

Министерство образования и науки Российской Федерации

---

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего профессионального образования  
"Санкт - Петербургский государственный технологический институт  
(технический университет)"

---

Кафедра процессов и аппаратов

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

# **МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

Методические указания к выполнению  
контрольных работ и курсовых проектов  
для студентов заочной формы обучения

Санкт-Петербург  
2011

Министерство образования и науки Российской Федерации

---

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего профессионального образования  
"Санкт - Петербургский государственный технологический институт  
(технический университет)"

---

Кафедра процессов и аппаратов

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

# **МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

Методические указания к выполнению контрольных работ  
для студентов заочной формы обучения  
специальности «Менеджмент высоких технологий»  
и направления подготовки «Информатика и вычислительная техника»,  
а также курсового проектирования  
для специальностей 240301, 240304, 240403, 240501, 240803

Санкт-Петербург  
2011

УДК

Баннх, О.П., Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии: Методические указания к выполнению контрольных работ / О.П. Баннх, Е.И. Борисова, В.А. Константинов, О.Н. Круковский, О.В. Муратов, В.Ф. Фролов, В.В. Фомин - СПб.: СПбГТИ(ТУ), 2011. – 32 с.

В методические указания включены задания для контрольных работ и примеры их решения, а также задания для курсовых проектов.

Методические указания предназначены для студентов 4 курса заочной формы обучения специальности 220701 «Менеджмент высоких технологий» и направления подготовки 230100 «Информатика и вычислительная техника» и соответствуют рабочей программе дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии».

Табл. 14.

Рецензенты:

Утверждено на заседании учебно-методической комиссии

Рекомендовано к изданию РИСо СПбГТИ(ТУ)

## СОДЕРЖАНИЕ

<b>1 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО ГИДРАВЛИКЕ.....</b>	<b>5</b>
Задача 1.....	5
Задача 2.....	7
<b>2 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО ТЕПЛОПЕРЕДАЧЕ .....</b>	<b>12</b>
Задача 1.....	12
Задача 2.....	13
<b>3 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО ВЫПАРИВАНИЮ .....</b>	<b>14</b>
Задача 1.....	14
Задача 2.....	15
<b>4 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО АБСОРБЦИИ.....</b>	<b>16</b>
Задача 1.....	16
Задача 2.....	18
<b>5 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО РЕКТИФИКАЦИИ .....</b>	<b>20</b>
Задача 1.....	20
Задача 2.....	21
Задача 3.....	22
<b>6 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО СУШКЕ .....</b>	<b>24</b>
Задача 1.....	24
Задача 2.....	24
Задача 3.....	24
<b>7 ЗАДАНИЕ НА КУРСОВОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ .....</b>	<b>27</b>

# 1 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО ГИДРАВЛИКЕ

## Задача 1

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

Буква	А	Б	В	Г	Д	Е, Ё	Ж	З	И, Й	К	Л	М	Н	О	П
№ варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

Буква	Р	С	Т	У	Ф	Х	Ц, Ю	Ч	Ш, Щ	Э, Я
№ варианта	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25

Номер варианта аналогично выбирается во всех заданиях.

Таблица 1.1 - Исходные данные к задаче 1

№	Вещество	$G$ , кг/ ч	$t$ °С	$d_n \times \delta$ мм	$L$ , м	$e$ , мм	$n_1$	$n_2$	$\varphi^\circ$	$R$ , мм	$n_3$	$n_4$	$n_5$	$h$ , м	$\Delta P_{дон}$ мм рт. ст.	$\eta$
1	Анилин	800	40	20x1.5	200	0.2	3	2	90	100	2	3	1	15	500	0.8
2	Анилин	850	50	20x1.5	300	0.2	4	1	90	110	3	2	0	10	700	0.9
3	Ацетон	700	55	20x1.5	300	0.2	6	1	90	100	3	2	1	12	300	0.8
4	Ацетон	750	45	20x2	350	0.2	5	2	90	100	2	3	1	15	350	0.8
5	Ацетон	800	40	20x2	400	0.2	4	2	120	120	2	3	2	17	400	0.9
6	Ацетон	800	35	20x2	450	0.2	3	2	120	120	2	3	2	20	400	0.9
7	Бензол	650	30	20x2	500	0.2	5	2	120	100	1	2	3	8	300	0.85
8	Бензол	700	30	20x2	550	0.2	5	1	120	110	1	2	3	10	300	0.85
9	Бензол	700	35	20x2	600	0.2	4	1	90	140	2	1	2	12	350	0.9
10	Бензол	750	35	20x2	600	0.2	4	1	90	140	2	1	2	14	350	0.9
11	Бутиловый спирт	550	25	25x1.5	570	0.3	7	1	90	120	2	1	0	6	250	0.8
12	Бутиловый спирт	550	30	25x1.5	600	0.3	6	1	90	120	1	2	1	9	350	0.8
13	Бутиловый спирт	600	30	25x1.5	650	0.2	5	2	90	140	2	3	1	11	450	0.8
14	Бутиловый спирт	600	35	25x2	650	0.2	4	2	90	140	1	2	0	13	450	0.9
15	Бутиловый спирт	650	40	25x2	700	0.2	4	2	90	160	2	1	2	15	500	0.9
16	Бутиловый спирт	650	40	25x2	700	0.2	3	3	90	160	2	1	2	16	500	0.9
17	Вода	1500	20	25x2	300	0.15	4	2	45	100	3	2	1	12	200	0.8
18	Вода	2000	25	25x2	350	0.2	4	2	90	100	2	1	1	12	200	0.8
19	Вода	2500	40	25x2	180	0.3	6	1	90	200	2	1	1	10	300	0.7
20	Вода	2800	40	25x3	150	0.3	6	1	90	200	1	1	2	10	300	0.7
21	Вода	3200	50	32x3	140	0.5	8	2	110	300	1	0	2	8	500	0.6
22	Вода	3400	50	38x3	120	0.5	8	2	120	300	1	0	2	8	500	0.6
23	Глицерин 50%	600	70	32x2	120	0.2	6	1	90	200	1	2	2	4	200	0.8
24	Глицерин 50%	650	75	32x2	140	0.2	5	1	90	200	1	2	1	5	300	0.9
25	Глицерин 50%	700	80	38x3	160	0.2	4	1	90	300	1	2	0	6	350	0.9

