей: учебник / В. М. Бельцов. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. – 352 с.
2. Справочник химика / Ред. кол.: акад. Б. П. Никольских (гл. ред.) и др. – М.–Л.: Химия, 1962. – Т. 1 – 3.
3. Пери, Д. Справочник инженера-химика / Д. Перри. – Л.: Химия, 1969.
4. Вайсбергер, А. Органические растворители / А. Вайсбергер. – М.: Изд-во иностранной литературы, 1958.
5. Бретшнайдер, С. Свойства газов и жидкостей / С. Бретшнайдер. – М.–Л.: Химия, 1966.
6. Рид, Д. Свойства газов и жидкостей / Д. Рид, Т. Шервуд. – М.–Л.: Химия, 1971.
7. Варгафтик, Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н. Б. Варгафтик. – М.: Наука, 1972.
8. Фролов, В. Ф. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / В. Ф. Фролов и др. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.
9. Зайцев, И. Д. Машинный расчет физико-химических параметров неорганических веществ. / И. Д. Зайцев, А. Ф. Зозуля, Г. А. Асеев. – М.: Химия, 1983.
10. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию/ под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
11. Вертикальные аппараты с перемешивающими устройствами: каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФЕМАШ, 1971. – 51 с.
12. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии Кн. 1, 2 / под ред. В. Г. Айнштейна. – М.: Химия, 2003, 2004.
13. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 767 с.
14. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник / А. Г. Касаткин. – М.: Альянс, 2005.
15. Серпионова, Е. Н. Промышленная адсорбция газов и паров./ Е. Н. Серпионова. – М.: Высшая школа, 1981. – 414 с.
16. Лащинский, А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: справочник / А. А. Лащинский, А. Р. Толчинский. – СПб.: Машиностроение, 1970 – 752 с.
17. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М.: Альянс, 2006.
18. Романков, П. Г. Непрерывная адсорбция паров и газов / П. Г. Романков, В. Н. Лепилин. – СПб.: Химия, 1968. – 227 с.

19. Кузнецов, И. Е. Защита воздушного бассейна от загрязнения вредными веществами химических предприятий / И. Е. Кузнецов, Т. М. Троицкая. – М.: Химия, 1979.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Плотность жидкостей при 20 °С

Жидкость	Плотность, кг/м ³	Жидкость	Плотность, кг/м ³
Анилин	1020	Нитрил акриловой кислоты	797
Акриловая кислота (16 °С)	1062	Нитробензол	1200
Ацетон	791	Октан	700
Бензин	760	Серная кислота	1830
Бензол	880	Сероуглерод	1263
Вода	1000	Спирт метило- вый	792
Гексан	660	Спирт изобутиловый	800
Глицерин	1261	Спирт этиловый	789
Гликоль	1110	Тетрахлорэтилен	1616
NN- диметилацетамид	940	Толуол	870
NN- диметилформамид (25 °С)	945	Уксусная кислота	1049
Дихлорэтан	1850	Фурфурол	1530
NN- метилпирролидон	1033	Хлорбензол	1130
Керосин	850	Хлороформ	1489
Крезол	1040	Четырех- хлористый углерод	1594
Ксилол	860	Этиленгликоль	1630
Мазут	940	Этиловый эфир уксусной кислоты	900
Метакриловая кислота	1015	Этиленхлорид	1280

Плотность жидкостей и их температурный коэффициент

Жидкость	Температура, °C	Плотность, кг/м ³	Температурный коэффициент плотности $\beta_p \times 10^3$
Ацетон	20	791	1,45
Вода	4	1000	0,22
	50	988	0,575
Глицерин	20	1259	0,417
NN- диметилацетамид	20	940	–
NN- диметилформаид	0	968	0,98
Капролактан	70	1023	–
Метиленхлорид	15	1335	1,35
NN- метилпирролидон	0	1053	0,883
Серная кислота	0	1852	0,5
Сероуглерод	15	1271	1,21
Спирт метиловый	20	792	1,14
Спирт изобутило- вый	10	806	1,06
Спирт этиловый	10	798	1,14
Тетрахлорэтилен	20	1464	1,11
Уксусная кислота	20	1049	1,025
Хлороформ	15	1498	1,85
Четырех хлористый углерод	20	1594	1,21
Этиленгликоль	15	1117	0,62
Этиловый эфир уксусной кислоты	20	900	1,39

Коэффициенты для расчета плотности многокомпонентных растворов

Компонент	$\alpha_0 \times 10^4$	$-\alpha_1 \times 10^6$	$\alpha_2 \times 10^8$
Аммиак	-1498	688	0
Кислоты:			
азотная	2130	0	0
серная	2754	0	0
соляная	2163	757	669
Гидроксид:			
бария	4490	0	0
калия	3775	353	274
кальция	3703	1377	391
натрия	4068	18	0
Гидрокарбонаты:			
аммония	1987	0	1880
натрия	3071	0	1919
Карбонаты:			
калия	3865	378	359
натрия	4566	1223	899
Нитрат бария	2768	-1914	-918
Сульфаты:			
аммония	2267	0	0
калия	3520	155	100
натрия	3975	568	433
Хлориды:			
аммония	1364	490	456
бария	4196	0	0
железа	3782	0	0
калия	2811	371	334
кальция	3683	323	336
магния	3635	303	446
натрия	3129	558	448

Приложение 4

Константы уравнения (1.12) для расчета динамической вязкости

Жидкость	Коэффициент		
	A	B	C
Ацетон	0,2387	8905	247,6
Вода	0,2428	2828	294,6
Метиленхлорид	0,39806	2667	213,0
Спирт метиловый	0,24316	4499	279,0
Спирт изобутиловый	0,4465	512	309,7
Спирт этиловый	0,28315	2399	298,4
Уксусная кислота	0,42437	2717	291,8
Хлороформ	0,40697	4400	245,7
Четыреххлористый углерод	0,47337	1808	262,2
Метиловый эфир уксусной кислоты	0,2605	6476	249,5
Этиловый эфир уксусной кислоты	0,2706	5361	257,2

Приложение 5

Плотность жидкого этилового спирта

Температура, °C	0	20	40	50	80	100
Плотность, кг /м ³	806,3	789,4	772,2	763,3	734,8	715,7

Вязкость жидкого этилового спирта

Температура, °С	Динамическая вязкость, мПа·с	Температура, °С	Динамическая вязкость, мПа·с
20	1,19	80	0,435
30	1,00	100	0,326
40	0,825	120	0,248
50	0,701	140	0,190
60	0,591		

