

Федеральное агентство по рыболовству Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Астраханский государственный технический университет» Система менеджмента качества в области образования, воспитания, науки и инноваций сертифицирована DQS по международному стандарту ISO 9001:2015

> Институт нефти и газа Кафедра «Технологические машины и оборудование»

Процессы и аппараты пищевых производств

<u>ПРАКТИКУМ ПО ПРОЦЕССАМ И АППАРАТАМ</u> <u>ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ</u>

19.06.01 Промышленная экология и биотехнологии

Направленность

«Процессы и аппараты пищевых производств»

Уровень образования: высшее образование – подготовка кадров высшей ква-

<u>лификации</u>

Квалификация выпускника: Исследователь. Преподаватель-исследователь

Форма обучения – очная

Астрахань – 2017

Составитель:

Заведующий кафедрой «Технологические машины и оборудование», доктор технических наук, профессор И.Ю. Алексанян

Рецензент:

Доцент кафедры «Теплоэнергетика и холодильные машины», кандидат технических наук, доцент С.А. Путилин

Методические указания рекомендованы:

Кафедрой «Технологические машины и оборудование»

Протокол № <u>5</u> от «<u>25</u> » <u>05</u> 2017г.

Заведующий кафедрой «Технологические машины и оборудование»,

д.т.н., профессор И.Ю. Алексанян

оглавление

1. Перемешивание	4
2. Центрифугирование	
3. Сепарирование	
4. Фильтрование	
5. Выпаривание	613
6. Размораживание	
7. Нагревание	10406
8. Сушка	12931
Общие сведения	5
1.1. Типовые конструкции	5
1.2. расчет перемешивающих устройств	9
1.2.1. Гасчет лопастной мешалки 1.2.2. Расчет рамной мешалки	13
1.2.3. Расчет пропеллерной мешалки	
1.2.4. Расчет турбинной мешалки	
2 Центрифугирование	24
Общие свеления	24
2.1. Типовые конструкции Центрифуг	
2.2. Расчет автоматической фильтрующей центрифуги	
2.3. Расчет отстойной центрифуги периодического действия	
3. Сепарирование	41
Общие сведения	41
3.1. Типовые конструкции сепараторов	11
3.2. Расчет сепаратора	
3.2. Расчет сепаратора	
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62
 3.2. Расчет сепаратора	
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62 62 65 65
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62 62 65 75 88 88 88 89 94 98
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62 62 65 75 88 88 89 94 94 98 94 98
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62 62 65 75 88 88 88 88
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62 62 65 75 88 88 89 94 94 98 94 9105 105 106
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62 62 65 65 65 88 88 88 88
3.2. Расчет сепаратора	41 47 47
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62 62 65 75 88 88 89 94 94 94 94 98 105 106 118 130 130
 3.2. Расчет сепаратора. 4.2. расчет фильтр-пресса. 5. ВЫПАРИВАНИЕ	41 47 53 62 62 65 75 88 88 88 94 94 94 98 105 106 118 130 130 130
 3.2. Расчет сепаратора	41 47 53 62 62 65 75 88 88 89 94 94 94 94 94 105 106 118 130 130 131

Общие сведения	143
8.2.1. расчет терморадиационной установки	151
Общие сведения	155
9.1. Типовые конструкции ректификационных установок	160
9.2. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ	162
9.2.1. РАСЧЕТ НАСАДОЧНОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ	
НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ	179
9.2.2. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ	
НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ	193
10. Экстракция	204
Общие сведения	204
10.1. Типовые конструкции экстракционных установок	210
10.2. РАСЧЕТ ЭКСТРАКЦИОННОЙ УСТАНОВКИ	213
10.2.1. РАСЧЕТ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ КОЛОННЫ	223
10.2.2. РАСЧЕТ РОТОРНО-ДИСКОВОГО ЭКСТРАКТОРА	236
11. Абсорбция	246
Общие сведения	246
11.2. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА	264
11.3. СРАВНЕНИЕ ДАННЫХ РАСЧЁТА НАСАДОЧНОГО И ТАРЕЛЬЧА	того
АБСОРБЕРОВ	275
Общие сведения	277
12.1. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ СТЕРИЛИЗАЦИИ КОНСЕРВОВ	280
12.2. Технологический расчет отделения стерилизации	283
13. Измельчение	292
Общие сведения	292
13.1. расчет ДРОБИЛЬНО-РАЗМОЛЬНЫх МАШИН И ГРОХОТов	294
13.1.1. Расчет дробилок щековых	294
13.1.2. Расчет дробилок валковых	297
13.1.3. Расчет мельниц шаровых	298
14 СОРТИРОВание	303
	303
14 1 Типовые конструкции сортировочно-калибровочных машин	
14.2. Расчет просевателя с врашающимся ситом	311

Приложения

1. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Общие сведения

Процесс перемешивания жидкостей осуществляется с целью получения эмульсий, суспензий и растворов. При перемешивании достигается равномерное во всем объеме распределение фаз или смешиваемых компонентов и обеспечивается их тесное взаимодействие. Перемешивание широко применяется в процессах производства масел, смазок, присадок, смазочно-охлаждающих технологических средств и синтетических жирных кислот, обессоливания сырой нефти, хлорирования углеводородов, охлаждения лаков и красок и т.д.

Смесь, полученная в результате перемешивания, является конечным продуктом либо образует систему, в дальнейшем используемую в технологическом процессе. В ряде случаев перемешивание применяется для более эффективного протекания той или иной химической реакции. Перемешивание способствует также более эффективному протеканию массо- и теплообменных процессов.

Для характеристики способов и аппаратурного оформления процессов используются понятия об эффективности и интенсивности перемешивания.

Под эффективностью перемешивания понимают технологический эффект процесса перемешивания, характеризующий качество проведения процесса. В зависимости от назначения перемешивания эту характеристику выражают различным образом. Так, при получении суспензии или эмульсии эффективность характеризуется равномерностью распределения дисперсной фазы, при протекании химических процессов – степенью превращения или расходом реагента, а при интенсификации тепловых или массообменных процессов – отношением коэффициентов тепло- и массоотдачи при перемешивании и без него.

Интенсивность перемешивания определяется расходом энергии, подводимой в единицу времени к единице объема или массы перемешиваемой жидкости.

1.1. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ

Наиболее распространенный способ перемешивания в жидких средах – механическое перемешивание. Аппараты для механического перемешивания называются мешалками, основными узлами которых являются корпус, привод и перемешивающее устройство. Механическое перемешивание жидкостей осуществляют лопастными, пропеллерными, турбинными и специальными мешалками. Лопастные мешалки применяют для перемешивания жидкостей с небольшой вязкостью [до 0,01 кг/(м с)], растворения и суспендирования твердых веществ с малым удельным весом, а также для грубого смешения жидкостей вязкостью меньше 2 кг/(м·с). Эти мешалки не пригодны для быстрого растворения, тонкого диспергирования и получения суспензий, содержащих твердую фазу с большим удельным весом.

Пропеллерные мешалки применяют для интенсивного перемешивания маловязких жидкостей, взмучивания осадков, содержащих до 10 % твердой фазы с размерами частиц до 0,15 мм, а также для приготовления суспензий и эмульсий. Пропеллерные мешалки не пригодны для совершенного смешивания жидкостей значительной вязкости [более 0,06 кг/(м·с)] или жидкостей, включающих твердую фазу большого удельного веса.

Турбинные мешалки применяют для интенсивного перемешивания и смешения жидкостей с вязкостью до 1,0 кг/(м·с) для мешалок открытого типа и до 5,0 кг/(м·с) для мешалок закрытого типа; для тонкого диспергирования, быстрого растворения или выделения осадков в больших объемах (5–6 м³ и более). Эти мешалки используют для взмучивания осадков в жидкостях, содержащих до 60 % твердой фазы (мешалки открытого типа) и более (мешалки закрытого типа); причем максимальные размеры твердых частиц до 1,5 мм для мешалок открытого типа и до 2,5 мм для мешалок закрытого типа.

Специальные мешалки применяют в случаях, когда непригодны лопастные, пропеллерные и турбинные.

Процесс перемешивания в гидродинамическом отношении сводится к внешнему обтеканию твердых тел потоком набегающей жидкости. В общем случае лопасти мешалки при вращении выполняют работу, связанную с преодолением сопротивления сил инерции и сил трения перемешиваемой жидкости. Удельное значение этих сил различно в пусковой и рабочий периоды работы мешалки. Так, при пуске мешалки ее лопатки встречают особенно большое сопротивление со стороны жидкости, инерцию массы которой необходимо преодолеть. По мере приведения жидкости в движение работа мешалки все больше затрачивается на преодоление внутренних сопротивлений в жидкости (трения, вихревых движений, ударов жидкости о стенки и т.д.). Поэтому пусковая мощность всегда превышает рабочую. Поскольку пусковой период относительно небольшой, электродвигатель обычно подбирают по рабочей мощности мешалки, учитывая возможность кратковременного увеличения крутящего момента на его валу в пусковой период. Однако существующие формулы для расчета мощности мешалок еще недостаточно совершенны; в них не учитывается расход энергии, связанный с шероховатостью стенок и наличием дополнительных устройств в аппарате (змеевиков, гильз, перегородок и т. д.).

Как показывает практика работы конструкторских бюро ряда крупных заводов, для правильного выбора электродвигателя мощность, подсчитанную по формуле для рабочей мощности, в подавляющем большинстве случаев приходится увеличивать в 1,5–2 раза и более. Примерно во столько же раз пусковая мощность превышает рабочую. Принимая это во внимание, мощность, необходимую для нормальной работы мешалки, лучше рассчитывать по формулам, полученным для пускового периода.

Лопастные мешалки отличаются простой конструкцией и низкой стоимостью изготовления.

На рис. 1.1 показаны лопастные перемешивающие устройства.



Рис. 1.1. Лопастные перемешивающие устройства: *а* – лопастное; *б* – шестилопастное с наклонными лопастями

Для улучшения перемешивания чаще применяют мешалки с горизонтальными и вертикальными лопастями, так называемые рамные мешалки (рис. 1.2).



Рис. 1.2. Рамное перемешивающее устройство

В случаях, когда для интенсификации процесса теплообмена необходимо удалять осадок со стенок аппарата или турбулизировать слои жидкости в непосредственной близости к поверхности теплообмена, применяют якорные мешалки, наружный контур которых соответствует очертаниям днища и корпуса аппарата.

На рис. 1.3 приведена конструкция якорного перемешивающего устройства.



Рис. 1.3. Якорное перемешивающее устройство

К общим недостаткам лопастных мешалок относятся малая интенсивность перемешивания густых и вязких жидкостей, а также полная непригодность для перемешивания легко расслаивающихся веществ.

Для обеспечения интенсивного перемешивания во всем объеме аппарата за счет внутренней рециркуляции применяют пропеллерные мешалки. Пропеллерные перемешивающие устройства (рис. 1.4) снабжены двух-, трех- или четырехлопастным винтом или пропеллером. Лопасти пропеллера по своей ширине обычно сначала расширяются, а потом сужаются; угол их наклона переменный.



Рис. 1.4. Пропеллерное перемешивающее устройство

У турбинных мешалок перемешивающим устройством является лопастное колесо (турбинка), аналогичное рабочим колесам центробежных насосов с прямыми или загнутыми лопастями. Турбинки могут быть открытыми или закрытыми. По характеру работы открытые турбинки мало отличаются от лопастных мешалок. Закрытые турбинки, помещенные в корпус, создают более упорядоченную циркуляцию жидкости в мешалке, особенно при наличии направляющего аппарата, и способствуют тому, что струи жидкости, всасываемые в центре корпуса, и выбрасываемые по периферии достигают самых отдаленных частей мешалки. Изменение направления потока с вертикального на радиально-горизонтальное сопровождается минимальными потерями кинетической энергии. Частота вращения турбинок лежит в пределах 400–2000 об./мин.

На рис. 1.5 показаны различные формы турбинных перемешивающих устройств.



Рис. 1.5. Формы турбинных перемешивающих устройств

Тихоходные ленточные и шнековые мешалки применяют для перемешивания высоковязких неньютоновских жидкостей.

На рис. 1.6 изображены ленточное и шнековое перемешивающие устройства.



Рис. 1.6. Перемешивающие устройства: а – ленточное; б – шнековое

1.2. РАСЧЕТ ПЕРЕМЕШИВАЮЩИХ УСТРОЙСТВ

Определить мощность, расходуемую на приведение в действие рамной мешалки (рис. 1.7). Составить кинематическую схему привода рамной мешалки (рис. 1.8). Исходные данные:

- *n* – частота вращения, об/мин;

- ρ – плотность перемешиваемой жидкости, кг/м³;

- *D* – диаметр окружности, ометаемой лопаткой мешалки, м;

- *z* - число пар мешалок;

- Н - высота вертикальных лопастей 2 мешалки, м;

- *h* - высота лопатки *I*, м;

- *b*₁ - ширина вертикальных лопастей *II* и сферической части, м;

 $-R_1 = 0,95$ м, $R_2 = 1$ м, - радиус кривизны соответственно наружной и внутренней частей якоря *III* в м;

- η = 0,75 – механический к.п.д. передаточного механизма.



Рис. 1.7. Рамное перемешивающее устройство



Рис. 1.8. Конструкция рамной мешалки: *1* – мотор-редуктор; *2* – муфта; *3* – уплотнение; *4* – люк; *5* – крышка; *6* – вал; *7* – перемешивающее устройство; *8* – корпус; *9* – рубашка; *10* – опора; *11* – труба передавливания; потоки: *I* – вход исходной среды; *II* – выход теплоносителя (хладагента); *III* – вход теплоносителя (хладагента); *IV* – выход продукта

Исходные данные по вариантам приведены в табл. 1.1.

Данные для расчета рамной мешалки

NºNº	<i>D</i> , м	<i>п</i> , об/мин	р, кг/м ³	$h = b_1,$ M	<i>Н</i> , м	z
1	1,0	30	1840	0,030	1,20	1
2	1,0	50	2000	0,030	1,24	2
3	1,0	80	1380	0,031	1,25	2
4	1,0	63	1125	0,035	1,44	2
5	1,0	50	1345	0,036	1,48	1
6	1,0	40	1000	0,032	1,23	2
7	1,0	32	1670	0,038	1,18	1
8	1,0	25	1500	0,034	1,16	2
9	1,0	30	1090	0,033	1,22	1
10	1,0	30	875	0,040	1,26	1
11	1,0	30	980	0,043	1,66	1
12	1,0	30	1060	0,044	1,46	2
13	1,0	30	1280	0,048	1,06	2
14	1,0	30	1300	0,047	1,01	1
15	0,4	25	1023	0,048	1,00	1
16	0,4	25	1045	0,042	1,00	1
17	0,4	30	1122	0,045	1,20	1
18	0,4	30	1160	0,046	1,29	2
19	0,5	40	1290	0,049	1,56	2
20	0,5	40	1390	0,042	1,49	2
21	0,5	50	1450	0,050	1,02	1
22	0,5	50	1200	0,052	1,04	1
23	0,6	46	1100	0,051	1,00	2
24	0,6	38	1300	0,055	1,34	1
25	0,6	41	1560	0,056	1,26	1
26	0,6	32	1280	0,058	1,44	2
27	0,7	25	1260	0,056	1,22	2
28	0,7	30	1460	0,053	1,08	1

Продолжение табл. 1.1

NºNº	<i>D</i> , м	<i>п</i> , об/мин	р, кг/м ³	$h = b_1,$ M	<i>Н</i> , м	z
29	0,7	32	1550	0,059	1,06	1
30	0,7	40	1250	0,060	1,00	1
31	0,8	40	1100	0,063	1,00	2
32	0,8	32	1250	0,061	1,46	2
33	0,8	30	1110	0,066	1,24	1
34	0,8	60	1210	0,068	1,34	1
35	0,9	30	1320	0,064	1,56	2
36	0,9	40	1450	0,063	1,45	1
37	0,9	50	1200	0,065	1,25	1
38	0,9	60	1000	0,067	1,34	1
39	1,1	32	2000	0,069	1,50	2
40	1,1	40	1190	0,073	1,18	2
41	1,1	45	1000	0,070	1,26	1
42	1,1	60	1000	0,075	1,36	1
43	1,2	63	980	0,072	1,25	2
44	1,2	70	890	0,073	1,00	1
45	1,2	75	1230	0,071	1,10	1
46	1,2	80	1300	0,075	1,00	2
47	1,4	25	1400	0,076	1,12	2
48	1,4	30	780	0,074	1,15	2
49	1,4	32	690	0,076	1,20	1
50	1,4	40	900	0,079	1,25	2

1.2.1. Расчет лопастной мешалки

Площадь лобовой поверхности лопатки, вытесняющей жидкости, в общем случае определяется выражением:

$$F_{\pi} = b \cdot h \cdot \sin\beta, \qquad (1.1)$$

где *b* – длина (вылет) лопатки, м; *h* – высота лопатки, м; β – угол наклона лопаток к направлению движения.

Окружная скорость в м/с центра тяжести лопасти:

$$\omega_0 = \frac{\pi \cdot r_0 \cdot n}{30},\tag{1.2}$$

где r_0 – расстояние от центра тяжести лопасти до оси вращения, м; n – частота вращения мешалки, об/мин.

Масса жидкости, вытесняемая лопастью:

$$G = F_{\pi} \cdot \omega_0 \cdot \rho \cdot g \,, \tag{1.3}$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м³.

Неподвижная лопасть приводится во вращение с заданной частотой и, сообщив при этом скорость жидкости ω_0 , совершает работу равную живой силе движущейся массы жидкости:

$$T = \frac{G \cdot \omega_0^2}{2 \cdot g} = \frac{F_{\pi} \cdot \omega_0^3 \cdot \rho}{2}, \qquad (1.4)$$

где T – работа, кгс·м/с.

При одной и той же площади лобовой поверхности F_{π} лопасть совершает различную работу, которая зависит от отношения $\frac{b}{h}$, поэтому действительная работа в кгс·м/с, затрачиваемая для приведения во вращение одной лопасти с частотой *n*, об/мин:

$$T_1 = \frac{\varphi \cdot F_\pi \cdot \omega_0^{3} \cdot \rho}{2}, \qquad (1.5)$$

где ф – коэффициент, зависящий от формы лопасти.

Для прямоугольных лопаток ϕ определяется отношением $\frac{b}{h}$ (табл. 1.2)

Таблица 1.2

Определение коэффициента формы лопасти

b/h	1	2	4	10	18	>18
φ	1,10	1,15	1,19	1,29	1,40	2,00

Для промежуточных значений $\frac{b}{h}$ коэффициент ϕ находят методом прямолинейной интерполяции.

Для горизонтальных прямоугольных лопаток (рис. 1.9) при b = D/2 и $\omega_0 = 3 \cdot \omega/4$ мощность, потребляемую мешалкой в пусковой период, определяют по уравнению:

$$N_{\rm r} = \frac{2zT_1}{102\eta} = \frac{27\varphi 2zF_{\rm n}\omega^3\rho}{642102\eta} = 60 \cdot 10^8 \cdot \frac{\varphi \cdot z}{\eta} F_{\rm n}D^3n^3\rho, \, \kappa \text{Br} \qquad (1.6)$$

где z – число пар лопаток мешалки; η – механический КПД передаточного механизма; ω – окружная скорость конца лопасти, м/с; D – диаметр окружности, сметаемой лопастью мешалки, м.



Рис. 1.9. Горизонтальная лопастная мешалка

Для вертикальных прямоугольных лопаток (рис. 1.10) мощность в кВт, потребляемую мешалкой в пусковой период, определяют по уравнению:



Рис. 1.10. Вертикальная лопастная мешалка

Мощность потребляемую в пусковой период для якорной мешалки (рис. 1.11) рассчитывают по формуле:

$$N_{\rm g} = 15,3 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{\varphi \cdot z}{\eta} \cdot {}^{\Phi}_2 - R_1^5 \cdot \rho, \, \kappa B_{\rm T}$$
(1.8)

где R_1 , R_2 – радиус кривизны соответсвенно наружной и внутренней частей якоря, м.



Рис. 1.11. Якорная мешалка

1.2.2. Расчет рамной мешалки

Для расчета рамной мешалки (рис. 1.7) разобьем ее конструкцию на три независимых элемента: горизонтальные лопасти, вертикальные лопатки и якорная часть. При этом мощность, затрачиваемая на перемешивание рамной мешалкой в целом, будет складываться из затрат мощностей отдельными ее элементами.

Мощность, расходуемая на вращение горизонтальных лопастей:

Площадь лобовой поверхности лопатки, вытесняющей жидкости, в общем случае определяется выражением:

$$F_{\pi} = b \cdot h \cdot \sin\beta, \qquad (1.9)$$

где *b* – длина (вылет) лопатки, м; *h* – высота лопатки, м; β – угол наклона лопаток к направлению движения.

Окружная скорость в м/с центра тяжести лопасти:

$$\omega_0 = \frac{\pi \cdot r_0 \cdot n}{30}, \qquad (1.10)$$

где r_0 – расстояние от центра тяжести лопасти до оси вращения, м; n – частота вращения мешалки, об/мин.

Масса жидкости, вытесняемая лопастью:

$$G = F_{\pi} \cdot \omega_0 \cdot \rho \cdot g , \qquad (1.11)$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м³.

Неподвижная лопасть приводится во вращение с заданной частотой и, сообщив при этом скорость жидкости ω_0 , совершает работу равную живой силе движущейся массы жидкости:

$$T = \frac{G \cdot \omega_0^2}{2 \cdot g} = \frac{F_{\pi} \cdot \omega_0^3 \cdot \rho}{2}, \qquad (1.12)$$

где T – работа, кгс·м/с.

При одной и той же площади лобовой поверхности F_n лопасть совершает различную работу, которая зависит от отношения b/h, поэтому действительная работа в кгс·м/с, затрачиваемая для приведения во вращение одной лопасти с частотой *n* об/мин:

$$T_1 = \frac{\varphi \cdot F_\pi \cdot \omega_0^3 \cdot \rho}{2}, \qquad (1.13)$$

где ф – коэффициент, зависящий от формы лопасти.

Для прямоугольных лопаток ϕ определяется отношением $\frac{b}{h}$ (табл. 1.2) Для горизонтальных прямоугольных лопаток (рис. 1.9) при b = D/2 и $\omega_0 = 3 \cdot \omega/4$ мощность, потребляемую мешалкой в пусковой период, определяют по уравнению (1.6).

Мощность, расходуемая на вращение вертикальных лопастей:

Для вертикальных прямоугольных лопаток мощность в кВт, потребляемую мешалкой в пусковой период, определяют по уравнению (1.7).

Мощность, расходуемая на вращение якорной части:

Мощность потребляемую в пусковой период для якорной мешалки рассчитывают по формуле (1.8).

Мощность, необходимая для вращения всей мешалки:

$$N = N_{\rm r} + N_{\rm B} + N_{\rm g} \tag{1.14}$$

1.2.3. Расчет пропеллерной мешалки

Задание. Определить необходимые частоту вращения и мощность пропеллерной мешалки.

- -V объем перемешиваемой жидкости, м³/мин;
- ρ плотность перемешиваемой жидкости, кг/м³;
- $-D_1$ диаметр пропеллера, м;
- *k* кратность перемешивания;
- θ угол подъема винтовой линии, 30°.

Исходные данные по вариантам приведены в табл. 1.3.

Данные для расчета пропеллерной мешалки

NºNº	<i>D</i> ₁ , м	р, кг/м ³	<i>V</i> , м ³ /мин	k
1	1,0	1840	3	12
2	1,0	2000	3,5	14
3	1,0	1380	4	16
4	1,0	1125	4,5	10
5	1,0	1345	2	8
6	1,0	1000	2,5	12
7	1,0	1670	5	14
8	1,0	1500	3	16
9	1,0	1090	3,5	10
10	1,0	875	4	8
11	1,0	980	4,5	10
12	1,0	1060	2	8
13	1,0	1280	2,5	12
14	1,0	1300	5	14
15	0,4	1023	3	16
16	0,4	1045	3,5	12
17	0,4	1122	4	14
18	0,4	1160	4,5	16
19	0,5	1290	2	10
20	0,5	1390	2,5	8
21	0,5	1450	5	12
22	0,5	1200	3	14
23	0,6	1100	3,5	16
24	0,6	1300	4	10
25	0,6	1560	4,5	8
26	0,6	1280	2	10
27	0,7	1260	2,5	8
28	0,7	1460	5	12

NºNº	<i>D</i> ₁ , м	р, кг/м ³	<i>V</i> , м ³ /мин	k
29	0,7	1550	3	14
30	0,7	1250	3,5	16
31	0,8	1100	4	12
32	0,8	1250	4,5	14
33	0,8	1110	2	16
34	0,8	1210	2,5	10
35	0,9	1320	5	8
36	0,9	1450	3	12
37	0,9	1200	3,5	14
38	0,9	1000	4	16
39	1,1	2000	4,5	10
40	1,1	1190	2	8
41	1,1	1000	2,5	10
42	1,1	1000	5	8
43	1,2	980	3	12
44	1,2	890	3,5	14
45	1,2	1230	4	16
46	1,2	1300	4,5	10
47	1,4	1400	2	8
48	1,4	780	2,5	12
49	1,4	690	5	14
50	1,4	900	3	16

Расчет. Трехлопастное пропеллерное перемешивающее устройство приведено на рис. 1.12.

Если допустить, что поток жидкости движется параллельно валу пропеллера, как цилиндр с основанием в виде круга, описываемого винтом (ометаемая поверхность), то можно принять, что площадь этого круга:

$$F_{\rm om} = 0.8 \cdot \frac{\pi \cdot D_1^2}{4}$$
 (1.15)

где 0,8 – коэффициент, который вводится для учета сужения струи под действием лопастей пропеллера; D_1 – диаметр окружности, описываемой крайней точкой лопасти, м.



Рис. 1.12. Пропеллерное перемешивающее устройство

Фактическая осевая скорость ω_0 перемешиваемой жидкости, шаг винта *H* и частота вращения *n* (об/мин) связаны зависимостью (из теории пропеллерных мешалок):

$$\omega_{0} = \frac{H \cdot n \cdot \cos^{2} \theta}{60} \tag{1.16}$$

где θ – угол подъема винтовой линии.

Лопасть пропеллера можно представить в виде винтовой поверхности; жидкость при вращении пропеллера можно уподобить гайке, которая при каждом обороте винта должна подняться на высоту, равную шагу H. В действительности жидкость частично скользит в обратном направлении. Это обстоятельство учитывает введение коэффициента $k_1 = 0,7-0,8$. При расчете можно принимать среднее значение этого коэффициента: $k_1 = 0,75$. Поэтому действительную высоту подъема жидкости в течении одного оборота можно считать равной:

$$H_{\rm g} = k_{\rm cp} \cdot H = 0,75 \cdot H \tag{1.17}$$

Угол подъема винтовой линии практически принимают равным 25–45°. Частота вращения пропеллерных мешалок довольно велика и колеблется в пределах 400–1750 об./мин., уменьшаясь с уменьшением диаметра *D*. При перемешивании вязких жидкостей, жидкостей, содержащих взвеси, а также образующих пену, частота вращения пропеллерных мешалок колеблется в пределах 150–500 об./мин.

Наличие в аппаратах, снабженных пропеллерными мешалками, различных устройств, оказывающих сопротивление вращению жидкости (неподвижные лопатки, змеевики, гильзы и т. д.), приводит к повышению расхода электроэнергии.

При расположении вала пропеллерной мешалки под некоторым углом к оси аппарата (10–20° к вертикали) интенсивность перемешивания резко возрастает, поэтому рекомендуют устанавливать пропеллерные мешалки наклонно к оси аппарата.

Величина шага *H*, как известно, является различной для разных сечений лопасти. Имеются винты и с постоянной шагом. Для вычисления шага обычно используют формулу:

$$H = \pi \cdot D_1 \cdot tg\theta \tag{1.18}$$

где D_1 – диаметр винта, м.

В перемешивающих устройствах пропеллер вращается на месте, т. е. не совершает поступательного движения, поэтому скорость вызываемого его вращением движения перемешиваемой жидкости обусловлена только осевой скоростью просасывания жидкости через винт.

При кратности перемешивания жидкости k (в минуту) осевая ее скорость, м/с:

$$\omega_{\rm o} = \frac{k \cdot V}{60 \cdot F_{\rm om}} \tag{1.19}$$

где V – объем перемешиваемой жидкости, м³/мин.

Частоту вращения (об/мин) пропеллерной мешалки можно определить из уравнения (1.16) с учетом (1.17):

$$n = \frac{60 \cdot \omega_{o}}{H \cdot \cos^{2} \theta} = \frac{60 \cdot \omega_{o}}{\pi \cdot D_{1} \cdot tg \theta \cdot \cos^{2} \theta} = \frac{19.1 \cdot \omega_{o}}{D_{1} \cdot a_{1}}$$
(1.20)

где $a_1 = \sin\theta \cdot \cos\theta$.

Пусть частота вращения (об./с) пропеллера $n_c = \frac{n}{60}$, тогда мощность, расходуемая пропеллерной мешалкой, кВт:

$$N = \frac{k_{\rm cp} \cdot F_{\rm om} \cdot \rho}{102 \cdot \eta} \cdot H^3 \cdot n_{\rm c}^{\ 3} \cdot \cos^4 \theta = 0, 2 \cdot \sin^3 \theta \cdot \cos \theta \cdot D_1^5 \cdot n_{\rm c}^{\ 3} \cdot \rho.$$
(1.21)

Обозначив $\sin^3 \theta \cdot \cos \theta = a$, окончательно получим:

$$N = 0, 2 \cdot a \cdot D_1^5 \cdot n_c^3 \cdot \rho \tag{1.22}$$

Значения *а* и *a*₁ для углов θ подъема винтовой линии приведены в табл. 1.4.

Расчет и построение лопастей пропеллерной мешалки выполняют аналогично расчету судовых винтов.

θ, град.	sinθ	sin ³ 0	cosθ	$\sin^3\theta \cdot \cos\theta = a$	$\sin\theta \cdot \cos\theta = a_1$
25	0,422	0,075	0,907	0,068	0,383
30	0,500	0,125	0,867	0,108	0,434
35	0,575	0,190	0,820	0,156	0,472
40	0,644	0,266	0,766	0,204	0,493
45	0,710	0,358	0,710	0,254	0,505

Коэффициенты *а* и *а*₁ для углов θ подъема винтовой линии пропеллерной мешалки

1.2.4. Расчет турбинной мешалки

Мощность в кВт, расходуемая турбинными мешалками (рис. 1.13):

$$N = \frac{0.736 \cdot k_1 \cdot \nu}{75} \cdot d^3 \cdot n^2 \cdot \rho.$$
(1.23)

Эта формула справедлива только в ламинарной области при

$$Re = \frac{n \cdot d^2}{v} \le 3 \cdot 10^3.$$
(1.24)

В этих формулах: k_1 – опытный коэффициент (табл. 1.5); v – кинематическая вязкость перемешиваемой жидкости, м²/с; n – частота вращения ротора мешалки, с⁻¹; d – диаметр турбинной мешалки, м.

Таблица 1.5

Турбинная мешалка	Число лопастей	k_1		Турбинная ме- шалка	Число лопастей	k_1
0	3	49		С изогнутыми лопастями	6	69
С плоскими ло- пастями	6 8 10	71 73 74,5		Со стреловидны- ми лопастями	6	72
Типа ротора	6	61	-	Типа ротора цен- тробежного насо- са	6	97
вентилятора с лопостями, на- клоненными под углом 45°	8	04 71		Типа статора центробежного насоса	20	170

Определение опытного коэффициента



Рис. 1.13. Турбинное перемешивающее устройство

При турбулентном режиме:

$$\operatorname{Re} = \frac{n \cdot d^2}{v} \ge 10^4.$$
(1.25)

Справедливо уравнение:

$$N = \frac{0.736 \cdot k_2}{75} \cdot d^5 \cdot n^3 \cdot \rho \tag{1.26}$$

где *N* – потребляемая мощность, кВт; *k*₂ – опытный коэффициент (табл. 1.6).

Таблица 1.6

Турбинная мешалка	1/D	Число лопастей	<i>k</i> ₂	Турбинная ме- шалка	Число лопастей	l/D	<i>k</i> ₂
					6	0,08	6,0
	0,1	3	3,4	Открытая с пло- скими радиаль-	6	0,1	6,2
	0,1	4	4,4	ными лопастями	6	0,17	6,4
Открытая с	0,1	5	5,4	То же, с изогну- тыми лопастями	6	0,1	4,8
плоскими ра- диальными	0,1	6	6,2	То же, с стрело-			
лопастями	0,1	8	7,8	видными лопа- стями	6	0,1	3,9
	0,1	10	8,7	Типа ротора вен- тилятора с лопо-	6	0,1	1,5
	0,1	12	10	стями, наклонен- ными под углом 45°	8	0,1	1,65

Определение опытного коэффициента

2. ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ

Общие сведения

Одним из распространенных промышленных способов разделения неоднородных жидких систем является центрифугирование, осуществляемое в специальных машинах – центрифугах.

В центрифугах происходят процессы отстаивания и фильтрации в поле центробежных сил, поэтому центрифуги – это более эффективные машины для разделения неоднородных жидких систем, чем рассмотренные отстойники и фильтры.

По принципу действия центрифуги делят на отстойные и фильтрующие. Барабаны (роторы) отстойных центрифуг имеют сплошную, а фильтрующие – дырчатую (перфорированную) стенку, покрытую фильтровальной сеткой или тканью.

Фильтрующие центрифуги применяют для разделения сравнительно крупнодисперсных суспензий кристаллических и аморфных продуктов, промывки получающихся при этом осадков, а также отделения влаги от штучных материалов.

Отстойные центрифуги предназначены для разделения плохо фильтрующихся суспензий, эмульсий, а также для разделения суспензий по крупности частиц твердой фазы. Отстойные центрифуги иногда, в свою очередь, подразделяют на собственно отстойные, осветляющие, концентрирующие и разделяющие (или сепарирующие).

Фактор разделения показывает, во сколько раз центробежное ускорение, развиваемое в данной центрифуге, больше ускорения свободного падения. Чем больше фактор разделения, тем интенсивнее происходит процесс центрифугирования (исключение составляет центрифугирование легко сжимающихся осадков в фильтрующих центрифугах). Величина фактора разделения в современных центрифугах лимитируется условиями прочности и динамической устойчивости машины.

Главными факторами, определяющими выбор центрифуги, являются: для суспензий – степень дисперсности твердой фазы, эффективная плотность твердых частиц и их концентрация; для эмульсий – стойкость эмульсии, обусловленная степенью раздробленности капель одной жидкости в другой, вязкость дисперсионной среды и соотношение плотностей фаз.

При выборе центрифуги следует также учитывать коррозионные свойства обрабатываемого материала, его токсичность, огне- и взрывоопасность (машины с открытым или закрытым кожухом), коэффициент трения осадка и др. Чем больше количество мелких твердых частиц в суспензии, тем соответственно больше их содержание в осветленной жидкости (фугате). Это относится в одинаковой мере к фильтрующим и отстойным центрифугам.

На работу центрифуг существенно влияет вязкость жидкой фазы. С увеличением этого параметра производительность центрифуги уменьшается. Поэтому в некоторых случаях (когда это допустимо) для уменьшения вязкости жидкости прибегают к ее нагреву. Нагревание эмульсии приводит не только к уменьшению вязкости, но и снижению стойкости эмульсии и соответственно увеличению производительности центрифуги.

Чем больше эффективная плотность твердой фазы, тем выше может быть производительность отстойной центрифуги. При сепарировании эмульсий производительность машины возрастает с увеличением разности плотностей компонентов эмульсии. При центробежной фильтрации эффективная плот плотность твердой фазы практически не влияет на увеличение производительности.

В химической промышленности центрифуги находят широкое применение. В частности, в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности центрифуги применяются для отделения воды и твердых частиц от нефти и нефтепродуктов, разделения суспензий с нерастворимой твердой фазой (обработка поливинилхлорида, полистирола, сажевой пульпы и т.д.), при производстве парафина и других процессах.

2.1. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ ЦЕНТРИФУГ

Современные промышленные центрифуги – это сложнейшее технологическое оборудование, состоящее из многих механизмов высокой точности, обладающее высокими скоростями и управляемое с помощью сложных электрогидравлических или электрических систем.

В силу сложившихся традиций центрифуги имеют самостоятельные системы классификации.

Центрифуги могут быть классифицированы по следующим характерным признакам:

a) по характеру протекания процесса центрифуги делят на машины периодического и непрерывного действия;

б) по технологическому назначению или принципу разделения различают следующие типы центрифуг: осадительные (отстойные) и осветляющие – для разделения суспензий; разделяющие (сепарирующие) – для разделения эмульсий; фильтрующие – для разделения суспензий; комбинированные, в которых сочетаются два принципа разделения – осаждение и фильтрование; в) по основному конструктивному признаку центрифуги бывают: горизонтальные (с горизонтальным расположением вала); вертикальные; наклонные; подвесные с верхним приводом; подвесные с нижним приводом (маятниковые); вертикальные трубчатые;

г) по способу выгрузки осадка из ротора различают центрифуги с ручной, контейнерной (кассетной), ножевой, шнековой, инерционной, механико-пневматической выгрузкой и выгрузкой пульсирующим поршнем.

Конструкции центрифуг и сепараторов, применяемых в промышленности, многочисленны и рассматриваются в специальной литературе. Опишем принципиальное устройство только некоторых из них.

2.2. РАСЧЕТ АВТОМАТИЧЕСКОЙ ФИЛЬТРУЮЩЕЙ ЦЕНТРИФУГИ

Задание. Рассчитать автоматическую фильтрующую центрифугу с ножевым съемом осадка для разделения суспензии твердого вещества с соотношением $T/\mathcal{K} = 1/3$ (рис. 2.1).



Рис. 2.1. Конструкция горизонтальной центрифуги с ножевой выгрузкой осадка: *1* – разгрузочный бункер; *2* – питающая труба; *3* – механизм для среза осадка; *4* – воздушник; *5* – кожух; *6* – ротор; *7* – опоры вала; *8* – вал; *9* – станина; *10* – клиноременная передача; *11* – электродвигатель

Плотность жидкой фазы суспензии ρ_2 , кг/м³, плотность твердой фазы ρ_1 , кг/м³, требуется конечная влажность осадка w, %. Осадок с указанной выше конечной влажностью получается при отжиме в течение τ_{u} , с. Продолжительность выгрузки (среза) осадка составляет τ_{u} , с.

Центрифугирование данной суспензии проводилось на лабораторной центрифуге такого же типа, имеющей следующие характеристики:

 $D_{_{\pi}}$ - диаметр, мм;

_

- *L*_л длина ротора, мм;
- V_{π} полный объем ротора, м³;
- n_{π} частота вращения ротора, об/мин;
- Φ_{pn} фактор разделения;

Таблица 2.1

Тип центрифуг	<i>D</i> , мм	<i>L</i> ,мм	V ,м ³	п, об/мин	$arPsi_p$	М _б , кг	<i>d</i> _в , мм	<i>l</i> , мм
1	2	3	4	5	6	7	8	9
АГ-600-4	600	300	0,085	2500	2090	150	50	200
АГ-800-4	800	400	0,201	1700	1300	210	60	300
АГ-1200-4	1200	600	0,678	1100	810	340	70	500
АГ-1200-5	1200	650	0,735	430	125	370	70	550
АГ-1200-6	1200	700	0,791	980	645	400	70	600
АГ-1800-3	1800	900	2,290	720	520	520	100	800

Техническая характеристика центрифуг

На лабораторной центрифуге при продолжительности питания $t_{num.n}$, с была достигнута производительность Q_n , м³/ч (табл. 2.2).

Таблица 2.2

Наименование параметра	Обозначение	Размерность	Величина
Диаметр ротора центрифуги	$D_{_{\mathcal{I}}}$	ММ	430
Длина барабана	$L_{_{\mathcal{I}}}$	ММ	190
Объем барабана, полный	$V_{_{\mathcal{I}}}$	M ³	0,028
Частота вращения	n _n	об/мин	1000
Фактор разделения	$arPsi_{_{pn}}$		203
Продолжительность питания	t _{num.n}	с	60
Производительность	Q_{π}	м ³ /ч	1,5

Данные по лабораторной центрифуге

Исходные данные по вариантам приведены в табл. 2.3.

Таблица 2.3

№ п/п	τ ₄ , c	$ au_{_{{\scriptscriptstyle {\it {\it bbl}} 2}}},$	<i>w</i> , %масс	ρ ₁ , кг/м 3	<i>ρ</i> ₂ , кг/м 3	Тип цен- трифуги
1	10	5	10	1400	1000	ΑΓ-600-4
2	6	3	12	1370	986	
3	5	4	15	1120	990	
4	15	8	18	1560	998	
5	30	10	20	2200	1000	
6	35	15	22	1710	1000	
7	40	10	25	3190	1010	
8	6	6	28	1430	995	
9	8	10	30	2600	1000	
10	16	10	10	1620	986	АГ-800-4
11	8	6	30	1340	996	
12	9	8	14	1650	1005	
13	3	2	26	2900	1000	
14	12	10	10	1270	990	
15	24	12	22	2260	1000	
16	26	20	26	1360	980	
17	30	15	18	2200	1000	
18	32	16	10	1240	995	АГ-1200-4

Данные для расчета фильтрующей центрифуги

№ п/п	$ au_{u}$, c	$ au_{_{\it выг}},$ с	<i>w</i> , %масс	$ ho_{1},$ кг/м3	ρ ₂ , кг/м 3	Тип цен- трифуги
19	36	18	12	2900	985	
20	22	10	30	1610	870	
21	25	16	14	2500	1000	
22	33	5	28	1700	990	
23	11	6	16	3190	995	
24	18	10	24	1070	870	
25	19	10	20	2600	1000	
26	14	11	30	1400	1005	АГ-1200-5
27	16	15	28	2240	990	
28	18	12	25	2340	1000	
29	6	4	22	1800	1000	
30	2	2	20	1390	1000	
31	4	3	12	2650	1000	
32	8	5	15	1470	870	
33	7	7	10	2900	990	
34	5	4	20	1560	995	АГ-1200-6
35	8	8	12	2350	1000	
36	10	10	24	1260	870	
37	12	11	15	2400	1000	
38	14	7	28	1300	980	

Окончание табл. 2.3

№ п/п	τ ₄ , c	$ au_{_{\mathit{выг}}},$ с	<i>w</i> , %масс	$ ho_{1},$ кг/м3	ρ ₂ , кг/м 3	Тип цен- трифуги
39	18	9	16	2500	995	
40	16	12	26	1350	980	
41	17	15	22	2600	1000	
42	20	10	10	1160	870	АГ-1800-3
43	28	14	12	2200	1000	
44	26	13	20	1050	870	
45	24	12	24	2300	1010	
46	22	11	16	1710	1005	
47	25	15	28	2900	1000	
48	27	16	30	1210	985	
49	21	10	14	3190	1010	
50	20	15	18	2240	985	

Расчет. Для достижения максимальной средней производительности промышленной центрифуги (рис. 2.1), по результатам предварительного исследования на лабораторной модели [1] подсчитывают необходимую продолжительность цикла центрифугирования:

$$\tau_1 = \tau + \tau_{\rm B} \tag{2.1}$$

где τ – время центрифугирования, необходимое для достижения заданной влажности осадка, с; $\tau_{\rm B}$ – продолжительность выгрузки (среза) осадка, с.