## Задача 2

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

ЗАОЧНОЕ ОТДЕЛЕНИЕ

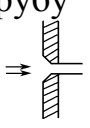
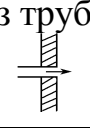
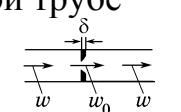
Таблица 1.2 - исходные данные к задаче 2

№	Вещество	$V$ , кг/ ч	$t$ °C	$d_n$ , мм	$L$ , м	$e$ , мм	$n_1$	$n_2$	$\varphi$ °	$R$ , мм	$n_3$	$n_4$	$n_5$	$h$ , м	$\Delta P_{oon}$ мм рт. ст.	$\eta$	$P$ мм рт. ст.
1	Воздух	900	50	108x4	400	0.2	7	1	90	600	2	1	1	10	1000	0.7	1500
2	Воздух	800	60	108x4	300	0.2	5	1	90	500	2	1	2	20	500	0.8	1200
3	Воздух	800	80	108x4	300	0.2	2	2	90	500	1	2	1	20	500	0.8	1200
4	Воздух	700	80	108x4	250	0.3	4	2	120	500	2	1	2	30	400	0.9	1000
5	Воздух	500	80	95x5	250	0.3	4	1	120	400	1	1	2	30	400	0.9	1000
6	Диоксид углерода	600	50	108x4	400	0.2	5	1	90	600	1	2	1	10	800	0.7	500
7	Диоксид углерода	600	40	108x4	300	0.2	4	2	90	600	2	1	2	10	800	0.7	600
8	Диоксид углерода	650	40	108x3	300	0.2	3	2	90	600	2	1	2	20	1300	0.8	700
9	Диоксид углерода	650	35	108x3	250	0.2	3	2	90	800	2	1	2	25	1500	0.8	800
10	Диоксид углерода	700	30	108x3	200	0.2	2	3	90	800	3	1	2	25	2000	0.8	800
11	Метан	800	20	108x2	250	0.3	1	2	90	600	0	2	1	30	2000	0.5	850
12	Метан	800	25	108x2	250	0.3	1	2	120	600	1	2	1	30	2000	0.5	900
13	Метан	700	30	108x3	300	0.3	3	1	120	600	1	1	2	20	2500	0.6	1000
14	Метан	600	35	108x3	300	0.3	3	1	120	700	2	1	2	20	2500	0.6	1500
15	Метан	600	40	108x3	350	0.3	3	1	120	700	2	1	2	10	3000	0.6	1800
16	Азот	600	25	108x3	400	0.5	6	1	120	700	1	0	2	25	900	0.55	1100
17	Азот	700	30	108x3	400	0.5	5	2	120	800	1	1	2	30	1000	0.6	1200
18	Азот	700	32	108x2	450	0.5	4	2	90	800	2	1	0	35	1100	0.6	1300
19	Азот	750	35	108x2	450	0.5	4	2	90	800	2	1	0	35	1100	0.65	1300
20	Азот	750	40	108x2	500	0.5	3	3	90	850	2	1	2	40	1200	0.65	1500
21	Азот	800	40	108x2	500	0.5	3	2	90	850	2	3	0	45	1300	0.7	1500
22	Кислород	850	20	133x6	400	0.5	2	2	90	900	1	1	2	15	3600	0.8	1350
23	Кислород	870	20	133x6	450	0.5	2	2	90	900	1	1	2	20	3200	0.8	1450
24	Кислород	800	30	133x4	450	0.5	3	1	90	900	2	2	1	20	3000	0.8	1500
25	Кислород	750	35	133x4	500	0.5	3	1	90	800	2	2	0	30	3000	0.7	1600



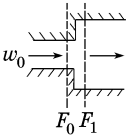
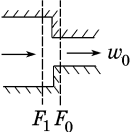
## Дополнительные справочные данные

### Коэффициенты местных сопротивлений

Вид сопротивления	Значение коэффициента местного сопротивления $\zeta$											
Вход в трубу 	С острыми краями: $\zeta = 0,5$ С закругленными краями: $\zeta = 0,2$											
Выход из трубы 	$\zeta = 1$											
Диафрагма (отверстие) с острыми краями в прямой трубе 	При $\frac{\delta}{d_0} = 0 \div 0,015$ потеря давления $\Delta p = \zeta \frac{\rho w^2}{2}$ Значение $\zeta$ определяется по таблице:											
$d_0$ – диаметр отверстия диафрагмы, м; $\delta$ – толщина диафрагмы, м; $w_0$ – средняя скорость потока в отверстии, м/с; $w$ – средняя скорость потока в трубе, м/с; $m = (d_0/D)^2$ ; $D$ – диаметр трубы, м	$m$	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,20	0,22
	$\zeta$	7000	1670	730	400	245	165	117	86,0	65,5	51,5	40,0
	$m$	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
	$\zeta$	32,0	26,8	22,3	18,2	13,1	8,25	4,00	2,00	0,97	0,42	0,13

Продолжение табл.

Вид сопротивления	Значение коэффициента местного сопротивления $\zeta$									
Колено (угольник) 90°	Условный проход, мм	12,5	25	37	50					
	$\zeta$	2,2	2	1,6	1,1					
Отвод круглого или квадратного сечения  $d$ – внутренний диаметр трубопровода, м; $R_0$ – радиус изгиба трубы, м	Коэффициент сопротивления $\zeta = AB$ определяется по таблице:									
	Угол $\varphi$ , градусы	20	30	45	60	90	110	130	150	180
	$A$	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40
	$R_0/d$	1,0	2,0	4,0		6,0	15	30		50
	$B$	0,21	0,15	0,11		0,09	0,06	0,04		0,03
Вентиль нормальный	Значение $\zeta$ при полном открытии вентиля:									
	$D$ , мм	13	20	40	80	100	150	200	250	350
	$\zeta$	10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5
Вентиль прямооточный	При $Re = wDv \geq 3 \cdot 10^5$ значение $\zeta$ определяется по таблице:									
	$D$ , мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250
	$\zeta$	1,04	0,85	0,79	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,32
	При $Re < 3 \cdot 10^5$ коэффициент сопротивления $\zeta = \zeta_1 K$ . Значение $\zeta$ определяется так же, как и при $Re \geq 3 \cdot 10^5$ , а значение $K$ приведено в таблице:									
	$Re$	5 000	10 000	20 000	50 000	100 000	200 000	300 000		
	$K$	1,40	1,07	0,94	0,88	0,91	0,93	1		
Кран пробочный	Условный проход, мм	13	19	25	32	38	50 и выше			
	$\zeta$	4	2	2	2	2	2			