Удельная теплоемкость некоторых веществ

Жидкость	Температура, °С	Удельная теплоемкость, кДж/(кг·К)	Температурный коэффициент $\alpha \cdot 10^3$
Анилин	0	2,003	4,02
	50	2,183	
	100	2,405	
Ацетон	20	2,154	3,20
Бензол	8	1,63	4,42
	20	1,7	
	60	1,86	
Глицерин	50	2,514	5,78
	100	2,803	
Вода	20	4,19	
Метиленхлорид	15–40	1,207	
Сероуглерод	20	1,013	1,0
Спирт этиловый	0	2,242	13,04
	30	2,527	
	50	2,803	
	70	3,115	
Спирт изобутиловый	21–109	3,0	
Спирт метиловый	5–100	2,472	
Тетрахлорэтилен	20	0,905	
Трихлорэтилен	20	0,976	
Хлороформ	0–40	0,972	
Четыреххлористый углерод	2–20	0,84	
Уксусная кислота	26–950	2,782	
Этилацетат	20–100	1,994	

Приложение 8

Мольная теплоемкость некоторых неорганических соединений

Вещество	Мольная теплоемкость, Дж/(моль·К)	Вещество	Мольная теплоемкость Дж/(моль·К)
$AlCl_3$	89,2	$NaCl$	49,8
$CaCl_2$	72,7	$NaClO_3$	39,7
HNO_3	101,6	$NaHCO_3$	87,7
H_2O	75,4	$NaOH$	80,5
H_2O_2	82,417	Na_2SO_3	120,2
H_2SO_4	137,8	Na_2SO_4	127,8
$KMnO_4$	119,4	$ZnSO_4$	117,3
$LiCl$	51,118	CS_2	77,1
Na_2CO_3	110,7		

Приложение 9

Удельная теплоемкость С, кДж/(кг·К), жидкого этилового спирта

Температура, °С	0	20	30	40	50	60	70	80
С	2,261	2,428	2,512	2,596	2,722	2,847	2,973	3,098

Удельная теплоемкость в кДж/(кг·К) водно-спиртовых растворов
(при различных температурах и концентрациях спирта)

Концентрация, % мас.	Температура, °С							
	40	50	60	70	80	90	100	110
5	4,23	4,27	4,27	4,27	4,27	4,27	4,27	4,27
10	4,27	4,27	4,31	4,31	4,31	4,31	4,35	4,31
20	4,31	4,31	4,31	4,31	4,31	4,31	4,31	4,31
30	4,27	4,29	4,38	4,48	4,52	4,56	4,60	4,65
40	4,10	4,187	4,20	4,35	4,39	4,44	4,48	4,52
50	3,89	4,02	4,10	4,23	4,31	4,40	4,48	4,56
60	3,60	3,64	3,93	4,10	4,23	4,35	4,48	4,60
70	3,39	3,68	3,77	3,93	4,10	4,27	4,43	4,60
80	3,14	3,22	3,43	3,64	3,85	4,06	4,27	4,48
90	2,85	2,93	3,14	3,34	3,56	3,77	3,98	4,19
100	2,59	2,72	2,85	2,97	3,10	3,26	3,43	3,60

Коэффициент теплопроводности жидкостей

Вещество	Значения λ , Вт/(м·К), при различных температурах, °С						
	0	20	40	50	60	80	100
Анилин	0,162	0,160	0,158	0,152	0,150	0,148	0,145
Ацетальдегид	—	0,168	—	—	—	—	—
Ацетон	0,170	0,162	0,150	—	—	—	—
Бензол	0,134	0,130	0,125	0,120	—	—	—
Вода	0,551	0,599	0,634	0,648	0,659	0,675	0,683
Глицерин	0,285	0,285	—	0,285	—	—	0,285
Метиленхлорид	0,158	0,155	—	—	—	—	—
Сероуглерод	0,157	—	0,147	—	—	—	—
Спирты:							
изобутиловый	0,155	—	—	—	—	—	—
метиловый	0,214	0,210	0,204	—	0,193	—	—
этиловый	0,189	0,180	0,169	—	0,120	—	—
Трихлорэтилен	—	0,163	—	—	—	—	—
Уксусноэтиловый эфир	—	—	0,146	—	0,132	—	—
Четыреххлористый углерод	—	0,104	0,099	0,098		—	—

Приложение 12

Значение температурных коэффициентов теплопроводности

Название жидкости	λ_{30° Вт/(м·К)	$\beta_\lambda \cdot 10^3, \text{K}^{-1}$	Температурный интервал, °С
Ацетон	0,157	2,2	15–50
Изобутанол	0,136	1,0	15–90
Хлороформ	0,114	1,8	15–70
Четыреххлористый углерод	0,102	1,6	15–90
Вода	0,599	1,8	20–90

Приложение 13

Коэффициент теплопроводности жидкого этилового спирта

Температура, °С	10	20	30	40	50	60
$\lambda, \text{Вт/(м·К)}$	0,17	0,168	0,1655	0,1635	0,1611	0,1585

Коэффициент теплопроводности λ , Вт/(м·К),
водно-спиртовых растворов

Концентрация, % масс.	Температура, °С				
	0	20	40	60	80
0	0,550	0,597	0,632	0,657	0,672
25	0,432	0,453	0,474	0,496	0,518
38	0,380	0,450	0,403	0,415	0,426
50	0,334	0,344	0,346	0,353	0,359
65	0,278	0,283	0,286	0,290	0,293
80	0,223	0,225	0,226	0,226	0,225
94	0,185	0,183	0,179	0,177	0,174
98	0,175	0,170	0,165	0,160	0,154
100	0,169	0,163	0,159	0,154	0,148

Коэффициент теплопроводности λ , ккал/(м·ч·К)
водных растворов электролитов при температуре 20 °С.
1 ккал/(м·ч·К) = 1,163Вт/(м·К)

Вещество	Значение λ при концентрации, масс. %					
	5	10	20	30	40	50
<i>LiOH</i>	0,529	0,534	—	—	—	—
<i>NaOH</i>	0,528	0,539	0,550	0,555	—	0,556
<i>KOH</i>	0,519	0,517	0,515	0,502	0,495	0,461
<i>HCl</i>	0,498	0,480	0,439	0,398	—	—
<i>HNO₃</i>	0,505	0,494	0,471	0,448	0,428	—
<i>H₂SO₄</i>	0,507	0,499	0,480	0,459	0,435	0,408
<i>LiCl</i>	0,506	0,496	0,476	0,463	—	—
<i>NaCl</i>	0,511	0,507	0,497	—	—	—
<i>Na₂SO₃</i>	0,514	0,513	0,510	—	—	—
<i>Na₂SO₄</i>	0,515	0,516	—	—	—	—
<i>Na₂S₂O₃</i>	0,513	0,510	0,503	0,440	0,468	—
<i>Na₂CO₃</i>	0,518	0,522	—	—	—	—
<i>NaClO₃</i>	0,509	0,503	0,489	0,473	0,455	—
<i>NaClO₄</i>	0,508	0,501	0,487	0,470	0,450	0,428
<i>CaCl₂</i>	0,510	0,505	0,495	0,482	0,469	—
<i>ZnSO₄</i>	0,510	0,505	0,494	0,481	—	—

