

Министерство образования Российской Федерации  
Восточно-Сибирский государственный технологический  
университет

## ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

Программа, контрольные задания и методические  
указания по их выполнению для студентов  
заочного обучения специальности 655800  
«Пищевая инженерия»

Составители: Г.И. Николаев  
Г.И. Хараев  
С.С. Ямпиров

г. Улан-Удэ, 2001 г.

# ПРОГРАММА КУРСА «ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ»

## Введение

Современное пищевое производство. Технологические процессы пищевых производств. Особенности курса «Процессы и аппараты», связь его с другими дисциплинами, место курса в учебном плане. Историческая справка о создании и развитии курса. Классификация основных процессов, рассматриваемых в курсе.

## Тепловые процессы

### Теплообменные аппараты

Основные принципы классификации теплообменных аппаратов. Рекуперативные, регенеративные и контактные теплообменники. Характеристика теплоносителей и основных типов теплообменных аппаратов. Теплообменники: газовые, паровые, водяные, с применением высококипящих теплоносителей, с использованием электроэнергии.

Основы расчета теплообменных аппаратов. Материальный и тепловой расчеты. Определение коэффициента теплопередачи в теплообменных аппаратах; выбор скорости рабочих тел; определение термических сопротивлений и т.д. Определение средней скорости температур. Гидравлический и механический расчеты теплообменного аппарата. Пути интенсификации процессов теплообмена и повышение технико-экономических показателей.

### Выпаривание и выпарные аппараты

Применение процесса выпаривания в пищевой промышленности. Физические свойства растворов и изменение их в процессе выпаривания. Материальный и тепловой расчет. Расчет многокорпусной выпарной установки. Распределение общего количества выпаренной воды по корпусам, определение температуры кипения раствора, температурные потери в выпарной установке, расчет расходов греющего пара, расчет коэффициентов теплопередачи и поверхности нагрева.

Основные типы выпарных аппаратов. Особенности и значение циркуляции растворов. Методы повышения скорости циркуляции. Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией раствора. Выпарка с тепловым насосом. Пути повышения технико-экономических показателей выпарных установок.

## Массообменные процессы

### Основы массопередачи

Основные теории процессов массообмена. Массообмен в технологических процессах пищевых производств. Потенциал массопереноса и силы массообмена. Кинетические коэффициенты в уравнениях массообмена. Дифференциальное уравнение массообмена и его краевые условия. Критериальные уравнения массообмена. Диффузионный молярный перенос. Особенности переноса в системах: твердое тело-газ, жидкость-пар и жидкость-жидкость. Общие методы интенсификации массообмена.

### Процессы сушки и сушильные установки

Процессы сушки в пищевой промышленности. Основные проблемы теории и техники сушки. Параметры влажного воздуха. Основы инженерного расчета сушильных установок. План расчета. Расчет количества испаренной влаги. Расчет расхода воздуха и пути снижения расхода воздуха в сушильных аппаратах. Расчет габаритов сушильной камеры для различных типов сушильных установок. Тепловой расчет адиабатной и действительной сушильной установки. Термодинамический анализ процесса сушки в диаграмме, построение в ней процесса. Варианты сушильного аппарата и их графо-аналитический расчет. КПД сушильной установки и пути его повышения. Квалификация сушильных установок, основные типы, применение в пищевой промышленности.

Новые методы сушки, их физическая сущность и особенности расчета: конвективная сушка в кипящем слое и во взвешенном состоянии, сушка инфракрасными лучами, сушка в электрическом поле высокой частоты, комбинированные методы сушки, сушка сублимацией. Пути повышения технико-экономических показателей сушильных установок.

### Сорбционные процессы и аппараты

Процессы абсорбции и адсорбции и применение их в пищевой промышленности. Основные характеристики сорбционных процессов-движущие силы, материальный баланс, ос-

новые уравнения и коэффициенты. Метод графического расчета. Основные типы абсорберов и адсорберов. Характеристика адсорбентов, применяемых в пищевой промышленности. Регенерация поглотителей. Пути интенсификации сорбционных процессов.

Процессы перегонки и ректификации.

Процессы перегонки и ректификации в пищевой промышленности. Основные теории перегонки. Квалификация разделяемых бинарных смесей, основные законы перегонки, графическое изображение свойств разделяемых смесей на диаграмме "состав-температура" и диаграмма равновесия. Понятие о дифлегмации. Квалификация процессов перегонки и области их применения. Простая перегонка в атмосферных условиях и в вакууме. Перегонка с водяным паром. Сложная перегонка: многокубовые аппараты, колонные аппараты. Особенности процесса ректификации. Процессы, протекающие на тарелках, и определение числа тарелок ректификационных аппаратов. Определение минимального флегмового числа. Материальный и тепловой балансы. Типы ректификационных аппаратов: аппараты с тарелками, насадочные колонны, пленочные колонны, ротационные аппараты. Пути повышения технико-экономических показателей ректификационных аппаратов.

Гидравлические и механические процессы.

Процессы разделения различных материалов

Разделение неоднородных систем с твердой дисперсной средой.

Неоднородные твердые системы в пищевых производствах, их характеристика и классификация. Методы разделения неоднородных систем и области их применения. Силы, действующие на частицу, при движении на решетке. Расчет скорости движения частиц и анализ параметров ее определяющих. Решетные сепараторы, их характеристика и основы их расчета. Методика расчета решетных сепараторов. Определение габаритов решет, расчет кинематического режима, выбор электродвигателей. Эффективность работы сепараторов. Пути повышения эффективности работы сепараторов. Классификация и устройство решетных сепараторов.

Процессы измельчения

Процессы измельчения в пищевой промышленности. Классификация способов дробления. Теория дробления. Общие требования, предъявляемые к дробилкам. Устройство и принцип работы основных типов дробилок. Методика расчета дробилок. Классификация устройств для резания. Теория резания. Типы машин для резания. Пути повышения технико-экономических показателей.

### Теоретические вопросы

Номер варианта	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Номер вопроса	7	8	9	10	1	2	3	4	5	6
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	27	28	29	30	21	22	23	24	25	26

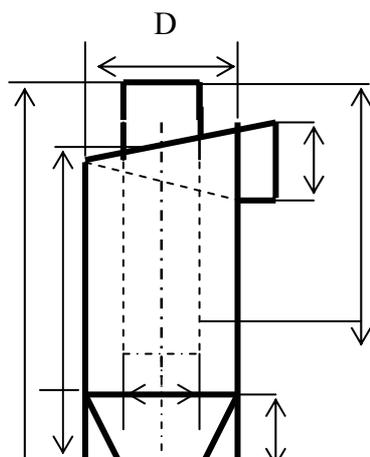
1. Напишите выражение коэффициента теплопередачи  $K$  и поясните, в каких случаях можно пренебречь тепловым сопротивлением стенки.
2. Укажите порядок цифровых величин для коэффициентов теплопередачи для важнейших случаев теплообмена («стенка – вода», «стенка – пар», «стенка – газ»).
3. Каковы преимущества и недостатки нагревания «острым» и «глухим» паром?
4. Какие типы водоотводчиков применяются в промышленности у теплообменников технологического оборудования и какой контроль должен быть за этими водоотводчиками?
5. В каких случаях при расчете теплообменников цилиндрическую (трубчатую) поверхность можно считать как плоскую?
6. Как рассчитывается толщина изоляционного слоя на горячих поверхностях оборудования и коммуникаций?
7. Для чего и в каких случаях применяются ребристые поверхности нагрева?