Продолжительность полного цикла центрифугирования:

$$\tau_0 = \tau_1 + \tau + \tau_{\scriptscriptstyle B} \tag{2.2}$$

По данным технических характеристик центрифуги (табл. 2.1) и лабораторной модели (табл. 2.2) рассчитываем производительность промышленной центрифуги в м³/ч:

$$Q = Q_{\pi} \cdot \sqrt{\frac{D \cdot L_{1} \cdot \Phi_{p} \cdot V_{\pi} \cdot \tau_{1}}{D_{\pi} \cdot l \cdot \Phi_{p\pi} \cdot V_{\pi\pi} \cdot \tau_{1\pi}}}$$
(2.3)

где $V_{\rm n}$, $V_{\rm nn}$ – полезный объем барабана промышленный центрифуги и лабораторной модели, м³; $Q_{\rm n}$ – производительность лабораторной модели, м³/ч; D, $D_{\rm n}$ – диаметр ротора, м; L, l – внутренняя длина ротора соответственно промышленной и лабораторной центрифуги, м; $\Phi_{\rm pn}$ – фактор разделения соответственно промышленной и лабораторной центрифуги.

$$V_{\rm m} = 0, 6 \cdot V_{\rm f},$$

где $V_{\rm d}$ – полный объем барабана, м³.

Объемную массу в кг/м³ разделяемой суспензии можно определить по формуле:

$$\rho_{\rm c} = \frac{100 \cdot \rho_1 \cdot \rho_2}{100 \cdot \rho_1 - \mathbf{\phi}_1 - \rho_2 \mathbf{B}_{\rm c}}$$
(2.4)

где ρ_1 и ρ_2 – плотность соответственно твердой фазы и жидкости, кг/м³; B_c – концентрация твердой фазы в суспензии, % масс.

Плотность осадка:

$$\rho_{\rm oc} = \frac{100 \cdot \rho_1 \cdot \rho_2}{100 \cdot \rho_2 + \phi_1 - \rho_2 \cdot b_{\kappa}}$$
(2.5)

где *b*_к – конечная влажность осадка, % масс.

Объемная доля жидкой фазы в суспензии:

$$\alpha = \frac{\rho_1 - \rho_c}{\rho_1 - \rho_2} \tag{2.6}$$

Объемная доля жидкой фазы во влажном осадке:

$$\beta = \frac{\rho_1 - \rho_{oc}}{\rho_1 - \rho_2} \tag{2.7}$$

Мощность в кВт, затрачиваемая на сообщение кинетической энергии обрабатываемой суспензии:

$$N_{1} = \frac{0.736 \cdot g \cdot \psi_{1} \cdot \Phi_{p} \cdot V_{\pi} \cdot D}{300 \cdot \tau} \cdot \left[\left(1 - \frac{\psi_{1} \cdot \varphi}{2} \right) \cdot \rho_{oc} + \langle \varphi - \beta \rangle \rho_{2} \right]$$
(2.8)

где $\psi_1 = 0,2$ – коэффициент заполнения осадком рабочего объема ротора; $\varphi = 0,6$ – отношение рабочего (полезного) объема к полному объему ротора; τ – продолжительность загрузки, с.

Масса осадка, находящегося в роторе центрифуги:

$$M_{\rm oc} = V_{\rm m} \cdot \psi_1 \cdot \rho_{\rm oc}.$$

Масса ротора с загрузкой:

$$M = M_{\rm p} + M_{\rm oc},$$

где $M_{\rm p}$ – масса незагруженного ротора, кг.

Мощность в кВт, затрачиваемая на преодоление трения в подшипниках:

$$N_2 = \frac{0.736 \cdot f \cdot P \cdot d_{\mathrm{u}} \cdot \omega}{150} \tag{2.9}$$

где ω – угловая скорость барабана, с⁻¹; *P* – динамическая нагрузка на подшипники, зависящая от веса загруженного барабана и сил, возникающих от его неуравновешенности, H; d_{μ} – диаметр цапф вала, м; $f \approx 0,01$ – коэффициент трения.

Нагрузка на подшипники слагается из веса загруженного ротора и динамических сил неуравновешенности вращающихся масс. Величина неуравновешенности (или дебаланса) загруженного ротора от начальной неуравновешенности ротора и степени неравномерности распределения осадка на поверхности ротора. Величина неуравновешенности, вызванная неравномерным распределением осадка, зависит от свойств суспензии, способа питания, равномерности поступления суспензии в ротор, постоянства концентрации суспензии и т. д. в связи с этим неуравновешенность ротора нельзя учесть заранее.

Для определения динамической нагрузки пользуются понятием условного эксцентриситета вращающихся масс. В соответствии с этим динамическую нагрузку на подшипники в кгс определяют по формуле:

$$P = M \cdot g \cdot \left(+ 2 \cdot 10^{-3} \cdot \Phi_{\rm p} \right)$$

где $M \cdot g$ – статическая нагрузка на подшипники от веса загруженного ротора в кгс.

Мощность в кВт, затрачиваемая на преодоление трения ротора и суспензии о воздух:

$$N_{3} = 11.3 \cdot 10^{-6} \cdot \rho_{\rm B} \cdot g \cdot L_{1} \cdot \omega^{3} \cdot \left(4 + R_{1}^{4} \right)$$
(2.10)

где L_1 – наружная длина ротора, м; r – внутренний радиус кольцевого слоя суспензии, м; R_1 – наружный радиус ротора, м.

$$L_1 = L + 0.02$$
,
 $R_1 = R + 0.01$.

При условии 50%-ной загрузки: $r = 071 \cdot R$. Толщина слоя осадка [1]:

$$\Delta = R - r_{\rm oc} = R - \sqrt{R^2 - \frac{V_{\rm oc}}{\pi \cdot L}}$$

где r_{oc} – внутренний радиус осадка, м; $V_{oc} = V \cdot \psi_1$ – объем осадка, м³. Мощность в кВт, затрачиваемая на срез осадка [1]:

$$N_{4} = \frac{0.736 \cdot \pi \cdot b \cdot \Delta \cdot K \cdot 10^{5} \cdot \left(R - \frac{\Delta}{2}\right)}{225 \cdot \tau_{cp}}$$
(2.11)

где b – длина режущей кромки ножа, м; K = 0,4 – удельное сопротивление резанию, кгс/мм²; τ_{cp} – время среза, мин.

Мощность в кВт, необходимая для нормальной работы центрифуги, составляет:

во время загрузки

$$N_{_{3ap}} = N_1 + N_2 + N_3 \tag{2.12a}$$

во время среза осадка

$$N_{_{3ap}} = N_2 + N_3 + N_4 \tag{2.126}$$

Мощность в кВт, затрачиваемую центрифугой во время холостого хода:

$$N_{xx} = N_2 + N_3 \tag{2.13}$$

где N_2 – мощность, затрачиваемая на трение в подшипниках при незагруженном роторе.

Значение N_2 подсчитывают по формуле (2.9), при этом величину динамической нагрузки на подшипники отыскивают из условия работы незагруженного ротора.

Выбор электродвигателя:

- составьте кинематическую схему привода центрифуги;
- определите общее передаточное отношение привода;
- определите общий КПД привода центрифуги;

- с учетом общего передаточного отношения и общего КПД привода определите число оборотов и мощность электродвигателя.

- по табличным данным подберите двигатель.

2.3. РАСЧЕТ ОТСТОЙНОЙ ЦЕНТРИФУГИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Задание. Рассчитать отстойную маятниковую центрифугу периодического действия с нижней выгрузкой осадка (рис. 2.2), имеющую следующие конструктивные и режимные параметры:

- *D* диаметр барабана, м;
- *L* длина ротора центрифуги, м;
- *d_s* диаметр цапф вала, м;
- *n* частота вращения ротора, об/мин;
- $M_{\tilde{o}}$ масса пустого ротора, кг;
- τ_n продолжительность периода пуска, с;
- au_T продолжительность периода торможения, с;
- τ_p продолжительность периода разгрузки, с.



Рис. 2.2. Конструкция отстойной маятниковой центрифуги с нижней выгрузкой осадка: *1* - фундаментная плита; *2* - станина; *3* - опорные колонки; *4* - кожух; 5 - ротор; 6 - бортовое кольцо (закраина); 7 - загрузочное устройство; 8 - крышка; 9 - вал; 10 – опора ротора; 11 - электродвигатель; 12 - турбомуфта; 13 - клиноременная передача; 14 - приводной шкив; 15 - тормоз

Разделяемая суспензия имеет следующую характеристику: ρ_1 - плотность твердой фазы, кг/м³; ρ_2 - плотность жидкой фазы, кг/м³; μ - вязкость жидкой фазы, Па с; B_c - концентрация твердого вещества, % масс; d - минимальный размер улавливаемых кристаллов, мкм.

Исходные данные по вариантам приведены в табл. 2.4.

Таблица 2.4

N п/п	<i>В_с</i> , % масс	d , мкм	ρ ₁ , кг/м ³	<i>ρ</i> ₂ , кг/м ³	μ, мПа с	Тип цен- трифуг
1	10	10	2300	1000	0,971	АОГ -600
2	19	30	2500	1000	0,971	
3	15	14	3190	1000	0,971	
4	16	26	2600	986	0,86	
5	20	18	2240	986	0,86	
6	14	24	2200	986	0,86	
7	25	22	2650	986	0,86	
8	23	20	1800	900	3,0	
9	30	26	2350	900	3,0	
10	20	10	1450	900	3,0	
11	10	30	1350	990	0,92	
12	14	28	2900	990	2,0	
13	19	26	2260	990	1,5	
14	30	10	1500	1000	0,971	АОГ -800
15	16	20	1200	1000	2,6	
16	18	12	2200	1000	1,9	

Данные для расчета центрифуги периодического действия

Продолжение табл. 2.4

N п/п	<i>В_с</i> , % масс	d , мкм	$ ho_{1},$ кг/м ³	ρ ₂ , кг/м ³	μ, мПа с	Тип цен- трифуг
17	13	22	1350	998	0,96	
18	20	14	2900	998	0,75	
19	18	24	2260	998	0,96	
20	25	16	2300	1100	1,2	
21	21	28	2500	1100	2,6	
22	16	18	3190	1100	3,0	
23	15	20	2600	1005	1,05	
24	30	20	2240	1005	1,3	
25	14	14	1800	1005	1,25	
26	27	10	1450	1000	0,971	АОГ -1200
27	17	12	2350	1000	0,86	
28	29	14	2260	1000	0,75	
29	12	20	2200	980	0,90	
30	25	30	1380	980	1,86	
31	19	18	2300	980	1,58	
32	10	28	2650	1000	1,00	
33	20	16	2900	1000	2,56	
34	11	26	1450	1000	2,84	
35	18	28	2350	760	0,74	
36	22	24	1500	760	1,47	
Окончание табл. 2.4

N п/п	<i>В_с</i> , % масс	d , мкм	ρ ₁ , кг/м ³	ρ ₂ , кг/м ³	μ, мПа с	Тип цен- трифуг
37	15	30	2200	760	1,53	
38	26	30	2300	1000	1,00	АОГ -1800
39	19	16	2500	1000	0,98	
40	19	26	3190	1000	1,59	
41	10	14	2600	980	3,00	
42	30	22	1450	980	2,67	
43	15	12	2240	980	3,0	
44	13	18	2200	890	0,82	
45	20	28	1650	890	0,52	
46	19	14	1800	890	1,39	
47	25	24	2350	995	0,85	
48	16	10	1450	995	2,36	
49	30	22	1350	995	2,50	
50	12	20	2900	985	0,90	

Таблица 5

Техническая характеристика центрифуг

Тип	<i>D</i> , м	<i>L</i> , м	<i>d</i> _в , м	<i>п</i> , об/мин	М _б , кг	τ_n , c	$egin{array}{c} au_T, \ extbf{c} \ extbf{c} \end{array}$	$\tau_p,$
ΑΟΓ-600	0,6	0,25	0,05	2500	400	90	60	30
ΑΟΓ -800	0,8	0,40	0,06	1700	500	90	60	30
АОГ -1200	1,2	0,45	0,07	1100	700	120	90	60
АОГ -1800	1,8	0,60	0,1	720	1200	120	90	60

Полный объем барабана центрифуги (рис. 2.2):

$$V_{\delta} = \pi \cdot R^2 \cdot L \tag{2.14}$$

где *L* – длина (высота) барабана центрифуги.

Внутренний радиус слоя суспензии в роторе центрифуги (при его 50%-ой загрузке):

$$r_1 = 0,71 \cdot R \tag{2.15}$$

Объем материала в роторе центрифуги:

$$V_{_{\mathcal{M}}} = \pi \cdot \left(r_1^2 - r_1^2 \right) L$$
 (2.16)

Скорость осаждения материала в центрифуге пропорциональна радиусу вращения. Поэтому при расчете фактора разделения Φ_p вместо переменного радиуса *r* подставляют средний радиус:

$$r_{cp} = \frac{R + 0.71 \cdot R}{2} \approx 0.85 \cdot R \,. \tag{2.17}$$

Фактор разделения центрифуги:

$$\Phi_p = \frac{0.85 \cdot R \cdot n^2}{900}$$

Полагая, что осаждение твердых частиц в поле центробежных сил подчиняется закону Стокса, находим скорость осаждения частиц

$$\omega_o = \frac{g^2 \cdot d^2 \cdot \phi_1 - \rho_2 \cdot \phi_p}{18 \cdot \mu}$$
(2.19)

где *d* - минимальный диаметр улавливаемых твердых частиц, м; ρ_1 и ρ_2 - плотность соответственно твердых частиц и жидкости, кг/м³; μ - динамическая вязкость жидкости, кг/(м·с).

Длительность процесса осаждения:

$$\tau_{oc} = \frac{R - r_1}{\omega_o} = \frac{0.29 \cdot R}{\omega_o} \,. \tag{2.20}$$

Общая длительность всего цикла центрифугирования для отстойных машин периодического действия:

$$\Sigma \tau = \tau_{oc} + \tau_n + \tau_T + \tau_p \tag{2.21}$$

где τ_n , τ_T и τ_p - длительность периодов соответственно пуска, торможения и разгрузки центрифуги, с.

Таким образом, производительность отстойных центрифуг периодического действия (при 50%-ой загрузке) будет равна:

$$Q = \frac{1800 \cdot V_{\delta}}{\Sigma \tau}.$$
(2.22)

Мощность электродвигателя центрифуг периодического действия выбирают по пусковой мощности:

$$N_n = N_1 + N_2 + N_3 + N_4 \,. \tag{2.23}$$

Составляющие пусковой мощности определяют по следующим соотношениям.

Мощность в кВт, расходуемая на преодоление инерции массы барабана во время пускового периода:

$$N_1 = \frac{G_{\delta} \cdot w^2}{2 \cdot g \cdot 102 \cdot \tau_n} \tag{2.24}$$

где G_{δ} - вес барабана, кгс; $w = \omega \cdot R$ - окружная скорость барабана, м/с.

Мощность в кВт, расходуемая на преодоление инерции массы материала во время пускового периода:

$$N_2 = \frac{0.19 \cdot V_{\delta} \cdot \rho_c \cdot w^2}{102 \cdot \tau_n} \tag{2.25}$$

где ρ_c - объемная масса разделяемой суспензии, кг/м³.

Объемную массу в кг/м³ разделяемой суспензии можно определить по формуле:

$$\rho_c = \frac{100 \cdot \rho_1 \cdot \rho_2}{100 \cdot \rho_1 - \varphi_1 - \rho_2 \cdot B_c}$$

где ρ_1 и ρ_2 - плотность соответственно твердой фазы и жидкости, кг/м³; *B*_c - концентрация твердой фазы в суспензии, % масс.

Мощность в кВт, расходуемая на преодоление трения вала в подшипниках:

$$N_3 = \frac{f \cdot G \cdot w_e}{102} \tag{2.26}$$

где $f = 0,7 \div 0,1$ - коэффициент трения; G - общий вес всех вращающихся частей центрифуги вместе с загруженным в нее материалом, кгс; $w_e = \omega \cdot \frac{d_e}{2}$ - окружная скорость вращения цапфы вала.

Мощность в кВт, расходуемая на трение стенки барабана о воздух:

$$N_4 = 10^{-8} \cdot R^5 \cdot n^3. \tag{2.27}$$

Выбор электродвигателя:

- составьте кинематическую схему привода центрифуги;
- определите общее передаточное отношение привода;
- определите общий КПД привода центрифуги;
- с учетом общего передаточного отношения и общего КПД привода определите число оборотов и мощность электродвигателя.
 - по табличным данным подберите электродвигатель.

3. СЕПАРИРОВАНИЕ

Общие сведения

Сепараторы – устройства для разделения эмульсий. В сепараторе существует вторичное перемешивание разделенных потоков легкой и тяжелой фракций, движущихся один навстречу другому.

При разделении стойких эмульсий и осветлении суспензий, содержащих незначительные количества твердых высокодисперсных примесей, необходимо увеличить фактор разделении.

Учитывая, что механические напряжения в корпусе ротора возрастают ют пропорционально квадрату окружной скорости, что является лимитирующим фактором, увеличение фактора разделения предпочтительнее обеспечить за счет повышения числа оборотов при уменьшении диаметра ротора.

3.1. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ СЕПАРАТОРОВ

Жидкостные сепараторы - одна из разновидностей оборудования для разделения жидких гетерогенных систем под действием центробежной силы. По характеру процесса и его движущей силы жидкостные сепараторы наиболее близки к центрифугам.

На рис. 3.1 представлена конструкция саморазгружающегося тарельчатого сепаратора с центробежной пульсирующей выгрузкой осадка.

На вертикальном валу 4 установлен ротор 8, внутри которого помещен пакет 7 тонкостенных вставок-тарелок, имеющих несколько отверстий по окружности. Тарелки собраны так, что их отверстия совпадают и образуют сквозные каналы, в которые поступает исходная жидкость из центрального патрубка. В корпусе ротора установлено также подвижное днище 5, которое периодически опускается и открывает разгрузочные щели 6.

Под действием центробежной силы из разгрузочных щелей выбрасывается осадок, который собирается в полости кожуха 9 и выводится из сепаратора. Для отвода легкой и тяжелой жидкости используют неподвижные напорные диски 10 и 11. Привод сепаратора от электродвигателя 1 через червячный редуктор 3.



Рис. 3.1. Конструкция саморазгружающегося тарельчатого сепаратора фирмы «Альфа-Лаваль»: 1 - электродвигатель; 2 - тормоз; 3 - червячный редуктор; 4 - вал; 5 - подвижное днище; 6 - разгрузочные щели; 7 - пакет тарелок; 8 - ротор; 9 - кожух; 10 - напорный диск легкой жидкости; 11 - напорный диск тяжелой жидкости; I - исходная жидкость; II - легкая жидкость; III - тяжелая жидкость; IV - осадок

Принцип работы трехфазных тарельчатых сепараторов рассмотрим на примере разделения суспензии (рис. 3.2). Перед началом сепарирования по каналу 11 подают буферную воду, которая поступает под подвижное днище 1. Под действием гидростатического давления подвижное днище поднимается и плотно прижимается к крышке ротора 3, перекрывая разгрузочные щели 2. Суспензия подается в центр ротора и по системе сквозных каналов в пакете тарелок 4 распределяется между ними. Процесс сепарирования происходит в пакете тарелок, число которых (50–200 шт.) зависит от размеров сепаратора. Выделенная осветленная жидкость перемещается к оси вращения и выводится из ротора напорным диском 6. Вода вместе с частицами осадка направляется к периферии ротора. Выйдя из пакета тарелок, вода отводится из ротора по каналам между разделительной тарелкой 5 и крышкой ротора к напорному диску 7.

После накопления в шламовом пространстве определенного количества осадка его выгружают из ротора.



Рис. 3.2. Схема работы ротора саморазгружающегося тарельчатого сепаратора фирмы «Альфа-Лаваль»: а - процесс сепарирования; б - процесс разгрузки; 1 - подвижное днище; 2 - разгрузочные щели; 3 - крышка ротора; 4 - тарелки; 5 - разделительная тарелка; 6 – напорный диск для жидкости; 7 - напорный диск для воды; 8 - канал подачи промывной воды; 9 - вспомогательный поршень; 10 - пружина; 11, 12 - каналы подачи буферной воды; 13 – сливной канал; I - суспензия; II – осветленная жидкость; III - вода; IV буферная вода; V - осадок

Предварительно прекращают отвод воды из сепаратора и по каналу 8 вводится промывная вода в количестве, равном объему подлежащего выгрузке осадка. При этом поверхность раздела легкой и тяжелой фаз смещается внутрь пакета тарелок с тем, чтобы при открытии разгрузочных щелей исключить возможность потерь жидкости с выгружающимся осадком и водой.

После того как ротор подготовлен к разгрузке, по каналу 12 кратковременным импульсом подается буферная вода в камеру над вспомогательным поршнем 9. Гидростатическое давление преодолевает силу пружин 10, и вспомогательный поршень, опускаясь, открывает сливные каналы 13. Под действием гидростатического давления в роторе подвижное днище перемещается вниз, открывая разгрузочные щели для выгрузки осадка и воды.

Во время разгрузки подача суспензии не прекращается. Разгрузочные щели открываются лишь на 0,1 с, и за это время выбрасывается точно определенный объем осадка и воды.

После разгрузки вспомогательный поршень под воздействием пружин перемещается вверх, закрывая сливные каналы 13, вода по каналу 11 подается под подвижное днище, и оно возвращается в верхнее положение, перекрывая разгрузочные щели 2. Прекращается подача промывной воды по каналу 8 и продолжается обычный процесс сепарирования.

Сепаратор комплектуется программным регулятором. Все операции цикла выполняются в заданной последовательности с помощью электронных датчиков. Сигнальная система обеспечивает наблюдение за давлением на выходе, исправностью системы разгрузки, напряжением сети, температурой сепарирования, вибрацией.

Сепаратор-слвикоотделитель электрический состоит из электропривода, стакана, барабана и распределительного устройства.

Электропривод (рис. 3.3) представляет собой однофазный коллекторный двигатель, закрепленный четырьмя винтами в пластмассовом корпусе. Выходной вал электродвигателя оканчивается полумуфтой. Для охлаждения двигателя во время работы предусмотрен вентилятор, закрепленный на валу двигателя внутри корпуса. О включении электропривода в сеть сигнализирует лампочка-индикатор на передней панели корпуса. Здесь же расположена кнопка пуска и отключения прибора. Резиновые амортизаторы в основании корпуса придают устойчивость электроприводу. На днище корпуса электропривода предусмотрено опломбирование изделия.



Рис. 3.3. Устройство сепаратора

Стакан является промежуточным звеном между электроприводом и сепаратором. Стакан устанавливается на электропривод, на вал стакана надевается барабан, на корпус стакана - посуда сепаратора

Барабан сепаратора (рис. 3.4) состоит из основания, фиксатора тарелок, набора тарелок (пакет из 9 штук), тарелки верхней, винта регулировочного, кольца уплотнительного, крышки барабана, гайки специальной.



Рис. 3.4 Барабан в сборе

Распределительное устройство (посуда) служит для подачи эмульсии в барабан, вывода сгущенной фракции и обрата после сепарирования. Распределительное устройство состоит из приемника эмульсии с краном, камеры поплавковой с поплавком, отвода сгущенной фракции, отвода обрата.

Барабан сепаратора (рис. 3.5) состоит из основания 10, фиксатора тарелок 9, резинового уплотнительного кольца 8, тарелок 6 и 7, тарелки верхней 5, регулировочного винта 3, крышки барабана 4, гайки 1. Для установки барабана на вал электродвигателя основание снабжено втулкой 11 с поперечной перегородкой.

Разделение цельного молока на сливки и обезжиренное молоко осуществляется в барабане работающего электросепаратора следующим образом.



Рис. 3.5. Общий вид барабана сепаратора: 1 - гайка специальная; 2 - фиксатор; 3 - винт регулировочный; 4 - крышка барабана; 5 - тарелка верхняя; 6 - тарелка промежуточная; 7 - нижняя тарелка; 8 - кольцо уплотнительное; 9 - фиксатор; 10 - основание барабана; 11 - втулка с поперечной перегородкой

Молоко через краник приемника молока стекает в поплавковую камеру, из которой поступает в питающую трубку основания барабана 10 и далее - в фиксатор 9. Из фиксатора 9 молоко по вертикальным каналам пакета конических тарелок распределяется в межтарелочных зазорах, где под действием центробежных сил разделяется на две фракции - сливки и обезжиренное молоко. Сливки, как более легкая фракция, направляются к оси вращения барабана, поднимаются до верхней тарелки 5 и через отверстие регулировочного винта 3 выводятся в приемник сливок, а оттуда - в приемную емкость. Обезжиренное молоко, как тяжелая фракция, под действием центробежной силы отбрасывается к периферии барабана. Под давлением поступающего молока оно поднимается в горловину барабана и через паз вытекает в приемник обезжиренного молока, а затем в приемную емкость.

На щите управления стенда для испытания электросепаратора установлены общий выключатель, секундомер, вольтметр, амперметр, лабораторный автотрансформатор для регулирования напряжения питания сепаратора, сигнальные лампочки, тахометр.

Техническая характеристика

Производительность	- не менее 55,0 л/ч
Вместимость приемника молока	- 5,5 л
Частота вращения барабана	- до 12000 об/мин
Жирность обезжиренного молока	- 0,05%
Предел регулирования отношения	
сливок к обезжиренному молоку	- от 1 : 4 до 1 : 10
Температура сепарируемого молока	- 4045°C
Номинальная потребляемая мощность	- 60 Вт
Номинальное переменное напряжение	- 220 B
Габаритные размеры	- 290х325х515 мм
Macca	- 3,5 кг

3.2. ΡΑСЧЕТ СЕПАРАТОРА

Расчетная производительность сепаратора M_m (м³/с) при различной частоте вращения барабана по формуле

$$M_m = 2.16 \cdot n^2 \cdot Z \cdot tg\alpha \cdot \mathbf{R}^3 - r^3 d^2 \cdot t$$

где *n* - частота вращения барабана, об/с; *Z* - число тарелок; α - угол наклона образующей тарелки, °; *R*, *r* - большой и малый расчетные радиусы тарелки, м; *d* - диаметр жирового шарика, м; *d* = $(...5)10^{-6}$, м; *t* - температура молока, °C.

Фактическую производительность сепаратора M_{ϕ} (м³/с)

$$M_{\phi} = \frac{V_c - V_o}{\tau_c \cdot 10^3}$$

Сравните расчетную и фактическую производительности сепаратора при различной частоте вращения и в случае несоответствия объясните причину.

Определите расчетную мощность, затрачиваемую на привод барабана N_{δ} (Вт) в период установившегося режима,

$$N_{\delta} = N_1 + N_2 + N_3 + N_4$$

где N_1 – мощность, затрачиваемая на придание кинетической энергии выводимым фракциям молока, Вт; N_2 - мощность, затрачиваемая на преодоление трения о воздух, Вт; N_3 - мощность, затрачиваемая на трение в при-

водном механизме и уплотнительной манжете, Вт ($N_3 = 3$ Вт); N_4 - мощность, затрачиваемая на встроенные насос и напорный диск, Вт ($N_4 = 0$);

$$N_1 = 0.5 \cdot \varphi \cdot M_{\phi} \cdot \rho_{\mathcal{H}} \cdot \omega^2 \cdot R_{\mathcal{G}}^2,$$

где φ - экспериментальный коэффициент, ($\varphi = 1,1...,1,2$); ρ_{∞} - плотность молока, кг/м³ ($\rho_{\infty} = 1020$ кг/м³); ω – угловая скорость вращения барабана, рад/с; R_{em} - расстояние от оси барабана до торца отверстия регулировочного винта, м;

$$N_2 = 1.55 \cdot \beta \cdot \rho_{\scriptscriptstyle \theta} \cdot n^3 \cdot R_{\scriptscriptstyle \delta}^{-5}$$

где β - экспериментальный коэффициент ($\beta = 0,15$); ρ_{s} - плотность воздуха ($\rho_{s} = 1,3 \text{ кг/m}^{3}$); n - частота вращения барабана, об/с; R_{δ} - наружный радиус барабана, м.

Мощность на привод в период холостого установившегося режима N_x (Вт)

$$N_x = N_2 + N_3$$

При работе сепаратора в режиме сепарирования N_p (Вт) мощность на привод определяется зависимостью

$$N_p = N_1 + N_2 + N_3$$

Фактическую мощность N_{ϕ} (Вт) определите по формуле

$$N_{\phi} = U \cdot I$$

где *U* и *I* - напряжение и сила тока.

4. ФИЛЬТРОВАНИЕ

Общие сведения

Фильтрованием называют процесс разделения неоднородных жидких и газовых систем с помощью пористых проницаемых перегородок, задерживающих твердую и пропускающих жидкую и газовую фазы.

Для осуществления этого процесса необходимо создать разность давлений по обе стороны от перегородки, которая выполняет роль начального сопротивления для протекания процесса. Появляющийся при этом осадок создаёт дополнительное сопротивление. Поэтому скорость процесса фильтрования прямо пропорциональна разности давления и обратно пропорциональна сопротивлению пористой перегородки и осадка. Дополнительное сопротивление на фильтрующей перегородке возрастает при увеличении толщины осадка или закупоривании его частицами пористой фильтрующей перегородки, а также при одновременном увеличении толщины осадка и закупоривании пор его и перегородки. Наличие давления также приводит к увеличению сопротивления за счет сжатия осадка и пористой перегородки вследствие уменьшения в них пор для прохождения фильтрата и изменения их формы (из-за сжатия и сдвига).

Пористая перегородка создаёт при фильтровании первоначальное сопротивление, обусловленное вязкостью жидкой фазы (фильтрата), диаметром, формой поперечного сечения и извилистостью каналов пор. Это сопротивление может изменяться из-за набухания материала перегородки, изменения поверхностного натяжения системы жидкость-твердая перегородка, адсорбции жидкости на стенках, возникновения неподвижного слоя жидкости у стенок пор и электроосмотического потока жидкости, а также от частичного или полного перекрывания пор твердыми частицами суспензий.

Осадок создает обычно основную долю сопротивления протеканию процесса. Это сопротивление зависит в основном от структуры и толщины осадка; на него влияют также физико-химические факторы системы жид-кость-твердое тело.

Структура осадков по крупности частиц изменяется, начиная от фильтрующей перегородки, где осаждаются самые мелкие частицы, проникающие в ее поры. Затем осаждаются более крупные частицы, но между ними располагаются и более мелкие, закупоривающие пространство между крупными частицами. Этим создается неравномерность сопротивления осадка по его толщине. Толщина слоя осадка может быть пропорциональна количеству прошедшего фильтрата, когда фильтрование происходит в основном за счет перепада давлений, а сила тяжести твердых частиц суспензии на процесс не влияет. Однако, если направления сил тяжести и давления совпадают, то осадок нарастает быстрее и указанная пропорциональность между объемом фильтрата и количеством осадка нарушается. Это происходит и при различных направлениях указанных сил, когда количество осадка возрастает медленнее, чем количество фильтрата.

На сопротивление осадка определенное влияние оказывают условия образования и обработки суспензии, коагулирующие и пептизирующие вещества, а также вспомогательные структурирующие вещества.

Таким образом, можно считать, что на протекание процесса фильтрования влияют две группы факторов: макрофакторы и микрофакторы. К макрофакторам относятся структура и геометрия фильтровальной перегородки и слоя осадка, вязкость фильтрата, разность давлений по сторонам фильтра; к микрофакторам – размеры и форма пор, по которым движется жидкость в осадке к фильтровальной перегородке. Если факторы первой группы поддаются непосредственному измерению, то факторы второй группы можно оценить только косвенно.

В химической промышленности процесс фильтрации находит широкое применение, в частности, нефтегазопереработке при производстве масел, парафина, церезина, очистке нефтепродуктов.

4.1. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ ФИЛЬТРАЦИОННОЙ АППАРАТУРЫ

Современную фильтрационную аппаратуру по принципу действия можно разделить на две основные группы: фильтры периодического действия и фильтры непрерывного действия. В свою очередь, аппараты каждой из этих групп по конструктивному принципу можно подразделить на:

1) фильтры, работающие под вакуумом и под давлением;

 фильтры с криволинейными и плоскими фильтрующими перегородками;

3) фильтры с несвязанными (волокнистыми или зернистыми) тканевыми, жесткими и полупроницаемыми фильтрующими перегородками.

Выбор материала фильтрующей перегородки обусловлен степенью агрессивности фильтруемой суспензии и дисперсностью ее твердой фазы. Фильтрующие перегородки изготовляют из текстильных и волокнистых материалов: бязи, парусины, тика, сукна, шелка, асбеста, шлаковой и стеклянной ваты, бумаги и картона. Для повышения кислотостойкости хлопчатобумажной ткани ее подвергают нитрованию. Шерстяные ткани устойчивы к кислотам, но разрушаются щелочами. Наиболее устойчивы фильтрующие перегородки из асбеста, шлаковой и стеклянной ваты, а также металлические сетки из бронзы и коррозионностойкой стали. В качестве материалов для зернистых или волокнистых перегородок применяют песок, инфузорную землю, кокс, уголь, целлюлозу и др. Такие перегородки используют в случаях, когда твердая фаза суспензии имеется в малом количестве и не используется после фильтрования.

В качестве жестких фильтрующих перегородок применяют керамические фильтровальные камни, плитки, свечи и кольца, стойкие к действию кислот и щелочей и, позволяющие получится чистый фильтрат. Коллоидные пленки или материалы изготовляют из нитроцеллюлозы, пергаментной бумаги и др. Эти фильтрующие перегородки имеют очень мелкие поры (1–3 мкм) и могут задерживать коллоидные частицы.

Карусельные фильтры применяют для разделения быстро осаждающихся суспензий с неоднородной крупностью твердой фазы при необходимости тщательной промывки осадка. Фильтр состоит (рис. 4.1) из подвижной рамы 1, опирающейся на роликовые опоры 7 и неподвижной рамы 2. На раме 2 укреплены устройства для заливки суспензии и промывной жидкости. Роликовые опоры 7 расположены концентрически в 2 ряда.

На подвижной раме 1 (карусели), состоящей из двух концентрических колец, расположены 24 ковша 5 (нутч-фильтры). Ковши, установленные в подшипниках, при выгрузке осадка поворачиваются специальными устройствами вокруг своей горизонтальной оси. Рама 1, вращаясь, катится по роликовым опорам. Ее привод 6 установлен внизу.

Каждый ковш, состоящий из металлической коробки и фильтрующего устройства, соединен гибким шлангом с центральной цапфой 5, которая прижата к распределительной головке 4.

При вращении подвижной рамы каждый нутч-фильтр проходит последовательно зоны заливки суспензии, фильтрации, промывки, просушки и сброса осадка. В зоне сброса осадка ковш автоматически поворачивается вокруг своей горизонтальной оси, и осадок сбрасывается в бункер, расположенный внизу. Фильтрат из распределительной головки выводится в вакуум-сборники 8. После разгрузки фильтровальная ткань промывается и просушивается.

Стандартный ленточный вакуум-фильтр (рис. 4.2) состоит из стола, в котором имеются вакуум-камеры для отвода фильтрата и промывной жид-кости. Фильтрующая ткань покрывает прорезиненную перфорированную ленту, натянутую на крайних барабанах стола. По краям ее установлены высокие борта и ограждения. Посредине лента снабжена поперечными ребрами, разделяющими фильтр на ряд секций.



Рис. 4.1. Вакуум-фильтр карусельный К 50: 1 - подвижная рама; 2 – неподвижная рама; 3 – центральная цапфа; 4 – распределительная головка; 5 – ковш; 6 – привод; 7 – роликовая опора; 8 – вакуум-сборник



Рис. 4.2. Стандартный ленточный фильтр: 1 - валик для сбора осадка; 2 - приводной барабан; 3 - стол с вакуум-камерой; 4 - труба с форсунками для промывки; 5 - лоток для подачи суспензии; 6 - натяжной барабан; 7 - перфорированная лента; 8 - коллектор фильтрата

Ленточные фильтры снабжают приспособлениями для заглаживания трещин и вибраторами для уменьшения влажности осадка. Для улучшения отделения осадка от поверхности фильтрующей перегородки валик для сбрасывания осадка изготовляют перфорированным; во внутреннюю камеру валика подается сжатый воздух или пар для отдувки осадка.

4.2. РАСЧЕТ ФИЛЬТР-ПРЕССА

Задание. Рассчитать количество фильтр-прессов, необходимое для фильтрации заданной суспензии при следующих исходных параметрах:

- Q – производительность подаваемой суспензии по фильтрату, м³/мин;

- Р – давление фильтрации, Па;

- *Р*_{пр} – давление промывки, Па;

- $R_0 = 1,065 \cdot 10^{10}$ – константа удельного сопротивления фильтрующей ткани, 1/м;

- $r'_m = 8,44 \cdot 10^7$ – константа удельного сопротивления осадка, 1/м;

- *s* – степень сжатия осадка;

- µ – динамическая вязкость фильтрата, кгс·мин/м²;

- μ_{np} – динамическая вязкость промывной жидкости, кгс·мин/м²;

- ρ_{ϕ} – плотность жидкой фазы суспензии, кг/м³;

- ρ_c – плотность твердой фазы суспензии, кг/м $^3;$

- *с*₁ – содержание твердой фазы в фильтруемой суспензии, кг/кг;

- *c*₂ – содержание твердой фазы во влажном осадке перед просушкой, кг/кг;

- F_1 – поверхность фильтрования, м²;

- σ₁ – начальная концентрация растворимого вещества в промывной жидкости, %;

- σ₁ – конечная концентрация растворимого вещества в промывной жидкости, %;

- *k* – константа промывки;

- т_в – вспомогательное время, мин;

- а – производственные затраты на фильтрацию, тыс. руб/ч;

- *х* – стоимость фильтр-пресса, тыс. руб;

- *i* – время амортизации фильтр-пресса, лет;

- *z* – число рабочих суток в году, сут;

- *n*₁ – число рабочих часов в сутках, ч;

- *d* – затраты на загрузку, сборку, разборку фильтр-пресса, тыс. руб/ч. Исходные данные по вариантам приведены в табл. 4.1 и 4.2.