Коэффициенты уравнения (1.30) для расчета теплопроводности многокомпонентных растворов электролитов

Компонент	$\beta_i \cdot 10^3$	$S_\lambda \cdot 10^4$	Компонент	$\beta_i \cdot 10^3$	$S_\lambda \cdot 10^4$
<i>HCl</i>	315	—	<i>NH₃</i>	510	36
<i>H₂SO₄</i>	463	178	<i>NH₄Cl</i>	337	142
<i>HNO₃</i>	595	240	<i>(NH₄)₂SO₄</i>	571	—
<i>NaCl</i>	205	31	<i>NH₄HCO₃</i>	125	11
<i>Na₂SO₄</i>	393	16	<i>MgCl₂</i>	475	152
<i>NaHCO₃</i>	72	23	<i>CaCl₂</i>	226	43
<i>Na₂CO₃</i>	83	32	<i>CaCO₃</i>	267	—
<i>NaOH</i>	226	138	<i>Ca(OH)₂</i>	112	—
<i>K₂SO₄</i>	176	28	<i>BaCl₂</i>	225	62
<i>K₂CO₃</i>	171	40	<i>Ba(NO₃)₂</i>	68	42
<i>KOH</i>	114	88	<i>BaS</i>	132	70
<i>KCl</i>	171	87	<i>Ba(OH)₂</i>	111	—
<i>KHCO₃</i>	38	—			

Теплофизические свойства твердых материалов

Материал	Плотность ρ , кг/м ³	Предельная температура применения, °C	Удельная теплоемкость C , Дж/(кг·K)	Теплопроводность λ , Вт/(м·K) (металлы при $t = 100 \div 300$ °C)
Металлы				
Алюминий	2700	—	960	218
Бронза	8500	—	377	64
Медь	8940	—	385	384
Олово	7300	—	226	66
Ртуть	13550	—	138	8,5
Свинец	11340	—	126	35
Сталь конструкционная	7850	—	460	52–80
Сталь коррозионностойкая (X18H9T)	7900	—	502	17
Чугун	7250	—	540	43–82
Теплоизоляционные и огнеупорные материалы				
Асбестовый картон	1200	600	—	$0,16 + 18,6 \cdot 10^{-5} t$
Асбестовая ткань	650	350	—	$0,12 + 18,5 \cdot 10^{-5} t$
Асбестовый шнур	1100	220	—	$0,14 + 2,3 \cdot 10^{-4} t$
Вата стеклянная (волокно)	160	450	—	$0,04 + 3,5 \cdot 10^{-4} t$

Физические свойства воды

Температура, °C	Плотность, кг/м ³	Динамическая вязкость, мПа·с	Удельная теплоемкость, кДж/(кг·К)	Теплопровод- ность, Вт/(м·К)	Критерий Прандтля
0	1000	1,79	4,23	0,551	13,7
5	1000	1,52	4,21	0,563	11,6
10	1000	1,31	4,19	0,575	9,52
15	999	1,14	4,19	0,587	8,27
20	998	1,00	4,19	0,599	7,02
25	997	0,89	4,19	0,609	6,72
30	996	0,80	4,18	0,618	5,42
35	994	0,72	4,18	0,626	4,86
40	992	0,66	4,18	0,634	4,31
45	990	0,60	4,18	0,642	3,82
50	988	0,55	4,18	0,648	3,54
55	986	0,51	4,18	0,654	2,26
60	983	0,47	4,18	0,659	2,98
65	981	0,44	4,19	0,664	2,76
70	978	0,41	4,19	0,668	2,55
75	975	0,38	4,19	0,672	2,38
80	972	0,36	4,19	0,675	2,21
85	969	0,34	4,19	0,678	2,08
90	965	0,32	4,19	0,680	1,95
95	962	0,30	4,21	0,682	1,85
100	960	0,28	4,23	0,683	1,75

Приложение 19

Теплофизические свойства сухого воздуха при атмосферном давлении

t °C	ρ , кг/м ³	c_p , кДж/(кг·К)	$\lambda \cdot 10^2$, Вт/(м·К)	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	Pr
-50	1,584	1,013	2,06	9,23	0,728
-20	1,395	1,009	2,28	12,79	0,716
0	1,293	1,005	2,44	13,28	0,707
20	1,205	1,005	2,59	15,06	0,703
40	1,128	1,005	2,76	16,96	0,699
60	1,060	1,005	2,90	18,97	0,696
80	1,000	1,009	3,05	21,09	0,692
100	0,946	1,009	3,21	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	25,45	0,686
140	0,854	1,003	3,48	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,77	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,87	34,85	0,680

Приложение 20

Удельная теплота парообразования этилового спирта

Температура, °C	0	20	40	60	78,3	80	100	120
Удельная теплота парооб- разования, кДж/кг	920,3	910,2	900,2	880,1	854,9	849,9	810,1	759,9

Удельная теплота парообразования, кДж/кг

Вещество	Температура, °С				
	0	20	60	100	140
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
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	110,4		892,6
Пропиловый спирт	812,9	791,9	745,8	1013,9 683,0	595,0
Тетрахлорид углерода	218,3	213,7	201,9		168,0
Толуол	414,8	407,7	388,8	185,6	344,0
Уксусная кислота	—	—	—	368,7	395,5
Хлорбензол	375,8	369,5	354,4	406,4 (при 118 °С)	320,5
Хлороформ	271,5	263,1	247,6	338,1	—
Этилацетат	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2