Задвижка	Условный проход, мм		15–100	175–200	300 и выше			
	$\zeta$		0,5	0,25	0,15			
<b>Внезапное расширение</b> 	$Re = \frac{w_0 d_v}{\nu}$	$F_0/F_1$						
			0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
		10	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1
		100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80
		1 000	2,0	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60
		3 000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20
3 500 и более	0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16		
<b>Внезапное сужение</b> 	$Re = \frac{w_0 d_v}{\nu}$	$F_0/F_1$						
			0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
		10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
		100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
		1 000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
		10 000	0,5	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
>10 000	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20		

$F_0$  – площадь меньшего поперечного сечения, м<sup>2</sup>;  $w_0$  – скорость потока в меньшем сечении, м/с;  $F_1$  – площадь большего поперечного сечения, м<sup>2</sup>;  
 $Re = \frac{w_0 d_v}{\nu}$ ;  
 $\Delta p = \zeta \frac{\rho w_0^2}{2}$

## 2 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО ТЕПЛОПЕРЕДАЧЕ

### Задача 1

В трубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника охлаждается жидкость от температуры  $t_{1н}$  до  $t_{1к}$ . Расход жидкости  $G_1$ . В межтрубное пространство противотоком поступает вода среднего качества, которая нагревается от  $t_{2н}$  до  $t_{2к}$ . Коэффициент теплоотдачи к воде равен  $\alpha_2$ . Средняя температура стенки труб со стороны жидкости  $t_{ст}$ .

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

Таблица 2.2

№ вар.	Жидкость	$t_{1н}$ , °C	$t_{1к}$ , °C	$G_1$ , кг/с	$t_{2н}$ , °C	$t_{2к}$ , °C	$\alpha_2$ , Вт/м <sup>2</sup> ·К	$t_{ст}$ , °C	$n$	$d$ , мм
1	Этанол, 100%	75	30	3	8	25	1000	40	13	25x2
2	Этанол, 100%	69	33	8	10	30	1200	40	37	25x2
3	Этанол, 100%	70	35	10	10	38	1100	45	62	25x2
4	Этанол, 100%	74	32	12	11	42	1400	40	50	25x2
5	Этанол, 100%	77	40	5	12	40	1150	50	28	25x2
6	Бензол	78	30	3	10	40	1400	45	19	20x2
7	Бензол	77	33	5	8	42	1200	40	45	20x2
8	Бензол	75	30	6	10	35	1000	40	61	20x2
9	Бензол	70	30	8	5	40	1200	35	83	20x2
10	Бензол	79	28	10	7	35	1500	35	100	20x2
11	Бутанол	110	40	4	10	35	1000	55	13	25x2
12	Бутанол	115	40	6	15	40	1300	60	28	25x2
13	Бутанол	100	38	8	10	40	1200	55	37	25x2
14	Бутанол	105	35	10	5	36	1150	50	50	25x2
15	Бутанол	116	33	13	7	40	1450	55	62	25x2
16	Этанол, 100%	75	28	2	7	35	1000	35	19	20x2
17	Этанол, 100%	70	30	8	10	35	900	35	45	20x2
18	Этанол, 100%	74	32	10	12	36	1100	40	61	20x2
19	Этанол, 100%	72	33	12	5	40	1150	40	83	20x2
20	Этанол, 100%	76	30	15	5	35	1400	40	100	20x2
21	Толуол	105	35	2	5	25	1000	50	13	25x2
22	Толуол	100	40	4	10	30	900	55	37	25x2
23	Толуол	109	35	8	12	40	1100	50	62	25x2
24	Толуол	108	38	7	8	38	1000	60	50	25x2
25	Толуол	102	33	3.5	11	40	1200	55	28	25x2

## Задача 2

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

Таблица 2.3

№	$V_0$ м <sup>3</sup> /ч	$t_n$ , °C	$t_k$ , °C	$P$ , ат	$\phi$ , %	$\alpha$ , Вт/м <sup>2</sup> ·К	$n$	$d$ мм
1	2000	20	100	1	5	9000	111	25x2
2	5000	22	105	2	4	9500	257	25x2
3	7000	25	110	3	3	10000	465	25x2
4	11000	20	120	4	2	10500	747	25x2
5	15000	25	130	5	1	11000	1083	25x2
6	500	15	100	1	5	9000	28	25x2
7	1000	20	110	2	4	9500	50	25x2
8	3000	25	115	3	3	10000	120	25x2
9	5000	15	125	4	2	10500	221	25x2
10	8000	10	135	5	1	11000	359	25x2
11	250	11	90	1	0	9000	19	20x2
12	700	15	110	2	1	9500	61	20x2
13	1400	20	115	3	3	10000	100	20x2
14	2500	25	120	4	5	10500	181	20x2
15	6000	15	130	5	0	11000	389	20x2
16	600	10	100	1	0	9000	45	20x2
17	900	15	115	2	1	9500	83	20x2
18	2500	10	110	3	3	10000	185	20x2
19	5000	15	125	4	5	10500	345	20x2
20	7000	20	135	5	0	11000	569	20x2
21	250	15	80	0.5	5	9000	13	25x2
22	600	20	100	1.5	4	9500	37	25x2
23	1500	15	110	2.5	3	10000	62	25x2
24	2000	20	120	3.5	2	10500	111	25x2
25	5000	25	130	4.5	1	11000	257	25x2

### 3 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО ВЫПАРИВАНИЮ

#### Задача 1

В выпарном аппарате упаривается  $G_n$  водного раствора от концентрации  $x_n$  до концентрации  $x_k$ . Раствор поступает при температуре  $t_n$ . Температурная депрессия  $\Delta t_{депр}$ , депрессия гидростатического эффекта  $\Delta t_{г.эф}$ , депрессия гидравлических сопротивлений  $\Delta t_{г.с}$ . Давление в барометрическом конденсаторе  $P_0$ . Коэффициент теплопередачи в греющей камере выпарного аппарата  $K$ . Потери теплоты в окружающую среду  $\epsilon$  от полезно используемого количества теплоты  $Q_{пол}$ . Избыточное давление греющего пара  $P_{г.п. изб}$ . Влажность греющего пара  $\phi$ .