8. Зависит ли средняя разность температур от схемы движения теплоносителей (прямоток, противоток), если температура одного из теплоносителей остается постоянной?
9. Перечислите основные способы нагрева, применяемые в технике, и дайте их сравнительные характеристики.
10. Нарисуйте схемы кожухотрубных, оросительных погружных трубчатых теплообменников.
11. Дайте определения понятий «абсолютная влажность», «относительная влажность» и «влажность» влажного воздуха и покажите, какая связь между этими величинами.
12. Нарисуйте схему многозонной сушилки с промежуточными подогревом и зонной рециркуляцией. Постройте процесс работы этой сушилки и диаграмме «I – d» и поясните ее преимущества и недостатки.
13. Нарисуйте схемы основных типов абсорберов.
14. Каковы преимущества и недостатки метода сушки на горячей поверхности (контактная сушка) по сравнению с воздушной сушкой?
15. Какими факторами определяется емкость сушилки по загруженному в нее материалу?
16. Нарисуйте кривые изменения температур материалов в процессе сушки при контактной и при воздушной сушке?
17. Как влияет на интенсивность сушки парциальное давление водяного пара в окружающем воздухе?
18. Почему невыгодно высушивать ниже равновесной влажности?
19. Какие основные параметры подлежат контролю в процессе сушки?
20. Какое значение имеет рециркуляция рабочего воздуха в процессе сушки?
21. Каково назначение выпарных аппаратов?
22. В каких случаях целесообразно применение многокорпусных выпарных установок?
23. Нарисуйте схему однокорпусного аппарата и напишите уравнение его теплового баланса.
24. Когда нужно применять вакуум-выпаривание?
25. Кривые фазовые равновесия бинарных жидких смесей и их значение при расчете ректификационных колонн.
26. Нарисуйте схему непрерывно действующей ректификационной колонны.
27. Нарисуйте схему аппарата для экстрагирования при обычной температуре.
28. Нарисуйте схему аппарата с регенерацией растворителей.
29. Укажите случаи применения абсорбции и адсорбции и совместное их использование при разделении однородной смеси.
30. Какие хладонотители применяются в холодильной технике для получения умеренного холода?

## Контрольная работа №1

### Задача 1

Рассчитать циклон для выделения частиц сухого материала из воздуха, выходящего из распылительной сушилки, по следующим данным:



Расход воздуха –  $G$ , кг/с;  
 Температура воздуха –  $t$ , °С;  
 Наименьший диаметр частиц –  $d$ , м;  
 Отношение  $-\Delta P/\rho_{\Gamma}$

#### Требуется:

Определить условную скорость газа в цилиндрической части циклона –  $\omega_{\text{ц}}$  ;

Гидравлическое сопротивление циклона –  $\Delta P$ , н/м<sup>2</sup>;

Диаметр циклона –  $D$ , м;

Параметры циклона –  $H, h_1, h_2, h_3, h_4, D_1, b$ , м.

**Таблица исходных данных**

Величины	Размерность	По последней цифре шифра									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Расход воздуха, G	кг/с	0,5	0,7	0,6	0,66	0,58	0,75	0,64	0,8	0,83	0,72
Наименьший диаметр частиц, $d \cdot 10^{-6}$	м	80	80	80	100	100	100	90	90	90	100
Отношение, $\Delta P/\rho_{\Gamma}$	н·м/кг	720	740	730	700	710	750	740	720	730	750
Температура воздуха, t	°С	100	120	110	100	120	110	100	100	110	120

### Методические указания к решению задачи 1

Перед решением задачи необходимо проработать теоретический материал по процессам разделения неоднородных систем, конструкции материалов и их расчетам [1, 2, 3].

Диаметр циклона определяется по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0.785 \cdot \omega_{\text{Ц}}}} \quad \text{или} \quad D = \sqrt{\frac{G}{\rho_{\Gamma} \cdot 0.785 \cdot \omega_{\text{Ц}}}},$$

где  $V$  – расход воздуха, м<sup>3</sup>/с;

$\rho_{\Gamma}$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>;

$\omega_{\text{Ц}}$  – условная скорость воздуха, м/с.

Условная скорость воздуха в цилиндрической части циклона определяется из уравнения:

$$\frac{\Delta P}{\rho_{\Gamma}} = \xi \frac{\omega_{\text{Ц}}^2}{2}, \quad \text{откуда} \quad \omega_{\text{Ц}} = \sqrt{\frac{\frac{\Delta P}{\rho_{\Gamma}} \cdot 2}{\xi}},$$

где  $\Delta P$  – гидравлическое сопротивление (в Па);

$\xi$  – коэффициент сопротивления циклона.

Данный коэффициент определяют по выбранному типу циклона (таблица 1).

Плотность воздуха определяется:

$$\rho_B = 1,293 \cdot \frac{T_0}{T_0 + t}, \quad \text{где } T_0 = 273^0 \text{ К}$$

После подстановки найденных величин  $\omega_{\text{Ц}}$  и  $\rho_{\Gamma}$  определяем диаметр циклона  $D$ , выбрав тип циклона по табл.1. определяем параметры циклона.

Циклон (ЦН-24) - предназначен для улавливания крупной пыли;

(ЦН-15) – обеспечивает хорошую степень улавливания при небольшом гидравлическом сопротивлении;

(ЦН-11) – рекомендуется в качестве унифицированного пылеуловителя.

Гидравлическое сопротивление циклона ( $\text{н/м}^2$  или м.вод. ст.) определяем из уравнения:

$$\Delta P = \xi \frac{\rho_{\Gamma} \cdot \omega_{\text{ц}}^2}{2};$$

Основные размеры циклонов даны в таблице 1.

Таблица 1

Характеристика циклона	Размерность	Тип циклона		
		ЦН-24	ЦН-15	ЦН-11
Диаметр выходной трубы, $D_1$	м	0,6D	0,6D	0,6D
Ширина входного патрубка, $b$	м	0,26D	0,26D	0,26D
Высота входного патрубка, $h_1$	м	1,11D	0,66D	0,48D
Высота цилиндрической части, $h_3$	м	2,11D	2,26D	2,08D
Высота конической части, $h_4$	м	1,75D	2D	2D
Общая высота циклона, $H$	м	4,26D	4,56D	4,38D
Коэффициент сопротивления, $\xi$		60	160	250

### Задача 2

Рассчитать кожухотрубный нагреватель воды по следующим данным:

Количество нагреваемой воды –  $G$ , кг/с;

Начальная температура воды –  $t_{\text{н}}$ ,  $^{\circ}\text{C}$ ;

Конечная температура воды –  $t_{\text{к}}$ ,  $^{\circ}\text{C}$ ;

Давление греющего пара –  $P$ , Па;

Коэффициент теплопередачи –  $K$ ,  $\text{Вт/м}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C}$ ;

Потери тепла в окружающую

среду поверхностью нагрева –  $Q_{\text{п}}$ , Вт;

Длина одной трубки аппарата –  $L$ , м;

Диаметр трубки (наружный) –  $d$ , м;

Движение пара и воды – противоток

Требуется:

1. Рассчитать поверхность нагрева аппарата –  $F$ ,  $\text{м}^2$ ;

2. Определить количество нагревательных трубок в аппарате –  $n$ , шт;

3. Определить расход греющего пара –  $D$ , кг/с;

4. Начертить схему аппарата с указанием подачи пара и воды.