Свойства водяного насыщенного пара

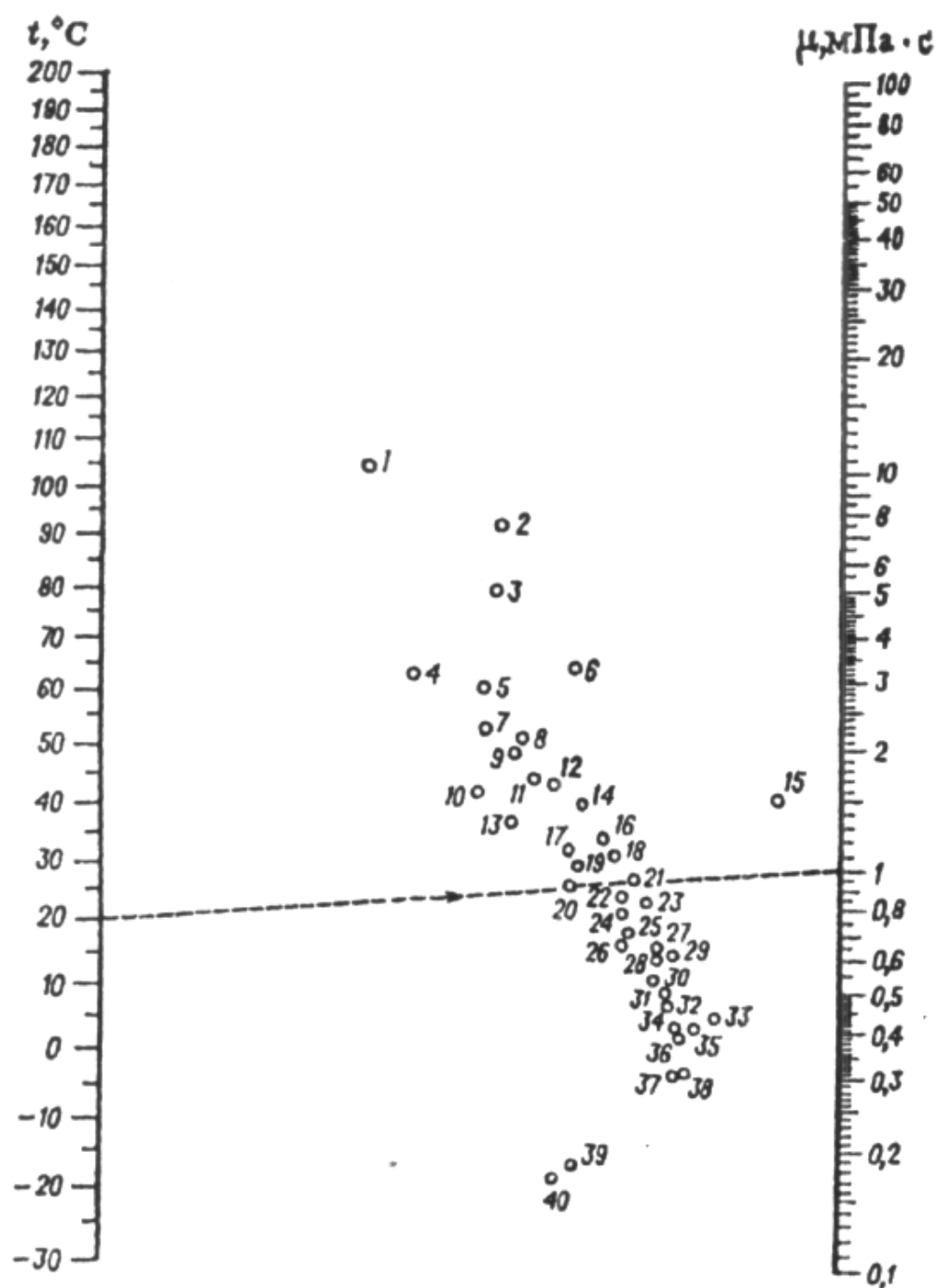
Абсолютное давление, кПа	Температура, °С	Плотность, кг/м ³	Энтальпия воды, кДж/кг	Энтальпия пара, кДж/кг	Теплота парооб- разования, кДж/кг
10	45,8	0,0681	191,9	2584	2392
11	47,7	0,0746	199,7	2588	2388
12	49,5	0,0810	207,0	2591	2384
13	51,1	0,0873	213,8	2594	2380
14	52,6	0,0935	220,1	2596	2376
15	54,0	0,0998	226,1	2599	2373
16	55,3	0,1060	233,7	2601	2369
17	56,6	0,1123	236,9	2603	2366
18	57,8	0,1185	241,9	2605	2363
19	59,0	0,1247	246,7	2607	2360
20	60,0	0,1308	251,4	2609	2358
21	61,1	0,1369	255,9	2611	2355
22	62,2	0,1430	260,2	2613	2353
23	63,1	0,1491	264,3	2614	2350
24	64,1	0,1551	268,2	2616	2348
25	65,6	0,1612	272,0	2618	2346
26	65,9	0,1673	275,7	2620	2344
27	66,7	0,1733	279,3	2621	2342
28	67,6	0,1793	282,7	2623	2340
29	68,4	0,1853	286,0	2624	2338
30	69,1	0,1913	289,3	2625	2336
32	70,6	0,2032	295,5	2627	2330
34	72,0	0,2151	301,5	2630	2328
36	73,4	0,2269	307,1	2632	2325
38	74,6	0,2387	312,5	2634	2322
40	75,9	0,2504	317,7	2636	2318
45	78,8	0,2797	329,6	2641	2311
50	81,4	0,3087	340,6	2645	2304
55	83,7	0,3375	350,7	2649	2298
60	86,0	0,3661	360,0	2653	2293
65	88,0	0,3946	368,6	2657	2288
70	90,0	0,4230	376,8	2660	2283
75	91,8	0,4492	384,5	2663	2278
80	93,5	0,5055	391,8	2665	2273
85	95,2	0,6071	398,7	2668	2269
90	96,7	0,5350	405,3	2670	2265

Абсолютное давление, кПа	Температура, °С	Плотность, кг/м ³	Энтальпия воды, кДж/кг	Энтальпия пара, кДж/кг	Теплота парооб- разования, кДж/кг
95	98,2	0,5627	411,5	2673.	2261
100	99,6	0,5903	417,4	2675	2259
110	102,3	0,6453	428,9	2679	2250
120	104,8	0,6999	439,4	2683	2244
130	107,1	0,7545	449,2	2687	2238
140	109,3	0,8088	458,5	2690	2232
150	111,4	0,8627	467,2	2693	2226
160	113,3	0,9164	475,4	2696	2221
170	115,2	0,9699	483,2	2699	2216
180	116,9	1,023	490,7	2702	2211
190	118,6	1,076	497,9	2704	2206
200	120,2	1,129	504,8	2707	2202
210	121,3	1,182	511,4	2709	2198
220	123,3	1,235	517,8	2711	2193
230	124,7	1,287	524,0	2713	2189
240	126,1	1,340	529,8	2715	2185
250	127,4	1,392	535,4	2717	2182
260	128,7	1,444	540,9	2719	2178
270	130,0	1,496	546,2	2721	2175
280	131,2	1,548	551,4	2722	2171
290	132,4	1,599	556,5	2724	2167
300	133,5	1,651	561,4	2725	2164
310	134,7	1,703	566,3	2727	2161
320	135,8	1,754	571,1	2728	2157
330	136,8	1,805	575,7	2730	2154
340	137,9	1,857	582,2	2731	2151
350	138,9	1,908	584,5	2732	2148
360	139,9	1,959	588,7	2734	2145
370	140,8	2,010	592,8	2735	2142
380	141,8	2,061	596,8	2736	2139
390	142,7	2,112	600,8	2737	2136
400	143,6	2,169'	604,7,	2738	2133
410	144,5	2,213	608,5	2740	2131
420	145,4	2,264	612,3	2741	2129
430	146,3	2,315	616,1	2742	2126
440	147,1	2,366	619,8	2743	2123
450	147,5	2,416	623,4	2744	2121
460	148,7	2,467	626,9	2745	2118
470	149,5	2,517	630,3	2746	2116

