

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ БЕЛАРУСЬ  
Белорусский национальный технический университет

---

Кафедра «Промышленная теплоэнергетика и теплотехника»

ПРОМЫШЛЕННЫЕ  
ТЕПЛОМАССОБМЕННЫЕ  
ПРОЦЕССЫ И УСТАНОВКИ

Лабораторный практикум  
для студентов специальности 1-43 01 05  
«Промышленная теплоэнергетика»

В 2 частях

Часть 2

*Рекомендовано учебно-методическим объединением по образованию  
в области энергетики и энергетического оборудования*

Минск  
БНТУ  
2020

УДК 621.1.016.4(075.8)

ББК 31.31я7

П81

С о с т а в и т е л и:

*З. Б. Айдарова, Э. М. Космачева, Л. И. Качар*

Р е ц е н з е н т ы:

кафедра «Энергетика» БГАТУ,  
кандидат технических наук *В. А. Коротинский*;  
главный специалист научно-исследовательского  
и проектного республиканского УП «БЕЛТЭИ»,  
кандидат технических наук *Ф. И. Молочко*

П81 **Промышленные** тепломассообменные процессы и установки :  
лабораторный практикум для студентов специальности 1-43 01 05  
«Промышленная теплоэнергетика»: в 2 ч. Ч. 2 / сост.: З. Б. Айдарова,  
Э. М. Космачева, Л. И. Качар. – Минск: БНТУ, 2020. – 46 с.  
ISBN 978-985-583-122-9 (Ч. 2).

В лабораторном практикуме приведено описание лабораторных работ по дисциплине «Промышленные тепломассообменные процессы и установки» в соответствии с учебной программой для студентов специальности 1-43 01 05 «Промышленная теплоэнергетика» дневной и заочной формы обучения. Каждой работе предшествует теоретическая часть. В описании каждой лабораторной работы приведена схема экспериментальной установки, состав контрольно-измерительного оборудования, порядок проведения работы, контрольные вопросы и литература.

Часть 1 вышла в 2019 г.

УДК 621.1.016.4(075.8)

ББК 31.31я7

ISBN 978-985-583-122-9 (Ч. 2)  
ISBN 978-985-550-898-5

© Белорусский национальный  
технический университет, 2020

## СОДЕРЖАНИЕ

Правила техники безопасности .....	4
Лабораторная работа № 1	
1. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ .....	5
Лабораторная работа № 2	
ИСПЫТАНИЕ ОДНОКОРПУСНОГО ВЫПАРНОГО АППАРАТА .....	9
Лабораторная работа № 3	
ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ .....	18
Лабораторная работа № 4	
ИСПЫТАНИЕ АППАРАТА ЧЕТКОЙ РЕКТИФИКАЦИИ ИИ .....	24
Лабораторная работа № 5	
ЛАБОРАТОРНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ КИНЕТИКИ СУШКИ ПОРИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ .....	36
Литература .....	46

## ПРАВИЛА ТЕХНИКИ БЕЗОПАСНОСТИ

Перед началом работы необходимо ознакомиться с инструкциями по технике безопасности и пожарной безопасности, имеющимися в лаборатории, а также с инструкцией по технике безопасности при проведении работ непосредственно на установке.

1. Перед началом работы внимательно ознакомиться с порядком выполнения лабораторной работы.

2. Включать лабораторную установку можно только с разрешения руководителя.

3. Перед включением установки обязательно проверить качество заземления.

4. Не загромождать рабочее место оборудованием, не относящимся к работе.

5. Не оставлять без присмотра во время работы включенную лабораторную установку.

6. Не касаться токоведущих проводов и контактов установки.

7. Не касаться рабочих поверхностей нагревательных приборов.

8. Во избежание травм с осторожностью обращаться со стеклянными термометрами и бачком для воды.

9. По окончании работы получить разрешение от руководителя выключить установку, выключить ее и привести в порядок рабочее место.

## Лабораторная работа № 1

### 1. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ

**Цель работы:** сравнение процессов кипения чистой воды и раствора. Исследование зависимости физико-химической температурной депрессии от концентрации раствора.

#### 1.1. Общие сведения

*Выпариванием* называется процесс концентрирования растворов, заключающийся в удалении растворителя посредством испарения или кипения.

При кипении растворов нелетучих веществ (например, глицерина, едкого натра, поваренной соли, аммиачной селитры и др.) в паровую фазу переходит только растворитель. При этом по мере испарения растворителя и удаления его в виде паров концентрация раствора, то есть содержание в нем растворенного нелетучего вещества, повышается.

В промышленности выпаривают преимущественно водные растворы различных веществ.

Температура кипения раствора выше температуры кипения чистого растворителя при том же давлении. Например, вода кипит при атмосферном давлении при температуре 100 °С, так как давление ее насыщенных паров при этой температуре составляет 0,1 МПа. Тогда как 70 %-й водный раствор аммиачной селитры  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  при том же атмосферном давлении закипит при температуре 120 °С. Однако образующиеся из этого раствора водяные пары будут иметь ту же температуру, что и в случае кипения чистой воды, то есть около 100 °С.

Разность между температурами кипения раствора ( $t_p$ ) и чистого растворителя ( $v$ ) называется *физико-химической температурной депрессией*:

$$\Delta_1 = t_p - v.$$

Физико-химическая температурная депрессия зависит от свойств растворенного вещества и растворителя (то есть вида растворителя); она повышается с увеличением концентрации раствора и давления. Определяется  $\Delta_1$  опытным путем. Справочные данные приводят величину  $\Delta_1$  при атмосферном давлении.

Для определения  $\Delta_1$  при давлениях, отличных от атмосферного, можно воспользоваться формулой профессора И. А. Тищенко:

$$\Delta_1 = 0,01622 \frac{T^2}{r} \Delta_1^{\text{ат}},$$

где  $T$  – абсолютная температура кипения раствора, К;

$r$  – теплота парообразования воды при давлении выпаривания, кДж/кг.

Кроме физико-химической температурной депрессии при расчете выпарных установок необходимо учитывать также гидростатическую и гидравлическую температурные депрессии ( $\Delta_2$  и  $\Delta_3$ ).

*Гидростатической температурной депрессией* называется разность между температурами кипения нижних и верхних слоев раствора, обусловленная гидростатическим давлением жидкости на нижние слои. Если, например, нагревать при атмосферном давлении воду до температуры кипения в трубе высотой 10 м, то верхний слой воды закипит при температуре  $\sim 100$  °С, а нижний, находящийся под давлением 0,2 МПа ( $P_{\text{ам}} + \Delta P_{\text{гидростат}}$ ), – при температуре  $\sim 120$  °С. В данном случае гидростатическая депрессия изменяется по высоте трубы от 0 °С (вверху) до 20 °С (внизу). В промышленных выпарных аппаратах величина гидростатической депрессии в среднем составляет 1–3 °С.

*Гидравлической температурной депрессией* называется снижение температуры кипения раствора или насыщенного пара, вызванное понижением давления вследствие потерь на трение и местные потери в трубопроводах выпарной установки. В практических расчетах ее принимают равной 1 °С для каждого корпуса выпарной установки.

Величина физико-химической температурной депрессии определяется из выражения

$$\Delta_1 = t_p - v.$$

На основании результатов эксперимента строится график зависимости физико-химической депрессии от концентрации  $\Delta_1 = f(b)$ . В литературных источниках найти аналогичную зависимость и сравнить с ней экспериментальную.

## 1.2. Схема установки

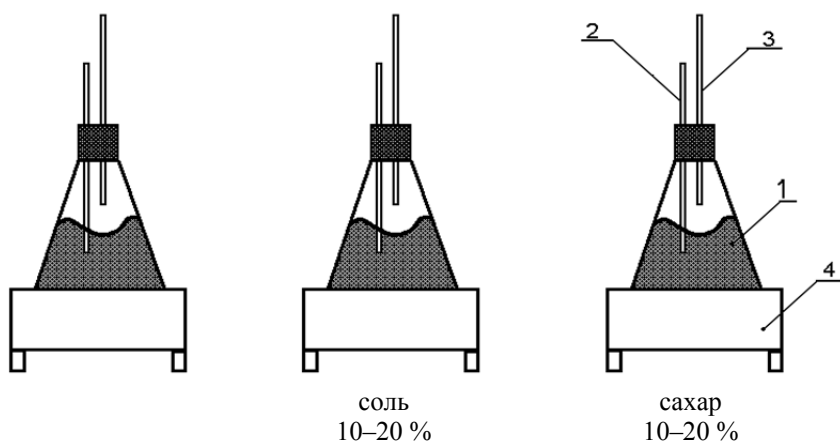


Рис. 1.1. Схема установки:  
1 – колба с раствором; 2, 3 – термометры; 4 – электроплитка

### 1.3. Порядок проведения работы

С помощью мерного стакана и весов в трех стеклянных колбах (1) готовят растворы поваренной соли и сахара в воде различных концентраций (10 и 20 %). Каждая колба закрывается резиновой пробкой, имеющей отверстие для выхода паров.

В пробках установлено по два термометра, расположенных на различной высоте так, чтобы один (2) погружался в раствор, а ртутный шарик другого (3) находился в пространстве над раствором.