								1	r	,i
№ п/п	<i>Q</i> , м ³ / мин	$P = P_{\text{np}}$ krc/m ²	<i>F</i> ₁ , м ²	$\mu = \mu_{np},$ кгс·мин/м ²	ρ _ф , кг/м ³	р _с , кг/м ²	$\sigma_1, \\ \%$	σ ₂ , %	с2, кг/кг	с ₂ , кг/кг
1	0,152	1,0·10 ⁴	25	0,915.10-6	1240	2400	5	1,5	0,187	0,344
2	0,152	1,0·10 ⁴	25	0,915·10 ⁻⁶	1300	2500	9	1,2	0,200	0,366
3	0,152	1,5·10 ⁴	25	0,915.10-6	1400	2600	5	1,6	0,230	0,380
4	0,152	1,5·10 ⁴	30	0,915.10-6	1500	2800	4	1,9	0,260	0,400
5	0,152	$2,0.10^4$	30	0,915·10 ⁻⁶	1600	2750	4	2,0	0,31	0,450
6	0,152	$2,0.10^4$	35	0,915.10-6	1700	2960	8	1,8	0,330	0,430
7	0,170	$2,5 \cdot 10^4$	35	0,915.10-6	1450	3200	6	2,1	0,330	0,420
8	0,170	$2,5 \cdot 10^4$	40	0,915.10-6	1560	3100	8	2,8	0,310	0,480
9	0,170	3,0·10 ⁴	40	0,915.10-6	1620	3260	10	2,5	0,260	0,500
10	0,170	3,0·10 ⁴	45	0,915.10-6	1700	3600	11	2,6	0,230	0,365
11	0,170	3,5·10 ⁴	45	0,915.10-6	1790	2980	6	2,7	0,200	0,350
12	0,170	3,5·10 ⁴	50	0,915.10-6	1850	3280	7	3,8	0,187	0,340
13	0,190	4,0·10 ⁴	50	0,915.10-6	1700	3300	7	3,0	0,190	0,366
14	0,190	4,0·10 ⁴	35	0,915.10-6	1800	3470	8	4,8	0,220	0,389
15	0,190	$4,5.10^4$	35	0,915.10-6	1900	3000	8	3,6	0,250	0,406
16	0,190	4,5·10 ⁴	40	0,915·10 ⁻⁶	1950	3100	9	2,6	0,280	0,322
17	0,190	5,0·10 ⁴	40	0,915.10-6	1240	2980	12	3,5	0,310	0,399
18	0,190	5,0·10 ⁴	45	0,915.10-6	2000	3250	11	2,9	0,320	0,456
19	0,21	5,5·10 ⁴	45	0,915·10 ⁻⁶	1300	3000	8	3,0	0,187	0,300
20	0,21	5,5·10 ⁴	50	0,915·10 ⁻⁶	1400	2650	12	4,1	0,200	0,386
21	0,21	6,0·10 ⁴	50	0,915·10 ⁻⁶	1500	2960	10	4,0	0,210	0,415
22	0,21	6,0·10 ⁴	40	0,915·10 ⁻⁶	1600	2900	9	4,8	0,220	0,345
23	0,21	6,5·10 ⁴	40	0,915·10 ⁻⁶	1700	3180	7	3,7	0,230	0,365
24	0,21	6,5·10 ⁴	45	0,915.10-6	1800	2000	8	3,2	0,240	0,387
25	0,23	7,0·10 ⁴	45	0,915.10-6	2000	2800	9	4,5	0,250	0,321
26	0,23	7,0·10 ⁴	25	0,915.10-6	1900	3240	11	3,1	0,260	0,408
27	0,23	$7,5.10^4$	30	0,915.10-6	1850	2600	12	4,0	0,270	0,400

Данные для расчета автоматического фильтр-пресса ФПАКМ

№ п/п	<i>Q</i> , м ³ / мин	$P = P_{\text{mp}}$ krc/m ²	$F_1,$ M^2	$\mu = \mu_{np},$ кгс·мин/м ²	ρ _ф , кг/м ³	р _с , кг/м ²	σ ₁ , %	σ ₂ , %	с ₂ , кг/кг	с ₂ , кг/кг
28	0,23	8,0·10 ⁴	30	0,915.10-6	1800	2700	13	4,7	0,187	0,300
29	0,23	8,5·10 ⁴	35	0,915.10-6	1750	2550	10	2,7	0,200	0,320
30	0,23	9,0·10 ⁴	35	0,915.10-6	1700	2750	6	2,2	0,230	0,367
31	0,23	9,5·10 ⁴	40	0,915.10-6	1650	2600	10	3,6	0,260	0,380
32	0,25	10,0·10 ⁴	40	0,915·10 ⁻⁶	1600	2300	7	4,9	0,310	0,495
33	0,25	9,0·10 ⁴	45	0,915·10 ⁻⁶	1550	2360	8	4,5	0,330	0,478
34	0,25	8,0·10 ⁴	45	0,915.10-6	1500	2500	9	2,0	0,330	0,489
35	0,25	7,0·10 ⁴	50	0,915.10-6	1450	2400	5	2,4	0,310	0,496
36	0,25	6,0·10 ⁴	50	0,915.10-6	1400	2680	6	3,9	0,260	0,368
37	0,25	5,0·10 ⁴	47	0,915.10-6	1350	2400	11	3,0	0,230	0,346
38	0,25	5,0·10 ⁴	47	0,915.10-6	1300	2300	10	4,7	0,200	0,340
39	0,25	5,0·10 ⁴	37	0,915·10 ⁻⁶	1250	2650	11	3,8	0,300	0,500
40	0,25	5,0·10 ⁴	37	0,915·10 ⁻⁶	1200	2870	10	2,0	0,187	0,287
41	0,23	4,0·10 ⁴	27	0,915.10-6	1450	2370	9	2,4	0,200	0,400
42	0,23	4,0·10 ⁴	27	0,915.10-6	1240	3080	7	3,7	0,230	0,387
43	0,23	4,0·10 ⁴	33	0,915·10 ⁻⁶	1240	2900	12	3,8	0,260	0,366
44	0,21	3,0·10 ⁴	33	0,915.10-6	1500	3040	10	5,0	0,31	0,488
45	0,21	3,0·10 ⁴	43	0,915.10-6	1500	2000	11	3,5	0,330	0,500
46	0,21	3,0·10 ⁴	43	0,915.10-6	1600	3000	11	3,0	0,330	0,560
47	0,19	$2,0.10^4$	25	0,915.10-6	1600	3250	12	4,0	0,310	0,580
48	0,19	$2,0.10^4$	25	0,915.10-6	1700	2650	12	4,8	0,260	0,345
49	0,19	$2,0.10^4$	25	0,915.10-6	1700	3100	13	5,0	0,230	0,360
50	0,170	$1,0.10^{4}$	25	0,915·10 ⁻⁶	1800	2480	13	2,7	0,200	0,390

Данные для расчета автоматического фильтр-пресса ФПАКМ

Таблица 4.2

Дополнительные данные для расчета

k	τ _в , мин	<i>а</i> , тыс. руб/ч	<i>х</i> , тыс. руб	<i>і</i> , лет	<i>z</i> , сут	<i>n</i> ₁ , ч/сутки	<i>d</i> , тыс. руб/ч
3	10	50	6×10^6	10	345	25	275

Методика расчета фильтр-пресса (рис. 4.3, 4.4) включает в себя определение технологических характеристик процесса фильтрования и необходимое число фильтров для обеспечения заданных общей производительности конструктивных параметрах аппарата. Кроме того, предлагается методика расчета суммарных материальных затрат на организацию процесса фильтрования в целом. Для этого предварительно необходимо вычислить свойства исходной суспензии и получаемых в ходе процесса фильтрата и осадка, а также константы фильтрования.



Рис. 4.3. Автоматический фильтр-пресс ФПАКМ



Рис. 4.4. Автоматический фильтр-пресс ФПАКМ: *а* – схема (*1* – фильтровальные плиты; 2 – стяжка; *3*, *11* – верхняя и нижняя плиты; *4*, *5* – коллектор соответственно фильтрата и суспензии; *6* – натяжное устройство; *7* – фильтровальная ткань; 8 – привод передвижения ткани; *9* – желоб; *10* – транспортер; *12* – электромеханическое

- зажимное устройство; *13* ролики; *14* ножи съема осадка; *15* нажимная плита); б – схема работы фильтровальных плит (*I* – фильтрация; *II* – просушка осадка;
- III выгрузка осадка; А отвод фильтрата, концентрированной и слабой промывных жидкостей; В – подача суспензии, промывной жидкости и воздуха;

С – подача воды на диафрагму; *1* – плита; *2* – рама; *3* – секция коллектора; *4* – диафрагма; *5* – спирали; *6* – перфорированный лист)

1. Удельное сопротивление осадка, м/кг:

$$r_m = r'_m P^s \tag{4.1}$$

где r'_m – среднее массовое удельное сопротивление несжимаемого осадка; *s* – степень сжатия осадка. 2. Количество твердой фазы, отлагаемой на фильтре 1 м³ фильтрата, кг/м³:

$$C = \frac{\rho_{\phi}}{\frac{1}{c_1} - \frac{1}{c_2}}$$
(4.2)

где ρ_{ϕ} – объемная масса фильтрата, кг/м³; c_1 и c_2 – концентрация сухого вещества соответственно в суспензии и осадке, кг/кг.

3. Объем влажного осадка, отлагаемого 1 м³ фильтрата, м³/м²:

$$U = \frac{1 - c_2 \cdot \left(1 - \frac{\rho_{\phi}}{\rho_c}\right)}{\frac{c_2}{c_1} - 1}$$
(4.3)

где ρ_c – объемная масса осадка, кг/м³.

4. Константы уравнений фильтрации и промывки, мин/м²:

$$k_1 = b_1 + b_2 = \frac{\mu \cdot r_m \cdot C}{2 \cdot P} + \frac{\mu_{\text{np}} \cdot r_m \cdot C \cdot U \cdot n^2}{A1 \cdot P_{\text{np}}}$$
(4.4)

$$k_2 = 2 \cdot b_1 + b_2 \tag{4.5}$$

$$A_1 = \frac{k}{\ln \frac{\sigma_1}{\sigma_2}} \tag{4.6}$$

где μ_{np} – динамическая вязкость промывной воды; r'_m – удельное сопротивление осадка; P – давление фильтрации, кг/м²; n – число одновременно промываемых слоев осадка; P_{np} – давление при промывке кг/м²; A_1 – эмпирический коэффициент; k – константа промывки; σ_1 и σ_2 – начальная и конечная концентрация растворимого вещества в промывочной жидкости, %.

5. Условный объем фильтрата на единицу площади, м³/м²:

$$V_0^* = \frac{R_0}{r_m \cdot C} \tag{4.7}$$

6. Максимальная производительность фильтр-пресса по фильтрату, $m^{3}/4$:

$$Q_{\max} = \frac{F_1}{2 \cdot \sqrt{k_1} \cdot \tau_{\rm B}} + k_2^{\rm v} \cdot V_0^{\rm v}$$
(4.8)

где F_1 – площадь фильтрования, м².

7. Минимальная продолжительность цикла работы фильтр-пресса, мин:

$$\tau_{\text{umin}} = 2 \cdot \tau_{\text{B}} + k_{2} \cdot V_{0} \cdot \sqrt{\frac{\tau_{\text{B}}}{k_{1}^{2}}} .$$
(1.9)

8. Минимальный удельный объем фильтрата, полученного за время фильтрации, м³/м²:

$$V_{\min}^{} = \sqrt{\frac{\tau_{\rm B}}{k_{\rm 1}^{2}}} \tag{4.10}$$

9. Продолжительность процесса фильтрации, мин:

$$\tau = \frac{\tau_{\rm\scriptscriptstyle B} \cdot b_{\rm\scriptscriptstyle I}}{k_{\rm\scriptscriptstyle I}'} \tag{4.11}$$

10. Продолжительность процесса промывки, мин:

$$\tau_{\rm np} = \frac{\tau_{\rm B} \cdot b_2}{k_1'} \tag{4.12}$$

11. Толщина осадка в раме фильтра, мм:

$$\delta = 2 \cdot U \cdot V_{\min} \tag{4.13}$$

12. Необходимое число фильтр-прессов:

$$n_{\min} = \frac{Q}{Q_{\max}} \tag{4.14}$$

где Q – производительность подаваемой суспензии, м³/мин.

13. При расчете фильтр-пресса по оптимальным условиям определяют следующие величины:

- расходы по эксплуатации фильтр-пресса, руб/ч

$$b = \frac{x}{i \cdot z \cdot n_1}$$

где x – стоимость фильтр-пресса, тыс. руб.; i – время его амортизации, лет; Z – число рабочих суток в году, сут; n_1 – число рабочих часов в сутках.

- стоимость рабочих операций, руб/ч

$$A = a + b$$

где а – производственные затраты на фильтрацию, тыс. руб/ч;

- стоимость вспомогательных операций, руб/ч

$$B = d + b$$

где *d* – затраты на загрузку, сборку и разборку фильтр-пресса, тыс.руб/ч.

14. Оптимальная продолжительность цикла, мин:

$$\tau_{\text{цопт}} = k_{1}^{*} \cdot \left(1 + \frac{A}{B}\right) + k_{2}^{*} \cdot V_{0}^{*} \cdot V^{*} =$$

$$= \tau_{e} \cdot \left(1 + \frac{B}{A}\right) + k_{2}^{*} \cdot V_{0}^{*} \cdot \sqrt{\frac{\tau_{e}}{k_{1}^{*}} \cdot \frac{B}{A}}$$

$$(4.15)$$

15. Оптимальная продолжительность фильтрации, мин:

$$\tau_{\text{опт}} = \frac{B \cdot b_1 \cdot \tau_{\text{B}}}{k_1^2 \cdot A}$$
(4.16)

16. Оптимальная продолжительность промывки, мин:

$$\tau_{\text{пропт}} = \frac{B \cdot b_2 \cdot \tau_{\text{B}}}{k_1 \cdot A} \tag{4.17}$$

17. Минимальные затраты на один цикл работы, руб:

$$T_{\min} = \frac{2 \cdot \tau_{e} \cdot B + A \cdot k_{2}^{\circ} \cdot V_{0}^{\circ} \cdot \sqrt{\frac{\tau_{B} \cdot B}{k_{1}^{\circ} \cdot A}}}{60}$$
(4.18)

18. Оптимальная производительность фильтра, м³/ч:

$$Q_{\text{OHT}} = \frac{F_1 \cdot 60}{\left(\mathbf{A} + B \right) \cdot \sqrt{\frac{k_1^2 \cdot \tau_{\theta}}{A \cdot B} + k_2^2 \cdot V_0^2}}$$
(4.19)

Соотношение $\frac{Q_{\text{опт}}}{Q_{\text{max}}}$ определяет отклонение рассчитанного макси-

мального количества фильтр-прессов от оптимума.

19. Оптимальное число фильтров:

$$m_{\text{опт}} = \frac{Q}{F_1} \cdot \left(\mathbf{A} + B \underbrace{\supset}_{\sqrt{\frac{k_1 \cdot \tau_B}{A \cdot B}}} + k_2 \cdot V_0^* \right)$$
(4.20)

20. Минимальные затраты при работе фильтр-пресса, руб/ч:

$$Q_{\min} = \frac{Q}{F_1} \cdot \left(\sqrt{A \cdot B \cdot k_1^{`} \cdot \tau_B} + A \cdot k_2^{`} \cdot V_0^{`} \right)$$
(4.21)

21. Оптимальный удельный объем получаемого фильтра, м³/м²:

$$V_{\text{опт}}^{*} = \sqrt{\frac{B \cdot \tau_{\text{B}}}{k_{1}^{*} \cdot A}}$$
(4.22)

22. Оптимальная толщина осадка в раме пресса, м:

$$h_{\text{OIIT}} = 2 \cdot U \cdot \sqrt{\frac{B \cdot \tau_{\text{B}}}{k_{1}} \cdot A}$$
(4.23)

23. Затраты на работу установки при максимальной производительности, руб/ч:

$$D_{Q_{\text{max}}} = \frac{Q}{F_1} \cdot \left(A + B \right) \cdot \sqrt{k_1 \cdot \tau_B} + A \cdot k_2 \cdot V_0$$
(4.24)

24. Число фильтр-прессов при их максимальной производительности:

$$m_{\min} = \frac{Q}{F_1} \cdot \left(\cdot \sqrt{k_1} \cdot \tau_{\rm B} + k_2 \cdot V_0 \right)$$
(4.25)

25. Тогда затраты на работу установки составляют, руб/ч:

$$D_{Q_{\text{max}}} = \frac{(A+B)m_{\text{min}}}{2} \tag{4.26}$$

5. ВЫПАРИВАНИЕ

Общие сведения

Выпаривание – процесс концентрирования растворов твердых нелетучих веществ путем удаления жидкого летучего растворителя в виде паров при температуре кипения.

Выпаривание является самым распространенным методом концентрирования растворов и основано на принципе выделения летучего компонента из раствора. Процесс проводится при кипении растворов, при этом давление пара над раствором равно давлению в рабочем объеме аппарата. Так как температура кипения растворов зависит от давления, то целесообразно использовать выпаривание под вакуумом, при этом снижение температуры кипения способствует уменьшению потерь термочувствительных компонентов пищевых водных композиций (витаминов, биологически активных веществ и пр.). Начальная концентрация растворов может быть достаточно мала 5–10 %, конечная определяется либо предельной насыщенностью растворов, после чего может наступить их кристаллизация, либо таким увеличением вязкости растворов, при котором процесс становится не эффективным.

Физика процесса выпаривания определяется свойствами растворов: температурными потерями, теплоемкостью и теплотой растворения.

Температурные потери при выпаривании определяются необходимостью достижения состояния кипения раствора и складываются из температурной, гидростатической и гидродинамической депрессии.

Температурная депрессия – разность температур кипения раствора и чистого растворителя при одинаковом давлении. Величина температурной депрессии Δ_T зависит от природы растворенного вещества, концентрации растворов и давления (данные определяются опытным путем и приводятся в справочной литературе). Известно, что при одной и той же температуре давление паров над чистым растворителем больше, чем давление паров над раствором. Или, при одном и том же давлении температура кипения раствора выше температуры кипения растворителя (рис. 5.1).



Рис. 5.1. К понятию температурной депрессии: t_1' – температура кипения раствора; t_2' – температура кипения растворителя.

Однако полного поля зависимости температурной депрессии от концентрации и широкого диапазона давлений справочники не содержат. Поэтому для условий выпаривания Δ_T может быть приближенно вычислена различными способами, если известна одна температура кипения данного раствора при некотором давлении (правило Бабо).

Правило Бабо: относительное понижение давления пара над разбавленном раствором данной концентрации есть величина постоянная и не зависящая от температуры кипения раствора

$$\frac{p_2}{p_1} = K = \text{const} \tag{5.1}$$

где *p*₁, *p*₂ – давление пара соответственно растворителя и раствора.

Зная температуру кипения раствора t_2 при некотором произвольно взятом давлении p_2 находят по таблицам насыщенного водяного пара Вукаловича давление пара чистого растворителя (воды) p_1 при той же температуре и рассчитывают константу *K*. По зависимости (2.1) для заданного давления p_2' над раствором в выпарном аппарате и величине *K* рассчитывают давление пара p_1' чистого растворителя и находят по таблицам Вукаловича соответствующую ему температуру кипения t_2' раствора при заданном давлении. Так как p_2' соответствует t_2' , а p_1' соответствует t_1' , то величина температурной депрессии равна

$$\Delta_T = t_2' - t_1'. \tag{5.2}$$

Зависимость (5.1) справедлива для разбавленных растворов. Для концентрированных растворов необходимо учитывать поправки, связанные с величинами теплоты растворения, предложенные В.Н. Стабниковым. Вместо уравнения Бабо можно использовать уравнение И.А. Тищенко

$$\Delta_T = 1,62 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{T^2}{r} \Delta_T^{\text{atm}}$$
(5.3)

где $\Delta_T^{a_{TM}}$ – температурная депрессия при атмосферном давлении; *T*, *r* – температура кипения чистого растворителя и его теплота испарения при данном давлении.

Гидростатическая депрессия – учитывает некоторое увеличение температуры кипения за счет гидростатического давления кипящего столба жидкости.

$$\Delta_{\Gamma} = t_{\rm B} - t_{\Gamma} \tag{5.4}$$

где $t_{\rm B}$ – температура воды, соответствующая давлению пара над раствором; t_{Γ} – температура, соответствующая давлению P_{Γ} гидростатического столба кипящей жидкости на середине его высоты *H*. При этом $P_{\Gamma} = \rho_{\kappa \kappa} g$ (*H*/2).

Величина Δ_{Γ} обычно составляет 1–3 °С.

Гидродинамическая депрессия – учитывает скоростной напор и местные сопротивления пара, вызывающие некоторое снижение температуры его насыщения. Обычно величина $\Delta_{\Gamma Z}$ составляет 0,5–1,5 °C.

В целом депрессионные температурные потери составляют

$$\Delta = \Delta_T + \Delta_{\Gamma} + \Delta_{\Gamma A}. \tag{5.5}$$

Теплоемкость растворов является функцией температуры и концентрации. Для большинства белковых композиций теплоемкость не может быть вычислена по теплоемкостям растворенных веществ и растворителя (не имеет аддитивных свойств). Здесь необходимо пользоваться справочной литературой¹.

Теплота растворения учитывается при изменении концентрации выпариваемого раствора и зависит от природы выпариваемого раствора и диапазона концентраций. Как правило, известны из справочной литературы интегральные теплоты растворения растворов различных концентраций, т. е. количество тепла поглощающегося или выделяющегося при разбавлении 1 кг твердого вещества в очень большом количестве воды.

Теплота растворения учитывается при изменении концентрации выпариваемого раствора и зависит от природы выпариваемого раствора и диапазона концентраций. Как правило, известны из справочной литературы интегральные теплоты растворения растворов различных концентраций, т. е. количество тепла поглощающегося или выделяющегося при разбавлении 1 кг твердого вещества в очень большом количестве растворителя.

¹ Гинзбург А.С., Громов М.А., Красовская Г.И. Теплофизические характеристики пищевых продуктов. – М.: Пищевая пром-сть, 1982. – 288 с.

В диапазоне изменения концентраций $(x_2 - x_1)$ теплота растворения определяется из справочных данных (рис. 5.2) в соответствии с законом Гесса (тепловой эффект превращения не зависит от пути превращения) по интегральной теплоте растворения как $\Delta q = q_1 - q_2$.



Рис. 5.2. К расчету теплоты растворения при изменении концентрации раствора

5.1. МЕТОДЫ ВЫПАРИВАНИЯ. ПРОСТОЕ И МНОГОКОРПУСНОЕ ВЫПАРИВАНИЕ

Методы выпаривания в пищевой промышленности классифицируются по принципу использования вторичного пара: однократное (простое) выпаривание (без использования вторичного пара для процесса); многократное выпаривание и выпаривание с использованием теплового насоса (с использованием вторичного пара). В зависимости от свойств выпариваемых растворов и параметров греющего пара процесс ведут как под давлением, так и под вакуумом.

Простое (однократное) выпаривание проводят в периодическом, либо непрерывном цикле. При периодическом процессе различают два приема ведения процесса: либо с одновременной загрузкой исходного раствора, либо с порционной загрузкой. В непрерывном процессе целесообразно использование вакуума за счет конденсации вторичных паров в конденсаторе.

В установке простого выпаривания (рис. 5.3) исходный раствор подогревается в теплообменнике до температуры кипения, поступает в выпарной аппарат, содержащий поверхность нагрева, компенсирующую затраты тепла на испарение, вторичный пар конденсируется в барометрическом конденсаторе. Неконденсирующиеся газы отсасываются вакуумным насосом.



Рис. 5.3. Схема установки простого (однократного) выпаривания: *1* – насосы для растворов; *2* – подогреватель; *3* – выпарной аппарат; *4* – барометрический конденсатор; *5* – каплеотделитель; *6* – вакуум-насос

Выпарной аппарат состоит из верхней части – сепаратора, в котором пар отделяется от капель жидкости, и нижней части, теплообменника. В трубчатом пространстве кипящий раствор движется вверх, в середине теплообменника находится центральная циркуляционная труба, в которой раствор движется вниз.

Материальный баланс однократного выпаривания выражается:

- по всему веществу

$$G_{\rm Hay} = G_{\rm KOH} + W; \tag{5.6}$$

- по растворенному твердому веществу

$$G_{\text{hav}} x_{\text{hav}} = G_{\text{кон}} x_{\text{кон}} \tag{5.7}$$

где $G_{\text{нач}}$ – количество поступающего раствора, кг/ч; $G_{\text{кон}}$ – количество упаренного раствора, кг/ч; $x_{\text{нач}}$, $x_{\text{кон}}$ – соответственно начальная и конечная концентрация раствора, масс. %.

Из уравнений (5.5) и (5.6) находим

$$W = G_{\rm Hav} (1 - x_{\rm Hav} / x_{\rm KOH});$$
 (5.8)

$$x_{\text{кон}} = G_{\text{нач}} x_{\text{нач}} / (G_{\text{нач}} - W).$$
 (5.9)

Тепловой баланс простого выпаривания, рассмотренный в системе выпарного аппарата выразится уравнением

$$G_{\text{Hav}} c_{\text{Hav}} t_{\text{Hav}} + Di_{\Pi} = G_{\text{KOH}} c_{\text{KOH}} t_{\text{KOH}} + Wi + Di_{\text{KOH}} + Q_{\Pi}.$$
 (5.10)

Так как $G_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} + W$, получим

$$G_{\text{кон}}c_{\text{нач}}t_{\text{нач}} + Wc_{\text{нач}}t_{\text{нач}} + Di_{\Pi} = G_{\text{кон}}c_{\text{кон}}t_{\text{кон}} + Wi + Di_{\text{конд}} + Q_{\Pi}.$$
 (5.11)

Отсюда расход греющего пара

$$D = G_{\text{кон}} \frac{c_{\text{кон}} t_{\text{кон}} - c_{\text{нач}} t_{\text{нач}}}{i_{\Pi} - i_{\text{конд}}} + W \frac{i - c_{\text{нач}} t_{\text{нач}}}{i_{\Pi} - i_{\text{конд}}} + \frac{Q_{\Pi}}{i_{\Pi} - i_{\text{конд}}}.$$
(5.12)
Изменение энтальпии Испарение Потери
выпариваемого раствора влаги тепла

Первое и третье слагаемое в выпарном аппарате сравнительно невелики, процесс лимитируется в основном вторым слагаемым, а т. к.

$$i - c_{ ext{hay}} t_{ ext{hay}} pprox i_{ ext{n}} - i_{ ext{kohd}},$$

то для сравнительно грубых расчетов принимается

$$D \approx (1, 1-1, 2) W.$$
 (5.13)

Для определения рабочей поверхности используется основное уравнение теплопередачи $F = Q / (K\Delta t)$, где Δt – полезная разность температур конденсации греющего насыщенного пара и кипящего раствора.

$$\Delta t = \Delta t_{\text{общ}} - \sum \Delta = (t_{\text{гр}} - t_{\text{конд}}) - (\Delta_{\text{T}} + \Delta_{\Gamma} + \Delta_{\Gamma \text{Д}})$$
(5.14)

здесь общая разность температур $\Delta t_{\text{общ}}$ между греющим паром $t_{\text{гр}}$ и температурой $t_{\text{конд}}$ вторичного пара на ходе в конденсатор.

Многокорпусные выпарные установки позволяют более полно использовать тепло вторичного пара для испарения раствора. В зависимости от свойств раствора такие установки могут быть скомпонованы по различным схемам: прямоточные, противоточные, с параллельным питанием корпусов.

Исходный раствор, нагретый до температуры кипения, поступает в первый корпус. Вторичный пар из этого корпуса поступает в качестве греющего во второй корпус.



Рис. 5.4. Схема многокорпусной прямоточной выпарной установки: *1* – насос для исходного раствора; *2* – подогреватель; *3* – выпарные аппараты; *4* – барометрический конденсатор; *5* – каплеотделитель; *6* – вакуум-насос

Вследствие пониженного давления во втором корпусе раствор, поступивший из первого корпуса, кипит при более низкой температуре, чем в первом корпусе (*camoucnapeнue pacmвора*). Во второй корпус раствор ввиду пониженного давления поступает самотеком. Предварительный нагрев в подогревателе стабилизирует процесс нагрева по стадиям, вакуумный насос отсасывает неконденсирующиеся газы через конденсатор и поддерживает устойчивый перепад давлений по корпусам.

Достоинство прямоточных схем: интенсивность испарения изменяется по корпусам от первого корпуса до последнего.

Недостатки прямоточных схем: коэффициент теплопередачи уменьшается от первого корпуса к последнему за счет возрастания вязкости раствора и снижения параметров пара.

Необходимым условием теплопередачи является некоторая полезная разность температур, определяемая разностью температур греющего пара и кипящего раствора. Давление вторичного пара в каждом предыдущем корпусе должно быть больше его давления в последующем. Эти разности давлений создаются при избыточном давлении пара в первом корпусе, либо при вакууме в последнем, либо и то и другое.

Вариации компоновок выпарных установок могут быть за счет направления движения вторичного пара в сравнении с движением испаряющегося раствора. При взаимно противоположном движении теплообменных сред получают противоточные выпарные установки.



Рис. 5.5. Схема многокорпусной противоточной выпарной установки: 1 – подогреватель; 2 – выпарные аппараты; 3 – барометрический конденсатор; 4 – каплеотделитель; 5 – вакуум-насос; 6 – насосы

Достоинство противоточных схем: в первом корпусе наиболее концентрированный раствор выпаривается за счет тепла более высоких параметров, в последнем раствор самой низкой концентрации получает тепло вторичного пара при самом низком давлении и температуре. Коэффициент теплопередачи значительно меньше изменяется по корпусам, чем при прямотоке.

Недостаток противоточных схем: ввиду возрастающего давления по корпусам возникает необходимость перекачки раствора из корпуса в корпус.

Материальный баланс многократного выпаривания аналогичен простому выпариванию.

Общее количество выпаренной воды определяется соотношениями (5.8, 5.9) и равно

$$W = W_1 + W_2 + W_3 + \ldots + W_n \tag{5.15}$$

где *W*₁, *W*₂, *W*₃ – количество воды, выпариваемой соответственно в корпусах.

Концентрация раствора по корпусам аналогично уравнению (5.9) записывается в виде:

– для первого корпуса

$$x_{\text{кон1}} = G_{\text{нач}} x_{\text{нач}} / (G_{\text{нач}} - W);$$
 (5.16)

– для второго корпуса

$$x_{\text{кон2}} = G_{\text{нач}} x_{\text{нач}} / (G_{\text{нач}} - W_1 - W_2); \qquad (5.17)$$

– для любого *m*-корпуса

$$x_{\text{кон }m} = G_{\text{нач}} x_{\text{нач}} / (G_{\text{нач}} - W_1 - \dots - W_m).$$
(5.18)

Тепловой баланс многократного выпаривания рассматривается в соответствии со схемой установки для каждого корпуса аналогично уравнению (5.12) с учетом уравнения (5.13), т. е.

$$D_m = W_{m-1}.$$
 (5.19)

Полезная разность температур в многокорпусных установках определяется общей полезной разностью температур и суммой температурных потерь (депрессий) по каждому корпусу.

$$\sum_{1}^{n} \Delta t = \Delta t_{\text{ofini}} - (\Delta t_{\phi x} + \Delta t_{\text{rc}} + \Delta t_{\text{гд}})$$
(5.20)

где $\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{гр}} - t_{\text{конд}}$ – общая полезная разность температур; $t_{\text{гр}}$, $t_{\text{конд}}$ – температура греющего пара в первом корпусе и вторичного пара, уходящего в конденсатор; $\sum t_{\phi x}$, $\sum t_{\text{гс}}$, $\sum t_{\text{гд}}$ – суммы потерь (депрессий) во всех корпусах за счет физико-химического, гидростатического и гидродинамического эффектов.

При расчетах и проектировании выпарных установок суммарная полезная разность температур может быть распределена по корпусам по различным принципам:

По принципу взаимозаменяемости, т. е. все корпуса имели бы одинаковую поверхность нагрева

$$F_1 = F_2 = \dots = F_n = F_{\text{общ}} / n.$$
 (5.21)

Тогда по основному уравнению теплопередачи получим

$$\frac{Q_1}{K_1 \cdot \Delta t_1} = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \dots = \frac{Q_n}{K_n \Delta t_n}$$
(5.22)

где *К*₁, *К*₂, *К*₃ – коэффициенты теплопередачи по корпусам.

Из уравнения (5.22) получим

$$\Delta_{t1} = \frac{Q_1}{K_1} \cdot \frac{1}{F_1}; \ \Delta_{t2} = \frac{Q_2}{K_2} \cdot \frac{1}{F_2}; \ \Delta_{tn} = \frac{Q_n}{K_n} \cdot \frac{1}{F_n};$$
(5.23)

суммируя правые и левые части равенств, находим

$$\sum_{1}^{n} \Delta t = \Delta t_{1} + \Delta t_{2} + \dots + \Delta t_{3} = \frac{1}{F} \left(\frac{Q_{1}}{K_{1}} + \frac{Q_{2}}{K_{2}} + \dots + \frac{Q_{n}}{K_{n}} \right);$$

$$\sum_{1}^{n} \Delta t = \frac{1}{F} \sum \frac{Q_{i}}{K_{i}} \text{ или } \frac{1}{F} = \frac{\sum_{1}^{n} \Delta t}{\sum \frac{Q_{i}}{K_{i}}};$$
(5.24)

подставив (5.24) в (5.23) получим по каждому корпусу

$$\Delta_{t_1} = \sum \Delta_t \frac{Q_1/K_1}{\sum Q_i/K_i}; \ \Delta_{t_2} = \sum \Delta_t \frac{Q_2/K_2}{\sum Q_i/K_i}$$
 или $\Delta_{t_n} = \sum \Delta_t \frac{Q_n/K_n}{\sum Q_i/K_i};$ (5.25)

при этом *n* – номер корпуса; *i* – число всех корпусов установки; здесь суммарная полезная разность температур.

Здесь суммарная полезная разность температур распределяется по корпусам пропорционально отношениям тепловых нагрузок к коэффициентам теплопередачи.

По принципу обеспечения минимальной площади поверхности теплопередачи всей установки.

Общая площадь всей выпарной установки (например, для двух корпусов):

$$F_{\text{общ}} = F_1 + F_2 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2}$$
(5.26)

где $\Delta t_2 = \Delta t - \Delta t_1$.

Тогда

$$F_{\text{общ}} = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 (\Delta t - \Delta t_1)}.$$
(5.27)

Для минимизации общей поверхности теплообмена уравнение (5.27) можно продифференцировать по Δt_1 и производную приравнять нулю. Тогда

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{\sqrt{Q_1/K_1}}{\sqrt{Q_2/K_2}}; \ \frac{\Delta t_1}{\Delta t_1 + \Delta t_2} = \frac{\sqrt{Q_2/K_2}}{\sqrt{Q_1/K_1} + \sqrt{Q_2/K_2}}.$$
 (5.28)

– для первого корпуса

$$\Delta_{t_1} = \sum \Delta_t \frac{\sqrt{Q_1/K_1}}{\sqrt{Q_1/K_1} + \sqrt{Q_2/K_2}};$$

– для второго корпуса

$$\Delta_{t_2} = \sum \Delta_t \frac{\sqrt{Q_2/K_2}}{\sqrt{Q_1/K_1} + \sqrt{Q_2/K_2}};$$

– для *п* корпусов

$$\Delta_{t_{i}} = \sum_{1}^{n} \Delta_{t} \frac{\sqrt{Q_{i}/K_{i}}}{\sum(\sqrt{Q_{i}/K_{i}})}.$$
(5.29)

При минимизации общей поверхности нагрева суммарная полезная разность температур распределяется по корпусам пропорционально квадратным корням из отношений тепловых нагрузок к коэффициентам теплопередачи.

Выбор числа корпусов многокорпусной выпарной установки (МВУ).

С увеличением числа корпусов снижается расход греющего пара Теоретически:

– в 1-корпусной установке расход составляет – 1,0 кг/кг;

- в 2-х корпусной установке расход составляет – 1/2 кг/кг;

- в 3-х корпусной установке расход составляет – 1/3 кг/кг;

– в 4-х корпусной установке расход составляет – 1/4 кг/кг.

Практически:

Число корпусов	1	2	3	4	5
Расход греющего пара	1,2	0,57	0,4	0,3	0,27
Основной причиной снижения экономии греющего пара является возрастание температурных потерь с увеличением числа корпусов.

Необходимо обеспечить некоторую полезную разность температур между греющим паром и кипящим раствором: 5–7 °С для аппаратов с естественной циркуляцией и не менее 3 °С для аппаратов с принудительной циркуляцией.

При увеличении числа корпусов сумма температурных потерь может стать равной или даже больше общей разности температур, тогда условием работоспособности выпарной установки должно быть условие

$$\Delta_{t_{\text{общ}}} > \sum_{1}^{n} \Delta_{t_{\phi x}} + \sum_{1}^{n} \Delta_{t_{\text{rc}}} + \sum_{1}^{n} \Delta_{t_{\text{гд}}}.$$
(5.30)

При выполнении условия (1.30) число оптимальное число корпусов определяется на основании технико-экономического анализа капитальных и эксплуатационных затрат. На рис. 5.6 показаны статьи затрат при различном числе корпусов.



Рис. 5.6. Оптимизация МВУ по числу корпусов: 1 – капитальные затраты (амортизационные расходы); 2 – расходы на эксплуатацию; 3 – затраты на греющий пар; 4 – сумма затрат

Естественно, что число корпусов принимается при минимуме затрат.

Выпаривание с применением теплового насоса.

Основано на использовании вторичного пара в качестве греющего при рецикле в том же аппарате. Вторичный пар повторно направляется в греющую камеру первого корпуса при сжатии его при помощи турбокомпрессора, либо инжекторного насоса (рис. 5.7). В инжекторе каждая единица свежего греющего пара инжектирует т единиц массы вторичного пара. В результате получается греющий пар, поступающий в корпус в количестве D(1+m), с рабочим давлением меньше, чем давление исходного греющего пара, но большим, чем давление вторичного пара. Этот пар поступает в греющую камеру выпарного аппарата, неиспользованная часть вторичного пара не может быть инжектирована и не может участвовать в теплообмене, создавая избыточное давление, либо может использоваться в посторонних технологических целях.

Тепловой баланс схемы выпарной установки с использованием теплового насоса (рис. 5.7) может быть представлен равенствами:

$$D(1+m)i_{\rm cxk} + G_{\rm H} c_{\rm H} t_{\rm H} = G_{\rm K} c_{\rm K} t_{\rm K} + Wi + D(1+m)i' + Q_{\rm I}.$$
(5.31)

Отсюда расход греющего пара

$$D = G_{\text{кон}} \frac{C_{\text{кон}} t_{\text{кон}} - C_{\text{нач}} t_{\text{нач}}}{(1+m)(i_{\text{сж}} - i_{\text{конд}})} + W \frac{i - C_{\text{нач}} t_{\text{нач}}}{(1+m)(i_{\text{сж}} - i_{\text{конд}})} + \frac{Q_n}{(1+m)(i_{\text{сж}} - i_{\text{конд}})}$$

$$(5.32)$$



Рис. 5.7. Схема МВУ с инжекторным тепловым насосом

Сопоставление уравнения (5.32) с уравнением (5.12) показывает, что расход греющего пара из котельной уменьшается в (m + 1) раз в сравнении с процессом однокорпусного простого выпаривания. Коэффициент инжекции варьируется в пределах (0,5–1,0).

Установки с инжектором используются для растворов с низкой температурной депрессией, малой концентрации и высоким давлением вторичного пара.

Самостоятельно подготовить вопросы: Устройство выпарных аппаратов (аппараты с естественной и принудительной циркуляцией растворов, пленочные, роторно-пленочные аппараты).^{1, 2}

¹. Кавецкий Г.Д., Королев А.В. Процессы и аппараты пищевых производств. - М.: Агропромиздат, 1991. - 432с.

^{2.} Малахов Н.Н., Плаксин Ю.М. Процессы и аппараты пищевых производств.-Орел, 2001.-687 с.

5.2. РАСЧЕТ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

Технологический расчет выпарной установки состоит из материального и теплового расчета. Задачей материального расчета установки является определение количества выпариваемой воды, определение массовых потоков упаренного раствора, а также конечных концентраций растворов по корпусам. Тепловой расчет выпарной установки состоит из следующих частей:

 – определение общей полезной разности температур выпарной установки и распределение ее по корпусам;

- определение расхода тепла и пара;

- определение коэффициентов теплопередачи и поверхности нагрева.

Пример расчета выпарной установки в среде *Mathcad* приведена в Приложении 1.

Пример расчета выпарной установки

Задание. Рассчитать двухкорпусную выпарную установку для концентрирования раствора по следующим данным:

1. Количество раствора, поступающего на выпаривание G_н, кг/час

- 2. Начальная концентрация раствора X_н, %
- 3. Конечная концентрация раствора X_{κ} , % 4. Давление греющего 1-й корпус пара P_1 , атм.
- $\frac{1}{2} \frac{1}{2} \frac{1}$
- 5. Абсолютное давление в

барометрическом конденсаторе

6. Схема установки – прямоток

7. Раствор поступает на выпаривание подогретым до температуры кипения.

Для решения поставленной задачи необходимо, прежде всего составить технологическую схему установки, рис. 5.8.

 $P_{\text{конл}}$, атм.



Рис. 5.8. Расчетная схема двухкорпусной прямоточной выпарной установки

- 1. Емность исходного раствора
- 7. Линия отсоса воздуха 8. Ловушка
- 2. Насос 3. Напорный бак
- 3. Подогреватель исходного раствора
- 5.6. Корпуса установки
- 9. Барометрический конденсатор 10. Барометрическая труба 11. Вакуум-насос
- 12. Гидрозатвор
- 13. Hacoc
- 14. Сборник выпаренного раствора
- 15. Конднсатоотводчик

Расчет прямоточной двухкорпусной выпарной установки будем выполнять методом последовательных приближений, исходя из предположения, что отсутствует самоиспарение раствора, и нет перепуска конденсата из корпуса в корпус.

Расчет.

1. Определение количества воды, выпариваемой всей установкой:

$$W = G_{\rm H}(1 - X_{\rm H}/X_{\rm K}),$$
 кг/час

где $G_{\rm H}$ – количество исходного раствора, кг/час; $X_{\rm H}$ – начальная концентрация раствора, вес %; $X_{\rm K}$ – конечная концентрация раствора, вес %.

2. Количество воды, выпариваемое по корпусам, предварительно принимаем равным:

$$W_1 = W_2 = W/2$$
, кг/час.

3. Расчет концентраций раствора по корпусам:

- в 1 корпусе

$$X_{\rm K1} = (G_{\rm H} \cdot X_{\rm H})/(G_{\rm H} - W_{\rm 1}), \%$$
 Bec.;

- во 2 корпусе

$$X_{\rm K2} = (G_{\rm H} \cdot X_{\rm H})/(G_{\rm H} - W_1 - W_2), \%$$
 Bec. (5.34)

4. Распределение перепада давлений по корпусам. Разность между давлением греющего пара в первом корпусе (из котельной) и давлением пара в барометрическом конденсаторе:

$$\Delta P = P_1 - P_{\text{конд}}.$$

Предварительно принимаем давления по корпусам, исходя из равных перепадов давлений для каждого корпуса. Перепад давления для каждого корпуса:

$$\Delta P_n = (P_1 - P_{\text{конд}})/2$$
, ат.

Тогда давления вторичных паров по корпусам будут соответственно: – в 1-ом корпусе

$$P_{\rm BT1} = P_1 - \Delta P_n$$
, at.;

- во-2-ом корпусе

$$P_{\rm BT2} = P_{\rm BT1} - \Delta P_n = P_{\rm конд},$$
ат.

5. Общая разность температур для всей установки:

$$\Delta t_{\text{общ}} = T_1 - T_{\text{конд}} \tag{5.35}$$

где T_1 – температура греющего пара в 1-ом корпусе, °C; $T_{\text{конд}}$ – температура в конденсаторе, °C.

Температуры паров определяются, исходя из соответствующих давлений по таблицам насыщенных водяных паров М.П. Вукаловича (см. табл. 2, Приложение 2).

6. Расчет температурных потерь по корпусам.

Потери общей разности температур определим как сумму потерь от гидростатического эффекта, депрессионных физико-химических потерь и гидравлических потерь в трубопроводах.

а) Потери от гидростатического эффекта.

Предварительно выбираем (или задает преподаватель) по каталогу высоту кипятильных труб выпарного аппарата $h_{\rm rp}$, диаметр труб $d_{\rm rp}$, материал труб.

