



МИНОБРНАУКИ РОССИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Самарский государственный технический университет»

Кафедра «Техническая эксплуатация и ремонт транспортных средств»

М. С. ВДОВЕНКО

Р. И. АЛЬМЕЕВ

КОЖУХОТРУБЧАТЫЙ ИСПАРИТЕЛЬ

Практикум

Самара
Самарский государственный технический университет
2017

Печатается по решению редакционно-издательского совета СамГТУ

УДК 621.1

М55

Вдовенко М. С.

М55 Кожухотрубчатый испаритель: практикум / *М. С. Вдовенко, Р. И. Альмеев.* – Самара: Самар. гос. техн. ун-т, 2017. – 43 с.: ил.

Учебно-практическое издание по выполнению контрольных и курсовых работ по дисциплине «Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии» для студентов 3-го курса дневного, вечернего, заочного и дистанционного обучения специальности 130603 "Оборудование нефтегазопереработки", 240403 «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов». Приведены необходимые справочные материалы, варианты заданий, а также пример расчета.

УДК 621.1

М 55

Рецензенты: доцент кафедры «ХТ и ПЭ» СамГТУ к.х.н.,
доцент *В. В. Филиппов;*

главный инженер проекта АО «Сызранский НПЗ»
к.х.н., *В.И. Барков.*

© М. С. Вдовенко, Р. И. Альмеев, 2017

© Самарский государственный
технический университет, 2017

СОДЕРЖАНИЕ

ЗАДАНИЯ.....	4
1. Технологический расчет аппарат.....	5
2. Пример технологического расчета.....	21
2.1 Расчет температурного напора.....	21
2.2 Расчет тепловой нагрузки на аппарат.....	26
2.3 Расчет коэффициента теплоотдачи a_1 со стороны кипящей жидкости.....	26
2.4 Расчет коэффициента теплоотдачи a_2 со стороны греющего водяного пара	28
2.5 Определение значения теплового потока.....	28
2.6 Расчет поверхности теплообмена и подбор стандартного аппарата.....	30
2.7 Расчет диаметров штуцеров.....	30
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК.....	34
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	35

ЗАДАНИЯ

Студент выбирает номер своего варианта по сумме трёх последних цифр в зачётные книжки. Если три последние цифры 000, то студент выполняет вариант №28.

№ варианта	Компоненты	Состав смеси, %мас.	Мольная доля отгона	Производительность аппарата, кг/ч	Давление в аппарате, мм.рт.ст.
1	Ацетон - диэтиловый эфир	95-5	0,72	20000	1800
2	Хлороформ - диэтиловый эфир	94-6	0,70	20500	1600
3	Хлороформ - сероуглерод	94-6	0,75	21500	1600
4	Гексан - пентан	92-8	0,75	22000	1700
5	Гептан - гексан	91-9	0,79	23000	1200
6	Октан - гептан	95-5	0,73	25000	1050
7	Толуол - гексан	94-6	0,72	27000	1100
8	<i>m</i> -Ксилол - октан	95-5	0,74	29000	900
9	Дихлорэтан-хлороформ	94-6	0,70	31000	1100
10	<i>m</i> -Ксилол - Бензол	95-5	0,75	30000	1100
11	Метанол - диэтиловый эфир	95-5	0,79	23500	1600
12	Этанол-метанол	94-6	0,76	25500	1200
13	Бутанол-изопропанол	95-5	0,70	28300	1100
14	Хлорбензол -хлороформ	94-6	0,75	31500	1050
15	Хлорбензол-толуол	95-5	0,75	27500	950
16	<i>m</i> -Ксилол - толуол	95-5	0,78	21000	950
17	Гептан-пентан	94-6	0,74	20000	1250
18	Бутанол-этанол	93-7	0,77	27500	1100
19	Уксусная кислота - хлороформ	93-7	0,72	26000	1000
20	Изопропанол - метанол	94-6	0,74	24000	1400
21	Гептан - гексан	93-7	0,70	25000	1150
22	Толуол - гексан	95-5	0,62	28300	1050
23	Октан - гептан	93-7	0,67	24500	1100
24	Дихлорэтан -хлороформ	93-7	0,79	21500	1200
25	Ацетон - диэтиловый эфир	93-7	0,71	26000	1800
26	Хлороформ - сероуглерод	95-5	0,74	23000	1500
27	<i>m</i> -Ксилол - Бензол	93-7	0,78	25000	1100
28	Гептан - пентан	93-7	0,73	26000	1250

1. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЁТ АППАРАТА

Целью технологического расчета кожухотрубчатого теплообменника с паровым пространством является определение поверхности теплообмена и подбор стандартизированного аппарата.

Кожухотрубчатые испарители с трубными пучками из U - образных труб или с плавающей головкой имеют паровое пространство над кипящей в кожухе жидкостью. В этих аппаратах, всегда расположенных горизонтально, горячий теплоноситель (в качестве которого могут быть использованы газы, жидкости или водяной пар) движется по трубам.

Согласно ГОСТу 14248-79, кожухотрубчатые испарители могут быть с коническим днищем диаметром 800-1600 мм и с эллиптическим диаметром 2400-2800 мм. Последние могут иметь два или три трубных пучка. Допустимые давления в трубах составляют 1,6-4,0 МПа, а в кожухе – 1,0-2,5 МПа при рабочих температурах от -30 до 450 °С, т.е. выше, чем для испарителей с линзовым компенсатором. Испарители с паровым пространством изготавливают только двухходовыми, из труб длиной 6,0 метром, диаметром 25×2 мм. [1]. Параметры кожухотрубчатых испарителей с паровым пространством приведены в табл. 1 [2].

Эскиз кожухотрубчатого теплообменника с паровым пространством представлен на рис. 1.1. Принципиальная схема обвязки ребойлер с ректификационной колонны представлена на рис. 1.2. Основные технологические решения по забору жидкости из ректификационной колонны, при использовании ребойлер представлены на рис. 1.3.

Основной задачей кожухотрубчатого испарителя с паровым пространством является подвод тепла в простую ректификационную колонну.

Обычно в качестве горячего теплоносителя в кожухотрубчатых испарителях с паровым пространством используется насыщенный водяной пар, так как расход перегретого водяного пара вследствие

его малой теплоемкости высок, а коэффициент теплоотдачи от перегретого пара к теплообменной поверхности мал.

Таблица 1.1

Параметры кожухотрубчатых испарителей с паровым пространством

Диаметр кожуха, мм	Число трубных пучков, шт.	Число труб в одном пучке, шт.		Поверхность теплообмена, м ²		Площадь сечения одного хода по трубам ¹ , м ²	
800	1	134	82	51	38	0,013	0,013
1000	1	220	132	85	62	0,022	0,020
1200	1	310	204	120	96	0,031	0,031
1600	1	572	362	224	170	0,057	0,055
2400	1	134	-	51	-	0,013	-
2400	1	220	-	85	-	0,022	-
2400	1	310	-	120	-	0,031	-
2400	1	572	-	224	-	0,057	-
2400	2	310	204	240	192	0,031	0,031
2600	3	310	204	360	288	0,031	0,031
2800	2	572	362	448	362	0,057	0,055

Водяной пар подается в трубное пространство испарителя, а в межтрубное пространство поступает жидкость из низа ректификационной колонны, где она нагревается и частично испаряется. Пары возвращаются в колонну под нижнюю тарелку, а жидкость перетекает через перегородку и отводится в качестве готового продукта разделяемой смеси в ректификационной колонне.

Технологический расчет испарителя можно разбить на несколько этапов:

- определение температуры начала кипения и температуры, которую имеет жидкость после заданной доли отгона;
- составление материального баланса однократного испарения для заданных условий;

¹ Данные в левых столбцах относятся к трубным пучкам с U-образными трубами, остальные - с плавающей головкой.

- выбор оптимальной температуры и давления греющего водяного пара;
- определение средней температуры кипящей жидкости;
- определение теплофизических свойств жидкой смеси при средней температуре;
- расчет тепловой нагрузки на аппарат;
- расчет массового расхода греющего пара;
- расчет коэффициента теплоотдачи со стороны кипящей на трубах жидкости;
- расчет коэффициента теплоотдачи со стороны греющего агента (водяного пара);
- определение плотности теплового потока;
- расчет поверхности теплообмена;
- подбор стандартизированного аппарата;
- расчет диаметра штуцеров;
- гидравлический расчет аппарата.

В международной системе измерений (СИ) для измерения давления требуется использование паскалей (Па) и его производных (МПа), для дальнейших расчётов, с целью облегчения и снижения операций, связанных с пересчётом в качестве единицы измерения давления, рекомендуется использовать мм. рт. ст.

Температуру начала кипения смеси найдем с помощью уравнения изотермы жидкой фазы

$$\sum \frac{x_i \cdot P_i}{P_a} = 1 \quad (1.1)$$

где x_i – мольные доли компонентов кубового остатка;

P_a – давление в аппарате, Па (*мм.рт.ст.*);

P_i – давление насыщенных паров компонентов кубового остатка, Па (*мм.рт.ст.*).