Колбы устанавливаются на электроплитки (4), и растворы в них нагреваются до кипения. Когда растворы закипят, необходимо снять показания с термометров и результаты внести в табл. 1.1.

Таблица 1.1

#### Опытные данные

Концентрация раствора, %	Соль		Сахар		Чистый раствор
	10 %	20 %	10 %	20 %	
Температура кипения раствора ( $t$ ), °C					
Температура паров воды ( $v$ ), °C					
Физико-химическая температурная депрессия ( $\Delta_1$ ), °C					



## Лабораторная работа № 2

### 2. ИСПЫТАНИЕ ОДНОКОРПУСНОГО ВЫПАРНОГО АППАРАТА

**Цель работы:** практическое ознакомление студентов с принципом составления теплового баланса выпарных аппаратов непрерывного действия и с методикой определения коэффициента теплоотдачи, теплопередачи при заданной поверхности теплообмена и естественной или искусственной циркуляции раствора в контуре.

#### 2.1. Общие сведения

*Выпаривание* – термический процесс кипения раствора с выделением паров растворителя, при котором растворенное вещество остается в аппарате в концентрированном виде или в виде кристаллов. Для процесса выпарки характерно значительное изменение физических свойств раствора. С ростом концентрации раствора увеличивается его плотность, вязкость и температурная депрессия, понижается теплоемкость и теплопроводность.

Вследствие увеличения вязкости раствора и понижения его теплопроводности и теплоемкости уменьшается коэффициент теплоотдачи от греющей стенки к кипящему раствору.

#### 2.2. Описание лабораторной установки

Установка состоит из следующих узлов (рис. 2.1):

1. Стойка.
2. Камера для выпаривания.
3. Камера охлаждения (конденсатор).
4. Бак накопительный.
5. Бак для хранения раствора.
6. Пульт управления.

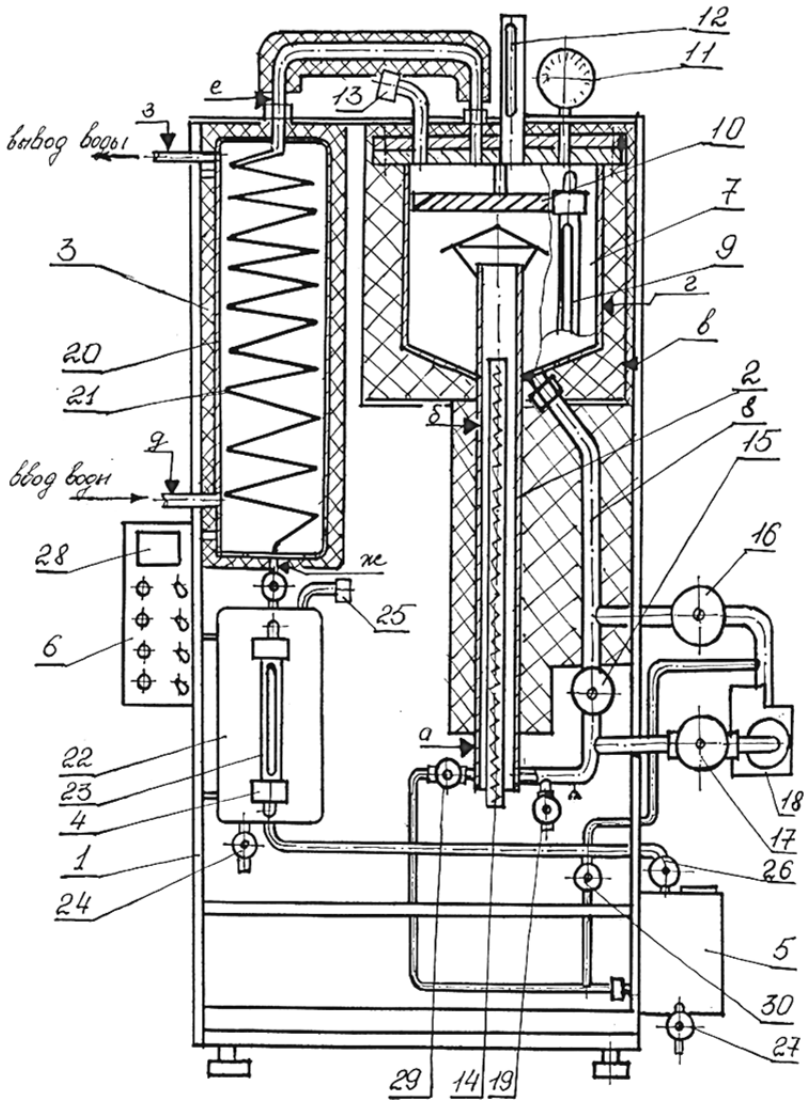


Рис. 2.1. Схема установки:

1 – стойка; 2 – камера для выпаривания; 3 – холодильная камера; 4 – бак накопительный; 5 – бак для хранения; 6 – пульт управления; 10 – сепаратор; 11 – манометр; 12 – термометр; 14 – нагреватель; 15, 16, 17, 19, 24, 26, 27, 29, 30 – вентили; 18 – насос; 28 – прибор измерительный

Все узлы закреплены на стойке 1 и соединены между собой трубопроводами и запорной арматурой.

Камера для выпаривания состоит из емкости 7, циркуляционного контура 8. Емкость снабжена стеклянной трубкой уровня раствора 9, сепаратором 10, манометром 11, термометром 12, заглушкой для выпуска воздуха 13. Чертеж камеры выпаривания (рис. 2.1) представлен со всеми размерами.

Циркуляционный контур снабжен электрическим нагревательным элементом 14, вентилями 15, 16, 17 и циркуляционным насосом 18. Контур снабжен вентилем 19 для отбора раствора.

Камера охлаждения состоит из бака 20 и змеевика 21. Бак снабжен раструбами для ввода и вывода холодной воды. Змеевик состоит из трех частей:

1. Труба  $D_y = 10$ ,  $L = 5$  м.
2. Труба  $D_y = 8$ ,  $L = 6$  м.
3. Труба  $D_y = 6$ ,  $L = 5$  м.

Диаметр бака 150 мм, высота 800 мм.

Накопительный бак состоит из емкости 22 и снабжен стеклянной измерительной трубкой уровня жидкости 23. Кроме того, бак снабжен вентилем 24 для отбора жидкости при измерении скорости выпаривания и заглушкой для выпуска воздуха.

Бак для хранения раствора имеет размеры  $150 \times 250 \times 300$  мм, снабжен заливным отверстием с крышкой, сливными вентилями 26 и 27.

Места крепления термопар в установке указаны на рис. 2.1 символами *a*, *б*, *в*, *г*, *д*, *е*, *ж*, *з*.

### 2.3. Подготовка установки к работе

Перед началом проведения работ на установке следует произвести следующие действия:

1. Проверить вентили:
  - а) вентили 16, 19, 24, 26, 27, 29 и 30 должны быть закрыты;
  - б) вентили 15 и 17 – открыты;
  - в) пробки 13 и 25 открыты.

2. Подготовить раствор необходимых концентрации и объема, залить в бак для хранения. Закрыть крышку бака.

3. В открытое отверстие 13 залить 1000 мл раствора. Это необходимо для начального запуска насоса.

4. Включить насос 18, открыть вентиль 30 и закачать нужное количество раствора в камеру для выпаривания 1. Количество раствора контролируется по стеклянной трубке. Закрыть вентиль 30.

5. Включить нагревательный элемент 14 тумблером на пульте и разогреть раствор до температуры 95 °С.

Установка готова для проведения работы по выпариванию.

*ПРИМЕЧАНИЕ.* Необходимо обязательно закрывать вентили 16, 17, 30 до выключения насоса. Это позволит в дальнейшем при подготовке к работе исключить пункт 3.

## 2.4. Работа установки

Установка может работать в двух режимах: самоциркуляции и вынужденной циркуляции.

Режим самоциркуляции осуществляется за счет свободной конвекции парлифта пузырями пара, перемещающимися вверх и увлекающими за собой столбы жидкости. При работе установки в режиме самоциркуляции закрыты все вентили, кроме 15, включены нагреватель 14 и подача холодной воды.

Режим вынужденной циркуляции осуществляется за счет нагнетания электронасосом. При работе в режиме вынужденной циркуляции открыты вентили 16, 17, закрыт вентиль 15, включены нагреватель 14, насос 18 и подача холодной воды.

Количество выпаренной жидкости контролируется по стеклянной трубке уровня 23 или отбором малых доз с помощью вентиля 24. Контроль концентрации раствора осуществляется отбором дозы через вентиль 19 и измерением плотности раствора плотномером или способом взвешивания.

В конце эксперимента необходимо слить раствор в бак для хранения.