Определить расход греющего пара, удельный расход греющего пара, поверхность теплопередачи греющей камеры выпарного аппарата.

Таблица 3.1 - Исходные данные к задаче 1

Вариант №	$G_n$ , т/ч	$P_0$ , ат	$x_n$ , % (масс.)	$x_k$ , % (масс.)	$\Delta t_{г.с}$ , К	$\Delta t_{г.эф}$ , К	$\Delta t_{депр}$ , К	$P_{г.п. изб}$ , ат	$K$ , Вт/(м <sup>2</sup> К)	$t_n$ , °С	$\epsilon$ , %	$\phi$ , %
1	5.0	0.60	6	14	0,5	4	5	2	900	20	3	2
2	4.5	0.70	5	11	0,7	3	4	1.5	1000	15	4	3
3	4.0	0.70	4	12	0,9	2	3	1.5	1100	15	4.5	4
4	4.0	0.75	3	12	1,0	2	3	1.2	1200	12	5	5
5	3.8	0.80	2	10	1,2	2	2	1.0	1200	12	5	6
6	6.0	0.70	4	8	1,5	3	4	1.8	800	25	2	2
7	6.0	0.70	4	9	0,7	4	6	1.6	900	20	3	3
8	5.5	0.75	6	10	0,9	4	7	1.4	1000	18	3	4
9	5.5	0.75	6	12	1,0	5	7	1.2	1100	18	4	5
10	5.0	0.80	7	14	1,2	6	8	1.2	1100	16	4	6
11	5.5	0.60	3	7	1,5	2	6	1.5	1200	14	5	2
12	6.0	0.65	4	8	1,3	3	6	1.2	1300	16	5	3
13	6.0	0.70	5	9	1,6	4	7	1.2	1400	18	4	4
14	6.5	0.75	6	10	1,0	5	8	1.1	1500	20	3	5
15	7.0	0.75	7	12	1,2	6	9	1.0	1500	20	3	6
16	6.5	0.50	12	20	0,5	5	6	1.5	900	20	5	2
17	6.0	0.55	10	20	0,7	5	6	1.4	1000	18	4	3
18	5.5	0.55	8	16	0,9	4	5	1.4	1100	18	3	4
19	5.5	0.60	8	14	1,0	4	5	1.2	1200	16	2.5	5
20	5.0	0.60	6	12	1,2	3	4	1.2	1300	15	2	6
21	7.5	0.60	8	18	1,5	2	6	1.4	950	17	4.0	1
22	7.5	0.55	10	18	1,3	2	6	1.2	1080	19	3.5	3
23	8.0	0.50	10	20	1,6	3	7	1.2	1150	21	3.0	4
24	8.0	0.50	11	21	1,0	3	8	1.0	1240	21	2.5	5
25	8.5	0.50	12	25	1,2	4	8	1.0	1300	22		2

## Задача 2

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

Определить удельный расход греющего пара, расход исходного раствора, расход упаренного раствора, поверхность теплопередачи греющей камеры выпарного аппарата.

Таблица 3.2 - Исходные данные к задаче 2

Вариант №	$P_0$ , ат	$x_n$ , % (масс.)	$x_k$ , % (масс.)	$\Delta t_{г.с.}$ , К	$\Delta t_{г.эф}$ , К	$\Delta t_{депр}$ , К	$G_{г.п.}$ , кг/с	$P_{г.п. изб}$ , ат	$K$ , Вт/(м <sup>2</sup> К)	$\epsilon$ , %	$\phi$ , %
1	0.60	6	14	0,5	4	5	2.5	2.0	900	3	2
2	0.70	5	11	0,7	3	4	1.5	1.5	1000	4	3
3	0.70	4	12	0,9	2	3	1.8	1.5	1100	4.5	4
4	0.75	3	12	1,0	2	3	1.3	1.2	1200	5	5
5	0.80	2	10	1,2	2	2	2.1	1.0	1200	5	6
6	0.70	4	8	1,5	3	4	3.5	1.8	800	2	2
7	0.70	4	9	0,7	4	6	4.0	1.6	900	3	3
8	0.75	6	10	0,9	4	7	5.0	1.4	1000	3	4
9	0.75	6	12	1,0	5	7	5.5	1.2	1100	4	5
10	0.80	7	14	1,2	6	8	4.5	1.2	1100	4	6
11	0.60	3	7	1,5	2	6	1.5	1.5	1200	5	2
12	0.65	4	8	1,3	3	6	2.3	1.2	1300	5	3
13	0.70	5	9	1,6	4	7	3.2	1.2	1400	4	4
14	0.75	6	10	1,0	5	8	3.8	1.1	1500	3	5
15	0.75	7	12	1,2	6	9	4.7	1.0	1500	3	6
16	0.50	12	20	0,5	5	6	0.8	1.5	900	5	2
17	0.55	10	20	0,7	5	6	1.6	1.4	1000	4	3
18	0.55	8	16	0,9	4	5	2.8	1.4	1100	3	4
19	0.60	8	14	1,0	4	5	3.6	1.2	1200	2.5	5
20	0.60	6	12	1,2	3	4	4.8	1.2	1300	2	6
21	0.60	8	18	1,5	2	6	5.3	1.4	950	17	4.0
22	0.55	10	18	1,3	2	6	4.6	1.2	1080	19	3.5
23	0.50	10	20	1,6	3	7	4.1	1.2	1150	21	3.0
24	0.50	11	21	1,0	3	8	3.6	1.0	1240	21	2.5
25	0.50	12	25	1,2	4	8	2.9	1.0	1300	22	