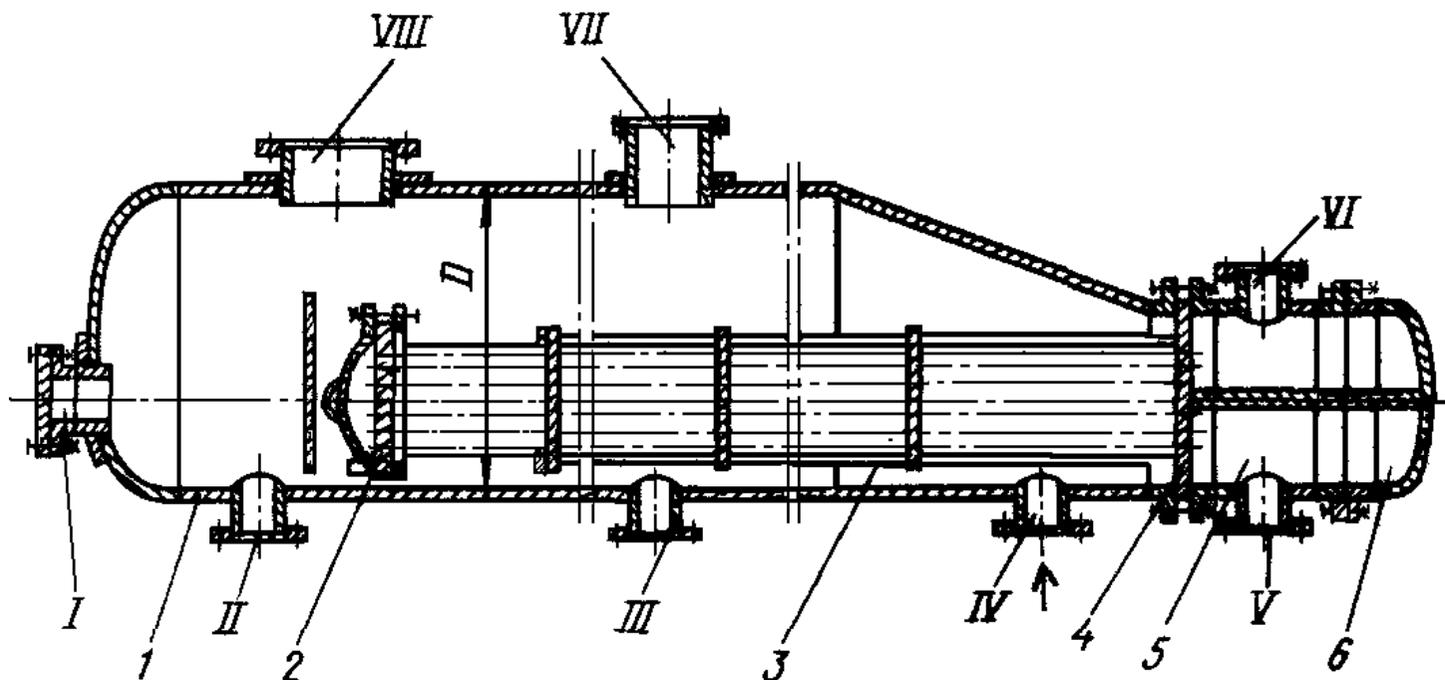


Рис. 1.1 Эскиз кожухотрубчатого испарителя с паровым пространством

1 – кожух; 2- трубчатая решетка с плавающей головкой; 3 – теплообменные трубы; 4 – неподвижная трубная решетка; 5 – распределительная камера; 6 – крышка распределительной камеры;

I – люк для монтажа трубного пучка; II – выход остатка продукта; III – дренаж; IV – вход жидкого продукта; V – выход конденсата; VI – вход водяного пара (теплового агента); VII – выход паров продукта; VIII – люк.

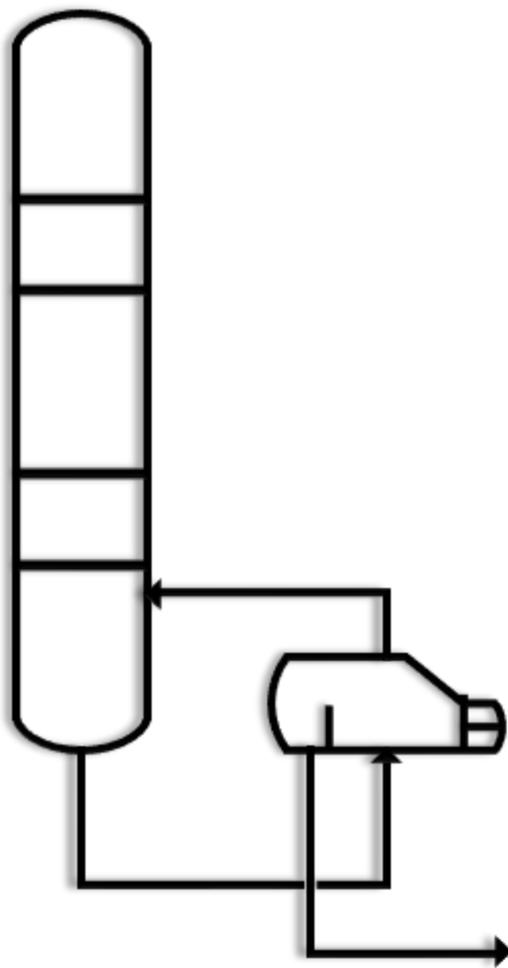


Рис. 1.2 Принципиальная схема обвязки ребойлер с ректификационной колонной

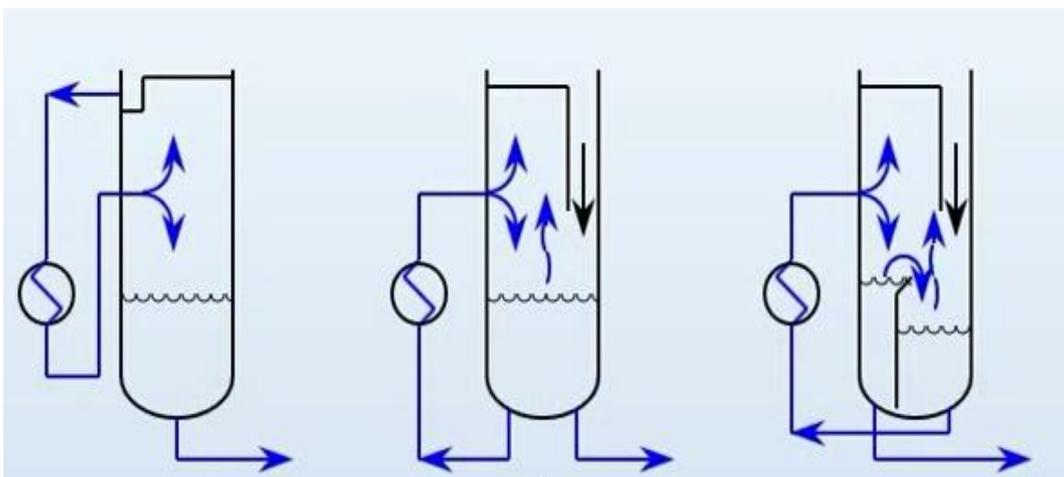


Рис. 1.3 Основные технологические решения по забору жидкости из колонны

Давление насыщенных паров найдем с помощью уравнения Антуана

$$P_i = e^{A - \frac{B}{273+t+C}} \quad (1.2)$$

где P_i – давление насыщенных паров компонентов дистиллята, мм.рт.ст.;

A, B, C – константы уравнения Антуана для индивидуального вещества;

t – температура при которой находят давление насыщенных паров, °С;

$$e = 2,718.$$

Константы уравнения Антуана для индивидуальных веществ представлены в Приложении №1 данного пособия.

Уравнение (1.1) может быть решено методом линейной интерполяции. Для этого задаются двумя температурами, при одной из которых уравнение изотермы паровой фазы будет больше 1, а при другой – меньше. Также температура начала кипения смеси может быть определена методом последовательных приближений с помощью ПЭВМ.

Температуру, соответствующую заданной долей отгона, находим методом подбора с помощью ПЭВМ, решая систему уравнений Трегубова

$$\begin{cases} x = \frac{a_i}{1 + e \cdot (K_i - 1)} = 1 \\ y = x \cdot K_i = 1 \end{cases} \quad (1.3)$$

где a_i – мольная доля вещества в смеси, доли от единицы;

e – мольная доля отгона, доли от единицы;

K_i – константа фазового равновесия компонента;

x – концентрация i -компонента в жидкой фазе, в долях от единицы;

y – концентрация i -компонента в паровой фазе, в долях от единицы.

Константа фазового равновесия компонента, при общем давлении в аппарате не выше 0,45 МПа (3420 мм. рт. ст.), определяем по формуле

$$K_i = \frac{P_i}{P}, \quad (1.4)$$

где P_i – давление насыщенных паров компонента при заданной температуре, Па (*мм. рт. ст.*);

P – давление в системе, Па (*мм. рт. ст.*).

При расчете тепловой нагрузки на аппарат следует учитывать долю жидкой и паровой фазы, а также потерями тепла в окружающую среду. Как правило, потери тепла в окружающую среду не превышают 5 % от полезной тепловой нагрузки. Тепловую нагрузку на аппарат находим из выражения

$$Q = G \cdot c_k \cdot (t_2 - t_1) + G \cdot \bar{e} \cdot r_k \quad (1.5)$$

где G – расход кубового остатка, кг/с;

c_k – теплоёмкость кубового остатка, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг}\cdot\text{К}}$;

t_2 – температура кубового остатка, соответствующая заданной доли отгона, °С;

t_1 – температура начала кипения кубового остатка, °С;

\bar{e} – массовая доля отгона, доли от единицы;

r_k – теплота конденсации (испарения) кубового остатка, Дж/кг.

Доля отгона (\bar{e}) – это отношение количества материального потока, подаваемого в парах, к общему количеству. Материальный поток может поступать в аппарат как полностью в жидкой фазе ($\bar{e} = 0$), полностью в парах ($\bar{e} = 1$) или в парожидкостном состоянии ($0 > \bar{e} > 1$). Различают массовую (\bar{e}) и мольную (e) долю отгона.

Массовую долю отгона (\bar{e}) определяем по формуле

$$\bar{e} = e \cdot \frac{M_y}{M_x} \quad (1.6)$$

где e – мольная доля отгона, доли от единицы;

M_y – молярная масса паровой фазы, кг/кмоль;

M_x – молярная масса жидкой фазы, кг/моль.