Таблица 2.1

## Результаты испытаний

№ п/п	Наименование величины и формулы для расчета	Условные обозначения	Единицы измерения	Данные опыта
1	2	3	4	5
1	Предварительно залитый раствор			
	Объем	$V_0$	л	
	Температура по показанию термометра	$t_0$	°С	
	Удельный вес	$\rho_0$	кг/м <sup>3</sup>	
	Концентрация	$b_0$	%	
2	Вторичный пар			
	Количество	$D_{вт}$	кг/ч	
	Давление	$P_{вт}$	Ата	
	Температура по давлению	$t_{вт}$	°С	
	Температура по показанию	$t_{терм}$	°С	
3	Кипящий раствор			
	Температура по показанию термометра	$t_{раст}$	°С	
4	Раствор после выпаривания			
	Объем	$V_2$	л	
	Температура по показанию	$t_2$	°С	
	Удельный вес	$\rho_2$	кг/м <sup>3</sup>	
	Концентрация	$b_2$	%	
5	Продолжительность испарения			
	Начало испарения	$\tau_n$	ч	
	Окончание испарения	$\tau_k$	ч	
<b>Первичная обработка данных</b>				
1	Вес предварительно залитого раствора $G_0 = V_0 \cdot \rho_0$	$G_0$	кг	
2	Вес раствора после выпаривания			

Продолжение табл. 2.1

1	2	3	4	5
	По объему и уд. весу $G'_2 = V_2 \cdot \rho_2$	$G'_2$	кг	
	По изменению концентрации $G''_2 = G_0 (b_0 / b_k)$	$G''_2$	кг	
3	Вес выпаренной воды			
	По замеру в сборнике конденсата	$W$	кг	
	Разность весов раствора до и после выпаривания	$W'$	кг	
	По изменению концентрации раствора $W'' = G_0 - G''_2$	$W''$	кг	
<b>Окончательно принятые величины для дальнейшей обработки</b>				
1	Количество выпаренной воды	$W$	кг	
2	Раствор после выпаривания			
	Вес	$G_2$	кг	
	Температура	$t_2$	°С	
	Концентрация	$b_2$	%	
	Теплоемкость $[G_{\text{сух}} \cdot b_2 + C_{\text{в}} \cdot (100 - b_2)] / 100$	$C_2$	кДж/кг °С	
3	Температура кипения раствора	$T$	°С	
4	Вторичный пар			
	Количество	$D_{\text{вт}}$	кг/ч	
	Температура	$t_{\text{вт}}$	°С	
	Давление по температуре	$P_{\text{вт}}$	ата	
	Теплосодержание сухого насыщенного пара	$I_{\text{п}}''$	кДж/кг	
5	Поверхность нагрева выпарного аппарата	$F$	м <sup>2</sup>	
6	Продолжительность выпаривания	$\Delta\tau = \tau_{\text{к}} - \tau_{\text{н}}$	ч	

Продолжение табл. 2.1

1	2	3	4	5
<b>Результаты вычислений</b>				
1	Температурные депрессии			
	Физико-химическая температурная депрессия	$\Delta 1$	$^{\circ}\text{C}$	
	Гидростатическая	$\Delta 2$	$^{\circ}\text{C}$	
	Гидравлическая	$\Delta 3$	$^{\circ}\text{C}$	
	Суммарная температурная депрессия	$\Sigma \Delta$	$^{\circ}\text{C}$	
2	Общая разность температур	$\Delta t_{\text{общ}}$	$^{\circ}\text{C}$	
3	Полезная разность температур $\Delta t_{\text{пол}} = \Delta t_{\text{общ}} - \Sigma \Delta$	$\Delta t_{\text{пол}}$	$^{\circ}\text{C}$	
4	Тепловой баланс установки			
	Количество теплоты, подведенное к установке	$Q'$	кВт	
	Теплота, внесенная раствором	$Q_0$	кВт	
	Теплота, ушедшая со вторичным паром: $Q'' = D_{\text{вт}} \cdot i_x$	$Q''$	кВт	
	Количество теплоты, ушедшее с выпаренным раствором: $Q_2 = G_2 \cdot C_2 \cdot t_2$	$Q_2$	кВт	
	Потери теплоты в окружающую среду $Q_5 = (Q' + Q_0) - (Q'' + Q_2)$	$Q_5$	кВт	
	Доля теплоты, теряемая в окружающую среду $\eta_5 = Q_5 \cdot 100 / (Q' + Q_0)$	$\eta_5$	%	
	Коэффициент сохранения теплоты выпарным аппаратом: $\eta_n = [(Q'' + Q_2) / (Q' + Q_0)] \cdot 100$	$\eta_n$	%	
5	Коэффициент теплопередачи $K = (\eta_n \cdot Q') / (F \cdot \Delta t_{\text{пол}})$	$K$	Вт/м <sup>2</sup> К	

Окончание табл. 2.1

1	2	3	4	5
6	Удельный тепловой поток $q = K \cdot \Delta t_{\text{пол}}$	$q$	Вт/м <sup>2</sup>	
7	Количество воды, выпаренной в ч: $W_0 = W / \Delta \tau = W / 1 = W$	$W_0$	кг/ч	
8	Напряжение поверхности нагрева $U = W_0 / F$	$U$	кг/м <sup>2</sup> ч	
9	Удельный расход теплоты на 1 кг выпаренной воды $q_1 = Q' / W$	$q_1$	Вт/кг	

Таблица 2.2

Зависимость плотности раствора глицерин–вода  
от его концентрации

$b$ %	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$b$ %	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$b$ %	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>
1	1002,6	16	1041,6	31	1080,6
2	1005,2	17	1044,2	32	1083,2
3	1007,8	18	1046,8	33	1085,8
4	1010,4	19	1049,4	34	1088,4
5	1013	20	1052	35	1091
6	1015,6	21	1054,6	36	1093,6
7	1018,2	22	1057,2	37	1096,2
8	1020,8	23	1059,8	38	1098,8
9	1023,4	24	1062,4	39	1101,4
10	1026	25	1065	40	1104
11	1028,6	26	1067,6	41	1106,6
12	1031,2	27	1070,2	42	1109,2
13	1033,8	28	1072,8	43	1111,8
14	1036,4	29	1075,4	44	1114,4
15	1039	30	1078	45	1117



## Окончание табл. 2.2

$b$ %	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$b$ %	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$b$ %	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>
46	1119,6	65	1169	84	1218,4
47	1122,2	66	1171,6	85	1221
48	1124,8	67	1174,2	86	1223,6
49	1127,4	68	1176,8	87	1226,2
50	1130	69	1179,4	88	1228,8
51	1132,6	70	1182	89	1231,4
52	1135,2	71	1184,6	90	1234
53	1137,8	72	1187,2	91	1236,6
54	1140,4	73	1189,8	92	1239,2
55	1143	74	1192,4	93	1241,8
56	1145,6	75	1195	94	1244,4
57	1148,2	76	1197,6	95	1247
58	1150,8	77	1200,2	96	1249,6
59	1153,4	78	1202,8	97	1252,2
60	1156	79	1205,4	98	1254,8
61	1158,6	80	1208	99	1257,4
62	1161,2	81	1210,6	100	1260
63	1163,8	82	1213,2		
64	1166,4	83	1215,8		

## Лабораторная работа № 3

### 3. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ

**Цель работы:** изучение простейшего термического процесса разделения жидких смесей на их составные части, называемого однократной дистилляцией.

#### 3.1. Общие сведения

Бинарные смеси можно разделить на три группы:

1. Смеси с практически взаимно нерастворимыми компонентами.
2. Смеси с компонентами, растворимыми один в другом полностью.
3. Смеси с частично растворимыми компонентами.

Рассмотрим свойства бинарных смесей (растворов) с взаимно растворимыми компонентами (2).

Закон Рауля гласит, что парциальное давление пара каждого компонента в паровой смеси над кипящей при какой-либо температуре жидкой смесью равно давлению насыщенного пара этого компонента, кипящего в чистом виде при той же температуре, умноженному на молекулярную долю этого компонента в жидкой смеси.

Молекулярные доли компонентов жидкой смеси определяются по формулам:

$$x_a = \frac{\frac{a_{\text{ж}}}{\mu_a}}{\frac{a_{\text{ж}}}{\mu_a} + \frac{b_{\text{ж}}}{\mu_b}}, \quad (3.1)$$

$$x_b = \frac{\frac{b_{\text{ж}}}{\mu_b}}{\frac{a_{\text{ж}}}{\mu_a} + \frac{b_{\text{ж}}}{\mu_b}}, \quad (3.2)$$

где  $\mu_a$  и  $\mu_b$  – молекулярные массы компонентов смеси;

$a_{ж}$  и  $b_{ж}$  – массовые содержания компонентов, %.

Для бинарной смеси  $x_a + x_b = 1$ .

Молекулярные доли компонентов в парах, равновесных данной жидкой смеси:

$$y_a = \frac{\frac{a_{п}}{\mu_a}}{\frac{a_{п}}{\mu_a} + \frac{b_{п}}{\mu_b}}, \quad (3.3)$$

$$y_b = \frac{\frac{b_{п}}{\mu_b}}{\frac{a_{п}}{\mu_a} + \frac{b_{п}}{\mu_b}}. \quad (3.4)$$

Тот компонент, который имеет более низкую температуру кипения, называется *низкокипящим* или *летучим компонентом*, а имеющий более высокую температуру кипения – *высококипящим* или *нелетучим*. Например, в смеси этиловый спирт–вода спирт является летучим ( $t_{кип} = 78,3$  °С при атмосферном давлении), а вода – нелетучим компонентом.