Таблица исходных данных

Величины	Размерность	Варианты по последней цифре шифра									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$G$	кг/с	1,4	2,22	1,66	1,1	1,9	2,5	2,7	2,22	1,4	2,5
$t_{\text{к}}$	$^{\circ}\text{C}$	70	80	75	75	80	70	80	70	90	85

$t_H$	$^{\circ}\text{C}$	22	25	20	21	23	24	22	20	25	25
$P \cdot 10^5$	Па	2,0	5,0	4,0	3,0	6,0	5,0	6,0	4,0	3,0	5,0
K	$\text{Вт/м}^2 \cdot \text{K}$	800	750	900	700	850	900	1000	850	700	900
$Q_{\text{п}}$	%	2	4	3	2	4	5	5	5	2	4
L	М	2,0	3,0	2,5	2,0	2,5	3,5	3,5	3,0	2,0	3,0
$d \cdot 10^{-3}$	М	25	38	25	20	38	54	54	38	25	54

## Методические указания к решению задачи 2

Перед решением задачи необходимо, изучить разделы учебника по основам теплообмена в пищевой аппаратуре, конструкциям теплообменных аппаратов и их расчетам [2.3].

Для расчета поверхности нагрева аппарата можно воспользоваться уравнением теплопередачи:  $Q_{\text{полн}} = KF\Delta t_{\text{ср}}$

Тепло, полученное водой от пара, равно:

$$Q = G \cdot c \cdot (t_K - t_H)$$

Здесь  $G$  – количество нагреваемой воды – надо взять в кг/с, а удельную теплоемкость «с» необходимо выбрать по таблице физических свойств воды (см. приложение 1) в зависимости от средней температуры в нагревателе.

Температурный напор определяется:

$$t_{\text{ср}} = (\Delta t_{\delta} + \Delta t_M) / 2$$

При  $\Delta t_{\delta} / \Delta t_M < 2$

$$\Delta t_{\delta} = t_p - t_H; \quad \Delta t_M = t_p - t_K;$$

$\Delta t_{\delta}, \Delta t_M$  – разность температур воды в начале и конце нагревания;

$t_p$  – температура насыщенного водяного пара определяется по его давлению (см. приложение 2).

$$\Delta t_{\text{ср}} = (\Delta t_{\delta} - \Delta t_M) \ln \Delta t_{\delta} / \Delta t_M$$

при  $\Delta t_{\delta} / \Delta t_M \geq 2$

Полный расход тепла на нагревание воды определяется:

$$Q_{\text{полн.}} = Q + Q_{\text{п}} = (1.02 - 1.05) \cdot Q,$$

Поверхность нагрева определяется по формуле:

$$F = Q_{\text{полн.}} / K \cdot \Delta t_{\text{ср}},$$

Количество трубок в нагревателе определяется:

$$n = F / f_{\text{тр}},$$

где  $f_{\text{тр}}$  – поверхность одной трубки, равная:

$$f_{\text{тр}} = \pi \cdot d \cdot L$$

Расход греющего пара определяется по формуле:

$$D = \frac{Q_{\text{пара}}}{i' - i''},$$

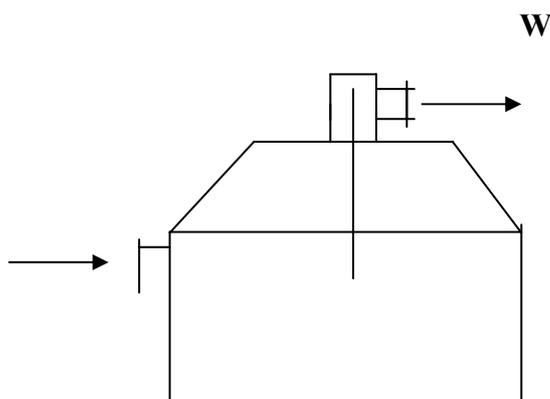
где  $Q_{\text{пара}} = Q_{\text{пол.}}$ ;

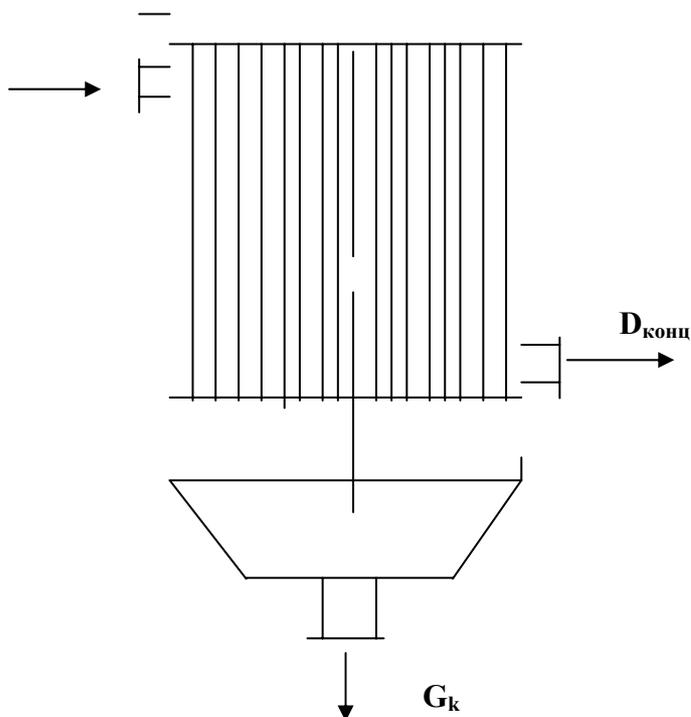
$i'$  – энтальпия пара, кДж/кг;

$i''$  – энтальпия конденсата жидкости, кДж/кг.

Энтальпия пара и конденсата жидкости выбирается по таблице (приложение 2), насыщенного водяного пара в зависимости от его давления.

## Задача 3





Рассчитать однокорпусной выпарной аппарат по следующим данным:  
 количество свежего раствора, поступающего на выпаривание –  $G_H$ , кг/с  
 начальная концентрация сухих веществ свежего раствора –  $v_H$ , %  
 конечная концентрация сухих веществ упаренного раствора –  $v_K$ , %  
 температура свежего раствора –  $t_H$ , °С  
 давление в аппарате –  $P_{ВТ}$ , Па;  
 теплоемкость свежего раствора –  $C_p$ ;  
 давление греющего пара –  $P_{г.п.}$ , Па;  
 коэффициент теплопередачи –  $K$ , Вт/(м<sup>2</sup>·°К);  
 температурные потери –  $\Delta$ , °С

Требуется определить:

1. Количество выпариваемой воды –  $W$ , кг/с;
2. Расход греющего пара –  $D$ , кг/с;
3. Полезную разность температур –  $\Delta t_{пол}$ , °С;
4. Поверхность нагрева аппарата –  $F$ , м<sup>2</sup>.