Материальный баланс однократного испарения при заданных условиях рекомендуется оформлять в виде табл. 1.2. Пояснения к колонкам табл. 1.2:

1. Массовая доля i -компонента; доли от единицы;
 2. Массовый расход i -компонента, кг/с (кг/ч);
 3. Молярная масса i -компонента, кмоль/кг;
 4. Количество вещества i -компонента, кмоль/с (кмоль/ч);
 5. Молярная масса i -компонента, доли от единицы;
 6. Давление насыщенных паров i -компонента при заданной температуре, мм.рт.ст. (Па);
 7. Константа фазового вещества;
 8. Молярная доля i -компонента в жидкой фазе, доли от единицы;
 9. Молярная доля i -компонента в паровой фазе, доли от единицы;
 10. Молярная масса жидкой фазы, кг/кмоль;
 11. Массовая доля i -компонента в жидкой фазе, доли от единицы;
 12. Молярная масса паровой фазы, кг/кмоль;
- Массовая доля i - компонента в паровой фазе, доли от единицы

Материальный баланс однократного испарения при заданной температуре и давлении в аппарате

Компонент	\bar{a}_i	$G_i,$ кг/с	$M_i,$ кмоль/кг	$N_i = \frac{G_i}{M_i},$ кмоль/с	$a_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$P_i,$ мм.рт.ст.	$K_i = \frac{P_i}{\Pi}$	$x_i = \frac{a_i}{1 + e \cdot (K_i - 1)}$	$y_i = x \cdot K_i$
	<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>4</i>	<i>5</i>	<i>6</i>	<i>7</i>	<i>8</i>	<i>9</i>
Итого					1,000			1,000	1,000

Окончание табл. 1.2

Компонент	$M_x = x_i \cdot M_i$	$\bar{x}_i = \frac{x_i \cdot M_i}{\sum x_i \cdot M_{i_i}}$	$M_y = y_i \cdot M_i$	$\bar{y}_i = \frac{y_i \cdot M_i}{\sum y_i \cdot M_{i_i}}$
	<i>10</i>	<i>11</i>	<i>12</i>	<i>13</i>
Итого		1,000		1,000

Массовый расход водяного пара определяем по формуле

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q}{r}, \quad (1.7)$$

где Q – тепловая нагрузка на аппарат, Вт;

r – теплота конденсации водяного пара, Дж/кг.

Фактический расход пара будет больше по двум причинам. Во-первых, часть теплоты теряется в окружающей среде. Обычно величину этих потерь принимают в размере 3 - 5%. Во-вторых, поступающий на технологическую установку или аппарат пар частично сконденсировался в трубопроводе и стал влажным. В практике расчётов допускают влажность пара 3%. Таким образом, фактический расход водяного пара должен быть увеличен на 8%.

Уравнения теплоотдачи при кипении жидкостей существенно различаются в зависимости от вида термомеханического режима этого энергоёмкого гетерогенного процесса, сопровождающегося фазовым превращением. По характеру и интенсивности кипения различают три основных режима процесса: пузырьковый, пузырьчато-пленочный и пленочный. В химической технологии наибольшее применение нашел первый режим, обеспечивающий более высокую интенсивность теплообмена.

Коэффициент теплоотдачи при кипении жидкости в большом объёме определяем по формуле [5]

$$a_1 = A \cdot q^{0,7} \quad (1.8)$$

где q – плотность теплового потока, Вт/м²;

A – коэффициент.

Коэффициент A находим по формуле [5]

$$A = 0,075 \cdot \left[1 + 10 \cdot \left(\frac{\rho}{\rho_{\text{п}}} - 1 \right)^{-2/3} \right] \cdot \left(\frac{\lambda^2 \cdot \rho}{\mu \cdot \sigma \cdot (t_{\text{кип}} + 273)} \right)^{1/3}, \quad (1.9)$$

где $\rho_{\text{п}}$ – плотность паровой фазы, кг/м³;

ρ – плотность жидкой фазы, кг/м³;

σ – поверхностное натяжение жидкой фазы, Н/м;
 λ – теплопроводность жидкой фазы, Вт/(м·К);
 μ – вязкость жидкой фазы, Па·с;
 c – теплоёмкость жидкой фазы, Дж/кг;
 t_{cp} – средняя температура, °С.

Плотность пара рассчитываем по формуле

$$\rho_{п} = \frac{M_{y}}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{П}{П_0}, \quad (1.10)$$

где M_y – молярная масса паровой фазы, кг/кмоль;

$T_0 = 273$ К;

T – температура кипения, К;

$П$ – давление в аппарате, Па (*мм. рт. ст.*);

$П_0$ – нормальное(стандартное) давление, Па (*мм.рт.ст.*);

$П_0 = 10^5$ Па (*760 мм. рт. ст.*).

Молярная масса паровой фазы определяется в ходе расчета материального баланса однократного испарения.

При конденсации водяного пара внутри горизонтальных труб коэффициент теплоотдачи находим по уравнению

$$a_2 = B \cdot q^{0,5}, \quad (1.11)$$

где q – плотность теплового потока, Вт/м²;

B – коэффициент.

Коэффициент B находим по формуле

$$B = 1,36 \cdot \bar{A} \cdot L^{0,35} \cdot d_{вн}^{-0,25}, \quad (1.12)$$

где L – длина трубы трубного пучка, м;

$d_{вн}$ – внутренний диаметр трубы, м;

\bar{A} – коэффициент, объединяющий физические константы воды и пара.

Коэффициент, объединяющий физические константы воды и пара, можно рассчитать по формуле [6]

$$\bar{A} = f(t_{cp}) = \frac{\lambda_k \cdot \rho_k^{0,6}}{(r \cdot \mu_k)^{0,5} \cdot \rho_{\Pi}^{0,3} \cdot \sigma_k^{0,3}}, \quad (1.13)$$

где λ_k – теплопроводность конденсата при заданной температуре, Вт/(м²·К)

ρ_k – плотность конденсата, кг/м³;

ρ_{Π} – плотность пара, кг/м³;

μ_k – вязкость конденсата, Па·с;

σ_k – поверхностное натяжение конденсата.

Значение коэффициента \bar{A} для водяного пара в зависимости от средней температуры можно определить по графику, представленном на рис. 1.4 [7].

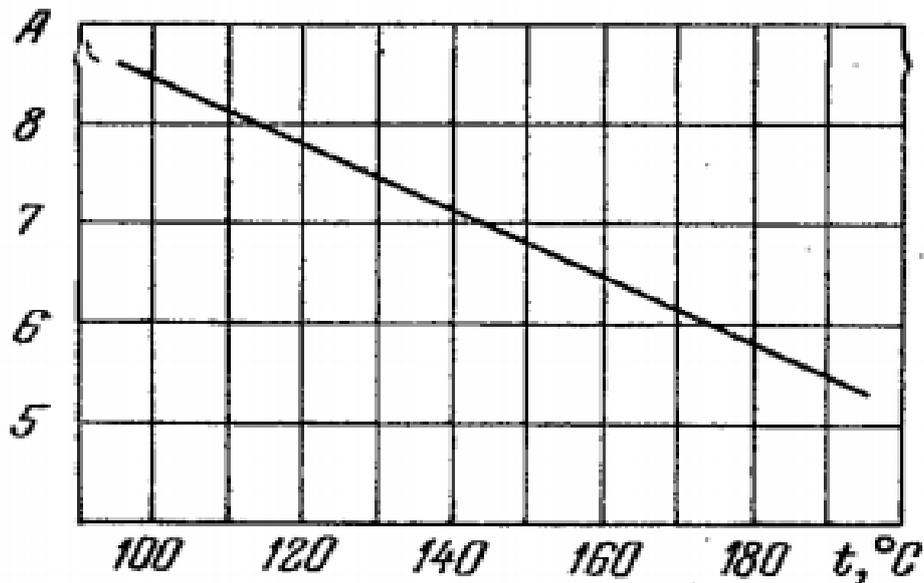


Рис. 1.4 Зависимость коэффициента \bar{A} от средней температуры

Значение теплового потока находим из уравнения теплопередачи

$$\frac{1}{K} = \frac{\Delta t}{q} = \frac{1}{a_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \sum r_{загр} + \frac{1}{a_2}, \quad (1.14)$$

где Δt – средний температурный напор, °С;

a_1 и a_2 – коэффициенты теплоотдачи, Вт/(м²·К);

$\delta_{ст}$ – толщина стенки трубы, м.;

$\lambda_{ст}$ – теплопроводность материала, из которого сделана труба, Вт/(м²·К);

q – плотность теплового потока, Вт/м²;

$r_{загр}$ – термическое сопротивление загрязнений стенки со стороны горячего и холодного потока, Вт/(м²·К).

Средние значения тепловой проводимости загрязнений стенки представлен в табл. 1.3. Для обычных сталей теплопроводность равна 46,5 Вт/(м²·К), для легированных - 17,5 Вт/(м²·К).

Таблица 1.3

Средние значения тепловой проводимости загрязнений стенки

Теплоносители		Тепловая проводимость загрязнений
Вода	загрязнённая	1400 – 1860
	среднего качества	1860 - 2900
	хорошего качества	2900 – 5800
	очищенная	2900 - 5800
	дистиллированная	11600
Нефтепродукты чистые, масла, пары хладагентов		2900
Нефтепродукты сырые		1160
Органические жидкости, рассолы, жидкие хладагенты		5800
Водяной пар		5800
Органические пары		11600

Рассчитываем критическую плотность теплового потока в соответствии с критериальным уравнением

$$q_{кр} = 0,14 \cdot r \cdot \rho_{п}^{0,5} \cdot (g \cdot \sigma \cdot \rho)^{0,25}, \quad (1.15)$$

где r – теплота конденсации смеси, Дж/кг;

$\rho_{п}$ - плотность паровой фазы, кг/м³;

ρ – плотность жидкой фазы, кг/м³;

σ – поверхностное натяжение жидкой фазы, Н/м;

$g = 9,81 \text{ м/с}^2$.

Если расчетная плотность теплового потока значительно меньше критической, следовательно, режим кипения будет пузырьковым, и уравнение для расчета коэффициента теплоотдачи a_1 со стороны кипящей жидкости выбрано правильно.