Потери от гидростатического эффекта возникают в связи с тем, что давление, а, следовательно, температура кипения на разных уровнях раствора в трубах различна. Потери от гидростатического эффекта могут быть определены как

$$\Delta \Gamma = t_{\rm KBC} - t_{\rm KB},$$

где $t_{\rm kBC}$ – температура кипения воды (растворителя) при давлении $P_{\rm BT} + \Delta P_{\rm r} = P_{\rm c}$, °C; $t_{\rm kB}$ – температура кипения воды (растворителя) при давлении $P_{\rm BT}$, °C; $P_{\rm BT}$ – давление вторичного пара над раствором, ат.; $\Delta P_{\rm r}$ – гидростатическое давление раствора у середины греющих труб, ат.; $P_{\rm c}$ – давление раствора .у середины греющих труб, ат.

$$\Delta P_{\rm r} = h \cdot \rho / 10000, \, \mathrm{ar} \tag{5.36}$$

где $h = h_{\mu_{35}} + (h_{\tau p}/2)$ – расстояние от верхнего уровня раствора до середины греющих труб; $h_{\mu_{35}}$ – расстояние от верхнего уровня раствора до трубной доски; $h_{\tau p}$ – высота греющих труб; ρ – плотность раствора, кг/м³.

Плотности растворов ρ_1 , ρ_2 могут быть найдены из соответствующих справочных данных по конечным концентрациям раствора по корпусам ([3; 6; 7], табл. 4, приложение 2).

Гидростатическое давление растворов у середины греющих труб соответственно будет равно:

- в 1-ом корпусе

$$\Delta P_{\Gamma 1} = h \cdot \rho_1 / 10000$$
, at;

- во 2-ом корпусе

$$\Delta P_{r2} = h \cdot \rho_2 / 10000$$
, at.

Зная давления паров *P*_{вт} по корпусам из п. 4 можно определить давления растворов у середины греющих труб:

- в 1-ом корпусе

$$P_{\rm c1} = P_{\rm BT1} + \Delta P_{\rm r1}, \text{ at;}$$

- во 2-ом корпусе

$$P_{\rm c2} = P_{\rm BT2} + \Delta P_{\rm F2}$$
. at.

Тогда потери общей разности температур от гидростатического эффекта;

- в 1-ом корпусе

$$\Delta \Gamma_1 = t_{\text{KBC}1} - t_{\text{KB}1}, \,^{\circ}\text{C};$$

- во 2-ом корпусе

$$\Delta \Gamma_2 = t_{\text{KBC}2} - t_{\text{KB}2}, \ \ ^{\circ}\text{C}.$$

Примечание: Действительная гидростатическая депрессия составляет, обычно, около 20 % от полученной по расчету, т. к. жидкость находится в аппарате не в статическом состоянии, а в движении, обусловленном конвективными токами парожидкостной эмульсии, направленными вверх и вместо жидкости в трубах находится парожидкостная эмульсия.

Общие потери за счет гидростатического эффекта:

$$\sum \Delta \Gamma = \Delta \Gamma_1 + \Delta \Gamma_2, \quad ^{o}C.$$

б) Потери от физико-химической депрессии.

Депрессионные потери общей разности температур по корпусам определяются предварительно из справочной литературы ([3; 6; 7] табл. 4 приложение 2) как разность температуры кипения раствора данной концентрации (по конечным концентрациям в каждом корпусе) и температуры кипения чистого растворителя (воды) при атмосферном давлении. Далее делается перерасчет температурной депрессии на соответствующие давления по корпусам ($P_{\rm BT1}$, $P_{\rm BT2}$), в частности, по правилу Бабо.

Эмпирический закон Бабо гласит: «Относительное понижение упругости пара (p – p₁)/p₁ или p/p₁ над разбавленным раствором данной концентрации_есть величина постоянная, не зависящая от температуры кипения раствора», т. е.

$$\frac{p-p_1}{p} = \left(\frac{p}{p_1}\right)_t = k = \text{const},$$

где p_1 -упругость пара раствора; p-упругость пара чистого растворителя.

Пользуясь правилом Бабо можно вычислить температуру кипения раствора, данной концентрации при произвольном давлении, если таковая известна для какого-либо давления.

Пример пересчета по правилу Бабо:

Водный раствор данной концентрации кипит при давлении 1 ат. и температуре 115 °C. Определить температуру его кипения при даилении 0,5 ат.

Из таблиц насыщенного водяного пара находим, что вода (растворитель) при температуре 115 °C имеет давление 1,724 ат., на основании чего

$$\left(\frac{p}{p_1}\right)_{115^\circ C} = \left(\frac{1}{1,724}\right)_{115^\circ C} = 0,58.$$

При давлении над раствором 0,5 ат.:

$$\left(\frac{p_1}{p}\right) = \left(\frac{0.5}{p}\right) = 0.58$$

Откуда

$$p = \left(\frac{0,5}{0,58}\right) = 0,864,$$

чему соответствует по таблицам насыщенного водяного пара температура кипения $t_{\kappa} = 95$ °C.

Таким образом, данный раствор при p = 0,5 ат. кипит при температуре 95 °C, а вода при том же давлении имеет температуру кипения 80,9 °C, следовательно температурная депрессия равна

$$\Delta g = 95 - 80,9 = 14,1^{\circ}C$$

Для концентрированных растворов, кипящих под разряжением, к величине температурной депрессии, рассчитанной по правилу Бабо следует вводить поправку, предложенную В.Н. Стабниковым, величина которой зависит от отношения p₁/p и давления p₁. Поправка прибавляется к величине депрессии, полученной по правилу Бабо, если теплота растворения положительна и вычитается, если эта теплота отрицательна.

Судя по данным Стабникова, погрешность при применении правило Бабо в среднем равна 1–3 °C.

Общие потери от физико-химической депрессии:

$$\sum \Delta_g = \Delta_{g1} + \Delta_{g2}$$
, °C.

в) В выпарных установках гидравлические потери при прохождении пара из парового пространства предыдущего корпуса в греющую камеру последующего составляют 1–1,5 °C.

Общие гидравлические потери:

$$\sum \Delta_{\Gamma \Box} = \Delta_{\Gamma \Box 1} + \Delta_{\Gamma \Box 2}, \ ^{o}C.$$

7. Полезная разность температур для всей установки:

$$\Delta t_{\text{полез}} = \Delta t_{\text{общ}} - (\Sigma \Delta_{\Gamma} + \Sigma \Delta_{g} + \Sigma \Delta_{\Gamma \Pi}), \,^{\text{o}}\text{C}.$$
(5.37)

8. Распределение полезной разности температур производим исходя из условия равных поверхностей нагрева, по соотношению:

$$\Delta t_{\text{полез.}n} = \Delta t \cdot [(Q_n/k_n)/\Sigma(Q_n/k_n)], \quad ^{\circ}\text{C}$$
(5.38)

где $\Delta t_{\text{полез.}n}$ – полезная разность температур игз корпуса; k_n – коэффициент теплопередачи от греющего пара к кипящему раствору для корпуса n; Q_n – количество тепла, передаваемого через греющую поверхность корпуса n.

Предварительно принимаем Q_n равным для всех корпусов: $Q_1 = Q_2$, и задаемся соотношением: $K_1/K_2 = 1/0,7$ (предварительно взято из практических данных).

Тогда:

$$\Delta t_{1 \text{полез}} = \Delta t_{\text{полез}} \left[(Q_1/K_1)/(Q_1/K_1 + Q_1/(0,7K_1)) \right];$$

 $\Delta t_{2\pi,0,R_3} = \Delta t_{\pi,0,R_3} \cdot [(Q_1/(0,7K_1))/(Q_1/K_1 + Q_1/(0,7K_1))].$

9. Таким образом, для каждого корпуса мы имеем значения всех перепадов температур, что дает возможность уточнить температуры паров и растворов.

Температура кипения раствора у середины греющих труб в 1-ом корпусе:

$$t_{\rm KC1} = T_1 - \Delta t_{1 \text{ полез}}, \quad {}^{\rm o}C.$$

Температура кипения раствора у верхнего уровня в 1-ом корпусе:

$$t_{\kappa 1} = t_{\kappa c 1} - \Delta \Gamma_1$$
, °C.

Температура вторичного пара в 1-ом корпусе:

$$t_{\rm BT1} = t_{\rm K1} - \Delta g_1, \ ^{\rm o}{\rm C}.$$

Температура греющего пара во 2-ом корпусе:

$$T_2 = t_{\text{вт1}} - \Delta_{\Gamma Д1}, \, {}^{\text{o}}\text{C}.$$

Температура кипения раствора у середины греющих труб во 2-ом корпусе:

$$t_{\kappa c2} = T_2 - \Delta t_{2 \text{ полез}}, \text{ °C}.$$

Температура кипения раствора у верхнего уровня во 2-ом корпусе:

$$t_{\kappa 2} = t_{\kappa c 2} - \Delta \Gamma_2$$
, °C.

Температура вторичного пара во 2-ом корпусе:

$$t_{\text{BT2}} = t_{\text{K2}} - \Delta g_2, \ ^{\text{o}}\text{C}$$

По этим уточненным температурам паров находим в таблицах насыщенных водяных паров М.П. Вукаловича соответственно давления и энтальпии паров и конденсата, а по концентрациям растворов (конечным) определяем их теплоемкости ([3; 6; 7], табл. 4, приложение 2). Полученные значения сводим в табл. 5.1.

Дальнейшие расчеты производим, используя уточненные значения параметров растворов и паров из этой таблицы.

Таблица 5.1

NoNo		1кор-	2кор-
Π/Π		пус	пус
1	Концентрация раствора, Х _к весовые %		
2	Температура греющего пара, <i>T</i> , °С		
3	Полезная разность температур, $\Delta t_{\text{полез}}$, ^о С		
4	Температура кипения раствора		
4	у середины греющих труб, <i>t</i> кс, ^о С		
5	Гидростатические потери, ΔГ, °С		
6	Температура кипения раствора у верхнего уровня, <i>t</i> _к , °С		

Параметры растворов и паров по корпусам

7	Депрессионные потери Δ_g , °С	
8	Температура вторичного пара, $t_{\rm BT}$, ^о С	
9	Гидровлические потери, $\Delta_{\Gamma \mathcal{I}}$, °C	
10	Давление греющего пара, <i>P</i> , ат.	
11	Теплосодержание греющего пара, λ, Дж/кг или ккал/кг	
12	Теплосодержание конденсата, 0, Дж/кг или ккал/кг	
13	Давление вторичного пара, $P_{\rm BT}$, ат	
14	Теплосодержание вторичного пара, <i>i</i> , Дж/кг или ккал/кг	
15	Теплоемкость раствора, Ск, Дж/(кг·град) или	
15	ккал/(кг•град)	

10. Расход пара во 2-ом корпусе:

$$D_2 = m \cdot [W_2 \cdot (i_2 - C_{H2} \cdot t_{H2})/(\lambda_2 - \theta_2) + G_{\kappa 2} \cdot (C_{\kappa 2} \cdot t_{\kappa c2} - C_{H2} \cdot t_{H2})/(\lambda_2 - \theta_2)], \, \kappa \Gamma / \text{vac} (5.39)$$

где *m* – коэффициент, учитывающий потери тепла аппаратом в окружающую среду. Обычно *m* = 1,03, т. е. принимают потери тепла в окружающую среду равными 3 % общего расхода; $C_{\rm H2}$ – теплоемкость раствора, поступающего во 2-ой корпус, Дж/(кг·град) иди ккал/(кг·град); $C_{\rm K2}$ – теплоемкость раствора во 2-ом корпусе, Дж/(кг·град) или ккал/(кг·град); $t_{\rm H2}$ – температура раствора, поступающего во 2-ой корпус, принимаемая равной температуре кипения раствора у середины греющих труб в 1 корпусе, °C; $t_{\rm kc2}$ – теплосодержание пара, греющего 2 корпус, Дж/кг или ккал/кг; i_2 – теплосодержание вторичного пара во 2 корпусе, Дж/кг или ккал/кг; $G_{\rm K2}$ – теплосодержание конденсата в греющей камере 2 корпуса, Дж/кг или ккал/кг; $G_{\rm K2}$ – количество раствора, вытекающего из 2 корпуса, Кг/час.

Количество раствора, вытекающего из 2 корпуса:

$$G_{\rm K2} = G_{\rm H1} - W_{\rm H}$$

Количество воды, выпаренной в 1-ом корпусе:

$$W_1 = D_2$$
.

Расход пара в 1 корпусе:

$$D_1 = 1,03 \cdot [W_1 \cdot (i_1 - C_{H1} \cdot t_{H1})/(\lambda_1 - \theta_1) + G_{\kappa 1} \cdot (C_{\kappa 1} \cdot t_{\kappa 1} - C_{H1} \cdot t_{H1})/(\lambda_1 - \theta_1)], \ \text{kg/yac} \quad (5.40),$$

(обозначения аналогичны обозначениям параметров во 2 корпусе) где количества раствора, вытекающего из 1 корпуса:

$$G_{\kappa 1}=G_{\rm H1}-W_1.$$

11. Количество тепла, передаваемого через поверхность нагрева:
во 2-ом корпусе

$$Q_2 = D_2 \cdot (\lambda_2 - \theta_2)/3600$$
, Вт или ккал/час; (5.41)

- в 1-ом корпусе

$$Q_1 = D_1 \cdot (\lambda_1 - \theta_1)/3600$$
, Вт или ккал/час.

12. Расчет коэффициентов теплоотдачи по корпусам.

Чтобы определить коэффициент теплоотдачи в каждом корпусе необходимо предварительно найти α_1 – коэффициент теплоотдачи от конденсирующего пара к стенке; α_2 – коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящему раствору.



Рис. 5.9.: *T* – температура греющего пара, °C; $t_{\kappa c}$ – температура кипения раствора у середины греющих труб, °C; t_{ct1} – температура стенки со стороны пара, °C; t_{ct2} – температура стенки со стороны кипящего раствора, °C; q – удельный тепловой поток, ккал/(м·час) иди Вт/м.

Расчет основывается на том, что при установившемся тепловом режиме удельное количество тепла, передаваемого в единицу времени в процессе конденсации пара, в процессе кипения жидкости – есть величина постоянная и равная количеству тепла, передаваемого от одного теплоносителя к другому, т. е.:

$$q_{\text{кон}} = q_{\text{кип}} = q \tag{5.42}$$

ИЛИ

$$\alpha_1 \cdot \Delta t' = \alpha_2 \cdot \Delta t'' = k \cdot \Delta t_{\text{полез}}.$$
(5.43)

а) Для определения коэффициента теплоотдачи при пленочной конденсации на вертикальных трубах рекомендуется формула Нуссельта:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot A(r/H \cdot \Delta t')^{0,25}, BT/(M^2 \cdot град)$$
 (5.44)

или

$$\alpha_1 = 1,15 \cdot B(r/H \cdot \Delta t')^{0,25}, \ \kappa \kappa a \pi / (m^2 \cdot ч a c \cdot г p a d)$$
 (5.45)

где *r* – теплота конденсации, берется при температуре конденсации, Дж/кг или ккал/кг; *H* – высота кипятильных труб, м; $\Delta t' = t_{\text{кон}} - t_{\text{ст1}}$ – разность температур, °C; значения A и B для воды в зависимости от температуры пленки конденсата приведены в табл. 3 прил. 2. Температура пленки определяется следующим образом:

$$t_{\rm пл} = (t_{\rm ct1} + t_{\rm kohd})/2.$$

Температура конденсации $t_{\text{конд}} = t_{\text{пара}}$ (см. в табл. 1 прил. 2) для соответствующего корпуса в зависимости от давления греющего пара.

Температурой стенки t_{cr1} , которая неизвестна, предварительно задаемся так, чтобы величина $\Delta t' = 2-10$ °C.

б) Определяем удельный тепловой поток при конденсации;

$$q_{\text{кон}} = \alpha_1 \cdot \Delta t'.$$

в) Определяем коэффициент теплоотдачи α₂ от стенки к кипящему раствору по уравнению Кичигина-Тобилевича;

$$\alpha_2 = 1,82 \cdot \left[(\lambda_t \cdot (\gamma')^{0,2} \cdot (\gamma'')^{0.06} / (r^{0,6} \cdot (\gamma_c)^{0,66} \cdot \mathbf{C}^{0,3} \cdot \sigma^{0,5} \cdot \mathbf{v}^{0,3}) \right] \cdot q^{0,6} = \mathbf{A}_m \cdot q^{0,6},$$

где λ_t – коэффициент теплопроводности раствора при температуре кипения, Вт/(м·град) или кал/м·час·град; γ' – удельный вес раствора при температуре кипения, н/м³ или кгс/м³; γ'' – удельный вес пара при давлении в паровом пространстве, н/м³ или кгс/м³; r – теплота парообразования воды при температуре кипения, Дж/кг или ккал/кг; γ_c – удельный вес сухого насыщенного пара при 1 ат, н/м³ или кгс/м³; C – удельная теплоемкость раствора при $t_{\text{кип}}$, Дж/(кг·град) или ккал/(кг·с·град); σ – поверхностное натяжение раствора при $t_{\text{кип}}$, Дж/м² или кгс/м; ν – коэффициент кинематической вязкости раствора при $t_{\text{кип}}$, м²/с или м²/час.

Примечание:

1. В системе СИ вместо удельных весов следует принимать плотности.

2. Для данного сахарного раствора величина коэффициента A_m может быть определена из рис. 1 прил. 2 по конечной концентрации и температуре кипения раствора в каждом корпусе соответственно.

г) Определяем коэффициент теплопередачи, предварительно принимая для всех корпусов среднюю толщину слоя накипи равной 0,0005 м, коэффициент теплопроводности накипи:

$$\lambda_{\text{нак }t} = 2,32 \text{ BT/(м-град)}$$
 или $\lambda_{\text{нак }t} = 2 \text{ ккал/(м-град)};$

$$K = 1/[1/\alpha_1 + \delta_{ct}/\lambda_{t ct} + \delta_{hak}/\lambda_{t hak} + 1/\alpha_2].$$

д) Определив, таким образом К, α_1 , α_2 и зная $\Delta t_{\text{полез}}$ в каждом корпусе соответственно из предварительных расчетов, проверяем принятое значение $\Delta t'$ по уравнению (5.11):

$$\Delta t' = T - t_{\rm ct1} = K \cdot \Delta t_{\rm полез} / \alpha_1.$$

Если расчетное значение отличается от принятого, то расчет повторяют до совпадения этих величин.

Время, затрачиваемое на расчет, может быть значительно сокращено, если построить нагрузочную характеристику $q - \Delta t_{полез}$ задавшись двумя, тремя значениями $\Delta t'$.

Результаты расчета и его последовательность сведены в табл. 5.2. По результатам таблицы строим нагрузочные характеристики для каждого корпуса.

Таблица 5.2

No No		1 корпус			2 корпус		
<u>סענסענ</u>		$\Delta t_{cn}'=2$	Δt_{cn} "=5	Δt_{cn} '''=7	$\Delta t_{cn}'=2$	$\Delta t_{cn}^{\prime\prime}=5$	$\Delta t_{cn}''=7$
11/11		$\Delta t_{cn}' =$	$\Delta t_{cn}'' =$	$\Delta t_{en}'''=$	$\Delta t_{cn}' =$	$\Delta t_{cn}''=$	$\Delta t_{cn}'''=$
1	$\alpha_1 = 1,15 \cdot B(r/H \cdot \Delta t')^{0,25}$						
2	$q_{ ext{koh}} = \alpha_1 \cdot \Delta t'$						
3	$\alpha_2 = A_m \cdot q^{0,6}$						
4	$K = 1/[1/\alpha_1 + \delta_{\rm cT}/\lambda_{\rm t\ cT} +$						
4	$+ \delta_{\text{Hak}}/\lambda_{t \text{ Hak}} + 1/\alpha_2$]						
5	$\Delta t_{\text{полез}} = q/K$						

По графику (рис. 5.10), соответственно по корпусам для расчетного истинного значения полезной разности температур в корпусе определяем истинное значение удельной тепловой нагрузки *q*_{ист}.



Рис. 5.10.

Следовательно, практическое значение К = $q_{\rm ист}/\Delta t_{\rm полез}$ для соответствующего корпуса.

13. Ориентировочная поверхность нагрева:

– в 1-ом корпусе

$$F_1 = Q_1 / (K_1 \cdot \Delta t_{1 \text{ полез}});$$

- во 2-ом корпусе

$$F_2 = Q_2 / (K_2 \cdot \Delta t_2 \text{ полез}).$$

14. Количество воды, выпариваемое всей установкой после пересчета, учитывая, что $D_2 = W_1$:

$$W_{\text{персч.}} = W_1 + W_2 = D_2 + W_2.$$

Полученное значение, как правило, отличается от величины рассчитанной в п. 1, поэтому необходимо провести перерасчет количеств воды, выпариваемых по корпусам, исходя из найденных при расчете соотношений: $W_1 = D_2$.

Количество воды, выпариваемой по корпусам после пересчета:

– в 1 корпусе

$$W_{1 \text{ пересч}} = W \cdot (D_2 / W_{\text{персч}});$$

- во 2 корпусе

$$W_{2 \text{ пересч}} = W \cdot (W_2 / W_{\text{пересч}}).$$

Результаты расчетов первого приближения сводим в табл. 5.3. Для получения более точного значения поверхностей нагрева по корпусам производят расчет во втором приближении и т. д. аналогично расчету первого приближения.

При этом, найденные в первом приближении величины считают предварительными для расчета во втором приближении и т. д. для обоих корпусов поверхности нагрева принимают равными средней из полученных при последнем приближении величине.

Таблица 5.3

			Результаты расчетов			
<u>№№</u> п/п	Наименование параметров	Кор- пуса	Предвари- тельные величины	Первое приближ- ение	Второе прибли- же-ние	Третье прибли- жение
1	Количество	1				
1	выпариваемои воды, кг/час	2				
2	Концентрация	1				
	растворов, % вес.	2				
2	Давление вто-	1				
3	ричного пара, ат	2				
4	Полезная	1				
4	разность температур, °С	2				
5	Тепловая нагруз-	1	Q			
	ка аппарата, Q,	2	0			
6	Изаффинист	<u> </u>	V V			
0	коэффициент	1	ĸ			

	теплопередачи	2	0,7K		
7	Поверхность	1			
		2			
	нагрева, м	Средняя			

6. РАЗМОРАЖИВАНИЕ

Общие сведения

В связи с активным развитием океанического промысла в настоящее время изменился характер рыбного сырья расширились районы его добычи. Изменение видового состава сырья, рост оснащенности судов рыбной промышленности холодильными установками, а также отдаленность районов добычи от рыбообрабатывающих предприятий повлекли за собой увеличение доли мороженой рыбы в общем объёме обработки, которая находит все большее применение в качестве сырья для различных технологических процессов.

Замораживание имеет преимущественное значение по сравнению с другими способами сохранения рыбы (посол, сушка, копчение и т.п.), так как при этом способе максимально сохраняются натуральные свойства рыбы, устраняется сезонность работы рыбообрабатывающих предприятий, появляется возможность стабильно вырабатывать продукцию широкого ассортимента. Перед дальнейшей переработкой рыбы ее необходимо разморозить.

Размораживание рыбы и рыбной продукции является заключительным технологическим процессом холодильной обработки, в течении которого происходит повышение температуры замороженного продукта: лед. содержащийся в тканях замороженной рыбы, превращается в воду.

Способ размораживания рыбы и конструкцию оборудования выбирают с учетом вида поступающего продукта. Наиболее типичны следующие виды замороженной продукции: рыба, замороженная поштучно; рыба, замороженная в блоках целиком, потрошеная или потрошеная и обезглавленная: филе, замороженное в блоках: рыбный фарш, а также креветки в блоках.

Размораживание, как и любой другой вид тепловой обработки, сводится к передаче рыбе определенного количества энергии. Если в основу систематизации способов размораживания положить характер внешнего и внутреннего теплопереноса, то в соответствии с этим принципом можно выделить три группы процессов.

К первой группе могут быть отнесены все способы, в которых используется конвективный нагрев рыбы и рыбопродукции паровоздушной смесью, водой, растворами поваренной соли, тающим льдом, контактом с теплопередающей поверхностью, излучением и т.п. В этом случае в мясе рыбы всегда имеет место температурный градиент.

Во вторую группу следует отнести способы размораживания, в которых происходит беэградиентный нагрев продукта путем пропускания через него электрического тока промышленной частоты (ТПЧ); обработки в поле

высокой частоты (ТВЧ) и сверхвысотной частоты (СВЧ). С использованием энергии переменного электрического поля нагрев продукции при определенных условиях осуществляется равномерно по всему объёму.

К третьей группе относятся комбинированные способы, использующие как конвективный нагрев, так и безградиентный нагрев.

6.1. РАСЧЕТ ДЕФРОСТЕРОВ

Тепловой расчет процесса размораживания включает в себя задачи определения расхода тепла на размораживание, определение продолжительности размораживания.

Тепловой баланс составляют на основе закона сохранения энергии.

В общем виде уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q = Q_{\rm p} + \sum Q_{\rm n} , \, \exists \mathfrak{K} \tag{6.1}$$

где Q – количество теплоты, отданное греющей средой; Дж; Q_p – количество теплоты, необходимое для собственно размораживания рыбы, Дж; ΣQ_n – потери теплоты в окружающую среду, нагрев транспортных устройств и т.п., Дж.

Расчет процесса размораживания базируется на оценке температурно-временного поля. При этом подходе процесс условно разделяется на три стадии (рис. 3.1).





Первая стадия соответствует отеплению рыбы до состояния, когда будет достигнута температура замерзания рыбы. В это время ткани рыбы находятся в твердом, замороженном состоянии, хотя процесс сопровождается изменением количества замороженной влаги. Второй этап относится к собственно размораживанию и начинается с появления и перемещения границы раздела размороженной и замороженной частей рыбы.

Третий этап – отепление рыбы до температуры выше криоскопической.

Количество теплоты, подводимой к рыбе в процессе размораживания в этом случае будет определяться как сумма трех составляющих:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3, Дж$$
 (6.2)

где Q_1 – количество теплоты, необходимой для подогрева рыбы от начальной температуры до криоскопической, Дж; Q_2 – количество теплоты, необходимой для плавления замороженной влаги в рыбе, Дж; Q_3 – количество теплоты, необходимой для подогрева рыбы выше криоскопической температуры. Дж.

Поскольку размораживание рыбы в жидких средах происходит при наличии температурного градиента (рис. 3.2),имеют место все три составляющие теплоты.



Рис. 6.2. Изменение температуры в теле рыбы в процессе размораживания

Количество теплоты, необходимого для размораживания рыбы в единицу времени определяется по формуле:

где M – масса замороженной рыбы, кг/ч (производительность); C_2 – средняя удельная теплоемкость рыбы в интервале температурр ($t_{\kappa p}/t_2$), Дж/(кг·К); $t_{\kappa p}$ – криоскопическая температура (табл. 6.1), °C; t_2 – начальная температура замороженной рыбы, °C; W – содержание воды в рыбе, доли единицы; (табл. 6.2); ω – количество замороженной воды в рыбе, доли единицы; r_{Π} – скрытая теплота плавления льда (334,96 КДж/кг), Дж/кг; t_1 – средняя температура рыбы после размораживания, °C; C_1 – средняя удельная теплоемкость размороженной рыбы, Дж/(кгК).

Таблица 6.1

№п/п	Рыба	Температура замерзания, °С
1	Карп	-0,67
2	Окунь речной	-0,5
3	Осетр	-0,79
4	Сом	-0,641,52
5	Судак	-0,640,86
6	Щука	-0,800,90
7	Сайоа	-1,6
8	Сельдь атлантическая	-1,31,52
9	Треска	-1,52.0
10	Килька каспийская	-0,94

Температура замерзания (криоскопическая)

Таблица 6.2

Химический состав рыбы

Риба	Содержание в мясе рыбы, %				
1 ыvа	влаги	протеина	жира	минер. веществ	
Белуга	75,2	16,7	5,8	1	
Лещ	71,4–75,4	16,6–17,3	6,9–10,6	1	
Осетр	67	16	13	1	
Сазан	75	18	5,5	1,1	
Севрюга	69	17	13	1	
Сом	69–71,2	20,3	6,4	1,4	
Скумбрия	57,8–72,6	19–21	7,5–24,3	1,4	
Ставрида	71,8	20,3	6,4	1,4	
Судак	78–78,5	18,5–19	1,3	1,0–1,2	
Тюлька	70	14	13	3	
Хамса	54,3–73,5	13–17,7	7,1–29,6	1,4–2,9	
Щука	80	18	0,5	1,1	
Вобла	7,7–78,5	17,6–18,1	2,2–39	-	
Красноперка	80,3–78,4	17,1	1,5	-	
Килька балтийск.	69,1–78,1	16,8	5,4–12,9	1,5–2,4	
Салака	72,2–80,8	13,2–19,4	1,0-8,7	1,2–2,5	
Треска	80,6-85,1	13,4–13,6	0,1–0,4	1,0–2,0	
Сардина	62,1	17,9	18,2	1,8	
Сельдь тихоокеан.	55,6-81,7	15,3–20,1	1,1–25,7	-	
Толстолобик	58,9–75,7	16,1–18,3	4,5–23,5	1,2–2,1	
Килька	68–76	16,0–18,0	5,5–11,0	2,5–3,0	

Среднюю удельную теплоемкость замороженной рыбы с достаточной степенью точности можно определить по формуле:

$$C_{2} = C_{c}(1 - W) + C_{B}(1 - \omega)W + C_{\pi}\omega W + r_{\pi}W(\omega_{2} - \omega_{1}), \, \kappa \exists ж/(\kappa r \cdot K)$$
(6.4)

где $C_{\rm c}$ – удельная теплоемкость сухого вещества, кДж/(кг К), (1,34 кДж/(кг K); $C_{\rm B}$ – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг К), (4,19 КДж/(кг К); $C_{\rm n}$ – удельная теплоемкость льда, кДж/(кг К), (2,1 кДж/(кг К); ω – относительное количество замороженной в интервале температур воды, для которой вычисляется удельная теплоемкость, доли единицы; ($\omega_2 - \omega_1$) – разность количеств замороженной воды в продукте при изменении температуры на 1°С, доли единицы; W – содержание влаги в рыбе, доли единицы; $r_{\rm n}$ – скрытая теплота плавления льда, кДж/(кг).

Для определения количества замороженной воды применяют эмпирическую зависимость:

$$\omega = \frac{1,105}{1 + \frac{0,31}{\lg(t+1-t_{\rm kp})}},\tag{6.5}$$

где t – средняя температура, для которой определяют количество вымерзшей воды, абсолютной величине); $t_{\rm kp}$ – температура криоскопическая, °C (по абсолютной величине).

Средняя удельная теплоемкость размороженной рыбы, поскольку рыба является телом сложного состава и структуры можно определить как сумму теплоемкостей отдельных составных её элементов:

$$C_1 = C_{\rm B}W + C_{\rm m}g + C_{\rm c}b, \, \kappa \mbox{Д} \mbox{${\rm m}$/(кг-K)$}$$
(6.6)

где W, g, b – весовые доли воды, жира и сухих веществ в 1 кг тела рыбы, (табл. 6.1); $C_{\rm B}$, $C_{\rm x}$, $C_{\rm c}$ – теплоемкости воды, жира и сухих веществ $(C_{\rm x} = 2,1 \text{ кДж/(кг K)})$.

Расход тепла в окружающую среду:

- за счет конвекции и лучеиспускания:

$$Q_{\text{пот}} = 0,001 F \alpha (t_{\text{ст}} - t_{\text{воз}}), \, \kappa Д ж$$
 (6.7)

где F – поверхность ванны, м²; α – суммарный коэффициент и теплоотдачи конвекцией и лучеиспусканием, Вт/(м K); t_{cr} – средняя температура поверхности стенки, °C; $t_{воз}$ – средняя температура окружающего воздуха, °C.

В общем виде

$$\alpha = \alpha_{\rm K} + \alpha_{\rm J}, \, \text{Bt}/(\text{M}^2 \cdot \text{K}) \tag{6.8}$$

где α_{κ} – коэффициент теплоотдачи конвекцией, Вт/(м² К); α_{κ} – коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием, Вт/(м² К).

Коэффициент теплоотдачи конвекцией можно приближенно определить по формуле:

$$\alpha_{\rm K} = 2\sqrt[4]{t_{\rm ct} - t_{\rm B03}}, \, {\rm Bt/(m^2 \cdot K)}.$$
 (6.9)

Коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием определяют по формуле:

$$\alpha_{_{JI}} = \frac{C\left[\left(\frac{T_{_{CT}}}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_{_{BO3}}}{100}\right)^4\right]}{T_{_{CT}} - T_{_{BO3}}}, \text{BT/(M}^2 \cdot \text{K})$$
(6.10)

где $T_{cr} = 273 + t_{cr}$ – абсолютная температура поверхности спинки, °К; $T_{B3} = 273 + t_{B03}$ – абсолютная температура воздуха, °К; C – коэффициент излучения серого тела, BT/(м² K).

В свою очередь

$$C = EC_{\varphi}, \tag{6.11}$$

где C_{ϕ} – коэффициент излучения абсолютно черного тела (C_{ϕ} = 5,68 Bt/(м² K4)); *E* – степень черноты тела.

Расход тепла на испарение жидкости с поверхности определяется по формуле:

$$Q_{\rm исп} = W \cdot r, \, \kappa Дж/ч \tag{6.12}$$

где W — количество испаряемой воды в единицу времени, кг/ч; r — теплота парообразования, которую находят по таблице, в ависимости от температуры, кДж/кг.

При испарении жидкости с поверхности

$$W = kF(\rho_{\pi} - \varphi \rho_{\pi}^{1}), \, \kappa\Gamma/\Psi$$
(6.13)

где k – коэффициент пропорциональности, зависящий от скорости движения воздуха и физических свойств жидкости, кг/м² ч мм. рт. ст.); F – поверхность испарения, м²; ρ_{π} – упругость насыщенных паров жидкости при температуре жидкости, мм. рт. ст.; ρ_{π}^{1} – упругость насыщенных паров жидкости при температуре окружающего воздуха, мм. рт. ст.; ϕ – относительная влажность воздуха, ($\phi \approx 0,7$).

Для воды коэффициент можно определить:

$$k = 0.0745 \mathbf{V} \cdot \mathbf{\rho},$$
 (6.14)

где V – скорость воздуха, м/с, V = 0,1 м/с; ρ – плотность воздуха, кг/м; при V = 0,5 м/с k = 0,036/

Затраты тепла, связанные с нагревом транспортных устройств

$$Q_{\rm p} = G_{\rm p} \cdot C(t_{\rm g} - t_{\rm H}), \qquad (6.15)$$

где G_{тр} – масса транспортных устройств, кг;

$$Q_{\rm rp} = 3600 g_{\rm rp} U, \qquad (6.16)$$

 $g_{\rm тр}$ — масса одного погонного метра транспортного устройства, кг/м; U — скорость конвейера, м/с; C — удельная теплоемкость материала, из которого изготовлены транспортные устройства, Дж/(кг К); $t_{\rm H}$, $t_{\rm K}$ — соответственно начальная и конечная температуры транспортных устройств.

В дефростерах, где в качестве теплоносителя используются вода или водные растворы поваренной соли, основным теплоносителем является пар, а жидкости – промежуточным теплоносителем.

Расход водяного насыщенного пара определяют по формуле:

$$D = \frac{Q_{\rm obill}}{i - i_{\rm \kappa}},\tag{6.17}$$

где $Q_{\text{общ}}$ – общий расход тепла, кДж/ч; *i* – теплосодержание пара, кДж/кг; *i*_к – теплосодержание конденсата, кДж/кг.

Количество теплоты, отданное водой, определяется по формуле:

$$Q_{\rm B} = GC_{\rm B}(t_{\rm K} - t_{\rm H}), \, \kappa Дж/ч$$
(3.18)

где G – расход греющей воды, кг/ч; $C_{\rm B}$ – средняя удельная теплоемкость воды в интервале температур ($t_{\rm H}$ – $t_{\rm K}$), Дж/(кг K); $t_{\rm H}$, $t_{\rm K}$ – соответственно начальная и конечная температура, °С.

6.1.1. Расчет дефростеров оросительного типа

В промышленности используются конструкции оросительных дефростеров как с рециркуляцией орошающей воды, так и без нее.

В случае размораживания орошением водой с её рециркуляцией тепловой расчет дефростера ведем исходя из двух периодов его работы.

Первого периода, когда расход воды на размораживание определяется из условия её нагрева от начальной температуры, соответствующей температуре воды в заводской магистрали до температуры, необходимой для размораживания рыбы. Первый период длится до момента наполнения ванны оросительного дефростера водой, затем начинает работать система рециркуляции воды с постоянной её подпиткой. Этот период довольно мал по сравнению со вторым периодом – установившегося режима работы с рециркуляцией. Расход воды в первом периоде определяется из уравнения (6.18).

Во втором периоде вода в оросителе дефростера подается из рециркуляционной ванны и из заводской магистрали в соотношении 10:1 (практические данные).

Общий расход воды в оросителях остается прежним, а его составляющие определяются из указанного соотношения.

Продолжительность размораживания с достаточной степенью точности можно определить, пользуясь уравнением кинетики размораживания [1]:

$$M_{\tau}^{1/3} = M_0^{1/3} - m\tau, \, \kappa \Gamma^{1/3} \tag{6.19}$$

где M_0 – начальная масса замороженной рыбы, кг; M_{τ} – остаток замороженной массы в рыбе ко времени т, кг; m – скорость (темп) размораживания; τ – продолжительность процесса размораживания, с.

Величину *m* для замороженной рыбы с произвольной начальной температурой t_2 вычисляют, используя темп размораживания при температуре $t_0 = -8$ °C.

$$m = \frac{m_0}{0.653t^{0.2}}, \, \mathrm{Kr}^{1/3}/\mathrm{c}.$$
(6.20)

Для расчета *m*⁰ при размораживании орошением водой справедлива следующая эмпирическая зависимость

$$m_0 = 5.4 \cdot 10^{-6} \cdot \mathbf{Q}_{05,4} \mathbf{\varphi}_{c}^{\mathbf{\varphi},2} \mathbf{\varphi} \cdot t_{c}^{\mathbf{0},6}, \, \mathbf{\kappa} \mathbf{\Gamma}^{1/3}/\mathbf{c}.$$
(6.21)

где *t*_c – температура теплоносителя (воды), °С; ϕ – коэффициент формы блока:

$$\varphi = \frac{F}{\delta}, \qquad (6.22)$$

где F – площадь поверхности блока, м²; δ – толщина блока, м.

Тогда τ определяется как

$$\tau = \frac{M_0^{1/3} - M_\tau^{1/3}}{m}, \, \mathrm{c.}$$
 (6.23)

Эта величина используется при определении кинематических параметров грузонесущего органа.

Конструктивный расчет

Диаметр патрубки для пара определяется по формуле:

$$d_{\rm m} = \sqrt{\frac{4D}{\pi \upsilon_{\rm m} \rho}} , \, \mathrm{M} \tag{6.24}$$

где *D* – расход пара, кг/с; υ_п – скорость пара, м/с; ρ – плотность пара, кг/м³. Диаметр трубопровода для воды определяется по формуле:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}, \,\mathrm{M} \tag{6.25}$$

где V – объёмный расход жидкости (вода), м/с; ω – средняя скорость потока, м/с.

$$V = \frac{G}{\rho \cdot 3600}, \, \mathrm{M}^{3/\mathrm{c}}$$
(6.26)

где G – массовый расход теплоносителя (воды), кг/с; ρ – плотность воды, кг/м³.

При расчете внутризаводских трубопроводов обычно принимают следующие скорости (в м/с):

для жидкостей	0-52
газов	10–20
насыщенного	
водяного пара	20-40
перегретого пара	30–50

Мощность, потребляемая насосом, рассчитывается по формуле:

$$N = \frac{V \cdot \Delta P}{102 \cdot \eta}, \, \kappa B \tau \tag{6.27}$$

где V – объёмный расход жидкости, м/с; ΔP – давление, сообщаемое насосом перекачиваемому веществу, кг/м²; η – общий к.п.д. насоса.

Для определения давления, сообщаемого насосом, необходимо составить гидравлическую схему подачи воды в оросителе.

Величина ΔP рассчитывается как сумма следующих слагаемых

$$\Delta P = \Delta P_{\rm c\kappa} + \Delta P_{\rm pp} + \Delta P_{\rm nog} + \Delta P_{\rm M.c.}, \, \kappa B \tau$$
 (6.28)

где $\Delta P_{c\kappa}$ – давление, расходуемое на создание скорости потока при выходе из трубопровода, Па; ΔP_{nog} – давление, расходуемое на подъём жидкости, Па; ΔP_{rp} – давление, теряемое на преодоление сопротивления трения, Па; $\Delta P_{m.c.}$ – потеря давления на преодоление местных сопротивлений, Па;

Давление, расходуемое на создание скорости потока

$$\Delta P_{\rm c\kappa} = \frac{\omega^2 \cdot \rho \cdot 1.02}{2g}, \,\Pi a \tag{6.29}$$

где ω – скорость течения воды, м/с; ρ – плотность воды, кг/м³; g – ускорение свободного падения, м/с².

Давление, расходуемое на преодоление сил трения, при любом режиме течения определяют:

$$\Delta P_{\rm Tp} = \frac{\lambda (L + L_{\rm s})\omega^2 \cdot \rho \cdot 1.02}{2gd}, \,\Pi a$$
(6.30)

где L – длина трубопровода, м; L_3 – длина трубопровода, эквивалентная местным сопротивлениям, м; d – диаметр трубы, м; λ – коэффициент трения, определяемый в зависимости от режима течения жидкости по Re.

$$\operatorname{Re} = \frac{\omega \cdot l \cdot \rho}{\mu},\tag{6.31}$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м³; μ – вязкость жидкости; ω – скорость потока, м/с; l – характерный размер (диаметр трубопровода), м.

Согласно формуле Блазиуса

$$\lambda = \frac{0.316}{\mathrm{Re}^{0.25}}.\tag{6.32}$$

Длина трубопровода, эквивалентная местным сопротивлениям определяется по формуле:

$$L_{2} = \Sigma n \cdot d$$
,

где *d* – количество местных сопротивлений; *n* – длина трубопровода, эквивалентная местному сопротивлению, м, (табл. 6.3).

Давление, необходимое для подъёма жидкости

$$\Delta P_{\text{пол}} = 1,02\rho H, \Pi a \tag{6.33}$$

где *H* – высота подъема жидкости, м; ρ – плотность жидкости, кг/м³.