Абсолютное давление, кПа	Температура, °С	Плотность, кг/м ³	Энтальпия воды, кДж/кг	Энтальпия пара, кДж/кг	Теплота парооб- разования, кДж/кг
480	150,3	2,558	633,7	2747	2113
490	151,1	2,618	636,9	2748	2111
500	151,8	2,669	640,1	2749	2109
520	153,3	2,769	646,5	2750	2104
540	154,8	2,869	652,7	2752	2099
560	155,2	2,969	655,8	2754	2095
580	157,5	3,069	664,7	2755	2090
600	158,8	3,169	670,5	2757	2085
620	160,1	3,268	676,0	2758	2082
640	161, 4	3,367	681,5	2760	2078
660	152,6	3,467	689,9	2761	2074
680	163,8	3,566	692,1	2762	2070
700	165,0	3,666	697,2	2764	2067

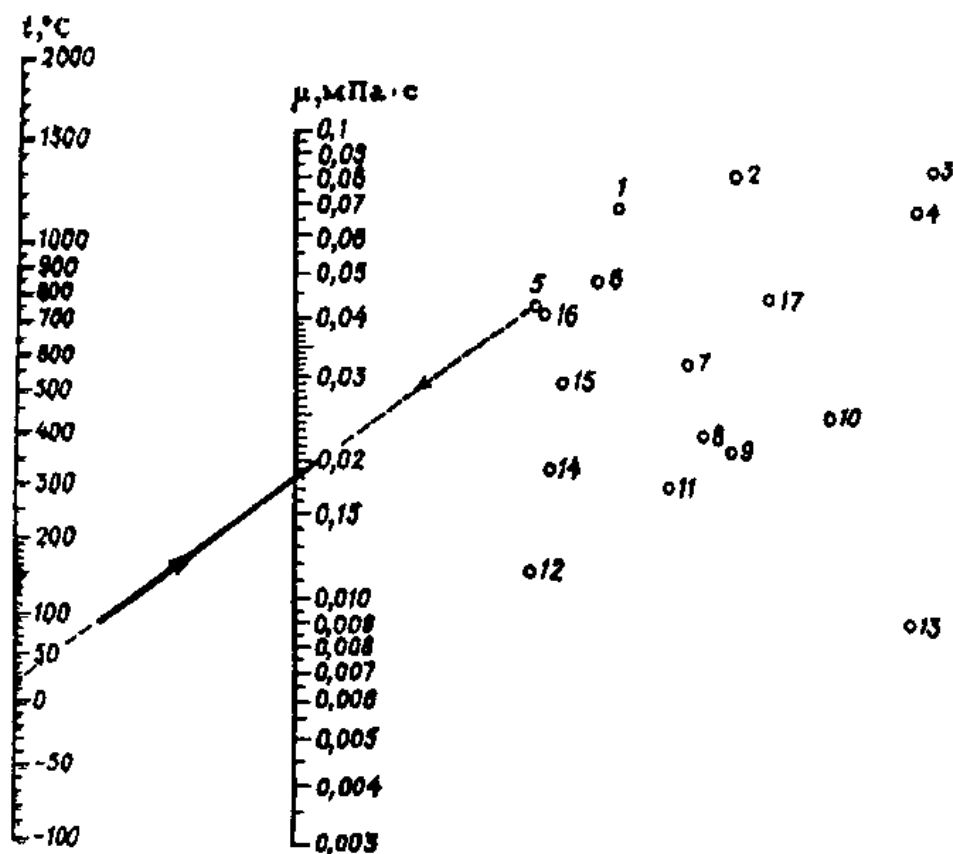
Давление насыщенного пара этилового спирта

Температура, °C	Давление насыщенного пара, кПа	Температура, °C	Давление насыщенного пара, кПа
0	1,63	90	158,3
5	2,31	100	225,8
10	3,15	110	314,8
15	4,29	120	429,9
20	5,85	130	576,1
25	7,86	140	758,6
30	10,50	150	982,9
35	13,82	160	1255,5
40	18,03	170	1581,8
45	23,19	180	1969,9
50	29,62	190	2425,8
55	37,40	200	2958,8
60	47,02	210	3578,0
65	59,82	220	4294,4
70	72,31	230	5120,2
75	88,79	240	6071,7
78,32	101,31	243,1	6394,9
80	108,32		
85	131,47		



Номограмма для определения динамического коэффициента вязкости жидкостей при различных температурах

Жидкость	Номер точки	Жидкость	Номер точки
Амиловый спирт	17	Пентан	38
Аммиак	39	Ртуть	15
Анилин	8	Серная кислота, 111 %	2
Ацетон	34	Серная кислота, 98 %	3
Бензол	25	Серная кислота, 60 %	6
Бутиловый спирт	11	Сернистый ангидрид	35
Вода	20	Сероуглерод	33
Гексан	36	Терпентин	16
Гептан	31	Толуол	27
Глицерин, 100 %	1	Уксусная кислота, 100 %	18
Глицерин, 50 %	7	Уксусная кислота, 70 %	12
Диоксид углерода	40	Фенол	5
Диэтиловый эфир	37	Хлорбензол	22
Метилацетат	32	Хлороформ	29
Метиловый спирт, 100 %	26	Четыреххлористый углерод	21
Метиловый спирт, 90 %	24	Этилацетат	30
Метиловый спирт, 30 %	13	Этиленгликоль	4
Нафталин	9	Этиленхлорид	23
Нитробензол	14	Этиловый спирт, 100 %	19
Октан	28	Этиловый спирт, 49 %	10



1 – O_2 ; 2 – NO ; 3 – CO_2 ; 4 – HCl ; 5 – воздух; 6 – SO_2 ; 7 – SO_3 ; 8 – CH_4 ;
 9 – H_2O ; 10 – NH_3 ; 11 – C_2H_6 ; 12 – H_2 ; 13 – C_6H_6 ; 14 – $9H_2 + N_2$;
 15 – $3H_2 + N_2$; 16 – CO ; 17 – Cl_2

Номограмма для определения динамического коэффициента
 вязкости газов при $p = 1$ атм*

* С допустимым приближением данной номограммой можно пользоваться и при давлении порядка нескольких атмосфер. Пересчет и СИ: 1 атм = 760 мм рт. ст. = 101 325 Па.