Все параметры для летучего компонента обозначаются индексом «*a*», для нелетучего – «*b*». Так как обычно расчеты ведутся по летучему компоненту, то индекс «*a*» ( $x_a, y_a$ ) часто опускается ( $x, y$ ).

Графически связь между температурой кипения жидкой смеси (летучего и нелетучего компонентов), составом жидкости и составом получающихся паров при заданном давлении выражается фазовой диаграммой.

По оси абсцисс откладываются молярные доли летучего компонента в жидкости ( $x_a$ ) и в паре ( $y_a$ ); по оси ординат – температуры ( $t$ ). Откладывая по оси ординат температуры ки-

пения  $t_1, t_2, t_3, \dots$  для смесей состава  $x_1, x_2, x_3, \dots$  и соединяя точки плавной кривой, получаем линию кипящей жидкости. А откладывая по оси абсцисс составы паров  $y_1, y_2, y_3, \dots$ , соответствующие температурам  $t_1, t_2, t_3, \dots$ , и соединяя точки, получаем линию сухого пара или конденсации (рис. 3.1).

Из диаграммы ясно, что содержание легкокипящего компонента в парах больше, чем в жидкости ( $y_a > x_a$ ). Точки  $E$  и  $F$  соответствуют температурам кипения чистых компонентов при заданном давлении.

*Дистилляцией* называют перегонку смеси с полной конденсацией полученных паров. Дистилляция может производиться в установках непрерывного и периодического действий.

Бинарная взаимно растворимая смесь с концентрацией  $x_a$  поступает в подогреватель с параметрами, соответствующими точке  $A$  (рис. 3.1), и подогревается до состояния кипения, соответствующего точке  $B$ . При кипении получают пары смеси, соответствующие точке  $C$ . Далее эти пары с концентрацией  $y_a$  поступают в конденсатор. Конденсация паров бинарной смеси протекает при  $y_a = \text{const}$ , но с понижением ее температуры. Если осуществить двухступенчатую (или более) дистилляцию, то после этого дистиллят поступает во вторую ступень дистилляционной установки, где аналогичным образом получают пары с более высокой концентрацией.

В случае, когда дистиллят происходит в установке периодического действия, содержание летучего компонента в исходной жидкости постепенно уменьшается, причем дальнейшая перегонка как в кипящей жидкости ( $B', B'', B'''$ ), так и получаемых из нее парах ( $C', C'', C'''$ ) идет при увеличивающейся температуре.

Содержание летучего компонента в парах, все время уменьшаясь, становится равным его первоначальному содержанию в кипящей жидкости, а затем становится еще меньше (точка  $C'''$ ). С этого момента дальнейшая перегонка смеси становится нецелесообразной.

Простая однократная дистилляция в промышленных условиях применяется в тех случаях, когда не требуется полного разделения смеси на компоненты или когда точки кипения отдельных компонентов далеки друг от друга настолько, что содержание легкокипящего компонента в парах очень велико по сравнению с содержанием его в жидкости.

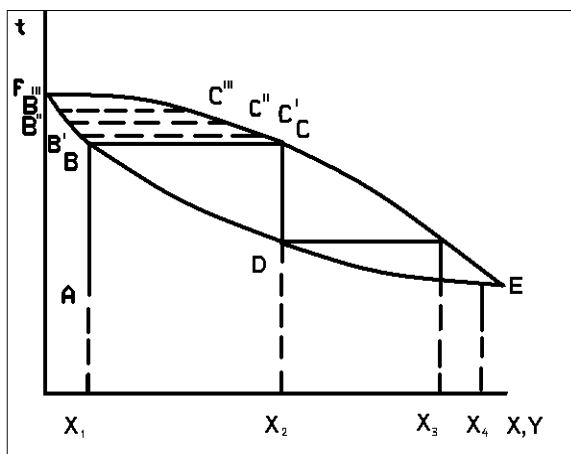


Рис. 3.1. Диаграмма кипения и конденсации смеси (фазовая  $t - x, y$  диаграмма)

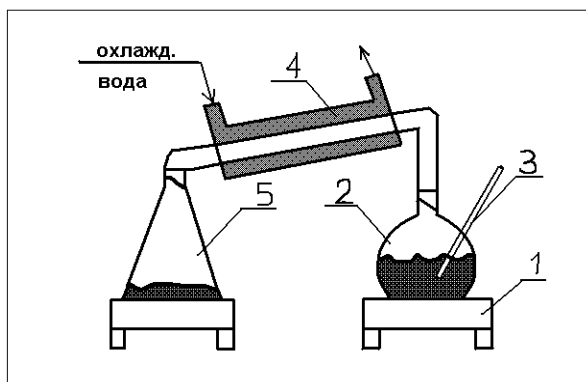


Рис. 3.2. Схема установки:  
 1 – электроплитка; 2 – колба с раствором (этиловый спирт–вода);  
 3 – термометр; 4 – конденсатор; 5 – колба для приема дистиллята

### 3.2. Методика выполнения работы

Колба 2 на 2/3 объема заполняется раствором этилового спирта и воды произвольной концентрации, устанавливается на электроплитку. Собирается установка, пускается охлаждающая вода в конденсатор, включается электроплитка. Раствор нагревается, закипает, начинается процесс дистилляции. Определяется температура кипения раствора в момент начала процесса дистилляции.

Строится фазовая диаграмма бинарной смеси этиловый спирт–вода. Данные для построения берутся из табл. 3.1, которая заполняется следующим образом. Из табл. 3.2 выписываются 8–10 значений температуры кипения смеси, а также массовые содержания летучего компонента в жидкой ( $a_{ж}$ ) и в паровой ( $a_{п}$ ) фазах. Затем по формулам (3.1) и (3.3) подсчитываются значения мольных долей летучего компонента в жидкости и в паре ( $x$  и  $y$ ).

На фазовой диаграмме изображается процесс подогрева исходной смеси от начальной температуры до состояния кипения и процесс дистилляции этой смеси.

По диаграмме определяются мольные концентрации летучего компонента в исходной жидкой смеси и в парах, равновесных данной смеси.

Таблица 3.1

Расчетные данные

№	$t_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	$a_{\text{ж}}, \%$	$a_{\text{п}}, \%$	$x$	$y$
1					
2					
3					
...					
10					

Таблица 3.2

Зависимость температуры кипения раствора этиловый спирт–вода от содержания летучего компонента в жидкости и в паре

$t, ^\circ\text{C}$	$a_{\text{ж}}, \%$	$a_{\text{п}}, \%$
100,00	0	0
98,75	1	9,5
97,65	2	19,3
96,65	3	27,1
95,80	4	33,4
94,95	5	38,0
93,05	7,5	46,4
91,45	10	52,0
88,95	15	59,5
87,15	20	64,8
86,75	25	68,6
84,65	30	71,4
83,75	35	73,3
83,10	40	74,7
82,45	45	75,9
81,90	50	77,1
81,45	55	78,2
81,00	60	79,4
80,60	65	80,7
80,20	70	82,2
79,80	75	83,9
79,35	80	85,9
78,95	85	88,3
78,50	90	91,3
78,42	91	91,5
78,33	92	92,7
78,27	93	93,4
78,20	94	94,2
78,15	95	95,1
78,30	100	100,0

## Лабораторная работа № 4

### 4. ИСПЫТАНИЕ АППАРАТА ЧЕТКОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

**Цель работы:** изучение процесса ректификации, определение числа тарелок ректификационной колонны.

#### 4.1. Общие сведения

Для достижения наиболее полного разделения смеси на компоненты применяют более сложный, нежели дистилляция, вид перегонки – ректификацию.

Процесс ректификации осуществляется в установках, где происходит нагрев, испарение смеси, а затем многократный тепло- и массообмен между жидкой и паровой фазами в их противоточном взаимодействии. При этом легкокипящий компонент переходит из жидкой фазы в паровую, а высококипящий – из паровой в жидкую.

В целях упрощения будем рассматривать разделение двухкомпонентной (бинарной) смеси. Из двух компонентов один будет иметь меньшую температуру кипения и, следовательно, большее давление пара. Его мы назовем низкокипящим компонентом (НКК) и присвоим ему номер 1. Второй компонент, температура кипения которого выше, а давление пара меньше, назовем высококипящим компонентом (ВКК) и присвоим ему номер 2.

Состав бинарной смеси будем выражать в молярных долях НКК и обозначать через  $X$  его концентрацию в жидкой фазе, а через  $Y$  – концентрацию в паровой фазе. Концентрация второго компонента, ВКК, в жидкой фазе будет  $(1-X)$ , а в паровой –  $(1-Y)$ .

Количество взятой смеси на разделение обозначим  $F$ , количество полученного дистиллята –  $D$ , количество кубового остатка –  $W$ .



Концентрацию НКК в исходной смеси обозначим  $X_f$ , его концентрацию в общем количестве полученного дистиллята –  $X_d$ , а в кубовом остатке –  $X_w$ .

Количество возвращающегося в колонну дистиллята (флегмы), отнесенное к 1 кг готового продукта, называется *флегмовым числом* и обозначается буквой  $R$ .