## 4 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО АБСОРБЦИИ

### Задача 1

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

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



Таблица 4.1 - Исходные данные к задаче 1

	$V,$ $\frac{M^3}{ч}$ Н.У.	$Y_n,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$Y_o,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$t^{\circ}C$	$A,$ $\frac{\text{кмоль воды}}{\text{кмоль воздуха}}$	$\varphi$	$K_y \cdot 10^4,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{M^2 \cdot c \cdot \text{кмоль воздуха}}$	$\psi$	Целевой компонент	$D, м$	$\sigma, \frac{M^2}{M^3}$
1	1400	0.070	0.0055	25	1.30	1.6	3.3	0.80	метанол	1.0	140
2	1500	0.065	0.0050	20	1.25	1.5	3.1	0.80	метанол	1.0	140
3	1600	0.060	0.0045	15	1.20	1.4	3.0	0.85	метанол	1.0	204
4	1700	0.055	0.0040	10	1.15	1.3	2.9	0.85	метанол	1.0	204
5	1800	0.050	0.0035	10	1.10	1.2	2.8	0.90	метанол	1.0	330
6	1200	0.080	0.0060	30	1.35	1.8	2.8	0.90	метанол	0.8	204
7	1300	0.075	0.0055	25	1.30	1.7	2.7	0.85	метанол	0.8	204
8	1400	0.070	0.0050	20	1.25	1.6	2.6	0.80	метанол	0.8	330
9	1500	0.065	0.0045	20	1.20	1.5	2.5	0.75	метанол	0.8	330
10	1600	0.060	0.0040	15	1.20	1.4	2.4	0.75	метанол	0.8	330
11	2000	0.050	0.0030	20	1.40	1.6	2.4	0.75	метанол	1.0	140
12	1900	0.055	0.0032	20	1.40	1.7	2.4	0.75	метанол	1.0	140
13	1800	0.060	0.0035	15	1.30	1.8	2.5	0.80	метанол	1.0	140
14	1700	0.065	0.0037	15	1.30	1.9	2.5	0.80	метанол	1.0	204
15	1600	0.070	0.0040	15	1.25	2.0	2.6	0.85	метанол	0.6	204
16	1800	0.070	0.0060	15	1.25	2.0	2.6	0.90	аммиак	0.6	204
17	1700	0.065	0.0055	15	1.25	1.8	2.7	0.90	аммиак	0.6	204
18	1600	0.060	0.0050	15	1.30	1.6	2.8	0.80	аммиак	1.0	140
19	1500	0.055	0.0050	20	1.35	1.4	2.9	0.80	аммиак	1.0	140
20	1400	0.050	0.0045	20	1.40	1.4	3.0	0.75	аммиак	1.0	140
21	1600	0.060	0.0050	20	1.40	1.4	3.0	0.85	аммиак	1.0	140
22	1700	0.060	0.0055	20	1.40	1.4	3.1	0.85	аммиак	1.0	140
23	1800	0.055	0.0050	18	1.35	1.3	3.2	0.80	аммиак	1.0	204
24	1900	0.055	0.0050	16	1.35	1.3	3.3	0.80	аммиак	1.0	204
25	2000	0.050	0.0045	14	1.35	1.3	3.4	0.80	аммиак	1.0	204

## Задача 2

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

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

Таблица 4.2 - Исходные данные к задаче 2

	$V, \frac{M^3}{ч}$ н.у.	$Y_n,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$Y_o,$ $\frac{\text{кмоль ЦК}}{\text{кмоль воздуха}}$	$t^\circ,$ С	$A,$ $\frac{\text{кмоль воды}}{\text{кмоль воздуха}}$	$\varphi$	$K_y \cdot 10^4,$ $\frac{\text{кмольЦК}}{M^2 \cdot c \cdot \text{кмольЦК}} \cdot \text{кмоль воздуха}$	$\psi$	Целевой компонент	$H, M$	$\sigma, \frac{M^2}{M^3}$
1	1300	0.055	0.0045	18	1.40	1.2	2.2	0.88	этанол	7.5	204
2	1200	0.050	0.0045	18	1.40	1.3	2.3	0.86	этанол	5.2	204
3	1200	0.050	0.0040	16	1.45	1.3	2.3	0.86	этанол	6.5	140
4	1000	0.050	0.0040	18	1.20	1.2	2.3	0.87	метанол	6.4	140
5	1100	0.050	0.0035	18	1.20	1.2	2.2	0.85	метанол	8.0	140
6	1200	0.045	0.0035	20	1.25	1.25	2.1	0.83	метанол	7.0	204
7	1300	0.045	0.0030	20	1.15	1.25	2.0	0.81	метанол	9.0	204
8	1400	0.040	0.0030	25	1.15	1.30	1.9	0.81	метанол	7.3	330
9	1100	0.060	0.0045	16	1.20	1.30	1.9	0.84	метанол	5.0	140
10	1200	0.055	0.0040	18	1.20	1.35	1.9	0.84	метанол	5.0	140
11	1300	0.055	0.0035	20	1.15	1.35	2.0	0.86	метанол	6.6	140
12	1400	0.050	0.0030	20	1.15	1.40	2.1	0.86	метанол	5.7	204
13	1600	0.050	0.0025	22	1.15	1.40	2.2	0.88	метанол	8.5	204
14	2000	0.045	0.0030	12	1.30	1.3	3.5	0.90	аммиак	4.0	140
15	1800	0.045	0.0030	14	1.30	1.4	3.5	0.85	аммиак	3.0	140
16	1700	0.045	0.0025	16	1.35	1.4	3.3	0.85	аммиак	4.3	140
17	1600	0.040	0.0020	18	1.40	1.5	3.1	0.80	аммиак	3.6	204
18	1500	0.040	0.0020	20	1.40	1.5	3.1	0.80	аммиак	3.4	204
19	1200	0.065	0.0060	20	1.40	1.3	3.1	0.85	этанол	3.2	204
20	1300	0.070	0.0065	20	1.40	1.3	3.2	0.85	этанол	3.2	204
21	1400	0.070	0.0070	18	1.46	1.3	3.2	0.90	этанол	3.6	140
22	1500	0.075	0.0070	18	1.45	1.4	3.3	0.90	этанол	2.8	140
23	1600	0.075	0.0080	16	1.45	1.4	3.3	0.92	этанол	2.8	140
24	1700	0.075	0.0080	16	1.45	1.5	4.0	0.90	этанол	2.7	140
25	1800	0.060	0.0070	17	1.45	1.4	4.2	0.90	этанол	3.6	140

## 5 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО РЕКТИФИКАЦИИ

### Задача 1

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

Определить:

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

Написать уравнение рабочей линии для верхней части колонны.