### Таблицы исходных данных

Величины	Размерность	Варианты по последней цифре шифра									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$G_H$	кг/с	2,7	2,2	2,6	1,6	2,0	2,36	1,38	1,8	1,94	2,5
$v_H$	%	7,0	6,0	7,0	5,0	5,0	7,0	5,0	6,0	6,0	7,0
$v_K$	%	30	32	32	30	28	30	28	32	30	30
$t_H$	°С	16	17	18	19	20	15	16	14	16	18
$P_{ВТ} \cdot 10^5$	Па	0,3	0,4	0,6	0,45	0,3	0,5	0,4	0,25	0,6	0,5
$C_p$	КДж/кг·°С	4,06	4,1	4,06	4,15	4,15	4,06	4,15	4,1	4,1	4,06
$K$	Вт/м <sup>2</sup> ·°К	1120	1270	1200	970	1150	1200	1050	1080	1000	1100
$P_{г.п.} \cdot 10^5$	Па	2,0	2,2	3,5	4,3	5,0	3,4	4,2	3,9	4,5	3,4
$\Delta$	°С	3	4	5	6	3,5	4,5	5	4,5	3,8	5,5

Перед решением задачи необходимо изучить теорию выпаривания, работу выпарных аппаратов и методы расчета выпарных установок [1.2.3].

Производительность аппарата по выпаренной влаге (кг/с) из раствора определится из уравнения:

$$W = G_H(1 - v_H/v_K).$$

Расход греющего пара (кг/с) определяется из уравнения теплового баланса:

$$D = \frac{Q}{i' - i''} = \frac{(1.02 - 1.05)[G_H C_p (t_{кип} - t_H) + W(i_w - C_p t_{кип})]}{i' - i''}$$

где 1,02÷1,05 – коэффициент, учитывающий потери тепла;

$i'$  - энтальпия греющего пара, кДж/кг;

$i''$  - энтальпия конденсатора жидкости, кДж/кг

$i_w$  – энтальпия вторичного пара, кДж/кг;

Величины  $i'$ ,  $i''$ ,  $i_w$  берутся из приложения 2 насыщенного водяного пара при соответствующем давлении  $P_{г.п.}$ ,  $P_{вт.}$ .

Полезная разность температур определяется из уравнения:

$$\Delta t_{пол} = t_n - t_{кин} - \Delta,$$

где  $t_n$  - температура греющего пара (берется из приложения 2 насыщенного пара при соответствующем давлении  $P_{г.п.}$ );

Поверхность нагрева (м) аппарата определится из основного уравнения теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K * \Delta t_{пол}},$$

где  $Q = (1.02 \div 1.05)[G_H * C_p (t_{кин} - t_H) + W(i_w - C_p t_{кин})]$ .

## Контрольная работа 2

### Задача 1

Рассчитать непрерывно действующую сушилку, работающую по нормальному сушильному процессу при следующих данных:

производительность сушилки по

влажному материалу

–  $G_H$ , кг/с;

начальная влажность материала

–  $\omega_H$ , %

конечная влажность материала

–  $\omega_K$ , %

теплоемкость высушенного материала

–  $C_M$ , кДж/кг<sup>0</sup>С;

масса транспортного устройства

–  $G_{тр}$ , кг;

теплоемкость транспортного устройства

–  $C_{тр}$ , кДж/кг<sup>0</sup>С;

температура материала на входе в

сушилку

–  $\theta_1$ , <sup>0</sup>С;

относительная влажность воздуха

на входе в калорифер

–  $\phi_0$ , <sup>0</sup>С;

температура материала на выходе из сушилки –  $\theta_2$ , <sup>0</sup>С;

температура воздуха на выходе из калорифера –  $t_1$ , <sup>0</sup>С;

температура транспортного

устройства на входе в сушилку

–  $t_1^{тр}$ , <sup>0</sup>С;

температура транспортного

устройства на выходе из сушилки

–  $t_2^{тр}$ , <sup>0</sup>С;

тепловые потери в окружающую среду от

суммы всех остальных слагаемых

теплового баланса  $- q_{\text{пот}}, \%$ ;  
 температура наружного воздуха  $- t_0, ^\circ\text{C}$ ;

Воздух в сушильной камере не подогревается.

**Требуется:**

1. Определить расход воздуха  $- L, \text{кг/ч}$ ;

2. Расход тепла  $- Q, \text{кДж/ч}$ ;

3. Расход греющего пара  $- D, \text{кг/ч}$ .

4. Построить графики процессов в I – X диаграмме для теоретической и действительной сушилок.

**Таблица исходных данных**

Величины	Размерность	Варианты по последней цифре шифра									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$G_H$	кг/с	0,27	0,83	0,69	1,1	0,41	0,97	1,38	1,25	0,55	0,83
$\Omega_H$	%	30	34	31	33	35	32	30	34	31	30
$\Omega_K$	%	10	11	9	10	11	10	9	10	10	11
$C_M$	кДж/кг $^\circ\text{C}$	2,14	2,25	2,18	2,2	2,37	2,20	2,14	2,25	2,18	2,14
$G_{\text{тр}}$	кг/с	0,19	0,2	0,18	0,1	0,17	0,16	0,19	0,2	0,17	0,16
$C_{\text{тр}}$	кДж/кг $^\circ\text{C}$	1,57	1,6	1,55	1,6	1,62	1,68	1,59	1,5	1,54	1,6
$t_1^{\text{тр}}$	$^\circ\text{C}$	20	18	22	19	21	23	20	21	20	19
$t_2^{\text{тр}}$	$^\circ\text{C}$	60	55	57	58	50	60	56	50	60	55
$q_{\text{пот}}$	%	10	12	11	14	10	12	15	13	10	12
$\theta_1$	$^\circ\text{C}$	20	18	22	19	21	23	20	21	20	19
$\theta_2$	$^\circ\text{C}$	60	55	57	58	50	60	56	50	60	54
$\Phi_0$	%	68	60	65	69	57	65	70	58	55	60
$T_1$	$^\circ\text{C}$	100	110	90	95	105	120	105	100	110	95
$T_0$	$^\circ\text{C}$	20	22	18	20	19	21	20	18	22	21

**Методические указания к решению задачи**

Перед решением задачи необходимо изучить теоретический материал, касающийся процесса сушки [1,2,3].

Количество испаренной в сушилке влаги (кг/ч) определяется:

$$W = G_H \cdot \frac{\omega_H - \omega_K}{100 - \omega_K},$$

По диаграмма I-X (см. приложение 6) находят теплосодержание I (кДж/кг) и влагосодержание X (кг/кг) воздуха до и после сушки, а также I<sub>0</sub> и X<sub>0</sub> наружного воздуха при входе в калорифер. При этом следует иметь в виду, что t<sub>2</sub>=θ<sub>2</sub>. Удельный расход сухого воздуха на испарение 1 кг влаги по формуле при теоретической сушке:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0}, \quad (\text{кг сух. возд./кг исп. влаги}).$$

Расход тепла на 1 кг испаренной влаги для теоретической сушилки определяется по формуле:

$$q_{\text{кал}} = l(I_1 - I_0).$$

Производительность сушилки по высушенному материалу (кг/с):

$$G_K = G_H - W,$$

В действительной сушилке тепло расходуется на:

а) подогрев материала (кДж/кг)

$$q_M = \frac{G_M \cdot C_M (\theta_2 - \theta_1)}{W};$$

б) подогрев транспортного устройства (кДж/кг)

$$q_{\text{тр}} = \frac{G_{\text{тр}} \cdot C_{\text{тр}} (t_K^{\text{ТР}} - t_H^{\text{ТР}})}{W};$$

Тепло, вносимое с влагой материала (кДж/кг):

$$q_w = C_w \cdot \theta_1,$$

где C<sub>w</sub>=4,19·10<sup>3</sup> – теплоемкость воды, Дж/кгС

По заданному условию определяются тепловые потери (кДж/кг) в окружающую среду:

$$q'_{\text{пот}} = (q_{\text{кал}} + q_M + q_{\text{тр}} - q_w) \cdot \frac{q_{\text{пот}}}{100},$$

Поправка на действительный сушильный процесс определяется по формуле:

$$\Delta = q_w - (q'_{\text{пот}} + q_M + q_{\text{тр}}),$$

Зная величину Δ, из уравнения Δ=l(I-I<sub>0</sub>) определяем теплосодержание воздуха при действительной сушке:

$$I = I_1 \pm \frac{\Delta}{l} \quad \text{или} \quad I = I_1 \pm \Delta(x - x_0),$$

Для построения рабочей линии реальной сушки на диаграмме I – X необходимо знать (x и I) минимум двух точек. Координаты одной точки известны: x<sub>1</sub> и I<sub>1</sub>. Для нахождения координат второй точки зададимся произвольным значением x и определяем соответствующее значение I.