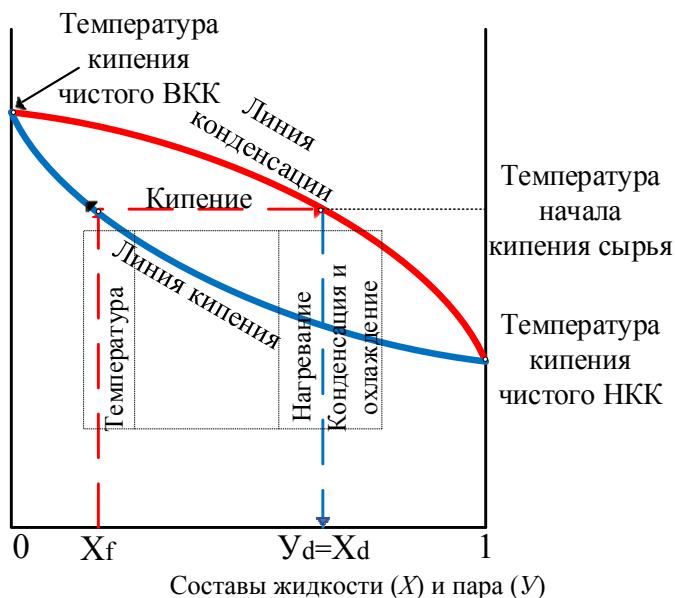


Рис. 4.1. Иллюстрация процесса простой перегонки на графике температур кипения и конденсации

Ректификационные установки бывают периодического и непрерывного действия.

Взятая исходная смесь в количестве  $F$  и с концентрацией НКК  $X_f$  нагревается до температуры кипения  $t_{\text{кип}}$ . При кипении образуется пар состава  $Y_d$ , который после конденсации превращается в жидкий дистиллят с концентрацией НКК  $X_d$ . По мере проведения процесса перегонки исходный раствор будет обедняться НКК, так как тот переходит в дистиллят. Поэтому

точка  $M$  на линии кипения начнет перемещаться (*мигрировать*) вверх и влево, температура кипения будет расти. Вслед за точкой состава кипящей жидкости  $M$  будет перемещаться точка состава пара. Концентрация НКК в нем будет уменьшаться.

*Ректификация* – это тепломассообменный процесс, применяемый для разделения жидких смесей, компоненты которых различаются по температурам кипения. Процесс осуществляется при контактировании потоков пара и жидкости, имеющих разные составы и температуры: пар содержит больше высококипящих компонентов и имеет более высокую температуру, чем вступающая с ним в контакт жидкость.

Организация потоков пара и жидкости, а также их взаимодействие реализуются в специальных массообменных аппаратах – ректификационных колоннах. Поток пара создается за счет подвода теплоты в выносной кипятильник ректификационной установки и испарения в нем части нижнего продукта. Поток жидкости (флегмы или *орошения*) организуется за счет конденсации уходящего с верха колонны пара в конденсаторе. Взаимодействие потоков осуществляется на специальных контактных устройствах, размещенных по высоте ректификационной колонны. В качестве контактных устройств могут использоваться или так называемые *тарелки* (ступенчатый контакт), или фигурный кусковой материал – *насадка*.

*Ректификационная колонна* – это противоточный колонный аппарат, в котором по всей его высоте реализуется процесс тепломассообмена между стекающей вниз флегмой (жидкостью) и поднимающимся вверх паром, причем температура пара на  $0,5\text{--}2^\circ$  выше температуры жидкости. Процесс тепломассообмена заключается в непрерывном обмене теплом и отдельными компонентами между жидкой и паровой фазами. Жидкая фаза обогащается более высококипящим компонентом, а паровая фаза – более низкокипящим, т. е. из пара в жидкость уходит ВКК, а из жидкости испаряется НКК и переходит в пар. В результате пар, дойдя до верха, превращается

в практически чистый НКК, а жидкость, дойдя до низа, – в почти чистый ВКК. Движущей силой этого обмена на границе двух фаз является стремление жидкой и паровой фазы к их равновесному состоянию.

Процесс ректификации представляет собой многократно повторяющиеся по высоте колонны – циклы испарения жидкости и конденсации ее паров (достижение равновесных состояний).

Для проведения заданного процесса ректификации исходной смеси можно рассчитать теоретическое значение числа ступеней контакта, в каждой из которых реализуется равновесное состояние фаз. В реальных условиях равновесие уходящих из контактной зоны потоков пара и жидкости не достигается, потоки имеют разные температуры, а их составы не соответствуют условиям равновесия. Поэтому для проведения заданного процесса ректификации потребуется большее число ступеней контакта, чем теоретическое.

Продуктами процесса ректификации являются дистиллят (верхний продукт) и кубовый остаток (нижний продукт). Если разделяется двухкомпонентная (бинарная) смесь, то дистиллят представляет собой практически чистый НКК, а кубовый остаток – практически чистый ВКК. В лабораторной работе разделяется смесь этилового спирта и воды. В качестве дистиллята при этом будет отбираться концентрированный спирт.

С верха колонны уходит пар, который поступает в конденсатор, переходит в жидкую фазу и делится на два потока: отводящийся с установки дистиллята, который является товарным продуктом, и флегму, которая возвращается обратно в колонну и создает в ней поток жидкого орошения.

Чтобы создать поток стекающей по колонне флегмы, необходимо сначала создать поток пара, т. е. испарить жидкость в кипятильнике. На это затрачивается тепловая энергия. Затем пар надо сконденсировать и превратить во флегму. Для этого подведенную теплоту надо отвести в конденсаторе (дефлегматоре). Таким образом, циркулирующая по установке флегма

является энергетической платой за разделение жидкостей на чистые компоненты. Поэтому вполне понятно желание уменьшить эту плату, уменьшить расход возвращаемой в колонну флегмы. Для количественной оценки соотношения потоков возвращаемой флегмы и получаемого дистиллята вводится понятие *флегмового числа*  $R$ , которое равно отношению расходов флегмы и дистиллята.

Строится диаграмма равновесия для заданной бинарной смеси (рис. 4.2).

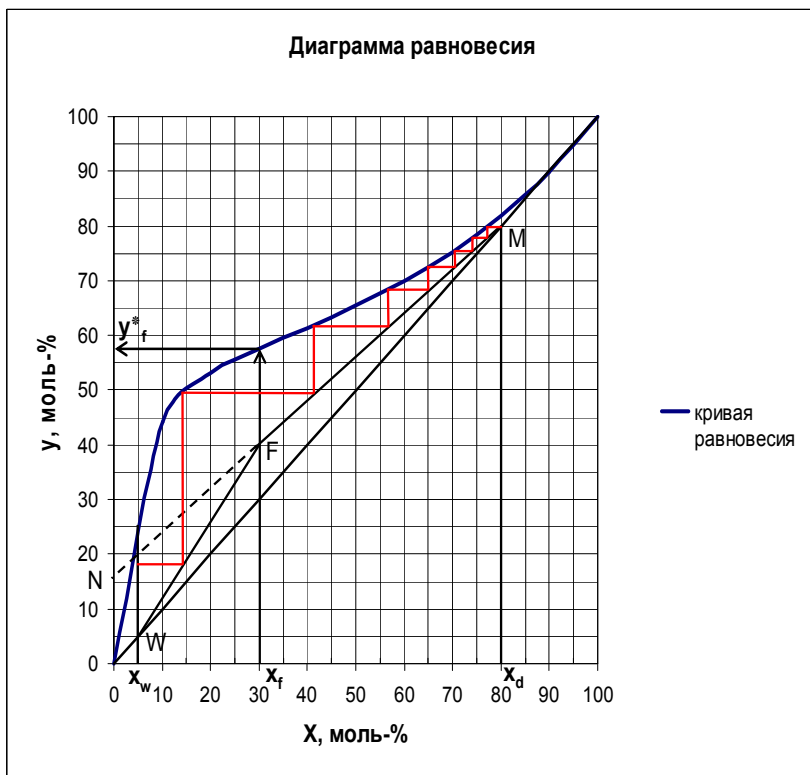


Рис. 4.2. Графическое определение числа теоретических тарелок

Откладываются на оси  $OX$  точки, соответствующие составу кубового остатка  $X_w$ , исходной смеси  $X_f$  и дистиллята  $X_d$ .

Проводятся через эти точки вертикали. Находится молярная доля летучего компонента в парах, равновесных жидкости питания  $Y_f^*$ . Обозначаются точки  $M$  и  $W$ .

Определяется минимальное флегмовое число по формуле

$$R_{\text{мин}} = \frac{X_d - Y_f^*}{X_f^* - X_f},$$

где  $X_d$  – молярная доля летучего компонента в дистилляте (готовом продукте);

$X_f$  – то же в исходной жидкости (питании) колонны;

$Y_f^*$  – то же в паре, равновесном с жидкостью питания.

Рабочее флегмовое число  $R = (1,5-2,5) R_{\text{мин}}$ .

Проводится рабочая линия концентраций, для чего на оси ординат откладывается отрезок  $ON$ , величина которого определяется по формуле  $ON = \frac{X_d}{R+1}$ . Соединяются точки  $N$  и  $M$ ,

а также точки  $W$  и  $F$  отрезками (точка  $F$  получается при пересечении двух рабочих линий и соответствует составу исходной смеси). Отрезки  $FM$  и  $WF$  – рабочие линии верхней (укрепляющей) и нижней (исчерпывающей) частей колонны, соответственно.