Насос подбираем по рассчитанной мощности и требуемому расходу воды.

Таблица 6.3

```
Потери напора на местные сопротивления (эквивалентные длины Lэ = nd)
```

Вил сопротивления	10
вид сопротивления	11
90° колена	
от 10 до 65 мм	30
76 152	40
178 254	50
Тройники 25 100	60–90
Крестовины (пересечение двух цилиндров)	50
Вентиль нормальный	100–120
Вентиль прямоточный	10–20
Задвижка	10–15

Обратный клапан	75
Всасывающий или тарельчатый клапан	70
Вход из резервуара в трубу (с острыми краями)	20
Расходометр вращающийся	200-300
Расходометр Вентури	12

6.1.2. Расчет дефростеров погружного типа

Размораживание рыбы погружением в жидкий теплоноситель (воду, растворы поваренной соли) в настоящее время является, ряду с размораживанием орошением водой, наиболее распространений технологической операцией при производстве различных видов; рыбной продукции.

Этот способ размораживания относится к первой группе процессов размораживания, когда используется конвективный нагрев замораживаемого объекта.

Теоретические основы теплового и конструктивного расчета дефростеров этой группы рассмотрены в п. 6.2.1. Там же рассмотрен расчет основных конструктивных и технологических параметров оросительных дефростеров.

Погружные дефростеры имеют значительное различие с оросительными. Для интенсификации процесса теплообмена в них используют принудительную циркуляцию воды, барботаж жидкости паром и воздухом. Поддержание необходимой температуры жидкости осуществляется смешением острого пара с жидкостью в магистральном трубопроводе, или с жидкостью в ванне при барботаже.

Указанные отличия определяют некоторую специфичность технологического расчета погружных дефростеров.

Тепловой расчет ведут исходя из двух периодов его работы 1-ый период – подготовка дефростера к работе, 2-ой период – размораживание рыбы при установившемся режиме работы дефростера.

Расход тепла в первый период определяется по выражению:

$$Q_I = Q_{\rm B} + Q_{\rm TD} + \Sigma Q_{\rm пот}, \, Дж$$
(6.34)

где $Q_{\rm B}$ – количество тепла, необходимое на нагрев воды в ванне, Дж (см. (6.18)); $Q_{\rm Tp}$ – количество тепла, необходимое на нагрев транспортных средств, Дж (см. (6.16)); $\Sigma Q_{\rm not}$ – сумма потерь тепла в окружающую среду, Дж.

Во второй период при установившемся режиме работы дефростера тепло расходуется непосредственно на размораживание (Q_p), на нагрев доливаемой в ванну воды ($Q_{\rm B,L}$), потери в окружающую ($\Sigma Q_{\rm nor}$), т.е.

$$Q_{II} = Q_{\rm p} + Q_{\rm в.д.} + \Sigma Q_{\rm пот}, \, Дж$$
 (6.35)

где Q_p определяется по уравнению (6.3); $Q_{\text{в.д.}}$ – расход тепла на нагрев доливаемой воды, Дж. Расход доливаемой воды составляет 10 % от общего расхода воды, определяемой из уравнения (6.18); $\Sigma Q_{\text{пот}}$ – определяется по (6.7–6.14).

Для определения **производительности** дефростера при выбранных конструктивных и кинематических параметрах или решение обратной задачи определения конструктивных и кинематических параметров по заданной производительности необходимо знать продолжительность размораживания. Ее определяют из равнения кинетики размораживания (6.19), (6.23).

При этом, при определении скорости (темпа) размораживания для погружного способа, используется следующая эмпирическая зависимость (взамен (6.21)).

$$m_0 = 2.9 \cdot 10^{-6} \cdot t_c^{1.25}, \, \kappa \Gamma^{1/3}/c.$$
 (6.36)

где t_c – температура теплоносителя (воды), °С.

Целью конструктивного расчета является определение длины и траектории технологических магистралей подачи воды, пара, воздуха в соответствии с имеющимися или разрабатываемыми схемами их расположения в ванне дефростера и определение геометрических размеров, обеспечивающих требуемую подачу технологических агентов (воды, пара, воздуха). На рис. 6.3, 6.4 представлены применяемые схемы расположения трубопроводов подачи воды, пара, воздуха в существующих конструкциях погружных дефростеров, которые можно использовать при разработке и расчете предлагаемых конструкций. К вспомогательному оборудованию относятся насосы, обеспечивающие требуемые расход и напор.

Диаметры патрубков магистральных трубопроводов определяются из выражения:

$$d_{\rm m} = \sqrt{\frac{4G}{\pi\omega\,\rho}},\,{\rm M}.\tag{6.37}$$

где G – массовый расход технологического агента, кг/с; ω – скорость движения технологического агента в магистрале, м/с; ρ - плотность технологического агента, кг/м³.

Массовый расход технологического агента (вода, пар) определяется из теплового расчета. Расход воздуха на барбатаж жидкости – из гидравлического расчета.

Так как массовый и объемный расходы связаны соотношением:

$$V = \frac{G}{\rho \cdot 3600}, \, \mathrm{M}^{3}/\mathrm{c}.$$
 (6.38)

то диаметр патрубков можно определить из выражения

$$d_{\rm m} = \sqrt{\frac{V}{0.785\omega}}$$
, M. (6.39)



Рис. 6.3. Схема двух конвейерного погружного дефростера непрерывного действия: 1 – ванна; 2 – верхний конвейер; 3 – конвейер нижний; 4 – трубопровод подачи пара; 5 – трубопровод подачи воздуха



Рис. 6.4. Схема погружного дефростера периодического действия: *1* – ванна; *2* – конвейер; *3* – трубопровод подачи воздуха; *4* – трубопровод подачи возы

Рекомендуемые скорости движения технологических агентов по внутризаводским магистралям приведены ранее.

При выборе насосов для подачи технологических агентов необходимо определить требуемую величину давления, создаваемого насосом.

Рабочее давление насоса для подачи воды в ванну дефростера и требуемая мощность определяются расчетом гидравлической схемы подачи воды по методике, изложенной ранее.

При расчете барбатажных патрубков подачи пара или воздуха необходимо использовать теорию пневматического перемешивания жидкостей.

Мощность, затрачиваемую на привод воздуходувки при барботировании, определяют из уравнения

$$N = \frac{V \cdot \Delta P}{1000 \cdot \eta}, \, \kappa B \tau \tag{6.40}$$

где V – количество подаваемого воздуха, м /с; ΔP – полное гидравлическое сопротивление системы. Па; η – к.п.д. привода воздуходувки (0,7–0,75);

$$\Delta P = P_0 + \frac{\omega^2 \rho_{\rm B}}{2} \cdot (1 + \Sigma \xi) + h \rho_{\rm sc} g , \qquad (6.41)$$

где P_0 – давление в ванне дефростера над жидкостью, Па; $\omega^2 \rho_{\rm B} \cdot (1 + \Sigma \xi)$ – гидравлическое сопротивление трубопроводов, Па; ω –средняя скорость

воздуха (или пара) в трубе, м/с; $\rho_{\rm B}$ – плотность воздуха ($\rho_{\rm B} = 1,29 \text{ кг/m}^3$) или пара, кг/м³; $\rho_{\rm ж}$ – плотность жидкости, кг/м³; $\Sigma\xi$ – сумма коэффициентов трения и местных сопротивлений; $h\rho_{\rm ж}g$ – гидравлическое сопротивление столба барботируемой жидкости, Па; h – высота столба барботируемой жидкости, М; g – ускорение свободного падения, м/с².

При ориентировочных расчетах, если длина воздуховода (паропровода) неизвестна, потери в трубах принимают равным 20 % от сопротивления столба жидкости, тогда

$$\Delta P = P_0 + 1.2 \cdot h\rho_{\mathfrak{K}}g , \, \Pi a. \tag{6.42}$$

Расход воздуха на перемешивание (в пересчете на атмосферное давление) можно определять по эмпирической формуле:

$$V = \frac{k \cdot F \cdot \Delta P}{9,81 \cdot 10^4}, \, \mathrm{M}^3/\mathrm{\Psi}.$$
 (6.43)

где F – поверхность спокойной жидкости в дефростере, м²; ΔP – давление воздуха, Па; k – опытный коэффициент, равный 24–60 в зависимости от интенсивности барботирования.

При расчете барботеров можно принимать расход воздуха на одном квадратном метре свободной поверхности дефростера равным:

- при слабом барботировании – 24 м³/ч;

– при барботировании средней интенсивности – 48 м³/ч;

– при интенсивном барботировании – $60 \text{ m}^3/\text{ч}$.

Расход пара для его барботирования через слой жидкости определяется из теплового расчета.

Число отверстий в барботажном патрубке определяется исходя из общего расхода барботируемого технологического агента после назначения конструктивного размера (диаметра) отверстия для барботажа и шагу между отверстиями.

Число отверстий на 1 м длины барботажного патрубка должно быть в пределах (10–20) шт/м.

Рекомендуемый диаметр отверстий в пределах (3-12) мм.

	·
[
сса, кг	
3_25	

Таблица 6.4

Рыба	Длина, мм	Масса, кг
Осетр	1000-1600	8–25
Судак	400-600	0,6–2,5
Лещ	250-450	0,3–2,0
Севрюга	700–1500	4–12
Сазан	300–700	0,6–2,0
Вобла	180–230	0,12–0,25
Сельдь тихоокеанская	200–300	0,1–0,35
Щука	300-800	0,4–7,0
Сельдь атлантическая	220–350	0,1–0,4
Треска атлантическая	290-840	0,5–5,0
Тихоокеанская	3200-1000	0,6–5,4
Окунь морской	180–770	0,3–9,0
Хек серебристый	250–350	0,12–0,35
Салака	120–200	0,02–0,03
Килька каспийская	120–150	0,01–0,026

Морфометрические характеристики

Таблица 6.5

Характеристика блоков рыбы

№ п/п	Вид рыбы	Размер блока, мм	Масса блока кг
1	Килька	780x240x70	10
2	Треска	914x381x114	34
3	Треска целая	1070x535x115	50,5
4	Треска (филе)	485x250x60	7,5
5	Сардины	750x475x55	14
6	Сельдь	800 x 400 x 80	22
7	Сельдь филе	800x200x80	11
8	Сельдь иваси	700 X 250 X 70	11,5
9	Сельдь филе	45 x 280 x 45	7
10	Макрель филе	590 x 340 x 50	8.8
11	Мерлуза	610x406x102	20
12	Мерлуза	560 x 480 x 56	12
13	Креветки	215x170x40	1,14

14	Креветки	240x210x60	2,28
15	Креветки	300x150x65	2.28

7. НАГРЕВАНИЕ

Общие сведения

Нагревание продуктов осуществляется в теплообменных аппаратах (теплообменниках), в которых теплота передается от одного теплоносителя другому. Аппараты для нагревания могут быть простыми теплообменниками, выпарными аппаратами, конденсаторами, пастеризаторами, испарителями, деаэраторами, экономайзерами и т. п. Их можно разделить на собственно теплообменники, в которых теплообмен – основной технологический процесс, и реакторы, в которых он имеет вспомогательное, хотя и необходимое назначение.

Теплообменники классифицируют по следующим признакам:

 – по технологической схеме – на прямоточные, противоточные и с поперечным током теплоносителей;

 – по режиму работы – на теплообменники периодического и непрерывного действия;

 – по способу передачи теплоты – на теплообменники смещения, или контактные, в которых теплоносители перемешиваются (т. е. осуществляется их контакт), и поверхностные, в которых теплоносители разделены твердыми стенками;

 – по основному назначению – на подогреватели, испарители, холодильники, конденсаторы (конденсоры);

– по сочетанию фазовых состояний рабочих сред – на жидко-стножидкостные, парожидкостные и газожидкостные;

- по конструктивным признакам.

В качестве теплоносителя в пищевой промышленности наиболее широко применяют насыщенный или перегретый водяной пар. В поверхностных теплообменниках из него выпадает стекающая по стенкам влага. Высокая теплота фазового перехода воды обусловливает высокую эффективность этого теплоносителя. В сравнении с ним обогрев горячей водой существенно менее эффективен и неизбежно связан с изменением температуры перегретого водяного пара. Для его перегрева необходимо повышение давления. Например, для достижения температуры 115 °C необходимо избыточное давление пара 0,07 МПа (-0,7 кгс · см²), а температуры 150...160 °C, давление 0,5...0,7 МПа.

Минеральное масло, используемое в качестве теплоносителя, позволяет работать при температурах до 200 °С.

Обогрев горячими газами и воздухом в печах и сушильных установках позволяет работать при температурах 300...1000°С. Интенсивность теплообмена при этом невелика, а поверхности, сопикасающиеся с топочными газами, сильно загрязняются.

7.1. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ ТЕПЛООБМЕННИКОВ

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками (рис. 7.1). Такие аппараты имеют цилиндрический кожух 2, в котором расположен пучок теплообменных труб 3. Трубные решетки 5 с развальцованными трубками крепятся к кожуху аппарата. С одного конца теплообменный аппарат закрыт распределительной камерой 1, с другого - крышкой 6. Аппарат оборудован штуцерами для теплообменивающихся сред; одна среда идет по трубкам, другая проходит через межтрубное пространство.



Рис. 7.1. Кожухотрубчатый теплообменник с неподвижными трубными решетками:
 1 - распределительная камера; 2 - кожух; 3 - теплообменная труба;
 4 – поперечная перегородка; 5 - трубная решетка; 6 - крышка кожуха; 7 - опора

В зависимости от числа перегородок в распределительной камере кожухотрубчатые теплообменные аппараты делятся на одно-, двух- и мно-гоходовые в трубном пространстве; аппараты многоходовые в межтрубном пространстве с продольными перегородками; аппараты с поперечными перегородками сегментными, секторными, кольцевыми и др.

Достоинством аппаратов этого типа является простота конструкции и, следовательно, меньшая стоимость.

В зависимости от расположения теплообменных труб различают теплообменные аппараты горизонтального и вертикального типа.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с плавающей головкой (с подвижной трубной решеткой) являются наиболее распространенным типом поверхностных аппаратов (рис. 7.2). Подвижная трубная решетка позволяет трубному пучку свободно перемещаться независимо от корпуса. В аппаратах этой конструкции температурные напряжения могут возникать лишь при существенном различии температур трубок.

Трубчатый пучок может опираться на ближайшую к плавающей головке перегородку, имеющую большую толщину, чем у других перегородок, а при значительных размерах и массе пучок опирают на катковые опоры.



Рис. 7.2. Кожухотрубчатый теплообменник с плавающей головкой: 1 - крышка распределительной камеры; 2 - распределительная камера; 3 – неподвижная трубная решетка; 4 - кожух; 5 - теплообменная труба; 6 - поперечная перегородка; 7 - подвижная трубная решетка; 8 - крышка кожуха; 9 - крышка плавающей головки; 10 - опора; 11 - катковая опора трубчатого пучка

Для возможности свободного перемещения аппарата при нагреве корпус теплообменника крепят к одной из опор подвижно. Для этого отверстия под болты в опорах делают овальной формы. Обычно подвижное крепление корпуса предусматривают со стороны плавающей головки, где к корпусу присоединяют меньшее число трубопроводов.

По кожуху (межтрубному пространству) аппараты с плавающей головкой чаще всего выполняют одноходовыми. В аппаратах с двумя ходами по корпусу устанавливают продольную перегородку, что обеспечивает противоток потоков.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с температурным компенсатором. В этих аппаратах для частичной компенсации температурных напряжений используют специальные гибкие элементы (расширители, компенсаторы), расположенные на корпусе.

Вертикальный кожухотрубчатый испаритель с неподвижными трубными решетками (рис. 7.3) отличается установкой между двумя частями кожуха 4 линзового компенсатора 3. В аппаратах подобного типа используют одно- и многоэлементные линзовые компенсаторы, однако применять компенсаторы с числом элементов более четырех не рекомендуется, так как резко снижается сопротивление кожуха изгибу.



Рис. 7.3. Вертикальный кожухотрубчатый испаритель с неподвижными трубными решетками и температурным компенсатором на корпусе: 1 - распределительная камера;
2, 8 -трубные решетки; 3 - компенсатор; 4 - кожух; 5 - опора; 6 – теплообменная труба;
7 - поперечная «сплошная» перегородка; 9 - крышка. Потоки: І -испаряющаяся среда;
II - конденсат; III -парожидкостная смесь; IV - водяной пар

Кожухотрубчатые теплообменники с U-образными трубками (см. рис. 7.4) имеют одну трубную решетку, в которую ввальцованы оба конца U-образных трубок, что обеспечивает свободное удлинение трубок при изменении их температуры. Преимущество теплообменников с Uобразными трубками - отсутствие разъемного соединения внутри кожуха, что позволяет успешно применять их при повышенных давлениях. Недостатком таких аппаратов является трудность чистки внутренней и наружной
поверхности труб, вследствие которой они используются преимущественно для чистых продуктов.



Рис. 7.4. Кожухотрубчатый теплообменник с U-образными трубками: 1 - распределительная камера; 2 - трубная решетка; 3 - кожух; 4 – теплообменная труба; 5 - поперечная перегородка; 6 - крышка кожуха; 7 - опора; 8 - катковая опора трубчатого пучка

Испаритель с паровым пространством (рибойлер) (рис. 7.5) состоит из кожуха 1 и одного - трех трубчатых пучков 4. Для обеспечения достаточной поверхности зеркала испарения и объема парового пространства расстояние от верха сливной перегородки 9 до верхней части кожуха 1 принимают не менее 1/3 диаметра кожуха. Уровень жидкости в испарителе поддерживается сливной перегородкой 9, имеющей зубчатую кромку для равномерного перелива жидкости. В испарителях с паровым пространством применяют такие же трубчатые пучки, как у аппаратов с плавающей головкой или U-образными трубками. При этом диаметр неподвижной трубной решетки несколько больше, что необходимо для того, чтобы плавающая головка в собранном виде могла свободно пройти через горловину 5 при демонтаже.



Рис. 7.5. Испаритель с паровым пространством (рибойлер): 1 - кожух; 2 - люк;
3 - штуцер предохранительного клапана; 4 - трубчатый пучок; 5 - горловина;
6 - распределительная камера; 7 - опора; 8 - штуцер дренажа; 9 - перегородка;
10 - люк для троса лебедки. Потоки: І - испаряемая жидкость; ІІ - остаток; ІІІ - пары;
IV - теплоноситель

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с двойными трубками (рис. 7.6). В таких аппаратах имеются две трубные решетки, размещенные с одной стороны аппарата. В одной трубной решетке развальцованы трубы меньшего диаметра, верхние концы которых открыты, в другой трубы большего диаметра, нижние концы которых заглушены. Такая конструкция обеспечивает независимое удлинение труб.

В аппаратах этого типа одна из теплообменивающихся сред поступает через штуцер в пространство между крышкой и верхней трубной решеткой, откуда направляется вниз по трубкам малого диаметра. По выходе из них поток возвращается по кольцевому пространству между трубками, собирается в пространстве между трубными решетками, а затем выводится из аппарата.



Рис. 7.6. Теплообменный аппарат с двойными трубками: 1 - кожух; 2 - теплообменные трубки; 3 - опора; 4, 5 - трубные решетки

Кожухотрубчатые теллообменные аппараты с витыми трубками используют для теплообмена между средами, одна из которых находится под высоким давлением. На рис. 7.7 показан аппарат, предназначенный для охлаждения и частичной конденсации природного газа. Теплообменник представляет собой цельносварную конструкцию, состоящую из кожуха 1, трубных решеток 2, в которых закреплены медные или стальные трубки 3. спирально накрученные на сердечник 4. Сердечник выполняет роль катушки для навивки труб и одновременно используется как несущая деталь, разгружающая корпус и трубные решетки.

Эффективность кожухотрубчатых теплообменных аппаратов повышается с увеличением скорости движения теплообмениваюшихся потоков и степени их турбулентности.

При неизменной производительности аппарата увеличение скорости движения жидкости в трубках достигается размещением в крышках распределительной камеры перегородок, что изменяет число ходов потока жидкости, проходящей через трубки. В промышленной практике используют аппараты с различным числом ходов, исходя из технологической потребности установки.



Рис. 7.7. Теплообменный аппарат с витыми трубками: 1 - кожух; 2 - трубная решетка; 3 - теплообменная труба; 4 - сердечник. Потоки: I -горячий теплоноситель; II – холодный теплоноситель

Теплообменные аппараты типа «труба в трубе»

Теплообменные аппараты типа «труба в трубе» по конструкции делятся на однопоточные (неразборные и разборные) и многопоточные (рис. 7.8).



Рис. 7.8. Неразборный однопоточный теплообменный аппарат типа «труба в трубе»

Спиральные теплообменники. В этих аппаратах может осуществляться теплообмен между рабочими средами жидкость-жидкость, газ-газ и газ-жидкость, а также могут конденсироваться пары и парогазовые смеси.

Благодаря тому, что площадь поперечного сечения каналов по всей длине остается неизменной, загрязнения на стенках в работающем аппарате лучше смываются потоком рабочей среды и теплообменник может продолжительное время работать без чистки. Конструкцией теплообменников со съемными крышками предусмотрена механическая чистка каналов. Типичная область применения разборных спиральных теплообменников включает теплообмен загрязненных потоков, содержащих кокс или катализаторы, различные минералы и волокна. Неразборные аппараты с глухими каналами без крышек предназначены для охлаждения рабочих сред (например, кислот), при которых не требуется механическая чистка каналов от загрязнений. В спиральных аппаратах поверхность теплообмена образована двумя стальными лентами 1 и 2 (рис. 7.9) свернутыми в спираль так, что образуются два канала прямоугольного профиля, по которым в противотоке движутся теплоносители.







Рис. 18. Спиральный теплообменник: а - общий вид; б - уплотнение с торцов лент в аппаратах с тупиковыми каналами; в - уплотнение с торцов лент в аппаратах со сквозными каналами; 1, 2 - ленты, свернутые в спираль; 3 - крышка; 4 - прокладка; 5 - дистанционные проставки На поверхности спирали с шагом 70-100 мм приварены штифты (на рисунке не показаны) для придания теплообменнику жесткости и обеспечения требуемого зазора между лентами, который для стандартных аппаратов составляет 8-12 мм. С торцов аппарат закрыт крышками 3 на прокладках 4. В зависимости от способа уплотнения спиральных каналов с торцов различают спиральные теплообменники с тупиковыми и сквозными каналами.

Тупиковые каналы (см. рис. 7.9, б) образуют приваркой дистанционных проставок 5 к торцу спирали. После снятия крышек 3 и прокладок 4 оба канала открываются с одной стороны, что позволяет производить чистку аппарата. Такой способ уплотнения исключает возможность смешения теплоносителей при прорыве прокладки и поэтому наиболее распространен.

Сквозные каналы (см. рис. 7.9, в) с обоих торцов закрыты крышками 3 с прокладками 4, легко поддаются чистке, но не исключают возможность смешения теплоносителей при прорыве прокладки.

Достоинством спиральных теплообменников является компактность, легкость создания высоких скоростей движения теплообменивающихся сред и, как следствие, более высокие тепловые показатели (коэффициент теплопередачи, тепловая напряженность). Гидравлическое сопротивление таких аппаратов относительно невелико и меньше, чем у кожухотрубчатых при одинаковой скорости движения рабочих сред.

К недостаткам аппаратов этой конструкции относятся сложность изготовления и трудность обеспечения плотности соединений.

Пластинчатые теплообменники

Пластинчатые теплообменники представляют собой аппараты, поверхность которых образована набором тонких штампованных пластин с гофрированной поверхностью. Их различают по степени доступности поверхности теплообмена для осмотра и механической чистки на разборные, разборные со сдвоенными пластинами (полуразборные) и неразборные (сварные или паяные). В пластинчатых теплообменниках можно осуществить теплообмен между рабочими средами жидкость - жидкость, пар жидкость, пар + газ - жидкость, газ - жидкость, газ - газ.

Разборные пластиниатые теплообменники (рис. 7.9), в которых гофрированные пластины 2 отделены одна от другой прокладками 3. Пластины сжимаются между неподвижной 1 и нажимной 4 плитами, образуя теплообменную секцию. В каждой пластине имеются четыре отверстия: одно для ввода среды в пространство между пластинами, одно - для вывода среды и два - для сквозного прохода среды. Малая толщина пластин и очень высокая турбулентность за счет рифления поверхности обеспечивают более высокие коэффициенты теплопередачи по сравнению с кожухотрубчатыми. Монтаж и демонтаж этих аппаратов осуществляется достаточно быстро, очистка теплообменных поверхностей требует незначительных затрат труда. Серийно выпускаемые разборные теплообменники могут работать с загрязненными рабочими средами при размере твердых включений не более 4 мм. Применение современных материалов для изготовления пластин и прокладок позволяет использовать подобные аппараты в агрессивных средах, например, при охлаждении 98,5 % серной кислоты с температурой 130-140 °C.



Рис. 7.9. Схема разборного пластинчатого теплообменника: 1 - неподвижная плита; 2 - гофрированные пластины; 3 - прокладки; 4 - нажимная плита. Потоки: I – горячий теплоноситель; II - нагреваемый теплопродукт

Пластины полуразборных теплообменников попарно сварены (или спаяны), и доступ к поверхности теплообмена возможен только со стороны хода одной из рабочих сред. Пластины неразборных теплообменников соединены в теплообменные блоки сваркой или способом пайки в вакуумной печи.

7.2. РАСЧЕТ КОЖУХОТРУБЧАТОГО ТЕПЛООБМЕННИКА

Рассчитать горизонтальный кожухотрубчатый теплообменник, в трубном пространстве которого при давлении P_1 движется теплоноситель «1» со средней скоростью ω_1 . Теплоноситель «1» охлаждается (нагревается) от начальной температуры t_{H1} до конечной t_{K1} . В межтрубное пространство теплообменника подается теплоноситель «2» при давлении P_2 . Температура теплоносителя «2» изменяется от начальной t_{H2} до конечной t_{K1} . Трубы в теплообменнике стальные с незначительной коррозией, расположение труб шахматное.

Геометрические размеры теплообменника: диаметр кожуха D, мм; диаметр труб d× δ, мм, общее число труб n; длина труб L, м; число ходов в трубном пространстве Z; площадь поверхности теплообмена F, м².

В вариантах 1-15, 29-35 заданием предусматривается наличие поперечных перегородок в межтрубном пространстве теплообменника. Площадь проходного сечения в вырезе перегородки $S_{\Pi EP}$ составляет 25% от площади сечения межтрубного пространства S_2 . В вариантах 16 - 28 контрольного задания теплообменники не имеют поперечных перегородок в межтрубном пространстве.

Требуется определить:

среднюю разность температур между теплоносителями;

среднюю температуру каждого теплоносителя;

теплофизические свойства теплоносителей при их средних температурах;

массовый и объемный расход теплоносителя «1»;

тепловую нагрузку аппарата;

массовый и объемный расход теплоносителя «2»;

среднюю скорость теплоносителя «2»;

значение критерия Рейнольдса и режим движения каждого теплоносителя;

расчётные коэффициенты теплоотдачи со стороны каждого теплоносителя;

расчётный коэффициент теплопередачи без учёта загрязнений стенки;

расчётный коэффициент теплопередачи с учётом загрязнений стенки;

температуру стенки со стороны каждого теплоносителя;

уточнённый коэффициент теплопередачи;

диаметры штуцеров для подачи теплоносителей (принимая допустимые скорости движения теплоносителя по трубам). Подобрать штуцера,

118

исходя из ряда условных диаметров D_y: 20, 25, 32, 40, 50, 70, 80, 100, 125, 175, 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500 мм;

гидравлическое сопротивление трубного и межтрубного пространства для изотермического потока, а также число перегородок в межтрубном пространстве, если их наличие в теплообменнике предусмотрено заданием; необходимую площадь поверхности теплообмена.

	Трубное простра	анство теплообменника			Межтрубное	
	теплоноситель «1»	Р ₁ , МПа	t _{H1} , °C	t _{K1} , °C	ω ₁ , м/с	теплоноситель «2»
1	Аммиак (газ)	0,30	100	5	6,0	22,4%-ный раствор NaCl
2	Аммиак (газ)	0,30	90	30	8,0	Вода
3	Аммиак (газ)	0,50	20	70	13,0	Водяной конденсат
4	Азот	0,15	20	100	10,0	Водяной конденсат
5	Азот	0,15	100	20	9,0	Вода
6	Вода	0,60	20	35	0,05	Азот
7	Водяной конденсат		180	100	0,02	Воздух
8	15%-ный раствор NaCl	0,20	10	5	0,03	Воздух
9	Вода	0,60	25	40	0,01	Воздух
10	Вода	0,60	20	30	0,04	Этан
11	Воздух	0,20	300	200	10,0	Этан
12	Этан	0,40	60	250	6,0	Этилен
13	Этилен	0,20	60	5	10,0	24,7%-ный раствор CaCl2
14	Этилен	0,20	60	5	5,0	24,7%-ный раствор CaCl ₂
15	Этилен	0,80	100	50	4,0	Вода
16	Анилин	0,20	180	60	0,6	Вода
17	Ацетон	0,20	56	40	0,5	Вода
18	Бензол	0,20	80	60	0,4	Вода
19	Бутиловый спирт	0,15	117	40	0,9	Вода
20	Метиловый спирт	0,15	64	38	1,0	Вода
21	Октан	0,17	136	45	0,6	Вода
22	Сероуглерод	0,12	46	25	0,6	Вода
23	Толуол	0,15	110	70	0,5	Вода
24	Четыреххлористый угле- род	0,12	76	42	0,4	Вода
25	Этиловый спирт	0,15	78	38	0,5	Вода
26	Гексан	0,20	70	40	0,7	Вода
27	Анилин	0,15	180	75	0,6	Вода
28	Ацетон	0,20	50	38	0,8	Вода
29	Бензол	0,18	80	50	0,7	Вода
30	Бутиловый спирт	0,20	117	60	0,8	Вода
31	Метиловый спирт	0,16	64	40	0,8	Вода
32	Октан	0,18	130	80	0,7	Вода
33	Сероуглерод	0,20	46	28	0,7	Вода
34	Толуол	0,21	110	80	0,4	Вода
35	Этиловый спирт	0,23	78	45	0,4	Вода

Ма	Пространство теплообменника			Геометрические размеры теплообменника					
JN⊵	Р2, МПа	t _{H2} , °C	t _{K2} , ℃	D, мм	d×δ, мм	n	L, м	Ζ	F , м ²
1	0,20	-15	-5	500	20×2	202	3,0	2	38,0
2	0,60	7	20	600	20×2	370	2,0	2	47,0
3	0,20	110	60	600	20×2	389	2,0	1	49,0
4	0,50	150	120	400	20×2	166	4,0	2	42,0
5	0,60	20	40	400	25×2	111	3,0	1	26,0
6	0,12	80	50	325	20×2	100	1,5	1	9,5
7	0,12	20	120	400	25×2	100	4,0	2	31,0
8	0,12	70	25	273	25×2	37	1,0	1	3,0
9	0,40	150	60	600	20×2	389	2,0	1	49,0
10	0,20	90	30	273	20×2	61	2,0	1	7,5
11	0,15	50	180	400	25×2	100	4,0	2	31,0
12	0,40	300	100	600	25×2	257	4,0	1	81,0
13	0,20	-20	0	800	25×2	404	2,0	4	63,0
14	0,20	-20	-10	400	20×2	156	2,0	2	21,0
15	0,60	25	40	500	25×2	132	6,0	2	62,0
16	0,12	25	40	1200	25×2	1090	6,0	2	59
17	0,15	25	40	1200	25×2	1090	4,0	2	338
18	0,18	20	40	1000	25×2	754	6,0	2	353
19	0,18	25	35	1000	25×2	754	4,0	2	234
20	0,20	25	40	1000	25×2	754	3,0	2	175
21	0,15	20	36	800	25×2	450	6,0	2	212
22	0,22	10	25	600	25×2	244	6,0	2	114
23	0,17	25	40	600	25×2	244	3,0	2	57
24	0,15	24	35	400	25×2	100	4,0	2	31
25	0,20	24	35	400	25×2	100	2,0	2	15
26	0,20	21	35	325	25×2	52	1,5	2	6,0
27	0,18	25	35	1000	25×2	702	3,0	2	163
28	0,20	24	35	800	25×2	408	4,0	2	128
29	0,21	25	35	1200	25×2	1028	6,0	4	479
30	0,19	23	40	1200	25×2	1028	4,0	4	479
31	0,17	20	35	1000	25×2	702	6,0	4	329
32	0,20	25	40	1000	25×2	702	4,0	4	218
33	0,18	18	26	800	25×2	408	4,0	4	20
34	0,19	25	40	800	25×2	408	3,0	4	20
35	0,20	25	40	800	25×2	210	4,0	4	14

Примечание. Теплофизические свойства некоторых веществ приведены в приложении.

Сделать вывод о том, достаточна ли площадь поверхности теплообменника с заданными геометрическими характеристиками для проведения процесса в определенном заданием температурном интервале. Рассчитать горизонтальный кожухотрубчатый теплообменник (рис. 7.10) при следующих условиях:

теплоноситель «1» - метиловый спирт ($P_1 = 0,098$ МПа (~ 1 кгс/см²); $\omega_1 = 0,8$ м/с; $t_{H1} = 60^{\circ}$ C; $t_{K1} = 40^{\circ}$ C); теплоноситель «2» - вода ($P_2 = 0,196$ МПа (~ 2 кгс/см²); $t_{H2} = 25^{\circ}$ C; $t_{K2} = 35^{\circ}$ C).



Рис. 7.10. Схема двухходового горизонтального кожухотрубчатого теплообменника: *1* - корпус, 2 - трубный пучок, 3 - штуцера для теплоносителя «2», 4 - распределительная камера, 5 - перегородка, 6 - штуцера для теплоносителя «1»

Геометрические характеристики теплообменника: D = 1200 мм; d× δ = 25×2 мм; n = 1090; L = 9,0 мм; Z = 2; F = 765 м².

В межтрубном пространстве теплообменника поперечные перегородки отсутствуют.

1. Определение средней разности температур между теплоносителями.

Температурная схема при противотоке:

$$t_{H1} = 60^{\circ}C \longrightarrow t_{K1} = 40^{\circ}C$$

$$t_{K2} = 35^{\circ}C \longleftarrow t_{H2} = 25^{\circ}C$$

$$\Delta t_{B} = 60-35 = 25^{\circ}C; \quad \Delta t_{M} = 40-25 = 15^{\circ}C$$

Для кожухотрубчатых теплообменников с четным числом кодов по трубному пространству и одним ходом в межтрубном пространстве средняя разность температур Δt_{CP} определяется по формуле [1, с. 167]

$$\Delta t_{CP} = \frac{A}{\ln \frac{\Delta t_{\tilde{O}} + \Delta t_{\mathcal{M}} + A}{\Delta t_{\tilde{O}} + \Delta t_{\mathcal{M}} - A}} = \frac{22,36}{\ln \frac{25+15+22,36}{25+15-22,36}} = 17,75^{\circ}C$$

rge A = $\sqrt{(\delta t_1)^2 + (\delta t_2)^2} = \sqrt{(60-40)^2 + (35-25)^2} = 22,36^{\circ}C$

2. Определение средней температуры теплоносителей.

В рассматриваемом случае ($t_{K2} - t_{H2}$)< ($t_{H1} - t_{K1}$), поэтому средняя температура теплоносителя с меньшим изменением температур, т. е. воды, определяется по соотношению

$$t_{cp2} = \frac{t_{\kappa2} + t_{H2}}{2} = \frac{35 + 25}{2} = 30^{\circ}C$$

Средняя температура метилового спирта Δt_{CP1} определяется по формуле (4.82) [1, с. 167]:

 $t_{CP1}=t_{CP2}+\Delta t_{CP}$

3. При средних температурах теплоносителей определяются их теплофизические свойства, значения которых затем заносятся в табл. 2.

4. Определение объемного и массового расхода метилового спирта.

Объемный расход метилового спирта

$$V_1 = \omega_1 \cdot S_1 = 0, 8 \cdot 0, 189 = 0, 151 \text{ m}^3/\text{c}$$

где
$$S_1 = \frac{n}{Z} \cdot 0,785 \cdot d_{\mathcal{BH}}^2 = \frac{1090}{2} \cdot 0,785 \cdot 0,021^2 = 0,189$$
 м².

Таблица 7.2

Теплофизические свойства теплоносителей.

Теплоноситель	t _{CP} ,°C	ρ, кг/м ³	С, Дж/(кг•К)	$\mu \cdot 10^3$, $\Pi a \cdot c$	λ, Вт/м • К			
Метиловый спирт	47,75	765	2640	0,410	0,208			
Вода	30,00	996	4180	0,804	0,618			
Источники информации	[1, c. 19	[1, c. 195, 520] [1, c. 544, 520] [1, c. 538, 520] [1, c. 520, 543]						

Массовый расход метилового спирта

$$G_1 = \rho_1 \cdot V_1 = 765 \cdot 0,151 = 115,7$$
 кг/с

5. Определение теплового потока в аппарате:

$$Q = c_1 \cdot G_1 \cdot (t_{\mu 1} - t_{\kappa 1}) = 2640 \cdot 115, 7 \cdot (60 - 40) = 6108265 \text{ BT},$$

где C₁ - теплоемкость метилового спирта при температуре t_{CP1} (табл. 2).

6. Определение объемного и массового расхода воды.

Массовый расход воды

$$G_2 = \frac{Q}{c_2 \cdot (t_{\kappa 2} - t_{H2})} = \frac{6108265}{4180 \cdot (35 - 25)} = 146,1 \text{ kg/c}$$

где C₂ - теплоемкость воды при температуре t_{CP2} (табл. 2)

Объемный расход воды

$$V_2 = \frac{G_2}{\rho_2} = \frac{146,1}{996} = 0,15 \text{ m}^3/\text{c}$$

где ρ_2 - плотность воды при температуре t_{CP2}

7. Определение средней скорости воды:

$$\omega_2 = \frac{V_2}{S_2} = \frac{0.15}{0.596} = 0.25$$
 m/c

где $S_2 = 0,785 \cdot (D^2 - n \cdot d_H^2) = 0,785 \cdot (1,2^2 - 1090 \cdot 0,025^2) = 0,596$ м²

8. Определение значений критериев Рейнольдса и режимов течения теплоносителей.

Для метилового спирта

$$\operatorname{Re}_{1} = \frac{\omega_{1} \cdot d_{\mathcal{H}61} \cdot \rho_{1}}{\mu_{1}} = \frac{0.8 \cdot 0.021 \cdot 765}{0.41 \cdot 10^{-3}} = 31350$$

где $d_{\mathcal{H}\mathcal{H}1}$ - эквивалентный диаметр трубы; $d_{\mathcal{H}\mathcal{H}1} = d_{\mathcal{H}H}$; μ_1 - вязкость метилового спирта при температуре t_{CP1} (табл. 2).

Для воды

$$\operatorname{Re}_{2} = \frac{\omega_{2} \cdot d_{\mathcal{H}62} \cdot \rho_{2}}{\mu_{2}} = \frac{0,25 \cdot 0,0267 \cdot 996}{0,804 \cdot 10^{-3}} = 8273,$$

где $d_{3\kappa 62}$ - эквивалентный диаметр межтрубного пространства теплообменника. При продольном обтекании труб

$$d_{\mathcal{H}\mathcal{K}\mathcal{B}2} = \frac{D^2 - n \cdot d_{\mathcal{H}}^2}{D + n \cdot d_{\mathcal{H}}} = \frac{1, 2^2 - 1090 \cdot 0, 025^2}{1, 2 + 1090 \cdot 0, 025} = 0,0267 \quad \text{m}.$$

Рассчитанные значения критериев Рейнольдса используются для определения режима движения теплоносителей. Для метилового спирта $Re_1 = 31350 > 10^4$, поэтому режим ого течения по трубам теплообменника является устойчиво турбулентным. Режим течения воды в межтрубном пространстве теплообменника является неустойчиво турбулентным (переходным), так как $Re_1 = 8273 < 10^4$.

9. Определение расчетных коэффициентов теплоотдачи.

Метиловый спирт. Расчет критерия Нуссельта при развитом турбулентном течении в прямых трубах (Re $>10^4$) осуществляется по формуле (4.17) [1, с. 150]:

$$Nu_{1} = 0,021 \cdot \varepsilon_{1} \cdot \text{Re}_{1}^{0,8} \cdot \text{Pr}_{1}^{0,43} \cdot (\frac{\text{Pr}_{1}}{\text{Pr}_{cm1}})^{0,25},$$

где Pr₁ =
$$\frac{c_1 \cdot \mu_1}{\lambda_1} = \frac{2640 \cdot 0, 41 \cdot 10^{-3}}{0,208} = 5, 2.$$

Определяющей температурой является средняя температура потока $\varepsilon_1 = 1$ при $\frac{L}{d} = \frac{6}{0,021} > 50$ [1, с. 151].

Ориентировочно принимается, что $(\frac{Pr_1}{Pr_{cm1}})^{0,25} = 1$. Тогда

$$Nu_1 = 0,021 \cdot 1 \cdot 31350^{0,8} \cdot 5,2^{0,43} = 168,7;$$

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda_1}{d_{\mathcal{H}61}} = \frac{168, 7 \cdot 0, 208}{0,021} = 1670, 9 \text{ BT/(M}^2 \cdot \text{K}).$$

Вода. В случаях, когда 2300<Re<10⁴, для расчета коэффициента теплоотдачи рекомендуется приближенное уравнение (4.23) [1, с. 151]:

$$Nu_2 = 0,008 \cdot \text{Re}_2^{0,9} \cdot \text{Pr}_2^{0,43}$$

Определяющей температурой является средняя температура t_{CP2}.

$$\Pr_{2} = 5,42 \ [1, c. 520].$$

$$Nu_{2} = 0,008 \cdot 8273^{0,9} \cdot 5,42^{0,43} = 55,54.$$

$$\alpha_{2} = \frac{Nu_{2} \cdot \lambda_{2}}{d_{\mathcal{H}62}} = \frac{55,54 \cdot 0,618}{0,0267} = 1285,5 \ \text{Bt/(m}^{2} \cdot \text{K}).$$

10. Расчетный коэффициент теплопередачи без учета загрязнений стенки

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{1670,9} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{1285,5}} = 704,5 \text{ BT/(M}^2 \cdot \text{K}),$$

где λ_{cm} =46,5 Вт/(м·К) - теплопроводность стенки [1, с. 512].