Через две точки на диаграмме I-x с координатами x<sub>1</sub>=x<sub>0</sub>, x<sub>1</sub> и I<sub>1</sub>, проводим линию сушки до пересечения с заданным конечным параметром t<sub>2</sub>. В точке пересечения линий сушки с изотермой t<sub>2</sub> находим параметры отработанного сушильного агента: x<sub>2</sub> и I<sub>2</sub>

Общий расход воздуха на сушку (кг сух. возд. lс) определяется по формуле:

$$L = l \cdot W,$$

Общий расход тепла на сушку (кДж/с, кВт) определяется по формуле:

$$Q = L(I_2 - I_0),$$

Принимаем разность температур греющего пара и воздуха на выходе из калорифера Δt=10<sup>0</sup>С.

Тогда температура греющего пара будет равна:

$$t_{\text{гр. пара}} = t_1 + \Delta t$$

Расход греющего пара

$$D=Q/r_0, \text{ где } r_0=f(t_{\text{гр. пара}})$$

### Задача 2

Рассчитать насадочный абсорбер для поглощения паров  $\text{SO}_2$  из воздуха водой по следующим данным:

количество воздуха с $\text{SO}_2$	- $G$ , кг/с;
содержание паров $\text{SO}_2$	- $y_n$ , % (мас.)
температура воздуха с парами $\text{SO}_2$	- $T$ , $^{\circ}\text{C}$ ;
содержание $\text{SO}_2$ в соде на выходе	- $x_k$ ; %(мас.);
степень извлечения паров $\text{SO}_2$ из воздуха	- $d_1$ , %;
кольца Рашига размером	- $25 \times 25 \times 3$ ;
удельная поверхность насадки	- $f_H$ , $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;
свободный объем насадки	- $V_c$ , $\text{м}^3/\text{м}^3$ .

Данные о равновесных концентрациях  $\text{SO}_2$  в воде и газе при  $10^{\circ}\text{C}$  следующие:

X кг  $\text{SO}_2$ / кг воды 0,005 0,01 0,02 0,03 0,04 0,05

У кг  $\text{SO}_2$ / кг газа 0,0625 0,134 0,292 0,481 0,695 0,966

Определить:

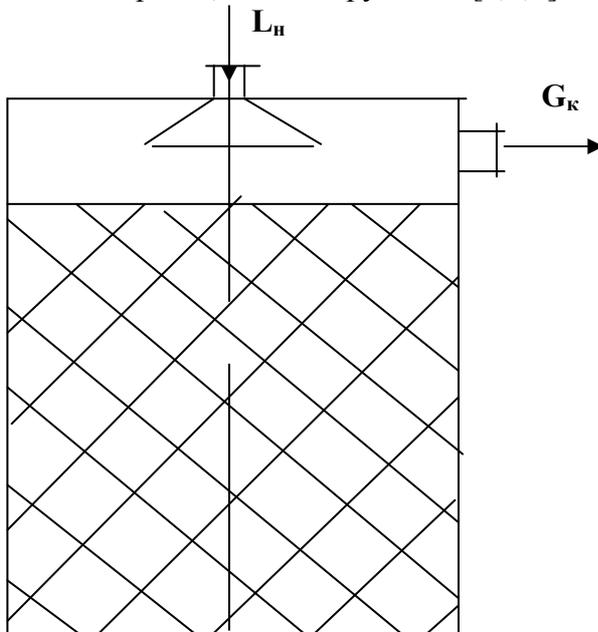
1. Диаметр абсорбера;
2. Общую высоту абсорбера;
3. Высоту насадок;
4. Построить график равновесия и рабочей линии.

**Таблица исходных данных**

Величины	Единицы измерения	Варианты по последней цифре шифра									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$G_H$	кг/с	0,44	0,22	0,33	0,3	0,25	0,19	0,44	0,23	0,2	0,4
$Y_H$	% (мас.)	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51
$X_K$	% (мас.)	2,5	2,7	2,2	2,1	2,3	2,4	2,6	2,0	2,3	2,8
$T$	$^{\circ}\text{C}$	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10
$D_1$	%	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
$F_H$	$\text{м}^2$	204	204	204	204	204	204	204	204	204	204
$V_c$	$\text{м}^3$	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74

### Методическое указание к решению задачи 2

Перед решением задачи необходимо проработать теоретический материал по основам процесса, расчетам аппаратов, их конструкциям [1,2,3].



$G_H$

$L_K$

Рис. 1. Аппарат для абсорбции

Рассчитываем относительные массовые составы, составы жидкости и газа на входе и выходе из него по следующим формулам:

$$y_0 = y / (1 - y);$$
$$x_0 = x / (1 - x);$$

*жидкая фаза*

на входе в аппарат  $x_H = 0$ ,

на выходе из аппарата  $x_K = x_0 / (1 - x_0) = [\text{кг SO}_2 / \text{кг воды}]$ ;

*газовая фаза*

на входе в аппарат  $y_H = y_0 / (1 - y_0) = [\text{кг SO}_2 / \text{кг воздуха}]$ ,

на выходе из аппарата  $y_K = (1 - d_1) \cdot y_0 = [\text{кг SO}_2 / \text{кг воздуха}]$ ;

Значения  $y_0$ ,  $x_0$ ,  $d_1$  подставлять в массовых долях.

Полученные данные являются координатами двух точек;

$A(x_H, y_H)$  и  $B(y_K, x_K)$ , через которые проходит рабочая линия процесса абсорбции.

Количество  $\text{SO}_2$ , поглощаемое водой в абсорбере,

$$M = G(y_H - y_K),$$

Расход воды на поглощение  $\text{SO}_2$

$$L = G(y_H - y_K) / (x_K - x_H).$$

Коэффициент молекулярной диффузии:

$$D_T = \frac{0,0435 \cdot T^{0,5} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P(V_A^{1/5} + V_B^{1/3})^2}, \text{ (м}^2/\text{с)},$$

где  $T$  – температура среды, К;

$P$  – общее давление, Па;

$V_A$  и  $V_B$  – мольные объемы газов ( $\text{SO}_2$  и воздуха),  $\text{см}^3/\text{моль}$ , (44,8 и 29,9);

$M_A$  и  $M_B$  – молекулярные массы  $\text{SO}_2$  и воздуха (64, 28).