Проводятся последовательно из точки  $M$  горизонтальные до линии равновесия и вертикальные до рабочей линии отрезки между кривой равновесия и рабочими линиями  $MF$  и  $FW$ . Последнюю горизонталь провести так, чтобы она пересекла вертикальную прямую  $X = X_w$ . Число полученных при построении ступеней соответствует числу теоретически необходимых тарелок ректификационной колонны  $n_{\text{теор}}$ .

Действительное число тарелок определяется по формуле

$$n_{\text{действ.}} = n_{\text{теор}} / \eta_T.$$

## 4.2. Описание лабораторной установки

Исследуемая ректификационная установка относится к аппаратам периодического действия. Перед проведением опытов следует подготовить спирт-сырец, который заливается в испарительную емкость. Далее емкость плотно закрывается крышкой. Сверху на крышку из отдельных элементов монтируется требуемая конфигурация.

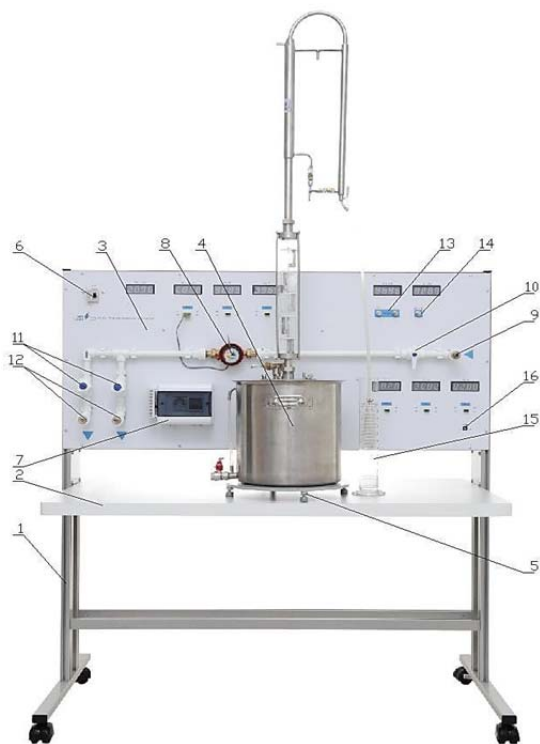


Рис. 4.23. Схема лабораторной установки:

- 1 – корпус; 2 – столешница; 3 – панель; 4 – ректификационная установка;  
5 – опорное основание; 6 – сетевой выключатель; 7 – регулятор мощности;  
8 – датчик расхода; 9 – штуцер присоединения к водородной сети;  
10 – отсекающий кран; 11 – регулирующие краны; 12 – штуцера присоединения трубок охлаждения; 13 – штуцера датчика  $\Delta P1$ ; 14 – штуцера датчика P2;  
15 – приемная емкость; 16 – разъем USB

### 4.3. Порядок проведения работы

1. Установить максимальный расход охлаждающей воды через теплообменник дефлегматора. Для этого открыть краны В3, В4 и В1.

2. Включить вилку ТЭН в розетку регулятора.

3. Ожидать начала кипения.

4. После начала кипения следует выждать 5–15 мин, в течение которых произойдет насыщение колонны парами спирта. Благодаря колонне с прозрачной стенкой, возможно визуальное наблюдение за процессами, происходящими на тарелках колонны.

5. Открыть кран В2 для подачи воды к теплообменнику охладителя.

6. Уменьшить подачу воды на охлаждение краном В4, ограничив расход воды примерно до 1,8–2,0 л/мин. Это необходимо для повышения точности регулировки температуры конденсации в дефлегматоре.

7. Плавно перекрывать подачу воды к теплообменнику дефлегматора краном В1, контролируя при этом температуру Т1. На рис. 2.4 приведены графики температур, отражающие переход к устойчивой ректификации.

8. Регулируя Т1 подачей воды (кран В1), постепенно плавно повышать температуру Т1 до момента выхода первых капель продукта.

9. Далее требуется путем регулировки Т1 обеспечить требуемую производительность по отбору продукта. При этом не допускать выхода значений температуры Т1 за пределы обозначенных величин.

10. При устойчивой ректификации наступает тепловой баланс и дальнейшая регулировка Т1 и производительности не требуется. При этом необходим постоянный контроль указанных параметров, так Т1 должна быть постоянной, Т2 – плавно увеличиваться по мере падения концентрации спирта в сырье.

11. При наполнении мерного цилиндра следует фиксировать время и производить замер концентрации.

12. Перелить спирт из мерного цилиндра в подготовленную емкость.

13. Результаты опытов заносятся в табл. 4.1.

Таблица 4.1

#### Опытные данные

Вес пробы		Плотность раствора		Весовая концентрация		Время отбора		Время орошения		Флегмовое число	
$G_f$	$G_d$	$G_w$	$\rho_f$	$\rho_d$	$\rho_w$	$a_f$	$a_d$	$a_w$	$\tau_2$	$\tau_1$	$R$

*Примечание:*  $f$  – исходная смесь,  $d$  – дистиллят,  $w$  – кубовый остаток.

#### 4.4. Обработка результатов опыта

1. По весу пробы определяем плотность раствора до и после опыта.

2. По табл. 4.2, в зависимости от плотности раствора, определяется весовая концентрация ( $a_f$ ) и ( $a_d$ ), %.

3. Пересчитываются весовые концентрации летучего компонента в мольные по формулам:

$$x_f = \frac{\frac{a_f}{\mu_a}}{\frac{a_f}{\mu_a} + \frac{b_f}{\mu_b}}; \quad x_d = \frac{\frac{a_d}{\mu_a}}{\frac{a_d}{\mu_a} + \frac{b_d}{\mu_b}},$$

где  $b = 100 - a$ ;

$a_f, a_d$  – весовая концентрация летучего компонента;

$b_f, b_d$  – весовая концентрация нелетучего компонента;

$\mu_a, \mu_b$  – молекулярные веса летучего и нелетучего компонентов.



4. Определяется величина флегмового числа  $R = \frac{\tau_1}{\tau_2}$ .

5. Строится диаграмма равновесия. Проводится диагональ, строится кривая равновесия и ординаты  $X_f$  и  $X_d$ .

6. Строится рабочая линия концентраций с помощью, откладываемая отрезок  $ON$

$$ON = \frac{X_d}{R + 1}.$$

7. Для данного значения флегмового числа  $R$  определяется число теоретических тарелок  $n_{\text{теор}}$ .

8. Определяется число действительных тарелок при КПД  $\eta_T = 0,5$ :

$$n_{\text{действ}} = n_{\text{теор}} / \eta_T.$$

Таблица 4.2

Зависимость плотности раствора этиловый спирт–вода от концентрации

$\rho, \text{ г/см}^3, \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}$	$a, \% \cdot 100$
0,80	0,96
0,81	0,95
0,82	0,90
0,83	0,87
0,84	0,81
0,85	0,78
0,86	0,72
0,87	0,68
0,88	0,62
0,89	0,58
0,90	0,53
0,91	0,50
0,92	0,48

Окончание табл. 4.2

$\rho$ , г/см <sup>3</sup> , C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	$a$ , % · 100
0,93	0,41
0,94	0,33
0,95	0,31
0,96	0,22
0,97	0,18
0,98	0,11
0,99	0,10
0,995	0

Таблица 4.3

Таблица соотношений

$t$	$a_{ж}$	$a_{п}$	$X$	$Y$
100	0	0	0	0
98,75	1	9,5	0,004	0,04
97,65	2	19,3	0,007	0,08
96,65	3	27,1	0,012	0,13
95,8	4	33,4	0,014	0,15
94,95	5	38	0,02	0,19
93,05	7,5	46,4	0,03	0,25
91,45	10	52	0,04	0,3
88,95	15	59,5	0,06	0,36
87,15	20	64,8	0,089	0,44
85,75	25	68,6	0,1	0,46
84,65	30	71,4	0,14	0,5
83,75	35	73,3	0,17	0,53
83,1	40	74,7	0,2	0,54
82,45	45	75,9	0,23	0,55
81,9	50	77,1	0,28	0,57

Окончание табл. 4.3

$t$	$a_{ж}$	$a_{п}$	$X$	$Y$
81,45	55	78,2	0,32	0,58
81	60	79,4	0,37	0,6
80	65	80,7	0,42	0,62
80,2	70	82,2	0,48	0,64
79,8	75	84,9	0,53	0,69
79,35	80	85,9	0,61	0,71
78,95	85	88,3	0,69	0,74
78,5	90	91,3	0,78	0,8
78,42	91	91,5	0,79	0,8
78,33	92	92,7	0,82	0,83
78,27	93	93,4	0,86	0,84
78,2	94	94,2	0,86	0,86
78,15	95	95,1	0,88	0,87
78,3	100	100	1	1

## Лабораторная работа № 5

### 5. ЛАБОРАТОРНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ КИНЕТИКИ СУШКИ ПОРИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

**Цель работы:** построение кривых сушки, изменения температуры материалы по толщине образца и скорости сушки капиллярно-пористого материала.