11. Расчетный коэффициент теплопередачи с учетом загрязнений стенки

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \sum r_{3a2p} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{1670,9} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{4500} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{1285,5}} = \frac{1}{1285,5}$$

$$= 552 \mathrm{Br/(m^2 \cdot K)},$$

где $\sum r_{3a2p} = r_{3a2p1} + r_{3a2p2} = \frac{1}{4500} + \frac{1}{5800} (r_{3a2p1}, r_{3a2p2} - соответст$ венно загрязнения стенки со стороны метилового спирта и воды). Значения $<math>r_{3a2p}$ принимаются на основании рекомендаций, приведенных в табл. 31 [1, с. 514].

12. Определение температуры стенки со стороны метилового спирта t_{cm1} и со стороны воды t_{cm2} (рис. 7.11,а):



Рис. 7.11. Теплопередача через плоскую стенку

$$t_{cm1} = t_{cp} - \frac{K \cdot \Delta t_{cp}}{\alpha_1} = 47,75 - \frac{552 \cdot 17,75}{1670,9} = 41,9^{\circ}C;$$

$$t_{cm2} = t_{cp1} + \frac{K \cdot \Delta t_{cp}}{\alpha_2} = 30 + \frac{552 \cdot 17,75}{1285,5} = 37,6^{\circ}C.$$

13. Уточнение расчетного коэффициента теплопередачи.

спирта с учетом направления теплового потока $(\frac{Pr_1}{Pr_{cm1}})^{0,25}$:

$$\Pr_{cm1} = \frac{c_1 \cdot \mu_1}{\lambda_1} = \frac{2597, 8 \cdot 0, 48 \cdot 10^{-3}}{0,209} = 5,94$$

где c_1' , μ_1' , λ_1' - берутся при температуре t_{Cm1} , $c_1' = 2597,8$ Дж/(кг·К) [1, c. 544], $\mu_1' = 0,48 \cdot 10^{-3}$ Па/с [1, c. 538], $\lambda_1' = 0,209$ Вт/(м·К) [1, c. 543],

$$Nu_{1} = 0,021 \cdot 31350^{0,8} \cdot 5, 2^{0,43} \cdot (\frac{5,2}{5,94})^{0,25} = 163,03,$$

$$\alpha'_{1} = \frac{163,03\cdot 0,209}{0,021} = 1616$$

BT/(M2·K).

Коэффициент теплопередачи со стороны воды α_2 не пересчитывается, так как в расчетное уравнение (4.23) температура стенки не входит.

Определение уточненного коэффициента теплопередачи:

$$K' = \frac{1}{\frac{1}{1616} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{4500} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{1285,5}} = 546 \text{ BT/(M}^2 \cdot \text{K}).$$

Уточнение температуры стенки:

$$\dot{t_{cm1}} = 47,75 - \frac{546 \cdot 17,75}{1616} = 41,7^{\circ}C,$$
$$\dot{t_{cm2}} = 30 + \frac{546 \cdot 17,75}{1285,5} = 37,5^{\circ}C.$$

Так как $t_{cm1} \approx t_{cm1}$ и $t_{cm2} \approx t_{cm}$, то пересчета K' производить не следует.

14. Расчет диаметров штуцеров для метилового спирта.

Скорость метилового спирта в штуцере принимается ориентировочно [1, с. 10], $\omega_{um1} = 2,0$ м/с.

Диаметр штуцеров для метилового спирта

$$d_1 = \sqrt{\frac{V_1}{0,785 \cdot \omega_{uum1}}} = \sqrt{\frac{0,151}{0,785 \cdot 2,0}} = 0,310 \text{ M}.$$

По ОСТ 26-1404-76 выбираются штуцера с условным диаметром $D_{\rm yl}$ = 300 мм.

Уточнение скорости метилового спирта в штуцере:

$$\omega'_{uum1} = \frac{V_1}{0,785 \cdot D_{y1}^2} = \frac{0,151}{0,785 \cdot 0,3^2} = 2,14$$
 m/c.

15. Расчет диаметров штуцеров для воды.

Ориентировочно принимается скорость воды в штуцере [1, с.10] $\omega_{um2} = 1,5$ м/с. Скорость воды в штуцере принята меньше, чем скорость метилового спирта, так как вязкость $\mu_2 > \mu_1$.

Диаметр штуцера для подачи воды

$$d_{uum2} = \sqrt{\frac{V_2}{0,785 \cdot \omega_{uum2}}} = \sqrt{\frac{0,15}{0,785 \cdot 1,5}} = 0,36$$
 м.

По ОСТ 26-1404-76 выбирается штуцер с условным диаметром $D_{y2} = 350$ мм.

Уточнение скорости воды в штуцере:

$$\omega'_{uum2} = \frac{V_2}{0,785 \cdot D_{y2}^2} = \frac{0,15}{0,785 \cdot 0,35^2} = 1,56$$
 m/c.

16. Расчет гидравлического сопротивления теплообменника (трубное пространство).

Потеря давления на преодоление трения в трубах

$$\Delta P_{mp1} = \lambda' \cdot \frac{Z \cdot L}{d_{\mathcal{H}61}} \cdot \frac{\omega_1^2}{2} \cdot \rho_1 = 0,037 \cdot \frac{2 \cdot 9 \cdot 0,8^2 \cdot 765}{0,021 \cdot 2} = 7763,7 \quad \text{IIa.}$$

Здесь λ' - коэффициент трения. Для стальных труб с незначительной коррозией принимается шероховатость e = 0,2 мм [1, с. 502], отношение $d_{3\kappa B}/e = 21/0,2=105$. Для Re₁ = 31350 и $d_{3\kappa B}/e = 105 \lambda' = 0,037$ [1, с. 19].

Для расчета потерь давления на преодоление местных сопротивлений используются данные, приведенные в табл. 3. Если скорость в штуцере ω'_{um1} больше скорости в трубах ω_1 , потери давления для входной и выходной камер определяются по скорости в штуцерах, а потери при входе и выходе из труб и при повороте из одного хода в другой - по скорости в трубах ω_1 .

Виды местных сопротивлений в трубном пространстве теплообменника и коэффициента сопротивлений [1, с. 24]

Виды сопротивлений в трубном пространстве теплообменника	<i>5</i> 11	$\sum \xi_{11}$
Входная и выходная камера	1,5	1,5 • 2
Вход в трубы и выход из них	1,0	1,0 • 2
Поворот между ходами на 180°	2,5	2,5

$$\Delta P_{\text{m.c1}} = \sum \xi_{11} \cdot \rho_1 (\omega'_{\text{m1}})^2 / 2 + (\sum \xi_{12} + \sum \xi_{13}) \cdot \rho_1 (\omega_1)^2 / 2 = 1,5 \cdot 765 \cdot 2,14^2 / 2 + (1,0 \cdot 2 + 2,5) \cdot 765 \cdot 0,8^2 / 2 = 6846,3 \text{ Ta.}$$

Гидравлическое сопротивление трубного пространства теплообменника:

$$\Delta P_1 = \Delta P_{\text{TD1}} + \Delta P_{\text{M,c1}} = 7763,7 + 6846,3 = 14610 \text{ Ha}.$$

17. Расчет гидравлического сопротивления в межтрубном пространстве теплообменника.

Потеря давления на преодоление трения в межтрубном пространстве:

$$\Delta P_{\text{rp1}} = \lambda'' \cdot (L/d_{\text{3KB}}) \cdot (\omega_1^2/2) \cdot \rho_2 = 0,0403 \cdot (9/0,0267) \cdot (0,25^2/2) \cdot 996 = 422,8 \text{ Transloc}$$

Для Re = 8273 и $d_{_{3KB}}/e = 26,7/0,2 = 133; \lambda'' = 0,0403.$

Для расчета потерь давления на преодоление местных сопротивлений в межтрубном пространстве теплообменника используются данные приведенные в табл. 7.4.

Таблица 7.4

Виды местных сопротивлений в межтрубном пространстве теплообменника и коэффициенты сопротивлений

Виды сопротивлений в межтрубном пространстве теплообменника	ξ2	Σξ2
Вход в межтрубное пространство и выход из него	1,5	1,5·2
Поворот на 90 ⁰ в межтрубном пространстве	1,0	1,0·2

Сопротивление в межтрубном пространстве

$$\Delta P_{\text{m.c2}} = \sum \xi_{21} \cdot \rho_2 (\omega'_{\text{m2}})^2 / 2 + \sum \xi_{22} \cdot \rho_2 (\omega_2)^2 / 2 = 1,5 \cdot 2 \cdot 996 \cdot 1,56^2 / 2 + 1,0 \cdot 2 \cdot 996 \cdot 0,25^2 / 2 = 36358 + 62,3 = 3698,1 \text{ Ta.}$$

Гидравлическое сопротивление межтрубного пространства

$$\Delta P_2 = \Delta P_{\text{тр}2} + \Delta P_{\text{м.c2}} = 422,8 + 3698,1 = 4120,9 \text{ Па.}$$

18. Определение расчетной площади поверхности теплообмена

$$F_{\rm p} = Q/(K' \cdot \Delta t_{\rm cp}) = 6108265/(546 \cdot 17,75) = 630,3 \text{ m}^2.$$

19. У предлагаемого к использованию теплообменника площадь поверхности теплообменна составляет 765 м², необходимая площадь поверхности теплообмена, опредленная расчетом, равна 630,3 м². Запас площади поверхности теплообмена составляет:

 $(F - F_p) \cdot 100 / F = (765 - 630,3) \cdot 100 / 765 = 14,6 \%.$

Такой запас площади поверхности теплообмена является достаточным, следовательно, теплообменник с $F = 765 \text{ м}^2$ может быть использован для охлаждения метилового спирта от $t_{\kappa 1} = 60 \text{ °C}$ до $t_{\kappa 2} = 40 \text{ °C}$.

8. СУШКА

8.1. КОНВЕКТИВНАЯ СУШКА

Общие сведения

Проблема сушки различных материалов и продуктов имеет важное народохозяйстненное значение. Сушка широко применяется при хранении сырья, промышленной переработке сельскохозяйственного сырья и производстве пищевых продуктов, а также как метод сохранения готовых продуктов. Сушка позволяет сократить потери ценных ингредиентов, а также эффективно реализовать побочные продукты, т. е. создавать безотходные производства. Наряду с этим в связи со значительной энергоемкостью процессов сушки большое значение имеет реализация этих процессов при минимальных энергетических затратах и высокой эффективности сушильных установок. В связи с изложенным очевидно, что создание современных высокоэффективных сушильных установок является одной из актуальных задач технического прогресса в пищевой промышленности. Как известно, теория сушки рассматривает общие аналитические и экспериментальные закономерности этого процесса и вскрывает механизм и движущие силы его протекания при различных методах энергоподвода: технология сушки рассматривает различные способы проведения процессов сушки в сушильных установках разных типов, а также методы расчета и проектирования этих установок.

В данной методичке излагаются современные методы расчета и проектирования сушильных установок. Как теория сушки базируется на общих физических и физико-механических законах технологических процессов, в которых явления тепло- и массообмена часто играют решающую роль, так к указанные методы расчета и проектирования являются общими для сушильных установок разного назначения; наряду с этим отмечаются специфические требования, предъявляемые к сушильным установкам пищевой промышленности, и при необходимости учитываются характерные свойства пищевых материалов и продуктов как объектов сушки. В частности, эти свойства играют решающую роль при выборе и расчете оптимальных режимов сушки. Оптимальный режим обеспечивает получение продукта требуемого качества пои высоких технико-экономических показателях работы сушильной установки: чем ближе режим, создаваемый в установке, к оптимальному, тем рациональнее конструкция. Таким образом, при проектировании сушильных установок необходимо создать условия, обеспечивающие эффективное протекание как внешнего тепло- и массообмена и сушильной камере, так и тепло- и массопереноса внутри объектов сушки.

При проектировании современных сушильных установок учитывается ряд требований, которые можно разбить на следующие группы:

1) *технологические* – обеспечение высокой эффективности и равномерности сушки при получении однородного высококачественного продукта во всем объеме сушильной камеры, причем свойства этого продукта заранее задаются (конечные влажность и температура, дисперсность, прочность и пр.); совмещение сушки с другими технологическими процессами (обжарка, обжиг, дробление, гранулирование, декстрининация и пр.);

2) конструктивные – минимальное использование дефициты к конструкционных материалов, компактность, максимально возможное использование стандартных деталей и узлов, технологичней и, изготовления на машиностроительном предприятии, удобство монтажа и т. п.;

3) эксплуатационные – безопасность, соответствие санитарным нормам, непрерывность процесса сушки, удобство обслуживания и ремонта, максимальная механизация и автоматизации, рациональное включение в энергетическую схему промышленного предприятия, использование вторичных энергоресурсов и т. п.;

4) *кибернетические* – соответствия требованиям автоматизации контроля, регулирования и управления процессом сушки и работой установки;

5) *технико-экономические*, которые, по существу, являются итогом реализации перечисленных выше требований.

Основные расчеты. Методичка и порядок расчета зависит от типа установки, метода энергоподвода, варианта сушильного процесса и других специфических факторов. Так, например, при конвективной сушке, когда сушильный агент является теплоотдатчиком и влаго потребителем, задача сводится к расчету расхода сушильного агента, а при других методах энергоподвода определяется интенсивность теплового потока, величина которого лимитируется свойствами высушиваемого материала (при кондуктивной сушки теплопроводность, при терморадиационной сушке оптическими характеристиками и т.д.)

В связи с тем, что наиболее широкое применение в народном хозяйстве имеют конвективные сушилки, порядок расчета дан применительно к установкам этого типа.

8.1.1. РАСЧЕТ КОНВЕКТИВНОЙ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Сушилка рассчитывается на основании задания, которое обычно содержит следующие исходные данные:

а) по установке в целом:

1) производительность;

2) вид сушильного агента;

3) способ нагревания сушильного агента (тип топочного устройства, тип калорифера);

4) характер циркуляции сушильного агента;

5) способ загрузки, транспортирования и выгрузки материалов;

б) по материалу:

1) начальная и конечная влажность;

2) начальная и максимально допустимая температура;

3) размеры, масса изделия (частиц), плотность;

4) теплоемкость сухого вещества и т. п.;

в) по режиму сушилки:

1) параметры наружного воздуха;

2) максимально допустимая температура подаваемого и температура (или влажность) отработанного сушильного агента;

3) скорость сушильного агента.

Расчет сушильной установки обычно начинают с расчета сушильной камеры, который состоит из следующих основных этапов:

1) расчет количества испаренной влаги;

2)составление баланса влаги и определение расхода воздуха;

3) определение основных габаритных размеров сушильной камере;:

4) тепловой расчет сушильной камеры.

Наружный воздух (рис. 7.1) с параметрами t_0 (температура), ϕ_0 (влажность), d_0 (влагосодержание) и I_0 (энтальпия) нагнетается вентилятором в калорифер, к котором нагревается, и с параметрами t_1 , ϕ_1 , d_1 , I_1 : входит в сушильную камеру. В процессе сушки параметры воздуха изменяются и достигают значений t_2 , ϕ_2 , d_2 , I_2 : с этими параметрами воздух уходит из сушильной камеры. Состояние материала перед сушкой характеризуйся параметрами W_1 (начальная влажность в % к общей массе) и θ_1 (температура); после сушки параметры материала W_2 , θ_2 .





1 Сушильная камера;

2 Калорифер;

3 Вентилятор.

Изменение основных параметров воздуха и характеристика материала до и после сушки показаны на схеме в виде графиков применительно к процессу сушки хлеба.

Расчет количества испаренной влаги.

$$g_1 = g_2 + U$$

где g₁ и g₂, масса сырого материала, поступающего в сушильную камеру, и высушенного материала, кг/ч; U – масса испаренной влаги, кг/ч.

Массу материала можно выразить через массу абсолютно сухого вещества (кг/ч) и массу содержащейся в нем влаги:

$$g_1 = g_{\text{c.Belli.}} + \frac{W_1}{100} \cdot g_1;$$

$$g_2 = g_{\text{c.BeIII.}} + \frac{W_2}{100} \cdot g_2.$$

133

Соотношения, связывающие:

$$g_2 = g_1 \cdot \frac{100 - W_1}{100 - W_2};$$

$$g_1 = g_2 \cdot \frac{100 - W_2}{100 - W_1}$$

Баланс влаги и расчет расхода воздуха в сушильной камере.

Дляя определения расхода воздуха требуется построить теоретический процесс сушки по заданным параметрам влажного воздуха в диаграмме i-d (рис. 8.2).

Наружный воздух с параметрами t_0 и φ_0 (т. А) нагревается в калорифере при $d_0 = d_1 = \text{const}$ до температуры (т. В). Т. е. процесс нагрева воздуха в калорифере изображается отрезком АВ. Процесс сушки в теоретической изобарной сушилке изображается линией $I_1 = I_2 = \text{const.}$ В результате этого процесса температура воздуха снижается с t_1 до t_2 , а его влагосодержание увеличивается от d_1 до d_2 , соответственно увеличивается влажность от φ_1 до φ_2 .

Параметры отработанного воздуха (*t*₁ или φ₂) определяют на диаграмме конечную точку процесса С.



Рис. 8.2. Построение процесса теоретической сушки

Тепловой расчет сушильной камеры.

Для теоретической (адиабатной) сушки тепловой баланс можно выразить таким уравнением:

$$LI_1 + g_1 \cdot C_{M1} \cdot \theta_1 = LI_2 + g_2 \cdot C_{M2} \cdot \theta_2$$

где I_1 и I_2 – удельная энтальпия воздуха до и после сушильной камеры, кДж/кг с.в.; $C_{\rm M1}$ и $C_{\rm M2}$ – удельная теплоемкость материала до и после сушки, кДж/кгК; θ_1 , θ_2 – температура материала до и после сушки, °С.

В действительной сушилке теплота тратится не только на испарение влаги из материала (q_{μ}), перегрев образующегося пара и нагрев уходящего воздуха ($q_{yx,B}$) но и на следующие потери нагрев материала и транспортных устройств $q_{\tau p}$; на компенсацию потерь в окружающую среду $q_{o.c.}$ и термодинамические потери. Кроме того, в сушильной камере воздуху может быть сообщено от поверхностей нагрева, расположенных в самой камере, добавочное количество теплоты $q_{доб}$. В общем виде уравнение теплового баланса сушильной камеры действительной сушилки можно написать так:

$$q_{\rm KOJ} + q_{\rm goo} = q_{\rm H} + q_{\rm yxb.} + \Sigma q_{\rm hot}$$

где q_{доб} – тепло, сообщаемое воздуху в калорифере.

$$\Sigma q_{\text{пот}} = q_{\text{M}} + q_{\text{пр}} + q_{\text{o.c.}};$$
$$q_{\text{M}} = g_2 \cdot C_{\text{M}2}(\theta_2 - \theta_1).$$

Теплоемкость материала можно приближенно рассчитать по формуле

$$C_{\rm m2} = \frac{C_{\rm BJ} \cdot W_2 + C_{\rm c.b.Be} \cdot (100 - W_2)}{100}$$

где $C_{\rm вл}$ – удельная теплоемкость воды, $C_{\rm вл} = 4,187$ кДж/(кгК); $C_{\rm с.вещ}$ – удельная теплоемкость сухого вещества, кДж/(кгК); θ_1 – температура материала на входе в сушилку; °С, обычно принимается равной температуре окружающей среды; θ_2 – температура материала на выходе из сушилки; °С, принимается равной температуре в выгрузочной зоне.

$$t_{\max} = t_2(>t_0)$$

где g_{mp} – масса транспорта, проходящего за 1 час черед сушильную камеру; кг/ч; C_{mp} – удельная теплоемкость материала транспортного устройства: кДж/(кгК) (для стали 0,48 кДж/(кгК); θ_{mp1} – температура транспорта на входе в сушильную камеру; °С; принимается равной температуре окружающей среды; θ_{mp2} – температура транспорта на выходе из сушильной камеры, °С; принимается равной температуре в выгрузочной зоне. В случае, если транспортное устройство не покидает сушильной камеры (или его нет), принимают $q_{\rm mp} = 0$.

Потеря тепла в окружающую среду $q_{o.c.}$ в общем случае состоит из потерь через ограждения и потерь с утечкой воздуха, которые можно рассчитать по рекомендациям [1]. В нашем случае принимаем потери в окружающую среду 5–10 % от общего тепла, подводимого в сушилку:

$$q_{\text{o.c.}} = (0,05 \div 0,1) \cdot (q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}}).$$

Определяем поправку Δ к расчету действительной сушилки:

$$\Delta = q_{\rm dof} + c_{\rm bightarrow} - \Sigma q_{\rm not}.$$

Тогда для действительной сушилки должно выполнятся

$$L(I_2 - I_1) = \Delta.$$

По этому уравнению можно найти и построить действительный процесс сушки.

Построение действительного процесса сушки в *I-d* диаграмме.

Предположим, нам известна линия ВС действительного процесса, тогда для любой его точки (например *E*, с параметрами *I*, *d*) можно записать:

$$\frac{1000}{d-d_1} \cdot (I-I_1) = \Delta \,.$$

Пользуясь этим строим действительный процесс сушки (рис. 7.3.) в порядке:

1. На линии I_1 = const берем произвольную точку е и через нее проводим линию d = const.

2. На этой линии откладываем в миллиметрах

$$eE = ef \cdot \frac{\Delta}{m - 2100}$$

где ef – расстояние от т. е. до линии d = const (в мм); m – масштаб диаграммы.



Рис. 8.3. Построение процесса действительной сушки

3. Откладываем отрезок *eE* вверх, если $\theta > 0$, и вниз, если $\theta < 0$.

4. Точку В соединяем с точкой Е прямой ВЕ продолжая ее до пересечения с заданной линией, например $\varphi_2 = \text{const.}$ Получаем конечную точку процесса С.

Таким образом, процесс изображается ломаной линией AB (нагрев в калорифере) – BC (процесс сушки). Построив процесс, находят *I* – удельный расход воздуха (кг/кг) и *q*_{кал} – расход тепла и калорифере (кДж/кгВл).

$$L = \frac{1000}{d_2 - d_0}.$$

Расход воздуха $L = U_1$. Подвод тепла в калорифере.

$$q_{\text{кал}} = L \cdot (I_1 - I_0)$$

Расчет вариантов действительной сушки.

Изложенная методика расчета и построения в диаграмме относятся к так называемому основному сушильному процессу, в котором весь отработанный газ уходит наружу, и дополнительно в сушильной камере не подогревается. На практике широкое применение имеют сушилки, работающие с возвратом (рециркуляцией) части отработанного сушильного агента, а также с дополнительным подогревом его в сушильной камере или с промежуточным подогревом. Рассмотрим эти варианты сушильного процесса,

Вариант с рециркуляцией отработанного сушильного агента.

Поймем, что сушильным агентом является атмосферный воздух. Схема работы сушилки с рециркуляцией части отработанного воздуха и изменение параметров его состояния показаны на рис. 8.4.





Рис. 8.4. Построение процесса сушки в установки с рециркуляцией отработанного воздуха: *а* – схема установки; *б* – построение для теоретической сушилки с рециркуляцией

Часть отработанного воздуха возвращается к вентилятору, смешивается с наружным воздухом, масса которого равна массе отработанного воздуха, выбрасываемого наружу, и в виде смеси поступает в калорифер. Подогретая смесь поступает в сушильную камеру: после выхода из нее поток воздуха снова разветвляется, и часть его выбрасывается наружу, а оставшаяся часть возвращается к вентилятору и т. д.

Параметры смеси I_{cm} и d_{cm} рассчитывают как средневзвешенные величины. Пусть на 1 кг абсолютно сухого наружного воздуха добавляют *n* кг абсолютно сухого отработанного воздуха, тогда энтальпия смеси (в кДж/кг с.в.).

$$I_{cm} = \frac{(I_0 + nI_2)}{(1+n)};$$

$$d_{cm} = \frac{(d_0 + nd_2)}{(1+n)}.$$

Таким образом, зная n, можно найти положение точки M на линии AC, т. е. параметры смеси, или наоборот, зная параметры смеси, можно определить требуемую кратность смешения n. В теоретической сушилке с рециркуляцией процесс изобразится ломаной линией AM (смешение) MB'(нагрев в калорифере) B'C (сушка).

Расход наружного воздуха и части отработанного, выбрасывается наружу (в кг/кг),

$$L = \frac{1000}{(d_2 - d_0)}.$$

Расход циркулирующего воздуха (в кг/кг)

$$L_n = \frac{1000}{(d_2 - d_{cm})}.$$

Действительная сушилка с рециркуляцией воздуха.

Обычно при расчете сушилки с рециркуляцией известны параметры наружного (точка A) и отработанного воздуха (точка C). Учитывая свойства высушиваемого материала, задаются максимально допустимой температурой воздуха, поступающего в сушильную камеру (t_{cm1}), и рассчитывают величину Δ . Построение процесса в *I-d* диаграмме и определение расходов циркулирующего воздуха и теплоты проводятся в таком порядке (рис. 4.5):

1. Аналитически определить величину отрезка CC' и отложить его на линии $d_0 = \text{const.}$

2. Через точку C' провести линию $I_1 = \text{const}$, пересечение которой с линией $d_0 = \text{const}$ даст точку B.

3. Провести линию *BC*, которая при пересечении с заданной линией $t_{cm1} = \text{ const даст точку } B$.

4. Через точку B' провести линию $d_{cm} = \text{const}$, пересечение которой с линией AC даст точку M, характеризующую параметры состояния смеси.

Процесс изобразится линией АМВ 'С.

Так же как и в теоретической сушилке с рециркуляцией, расход теплоты:

$$q_{\text{кал}} = L_n (I_{cm1} - I_{cm}) = m \left(\frac{MB}{CD}\right)$$

ИЛИ

$$q_{\rm KAJI} = L(I_1 - I_0) = m \left(\frac{AB}{CD}\right).$$



Рис. 8.5. Построение процесса действительной сушки

Вариант с подогревом воздуха в сушильной камере.

Вариант с подогревом воздуха в сушильной камере позволяет осуществить процесс сушки при более низкой температуре по сравнению с температурой при обычном варианте; таким образом, при варианте с подогревом воздуха в сушильной камере воздуху можно передать требуемое количество теплоты при температуре его t_{max} , не превышающей допускаемую для данного продукта. Иначе говоря, процесс сушки можно осуществить при неизменных параметрах наружного и отработанного воздуха (точки *A* и *C*) и постоянных расходных теплоты и воздуха, но при разных значениях $q_{\text{кал}}$ и $q_{\text{доб}}$ и различной температуре в сушильной камере t_{max} .

На рис. 8.6 показано 4 таких процесса для теоретической сушилки, т. е. при

$$\Sigma q_{\text{пот}} - C_{\text{вл}} \theta_1 = 0.$$



Рис. 8.6. Построение процесса сушки в установки с подогревом воздуха в сушильной камере (4 варианта)

Процесс первый изображается ломаной линией *ABC*; точка *B* лежит на пересечении линии $d_0 = \text{const}$ и линии $I_1 = \text{const}$.

$$q = q_{\text{кал}} = m(AB'/CD); q_{\text{доб}} = 0; t_{\text{max}} = t_1.$$

При этом процесс $t_1 > t_2$, т. е. он протекает при температуре воздуха, также снижающейся в процессе сушки.

Процесс второй изображается ломаной линией АВ'С:

$$q_{\text{кал}} = m(AB'/CD); q_{\text{до6}} = (BB'/CD);$$

$$q = q_{\text{кал}} - q_{\text{доб}} = m(AB/CD).$$

 $t_{\text{max}} = t_1 (< t_1, \text{ но} > t_2)$ – вариант при более низкой начальной температуре воздуха, также снижающейся в процессе сушки.

Процесс третий изображен ломаной линией AB''C; точка B'' лежит на изотерме $t_{\text{max}} = t_2 = \text{const}$, т. е. процесс протекает при постоянной температуре воздуха.

$$q_{\text{кал}} = m(AB''/CD); \ q_{\text{доб}} = m(BB''/CD); \ q = m(AB/CD).$$

Процесс четвертый изображен линией AC. Вся теплота, потребная для сушки, сообщается только в сушильной камере:

$$q_{\text{кал}} = 0; q = q_{\text{доб}} = m(AB/CD).$$

 $t_{\text{max}} = t_2(>t_0)$ – вариант с повышающейся в процессе сушки температурой воздуха.

При вариантах с подогревом воздуха в сушильной камере и с промежуточным подогревом воздуха расход теплоты на сушку и производительность сутки одинаковы.

Если и зонах сушильных камер промышленных сушильных установок требуется создать различные режимы, то часто применяют вариант с промежуточным подогревом воздуха в каждой зоне и с возвратом отработанного воздуха в каждую зону.

Расход циркулирующего воздуха.

8.2. ИНФРАКРАСНАЯ СУШКА

Общие сведения

Метод инфракрасного (ИК) облучения, являющийся одним из перспективных физических методов обработки пищевых продуктов, находит все большее применение в различных отраслях современной пищевой промышленности: рыбной, кондитерской, хлебопекарной, мясной, молочной и др. Применение ИК-облучения в таких технологических процессах, как нагрев, сушка, термообработка, выпечка, обжарка, бланшировка, пастеризация, дезинсекция, позволяет значительно интенсифицировать процесс, способствует повышению качества пищевых продуктов и создает благоприятные условия для автоматизации, контроля и регулирования процесса. При ИК-облучении процесс интенсифицируется благодаря значительной плотности теплового потока на поверхности материала (на порядок больше, чем при конвективной сушке), эффекту объемного энергоподвода за счет проникающей способности излучения. Во многих работах отмечается рентабельность применения данного метода, выявлено положительное влияние ИК-излучения на пищевые продукты растительного и животного происхождения.

При взаимодействии электромагнитного излучения с веществом изменяется температура, влагосодержание, структура и другие свойства облучаемого материала и основные характеристики излучения.

При проектировании терморадиационных установок особенно важно базироваться на известных принципах технологии сушки: от детального изучения оптических и терморадиационных характеристик объектов сушки к выбору типа генераторов излучения и режима их работы (на основе корреляции указанных характеристик с эмиссионными характеристиками самих генераторов) и на этой основе к проектированию сушильной установки и ее кинетическому расчету.

Под энергией теплового излучения (лучистой энергии) понимают энергию, переносимую электромагнитным излучением, которое испускается всеми телами, имеющим температуру выше абсолютного нуля. Такое излучение называют тепловым или температурным излучением. Обычно к тепловому излучению относят излучение, приходящееся в основном на инфракрасную область спектра, ограниченную предельными длинами волн от 0.4 до 1000 мкм и условно подразделяют на коротковолновую – ближнюю, (от 0,4 до 1,5 мкм), средневолновую (от 1,5 до 15–50 мкм), и длинноволновую – дальнюю (от 50 до 350–1000 мкм) – ИК-подобласти спектра.

Энергией интегрального излучения W(Дж) называют количество энергии, излучаемой (или переносимой) средой и приходящейся на конечный спектральный интервал $\lambda_2 - \lambda_1$. Полной энергией интегрального излучения называют всю излучаемую (или переносимую) средой энергию в диапазоне длин волн от О до ∞ .

Шток излучения (полная мощность излучения) F(Вт) равен

$$F\frac{dW}{d\tau} = \int_{\lambda_2}^{\lambda_1} \frac{dW\lambda}{d\tau} d\lambda = \int_{\lambda_2}^{\lambda_1} F\lambda d\lambda$$
(8.1)

где *F* λ – спектральный (монохроматический) поток излучения, Вт/мкм.

Сила излучения *I* (Вт/ср), вводимой для характеристики угловой плотности энергии,

$$I = \frac{dF}{dW} = \int_{0}^{\infty} \frac{dF\lambda}{dW} d\lambda = \int_{0}^{\infty} I\lambda d\lambda$$
(8.2)

где $F\lambda$ – спектральная плотность силы излучения, Bт/(ср.мкр).

Величина элементарного телесного угла в полярной системе отсчета определится с помощью элементарных азимутального *d*v и полярного *d*θ углов:

$$dW = \sin\theta d\theta dv. \tag{8.3}$$

Излучательность (энергетическая светимость) (Вт/м²), численно равная по величине потока излучения,испускаемого единицей поверхности тела по всем направлениям,

$$R = \frac{dF}{ds} = \int_{0}^{\infty} \frac{dF\lambda}{ds} = \int_{0}^{\infty} R\lambda d\lambda$$
(8.4)

где $R\lambda$ – спектральная плотность потока излучения, Bt/(м²·мкм), определяемая в случае абсолютно черного тела по формуле Планка.

Интенсивность излучения – лучистость (энергетическая яркость), $BT/(m^2 \cdot cp)$, которая определяет удельную плотность потока теплового излучения в телесном угле *d*w в заданном направлении, задаваемом углом 0 к нормали *n* поверхности в окрестности рассматриваемой точки,

$$B = \frac{1}{\cos \theta} \cdot \frac{dI(\theta)}{ds} = \int_{0}^{\infty} B\lambda d\lambda$$
(8.5)

где $B\lambda$ – спектральная интенсивность излучения, Вт/(м²·мкм).

Плотность потока энергии, переносимой в единицу времени через единицу поверхности в окрестности рассматриваемой точки внутри слоя среды или падающей на единицу поверхности слоя, называют отлученностью (энергетической освещенностью) E(Bt/м²):

$$E = \frac{dF}{ds} = \int_{0}^{\infty} E\lambda d\lambda = \int_{(W)} B\cos(\theta) dW$$
(8.6)

где $E\lambda$ – спектральная отлученность, Вт/(м²·мкм).
К терморадиационным характеристикам относятся величины, характеризующие свойства данного материала в целом, частично или полностью поглотать, отражать и пропускать падающее извне излучение, а также излучать энергию. Первые три характеристики зависят как от спектрального состава, степени поляризации и пространственных характеристик падающего излучения (т. е. от условий облучения), так и от состояния и свойств облучаемого матери; им.

При произвольных условиях облучения поверхности тела S потоком излучения F_{π} сумма величин поглощенной F_a , отраженной F_r и пропущенной F_{τ} телом энергии в единицу времени согласно закону сохранения энергии должна быть равна величине падающего потока.

$$F_{\Pi} = F_a + F_r + F_{\Pi}$$

ИЛИ

$$A + R + T = 1 (8.7)$$

где $A = F_a/F_{\pi}$ – поглощательная способность (коэффициент поглощения); $R = F_r/F_{\pi}$ – отражательная способность (коэффициент отражения); $T = F_{\pi}/F_{\pi}$ – пропускательная способности (коэффициент пропускания).

Генераторы ИК-излучения следует выбирать, с учетом увязки их спектральных характеристик со спектральными характеристиками обрабатываемых материалов и технологического назначения процесса обработки материала. Если задано произвести интенсивную термическую обработку поверхности материала (при сушке, нагревание, бланширование), то целесообразно выбрать генератор, для которого максимум излучения приходится на область минимального отражении и незначительного пропускания материала. Если же необходимо обеспечить прогрев материала по толщине (при сушке, нагревании, бланшировке), то следует отдать предпочтение генератору, максимум излучения которого приходится на область высокой проницаемости. И случае, если надо обеспечить равномерный прогрев материала по толщине нужно учитывать количество энергии, сообщаемой единице массы материала, т. е. учесть не только максимум излучения но и энергию, соответствующую всему спектру излучения.

В связи с разнообразием пищевых продуктов по их физикохимическим свойствам и различием целей технологических процессов ИК облучательные установки должны учитывать специфику отдельных пищевых производств. Вместе с тем можно указать ряд общих принципов проектирования ИК-установок для пищевой и других отраслей промышленности на первом этапе:

1) выбор типа ИК-генератора и его оптико-геометрических и энергетических характеристик; 2) определение рациональной схемы и геометрических параметров взаимного расположения ИК-генераторов и облучаемого материала;

3) определение рациональных оптико-геометрических параметров рефлектора и ограждений рабочей камеры;

4) выбор материалов теплоизоляции, конструктивных элементов и вспомогательных устройств ИК-установки.

Тип ИК-генератора определяется по соответствию спектрального состава (рис. 7.1 и 7.2) ИК-излучения требованиям его биологического, биохимического, теплового и другим видам воздействия; требованиям технологии на разных стадиях процесса и специфики производства, требованиям кинетики процесса.



Рис. 8.1. Спектры излучения излучателей: *1* – КГ – 220–1000 (2250 К); 2 – плитки ГИИ (1093 К); *3* – нихромовая спираль (220 В, 6 А); *4* – металлическая плитка (220 В, 600 Вт); *5* – излучатели ТЭН (220 В)



Рис. 8.2. Спектры излучения инфракрасных ламп: *1* – ИКЗК-220-250; *2* – КГ-220-1000; *3* – ИКЗ-220-500



Рис. 8.3. Зависимости отражательной способности слоя толщиной l = 8 мм и пропускания образца l = 0,043 мм гречневой крупы от длинны волны λ (мкм) при различных режимах обработки: $l - R'_{\lambda}$ – варено-сушеная крупа вторично термообработанная, l = 8 мм; $2 - R'_{\lambda}$ – варено-сушеная крупа, l = 8 мм; $4 - T'_{\lambda}$ – образец, l = 0,043 мм, и прессованная таблетка с КВт

Научно обоснованный выбор оптимальных условий, типа и температуры генератора в первую очередь требует согласования спектральных терморадиационных характеристик ИК-излучателей и материалов, подвергаемых обработке.

Однако выбор генератора зависит не только от спектральных оптических характеристик материала, но и от его толщины и формы, а такие от назначения технологических операций. Но вначале можно сделать предварительный выбор нескольких ИК-генераторов, спектральные характеристики которых удачно сочетаются со спектральными оптическими характеристиками обрабатываемого материала (см. приложения). Окончательный выбор генератора может быть выполнен только после соответствующего расчета [1; 2], увязанного с целями термообработки материала.

Общие положения методики предварительного выбора ИК-генератора при тепловой обработке излучением пищевых продуктов.

1. Устанавливаются физико-химические особенности данного материала: химическая структура молекул и преобладающая форма связи влаги с материалом или определяется (экспериментально или по справочным данным) основная характеристика его оптических свойств $R\lambda \infty$ – отражательная способность оптически бесконечно толстого слоя).

2. С помощью классификации материалов по оптическим свойствам [приложения табл. 7.1, 7.2] определяется принадлежность данного материала к той или иной группе по его физико-химическим особенностям или по экспериментально найденной величине $R\lambda\infty$ и его спектральным оптическим свойствам.

Оптические свойства материалов имеют следующие особенности.

а) Слабое поглощение $\beta\lambda_3 = K\lambda/S\lambda < 0,1$ и сильное рассеяние Л $\lambda_3 = K\lambda/\epsilon\lambda > 0.9$ излучения в области спектра 0,8–1,4 мкм, где $\beta\lambda_3$ – спектральный критерий поглощения (удельное поглощение); $J\lambda_3 = S\lambda/(K\lambda+S\lambda)$ – спектральный критерий рассеяния (Шустера) – вероятность выживания фотона; $\epsilon\lambda_3 = K\lambda + S\lambda$ – спектральный коэффициент экстинкции [M^{-1}]; $S\lambda$ – спектральный коэффициент рассеяния назад [M^{-1}]; $K\lambda$ – спектральный коэффициент поглощения [M^{-1}] [1].

Проникновение излучения вглубь материала ($T\lambda = 1$ %) может достигать 20–30 мм в данной области спектра. Следствием сильного рассеяния излучения является высокая отражательная способность, которая увеличивается с возрастанием I и может достигать 90–98 % уже при $T\lambda = 1$ % для многих материалов.

б) Изменение оптических свойств в области спектра 1,5–2,5 мкм от слабого до среднего и даже сильного поглощения (0,001< $\beta\lambda$ 3< <10,0) и от сильного до среднего и даже слабого рассеяния (1 < $Л\lambda_3$ < 0,05). Эту область спектра можно назвать переходной. Проникновение излучения в материал ($T\lambda = 1$ %) еще велико и для некоторых материалов может достигать 10 мм.

в) Сильное поглощение и слабое рассеяние излучения в области спектра 2,8–15 мкм, Проникновение излучения вглубь материала ($T\lambda = 1$ %) достигает 1–2 мкм.

г) Оптические свойства материалов зависят от влагосодержания W и формы связи влаги с материалом, плотности и микроструктуры среды. С увеличением влагосодержания $S\lambda$ уменьшается, а $K\lambda$ увеличивается. Обе эти величины с возрастанием плотности увеличиваются во всей области спектра. Указанные особенности характеризуются уменьшением $R'\lambda$ и $T'\lambda$ слоя конечной толщины при увеличении W в области спектра, 2,8–15мкм, где вода сильно поглощает излучение. В переходной области спектра 3,0–2,5 мкм $T'\lambda$ может понижаться и повышаться, а $R'\lambda$ только уменьшаться при увеличении W. Величина $R'\lambda$ при возрастании W в области спектра 0,8–1,4 мкм, где вода слабо поглощает излучение, может увеличиваться и уменьшаться, а $T'\lambda$ – увеличивается.

3. Устанавливается назначение технологических операций на разных этапах всего процесса тепловой обработки излучением данного материала: прогрев всего слоя, нагрев поверхности и др.

4. Определяется оптическая толщина слоя LI, I – толщина слоя, длина; L – коэффициент эффективного ослабления, численно разный обратной величине оптической глубины слоя T, при прохождении которой результирующий поток q излучения уменьшается в e раз, $T_{\rm u}$ – абсолютная температура излучающего тела данного материала, исходя из его оптических свойств в области спектра 1,5–15 мкм при следующих приближенных данных:

а) слой оптически толстый LI > 10; для большинства материалов всех 4 групп слой можно считать оптически толстым при L > 10 мм.

б) слой оптически тонкий LI < 10; для большинства материалов 1 и 2 групп 1 < 5 мм и для большинства материалов 1 и 2 групп 1 < 2 мм.

5. Предварительно выбираются тип и температура генератора ИК-излучения. При этом необходимо исходить из следующих рекомендаций.