Таблица 5.1 - Исходные данные к задаче 1

Вариант №	Смесь	$\bar{G}_F$ , т/ч	$\bar{x}_F$ , (масс.)	$\bar{x}_D$ , (масс.)	$\bar{x}_W$ , (масс.)	$\varphi$	$K$ , $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\text{К}}$	$x$ , %	$P_{г.п.изб}$ , ат
1	Ацетон-бензол	6.0	0.35	0.90	0.10	1.5	800	98	1.0
2		9.0	0.40	0.92	0.12	1.7	850	97	1.2
3		12.0	0.45	0.94	0.14	1.8	900	96	1.3
4		15.0	0.50	0.96	0.14	2.0	950	98	1.2
5		18.0	0.50	0.96	0.14	2.2	950	97	1.1
6		20.0	0.50	0.86	0.08	2.5	750	96	1.0
7	Бензол-толуол	8.0	0.48	0.90	0.08	2.5	800	98	2.0
8		5.0	0.46	0.92	0.10	2.7	850	97	2.2
9		5.5	0.44	0.94	0.12	2.8	900	96	2.3
10		6.0	0.42	0.96	0.12	3.0	1000	98	2.0
11		7.5	0.42	0.95	0.07	3.0	1100	97	2.1
12		9.6	0.44	0.95	0.07	2.7	900	96	2.0
13	Бензол-уксусная кислота	6.0	0.45	0.87	0.09	2.5	900	99	2.5
14		6.5	0.48	0.90	0.10	2.3	850	97	2.6
15		7.0	0.50	0.90	0.11	2.3	850	98	2.8
16		7.5	0.55	0.85	0.06	2.5	750	97	3.0
17		8.0	0.37	0.85	0.06	2.5	780	98	2.8
18		8.5	0.35	0.90	0.08	2.8	800	96	3.0
19	Хлороформ - бензол	6.0	0.42	0.92	0.10	3.0	850	99	1.5
20		6.5	0.44	0.92	0.10	3.0	900	97	1.0
21		7.0	0.50	0.90	0.06	2.5	1100	98	1.8
22		7.5	0.53	0.90	0.07	2.5	1200	97	1.9
23		8.0	0.55	0.95	0.09	2.4	1300	98	2.0
24		8.5	0.60	0.95	0.10	2.3	1400	96	1.6
25	Этиловый спирт- вода	3.6	0.50	0.80	0.11	2.2	1500	98	2.0

## Задача 2

В ректификационной колонне непрерывного действия разделяется бинарная смесь.

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

### Указания к задаче 2

(Формулы см. "Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии")

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

Таблица 5.2 - Исходные данные к задаче 2

Вариант №	Смесь	$G_F,$ $\frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$	$x_F,$ (мол.)	$x_D,$ (мол.)	$x_W,$ (мол.)	$\varphi$	$K,$ $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{К}}$	$t_n,$ $^{\circ}\text{C}$	$t_k,$ $^{\circ}\text{C}$
1	Ацетон-бензол	60	0.35	0.90	0.10	2.5	800	15	45
2		58	0.40	0.92	0.12	2.5	850	15	43
3		94	0.45	0.94	0.14	3.0	900	15	43
4		80	0.50	0.96	0.14	3.0	950	18	42
5		108	0.50	0.96	0.14	3.2	950	18	40
6		75	0.50	0.86	0.08	2.3	750	12	42
7	Бензол-толуол	48	0.48	0.90	0.08	2.5	800	14	42
8		45	0.46	0.92	0.10	2.7	850	16	44
9		55	0.44	0.94	0.12	2.8	900	18	46
10		60	0.42	0.96	0.12	3.0	1000	20	48
11		65	0.42	0.95	0.07	3.0	1100	10	40
12		70	0.44	0.95	0.07	2.7	900	12	41
13	Бензол-уксусная кислота	60	0.45	0.87	0.09	2.5	900	12	43
14		65	0.48	0.90	0.10	2.3	850	15	45
15		70	0.50	0.90	0.11	2.3	850	16	45
16		75	0.55	0.85	0.06	2.5	750	12	42
17		80	0.37	0.85	0.06	2.5	780	14	42
18		85	0.35	0.90	0.08	2.8	800	16	44
19	Хлороформ - бензол	60	0.42	0.92	0.10	3.0	850	18	45
20		65	0.44	0.92	0.10	3.0	900	20	46
21		70	0.50	0.90	0.06	2.5	1100	20	43
22		75	0.53	0.90	0.07	2.5	1200	18	45
23		80	0.55	0.95	0.09	2.4	1300	16	45
24		85	0.60	0.95	0.10	2.3	1400	14	47
25	Этиловый спирт- вода	200	0.50	0.80	0.11	2.2	1500	12	48

### Задача 3

В ректификационной колонне непрерывного действия разделяется бинарная смесь.

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

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

### Указания к задаче 3

(Формулы см. "Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии")

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

Таблица 5.3 - Исходные данные к задаче 3

Вариант №	Смесь	$\bar{G}_D,$ $\frac{кг}{с}$	$\bar{G}_W,$ $\frac{кг}{с}$	$x_D,$ (МОЛ.)	$x_W,$ (МОЛ.)	$P_{г.п. изб},$ ат	$K,$ $\frac{Вт}{м^2 К}$
1	Ацетон-бензол	2.0	1.0	0.90	0.10	1.0	800
2		2.5	2.8	0.92	0.12	1.2	850
3		1.5	1.9	0.94	0.14	1.3	900
4		1.8	1.7	0.96	0.14	1.2	950
5		2.4	2.9	0.96	0.14	1.1	950
6		3.0	3.6	0.86	0.08	1.0	750
7	Бензол-толуол	2.9	2.0	0.90	0.08	2.0	800
8		3.8	2.5	0.92	0.10	2.2	850
9		2.7	1.5	0.94	0.12	2.3	900
10		3.7	1.8	0.96	0.12	2.0	1000
11		4.9	2.4	0.95	0.07	2.1	1100
12		3.6	3.0	0.95	0.07	2.0	900
13	Бензол-уксусная кислота	4.9	2.9	0.87	0.09	2.5	900
14		3.8	5.8	0.90	0.10	2.6	850
15		3.7	1.7	0.90	0.11	2.8	850
16		2.7	4.7	0.85	0.06	3.0	750
17		1.9	5.9	0.85	0.06	2.8	780
18		2.6	3.2	0.90	0.08	3.0	800
19	Хлороформ - бензол	2.9	1.3	0.92	0.10	1.5	850
20		4.8	2.2	0.92	0.10	1.0	900
21		1.7	3.3	0.90	0.06	1.8	1100
22		2.7	5.6	0.90	0.07	1.9	1200
23		5.9	1.2	0.95	0.09	2.0	1300
24		3.6	4.4	0.95	0.10	1.6	1400
25	Этиловый спирт- вода	2.7	3.9	0.80	0.11	2.0	1500