#### 5.1. Общие сведения

*Сушкой* называется процесс удаления из твердых материалов и растворов содержащейся в них влаги за счет ее испарения или выпаривания. Наибольшее распространение в промышленности имеет тепловая сушка. В процессе сушки подвод тепла к материалу может осуществляться теплопроводностью, конвекцией, излучением или любой комбинацией этих процессов. Соответственно, к этим способам передачи тепла можно отнести кондуктивную, конвективную, радиационную сушку или их комбинации – кондуктивно-конвективную, кондуктивно-радиационную и т. д.

Наиболее распространенный способ сушки в промышленности – конвективный, когда в качестве теплоносителя используются воздух, дымовые газы, инертные газы, перегретые пары растворителя. Поэтому анализ процессов сушки и методика расчета сушильных установок относятся в первую очередь к конвективной сушке воздухом или дымовыми газами.

Процесс удаления влаги из материала может преследовать различные цели: обеспечение сохранности материалов (продуктов), повышение прочности (при сушке керамических изделий), выделение твердого материала из раствора, увеличение теплоты сгорания при обезвоживании топлива и т. д. Удаление влаги из материалов можно осуществлять механическим путем (отжатие, центрифугирование, отсасывание, фильтро-

вание), путем поглощения ее химическими реагентами, а также посредством тепловой сушки.

Выбор способа обезвоживания определяется видом материала, начальным и конечным соотношением между количеством влаги в материале и сухим остатком в нем, технико-экономическими показателями. Механическое обезвоживание экономичнее тепловой сушки, однако, позволяет удалить лишь ту часть влаги, которая наименее прочно связана с материалом. Удаление влаги путем поглощения ее химическими реагентами используется, как правило, при обезвоживании малых количеств материала.

## 5.2. Пояснение к заданию

1. Кинетические закономерности сушки материала (изменение среднеинтегральных влагосодержания  $\omega = f(\tau)$  и температуры  $t = f(\tau)$  по времени) обуславливаются совокупностью процессов переноса тепла и массы внутри материала (внутренняя задача) и в окружающей среде (внешняя задача). Интенсивность внешнего тепло- и массообмена определяется температурой, относительной влажностью и скоростью сушильного агента.

Специфика связи влаги со «скелетом» образца влияет на интенсивность процессов тепломассообмена, особенно во втором периоде сушки, и затрудняет аналитическое построение кривых сушки при различных значениях режимных параметров сушильного агента. Поэтому анализ влияния скорости и температуры сушильного агента на продолжительность сушки в настоящее время, как правило, проводят на основании кривых сушки, полученных опытным путем.

При построении кривой сушки  $\omega = f(\tau)$  по полученным данным убыви влаги, текущие значения влагосодержания  $\omega_\tau$  на сухую массу рассчитывают по формуле:

$$\omega_1 = \frac{W_{H1}}{G + W_{H1}}; \quad \omega_2 = \frac{W_{H2}}{G + W_{H2}}; \quad \omega_3 = \frac{W_{H3}}{G + W_{H3}};$$

где  $W_H$  – количество влаги;

$G_{\text{сух}} = 0,14$  кг – вес сухого материала.

$$\frac{d\omega_1}{d\tau} = \frac{\omega_1 - \omega_2}{\tau}; \quad \frac{d\omega_2}{d\tau} = \frac{\omega_2 - \omega_3}{\tau},$$

где  $\tau = 5$  мин.

Графики

$$f(\tau) = \frac{d\omega}{d\tau},$$

где  $f(\tau) = t$  материала.

$$\omega\tau = \frac{W_H - \Delta W_\tau}{G_{\text{сух}}},$$

где  $W_H$  – начальное количество влаги в материале, кг;

$\Delta W_\tau$  – убыль влаги в процессе сушки, кг;

$G_{\text{сух}}$  – масса сухого материала при  $\omega_p = 0$ .

Для опытного образца (рис. 5.1)  $G_{\text{сух}} = 0,14$  кг. Очевидно, что

$$G_\tau = G_{\text{сух}} + W_H - \Delta W_\tau.$$

На основании опытных кривых убыли массы, полученных при трехступенчато изменяемых режимных параметрах сушильного агента (согласуемых с преподавателем  $t_1, V_1; t_2, V_2$ ;

$t_3, V_3$ ), для образца с размерами, приведенными на рис. 5.1, необходимо построить кривую сушки (рис. 5.2). При этом желательно вести процесс таким образом, чтобы интенсивность сушки увеличивалась от режима к режиму (рис. 5.3). Целесообразны следующие моменты перехода от режима к режиму:

$$\omega_H - \omega_1 \approx 0,25 (\omega_H - \omega_p).$$

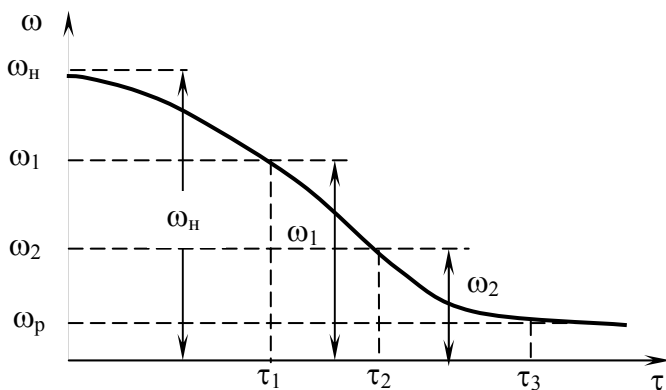


Рис. 5.1. Кривая сушки

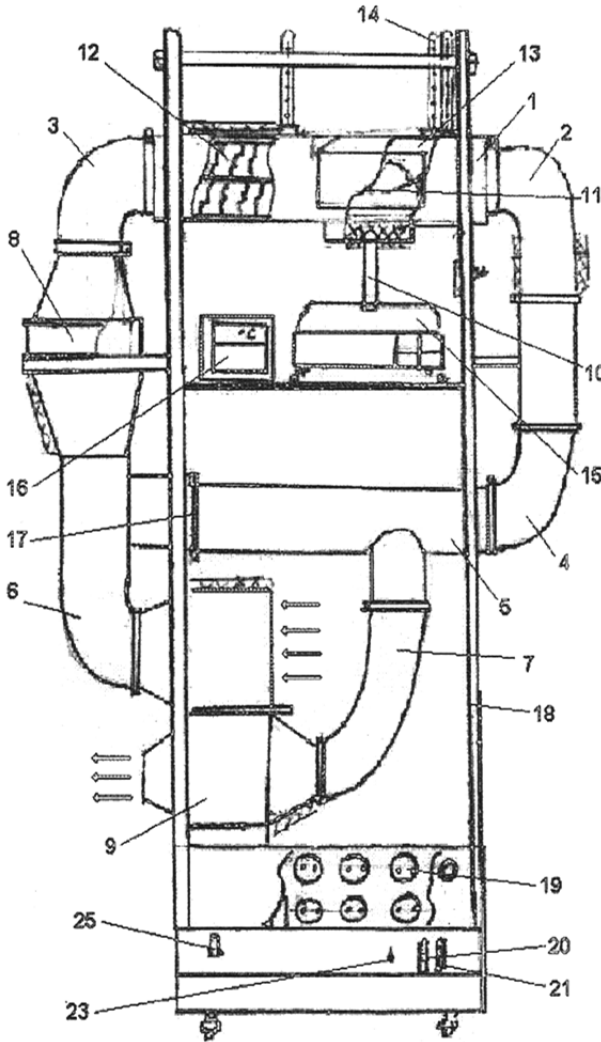


Рис. 5.2. Установка для исследования кинетики сушки:

- 1 – камера; 2–7 – трубопроводы; 8 – блок вентилятора; 9 – теплообменник; 10 – устройство для установки образца; 11 – окно для установки образца; 12 – нагреватель; 13 – окно для установки термометров; 14 – термопары; 15 – весы; 16 – термоизмерительный прибор; 17 – заслонки; 18 – стойка; 19 – розетки; 20, 21 – автоматы; 23 – тумблер режима работы вентилятора; 24 – тумблер режима работы нагревателя; 25 – разъем силовой сушки



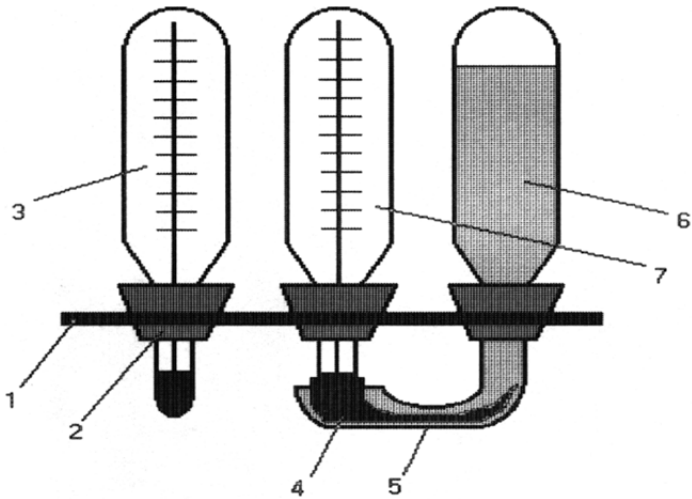


Рис. 5.3. Термометры:

1 – пластина; 2 – резиновые пробки; 3 – «сухой» термометр; 4 – бинт;  
5 – бачок для воды; 6 – вода; 7 – «мокрый» термометр

2. Кривая скорости сушки  $\partial\omega/\partial\tau = f(\omega)$  строится графическим дифференцированием кривой сушки (рис. 5.4).