Расчетную поверхность теплообмена находим из выражения

$$F_{\text{расч}} = \frac{Q}{q}, \quad (1.16)$$

где Q – тепловая нагрузка на аппарат, Вт;

q – плотность теплового потока, Вт/м².

Далее студент подбирает стандартизированный аппарат (см. табл. 1.1).

Запас поверхности теплообмена находим по формуле

$$\Delta = \frac{F_{\text{норм}} - F_{\text{расч}}}{F_{\text{норм}}} \cdot 100\% \quad (1.17)$$

Плотность жидкой фазы найдем по формуле

$$\rho = \frac{1}{\sum \frac{\bar{x}_i}{\rho_i}}, \quad (1.18)$$

где \bar{x}_i – массовые доли компонента смеси;

ρ_i – плотность компонентов смеси, кг/м³.

Плотность веществ в зависимости от температуры представлена в Приложении №2.

Теплоту конденсации смеси находим по формуле

$$r = r_1 \cdot \bar{x}_1 + r_2 \cdot \bar{x}_2, \quad (1.19)$$

где r_1 и r_2 – теплота конденсации компонентов смеси, Дж/кг;

\bar{x}_1 и \bar{x}_2 – массовые доли компонентов смеси, доли от единицы.

Теплота испарения некоторых веществ в зависимости от температуры представлена в Приложении №3.

Теплоёмкость жидкой фазы находим по формуле

$$c = c_1 \cdot \overline{x_1} + c_2 \cdot \overline{x_2}, \quad (1.20)$$

где c_1 и c_2 – теплоёмкость компонентов смеси Дж/(кг·К);

$\overline{x_1}$ и $\overline{x_2}$ – массовые доли компонентов смеси, доли от единицы.

Теплоёмкость веществ в зависимости от температуры представлена в Приложении №4.

Вязкость жидкой фазы определяем по формуле

$$\mu = 10^{x_1 \cdot \lg \mu_1 + x_2 \cdot \lg \mu_2} \quad (1.21)$$

где x_1, x_2 – мольные доли компонентов смеси, доли от единицы;

μ_1, μ_2 – вязкость компонентов смеси, Па·с.

Вязкость веществ в зависимости от температуры представлена в Приложении №5.

Поверхностное натяжение жидкой фазы испарителя находим по формуле

$$\sigma = \frac{\sigma_1 \cdot \sigma_2}{\sigma_1 \cdot x_1 + \sigma_2 \cdot x_2}, \quad (1.22)$$

где σ_1, σ_2 – поверхностное натяжение компонентов смеси, Н/м;

x_1, x_2 – мольные доли компонентов смеси, доли от единицы.

Поверхностное натяжение веществ в зависимости от температуры представлено в Приложении №6.

Теплопроводность смеси находим по формуле

$$\lambda = \lambda_1 \cdot \overline{x_1} + \lambda_2 \cdot \overline{x_2}; \quad (1.23)$$

$$\lambda = \lambda_1 \cdot x_1 + \lambda_2 \cdot x_2, \quad (1.24)$$

где x_1, x_2 – мольные доли компонентов смеси, доли от единицы;

$\overline{x_1}$ и $\overline{x_2}$ – массовые доли компонентов смеси, доли от единицы;

λ_1, λ_2 – теплопроводность компонентов смеси, Вт/(м·К).

Для расчёта выбирается меньшее из полученных значений.

Теплопроводность веществ в зависимости от температуры представлена в Приложении №7.

Диаметр штуцера определяем по формуле

$$d_{\text{шт}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot w_{\text{доп}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\rho \cdot \pi \cdot w_{\text{доп}}}}, \quad (1.25)$$

где $d_{\text{шт}}$ – диаметр штуцера, м;

V – объёмный расход потока, м³/с;

G – массовой расход потока, кг/с;

ρ – плотность потока, кг/м³;

$w_{\text{доп}}$ – допустимая линейная скорость, м/с.

Значения допустимых скоростей $w_{\text{доп}}$ получены исходя из опыта эксплуатации оборудования. В зависимости от агрегатного состояния потока допустимые скорости рекомендуется брать в следующих пределах (м/с):

- пар, в пределах 15÷40 м/с;
- жидкости, перекачиваемые насосом, в пределах 1÷2 м/с;
- жидкости, движущиеся самотёком, в пределах 0,1÷0,6 м/с.

Полученное значение округляем в соответствии с ГОСТ, в большую сторону: 20; 25; 32; 40; 50; 65; 80; 100; 125; 150; 200; 250; 300; 350; 400 и 500 мм.

Правильность, выбранного диаметра штуцера по нормали, проверяем расчетом фактической линейной скорости $w_{\text{фак}}$ согласно условия

$$w_{\text{доп}} \gg w_{\text{фак}}$$

2. ПРИМЕР ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЁТА АППАРАТА

Подобрать стандартизированный кожухотрубчатый испаритель с паровым пространством для следующих условий:

- толуол 95 %мас., бензол 5 %мас.;
- давление в аппарате 1045 мм. рт. ст.;
- мольная доля отгона 0,7;
- производительность 22500 кг/ч;

Смесь поступает в аппарат при температуре начала кипения.

2.1. Расчет температурного напора

Для начала переведем массовые доли компонентов в мольные по формуле

$$x_A = \frac{\frac{\bar{x}_A}{M_A}}{\frac{\bar{x}_A}{M_A} + \frac{\bar{x}_B}{M_B}}, \quad (2.1)$$

где x_A – мольная доля компонента, доли от единицы;

\bar{x}_A – массовая доля компонента А (толуол), доли от единицы;

$$\bar{x}_A = 0,95;$$

M_A – молярная масса компонента А, кг/кмоль;

$$M_A = 100 \text{ кг/кмоль};$$

\bar{x}_B – массовая доля компонента Б (бензола), доли от единицы;

$$\bar{x}_B = 0,05;$$

M_B – молярная масса компонента Б, кг/кмоль;

$$M_B = 86 \text{ кг/кмоль}.$$

$$x_{\text{толуол}} = \frac{\frac{0,95}{100}}{\frac{0,05}{86} + \frac{0,95}{100}} = 0,942$$

$$x_{\text{бензол}} = \frac{\frac{0,05}{86}}{\frac{0,05}{86} + \frac{0,95}{100}} = 0,058$$

Проверка: $0,058 + 0,942 = 1$ Расчет выполнен правильно.

Температуру начала кипения смеси найдем с помощью уравнения изотермы жидкой фазы (1.1). Для этого задаемся двумя температурами – 118 и 121 °С. Для решения уравнения изотермы жидкой фазы нам понадобятся значения давления насыщенных компонентов смеси. Давления насыщенных паров при заданной температуре может быть принято по литературным данным [3,4] или с помощью уравнения Антуана (1.2).

Константы уравнения Антуана для бензола и толуола сведём в табл.2.1

Таблица 2.1

Константы уравнения Антуана для бензола и толуола

Наименование компонента	Константы уравнения Антуана		
	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>
Бензол	15,9008	2788,51	-52,36
Толуол	16,0137	3096,52	-53,67

Рассчитаем давление насыщенных паров и изотерму жидкой фазы при заданных температурах:

- при 119 °С:

$$P_{\text{бензол}} = 2,71^{15,9008 - \frac{2788,51}{273+119-52,36}} = 2188 \text{ мм. рт. ст.}$$

$$P_{\text{толуол}} = 2,71^{16,0137 - \frac{3096,52}{273+119-53,67}} = 955 \text{ мм. рт. ст.}$$

$$\sum \frac{x_i \cdot P_i}{P_a} = \frac{2188 \cdot 0,058}{1045} + \frac{955 \cdot 0,942}{1045} = 0,982$$

- при 121 °С:

$$P_{\text{бензол}} = 2,71^{15,9008 - \frac{2788,51}{273+121-52,36}} = 2295 \text{ мм. рт. ст.}$$

$$P_{\text{толуол}} = 2,71^{16,0137 - \frac{3096,52}{273+121-53,67}} = 1007 \text{ мм. рт. ст.}$$

$$\sum \frac{x_i \cdot P_i}{P_a} = \frac{2295 \cdot 0,058}{1045} + \frac{1007 \cdot 0,942}{1045} = 1,035$$

На основании полученных данных строим график зависимости изотермы жидкой фазы от температуры. График зависимости изотермы жидкой фазы от температуры представлен на рис. 2.1. По графику находим температуру, при которой сумма изотерм жидкой фазы равна 1, данное значение и будет температурой начала кипения. Температура начала кипения смеси равна 119,7 °С.