Значения коэффициентов аффинности

Вещество	β_A	Вещество	β_A
Ацетон	0,88	Пропан	0,78
Бензол	1,00	Сероуглерод	0,70
Бромистый метил	0,57	Толуол	1,25
Бутан	0,90	Уксусная кислота	0,97
Гексан	1,35	Хлористый этил	0,76
Гептан	1,59	Хлороформ	0,86
Диэтиловый эфир	1,09	Хлоропикрин	1,28
Метиловый спирт	0,40	Циклогексан	1,03
Муравьиная кислота	0,61	Четыреххлористый углерод	1,05
Пентан	1,12	Этиловый спирт	0,61

Физические свойства органических веществ

Жидкость	Плотность, кг/м ³	Температура кипения, °С	Давление насыщенного пара при 20 °С, Па
Ацетон	810	56	24,8
Бензины	690–740	70–120	–
Бензол	900	80,2	10
Дихлорэтан	1250	83,7	8,7
Изопропилацетат	870	142,5	0,81
Ксилол орто	880	144,4	10
Мета	868	139,1	
Пара	861	138,4	
Метилацетат	930	57,5	22,7
Пропилацетат	890	101,6	3,3
Сероуглерод	1290	46,3	39,7
Спирт бутиловый	810	117,7	0,63
Спирт изоамиловый	810	132,0	0,29
Спирт изобутиловый	800	108,0	1,17
Спирт изопропило- вый	785	82,4	4,32
Спирт метиловый	800	64,7	12,8
Спирт пропиловый	800	97,2	1,93
Спирт этиловый	790	78,3	5,9
Толуол	870	110,8	2,97
Хлороформ	1530	61,2	21,3
Четыреххлористый углерод	1630	76,7	12,1
Этилацетат	900	77,2	9,7
Эфир диэтиловый	710	34,5	58,9

Значения коэффициентов b

$\frac{C}{C_0}$	b	$\frac{C}{C_0}$	b
0,005	1,84	0,4	0,23
0,01	1,67	0,5	0,07
0,03	1,35	0,6	-0,10
0,05	1,19	0,7	-0,27
0,1	0,94	0,8	-0,46
0,2	0,63	0,9	-0,68
0,3	0,42		

Коэффициенты диффузии паров в воздухе (при нормальных условиях)

Вещество	$D_0 \cdot 10^4, \text{ м}^2/\text{с}$
Бензол	0,077
Водяной пар	0,22
Метиловый спирт	0,132
Сероуглерод	0,089
Этиловый спирт	0,102
Толуол	0,071
Этилацетат	0,071
Этиловый эфир	0,078

Атомные и молекулярные объемы некоторых элементов и соединений

Атом	Атомный объем, см ³ /атом	Соединения	Мольный объем, см ³ /моль
В	27,0	H ₂	14,3
С	14,8	O ₂	25,6
Cl	24,6	N ₂	31,2
Н	3,7	Воздух	20,9
Н в первичных аминах	10,5	CO	30,7
Н во вторичных аминах	12,0	CO ₂	34,0
Н с двумя насыщенными связями	15,6	SO ₂	44,8
О с двумя насыщенными связями	7,4	NO	23,6
О в альдегидах и кетонах	7,4	N ₂ O	36,4
О в сложных эфирах	9,1	NH ₃	25,8
О в простых эфирах	9,9	H ₂ O	18,9
О в высших простых и сложных эфирах	11,0	H ₂ S	32,9
О в кислотах	12,0	COS	51,5
О в соединениях с S, P, N	8,3	Cl ₂	48,4
S	25,6	Br ₂	53,2
I	37,0	I ₂	71,5

Средние июльские параметры атмосферного воздуха
для некоторых городов Российской Федерации

Город	Температура, °С	Относительная влажность, %	Город	Температура, °С	Относительная влажность, %
Архангельск	15,3	69	Курск	19,7	67
Астрахань	23,2	58	С.-Петербург	17,5	69
Благовещенск	21,2	72	Москва	18,2	70
Брянск	18,2	74	Новорос- сийск	23,6	68
Владивосток	20,0	77	Новосибирск	18,7	59
Волгоград	19,4	50	Омск	19,1	80
Вологда	17,6	70	Орел	18,6	66
Воронеж	20,6	62	Пенза	20,0	66
Н. Новгород	19,4	68	Пермь	18,0	72
Грозный	23,9	70	Псков	17,5	72
Иваново	18,8	72	Ростов-на- Дону	23,7	59
Иркутск	17,2	72	Саратов	23,1	53
Казань	19,9	63	Екатеренбург	17,2	70
Калуга	18,4	68	Смоленск	17,6	78
Керчь	23,4	60	Тамбов	20,0	68
Киров	18,1	71	Томск	19,	76
Кострома	18,2	73	Уральск	23,5	47
Красноводск	28,3	46	Уфа	19,4	67
Краснодар	23,7	67	Челябинск	18,6	73
Красноярск	19,3	72	Чита	18,7	63

Министерство образования и науки Российской Федерации

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ
ВЫСШЕГО ПРОФЕССИОНАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ

«САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
ТЕХНОЛОГИИ И ДИЗАЙНА»