Высота насадки, эквивалентная одной ступени концентрации,

$$h_3 = 108 \omega_{\text{пр}}^{0,25} \cdot d_3^{1,24} \cdot Pr_T^{0,5}$$

где  $\omega_{\text{пр}} = \omega \sqrt{\rho_T}$  – приведенная скорость газа в абсорбере, м/с;

$\omega$  – рабочая скорость газа, м/с;

$\rho_T$  – плотность газа,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$d_3$  – эквивалентный диаметр насадки, м;

$$d_3 = \frac{4V_c}{f_H}, \text{ для насадки кольца Рашига } 25 \times 25 \times 3;$$

$Pr_T$  – диффузионный критерий Прандтля:

$$Pr_T = \mu_T / (\rho_T \cdot D_T);$$

где  $\mu_T$  и  $\rho_T$  – соответственно динамическая вязкость (Па·с) и плотность газа (воздуха)  $1,247 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

Допустим рабочая скорость газа (воздуха) в насадочной колонне

$$\ln\left[\frac{W^2 \cdot f_H \cdot \rho_\Gamma \cdot \mu_{ж}^{0,16}}{q \cdot V_c^3 \cdot \rho_{ж}}\right] = A - 1.75 \cdot \left(\frac{1}{G}\right)^{0,25} \cdot (\rho_\Gamma / \rho_{ж})^{0,125},$$

где  $f_H$  – удельная поверхность насадок,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ , ( $f_H=204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ );

$V_c$  – свободный объем насадки,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ , ( $V_c=0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$ );

$\mu_{ж}$  – вязкость воды,  $\text{Мпа}\cdot\text{с}$ ;

$A$  – опытный коэффициент (для газожидкостных – 0,22)  
(для парожидкостных – 0,125);

$L$  и  $G$  – расход жидкости и газа,  $\text{кг}/\text{с}$ .

$\rho_{ж}$  – плотность воды –  $1000 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

Высота абсорбционной колонны:

$$H = n \cdot h_1 + 2h_2 + h_3.$$

Теоретическое число ступеней ( $n$ ) абсорбционной колонны определяется графическим методом из диаграммы  $y - x$  (рис.2).

Действительное число ступеней ( $n$ )

$$n = (1,3/1,5) n_T$$

Диаметр абсорбционной колонны:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi \cdot \omega \cdot \rho}}$$

Поверхность массообмена ( $F$ ) определяется из общего уравнения массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_M \cdot \Delta y_{cp}},$$

где  $K_M$  – коэффициент массопередачи

( $K_M=11,6/3600 \text{ кг}/\text{кг}\cdot\text{м}\cdot\text{с}$ );

$\Delta y_{cp}$  – движущая сила процесса абсорбции:

$$\Delta y_{cp} = \frac{M}{K_M \cdot \Delta y_{cp}},$$

$$\Delta y_1 = y_n - y'_1;$$

$$\Delta y_2 = y_k - y'_k.$$

### Задача 3

Определить расход дистиллята и кубового остатка, действительное число тарелок к ректификационной колонне непрерывного действия, работающей под атмосферным давлением, и расход тепла.

производительность –  $F$ ,  $\text{кг}/\text{с}$ ;

содержание метилового спирта

в исходной смеси

-  $X_f$ , масс. %;

содержание метилового спирта в дистилляте -  $X_p$ , масс. %;

содержание метилового спирта

в кубовом остатке

-  $X_w$ , масс. %;

коэффициент полезного действия тарелок –  $\eta$ .

**Таблица исходных данных**

Величины	Варианты по последней цифре шифра									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Производительность - $F$ , $\text{кг}/\text{с}$	1,38	1,1	1,25	1,52	1,94	1,8	2,0	1,45	1,3	2,22

Содержание метилового спирта в исходной смеси $-X_F$ , % (мас.)	50	48	46	44	52	42	54	40	50	47
Содержание метилового спирта в дистилляте $-X_P$ , % (мас.)	90	92	94	90	92	94	90	92	94	90
Содержание метилового спирта в кубовом остатке $-X_W$ , % (мас.)	6	5	4	3	4	5	6	3	4	5
Коэффициент полезного действия тарелок $-\eta$	1,4	1,5	1,6	1,7	1,3	1,4	1,5	1,6	1,7	1,3
Давление греющего пара, $P_{г}-10^5 \text{Па}$	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5	5,0	2,5	3,0	3,5	4,0

### Методические указания к решению задачи 3

Перед решением задачи необходимо проработать главу «Перегонка и ректификация» [1,2,3]. Сначала следует разобраться в процессе простой перегонки, а затем изучить теорию сложной перегонки – ректификации. Необходимо дать схему ректификационной установки непрерывного действия с пояснениями и обозначениями к ней.

Для определения расхода дистиллята и кубового остатка необходимо составить уравнение материального баланса:

- по потокам;
- по легколетучим компонентам.

Из этой системы уравнений находим расход дистиллята и кубового остатка. Число действительных тарелок определяли, предварительно определив число теоретических тарелок графическим путем. Для этого строится кривая равновесия смеси метиловый спирт – вода в координатах  $y-x$  по таблице 2.

Построив кривую равновесия по  $X_E, X_P, X_W$  определяют  $Y_E, Y_P, Y_W$ .

Определяем  $R_{\min} = \frac{x_P - y_F}{y_F - x_F}$  - минимальное флегмовое число;

$$R = \beta \cdot R_{\min}$$

Определяем число ступеней  $N$  ректификационной колонны

$\beta$	1,05	1,35	1,75	2,35	3,30	6,25
$R$						
$N$	23	17	14,5	12,5	11,5	10
$N(R+1)$						

Число ступеней выбираем по минимальному значению

$N(R+1)$ .

$R=(1,3 \div 1,5)R_{\min}+0,3$  – действительное флегмовое число.

$X_P$

На оси  $Y$  откладываем расстояние ----- и обозначаем

$R+1$

т.С. Данную точку  $C$  соединяем с точкой  $A$ .

Затем поднимаем вертикальную линию  $X_E$  и на пересечении с линией  $AC$  находим точку  $D$ . Соединив точку  $D$  с точкой  $B$  получим графический процесс происходящий в ректификационной колонне.

Таблица 2

Метиловый спирт – вода		
$t^0, C$	Мол. % метилового спирта	
	в жидкости – X	в паре – Y
96,4	2	13,4
93,5	4	23
91,2	6	30,4
87,7	10	41,8
81,7	20	57,9
78,0	30	66,5
75,3	40	72,9
73,1	50	77,9
71,2	60	82,5
69,3	70	87,0
67,5	80	91,5
66,0	90	95,8