## 6 КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ ПО СУШКЕ

### Задача 1

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

Таблица 6.1 – Варианты задания к задаче 1

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

Таблица 6.2 – Варианты задания к задаче 1

№ варианта	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$t, ^\circ\text{C}$	30	60	15	40	50	60	35	65	35	70
$x$ , кг/кг	0.010	0.015	0.003	0.011	0.022	0.007	0.016	0.017	0.012	0.024

Таблица 6.3 – Варианты задания к задаче 1

№ варианта	21	22	23	24	25
$\varphi$	0.30	0.60	0.05	0.20	0.40
$x$ , кг/кг	0.008	0.031	0.010	0.024	0.030

### Задача 2

Определить затраты теплоты  $Q$ , кВт и производительность установки по конечному продукту  $G_k$ , кг/ч в теоретической сушилке для двух случаев: при начальной влажности материала  $u_{н1}$ , кг влаги/кг влажного материала и  $u_{н2}$ , кг влаги/кг влажного материала. Начальная температура воздуха  $t_0$ ,  $^\circ\text{C}$  и конечная температура  $t_2$ ,  $^\circ\text{C}$ . Материал высушивается до конечной влажности  $u_k$ , кг влаги/кг влажного материала. Расход сухого воздуха  $L$ , кг/ч. Влагосодержание воздуха начальное  $x_0$ , кг/кг и конечное  $x_2$ , кг/кг.

Варианты задания приведены в таблице 6.4.

### Задача 3

Определить необходимые значения расхода воздуха и тепловой мощности для теоретической и реальной сушилок, работающих по нормальному сушильному варианту, расход и давление греющего пара парового калорифера. По диаграмме влажного воздуха найти точку росы и температуру мокрого термометра. Производительность по влажному материалу  $G_H$ , кг/ч; начальная и конечная влажности материала  $u_H$ , кг/кг (влажного) и  $u_k$ , кг/кг; температура материала на входе в аппарат  $\theta_H$ ,  $^\circ\text{C}$  и на выходе  $\theta_k$ ,  $^\circ\text{C}$ . Состояние атмосферного воздуха до калорифера:  $t_0$ ,  $^\circ\text{C}$  и  $\varphi_0$ ; после сушилки:  $t_2$ ,  $^\circ\text{C}$ , влагосодержание воздуха на выходе из сушилки  $x_2$ , кг/кг. Удельная теплоемкость сухого продукта  $c_m$ , кДж/(кг·К). Тепловые потери в окружающую среду  $\sum Q_{\text{пот}}$  от расхода теплоты в теоретической сушилке.

Варианты задания приведены в таблице 6.5.



Таблица 6.4 – Варианты задания к задаче 2

Номер варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
$u_k$ , кг вл./кг вл. мат.	0.050	0.050	0.040	0.045	0.060	0.065	0.070	0.075	0.080	0.085	0.100	0.090	0.080
$u_{н1}$ , кг вл./кг вл. мат.	0.85	0.90	0.65	0.58	0.70	0.75	0.80	0.85	0.90	0.60	0.90	0.50	0.60
$u_{н2}$ , кг вл./кг вл. мат.	0.50	0.43	0.40	0.33	0.42	0.45	0.50	0.55	0.50	0.43	0.60	0.40	0.25
$L$ , кг/ч	1500	1600	1550	1400	1600	1650	1700	1800	1750	1850	1900	1950	2000
$t_0$ , °C	20	21	22	23	25	26	27	28	29	30	31	19	18
$t_2$ , °C	50	65	45	55	45	55	65	45	45	60	50	45	50
$x_0$ , кг/кг	0.010	0.020	0.010	0.015	0.010	0.020	0.015	0.010	0.020	0.015	0.010	0.020	0.015
$x_2$ , кг/кг	0.040	0.050	0.040	0.060	0.040	0.060	0.070	0.040	0.050	0.060	0.050	0.040	0.040

28

Продолжение таблицы 6.4

Номер варианта	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
$u_k$ , кг вл./кг вл. мат.	0.070	0.060	0.050	0.040	0.030	0.020	0.080	0.070	0.060	0.050	0.040	0.030
$u_{н1}$ , кг вл./кг вл. мат.	0.70	0.80	0.75	0.65	0.85	0.70	0.90	0.80	0.70	0.60	0.50	0.40
$u_{н2}$ , кг вл./кг вл. мат.	0.40	0.35	0.30	0.25	0.45	0.42	0.35	0.30	0.25	0.40	0.20	0.35
$L$ , кг/ч	2050	2100	2200	2250	2150	2300	1500	1200	1250	1300	1350	1400
$t_0$ , °C	17	16	15	14	13	12	11	10	9	7	6	5
$t_2$ , °C	40	45	45	45	40	55	65	50	45	60	50	45
$x_0$ , кг/кг	0.010	0.020	0.015	0.02	0.010	0.020	0.010	0.015	0.020	0.010	0.015	0.010
$x_2$ , кг/кг	0.030	0.040	0.040	0.045	0.030	0.045	0.060	0.050	0.040	0.050	0.040	0.040

Таблица 6.5 – Варианты задания к задаче 3

Номер варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
$G_H$ , кг/ч	950	530	390	220	700	450	310	800	650	780	250	130
$u_H$ , кг/кг	0.15	0.17	0.22	0.28	0.35	0.15	0.34	0.37	0.24	0.30	0.29	0.36
$u_K$ , кг/кг	0.012	0.010	0.007	0.009	0.048	0.013	0.075	0.035	0.021	0.018	0.025	0.053
$\theta_H$ , °C	10	5	0	15	5	10	20	15	5	0	10	5
$\theta_K$ , °C	38	36	40	35	34	42	44	42	40	40	44	40
$t_0$ , °C	5	10	15	20	25	20	18	5	15	0	10	0
$t_2$ , °C	48	45	50	45	42	50	52	52	47	48	49	50
$\varphi$ , %	60	65	55	62	64	53	62	58	67	61	59	65
$x_2$ , кг/кг	0.034	0.032	0.038	0.035	0.031	0.041	0.044	0.049	0.047	0.043	0.046	0.052
$c_M$ , кДж/(кг*К)	0.78	0.70	0.83	1.10	0.92	0.88	0.78	0.67	0.71	0.90	1.15	1.20
$Q_{ном}$	0.050	0.045	0.040	0.035	0.040	0.030	0.025	0.020	0.032	0.035	0.055	0.050