Кафедра инженерной химии и промышленной экологии

Курсовой проект защищен с оценкой

Руководитель, доцент

Нормоконтролер, доцент

_____ В. Д. Шаханов

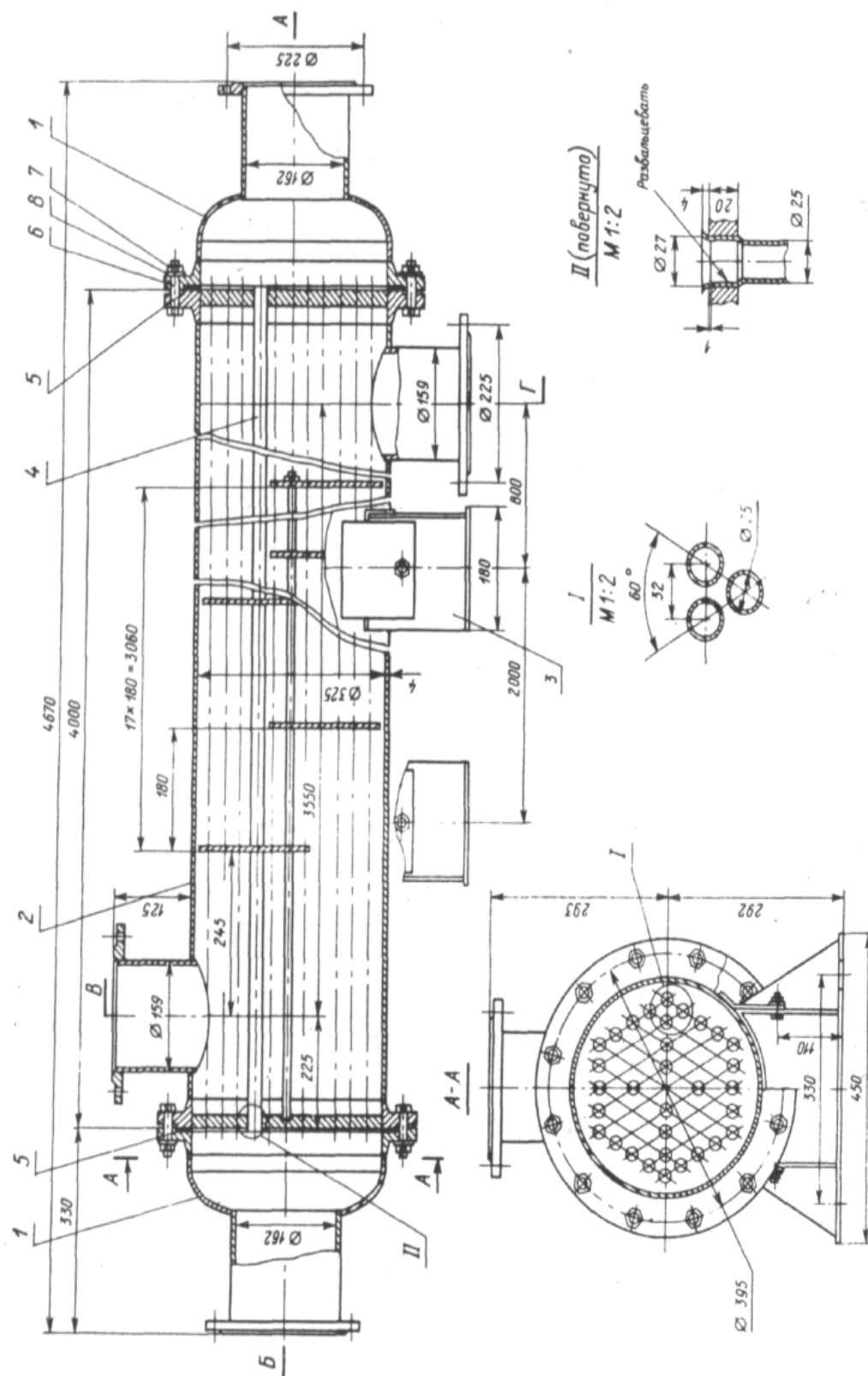
_____ В. Д. Шаханов

ВАКУУМ-ВЫПАРНАЯ УСТАНОВКА

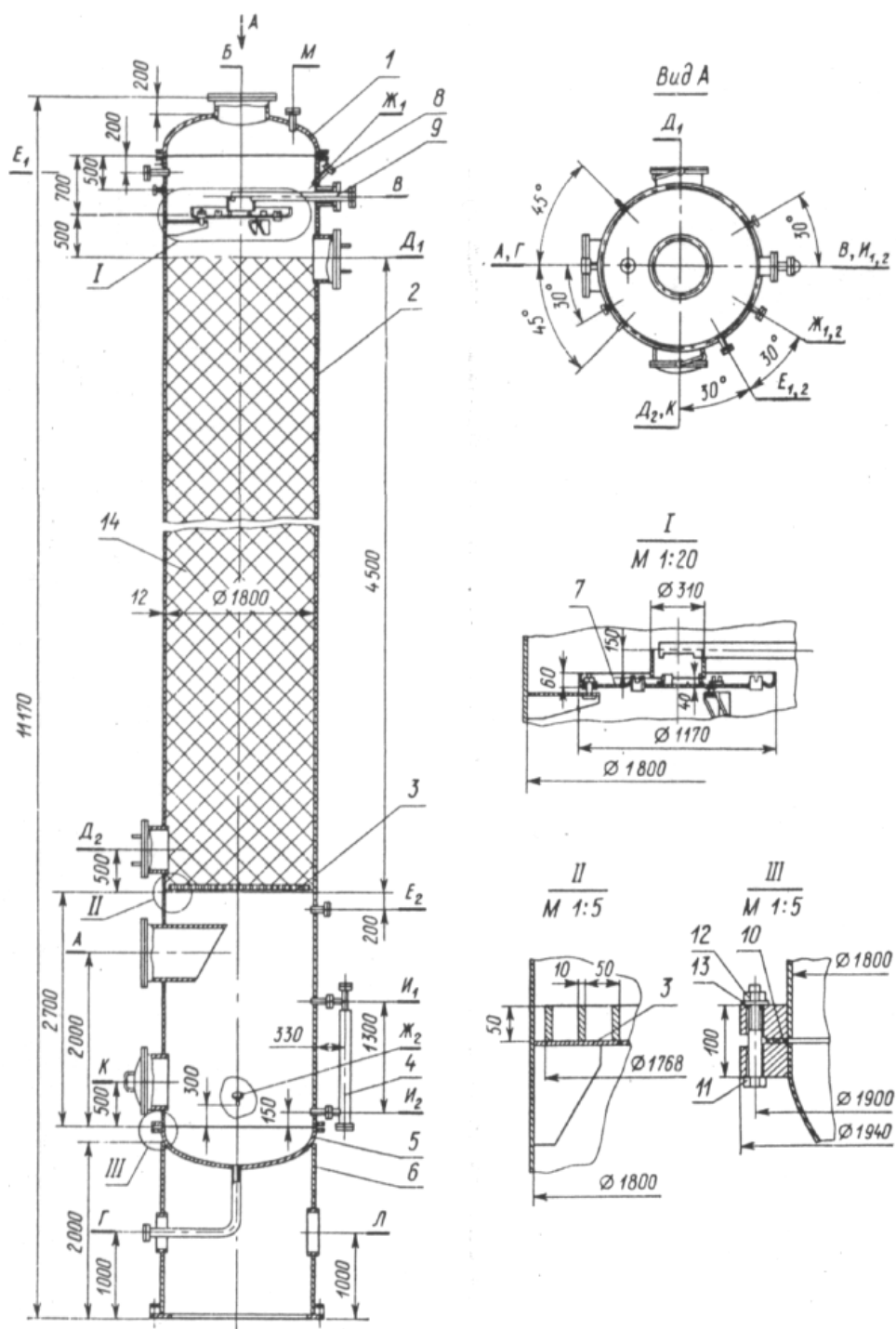
Расчетно-пояснительная записка
курсового проекта по дисциплине
«Процессы и аппараты химической технологии»