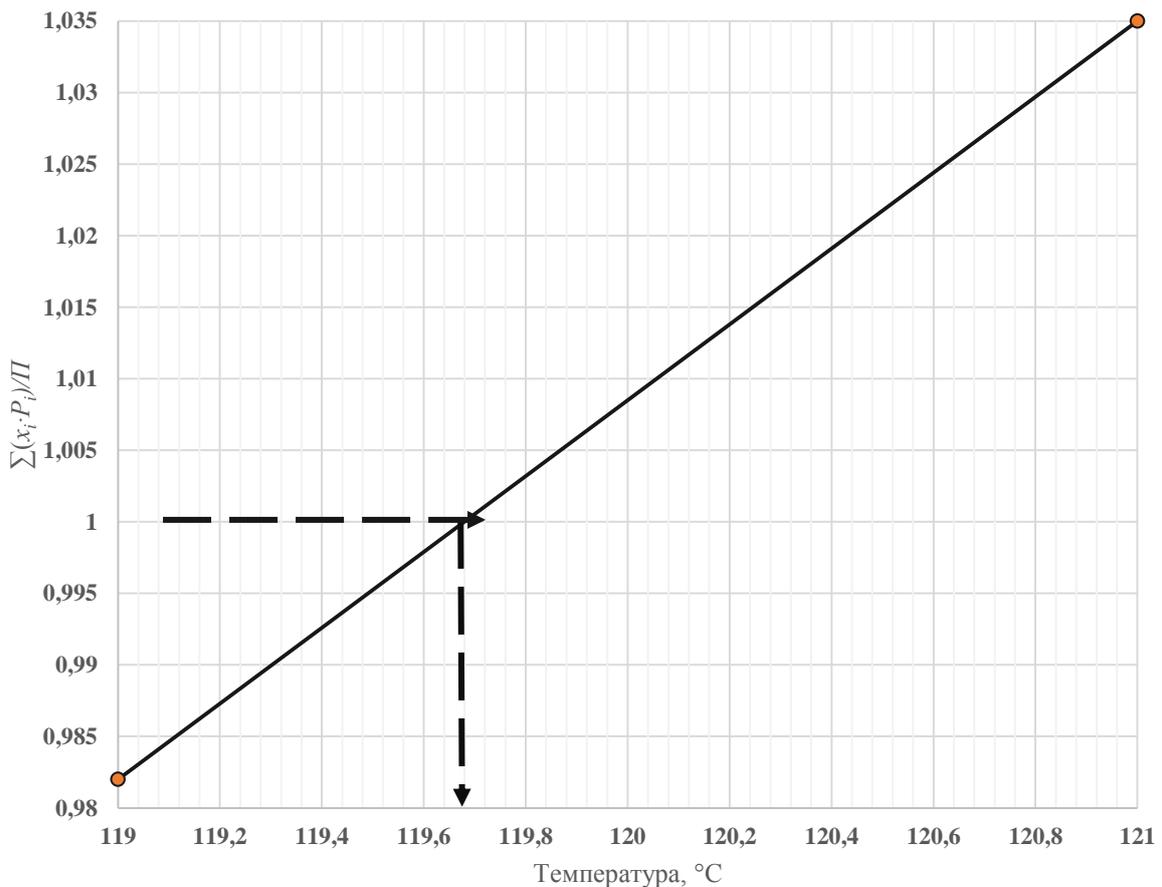


Рис. 2.1. График зависимости изотермы жидкой фазы от температуры

Теперь найдем температуру, соответствующую мольной доле отгона с помощью ПЭВМ. Температуру, соответствующую заданной доле отгона, также находим методом подбора с помощью ПЭВМ, решая систему уравнений (1.3).

Материальный баланс однократного испарения сводим в табл. 2.2. Температура, соответствующая заданной доле отгона, равна 120,9 °С.

Найдём массовую долю отгона по формуле (1.7). Молярные массы жидкой и паровой фазы берем из табл. 2.2.

$$\bar{e} = 0,7 \cdot \frac{99,1}{99,6} = 0,696 \approx 0,7$$

Материальный поток поступает в аппарат с температурой 119,7 °С и нагревается до температуры 120,9 °С. На основе данных промышленной эксплуатации аналогичных испарителей и с целью обеспечения достаточного температурного напора температура водяного пара должна быть больше температуры потока как минимум на 30 °С.

Параметры водяного пара представлены в Приложении №8.

В качестве горячего теплоносителя в испарителе используем насыщенный водяной пар. Принимаем следующие параметры греющего пара:

- давление 4 кгс/см²;
- температура $t_3=151,1$ °С;
- удельная теплота конденсации $r_b=2117$ кДж/кг.

Составим схему температурного напора:



Найдем значение температурного напора из выражения

$$\Delta t = t_{в.п} - t_{ср}^x$$
$$\Delta t = 151,1 - \frac{119,7 + 120,9}{2} = 30,8 \text{ °С}$$

Теперь найдем среднюю температуру кубового остатка

$$t_{ср} = \frac{t_{н.к} + t_{д.о}}{2} = \frac{119,7 + 120,9}{2} \approx 120 \text{ °С}$$

В табл. 2.3 представлены физико-химические свойства бензола и толуола при их средней температуре (120 °С).

Таблица 2.2

Материальный баланс однократного испарения при заданной температуре и давлении в аппарате

Компонент	\bar{a}_i	$G_i,$ кг/с	$M_i,$ кмоль/кг	$N_i = \frac{G_i}{M_i},$ кмоль/с	$a_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$P_i,$ мм.рт.ст.	$K_i = \frac{P_i}{\Pi}$	$x_i = \frac{a_i}{1 + e \cdot (K_i - 1)}$	$y_i = x \cdot K_i$
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Бензол	0,05	0,31	86	0,0035	0,058	2290	2,19	0,032	0,070
Толуол	0,95	5,94	100	0,0594	0,942	1005	0,96	0,968	0,930
Итого	1,00	6,25	-	0,0629	1,000	-	-	1,000	1,000

Окончание табл. 2.2

Компонент	$M_x = x_i \cdot M_i$	$\bar{x}_i = \frac{x_i \cdot M_i}{\sum x_i \cdot M_{i_i}}$	$M_y = y_i \cdot M_i$	$\bar{y}_i = \frac{y_i \cdot M_i}{\sum y_i \cdot M_{i_i}}$
	10	11	12	13
Бензол	2,8	0,03	6,0	0,06
Толуол	96,8	0,97	93,1	0,94
Итого	99,6	1,00	99,1	1,00

Физико-химические свойства бензола и толуола

Свойства	Бензол	Толуол
Плотность, кг/м ³	769	766
Вязкость, Па·с	0,000219	0,000231
Теплоёмкость, Дж/(кг·К)	2179	2120
Теплопроводность, Вт/(м·К)	0,121	0,114
Поверхностное натяжение, Н/м	0,0164	0,0173
Теплота испарения, Дж/кг	363000	356000

2.2. Расчет тепловой нагрузки на аппарат

Тепловую нагрузку на аппарат находим по формуле (1.6).

Найдем теплоемкость и теплоту испарения для кубового остатка:

$$c_k = 2179 \cdot 0,05 + 2120 \cdot 0,95 = 2123 \text{ Дж/кг}$$

$$r_k = 363000 \cdot 0,05 + 356000 \cdot 0,95 = 356350 \text{ Дж/кг}$$

При расчете тепловой нагрузки на аппарат учитываем величину потерь тепла в окружающую среду. Принимаем, что потери тепла в окружающую среду составляют 5% от полезной тепловой нагрузки на аппарат.

$$Q = (6 \cdot 2123 \cdot (120,9 - 119,7) + 6 \cdot 0,7 \cdot 356350) \cdot 1,05 = 1587554 \text{ Вт}$$

Рассчитав тепловую нагрузку на аппарат, найдем массовый расход греющего пара, предварительно увеличив его на 8 % мас.

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q}{r} \cdot 1,08 = \frac{11587554}{2117 \cdot 10^3} \cdot 1,08 = 0,810 \text{ кг/с}$$

2.3. Расчет коэффициента теплоотдачи a_1 со стороны кипящей жидкости

Чтобы найти коэффициент A , нам понадобится рассчитать физико-химические свойства жидкой фазы.

Массовые доли компонентов жидкой фазы берем из табл. 2.2, столбец №11. Мольные доли компонентов жидкой фазы берем из табл. 2.2, столбец №8. Мольную долю паровой фазы берем из табл. 2.2

Плотность паровой фазы рассчитываем по формуле (1.11). Плотность паровой фазы равна

$$\rho_{\text{п}} = \frac{M_y}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0} = \frac{99,1}{22,4} \cdot \frac{273}{120,9 + 273} \cdot \frac{1045}{760} = 4,22 \text{ кг/м}^3$$

Плотность жидкой фазы равна:

$$\rho = \frac{1}{\frac{0,03}{769} + \frac{0,97}{766}} = 766 \text{ кг/м}^3$$

Вязкость жидкой фазы равна

$$\mu = 10^{0,032 \cdot \lg 0,000219 + 0,968 \cdot \lg 0,000231} = 0,00023 \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Теплоёмкость жидкой фазы

$$c = 0,03 \cdot 2179 + 0,97 \cdot 2120 = 2122 \text{ Дж/кг}$$

Теплопроводность жидкой фазы

$$\lambda = 0,03 \cdot 0,121 + 0,97 \cdot 0,114 = 0,114 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$$

Поверхностное натяжение жидкой фазы

$$\sigma = \frac{0,0164 \cdot 0,0173}{0,0164 \cdot 0,032 + 0,0173 \cdot 0,968} = 0,0164 \text{ Н/м}$$

$$A = 0,075 \cdot \left[1 + 10 \cdot \left(\frac{766}{4,22} - 1 \right)^{-2/3} \right] \cdot \left(\frac{0,114^2 \cdot 766}{0,00023 \cdot 0,0164 \cdot (120,9 + 273)} \right)^{1/3} = 1,859$$

Коэффициент теплоотдачи a_1 со стороны кипящей жидкости равен

$$a_1 = 1,859 \cdot q^{0,7}$$

2.4. Расчет коэффициента теплоотдачи a_2 со стороны греющего водяного пара

Для принятой температуры водяного пара (см. п.2.1) по рис. 4 определяем коэффициент \bar{A} , объединяющий физико-химические константы воды и пара. При температуре 151,1 °С коэффициент \bar{A} равен 6,8.