Материальный баланс ректификационной колонны:

$$F = P + W;$$

$$F \cdot X_F = P \cdot X_P + W \cdot X_W;$$

$$P = (P \cdot X_P + W \cdot X_W) / X_P;$$

$$W = F - P,$$

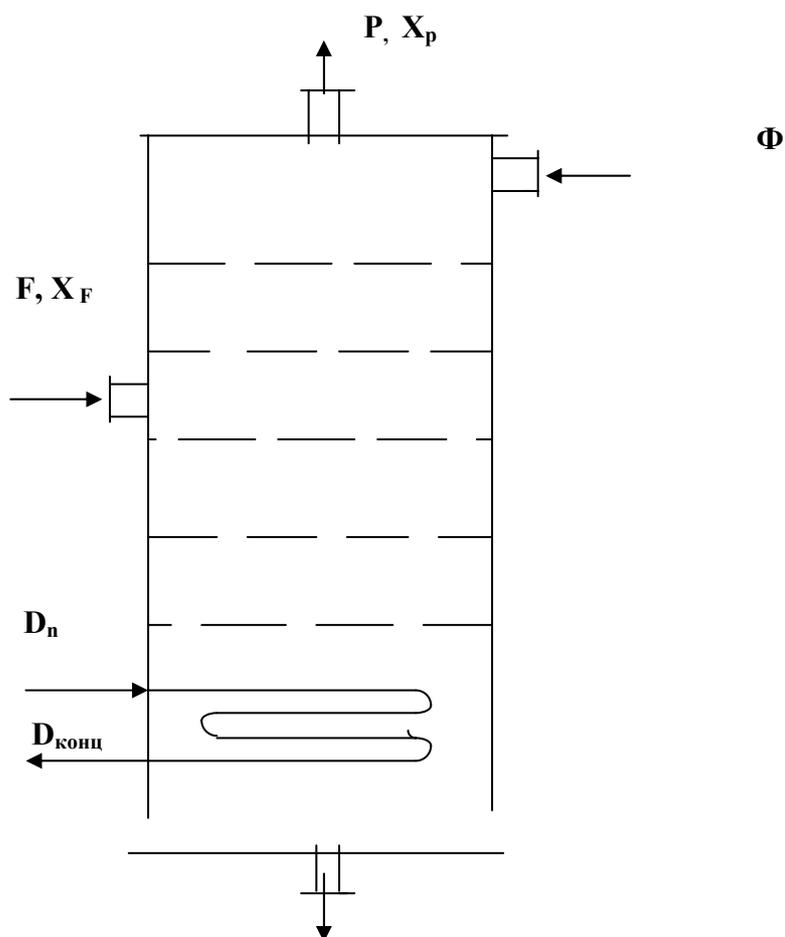
где F, P, W – массовые или мольные расходы питания, дистилляции и кубового остатка, кг/с;

$X_P$ ,  $X_F$ ,  $X_W$  – содержание легколетучего (низкокипящего) компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, массовые и мольные доли.

W – массовый или мольный расход кубового остатка:

$$W = \frac{F (X_P - X_F)}{X_P - X_W}.$$

$$P = F - W.$$



W, X<sub>w</sub>

Рис. 1. Аппарат для процесса ректификации

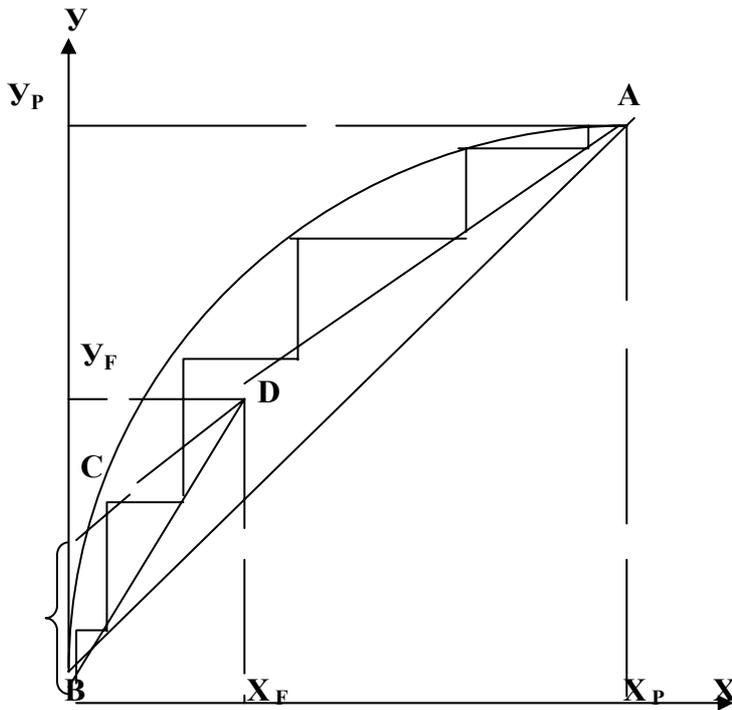


Рис.2 Диаграмма у-х для ректификации

Уравнение рабочих линий:

$$y = \frac{R}{R+1} \cdot X + \frac{X_P}{R+1} - \text{для укрепляющей части колонны};$$

$$y = \frac{R+f}{R+1} \cdot X + \frac{f-1}{R+1} \cdot X_W - \text{для исчерпывающей части колонны};$$

Уравнение теплового баланса колонны (согласно рис. 1):

$$F \cdot C_F \cdot t_F + D \cdot j_n + \Phi \cdot C_\Phi \cdot t_{cp} = P \cdot i_p + \bar{O} \cdot i_{cp} + W \cdot C_w \cdot t_w + L \cdot C_k \cdot t_k + Q_{пот}$$

Расход греющего пара на колонну:

$$D = \frac{P \cdot i_p + \bar{O} \cdot i_{cp} + W \cdot C_w \cdot t_w + Q_{пот} - F \cdot C_F \cdot t_F - \bar{O} \cdot C_P \cdot t_{cp}}{i - C_K \cdot t_K}$$

где  $\Phi$  – количество флегмы, поступающей в колонну, кг/с  $\Phi = R \cdot P$ ;

$i_{cp}$ ,  $i_p$ ,  $i_{cp}$  – энтальпии греющего пара при  $P_n$ , паров дистиллята и флегмы при  $P=1$  атм. летучего компонента (л.л.к.), кДж/кг;

$C_F$ ,  $C_\Phi$ ,  $C_w$ ,  $C_k$  – удельная теплоемкость исходной смеси, кубового остатка, флегмы и конденсата, кДж/кг<sup>0</sup>С;

$t_F$ ,  $t_\Phi$ ,  $t_w$ ,  $t_k$  – температура исходной смеси, кубового остатка, флегмы и конденсата, <sup>0</sup>С.

Объем паров дистиллята  $V_n$ , уходящего из ректификационной колонны на дефлегматор:

$$V_n = \frac{P(1+R) \cdot 22,4T}{M \cdot T_0},$$

где  $T$  – средняя абсолютная температура в колонне,  $^{\circ}\text{K}$ ;  
 $M$  – средняя молекулярная масса перегоняемой смеси, кг;

$$M = X_P \cdot M_{\text{лк}} + (1 - X_P) \cdot M_{\text{млк}}$$

Для колонны истощения объем паров дистиллята  $V_n$ , можно определить по формуле:

$$Y_{\text{ср.в}} = \frac{Y_P + Y_F}{2};$$

$$Y_{\text{ср.н}} = \frac{Y_P + Y_W}{2}.$$

Определив  $Y_{\text{ср.в}}$  и  $Y_{\text{ср.н}}$  по таблице 1 находим  $t_{\text{ср.в}}$  и  $t_{\text{ср.н}}$ .

$$t_{\text{ср.}} = t_{\text{ср.в}} + t_{\text{ср.н}}$$

$$T_{\text{ср.}} = t_{\text{ср.}} + 273^{\circ}$$

$\rho_{\text{п}}$  – средняя плотность паров дистиллята,  $\text{кг/м}^3$ :

$$\rho_{\text{п}} = \frac{M \cdot P_{\text{ср}}}{R \cdot T_{\text{ср}}},$$

где  $M$  – средняя молекулярная масса пара концентраций  $Y_{\text{ср}}$ , %

$R$  – универсальная газовая постоянная,  $\text{Дж/(кмоль} \cdot \text{K)}$ , равная 22,4.