Продолжение таблицы 6.5

№ вар.	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24, 25
$G_H$ , кг/ч	270	200	650	1100	1400	830	1250	1300	520	1370	1420	1800
$u_H$ , кг/кг	0.40	0.31	0.42	0.48	0.50	0.44	0.49	0.18	0.57	0.33	0.50	0.54
$u_K$ , кг/кг	0.074	0.044	0.015	0.017	0.055	0.061	0.063	0.009	0.062	0.024	0.058	0.087
$\theta_H$ , °C	15	0	20	5	10	15	5	10	0	5	10	15
$\theta_K$ , °C	49	47	50	48	50	48	45	46	50	47	49	50
$t_0$ , °C	3	8	15	18	20	22	18	7	15	12	10	2
$t_2$ , °C	60	65	55	53	57	55	55	52	55	53	56	58
$\varphi$ , %	62	70	65	64	50	65	55	50	54	51	62	53
$x_2$ , кг/кг	0.058	0.065	0.055	0.053	0.056	0.050	0.047	0.041	0.052	0.049	0.055	0.053
$c_M$ , кДж/(кг*К)	0.96	0.90	0.73	0.80	0.92	1.21	1.13	1.10	1.40	0.98	0.86	0.15
$Q_{ном}$	0.040	0.035	0.030	0.025	0.040	0.050	0.040	0.350	0.025	0.045	0.040	0.035

29

## 7 ЗАДАНИЕ НА КУРСОВОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ

Спроектировать однокорпусную выпарную установку непрерывного действия для выпаривания водного раствора. Производительность по исходному раствору  $G_{н.с}$ , концентрация исходного раствора -  $x_{н}$ , концентрированного раствора -  $x_{к}$ . Избыточное давление греющего пара  $P_{изб}$ . Исходный раствор с температурой  $t_{исх}$  перед подачей в выпарной аппарат подогревается греющим паром в подогревателе. Концентрированный раствор после выпарного аппарата охлаждается в холодильнике до температуры  $t_{р.к}$ . Начальная температура охлаждающей воды  $t_{в.н}$ .

### *Перечень инженерных расчетов*

Расчет и выбор по каталогу выпарного аппарата, холодильника концентрированного раствора, подогревателя исходного раствора, барометрического конденсатора с барометрической трубой, вакуум-насоса.

### Дополнительные указания

1. Выполнить подробный расчет греющей камеры выпарного аппарата. Тип аппарата: выпарной аппарат с естественной циркуляцией раствора, с вынесенной греющей камерой и кипением в трубах.

2. Выполнить ориентировочный расчет теплообменных аппаратов (подогревателя исходного раствора и холодильника концентрированного раствора). Тип аппаратов: кожухотрубчатые теплообменники или теплообменники «труба в трубе».

### Состав графической части

Технологическая схема выпарной установки, чертеж теплообменного аппарата

Исходные данные приведены в таблице 4.

Таблица 7

Вариант	Растворенное вещество	$G_{нв}$ т/ч	$x_{нв}, \%$ (масс)	$x_{кв}, \%$ (масс)	$t_{исх},$ $^{\circ}C$	$t_{в.н...},$ $^{\circ}C$	$t_{р.к.},$ $^{\circ}C$	$P_{изб.}$ МПа	Теплообменник
1	CaCl <sub>2</sub>	5	4	12	15	10	20	0.01	холодильник
2	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	6	2	9	20	15	25	0.02	подогреватель
3	KCl	7	3	12	25	10	30	0.03	холодильник
4	KOH	8	2	10	30	15	35	0.04	подогреватель
5	MgCl <sub>2</sub>	9	4	12	15	10	20	0.01	холодильник
6	NH <sub>4</sub> Cl	10	2	9	20	15	25	0.02	подогреватель
7	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	11	3	12	25	10	30	0.03	холодильник
8	NaCl	12	2	10	30	15	35	0.04	подогреватель
9	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5	2	9	15	10	20	0.01	холодильник
10	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	6	3	12	20	15	25	0.02	подогреватель
11	NaOH	7	2	10	25	10	30	0.03	холодильник
12	KNO <sub>3</sub>	8	4	12	30	15	35	0.04	подогреватель
13	MgSO <sub>4</sub>	9	2	9	15	10	20	0.01	холодильник
14	NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	10	3	12	20	15	25	0.02	подогреватель
15	CuSO <sub>4</sub>	11	2	10	25	10	30	0.03	холодильник
16	NaNO <sub>3</sub>	12	4	12	30	15	35	0.04	подогреватель
17	CaCl <sub>2</sub>	12	2	9	30	15	35	0.04	подогреватель
18	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	11	4	12	25	10	30	0.03	холодильник
19	KCl	10	2	10	20	15	25	0.02	подогреватель
20	KOH	9	3	12	15	10	20	0.01	холодильник
21	MgCl <sub>2</sub>	8	2	9	30	15	30	0.04	подогреватель
22	NH <sub>4</sub> Cl	7	4	12	25	10	35	0.03	холодильник
23	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6	2	10	20	15	35	0.02	подогреватель
24	NaCl	5	3	12	15	10	30	0.01	холодильник
25	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	12	3	12	30	15	25	0.04	подогреватель

Кафедра процессов и аппаратов

Методические указания к выполнению контрольных работ и курсовых проектов  
для студентов заочной формы обучения  
специальности «Менеджмент высоких технологий»  
и направления подготовки «Информатика и вычислительная техника»

## **Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии**

Ольга Петровна Банных  
Екатерина Игоревна Борисова  
Валерий Анатольевич Константинов  
Олег Николаевич Круковский  
Олег Вадимович Муратов  
Владимир Федорович Фролов  
Валерий Васильевич Фомин

---

Отпечатано с оригинал-макета. Формат 60 x 90 1/16  
Печ. л. 2,0. Тираж 200 экз. Заказ №

---

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего профессионального образования  
"Санкт - Петербургский государственный технологический институт  
(технический университет)"

---

190013, Типография издательства СПбГТИ(ТУ), тел. 49-49-365  
Санкт-Петербург, Московский пр., 26