Коэффициент B рассчитываем по формуле (1.13)

$$B = 1,36 \cdot 6,8 \cdot 6^{0,35} \cdot 0,021^{-0,25} = 43,5$$

Коэффициент теплоотдачи a_2 со стороны греющего водяного пара равен

$$a_2 = 43,5 \cdot q^{0,5}$$

2.5. Определение значения теплового потока

Значение теплового потока находим из уравнения теплопередачи

$$\frac{1}{K} = \frac{\Delta t}{q} = \frac{1}{a_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \sum r_{загр} + \frac{1}{a_2}$$
$$\frac{\Delta t}{q} = \frac{1}{A \cdot q^{0,7}} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \sum r_{загр} + \frac{1}{B \cdot q^{0,5}}$$

Преобразуем уравнение теплопередачи (1.15) в функциональное уравнение вида $f(q) = 0$.

$$\frac{1}{A} \cdot q^{0,3} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} \cdot q + \sum r_{загр} \cdot q + \frac{1}{B} \cdot q^{0,5} - \Delta t = 0$$
$$\frac{1}{1,859} \cdot q^{0,3} + \frac{0,002}{46,5} \cdot q + \left(\frac{1}{5800} + \frac{1}{5800} \right) \cdot q + \frac{1}{43,5} \cdot q^{0,5} - 30,8 = 0$$
$$0,538 \cdot q^{0,3} + 0,0004 \cdot q + 0,023 \cdot q^{0,5} - 30,8 = 0$$

Найдем значение плотности теплового потока методом линейной интерполяции. Для этого задаемся двумя значениями q и строим график $f(q_{расч}) = q$. График $f(q_{расч}) = q$ представлен на рис. 2.2

Задаемся двумя значениями плотности теплового потока:

- при $q = 35500 \text{ Вт/м}^2$

$$f(q_1) = 0,538 \cdot 35500^{0,3} + 0,0004 \cdot 35500 + 0,023 \cdot 35500^{0,5} - 30,8 = -0,23$$

- при $q = 36500 \text{ Вт/м}^2$

$$f(q_2) = 0,538 \cdot 36500^{0,3} + 0,0004 \cdot 36500 + 0,023 \cdot 36500^{0,5} - 30,8 = 0,32$$

По рис 2.1 находим значения плотности теплового потока. Плотность теплового потока равна 35920 Вт/м^2 .

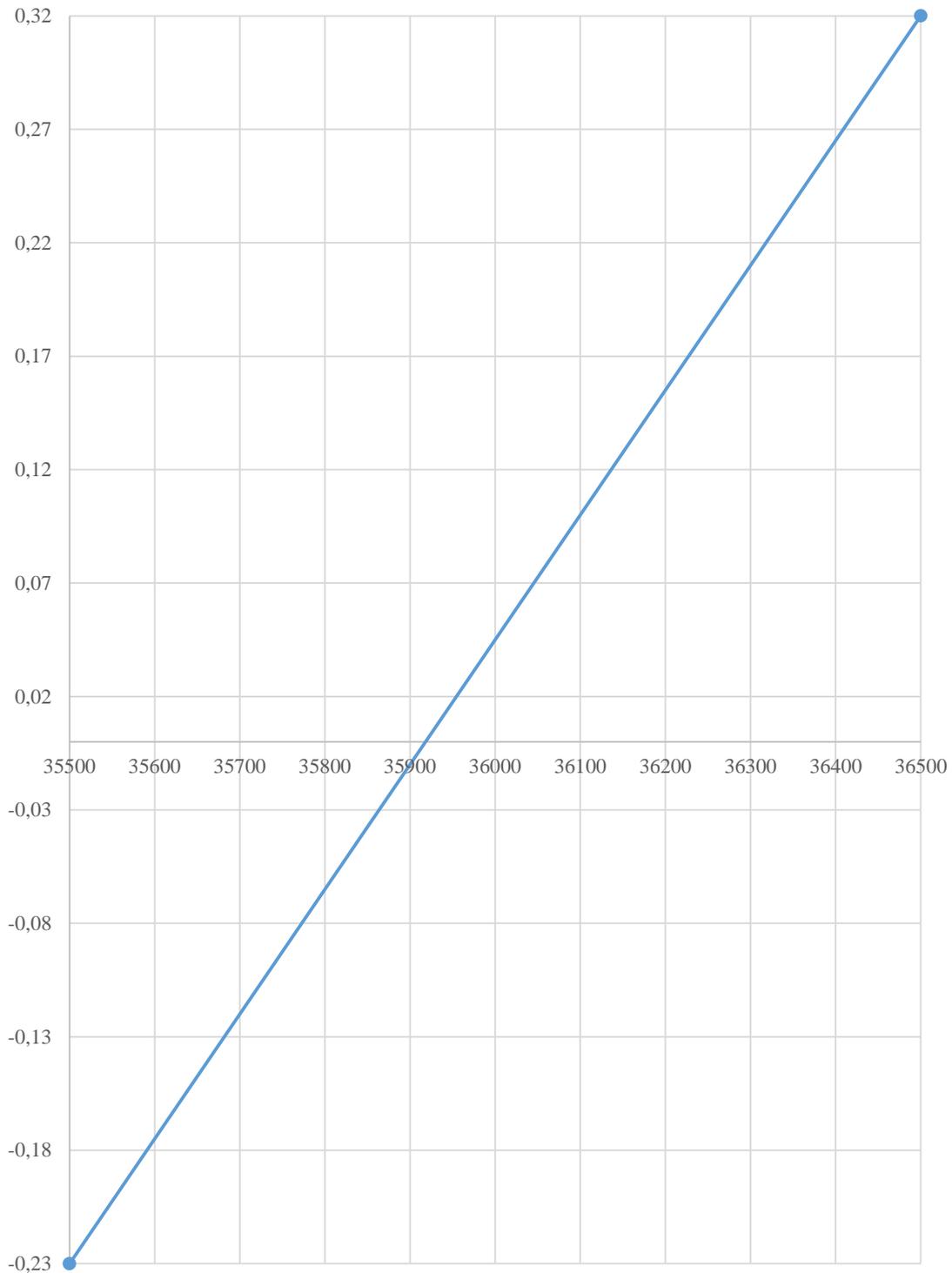


Рис. 2.1. График-зависимости плотности теплового потока

Рассчитываем критическую плотность теплового потока в соответствии с уравнением (1.16).

$$q_{кр} = 0,14 \cdot r \cdot \rho_{п}^{0,5} \cdot (g \cdot \sigma \cdot \rho)^{0,25},$$

$$q_{кр} = 0,14 \cdot 356350 \cdot 4,22^{0,5} \cdot (9,81 \cdot 0,0164 \cdot 776)^{0,25} = 341870 \text{ Вт/м}^2$$

Расчетная плотность теплового потока в аппарате значительно меньше критической, следовательно, режим кипения будет пузырьковым, и уравнение для расчета коэффициента теплоотдачи a_1 со стороны кипящей жидкости выбран правильно.

2.6. Расчет поверхности теплообмена и подбор стандартного аппарата

Поверхность теплообмена рассчитываем по формуле (1.17)

$$F_{расч} = \frac{1587554}{35920} = 44,2 \text{ м}^2$$

Согласно ГОСТ 14248-79 (см. табл. 1.1), выбираем стандартный аппарат. Выбираем аппарат с поверхностью теплообмена 51 м^2 и рассчитываем запас поверхности теплообмена по формуле (1.18):

$$\Delta = \frac{51 - 44,2}{51} \cdot 100\% = 13\%$$

Запас поверхности теплообмена выбранного аппарата (13%) укладывается в нормы технологического проектирования (10-30%).

2.7. Расчет диаметров штуцеров

Для рассчитываемого аппарат определим диаметры следующих штуцеров (см. рис. 1.1):

- выход жидкого остатка *A* (на рис 1.1 - *II*);
- вход жидкого продукта *B* (на рис 1.1 – *IV*);
- выход паров продукта *B* (на рис 1.1 – *VII*);

- вход водяного пара Γ (на рис 1.1 – VI);
- выход конденсата Δ (на рис 1.1 – V).

Расчет штуцера A :

Принимаем, что жидкий остаток, после испарения поступает в колонну самотёком. Принимаем допустимую скорость равной 0,6 м/с. Плотность жидкого остатка рассчитана в п. 2.3

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,25 \cdot (1 - 0,7^2)}{766 \cdot 3,14 \cdot 0,6}} \approx 0,072 \text{ м} = 72 \text{ мм}$$

Принимаем диаметр штуцера равным 80 мм (0,08 м). Фактическая скорость равна

$$w_{\text{фак}} = \frac{4 \cdot 6,25 \cdot (1 - 0,7)}{766 \cdot 3,14 \cdot 0,08^2} = 0,49 \text{ м/с}$$

$$0,6 \gg 0,49$$

$$w_{\text{доп}} \gg w_{\text{фак}}$$

Диаметр выбран правильно.

Расчет штуцера B :

Продукт поступает в аппарат самотёком, стекая с первой тарелки. Принимаем допустимую скорость равной 0,6 м/с. Рассчитаем плотность продукта по формуле (1.18). Плотности компонентов продукта представлены в табл. 2.3

$$\rho = \frac{1}{\frac{0,05}{769} + \frac{0,95}{766}} = 766 \text{ кг/м}^3$$

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,25}{766 \cdot 3,14 \cdot 0,6}} \approx 0,132 \text{ м} = 132 \text{ мм}$$

Принимаем диаметр штуцера равным 150 мм (0,150 м).

$$w_{\text{фак}} = \frac{4 \cdot 6,25}{766 \cdot 3,14 \cdot 0,150^2} = 0,46 \text{ м/с}$$

² Массовая доля отгона

$$0,6 \gg 0,46$$

$$w_{\text{доп}} \gg w_{\text{фак}}$$

Диаметр выбран правильно.

Расчет штуцера *B*:

Принимаем допустимую скорость паров равной 25 м/с. Плотность паровой фазы рассчитана в пункте 2.3.

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,25 \cdot 0,7}{4,22 \cdot 3,14 \cdot 25}} = 0,230 \text{ м} = 230 \text{ мм}$$

Принимаем диаметра штуцера равным 250 мм (0,250 м).

$$w_{\text{фак}} = \frac{4 \cdot 6,25 \cdot 0,7}{4,22 \cdot 3,14 \cdot 0,250^2} = 21 \text{ м/с}$$

$$25 \gg 21$$

$$w_{\text{доп}} \gg w_{\text{фак}}$$

Диаметр выбран правильно.

Расчет штуцера *Г*:

Принимаем допустимую скорость водяного пара равной 25 м/с. Плотность водяного пара берем из *Приложения №8*. Определение массового расхода водяного пара выполнено в пункте 2.2.