Скорость пара в ректификационных колоннах с ситчатыми тарелками, м/с:

$$W_g = 0,05 * \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}}},$$

$\rho_{\text{ж}}$  – средняя плотность жидкости =  $\rho_{\text{ср.воды}} + \rho_{\text{ср.м.сп.}}$

$\rho_{\text{ср.воды}}$  - среднюю плотность воды определяем по  $t_{\text{ср.в}}$  и  $t_{\text{ср.н}}$  (приложение 1).

Рабочая скорость пара в насадочной ректификационной колонне определяют аналогично расчетам для абсорбционных колонн.

Диаметр ректификационной колонны  $D$ , м:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{\text{п}}}{\pi \cdot W}},$$

Высота ректификационной колонны  $H$ , м:

$$H = (n-1) \cdot h + 2h + 3h,$$

где  $n$  – число ступеней колонны.

$h$  – расстояние между ступенями, м, ( $h=0,35-0,34$  м);

$2h$  – высота от верхней тарелки до крышки колонны, м;

$3h$  – высота выпарной камеры колонны, м.

## Приложения

### Приложение 1

#### Физические свойства воды (на линии насыщения)

$t, ^{\circ}\text{C}$	$\rho,$ $\text{кг/м}^3$	$C_p,$ $\text{кДж/кг} \cdot \text{K}$	$\lambda \cdot 10^2,$ $\text{Вт/м} \cdot \text{K}$	$\nu \cdot 10^6,$ $\text{м}^2/\text{с}$	$\beta \cdot 10^4, \text{K}^{-1}$	$\sigma \cdot 10^4,$ $\text{кг/с}^2$	$\text{Pr}$
0	1000	4,23	65,1	1,79	-0,63	756	13,7
10	1000	4,19	57,5	1,31	+0,70	762	9,52
20	998	4,19	59,9	1,01	1,182	727	7,02

30	996	4,18	61,8	0,81	3,21	712	5,42
40	992	4,18	63,4	0,66	3,87	697	4,31
50	988	4,18	64,8	0,556	4,49	677	3,54
60	983	4,18	65,9	0,478	5,11	662	2,98
70	978	4,19	66,8	0,415	5,70	643	2,55
80	972	4,19	67,5	0,365	6,32	626	2,21
90	965	4,19	68,0	0,326	6,95	607	1,95
100	958	4,23	68,3	0,295	7,5	589	1,75
110	951	4,23	68,5	0,268	8,0	569	1,58
120	943	4,23	68,6	0,244	8,6	549	1,43
130	935	4,27	68,6	0,226	9,2	529	1,32
140	926	4,27	68,5	0,212	9,7	507	1,23
150	917	4,32	68,4	0,202	10,3	487	1,17
160	907	4,36	68,3	0,191	10,8	466	1,10
170	897	4,40	67,9	0,181	11,5	444	1,05
180	887	4,44	67,5	0,173	12,2	424	1,01

Приложение 2

Свойства насыщенного водяного пара  
в зависимости от давления  
пересчет с СИ: 1 ат. =  $9,81 \cdot 10^4$  Па

Давление (абс), ат. Р	Темпера- тура, °С t	Плот- ность, кг/м <sup>3</sup> .ρ	Энталь- пия жид- кости, кДж/кг (i'')	Энталь- пия пара, кДж/кг (i')	Теплота парооб- разова- ния кДж/кг(г)
0,2	59,7	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	0,1876	287,9	2620	2336
0,40	75,4	0,2456	315,9	2632	2320
0,50	80,9	0,3027	339,0	2642	2307
0,60	85,5	0,3590	358,2	2650	2296
0,70	89,3	0,4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	0,7931	456,3	2693	2237
1,6	112,7	0,898	473,1	2703	2227
1,8	116,8	1,003	483,6	2709	2217
2,0	119,6	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151,1	2,614	637,7	2754	2117
6,0	158,1	3,104	667,9	2768	2095

Приложение 3

Основные физические свойства молока

t,	ρ, кг/м <sup>3</sup>	λ·10 <sup>2</sup> ,	с,	μ·10 <sup>3</sup>	Pr	σ·10 <sup>3</sup> ,
----	----------------------	---------------------	----	-------------------	----	---------------------

$^{\circ}\text{C}$		Вт/м·К	Дж/(кг град)	Н·сек/м <sup>2</sup>		н/м
1	2	3	4	5	6	7
5	1032,6	0,486	3868	3,02	30,2	47
10	1031,7	0,489	3870	2,52	20,0	45
15	1030,7	0,492	3880	2,14	16,9	45
20	1028,7	0,495	3890	1,82	14,3	43
30	1024,8	0,500	3900	1,35	10,6	42
40	1020,9	0,506	3910	1,10	8,5	42
50	1015,9	0,516	3870	0,87	6,5	42
60	1011,1	0,518	3850	0,72	5,35	42
70	1005,2	0,524	3850	0,63	4,65	42
80	1000,3	0,530	3850	0,58	4,2	42
90	999	0,531	3850	0,56	4,07	42
100	887	0,542	3850	0,54	3,84	42

Приложение 4

Основные физические свойства рассола  
(концентрация=2265%, температура замерзания 253<sup>0</sup>К)

$t, ^{\circ}\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$\lambda, \text{Вт/м·град}$	$c, \text{Дж/(кг град)}$	$\mu \cdot 10^3, \text{Н·сек/м}^2$	$\sigma \cdot 10^3, \text{н/м}$	Pr
1	2	3	4	5	6	7
5	1170	0,56	3330	2,46	2,10	14,7
0	1181	0,54	3330	2,98	2,52	18,4
-5	1183	0,523	3329	3,66	3,08	23,4
-10	1185	0,505	3328	4,57	3,86	30,1
-15	1187	0,49	3322	5,61	4,73	38,2
-20	1188	0,476	3320	6,85	5,77	47,5

Приложение 5

Физические свойства сухого воздуха при атмосферном давлении

$t, ^{\circ}\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$C_p, \text{Дж/(кг град)}$	$\lambda \cdot 10^2, \text{Вт/м}^{\circ}\text{К}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{сек}$	Pr
1	2	4			6
-50	1,584	1035	2,03	9,23	0,728
-20	1,395	1035	2,26	12,79	0,716
0	1,293	1010	2,37	13,28	0,707
10	1,247	1010	2,44	14,16	0,705
20	1,205	1010	2,52	15,06	0,703
30	1,165	1010	2,57	16,00	0,701
40	1,128	1010	2,66	16,96	0,699
50	1,093	1010	2,72	17,95	0,698
60	1,060	1010	2,80	18,97	0,696
70	1,029	1010	2,86	20,02	0,694
80	1,000	1010	2,93	21,09	0,692
90	0,972	1010	3,0	22,10	0,690
100	0,946	1010	3,05	23,13	0,688
120	0,898	1010	3,2	25,45	0,686
140	0,854	1015	3,32	27,80	0,684
160	0,815	1025	3,44	30,09	0,682

180	0,779	1040	3,56	32,49	0,681
-----	-------	------	------	-------	-------

### **Литература**

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9.-е, М., Химия, 1973, -750 с.
2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л.,Химия, 1976, - 552 с.
3. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Курсовое и дипломное проектирование. – М., 1991.