Проект выполнил
студент группы 4-ХД-1

А. В. Иванов

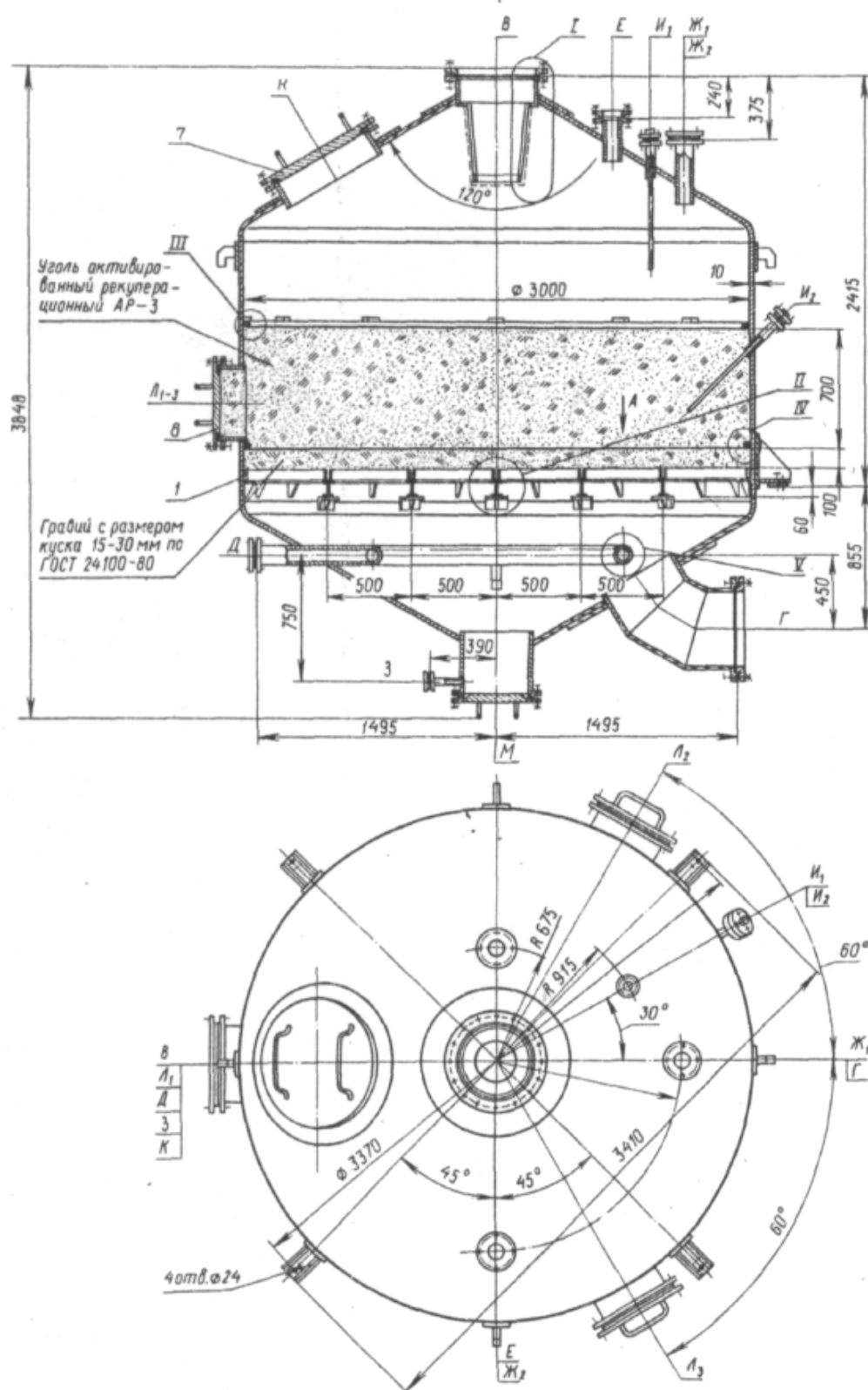


Выпарной аппарат с естественной циркуляцией
и вынесенной греющей камерой



Приложение 37

Адсорбер



ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	3
1. ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СРЕД И ТЕПЛОНОСИТЕЛЕЙ	4
2. РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ	11
2.1. Основные зависимости и расчетные формулы для расчета теплообменных аппаратов	11
2.1.1. Теплоотдача при поперечном обтекании пучка гладких труб ..	14
2.1.2. Теплоотдача при перемешивании жидкости	15
2.1.3. Теплоотдача при пленочной конденсации насыщенного пара	16
2.1.4. Теплоотдача при пузырьковом кипении в трубах и узких ка- налах коэффициент теплоотдачи	17
2.2. Последовательность расчета кожухотрубчатого аппарата	17
2.2.1. Предварительный расчет	17
2.2.2. Уточненный расчет поверхности теплопередачи	19
2.2.3. Расчет кожухотрубчатого теплообменника	20
2.2.4. Расчет графитовых блочных теплообменников	22
2.2.5. Расчет вертикального аппарата с перемешивающим устрой- ством	22
2.2.6. Примеры расчета стационарной теплопередачи	23
3. ВЫПАРИВАНИЕ	34
3.1. Расчет однокорпусной выпарной установки	34
3.2. Расчет многокорпусной выпарной установки	36
3.3. Примеры расчета теплопередачи при выпаривании	39
4. СУШКА	46
5. АДСОРБЦИЯ	54
5.1. Адсорбционное равновесие	54
5.2. Расчет периодической адсорбции	55
5.2.1. Стадия адсорбции	56
5.2.2. Расчет размеров адсорбера	59
5.2.3. Стадия десорбции	60
5.2.4. Стадия сушки	62
5.3. Расчет адсорбера непрерывного действия со взвешенным слоем адсорбента	63
5.3.1. Расчет диаметра адсорбера	63
5.3.2. Расход адсорбента	64
5.3.3. Расчет высоты адсорбера	65
5.3.4. Расход теплоты на десорбцию	67
5.3.5. Расход теплоты на сушку адсорбента	67
6. ПРАВИЛА ОФОРМЛЕНИЯ РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ	69
6.1. Структура и содержание пояснительной записки к курсовому проекту	69

6.2. Правила оформления расчетно-пояснительной записки	70
7. ТРЕБОВАНИЯ К ОФОРМЛЕНИЮ ГРАФИЧЕСКОЙ ЧАСТИ КУРСОВОГО ПРОЕКТА	74
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК	78
ПРИЛОЖЕНИЯ	80

Учебное издание

Багров Иван Венедиктович
Шаханов Владимир Дмитриевич
Чулкова Эльвира Николаевна

**Курсовое проектирование по дисциплине
«Процессы и аппараты химической технологии»**

Учебное пособие

Оригинал подготовлен авторами и печатается в авторской редакции

Подписано в печать 18.04.2012. Формат 60×84¹/16.

Печать трафаретная

Усл. печ. л. 6,7. Тираж 100 экз. Заказ

Электронный адрес <http://eco.sutd.ru/>

Отпечатано в типографии ФГБОУВПО «СПГУТД»
191028, С.-Петербург, ул. Моховая, 26