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,810}{2,614 \cdot 3,14 \cdot 25}} = 0,126 \text{ м} = 126 \text{ мм}$$

Принимаем диаметра штуцера равным 150 мм (0,150 м).

$$w_{\text{фак}} = \frac{4 \cdot 0,810}{2,614 \cdot 3,14 \cdot 0,150^2} = 18 \text{ м/с}$$

$$25 \gg 18$$

$$w_{\text{доп}} \gg w_{\text{фак}}$$

Диаметр выбран правильно.

Расчет штуцера *Д*:

Конденсат водяного пара покидает аппарат самотёком. Принимаем допустимую скорость равной 0,6 м/с. Плотность конденсата берем из Приложения №9.

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,810}{917 \cdot 3,14 \cdot 0,6}} = 0,043 \text{ м} = 43 \text{ мм}$$

Принимаем диаметра штуцера равным 50 мм (0,050 м).

$$w_{\text{фак}} = \frac{4 \cdot 0,810}{917 \cdot 3,14 \cdot 0,050^2} = 0,45 \text{ м/с}$$

$$0,6 \gg 0,45$$

$$w_{\text{доп}} \gg w_{\text{фак}}$$

Диаметр выбран правильно.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Борисов Г. С., Брыков В. П.. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. М.: ООО «Издательский дом Альянс», 2010. – 496 с.
2. ГОСТ 14248-79. Испарители с паровым пространством. Типы, основные параметры и размеры. М.: «Государственный комитет СССР по стандартам», 1979. – 17 с.
3. Рид Р., Праусниц Дж. Свойства газов и жидкостей. Справочное пособие. Пер. с англ. под ред. Б. И. Соколова. - 3-е изд., перераб. и доп. - Л.: «Химия», 1982. – 592 с.
4. Измайлов В. Д. Теплофизические свойства жидкостей. Самара: «СамГТУ», 2005. – 14 с.
5. Иоффе И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. Л.: «Химия», 1991. – 352 с.
6. Кузнецов А. А., Султан М. К.. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. М.: «Химия», 1966. – 336 с.
7. Павлов К. Ф., Романков П. Г. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: «Химия», 1987. – 572 с.

Значения коэффициентов уравнения Антуана

№ п/п	Вещество	A	B	C
1	Гексан	15,8366	2697,55	- 48,78
2	Гептан	15,8737	2911,32	- 56,51
3	Октан	15,9426	3120,29	- 63,63
4	Пентан	15,8333	2477,07	- 39,94
5	м-Ксилол	16,1330	3366,99	- 58,04
6	Хлорбензол	16,0676	3295,12	- 55,60
7	Бутиловый спирт	17,2160	3137,02	- 94,43
8	Изопропиловый спирт	18,6929	3640,20	- 53,54
9	Метиловый спирт	18,5875	3626,55	- 34,29
10	Муравьиная кислота	16,9882	3599,58	- 26,09
11	Уксусная кислота	16,8080	3405,57	- 56,34
12	Этиловый спирт	18,9119	3803,98	- 41,68
13	Ацетон	16,6513	2940,46	- 35,93
14	Дихлорэтан	16,1764	2927,17	- 50,22
15	Диэтиловый эфир	16,0828	2511,29	- 41,94
16	Серовуглерод	15,9844	2690,85	- 31,62
17	Хлороформ	15,9732	2696,79	- 46,16
18	Четырёххлористый углерод	15,8742	2808,19	- 45,99
19	Этилацетат	16,1516	2790,50	- 57,15

Плотность жидкости в зависимости от температуры, кг/м³

№ п/п	Вещество	Температура, °С											
		20	30	40	50	60	70	80	90	100	120	130	150
1	Гексан	660	650	641	631	622	612	602	592	581	559	548	526
2	Гептан	681	672	663	654	645	638	627	618	607	588	578	558
3	Октан	702	694	686	677	669	661	653	644	635	617	608	590
4	Пентан	639	628	619	608	599	586	578	566	555	530	518	494
5	м-Ксилол	865	856	847	839	831	822	813	805	796	778	769	751
6	Хлорбензол	1107	1096	1085	1075	1065	1053	1041	1031	1021	995	982	956
7	Бутиловый спирт	810	802	795	788	781	774	766	758	751	735	727	711
8	Изопропиловый спирт	785	777	768	760	752	744	735	726	718	700	682	665
9	Метиловый спирт	792	783	774	765	756	746	736	725	714	692	681	659
10	Муравьиная кислота	1220	1207	1195	1183	1171	1159	1141	1134	1121	1096	1084	1059
11	Уксусная кислота	1048	1037	1027	1016	1004	993	981	969	958	922	904	868
12	Этиловый спирт	789	780	772	763	754	744	735	726	716	693	681	658
13	Ацетон	791	780	768	757	746	732	719	706	693	665	651	623
14	Дихлорэтан	1254	1239	1224	1209	1194	1179	1163	1148	1133	1102	1087	1056
15	Диэтиловый эфир	714	701	689	678	666	653	640	626	611	576	559	524
16	Серовуглерод	1263	1248	1233	1216	1200	1182	1165	1145	1125	1082	1060	1017
17	Хлороформ	1489	1470	1450	1431	1411	1395	1380	1353	1326	1280	1257	1211
18	Четырёххлористый углерод	1594	1575	1556	1537	1517	1494	1471	1452	1434	1390	1368	1324
19	Этилацетат	901	889	876	864	851	838	825	811	797	768	753	724

Теплота парообразования веществ в зависимости от температуры, кДж/кг

№	Вещество	Температура, °С											
		20	30	40	50	60	70	80	90	100	120	130	150
1	Гексан	370	363	356	349	342	334	326	318	309	290	280	258
2	Гептан	366	361	355	349	343	336	330	323	316	301	293	276
3	Октан	363	358	353	347	342	336	331	325	319	306	299	285
4	Пентан	371	363	355	346	337	327	317	306	295	270	257	224
5	м-Ксилол	408	403	399	394	388	383	378	372	367	361	349	336
6	Хлорбензол	370	366	362	358	354	350	347	342	338	330	326	318
7	Бутиловый спирт	687	678	670	662	654	645	633	621	612	587	575	550
8	Изопропиловый спирт	750	737	725	712	700	685	670	654	637	603	586	552
9	Метиловый спирт	1173	1159	1144	1127	1110	1085	1060	1041	1014	951	919	856
10	Муравьиная кислота	541	534	526	519	511	503	495	486	478	460	450	430
11	Уксусная кислота	459	452	447	441	435	428	422	415	408	394	386	370
12	Этиловый спирт	913	907	901	891	880	866	851	832	813	763	738	688
13	Ацетон	553	545	536	528	520	507	494	484	473	448	434	406
14	Дихлорэтан	359	354	349	343	338	332	326	320	314	301	294	279
15	Диэтиловый эфир	367	357	347	336	326	315	304	293	282	257	245	220
16	Сероуглерод	367	362	357	351	344	337	331	324	316	300	292	276
17	Хлороформ	263	259	256	252	248	244	240	236	231	223	219	211
18	Четырёххлористый углерод	214	211	208	204	202	198	194	190	186	177	181	172
19	Этилацетат	411	405	399	393	388	380	372	364	356	338	329	311

Теплоёмкость веществ в зависимости от температуры, Дж/(кг·К)

№ п/ п	Вещество	Температура, °С											
		20	30	40	50	60	70	80	90	100	120	130	150
1	Гексан	2009	2081	2153	2225	2296	2368	2440	2512	2583	2727	2799	2942
2	Гептан	1988	2058	2126	2195	2264	2332	2401	2470	2539	2676	2745	2882
3	Октан	1860	1925	1991	2056	2121	2186	2252	2317	2382	2513	2578	2708
4	Пентан	2043	2120	2196	2273	2349	2426	2503	2579	2656	2809	2885	3039
5	м-Ксилол	1676	1718	1760	1802	1844	1886	1927	1969	2011	2082	2124	2263
6	Хлорбензол	1320	1352	1383	1415	1446	1477	1508	1542	1575	1638	1670	1733
7	Бутиловый спирт	2325	2434	2543	2654	2765	2874	2983	3094	3205	3423	3532	3750
8	Изопропиловый спирт	2661	1810	2958	3107	3256	3403	3549	3696	3842	4136	4283	4577
9	Метиловый спирт	2568	2619	2669	2717	2765	2816	2866	2917	2967	3067	3117	3217
10	Муравьиная кислота	2053	2097	2141	2183	2225	2269	2313	1353	2401	2485	2527	2611
11	Уксусная кислота	1994	2049	2103	2156	2208	2263	2317	2372	2426	2535	2590	2699
12	Этиловый спирт	2485	2600	2715	2841	2967	3095	3222	3369	3515	3809	3956	4250
13	Ацетон	2179	2211	2242	2274	2305	2339	2372	2403	2434	2497	2529	2592
14	Дихлорэтан	1148	1194	1240	1284	1328	1374	1420	1467	1513	1601	1465	1733
15	Диэтиловый эфир	2267	2338	2409	2531	2652	2772	2891	3011	3130	3365	3483	3719
16	Сероуглерод	997	1006	1014	1021	1027	1033	1039	1048	1056	1068	1074	1086
17	Хлороформ	1022	1037	1052	1067	1081	1096	1110	1125	1140	1169	1184	1213
18	Четырёххлористый углерод	863	878	892	907	922	935	947	962	976	1006	1021	1051
19	Этилацетат	1919	1955	1990	2028	2066	2102	2137	2173	2208	2279	2315	2386