Имеем оптически толстый слой (*LI* > 10) материалов, входящих в 4 группы классификации:

а) для нагрева поверхности рекомендуются «темные» излучатели с $T_{\rm u} < 1000$ К, т. е. $\lambda_m > 2,8$ мкм; к таким излучателям относятся ТЭН, металлические и керамические панельные излучатели и пр.;

б) для прогрева материала по толщине рекомендуется рабочая область спектра генераторов 1,2 мкм < λ_m < 2,4 мкм; к таким генераторам могут относиться «светлые» излучатели (ИК-лампы), температуры которых ограничены пределами 1500 К < T_{μ} < 2000 К (λ_m = 1,2–1,6 мкм), и «темные» излучатели (нихромовая спираль, плитки ГИИ и пр.), температуры которых изменяются в пределах 1200 < T_{μ} < 1400 К (λ_m = 1,6–2,6 мкм).

Имеем оптически тонкий слой (*LI* < 10) материалов, входящих в 1 и 2 группы классификации:

а) для нагрева поверхности рекомендуются «темные» излучатели с $T_{\rm u} < 1000$ К, т. е. $\lambda_m > 2,8$ мкм (ТЭН, металлические и керамические панельные излучатели и др.);

б) для прогрева материала по толщине слоя рекомендуются «темные» излучатели (нихромовая спираль, плитки ГИИ и пр.), температуры которых изменяются в пределах 1200 К < T_{μ} < 1500 К (λ_m = 2,0–2,4 мкм).

В случае материалов, входящих в 3 и 4 группы классификации:

а) для нагрева поверхности рекомендуются «темные» излучатели с температурой в пределах 900 К < T_{μ} < 1000 К, т. е. λ_m = 2,8–3,2 мкм (нихромовая спираль, плитки ГИИ), и в пределах 450 К < T_{μ} < 500 К, т. е. λ_m = 5,5–6,2 мкм (металлическая плитка);

б) для прогрева материала по толщине слоя рекомендуются «темные» излучатели, температуры которых изменяются в пределах 500 К < $T_{\rm u}$ << 800 К. $\lambda_m = 3,5-5,5$ мкм (керамические и металлические плитки), и в пределах 1200 К < T_{μ} < 1500 К, т. е. $\lambda_m = 2,0-3,5$ мкм (нихромовая спираль, платки ГИИ).

5) Имея спектры излучателей и пищевых продуктов (см. приложения) вычисляются интегральные терморадиационных характеристики слоя данной толщины I по отношения к выбранным излучателям с помощью формулы (8), включающей в себя экспериментально определенные спектральные коэффициенты ослабления $L\lambda$ и отражательную способность оптически бесконечного толстого сдоя $R\lambda\infty$.

Наиболее простым, но и менее точным является метод усредненные оптических и терморадиационных характеристик материала [1], заменяющих спектральные в формулах для ω , Е и т. д. В следствии селективности спектральных терморадиационных характеристик и эмиссионных характеристик генераторов излучения интегральные характеристики одного и того же материала по отношению к различным излучателям будут различны, и их необходимо вычислять из следующей приближенной формулы:

$$A = \frac{\int_{\lambda_1}^{\lambda_2} E\lambda_{\Pi} A\lambda d\lambda}{\int_{\lambda_2}^{\lambda_1} E\lambda_{\Pi} d\lambda} = \frac{\sum_{\lambda_1} E\lambda_{\Pi} A\lambda \Delta\lambda}{\sum_{\lambda_1} E\lambda_{\Pi} \Delta\lambda}$$
(8.8)

где $A\lambda$ – спектральная величина ($A\lambda$, $R\lambda$, $T\lambda$, $R\lambda\infty$), усредняемая по спектральному составу падающего потока излучения от выбранного излучателя; $E\lambda_{n}$ – спектральная плотность падающего потока излучения, зависящая от характеристик выбранного излучателя и условии облучения.

$$L = 1/1 \cdot \ln((1 - R \cdot R \infty)/T); \qquad (8.9)$$

$$K = (1 - R\infty) \cdot L/(1 + R\infty) \tag{8.10}$$

где *S* – коэффициент рассеяния назад; *K* – коэффициент поглощения [1].

Количество энергии излучения (ω), поглощенной в единицу времени на глубине *x* в оптически бесконечно толстом слое определится:

$$\omega(x) = K \cdot E_{\pi} \cdot (1 + R\infty) \cdot \exp(-L \cdot x). \tag{7.11}$$

7. Рассчитываются величины плотности потока энергии излучения, поглощенной единицей поверхности слоя материала $A \cdot E_n$, и распределение по толщине слоя объемной плотности поглощенной энергии излучения $\omega(x)$.

8. Предварительно сравнивая спектры продукта и излучателей (см. приложения) выбираем излучатели максимум спектральное характеристик которых (интенсивность излучения, $E\lambda_n$ и т. д.) ближе соответствует мак-

симуму или минимуму спектральных характеристик продукта в зависимости от условий и цели процесса (см. выше).

Путем сравнения величины поглощенной энергии излучения и ее распределений по толщине слоя для разных генераторов излучения выбирается тот излучатель, для которого величина поглощенной энергии веем слоем материала наибольшая, а ее распределение по толщине слоя наилучшим образом соответствует целям тепловой обработки в данном технологическом процессе.

Следовательно, основными факторами, влияющими на выбор оптимального генератора излучения, является спектральный состав, оптическая толщина L1, величина поглощенной энергии излучения $A \cdot E_n$ и ее распределение по толщине слоя материала $\omega(x)$. Выбранный таким образом ИК-излучатель отвечает необходимым технико-экономическим требованиям.

2. Определение рациональной схемы и геометрических параметров взаимного расположения ИК-генераторов и облучаемого материала.

Рациональное размещение ИК-генераторов и геометрическая конфигурация камеры выбираются с учетом формы облучаемой изделий и особенностей технологии пищевых производств. В литературе [1; 2; 3] приведены характерные примеры взаимного расположения ИК-генераторов и облучаемых объектов. При этом исходят из следующих положений.

Излучатель располагают по возможности ближе к продукту, чтобы уменьшить потери прямого потока излучения, связанные с поглощением ИК-излучения паравоздушной средой. Однако Слизкое расположение ухудшает равномерность плотности потока на поверхности изделия и может вызвать локальный перегрев или ожег поверхности изделия. Поэтому вопрос выбора оптимальных параметров взаиморасположения различных ИК-генераторов и пищевых продуктов решается в каждом случае индивидуально.

Общим положением является достижение наибольшей равномерности плотности потока на поверхности изделия и минимальной установочной мощности ИК-генераторов. Равномерность отлученности достигается изменением расстояний от излучателей до материала, шага между излучателями, а также формой рефлектора.

8.2.1. РАСЧЕТ ТЕРМОРАДИАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ.

Целью теплового расчета терморадиационной установки является определение расхода энергии на нагрев материала и испарение влаги, количества излучателей, а также определение продолжительности процесса сушки или термообработки.

Тепловой расчет должен строго базироваться на решении общего дифференциального уравнения переноса тепла, учитывающего не только

кондуктивный перенос, но и все источники тепла в виде фазового превращения (испарение), перенос тепла за счет внутреннего массообмена и поглощения энергии излучения, проникающего в глубь материала. Решение такого уравнения представляет значительные трудности, поэтому для анализа процесса сушки рассматривают уравнение теплового баланса, выраженное в дифференциальной форме.

Общая методика расчета терморадиационных сушильных установок, основанная на составлении уравнения теплового баланса в дифференциальной форме, разработана Е.Д. Лебедевым и дополнена А.С. Гинзбургом.

При составлении уравнения баланса энергии необходимо учитывать спектральные терморадиационные характеристики всех тел, участвующих в нетрадиционном процессе теплообмена, т. е. в условиях отсутствия термодинамического равновесия.

Необходимо учитывать, что часть поглощенного потока энергии затрачивается на биохимические процессы, протекающие в материале.

Общее уравнения теплового баланса за время $d\tau$ записывается в следующем виде:

$$dF_{\text{обл}} = dF_{\text{м}} + dF_{\text{иоп}} + dF_{\text{пр}} + dF_{\text{пот}}$$
(8.12)

где $F_{\text{обл}}$ – поток энергий, поглощаемый облучаемым материалом; $F_{\text{м}}$ – поток энергии, затраченный на нагрев материала; $F_{\text{исп}}$ – поток энергии, затраченный на испарение влаги; $F_{\text{пр}}$ – поток энергий, затраченный на биохимические процессы в материале; $F_{\text{пот}}$ – поток энергии, отдаваемый нагреваемым материалом в окружающее пространство.

Следует уточнить методику вычисления величины dF_{obn} и dF_{not} , входящих в (7.12). Величина dF_{obn} должна определяться с учетом спектральных терморадиционных характеристик всех тел и облучаемого материала, участвующих в процессе теплообмена, и включить в себя радиационные потери энергии материалом. Величину $dF_{\rm M}$ удобнее определять без учета потерь энергии излучением, с тем, чтобы не вводить дополнительного слагаемого – температуры материала в четвертой степени. Тогда уравнение (7.12) запишется в виде

$$dE_{\rm p}S_{\rm o} = dF_{\rm M} + dF_{\rm HCH} + dF_{\rm Hp} + dF_{\rm not}, \qquad (8.13)$$

где E_p – плотность результирующего потока излучения на поверхности тела, величина которого определяется по (7.14), (7.15); $F_{\text{пот}}$ – отдача тепла нагреваемым материалом в окружающее пространство конвекцией и теплопроводностью; S_o – площадь облучаемой поверхности материала.

$$E_{\rm p} = E_a - E_{\rm M} \tag{8.14}$$

где E_a – поглощенная плотность потока излучения; $E_{\rm M}$ – плотность потока собственного излучения.

$$E_a = A \cdot E_{\Pi} \varphi_{\Pi} + A_c E_{\Pi,c} \cdot \varphi_c + \sum_{i=1}^n A_i E_{\Pi i} \cdot \varphi_i$$
(8.15)

где φ – коэффициент отлученности показывающий долю отраженного излучения, участвующий в многократном отражении, индексы «и», «*i*» и «с» относятся соответственно к излучателю, ограждению и среде; A, A_c и A_i – поглощательные способности слоя материала, осредненные по спектру излучателя, среды и ограждений по формуле (8) соответственно; E_{n} , $E_{n,i}$ и $E_{n,c}$ – плотности падающих потоков излучения испускаемые ИК-генератором, ограждениями и средой с учетом многократных отражений и поглощений излучения паравоздушной средой.

Если температура поверхности $T_{\rm им}$ материала близка к температурам ограждений и паравоздушной среды, а температура излучателя $T_{\rm и} >> T_{\rm им}$, то величины плотностей потоков энергий, испускаемых материалом, ограждениями и средой, будут пренебрежимо малы и результирующий поток излучения определится из приближенного выражения:

$$E_{\rm m} = \sum_{\lambda_1} E \lambda_{\rm m} \Delta \lambda \,. \tag{8.16}$$

Уравнение теплового баланса при ИК-облучении для слоя материала массой m, теплоемкостью c, боковой поверхностью S, объемом $V_{\rm M}$, плотностью p и площадью облучаемой поверхности $S_{\rm o}$ c учетом (8.15), (8.16), и без учета потерь энергии на разрыв связи влаги с материалом, запишется в следующем виде:

$$F_{\rm p} \cdot S_{\rm o} \cdot d\tau = V_{\rm M} \cdot c \cdot p \cdot dt_{\rm M}(\tau) + Q_m \cdot r \cdot S_m \cdot d\tau + a \cdot [t_{\rm M}(\tau) - t_{\rm c}(\tau)] \cdot S_m \cdot d\tau \qquad (8.17)$$

где τ – продолжительность; S_m – плошадь полной поверхности материала; t – температура; $Q_m - m_{\rm BJ}/S_m$ – массовый расход влаги (масса испаряемой влаги материала, приходящаяся на единицу площади поверхности продукта [кг/(м²·c)]; $a_{\rm oбщ}$ – коэффициент теплоотдачи от поверхности в окружающую среду (определяется по известным критериальным соотношениям теплопередачи с учетом теплоотдачи конвекцией и излучением [2]). П.Д. Лебедев рекомендует брать $a_{\rm oбщ} = 18,6-23,2$ Вт/(м²·K); $t_{\rm M}$, $t_{\rm c}$ – температура мокрого и сухого термометра (температуры поверхности материала и среды).

1. Зная продолжительность процесса и определив экспериментально или из уравнения теплового баланса $E_{\rm n}$ можно приближенно рассчитать, без учета поглощения средой и многократного отражения и рассеяния излучения, количество предварительно выбранных излучателей *n*, зная их мощность *P* [приложения и [2]] и к.п.д. η:

$$n = E_{\pi} \cdot S_0 / (P \cdot \eta). \tag{8.18}$$

Для учета многократных отражений медку объектом излучения и рефлектором, а также для учета поглощения среды рабочей камеры целесообразно увеличить E_n на 5–10 %, т. е.:

$$n = (1,05 \div 1,1) E_{\pi} S_{0}/(P \cdot \eta).$$
(8.19)

2. В случае, когда не известно время сушки, а задана $E_{\rm n}$ определяется продолжительность процесса.

Введем обозначения $K_f = S_m/S_o$ и м = S_m/V_M . Из (7.19) получим:

$$d\tau = dt_{\rm M}(\tau)/[B + D(t_{\rm M}(\tau) - t_{\rm c}(\tau))],$$

где

$$B = [(A \cdot E_{\Pi} \cdot \varphi_{\Pi} - Q_m) \cdot \mathbf{M}] / (c \cdot p \cdot K_f), \qquad (8.20)$$

$$D = -a_{\text{общ}} \cdot M/(c \cdot p).$$

Пусть температура поверхности материала связана с его средней температурой *t*_{см} зависимостью вида:

$$t_{\rm M} = h \cdot t_{\rm CM}$$

где h зависит от свойств материала и в общем случае h > 1, а для сушки тонких материалов в период постоянной скорости h = 1, тогда:

$$d\tau = dt_{\rm M} / [B + D \cdot h \cdot (t_{\rm cm} - t_{\rm c}/h)].$$
(8.21)

Интегрируя в пределах изменения температуры материала от $t_{\text{нач}}$ до $t_{\text{кон}}$, получим выражение для расчета продолжительности нагрева при радиационно-конвективной сушке τ :

$$\tau = (1/D \cdot h) \cdot \ln(B + D \cdot h \cdot (t_{\text{KOH}} - t_c/h)/(B + D \cdot h \cdot (t_{\text{HAY}} - t_c/h)).$$
(8.22)

Данная методика справедлива, когда конвективная составляющая потока соизмерима с потоком излучения. Если $Q_{\rm обл} > Q_{\rm конв}$, членом а $[t_{\rm M}({\rm T}) - t_{\rm c}({\rm T})]S_m d\tau$ можно пренебречь; тогда при тех же допущениях $(B = {\rm const})$ время

$$T = (1/B)(t_{\text{KOH}} - t_{\text{Hay}}).$$
(8.23)

Если сушка протекает в период убывающей скорости ($Q_{\rm M}$ не постоянно), то следует установить характер изменения влажности материала во времени в зависимости от выбранного режима процесса и в соответствии с этим произвести интегрирование уравнения (7.19).

Приведенная выше методика расчета является приближенной.

Методика уточненного расчета приведена в литературе [1; 2].

9. РЕКТИФИКАЦИЯ Общие сведения

Серьезным недостатком простой перегонки является невозможность достижения высокой степени разделения компонентов, особенно в многокомпонентных системах. Появляется необходимость в *многократной простой перегонке*, решение которой реализуется в процессах ректификации.

Ректификация – процесс разделения смесей на составляющие компоненты в результате многократного испарения жидкости и конденсации паров.

Принцип процесса может быть проиллюстрировать на диаграмме *t-x-y* (рис. 9.1).



вс - первичная конденсация; *de* - вторичная конденсация; *fi* -третья конденсация.

 x_1 – концентрация исходной смеси;

а - точка кипения исходной смеси;

 t_1 - температура кипения исходной смеси;

b – состояние пара над исходной смесью;

*x*₂ – концентрация легколетучего компо нента в паре при его конденсации;

*t*₂ - температура кипения первичного кон денсата;

с - точка кипения первичного конденсата;

d - состояние пара над первичным кон денсатом при его кипении;

*x*₃ – концентрация легколетучего компонента при его повторной конденсации;

е - точка кипения вторичного конденсата;

*t*₃ - температура кипения вторичного конденсата;

f - состояние пара над вторичным конденсатом при его кипении;

*x*₄ – концентрация легколетучего компонента при его третьей конденсации

Рис. 9.1. Процесс ректификации в диаграмме *t-х-у*

При теоретическом анализе процессов ректификации принимаются следующие допущения:

 – при конденсации 1 кмоль пара испаряется 1 кмоль жидкости. Отсюда следует, что поток пара постоянен по высоте ректификационной колонны;

 – при конденсации пара в дефлегматоре не происходит изменения состава пара. Состав пара и состав конденсата одинаков;

 – при испарении жидкости не происходит изменения ее состава. Состав пара при испарении равен составу кубового остатка.

Конструкторская реализация может быть осуществлена в виде многоступенчатой установки (рис. 9.2), в которой исходной смесью для последующей ступени является конденсат из предыдущей ступени. Однако здесь велики затраты на металлоконструкции, значительна внешняя поверхность, через которую велики потери тепла в окружающую среду. Соединение ступеней в один агрегат дает более компактную конструкцию – *рек-тификационную колонну*.



Рис. 9.2. Схема ректификационной установки: *1* – емкость исходной смеси; 2 – насос; *3* – подогреватель; *4* – ректификационная колонна; *5* – дефлегматор; *6* – делители; *7* – холодильник дистиллята; *8* – сборник дистиллята; *9* – холодильник остатка; *10* – сборник остатка; *11* – кипятильник; *а* – укрепляющая часть; *б* – исчерпывающая часть

Процессы ректификации могут осуществляться при периодическом или непрерывном процессе при различных давлениях: при атмосферном давлении, под вакуумом (для высококипящих смесей), под высоким давлением (для смесей из компонентов находящихся при нормальном давлении в газовой фазе).

Материальный баланс ректификационной колонны в соответствии с выделенной областью

$$G_f = G_d + G_W. \tag{9.1}$$

По легколетучему компоненту

$$G_f x_f = G_d x_d + G_W x_W. \tag{9.2}$$

G_f, *G_d*, *G_W* – количество соответственно поступающей смеси, дистиллята и кубового остатка.

Отсюда

$$G_{d} = G_{f} \cdot \frac{x_{f} - x_{W}}{x_{d} - x_{W}};$$
 (9.3)

$$G_{w} = G_{f} \frac{x_{d} - x_{f}}{x_{d} - x_{w}}.$$
(9.4)

Обозначим отношение $G_f / G_d = F$, $G_W / G_d = W$, $\Phi / G_d = R$, здесь $R - \phi$ легмовое число уравнение материального баланса для только колонны (верхней и нижней части) записывается из общего уравнения массопередачи:

$$Gdy = L(-dx). \tag{9.5}$$

- количество жидкости, стекающей в укрепляющей части колонны;

$$L = RG_d; \tag{9.6}$$

- количество паров, поднимающихся по колонне

$$G = G_d + \Phi = G_d + R \ G_d = G_d (1 + R); \tag{9.7}$$

- для укрепляющей части колонны

$$(1+R)dy = R(-dx);$$
 (9.8)

- для исчерпывающей части колонны

$$(1+R)dy = (F+R)(-dx);$$
 (9.9)

– для произвольного сечения *верхней части* колонны при допущении, что $x_d = y_d$, имеем

$$(1+R)(y_d - y) = (1+R)(x_d - y) = R(x_d - x),$$
(9.10)

отсюда имеем

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_d}{R+1}$$
(9.11)

– для произвольного сечения *нижней части* колонны при допущении, что *x*_W = *y*_W, имеем

$$(1+R)(y-y_W) = (1+R)(y-x_W) = (F+R)(x-x_W), \qquad (9.12)$$

отсюда

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}\chi_W, \qquad (9.13)$$

зависимости (9.11) и (9.13) линейны и являются уравнениями рабочих линий для укрепляющей и исчерпывающей части колонны.

Графическая интерпретация рабочих линий



Рис. 9.3. Диаграмма рабочих линий процесса ректификации

В точке *B*₁ движущая сила процесса равна нулю, колонна должна иметь бесконечно большую поверхность фазового контакта.

$$R_{\min} = (x_d - y_{fp})/(y_{fp} - x_f).$$
(9.14)

Бесконечно большое флегмовое число будет в точке *O*, т. е. колонна будет работать сама на себя, без отбора дистиллята.

В этой связи возникает задача оптимизации выбора величины флегмового числа. От флегмового числа зависят: эксплуатационные и капитальные затраты.

$$R_p = \sigma R_{\min}$$

где σ – коэффициент избытка флегмы принимается в пределах σ = 1,1–1,4.



Рис. 9.4. Диаграмма оптимизации флегмового числа: *1* – эксплуатационные затраты; *2* – капитальные затраты; *3* – суммарные затраты

Тепловой баланс ректификационной колонны.

На основании схемы работы колонны имеем:

$$Q_1 = G_f c_f t_f + R G_d c_d t_d = G_d (R+1)(r_d - c_d t_d) + G_W c_W t_W + Q_{\text{потерь}}$$
(9.15)

где Q_1 – расход тепла в кубе, Дж/час; c_f , c_d , c_W – теплоемкости исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, Дж/(кг К); t_f , t_d , t_W – температуры исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, К; r_d – теплота парообразования дистиллята, Дж/кг; $Q_{потерь}$ – потери тепла в окружающую среду, Дж/час.

Расход пара в кубе

$$D = \frac{Q_1}{i_{\text{пар}} - i_{\text{конд}}}.$$
 (9.16)

Пользуясь расчетными уравнениями, интерпретацией процесса ректификации в диаграмме *x*, *y* можно рассчитать процесс и конструктивные параметры ректификационной колонны.

Интерпретация процесса показана на рис. 9.5, где по исходным и опытно-справочным данным строим кривую равновесия для исходной смеси в *x*, *y* координатах.



Рис. 9.5. Графическое определение числа ректификационных тарелок

Для построения рабочих линий ректификации пересчитываем концентрации легколетучего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке в долях моля. Определяем минимальное и рабочее флегмовое число, находим отрезок *B*, соединив который с точкой *A* с координатами $x_d = y_d$, получаем рабочую линию для верхней части колонны. Рабочую линию для нижней части колонны получаем, соединив точку *B* с координатами x_f , y_f с точкой *C* с координатами x_w , y_w . Графически, по ступенькам, определяем число ступеней изменения концентрации в верхней и нижней частях колонны, начиная от точки *A* и до точки *C*. Аналитические расчеты выполняем в соответствии с алгоритмом и теоретической логикой процесса.

Общий расход тепла определяется из теплового баланса ректификационной колонны (уравнение 9.15) потери тепла ориентировочно могут составлять 3–5 % общего расхода тепла. Расход греющего пара рассчитывается по параметрам котельной на основании таблицы Вукаловича.

9.1. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Ректификация – массообменный процесс, который осуществляется в большинстве случаев в противоточных колонных аппаратах с контактными элементами (насадки, тарелки), аналогичными используемым в процессе абсорбции. Поэтому методы подхода к расчету и проектированию ректификационных и абсорбционных установок имею много общего. Тем не менее ряд особенностей процесса ректификации (различное соотношение нагрузок по жидкости и пару в нижней и верхней частях колонны, переменные по высоте колонны физические свойства фаз и коэффициент распределения, совместное протекание процессов массо- и теплопереноса осложняет его расчет. Одна из сложностей заключается в отсутствии обобщенных закономерностей для расчета кинетических коэффициентов процесса ректификации. В наибольшей степени это относится к колоннам диаметром более 800 мм с насадками и тарелками, широко применяемым в химических производствах. Большинство рекомендаций сводится к использованию для расчета ректификационных колонн кинетических зависимостей, полученных при исследовании абсорбционных процессов (в приведенных в данной методике примерах в основном использованы эти рекомендации).

Принципиальная схема ректификационной установки представлена на рис. 9.6. Исходную смесь из промежуточной емкости; центробежным насосом 2 подают в теплообменник 3, где она подогревается до температуры кипения. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну 5 на тарелку питания, где состав жидкости равен составу исходной смеси x_F .



Рис. 9.6. Принципиальная схема ректификационной установки: 1 – емкость для исходной смеси; 2, 9 – насосы; 3 – теплообменник-подогреватель; 4 – кипятильник; 5 – ректификационная колонна; 6 – дефлегматор; 7 – холодильник дистиллята; 8 – емкость для сбора дистиллята; 10 – холодильник кубовой жидкости; 11 – емкость для кубовой жидкости

Стекая вниз по колонне, жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующемся при кипении кубовой жидкости в кипятильнике 4. Начальный состав пара примерно равен составу кубового остатка x_W , т. е. обеднен легколетучим компонентом. В результате массообмена с жидкостью пар обогащается легколетучим компонентом. Для более полного обогащения верхнюю часть колонны орошают в соответствии с заданным флегмовым числом жидкостью (флегмой) состава x_P , получаемой в дефлегматоре 6 путем конденсации пара, выходящего из колонны. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения - дистиллята, который охлаждается в теплообменнике 7 и направляется в промежуточную емкость 8.

Из кубовой части колонны насосом 9 непрерывно выводится кубовая жидкость – продукт, обогащенный труднолетучим компонентом, который охлаждается в теплообменнике 10 и направляется в емкость 11.

Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный неравновесный процесс разделения исходной бинарной смеси на дистиллят (с высоким содержанием легколетучего компонента) и кубовый остаток (обогащенный труднолетучим компонентом).

Задание на проектирование. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения бинарной смеси бензол - толуол, если производительность по исходной смеси F = 5 кг/с; содержание легколетучего компонента [% (масс.)]: в исходной смеси $\overline{x_F} = 35$; в дистилляте $\overline{x_p} = 98$; в кубовом остатке $\overline{x_w} = 35$; давление в паровом пространстве дефлегматора P = 0,1 МПа.

9.2. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- А удельная поверхность, m^2/m^3 ;
- D коэффициент диффузии, м²/с;
- d диаметр, м;
- F расход исходной смеси, кг/с;
- G расход паровой фазы, кг/с;
- g ускорение свободного падения, M/c^2 ;
- H, h высота, м;
- К коэффициент массопередачи;
- L расход жидкой фазы, кг/с;
- М мольная масса, кг/кмоль;
- m коэффициент распределения;
- N число теоретических ступеней разделения;
- n число единиц переноса;
- Р расход дистиллята, кг/с;
- R флегмовое число;
- T, t температура, град;
- U плотность орошения, $M^{3}/(M^{2}c)$;
- W расход кубовой жидкости, кг/с;
- w скорость пара, м/с;
- х концентрация жидкой фазы;
- у концентрация паровой фазы;
- β- коэффициент массоотдачи;

- ε свободный объем, м³/м³;
- μ вязкость, Па-с;
- ρ плотность, кг/м³;
- σ поверхностное натяжение, H/м;
- ψ коэффициент смачиваемости;
- Re критерий Рейнольдса;

Fr - критерий Фруда;

- Гс критерий гидравлического сопротивления;
- Nu` диффузионный критерий Нуссельта;
- Pr` диффузионный критерий Прандтля.

Индексы:

- б параметры бензола;
- т параметры толуола;
- в укрепляющая (верхняя) часть колонны;
- н исчерпывающая (нижняя) часть колонны;
- *F* параметры исходной смеси;
- Р параметры дистиллята;
- *W* параметры кубовой жидкости;
- х жидкая фаза;
- у паровая фаза;
- ср средняя величина;
- э эквивалентный размер.

АЛГОРИТМ РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ:

- G_f производительность по смеси;
- a_f содержание ЛЛК в смеси;
- *а*_{*d*} содержание ЛЛК в дистилляте;
- *а*_{*W*} содержание ЛЛК в кубе;
- $\sigma-$ коэффициент избытка флегмы;
- η к.п.д. тарелки;
- *h* расстояние между тарелками;
- *P_n* давление греющего пара;
- Р давление ректификации.

ОПРЕДЕЛИТЬ:

*G*_d – производ-сть по дистилляту;

- G_W производ-сть по кубу;
- n_T число тарелок;
- *D* расход пара;
- Габариты колонны: Н высота,
- *D*_k диаметр колонны



Ниже приведена методика расчета ректификационной колонны:

1. Находим интервал температур кипения компонентов (низкокипящих компонентов (НКК) и высококипящих компонентов (ВКК)) по формуле, используя уравнение Антуана:

- температура кипения низкокипящих компонентов

$$t_a = \frac{B_1}{A_1 - \lg p} - C_1,$$

- температура кипения высококипящих компонентов

$$t_w = \frac{B_2}{A_2 - \lg p} - C_2,$$

где А, В,С – константы уравнения Антуана, $p = \frac{\pi}{133.33}$ Па.

2. Разбиваем полученный интервал температур на 15-17 интервалов по шагу.

3. Находим давление насыщенных паров НКК и ВКК по формуле:

- для низкокипящих компонентов

$$p_a = 10 \cdot \left(A_1 - \frac{B_1}{C_1 + t_i} \right) \cdot \frac{133.33}{10^6},$$

- для высококипящих компонентов

$$p_w = 10 \cdot \left(A_2 - \frac{B_2}{C_2 + t_i} \right) \cdot \frac{133.33}{10^6}.$$

4. Находим мольные концентрации компонентов в жидкой и паровой фазах по формуле:

- жидкая фаза

$$x' = \frac{\pi - p_w}{p_a - p_w},$$

- паровой фазе

$$y' = \frac{p_a \cdot x'}{\pi}.$$

Находим массовые концентрации компонентов жидкая фаза

$$x = \frac{M_a \cdot x'}{M_a \cdot x' + M_W \cdot (1 - x')},$$

где M_a , M_w – молекулярные массы соответственно для низкокипящего и высококипящего компонента (n – гептан, n – октан)

$$y = \frac{M_a \cdot y'}{M_a \cdot y' + M_W \cdot (1 - y')}$$

6. Находим коэффициент относительной летучести:

$$\alpha = \frac{p_a}{p_w}, \qquad \alpha_2 = \frac{y \cdot (-x)}{x \cdot (-y)}, \qquad \alpha_3 = \frac{y' \cdot (-x')}{x' \cdot (-y')},$$

- 7. Находим все значения для средней температуры ввода сырья.
- 8. Строим график давления насыщенных паров от температуры.



9. Строим изобарные температурные кривые.

Изобарные температурные кривые







11. Построение энтальнийных диаграмм.

Находим энтальпию жидкости состава $x \mathbf{Q}_t$

$$h_{a} = \left(\frac{4.187}{\sqrt{p_{4}^{20}}}\right) \cdot (0.3886 \cdot t_{i} + 0.00045 \cdot t_{i}^{2}),$$

$$h_{w} = \left(\frac{4.187}{\sqrt{p_{4}^{20}}}\right) \cdot (0.3886 \cdot t_{i} + 0.00045 \cdot t_{i}^{2}),$$

$$h_t = h_a \cdot x + h_w (1 - x) \,.$$

Энтальпия для паров состава у \mathbf{Q}_t

Строим энтальпийную диаграмму:





12. Материальный баланс колонны (расчет на 100 кг сырья).

Материальный баланс ректификационной колонны может быть составлен в массовых или мольных единицах, причем соответствующие балансовые уравнения имеют один и тот же вид. При установившемся режиме работы колонны массы всех потоков остаются неизменными (рис. 1.7).

Ниже рассмотрен материальный баланс в массовых единицах. Примем следующие обозначения:

 F, x_F, e, t_F, Q_F — соответственно масса сырья, массовая концентрация НКК, доля отгона, температура и количество тепла при входе сырья в колонну;

 G_F и \mathcal{g}_F , \mathcal{Y}^*F и \mathcal{X}^*F – соответственно масса паровой части сырья и неиспарившейся жидкости, концентрация в них НКК;

D, *y*_{*D*}, *t*_{*D*}, *Q*_{*D*} — соответственно масса, концентрация, температура и количество тепла паров ректификата, уходящего с верха колонны;

W, *x_w*, *t_w*, *Q_w* — соответственно масса, концентрация, температура и количество тепла, отходящего с низа колонны остатка;

 g_D , x'_D , t_D — соответственно масса, концентрация и температура жидкости (орошения, флегмы), стекающей из парциального конденсатора и находящейся в равновесии с парами D;

 $G_{N_p}, y_{N_p}, t_{N_p}$ — соответственно масса, концентрация и температура паров, поднимающихся с верхней тарелки концентрационной части колонны;

g, x, t — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, поступающей в произвольное сечение 1-1 верхней или 3-3 нижней части колонны;

G, y, T — соответственно масса, концентрация и температура паров, поступающей в произвольное сечение 1-1 верхней или 4-4 нижней части колонны;

 g_1, x_1, t_1 — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны;

*G*_{*N*₀}, *y*_{*N*₀}, *t*_{*N*₀} — соответственно масса, концентрация и температура паров, поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны;

 $g_{1'}, x_{1'}, t_{1'}$ — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны;

 G_w, x^*_w, t_w — соответственно масса, концентрация и температура паров, поступающих под нижнюю тарелку отгонной части колонны и находящихся в равновесии с остатком W;

*Q*_{*d*} — тепло, отнимаемое на верху колонны (тепло орошения);

 Q_{e} — тепло, подводимое в низ колонны (тепло кипятильника).



Рис. 9.7. Схема потоков ректификационной колонны, используемая для составления материальных и тепловых балансов: *I* — *IV* - контуры для составления балансов, *I*—*4* - сечения

Материальный баланс будет иметь вид для НКК:

$$Fx_F = D \cdot y_D + (F - D) x_w$$

Таблица 9.1

Компоненты	Сыр	рье F	Ректиф	bukam D	Остаток W		
п - гептан	0,53	53,0	0,97	51,41	0,03	1,59	
п - октан	0,47	47,0	0,03	1,41	0,97	45,59	
Всего	1,00	100,00	1,00	52,82	1,00	47,18	

Определяем относительный отбор ректификата (долю отгона):

$$e = \frac{x_F - x_{t_F}}{y_{t_F} - x_{t_F}}$$

Количество сырья поступающего в колонну в паровой фазе:

$$G_F = e \cdot F$$
.

Количество сырья поступающего в колонну в жидкой фазе:

$$g_F = F - G_F.$$

13. Определяем флегмовое число.

Минимальное флегмовое число:

$$R_{\min} = \frac{\oint_D - y^*}{y^* - x^*} = \frac{\oint_D - y^*_{t_F}}{y_{t_F}^* - x_{t_F}^*},$$

Минимальное количество орошения стекающей с нижней тарелки:

$$g_{1\min} = R_{\min} \cdot D$$

Оптимальное флегмовое число:

$$R_{opt} = 1.35 \cdot R_{min} + 0.35$$

Задаемся коэффициентом избытка флегмы:

$$k = \frac{k_{\text{действ}}}{R_{\text{min}}} = 1,4 \div 1,5,$$

принимаем k=1,4.

Определяем количество жидкости стекающей в секции питания:

$$g_1 = g_{1\min} \cdot 1, 4.$$

Определяем количество паров G_{N_0} поднимающихся в питательную секцию колонны:

$$G_{N_0} = g_f + g_1 - W$$

171

Тогда паровое число:

$$\Pi = \frac{G_{N_0}}{W}$$

Определим действительное флегмовое число:

$$R = \frac{g_1}{D}.$$

14. Графический расчет ЧТТ в колонне.

Τομνμ	Коорд	динаты		
ТОЧКИ	x	у		
<i>m</i> . <i>D</i>	$x = y_D$	$x = y_D$		
m. L	x = 0	$y = \frac{y_D}{1+R}$		
<i>m</i> . <i>W</i>	$x = x_W$	$y = x_W$		
m. C	$x = \frac{x_W + \Pi}{1 + \Pi}$	<i>y</i> = 1		
<i>m</i> . <i>E</i>	$x = \frac{x_F}{1 - e}$	y = 1		
<i>m</i> . <i>G</i>	x = 0	$y = \frac{x_F}{e}$		

Строим диаграмму равновесия фаз (рис. 9.8). Определяем минимальное число тарелок:

$$N_{\min} = \frac{\lg\left(\frac{x_{a_{\partial ucuun}}}{1 - x_{W_{\partial ucuun}}}\right) \cdot \left(\frac{1 - x_{W_{a_{ocmam}}}}{x_{W_{a_{ocmam}}}}\right)}{\lg\sqrt{\frac{\alpha_{t_1}}{\alpha_{t_{16}}}}}$$

Определяем оптимальное число тарелок N_{opt} :

$$N_{opt} = 1.77 \cdot N_{\min} + 0.7$$





Рис. 9.8. Диаграмма равновесия фаз

Определим состав жидкости поступающей на верхнюю тарелку питательной секции колонны:

$$x_{m} = \frac{g_{F} \cdot x_{F}^{*} + g_{1} \cdot x_{1}}{g_{F} + g_{1}}$$

где x_F - принимаем по табличным данным при температуре ввода сырья, но при этом изменяем температуру до тех пор, пока e = 0.5 и составляем уравнения равновесия (берем x_F^* и y_F^*).

Получим:

$$x_m = x_F^* + x_1$$

Определим состав паров идущих на верх колонны из секции питания:

$$y_m = \frac{G_F \cdot y_F^* + G_{N_0} \cdot y_{N_0}}{G_F + G_{N_0}}, \quad y_m = y_F^* + y_{N_0}$$

Определим количество жидкости стекающей на верхнюю колонну y_D :

$$y_D = \frac{G_D}{R_{opt}}$$

где G_D - количество ректификата, принимаемое из материального баланса. 15. Расчет ЧТТ методом от тарелке к тарелке.

x	у
x_D	$x_D = y_D$
$x_1 = \frac{x_D}{\alpha - \alpha - 1 \cdot x_D}$	$y_D = y_1$
$x_2 = x_1$	$y_2 = \frac{R_{opt}}{R_{opt} + 1} \cdot x_2^* + \frac{y_D}{R_{opt} + 1}$
$x_3 = \frac{y_3}{\alpha - \alpha - 1 \cdot y_3}$	$y_3 = y_2$
$x_4 = x_3$	$y_{4} = \frac{R_{opt}}{R_{opt} + 1} \cdot x_{4}^{*} + \frac{y_{D}}{R_{opt} + 1}$
.:	.:

Расчет ведется до состава X_m и Y_m , при доле отгона e = 0.516. Расчет ЧТТ в отгонной части колонны.

X	у
$x_1 = x_W$	$y_1 = x = x_W$
$x_2 = x_W$	$y_2 = \frac{\alpha \cdot x}{\alpha \cdot x - 1 - x}$
$x_3 = \frac{\Pi \cdot y_3 + x_W}{1 + \Pi}$	$y_{3} = y_{2}$
$x_4 = x_3$	$y_4 = \frac{\alpha \cdot x_3}{\alpha \cdot x_3 - 1 - x_3}$
.:	.:

Расчет ведется до состава X_m и Y_m , при доле отгона e = 0.5Строим ЧТТ на кривой равновесия фаз. 16. Тепловой баланс.