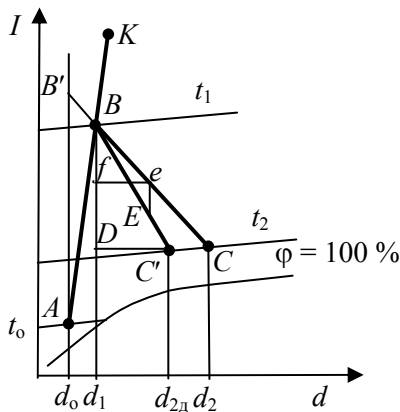


Рис. 5.4. Построение теоретического и действительного процессов сушки в  $I, d$  – диаграмме влажного воздуха

Экспериментально определенная величина интенсивности испарения влаги в первых периодах сушки может быть рассчитана по соотношениям

$$q'_{1\varepsilon} = \frac{\Delta w_1}{\Delta \tau_1 F}; \quad q'_{2\varepsilon} = \frac{\Delta w_2}{\Delta \tau_2 F}; \quad q'_{3\varepsilon} = \frac{\Delta w_3}{\Delta \tau_3 F},$$

где  $F$  – поверхность образца, с которой происходит испарение, м<sup>2</sup>;

$q'_{1\varepsilon}$ ,  $q'_{2\varepsilon}$ ,  $q'_{3\varepsilon}$  – теоретически возможные значения интенсивности испарения при турбулентном режиме обтекания образца.

В конечном виде формула для расчета интенсивности испарения имеет вид

$$q_T = \frac{0,046 \left( \frac{Vl}{v} \right)^{0,8} \left( \frac{v}{D_c} \right)^{0,43} D_c}{lR_n T} (P_n - P_c);$$

где  $D_c$  – коэффициент концентрационной диффузии, м<sup>2</sup>/с.

$$D_c = \frac{C}{1 - A\rho_0\omega} \left( \frac{T}{1000} \right)^n,$$

где  $A = 0,035$ ;  $n = 20$ ;  $C = (0,7 \div 50)10^5$ .

Для смеси водяного пара и воздуха:

$$R_n = \frac{R}{\mu_n} \text{ – газовая постоянная пара;}$$

$R$  – универсальная газовая постоянная (если  $P_n$  и  $P_c$  выражены в Н/м<sup>2</sup>, то  $R = 8314$ ;  $\mu_n = 18$  – молекулярный вес водяного пара;  $T$  – температура паровоздушной смеси, °С);

$P_n, P_c$  – парциальные давления пара у поверхности испарения и в окружающей среде, Н/м<sup>2</sup>.

$P_n$  и  $P_c$  – могут быть получены по экспериментальной зависимости

$$P_n = 272(1,108 + 0,01t_n)^8;$$

$$P_c = \varphi \cdot P_n.$$

где  $\varphi$  – относительная влажность воздуха в установке, которая может быть определена с помощью  $H-d$  диаграммы по указаниям сухого и мокрого термометра;

$t_n$  – температура в зоне испарения влаги, °С.

При сушке в первом периоде без углубления зоны испарения  $t_n$  может быть определена путем экстраполяции кривой  $t = f(x)$  на поверхности материала, с которой происходит испарение.

3. Наиболее просто обобщение экспериментальных данных и расчет кинетики процесса сушки проводить полуэмпирическим методом В. В. Красникова.

Смысл метода обобщения экспериментальных данных заключается в том, что, независимо от режима сушки, для каждого фиксированного влагосодержания образца произведение скорости сушки в первом периоде  $N$  на текущее время  $\tau$  остается постоянным.

Если для ряда опытов по сушке одного материала  $N\tau_n = \text{const}$ , то легко показать, что в этом случае должно выполняться равенство:

$$N_1\tau_1 = N_2 \left( \tau_2 + \frac{\omega_{H1} - \omega_{H2}}{N_2} \right) = N_3 \left( \tau_3 + \frac{\omega_{H1} - \omega_{H3}}{N_3} \right).$$

Метод обобщения В. В. Красникова позволяет на основании лишь одного опыта при произвольных режимных пара-

метрах установить связь между продолжительностью процесса сушки и ранее неисследованными режимными параметрами сушильного агента.

Построение обобщенной кривой кинетики сушки производится с помощью кривой скорости сушки, построенной по п. 2. Для каждого из интервалов влагосодержаний  $\omega_n - \omega_1$ ;  $\omega_1 - \omega_2$ ;  $\omega_2 - \omega_p$  определяют максимальную скорость сушки  $N_1, N_2, N_3$  (рис. 5.3), соответственно, и перестраивают кривую сушки (рис. 5.2) в новых координатах ( $\omega-N.\tau$ ). При этом в пределах каждого из указанных интервалов влагосодержаний для перемножения с текущим временем процесса используется соответствующая скорость сушки  $N = \text{const}$ .

4. Построение температурных кривых  $t = f(x)$  производят для периода подогрева периодов постоянной и падающей скоростей сушки, а также для одного или двух моментов перехода от одного режима сушки к другому. Кривые  $t = f(x)$  необходимы для определения температуры поверхности образца. Установка термопар на образце, позволяет произвести построение трех температурных кривых  $t_1 = f(x)$  – на обтекаемой поверхности образца,  $t_2 = f(x)$  – в средней плоскости образца,  $t_3 = f(x)$  – на не обтекаемой, нижней поверхности образца.

5. Для сравнения расчетной и экспериментально-определенной продолжительности сушки опытного образца во втором периоде, для третьего режима используют

$$\tau_3 = \frac{1,28 \cdot \omega_3}{N_3} \ln \frac{1}{x(\omega_k - \omega_p)},$$

где  $N_3$  – скорость сушки в начале третьего периода, % мин;

$\omega_3, \omega_k, \omega_p$  – влагосодержание материала при переходе к третьему режиму, конечное и равновесное, %;

$x$  – относительный коэффициент сушки, рассчитываемый

$$x = \frac{1,8}{\omega_3}.$$

Таблица 5.1

## Опытные данные

№ п/п	$\tau$ , мин	$T_1$ , °C	$T_2$ , °C	$T_3$ , °C	$T_4$ , °C	$T_5$ , °C	$T_6$ , °C	$T_7$ , °C	$T_8$ , °C	$T$ , °C	$T''$ , °C	$T'_1$ , °C	$W_{нз}$ , кг
1													
2													
3													
...													
13													

## Литература

1. Лебедев, П. Д. Теплообменные, сушильные и холодильные установки / П. Д. Лебедев. – Москва: Энергия, 1972.
2. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник: в 2 ч. / Ю. И. Дытнерский. – Москва: Химия, 1995.
3. Иоффе, И. Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: учебник для техникумов / И. Л. Иоффе. – Ленинград: Химия, 1991.
4. Дытнерский, Ю. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / Ю. И. Дытнерский. – Москва: Химия, 1991.
5. Бакластов, А. М. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплоиспользующих установок / А. М. Бакластов. – Москва: Энергия, 1970.
6. Лыков, М. В. Распылительные сушилки: основы и теории расчета / М. В. Лыков, Б. И. Леончик. – Москва: Машиностроение, 1966.
7. Ведерникова, М. И. Проектирование сушильной распылительной установки. Ч. 1 / М. И. Ведерникова. – Екатеринбург: УГЛТУ, 2002.
8. Ведерникова, М. И. Проектирование сушильной распылительной установки. Ч. 2 / М. И. Ведерникова. – Екатеринбург: УГЛТУ, 2005.

Учебное издание

**ПРОМЫШЛЕННЫЕ  
ТЕПЛОМАССОБМЕННЫЕ  
ПРОЦЕССЫ И УСТАНОВКИ**

Лабораторный практикум  
для студентов специальности 1-43 01 05  
«Промышленная теплоэнергетика»

В 2 частях

Часть 2

Составители:

**АЙДАРОВА** Зоя Борисовна  
**КОСМАЧЕВА** Элеонора Михайловна  
**КАЧАР** Леонид Исаакович

Редактор *Е. О. Германович*  
Компьютерная верстка *Н. А. Школьниковой*

Подписано в печать 18.06.2020. Формат 60×84 <sup>1</sup>/<sub>16</sub>. Бумага офсетная. Ризография.  
Усл. печ. л. 2,73. Уч.-изд. л. 2,14. Тираж 100. Заказ 830.

Издатель и полиграфическое исполнение: Белорусский национальный технический университет.  
Свидетельство о государственной регистрации издателя, изготовителя, распространителя  
печатных изданий № 1/173 от 12.02.2014. Пр. Независимости, 65. 220013, г. Минск.