Вязкость веществ в зависимости от температуры, $\cdot 10^{-3}$ Па·с

№ п/п	Вещество	Температура, °С											
		20	30	40	50	60	70	80	90	100	120	130	150
1	Гексан	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,206	0,19	0,174	0,158	0,132	0,119	0,093
2	Гептан	0,45	0,41	0,37	0,32	0,29	0,27	0,24	0,22	0,21	0,18	0,17	0,14
3	Октан	0,54	0,479	0,428	0,386	0,35	0,321	0,291	0,268	0,245	0,208	0,190	0,172
4	Пентан	0,25	0,23	0,21	0,19	0,18	0,17	0,155	0,14	0,13	0,115	0,11	0,09
5	м-Ксилол	0,61	0,56	0,50	0,46	0,43	0,39	0,35	0,33	0,29	0,25	0,23	0,20
6	Хлорбензол	0,80	0,71	0,64	0,57	0,52	0,478	0,435	0,403	0,37	0,32	0,295	0,245
7	Бутиловый спирт	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,95	0,76	0,65	0,54	0,38	0,30	0,14
8	Изопропиловый спирт	2,39	1,76	1,33	1,03	0,80	0,66	0,52	0,45	0,38	0,29	0,245	0,155
9	Метилловый спирт	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,321	0,29	0,265	0,24	0,21	0,195	0,165
10	Муравьиная кислота	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,785	0,68	0,61	0,54	0,40	0,33	0,19
11	Уксусная кислота	1,22	1,04	0,90	0,79	0,70	0,63	0,56	0,51	0,46	0,37	0,325	0,235
12	Этиловый спирт	1,19	1,00	0,825	0,701	0,591	0,513	0,435	0,381	0,326	0,248	0,209	0,131
13	Ацетон	0,322	0,293	0,268	0,246	0,230	0,215	0,20	0,185	0,17	0,15	0,14	0,12
14	Дихлорэтан	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,465	0,42	0,39	0,36	0,31	0,285	0,235
15	Диэтиловый эфир	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,153	0,14	0,129	0,118	0,10	0,091	0,073
16	Серовуглерод	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,23	0,21	0,20	0,19	0,17	0,16	0,14
17	Хлороформ	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,36	0,33	0,31	0,29	0,26	0,245	0,215
18	Четырёххлористый углерод	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,531	0,472	0,430	0,387	0,323	0,291	0,27
19	Этилацетат	0,449	0,40	0,36	0,326	0,297	0,273	0,248	0,229	0,21	0,178	0,162	0,13

Поверхностное натяжение веществ в зависимости от температуры, 10^{-3} Н/м

№ п/п		Температура, °С											
		20	30	40	50	60	70	80	90	100	120	130	150
1	Гексан	18,4	17,4	16,3	15,3	14,2	13,2	12,1	11,1	10,0	7,9	6,9	5,8
2	Гептан	20,1	19,1	18,1	17,1	16,1	15,1	14,0	13,0	12,0	9,9	8,9	7,4
3	Октан	21,8	20,8	19,8	18,8	17,9	16,9	15,9	14,9	13,9	11,9	10,9	8,9
4	Пентан	16,7	15,7	14,5	13,5	12,3	11,3	10,2	9,2	8,0	5,9	4,9	4,2
5	м-Ксилол	28,0	27,9	26,7	25,6	24,7	23,5	22,5	21,2	20,4	18,2	17,2	15,5
6	Хлорбензол	33,6	32,4	31,1	30,0	28,8	27,7	26,5	25,3	24,1	21,8	20,6	18,3
7	Бутиловый спирт	24,6	23,8	22,9	22,1	21,2	20,3	19,5	18,6	17,8	16,0	15,1	13,3
8	Изопропиловый спирт	21,7	20,9	20,1	19,3	18,5	17,8	17,0	16,2	15,5	14,0	13,2	11,6
9	Метиловый спирт	22,6	21,8	20,9	20,1	19,3	18,5	17,6	16,6	15,7	13,6	12,5	10,4
10	Муравьиная кислота	37,6	36,6	35,5	34,4	33,3	32,3	31,2	30,1	29,0	26,8	25,7	23,5
11	Уксусная кислота	27,8	26,8	25,8	24,8	23,8	22,8	21,8	20,8	19,8	18,0	17,1	15,3
12	Этиловый спирт	22,1	21,5	20,6	19,8	19,0	18,1	17,3	16,4	15,5	13,4	12,3	10,2
13	Ацетон	23,7	22,5	21,2	19,9	18,6	17,4	16,2	15,0	13,8	11,4	10,2	7,8
14	Дихлорэтан	32,2	30,9	29,5	28,1	26,7	25,4	24,0	22,7	21,3	18,6	17,2	14,5
15	Диэтиловый эфир	17,0	15,8	14,6	13,5	12,4	11,3	10,2	9,1	8,0	6,1	5,1	3,2
16	Сероуглерод	32,3	30,9	29,4	28,0	26,5	25,1	23,6	22,2	20,7	17,8	16,3	13,4
17	Хлороформ	33,6	32,5	31,1	30,0	28,8	27,7	26,5	25,3	24,1	21,8	20,6	18,3
18	Четырёххлористый углерод	26,9	25,7	24,5	23,3	22,0	20,8	19,6	18,5	17,3	15,1	14,0	11,8
19	Этилацетат	24,3	23,0	21,7	20,5	19,2	18,0	16,8	15,6	14,4	12,1	10,9	8,6

Теплопроводность веществ в зависимости от температуры, Вт/(м·К)

№ п/п	Вещество	Температура, °С											
		20	30	40	50	60	70	80	90	100	120	130	150
1	Гексан	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137
2	Гептан	0,126	0,123	0,120	0,117	0,114	0,111	0,108	0,105	0,102	0,098	0,093	0,087
3	Октан	0,152	0,151	0,150	0,149	0,148	0,147	0,146	0,146	0,145	0,144	0,143	0,141
4	Пентан	0,116	0,114	0,112	0,109	0,107	0,105	0,102	0,100	0,098	0,093	0,091	0,087
5	м-Ксилол	0,133	0,130	0,128	0,128	0,124	0,122	0,120	0,118	0,116	0,113	0,111	0,108
6	Хлорбензол	0,129	0,127	0,126	0,124	0,121	0,118	0,116	0,114	0,113	0,109	0,107	0,103
7	Бутиловый спирт	0,154	0,152	0,150	0,148	0,147	0,145	0,143	0,142	0,140	0,137	0,135	0,132
8	Изопропиловый спирт	0,151	0,150	0,148	0,146	0,144	0,142	0,141	0,139	0,137	0,134	0,132	0,129
9	Метиловый спирт	0,212	0,210	0,208	0,207	0,206	0,204	0,202	0,201	0,200	0,198	0,197	0,195
10	Муравьиная кислота	0,257	0,255	0,253	0,251	0,249	0,247	0,245	0,243	0,241	0,236	0,233	0,228
11	Уксусная кислота	0,173	0,170	0,167	0,165	0,164	0,162	0,160	0,158	0,156	0,151	0,148	0,143
12	Этиловый спирт	0,169	0,168	0,167	0,166	0,165	0,164	0,164	0,163	0,162	0,159	0,157	0,154
13	Ацетон	0,170	0,168	0,165	0,163	0,160	0,158	0,156	0,153	0,151	0,147	0,145	0,141
14	Дихлорэтан	0,135	0,133	0,130	0,127	0,124	0,122	0,120	0,117	0,114	0,109	0,106	0,101
15	Диэтиловый эфир	0,137	0,136	0,136	0,135	0,135	0,134	0,134	0,133	0,133	0,131	0,130	0,128
16	Сероуглерод	0,165	0,163	0,162	0,158	0,155	0,152	0,150	0,147	0,145	0,141	0,139	0,135
17	Хлороформ	0,132	0,127	0,122	0,117	0,113	0,107	0,102	0,097	0,092	0,083	0,079	0,074
18	Четырёххлористый углерод	0,117	0,114	0,110	0,107	0,104	0,101	0,097	0,094	0,090	0,083	0,080	0,073
19	Этилацетат	0,145	0,142	0,139	0,136	0,133	0,130	0,127	0,123	0,120	0,114	0,111	0,105

Свойства водяного пара в зависимости от давления

Давление абсолютное, МПа (ат)	Температура, °С	Плот- ность, $\rho, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	Вязкость, $\mu \times 10^3,$ Па·с	Теплота конденсации, кДж/кг
0,1177 (1.2)	104,2	0,687	0,0125	2249
0,1373 (1.4)	108,7	0,793	0,0127	2237
0,1570 (1.6)	112,7	0,898	0,0128	2227
0,1766 (1.8)	116,3	1,003	0,0130	2217
0,1962 (2.0)	119,6	1,107	0,0131	2208
0,2943 (3.0)	132,9	1,618	0,0136	2171
0,3924 (4.0)	142,9	2,120	0,0140	2141
0,4905 (5.0)	151,1	2,614	0,0143	2117
0,5886 (6.0)	158,1	3,104	0,0146	2095
0,6867 (7.0)	164,2	3,591	0,0149	2075
0,7848 (8.0)	169,6	4,075	0,0151	2057
0,8829(9.0)	174,5	4,536	0,0153	2040
0.981 (10)	179.0	5.037	0,0156	2024
1.079 (11)	183.2	5.516	0,0159	2009
1.177 (12)	187.1	5.996	0.0163	1995

Практикум

ВДОВЕНКО Максим Сергеевич
АЛЬМЕЕВ Руслан Игоревич

КОЖУХОТРУБЧАТЫЙ ИСПАРИТЕЛЬ

Редакторы:

Е. С. Захарова
И. А. Назарова

Подписано в печать 27.09.17 г.
Формат 60x84 1/16. Бумага офсетная
Усл. п. л. 2,5 Уч.-изд. л. 1,1
Тираж 100 экз. Рег. № 10/17sf

Федеральное государственное бюджетное образовательное
Учреждение высшего образования
«Самарский государственный технический университет»
443100, г. Самара, ул. Молодогвардейская, 244. Главный корпус

Отпечатано в типографии
Самарского государственного технического университета
Филиал в г. Сызрани, 446001, г. Сызрань, ул. Советская 45