Приходные статьи

	кг/час	t	М	$ ho_{15}^{15}$	h_t	H_{t}	<i>Q,ккал/ч</i>
Сырье	F	t ввода сырья (F)	-	-	-	_	$Q_{nap} + Q_{xud}$

	кг/час	t	М	$ ho_{15}^{15}$	h_{t}	H_{t}	Q,ккал/ч
Пар	$F \cdot e$	t ввода сырья (F)	*	$\frac{1.03 \cdot M}{44.29 + M}$	-	**	$F_a \cdot e \cdot H_t$

_{где} *
$$y_F' \cdot M_a + 1 + y_F' \cdot M_W$$
,
** 50.2 + 0.109 $\cdot t_F + 0.00014 \cdot t_F^2 \cdot 4 - \rho_{15}^{15} - 73.8$

Жидкость	кг/час	t	М	$ ho_{15}^{15}$	h_t	H_{t}	Q,ккал/ч
жиокосто	$F \cdot 1 - e$	t_F	*	$\frac{1.03 \cdot M}{44.29 + M}$	**	-	$F_a \cdot 1 - e \cdot h_t$

$$r_{\rm T} = * t_F \cdot M_a + 1 + t_F \cdot M_{W},$$

** -
$$\frac{0.403 \cdot t_F + 0.000405 \cdot t_F^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}$$

Пар	кг/час	t	М	$ ho_{15}^{15}$	h_t	H_{t}	<i>Q,ккал/ч</i>
из ре- бой- лера	$\frac{Q}{H_t - h_t}$	$t_* = t_{ocm}$	*	$\frac{1.03 \cdot M}{44.29 + M}$	**	* * *	$Q_{\partial u c u} + Q_{o c m} + Q_{r.op} - Q_{c ы p b я}$

_{где} * _ 0,12 · M_a + 1-0,12 · M_W ,

**
$$\frac{0.403 \cdot t_* + 0.000405 \cdot t_*^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}$$

*** _ 50.2+0.109 · t_* + 0.00014 · t_*^2 · 4 - ρ_{15}^{15} - 73.8

Расходные статьи:

Π	кг/час	t	М	$ ho_{15}^{15}$	h_{t}	H_{t}	Q,ккал/ч
Дисти- лят	$\frac{F \cdot y_F - y_W}{y_D - y_W}$	t _D	*	$\frac{1.03 \cdot M}{44.29 + M}$	-	**	$F_D \cdot H_t$

где * - $y_D \cdot M_a + x_D \cdot M_W$,

** _ 50.2 + 0.109 ·
$$t_D$$
 + 0.00014 · t_D^2 · 4 - ρ_{15}^{15} - 73.8

Остаток	кг/час	t	М	$ ho_{ m 15}^{ m 15}$	h_{t}	H_t	<i>Q,ккал/ч</i>
Oemamok	$F - F_D$	t_W	*	$\frac{1.03 \cdot M}{44.29 + M}$	**	-	$F_{_W}\cdot h_{_t}$

где * - $y_W \cdot M_a + x_W \cdot M_W$,

** _
$$\frac{0.403 \cdot t_W + 0.000405 \cdot t_W^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}$$

Горячее	кг/час	t	М	$ ho_{15}^{15}$	h_t	H_{t}	Q,ккал/ч
орошение	$R \cdot F_D$	t _D	*	$\frac{1.03 \cdot M}{44.29 + M}$	**	***	$F_{rop.opout} \cdot H_t - h_t$

_{где} * _ 0,95 · M_a + 0,05 · M_W ,

$$\begin{array}{c} 0.403 \cdot t + 0.000405 \cdot t^{2} \\ * * & - & \sqrt{\rho_{15}^{15}} \\ * * * & - & 50.2 + 0.109 \cdot t + 0.00014 \cdot t^{2} & \cdot & 4 - \rho_{15}^{15} & -73.8 \end{array}$$

17. Определение основных конструктивных размеров колонны **Потоки:**

$$G_{1}:$$

$$G_{1} = F_{D} + F_{zop.opou.,}$$

$$M_{cp} = 0, 3 \cdot M_{D} + 0, 7 \cdot M_{zop.opou.,}$$

$$t = t_{W,}$$

$$V = \frac{22, 4 \cdot G_{1} \cdot 273 + t \cdot 760}{3600 \cdot M \cdot 273 \cdot \pi}, \text{ M}^{3/\text{cek}},$$

$$\rho_{4_{nap}}^{20} =; \qquad \rho_{4_{\mathcal{H}}}^{20} =; \qquad w_{D} =; \qquad D_{k} =.$$

$$G_{cep}$$
:

$$G_{cep} = G_{nap} + G_{nap \, u3 \, peбoйлеpa}$$
,

 $M_{cp} = 0,115 \cdot M_{nap} + 1 - 0,115 \cdot M_{nap u3 peбойлера},$

$$t = t_{cep.кoл.},$$

$$V = \frac{22, 4 \cdot G_1 \cdot 273 + t \cdot 760}{3600 \cdot M \cdot 273 \cdot \pi}, \text{ }_{\text{, }\text{M}^3/\text{cek},}$$

$$g_{40}$$
 :

$$g_{40} = G_{nap \, us \, pe eta o ar{u} nap \, us \, pe eta o eta o$$

 $M_{cp} = 0,745 \cdot M_{D} + 1 - 0,745 \cdot M_{cop.opou.}$

$$t = t_{\text{rop.opoul.}},$$

$$V = \frac{22, 4 \cdot G_1 \cdot 273 + t \cdot 760}{3600 \cdot M \cdot 273 \cdot \pi}, \text{ M}^{3/\text{cek}},$$

$$\rho_{4_{nap}}^{20} = \frac{g_{40}}{3600 \cdot V};$$

$$\begin{split} \rho_{4_{\mathcal{K}}}^{20} = & \left(\rho_{15_{ocm}}^{15} - 5 \cdot 10^{-3} - \begin{pmatrix} 0,001828 - 0,00132 \cdot \\ \rho_{15_{ocm}}^{15} - 5 \cdot 10^{-3} \cdot t - 20 \end{pmatrix} \cdot 10^{3} \right) \\ &, w_{D} = 0.85 \cdot 10^{-4} \cdot c \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\mathcal{K}} - \rho_{n}}{\rho}}_{M/c, rge} \\ &c = 700 \div 850 ; \\ &D_{k} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3.14 \cdot w_{D}}} \end{split}$$

9.2.1. РАСЧЕТ НАСАДОЧНОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Расчет ректификационной колонны сводится к определению ее основных геометрических размеров – диаметра и высоты. Оба параметра в значительной мере определяются гидродинамическим режимом работы колонны, который, в свою очередь, зависит, от скоростей и физических свойств фаз, а также от типа и размеров насадок.

При выборе типа насадок для массообменных аппаратов руководствуются рядом соображений [2]; там же приведены основные характеристики различных насадок). При проведении процессов вакуумной ректификации с целью снижения гидравлического сопротивления выбирают специальные виды насадок, обладающих большим свободным объемом. Наиболее правильно выбор оптимального типа и размера насадки может быть осуществлен на основе технико-экономического анализа общих затрат на разделение в конкретном технологическом процессе.

Ориентировочный выбор размера насадочных тел можно осуществить исходя из следующих соображений. Чем больше размер элемента насадки, тем больше ее сводный объем (живое сечение) и, следовательно, выше производительность. Однако вследствие меньшей удельной поверхности эффективность крупных насадок несколько ниже. Поэтому насадку большого размера применяют, когда требуются высокая производительность и сравнительно невысокая степень чистоты продуктов разделения.

В ректификационных колоннах, работающих при атмосферном давлении, для разделения агрессивных жидкостей, а также в тех случаях, когда не требуется частая чистка аппарата, обычно применяют керамические кольца Рашига. Для данного случая примем насадку из керамических колец Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ мм. Удельная поверхность насадки $a = 87,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободный объем $a = 0,785 \text{ м}^3/\text{м}^3$, насыпная плотность 530 кг/м³.

Насадочные колонны могут работать в различных гидродинамических режимах [1]: пленочном, подвисания и эмульгирования. В колоннах большой производительности с крупной насадкой осуществление процесса в режиме эмульгирования приводит к резкому уменьшению эффективности разделения, что объясняется существенным возрастанием обратного перемешивания жидкости и значительной неравномерностью скорости паров по сечению аппарата. Ведение процесса в режиме подвисания затруднено, вследствие узкого интервала изменения скоростей пара, в котором этот режим существует. Поэтому выберем пленочный режим работы колонны.

Для определения скоростей потоков необходимо определить нагрузки по пару и жидкости.

Материальный баланс колонны и рабочее флегмовое число

Производительность колонны по дистилляту *P* и кубовому остатку W определим из уравнений материального баланса колонны:

$$F = P + W; \quad F\overline{x_F} = P\overline{x_p} + W\overline{x_w}.$$
 (9.17)

Отсюда находим:

$$W = \frac{F\left(\overline{x_p} - \overline{x_F}\right)}{\overline{x_p} - \overline{x_W}} = \frac{5\left(0.98 - 0.35\right)}{0.98 - 0.017} = 3.27 \text{ kr/c}.$$

Нагрузки ректификационной колонны по пару и жидкости определяются рабочим флегмовым числом R; его оптимальное значение $R_{\text{опт}}$ можно найти путем технико-экономического расчета. Ввиду отсутствия надежной методики оценки $R_{\text{опт}}$ используя приближенные вычисления, основанные на определении коэффициента избытка флегмы (орошения) $\beta = R/R_{\text{min}}$. Здесь R_{min} – минимальное флегмовое число:

$$R_{\min} = \left(\left(y - y^*_F \right) \right) \left(\left(y^*_F - x_F \right) \right)$$
(9.18)

где x_F и x_P — мольные доли легколетучего компонента соответственно в исходной смеси и дистилляте, кмоль/кмоль смеси; y^*_F — концентрация легколетучего компонента паре, находящемся в равновесии с исходной смесью, кмоль/кмоль смеси.

Обычно коэффициент избытка флегмы, при котором достигается оптимальное флегмовое число, не превышает 1,3 [2]. Один из возможных приближенных методов расчета *R* заключается в нахождении такого флег-
мового числа, которому соответствую минимальное произведение N(R + 1), пропорциональное объему ректификационной колонны (N – число ступеней изменения концентраций или теоретических тарелок, определяющее высоту колонны, а R + 1 – расход паров и, следовательно, сечение колонны).

Определим *R* по этой рекомендации. Пересчитаем составы фаз из массовых долей в мольные по соотношению

$$x_F = \frac{\overline{x_F} / M_E}{\overline{x_F} / M_E + \left(-\overline{x_F} \right) M_T}, \qquad (9.19)$$

где M_E и M_T – молекулярные массы соответственно бензола и толуола, кг/кмоль. Получим:

$$x_F = \frac{0,35/78}{0,35/78 + (-0,35)92} = 0,388$$
 кмоль/кмоль смеси-

Аналогично найдем: *x*_P = 0,983; *x*_W = 0,02 кмоль/кмоль смеси. Тогда минимальное флегмовое число равно:

$$R_{\min} = (0.983 - 0.61)/(0.61 - 0.388) = 1.68.$$

Задавшись различными значениями коэффициентов избытка флегмы β , опрелим соответствующие флегмовые числа. Графическим построением ступеней .изменения концентраций между равновесной и рабочими линиями на диаграмме состав пара y – состав жидкости – x (рис. 9.7, a) находим N [1]. Рановесные данные для различных систем приведены в справочнике [4]. Результаты расчетов рабочего флегмового числа представлены на рис. 9.7 и приведены ниже:

β	1,05	1,35	1,75	2,35	3,30	6,25
R	1,76	2,27	2,94	3,95	5,55	8,82
Ν	23,0	17,0	14,5	12,5	11.5	10,0
N(R+1)	63,5	55,6	57,1	61,9	75,3	98,2



Рис. 9.7. Диаграммы равновесия между паром и жидкостью при постоянном давлении: *a* – в координатах *y-х* (состав пара–состав жидкости); здесь же показано графическое определение числа ступеней изменения концентраций при различных флегмовых числах; *б* – в координатах *t-х*, *y* (температура–состав пара и жидкости)

Минимальное произведение N(R + 1) соответствует флегмовому числу R = 2,1. При этом коэффициент избытка флегмы P = 2,1/1,68 = 1,25. На рис. 1.8 изображены рабочие линии и ступени изменения концентраций для верхней (укрепляющей) и нижней (исчерпывающей) частей колонны в соответствии с найденным значением R. Средние массовые расходы (нагрузки) по жидкости, для верхней и нижней частей колонны определяют из соотношений:

$$L_B = PRM_B / M_P; \qquad (9.20)$$

$$L_H = PRM_H / M_P + FM_H / M_F \tag{9.21}$$

где M_P и M_F — мольные массы дистиллята и исходной смеси; M_B и M_H — средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны.

Мольную массу дистиллята в данном случае можно принять равной мольной массе легколетучего компонента – бензола.



Рис. 9.8. Определение рабочего флегмового числа

Средние мольные массы жидкости в верхней и нижней частях колонны соответственно равны:

$$M_{\rm B} = M_{\rm 6} x_{\rm cp.B} + M_{\rm T} (1 - x_{\rm cp.B});$$

$$M_{\rm H} = M_{\rm 6} x_{\rm cp.H} + M_{\rm T} (1 - x_{\rm cp.H})$$
(9.22)

где M_{5} и M_{T} — мольные массы бензола и толуола; $x_{cp.B}$ и $x_{cp.H}$ – средний мольный состав жидкости соответственно в верхней и нижней частях колонны:

$$x_{\text{ср.в}} = (x_P + x_F)/2 = (0,983 + 0,388)/2 = 0,686$$
 кмоль/кмоль смеси;

 $x_{\text{ср.н}} = (x_W + x_F)/2 = (0.02 + 0.388)/2 = 0.204$ кмоль/кмоль смеси.



Рис. 9.9. Изображение рабочих линий в диаграмме *у-х* при действительном флегмовом числе

Тогда

$$M_{\rm b} = 78 \cdot 0,686 + 92(1 - 0,686) = 82,4$$
 кг/кмоль;

$$M_{\rm H} = 78.0,204 + 92(1 - 0,204) = 89,1$$
 кг/кмоль.

Мольная масса исходной смеси

$$M_F = 78 \cdot 0.388 + 92(1 - 0.388) = 86.6$$
 кг/кмоль.

Подставим рассчитанные величины в уравнения (9.20) и (9.21), получим:

$$L_{\rm B} = 1,73 \cdot 2,1 \cdot 82,4/78 = 3,84 \, {\rm kg/c};$$

$$L_{\rm H} = 1,73 \cdot 2,1 \cdot 89,1/78 + 5,0 \cdot 89,1/86,6 = 9,29 \text{ KG/c}.$$

Средние массовые потоки пара в верхней G_в и нижней G_н частях колонны соответственно равны:

$$G_{\rm B} = P(R+1) M'_{\rm B}/M_P; G_{\rm H} = P(R+1) M'_{\rm H}/M_P.$$
(9.23)

Здесь $M'_{\rm B}$ и $M'_{\rm H}$ – средние мольные массы паров в верхней и нижней частях колонны:

$$M'_{\rm B} = M_{\rm b} \cdot y_{\rm cp,B} + M_{\rm T}(1 - y_{\rm cp,B}); M'_{\rm H} = M_{\rm b} \cdot y_{\rm cp,H} + M_{\rm T}(1 - y_{\rm cp,H}) \qquad (9.24)$$

где $y_{cp,B} = (y_P + y_F)/2 = (0.983 + 0.58)/2 = 0.78$ кмоль/кмоль смеси; $y_{\text{ср.н}} = (y_F + y_W)/2 = (0.58 + 0.02)/2 = 0.3$ кмоль/кмоль смеси. Тогла

$$M'_{\rm B} = 78 \cdot 0,78 + 92(1-0,78) = 81,1$$
 кг/кмоль;

$$M'_{\rm H} = 78 \cdot 0.3 + 92(1 - 0.3) = 87.8$$
 кг/кмоль.

Подставив численные значения в уравнение (1.23) получим:

$$G_{\rm B} = 1,73(2,1+1)81,1/78 = 5,58 \text{ km/c};$$

$$G_{\rm H} = 1,73(2,1+1) 87,8/78 = 6,04 \, {\rm kg/c}.$$

Скорость пара и диаметр колонны.

Выбор рабочей скорости паров обусловлен многими факторами и обычно осуществляется путем технико-экономического расчета для каждого конкретного процесса. Для ректификационных колонн, работающих в пленочном режиме при атмосферном давлении, рабочую скорость можно принять на 20-30 % ниже скорости захлебывания [5]. Предельную фиктивную скорость пара ω_п при которой происходит захлебывание насадочных колонн, определяют по уравнению [6]:

$$\frac{\omega_{\pi}^{2} a \rho_{y} \mu_{x}^{0,16}}{g \varepsilon^{3} \rho_{x}} = 1,2 \exp\left[-4 \left(\frac{L}{G}\right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{y}}{\rho_{x}}\right)^{0,125}\right],$$
(9.25)

где ρ_x , ρ_y – средние плотности жидкости и пара, кг/м³; μ_x – в мПа·с.

Поскольку отношения *L/G* и физические свойства фаз в верхней и нижней частях колонны различны, определим скорости захлебывания для каждой части отдельно.

Найдем плотности жидкости ρ_{xB} и ρ_{xH} пара ρ_{yB} и ρ_{yH} в верхней и нижней частях колонны при средних температурах в них t_B и t_H . Средние температуры паров определим по диаграмме *t*-*x*, *y* (см. рис. 9.7, б) по средним составам фаз: t_{BB} = 89°C; t_H = 102 °C.

Тогда

$$\rho_{yB} = \frac{M_{B}}{22,4} \cdot \frac{T_{0}}{T_{0} + t_{B}}; \ \rho_{yH} = \frac{M_{H}}{22,4} \cdot \frac{T_{0}}{T_{0} + t_{H}}.$$
(9.26)

Отсюда получим:

$$ρvb = 2,73 \, \text{kg/m}^3; ρvh = 2,85 \, \text{kg/m}^3; T_0 = 273K.$$

Плотность физических смесей жидкостей подчиняется закону аддитивности:

$$\rho_{\rm cm} = \rho_1 + \rho_2 \left(-x_{\rm ob} \right)^2$$

где *x*_{об} – объемная доля компонента в смеси.

В рассматриваемом примере плотности жидких бензола и толуола близки [7].

Поэтому можно принять $\rho_{xB} = \rho_{xH} = \rho_x = 796 \text{ кг/m}^3$.

Вязкость жидких смесей (л.с находим по уравнению [8]:

$$\lg \mu_x = x_{\rm cp} \lg \mu_{x\rm B} + (1 - x_{\rm cp}) g \mu_{x\rm T}, \qquad (9.27)$$

где μ_{xB}, μ_{xT} – вязкости жидких бензола и толуола при температуре смеси [7].

Тогда вязкость жидкости в верхней и нижней частях колонны равна:

$$lg\mu_{xB} = 0,686 lg0,297 + (-0,686]g0,301;$$

$$lg\mu_{xH} = 0,204 lg0,261 + (-0,204]g0,271$$

откуда $\mu_{xB} = 0,298 \text{ мПа} \cdot c; \quad \mu_{xT} = 0,269 \text{ мПа} \cdot c.$

Предельная скорость паров в верхней части колонны $\omega_{п B}$:

$$\frac{\omega_{\Pi B}^{2} 87,5 \cdot 2,73 \cdot 0,298^{0,16}}{9,80,785^{3}796} = 1,2 \exp\left[-4\left(\frac{3,84}{5,58}\right)^{0,25} \left(\frac{2,73}{796}\right)^{0,125}\right],$$

откуда $\omega_{\text{п в}} = 1,96$ м/с.

$$\frac{\omega_{\pi H}^2 87,5 \cdot 2,85 \cdot 0,269^{0,16}}{9,80,785^3 796} = 1,2 \exp\left[-4 \left(\frac{9,29}{6,04}\right)^{0,25} \left(\frac{2,85}{796}\right)^{0,125}\right],$$

Предельная скорость паров в нижней части колонны $\omega_{n \, \text{H}}$: откуда $\omega_{n \, \text{H}} = 1,59$ м/с.

Примем рабочую скорость ω на 30 % ниже предельной:

$$\omega_{\rm B} = 0,7.1,96 = 1,37 \text{ M/c}; \omega_{\rm H} = 0,7.1,59 = 1,11 \text{ M/c}.$$

Диаметр ректификационной колонны .определим из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{4G/(\mathbf{f}\omega\,\boldsymbol{\rho})}.\tag{9.28}$$

Отсюда диаметры верхней и нижней части колонны равны соответственно:

$$d_{\rm B}$$
= 1,38 m; $d_{\rm H}$ = 1,56 m.

Рационально принять стандартный диаметр обечайки d = 1,6 м [2] одинаковым для обеих частей колонны. При этом действительные рабочие скорости паров в колонне равны:

$$\omega_{\rm B} = 1,37(1,38/1,6)^2 = 1,02 \text{ M/c}; \ \omega_{\rm H} = 1,11(1,56/1,6)^2 = 1,06 \text{ M/c},$$

что составляет соответственно 52 и 66 % от предельных скоростей.

Высота насадки

Высоту насадки *Н* рассчитывают но модифицированному уравнению массопередачи [1]:

$$H = n_{\rm oy} \cdot \mathbf{h}_{\rm oy} \tag{9.29}$$

где n_{oy} – общее число единиц переноса по паровой фазе; h_{oy} – общая высота единицы переноса, м.

Обще число единиц переноса вычисляют по уравнению

$$n_{oy} = \int_{y_W}^{y_P} dy / \P^* - y].$$
 (9.30)

Обычно этот интеграл определяют численными методами. Решим его методом графического интегрирования:

$$\int_{y_W}^{y_P} dy / \mathbf{q}^* - y = SM_x M_y$$
(9.31)

где S – площадь, ограниченная кривой, ординатами y_W и y_P и осью абсцисс (рис. 9.10); M_x , M_y –масштабы осей координат.



Рис. 9.10. Графическое определение общего числа единиц переноса в паровой фазе для верхней (укрепляющей) части колонны в интервале изменения состава пара от *y_F* до *y_P* и для нижней исчерпывающей – в интервале от *y_W* до *y_F*

Данные для графического изображения функции $1/(y^* - y) = f(y)$ приведены ниже:

Y	<i>y*</i> – <i>y</i>	$1/(y^* - y)$	У	$y^* - y$	$1/(y^* - y)$
0,020	0,030	33,3	0,660	0,060	16,7
0,060	0,055	18,2	0,720	0,070	14,3
0,135	0,075	13,3	0,790	0,065	15,4
0,290	0,085	11,8	0,860	0,057	17,5
0,445	0,065	15,4	0,928	0,045	22,2
0,580	0,030	33,3	0,983	0.010	100,0

По рис. 1.10 находим общее число единиц переноса в верхней n_{oyb} и нижней n_{oyh} частях колонны:

$$n_{oyB} = \int_{y_F}^{y_P} dy / (f^* - y) = 8,37; \quad n_{oyH} = \int_{y_W}^{y_F} dy / (f^* - y) = 8,75.$$
(9.32)

Общую высоту единиц переноса h_{oy} определим по уравнению аддитивности:

$$h_{oy} = h_y + mGh_x/L, \tag{9.33}$$

где h_x и h_y – частные высоты единиц переноса соответственно в жидкой и паровой фазах; m – средний коэффициент распределения в условиях равновесия для соответствующей части колонны.

Отношение нагрузок по пару и жидкости G/L, кмоль/кмоль, равно:

- для верхней части колонны

$$G/L = (R + 1)/R;$$

– для нижней части колонны

где

$$f = FM_P/(PM_F). \tag{9.34}$$

Подставив численные значения, получим:

$$F = 5.78/(1,73.86,6) = 2,6.$$

На основании анализа известных уравнений и проведенных по ним сопоставительных расчетов для определения h_x и h_y рекомендуем зависимости [9], результаты вычислений по которым хорошо согласуются с данными, полученными на практике для колонн диаметром до 800 мм.

$$h_x = 0.258\Phi c \Pr_x^{0.5} Z^{0.15}, \qquad (9.35)$$

где *с* и Φ – коэффициенты, определяемые по рис. 1.11, *а* и *б*; $Pr_x = \mu_x/(\rho_x D_x)$ – критерий Прандтля для жидкости; *Z* – высота слоя насадки одной секции, которая из условия прочности опорной решетки и нижних слоев насадки, а также из условия равномерности распределения жидкости по насадке не должна превышать 3 м.





a – зависимость коэффициентов с и ψ от отношения рабочей скорости пара к предельной ω/ω_n ; δ – зависимость коэффициента Φ от массовой плотности орошения L; 1-3 – для керамических колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ (1), $35 \times 35 \times 4$ (2) и $50 \times 50 \times 5$ (3)

Высота единицы переноса в паровой фазе

$$h_{y} = 0,0715 \psi \operatorname{Pr}_{y}^{0.5} d^{1.24} Z^{0.33} / \mathbf{4}_{S} f_{1} f_{2} f_{3} \overset{\diamond}{\searrow}^{6}, \qquad (9.36)$$

где ψ – коэффициент, определяемый по рис. 1.11, *a*; $Pr_y = \mu_y/(\rho_y D_y)$ – критерий Прандтля для пара; $L_S = L/(0,785d^2)$ – массовая плотность орошения, кг/(м²c); *d* – диаметр колонны, м; $f_1 = \mu_x^{0,16} \, (\mathbf{x}_x - \mathbf{B} \, \mathbf{M} \, \Pi \mathbf{a} \cdot \mathbf{c}); f_2 = (000/\rho_x)^{\frac{1}{2};}; f_3 = (2,8 \cdot 10^{-3})^{\frac{1}{2},8} / \sigma.$

Для колонн диаметром более 800 мм рекомендуем рассчитывать h_y по уравнению (9.36) с показателем степени у величины d, равным 1,0 вместо 1,24.

Для расчета h_x и h_y необходимо определить вязкость паров и коэффициенты диффузии в жидкой D_x и паровой D_y фазах. Вязкость паров, для верхней части колонны

$$\mu_{y_{B}} = \frac{M_{B}}{y_{B}M_{6}/\mu_{y_{0}} + \langle -y_{B} M_{T}/\mu_{y_{T}}}$$
(9.37)

где $\mu_{y_{0}}$ и $\mu_{y_{T}}$ – вязкость паров бензола и толуола при средней температуре верхней части колонны, мПа-с; y_{B} – средняя концентрация паров: $y_{B} = (y_{P} + y_{F})/2$. Подставив, получим:

$$y_{\rm B} = (0,983 + 0,58)/2 = 0,78;$$

Аналогичным расчетом для нижней части колонны находим $\mu_{y_{H}} = 0,0092 \text{ м}\Pi a \text{ с. } Вязкости паров <math>\mu_{y_{B}} u \mu_{y_{H}}$ близки, поэтому можно принять среднюю вязкость паров в колонне $\mu_{y} = 0,00915 \text{ м}\Pi a$ -с.

Коэффициент диффузии в жидкости при средней температуре t (в °С) равен:

$$D_x = D_{x20}[1 + b(t - 20)]. \tag{9.38}$$

Коэффициенты диффузии в жидкости D_{x20} при 20 °C можно вычислить по приближенной формуле [8]:

$$D_{x20} = \frac{10^{-6} \sqrt{1/M_{6} + 1/M_{T}}}{AB \sqrt{\mu_{x}} \left(\xi_{6}^{1/3} + v_{T}^{1/3} \right)^{2}}$$
(9.39)

где A, B – коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя; $v_{\rm B}$, $v_{\rm T}$ – мольные объемы компонентов в жидком состоянии при температуре кипения, см³/моль; μ_x —вязкость жидкости при 20 °C, мПа с.

Тогда коэффициент диффузии в жидкости для верхней части колонны при 20 °C равен:

$$D_{x20} = \frac{10^{-6} \sqrt{1/78 + 1/92}}{1 \cdot 1 \cdot \sqrt{0,63} \left(6^{1/3} + 118, 2^{1/3} \right)^2} = 2,28 \cdot 10^{-9} \,\mathrm{m}^2/\mathrm{c} \cdot 10^{-9} \,\mathrm{m}^2/\mathrm{c$$

Температурный коэффициент *b* определяют по формуле

$$b = 0.2\sqrt{\mu_x} / \sqrt[3]{\rho_x}$$
 (9.40)

189

где μ_x , и ρ_x принимают при температуре 20 °С. Тогда

$$b = 0.2\sqrt{0.63}/\sqrt[3]{796} = 0.017$$
.

Отсюда

$$D_{xB} = 2,28 \cdot 10^{-9} [1 + 0,017(89 - 20)] = 4,6 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{c}.$$

Аналогично для нижней части колонны находим:

$$D_{xH} = 5,11 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{c}.$$

Коэффициент диффузии в паровой фазе может быть вычислен по уравнению

$$D_{yB} = \frac{4,22 \cdot 10^{-2} T^{3/2} \sqrt{1/M_{6} + 1/M_{T}}}{P \left(\int_{0}^{1/3} + v_{T}^{1/3} \right)^{2}}, \qquad (9.41)$$

где T – средняя температура в соответствующей части колонны, К; P – абсолютно давление в колонне, Па.

Тогда для верхней части колонны

$$D_{yB} = \frac{4,22 \cdot 10^{-2} \, (73 + 89)^{3/2} \sqrt{1/78 + 1/92}}{10^5 \, (6^{1/3} + 118, 2^{1/3})^3} = 5,06 \cdot 10^{-6} \, \text{m}^2/\text{c} \cdot 10^{-6} \, \text{m}^2/\text{c$$

Аналогично для нижней части колонны получим:

$$D_{\rm vH} = 5,39 \cdot 10^{-6} \,\mathrm{m^2/c}$$
.

Таким образом, для верхней части колонны

$$h_{xB} = 0,258 \cdot 0,068 \cdot 0,92(0,298 \cdot 10^{-3}/(796 \cdot 4,6 \cdot 10^{-9}))^{0.5}3^{0.15} = 0,173 \text{ M}$$

$$h_{y_{B}} = \{0,0175 \cdot 205[0,0091 \cdot 10^{-3}/(2,73 \cdot 5,06 \cdot 10^{-6})]^{0.5} \cdot 1,6 \cdot 3^{0,33}\}/$$

/{[3,84 \cdot 0,298^{0,16}/(0,785 \cdot 1,6^{2})] \cdot (1000/796)^{1,25} \cdot [72,8 \cdot 10^{-3}/(20 \cdot 10^{-3})]^{0,8}\}^{0,6} = 2,27 \text{ M}.

Для нижней части колонны аналогично

$$h_{\rm XH} = 0,162$$
 m; $h_{\rm YH} = 1,29$ m.

По уравнению (5.33) находим общую высоту единицы переноса для верхней и нижней частей колонны:

$$h_{oyb} = 2,27 + 0,625(2,1 + 1)0,173/2,1 = 2,43$$
 м;
 $h_{oyh} = 1,29 + 1,51(2,1 + 1)0,162/(2,1 + 2,6) = 1,45$ м.

Значения m = 0,625 для верхней части колонны и m = 1,51 - для нижней определены арифметическим усреднением локальных значений *m* в интервалах изменения составов жидкости соответственно от x_F до x_P и от x_W до x_F .

Высота насадки в верхней и нижней частях колонны равна соответственно:

$$H_{\rm B} = 2,43.8,37 = 20,3 \text{ M}; H_{\rm H} = 1,45.8,75 = 12,7 \text{ M}.$$

Общая высота насадки в колонне

С учетом того, что высота слоя насадки в одной секции Z = 3 м, общее число секций в колонне составляет 11 (7 секций в верхней части и 4 – в нижней). Общую высоту ректификационной колонны определяют по уравнению

$$H_{\rm K} = Zn + (n-1)/h_P + Z_{\rm B} + Z_{\rm H}, \qquad (9.42)$$

где Z – высота насадки в одной секции, м; n – число секций; h_P – высота промежутков между секциями насадки, в которых устанавливают распределители жидкости, м; $Z_{\rm B}$ и $Z_{\rm H}$ – соответственно высота сепарационного пространства над насадкой и расстояние между днищем колонны и насадкой, м.

Значения Z_в и Z_н выбирают в соответствии с рекомендациями [10]:

Диаметр колонны, мм	$Z_{\rm b}$, MM	$Z_{\rm h}$, mm
400–1000	600	1500
1200–2200	1000	2000
2400 и более	1400	2500
~ -		

Общая высота колонны

$$H_{\rm K} = 3,11 + 10.0,5 + 1,0 + 2,0 = 41$$
 M

В каталоге [10] приведены конструкции и геометрические размеры тарелок для распределения жидкости, подаваемой на орошение колонны, и устройств для перераспределения жидкости между слоями насадки.

Гидравлическое сопротивление насадки

Гидравлическое сопротивление насадки ΔP находят по уравнению

$$\Delta P = 10^{169\mathrm{U}} \,\Delta \mathrm{P_c}$$

Гидравлическое сопротивление сухой неорошаемой насадки ΔP_{c} рассчитывают по уравнению [1]:

$$\Delta P_{\rm c} = \lambda \frac{H}{d_{\rm s}} \cdot \frac{\omega^2 \rho_y}{2\varepsilon^2}$$
(9.43)

191

где λ – коэффициент сопротивления сухой насадки, зависящий от режима движения газа в насадке.

Критерий Рейнольдса для газа в верхней и нижней частях колонны соответственно равен:

$$\operatorname{Re}_{y_{B}} = \frac{\omega_{B} d_{3} \rho_{y_{B}}}{\epsilon \mu_{y_{B}}} = \frac{1,02 \cdot 0,035 \cdot 2,73}{0,785 \cdot 0,0091 \cdot 10^{-3}} = 14000;$$

$$\operatorname{Re}_{yH} = \frac{\omega_{H}d_{_{3}}\rho_{yH}}{\epsilon\mu_{yH}} = \frac{1,06 \cdot 0,035 \cdot 2,85}{0,785 \cdot 0,0092 \cdot 10^{-3}} = 15100 \cdot$$

Следовательно, режим движения турбулентный.

Для турбулентного режима коэффициент сопротивления сухой насадки в виде беспорядочно засыпанных колец Рашига находят по уравнению

$$\lambda = 16 / \operatorname{Re}_y^{0,2}.$$

Для верхней и нижней частей колонны соответственно получим:

$$\lambda_{\rm B} = 16/14000^{0,2} = 2,36; \quad \lambda_{\rm H} = 16/15100^{0,2} = 2,34$$

Коэффициенты сопротивления для других режимов и различных типов насадок приведены в [2].

Гидравлическое сопротивление сухой насадки в верхней и нижней частях колонны равно:

$$\Delta P_{\rm c \, B} = 3180 \,\, \Pi a; \,\, \Delta P_{\rm c \, H} = 2030 \,\, \Pi a$$

Плотность орошения в верхней и нижней частях колонны определим по формулам:

$$U_{\rm B} = L_{\rm B} / \langle \!\!\! \, \mathbf{0}_{\rm X} 0,785d^2 \rangle ; \quad U_{\rm H} = L_{\rm H} / \langle \!\!\! \, \mathbf{0}_{\rm X} 0,785d^2 \rangle ; \qquad (9.44)$$

Подставив численные значения, получим:

$$U_{\rm B} = 3,84/(96 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2) = 0,0024 \,\mathrm{m}^3/(4^2 \mathrm{c}^2);$$
$$U_{\rm H} = 8,98/(96 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2) = 0,0056 \,\mathrm{m}^3/(4^2 \mathrm{c}^2).$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в верхней и нижней частях колонны.

$$\Delta P_{\rm B} = 10^{169.0,0024} 3180 = 7550 \,\,\mathrm{\Pi a}; \,\Delta P_{\rm H} = 10^{169.0,0056} 2030 = 18000 \,\,\mathrm{\Pi a}.$$

Общее гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в колонне:

$$\Delta P = \Delta P_{\rm B} + \Delta P_{\rm H} = 7550 + 18000 = 25550 \,\, \Pi a.$$

Гидравлическое сопротивление насадки составляет основную долю, общего сопротивления ректификационной колонны. Общее же сопротивление колонны складывается из сопротивлений орошаемой насадки, опорных решеток, соединительных паропроводов от кипятильника к колонне и от колонны к дефлегматору. Общее гидравлическое сопротивление ректификационной колонны обусловливает давление и, следовательно, температуру кипения жидкости в испарителе. При ректификации под вакуумом гидравлическое сопротивление может существенно отразиться также на относительной летучести компонентов смеси, т. е. изменить положение линии равновесия.

Приведенный расчет выполнен без учета влияния на основные размеры ректификационной колонны ряда явлений (таких как неравномерность распределения жидкости при орошении, обратное перемешивание, тепловые эффекты и др.), что иногда может внести в расчет существенные ошибки. Оценить влияние каждого из них Можно, пользуясь рекомендациями, приведенными в литературе [2, 8, 11, 12]. Последовательность приведенного расчета рекомендуется сохранить и для колонн с насадками других типов. Расчетные зависимости для определения предельных нагрузок по фазам, коэффициентов массоотдачи и гидравлического сопротивления насадок достаточно полно представлены в литературе [1, 2, 11].

9.2.2. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Большое разнообразие тарельчатых контактных устройств затрудняет выбор оптимальной конструкции тарелки. При этом наряду с общими требованиями (высокая интенсивность единицы объема аппарата, его стоимость и др.) ряд требований может определяться спецификой производства: большим интервалом устойчивой работы при изменении нагрузок по фазам, способностью тарелок работать в среде загрязненных жидкостей, возможностью защиты от коррозии и т. п. Зачастую эти качества становятся превалирующими, определяющими пригодность той или иной конструкции для использования в каждом конкретном процессе. Для предварительного выбора конструкции тарелок можно воспользоваться данными [2].

Размеры тарельчатой колонны (диаметр и высота) обусловлены нагрузками по пару и жидкости, типом контактного устройства (тарелки), физическими свойствами взаимодействующих фаз. Нагрузки по пару и жидкости и флегмовое число определены при расчете насадочной колонны.

Ректификацию жидкостей, не содержащих взвешенные частицы и не инкрустирующих, при атмосферном давлении в аппаратах большой производительности часто осуществляют на ситчатых переточных тарелках. Поэтому приведем пример расчета ректификационной колонны с ситчатыми тарелками.

Скорость пара и диаметр колонны

Расчет скорости пара в колоннах с тарелками различных конструкций выполняется по уравнениям, приведенным [2]. Для ситчатых тарелок рекомендуется уравнение.

$$\omega = 0.05 \sqrt{\rho_x / \rho_y} \, .$$

Допустимая скорость в верхней и нижней частях колонны соответственно равна:

$$ω_{\rm B} = 0.05 \sqrt{796 / 2.73} = 0.853 \,{\rm m/c};$$

 $ω_{\rm B} = 0.05 \sqrt{796 / 2.85} = 0.834 \,{\rm m/c}.$

Ориентировочный диаметр колонны определяют из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{4G/(\omega \rho_y)}.$$

Как правило, несмотря на разницу в рассчитанных диаметрах укрепляющей и исчерпывающей частей колонны (вследствие различия скоростей и расходов паров), изготовляют колонну единого диаметра, равного большему из рассчитанных.

В данном случае скорости в верхней и нижней частях колонны мало отличаются друг от друга; используем в расчете среднюю скорость паров:

$$\omega = (0,853 + 0,834)/2 = 0,844$$
 m/c.

Принимаем средний массовый поток пара в колонне G равным полусумме $G_{\rm H}$ и $G_{\rm B}$:

$$G = (5,58 + 6,04)/2 = 5,81$$
 кг/с.

Средняя плотность паров

$$\rho_{y} = (\rho_{yH} + \rho_{yB})/2 = (2,73 + 2,85)/2 = 2,79 \text{ kg/m}^{3}.$$

Диаметр колонны:

Выберем стандартный диаметр обечайки колонны [2] *d* = 1,8 м. При этом рабочая скорость пара

$$\omega = 0.844(1.77/1.8)^2 = 0.82$$
 M/c.

По каталогу [10] для колонны диаметром 1800 мм выбираем ситчатую однопоточную ј тарелку ТС-Р со следующими конструктивными размерами [2]:

Диаметр отверстий в тарелке d_{o}	8 мм				
Шаг между отверстиями t	15 мм				
Свободное сечение тарелки F_c	18,8%				
Высота переливного порога <i>h</i> _{пер}	30 мм				
Ширина переливного порога <i>b</i>	050 мм				
Рабочее сечение тарелки S _m	2,294 м ²				
Cropocti Hopo p posolios collolium topolicu					

Скорость пара в рабочее сечении тарелки

$$\omega_{\rm T} = \omega 0.785 d^2 / S_{\rm T} = 0.82 \cdot 0.785 \cdot 1.8^2 / 2.294 = 0.91 m / c$$

Высота колонны:

Число действительных тарелок в колонне может быть определено графоаналитическим методом (построением кинетической линии). Для этого необходимо рассчитать общую эффективность массопередачи на тарелке (к.п.д. по Мэрфри). Эффективность тарелки по Мэрфри E_{My} с учетом продольного перемешивания, межтарельчатого уноса и доли байпасирующей жидкости приближенно определяется следующими уравнениями [14]:

$$E_{My} = \frac{E_{My}}{1 + e\lambda E_{My} / \left[n \left(-\theta \right) \right]}$$
(9.45)

$$\vec{E}_{My} = \frac{\vec{E}_{My}}{1 + \theta \lambda \vec{E}_{My}} (9.46)$$

$$E_{My} = \frac{E_y}{B} \left[\left(1 + \frac{B}{S} \right)^S - 1 \right]; \tag{9.47}$$

$$B = \frac{\lambda \langle \mathbf{e}_{y} + e/m \rangle}{\langle \mathbf{e} - \theta \rangle \langle \mathbf{e} + e\lambda/m \rangle}$$
(9.48)

где $\lambda = m(R + 1)R$ – фактор массопередачи для укрепляющей части колонны; $\lambda = m(R + 1)(R + f)$ – фактор массопередачи для исчерпывающей части колонны: E_y – локальная эффективность по пару; e – межтарельчатый унос жидкости, кг жидкости/кг пара; θ – доля байпасирующей жидкости; S – число ячеек полного перемешивания; m – коэффициент распределения компонента по фазам в условиях равновесия.

Локальная эффективность E_y связана с общим числом единиц переноса по паровой фазе на тарелке n_{ov} следующим соотношением:

$$E_{y} = 1 - e^{-n}_{oy}, (9.49)$$

где

$$n_{oy} = K_{yf} M' / \mathbf{\Phi}_{\mathrm{T}} \rho_{y}$$
(9.50)

Здесь K_{yf} – в кмоль(м²с); M' – средняя мольная масса паров, кг/кмоль.

В настоящее время нет достаточно надежных данных для определения поверхности контакта фаз, особенно эффективной поверхности массопередачи при барботаже на тарелках. Поэтому обычно в расчетах тарельчатых колонн используют коэффициенты массопередачи отнесенные к единице рабочей площади тарелки (K_{yf}). Коэффициент K_{yf} определяют по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений:

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf} + m/\beta_{xf}}}$$
(9.51)

где β_{xf} и β_{yf} – коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей площади тарелки соответственно для жидкой и паровой фаз, кмоль/(м²с).

В литературе приводится ряд зависимостей для определения коэффициентов магсоотдачи на тарелках различных конструкций. Однако большинство их получено путем обобщения экспериментальных данных по абсорбции и десорбции газов и испарению жидкостей в газовый поток. В ряде работ показано, что с достаточной степенью приближения эти данные можно использовать для определения коэффициентов массоотдачи процессов ректификации бинарных систем, для которых мольные теплоты испарения компонентов приблизительно равны. В частности, для тарелок барботажного типа рекомендуются [15] обобщенные критериальные уравнения [2], которые вводятся к удобному для расчетов виду:

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 D_x^{0,5} \left(\frac{U}{1-\varepsilon}\right)^{0,5} h_o \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y}\right)^{0,5}; \qquad (9.52)$$

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 F_c D_y^{0,5} \left(\frac{\omega_T}{\varepsilon}\right)^{0,5} h_o \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y}\right)^{0,5}.$$
 (9.53)

По этим уравнениям получают удовлетворительные результаты для расчета нейтральных и положительных бинарных смесей. Для отрицательных смесей необходимо учитывать поверхностную конвекцию. Методика учета этого явления в тарельчатых колоннах приведена в монографии [16].

Анализ результатов расчетов показал [2], что коэффициенты массоотдачи для колпачковых тарелок, определяемые по уравнениям (9.52) и (9.53), оказываются завышенными. Это объясняется тем, что величина h_0 , рассчитываемая по уравнению, включающему полный запас жидкости на тарелке, значительная доля которой не участвует в образовании поверхности контакта фаз, в то время как h_0 в уравнениях (9.52) и (9.53) отражает влияние этой поверхности на коэффициенты массоотдачи.

Высота светлого слоя жидкости на тарелке и паросодержание барботажного слоя.

Высоту светлого слоя жидкости *h*_o для ситчатых тарелок находят по уравнению:

$$h_{\rm o} = 0,787 q^{0.2} h_{\rm nep}^{0.56} \omega_{\rm T}^{m} \left[-0,31 \exp \mathbf{4} 0,11 \mu_{x} \mathbf{x} / \sigma_{\rm B} \mathbf{x} \right]^{0.09}, \qquad (9.54)$$

где $q = L(\rho_x b)$ – удельный расход жидкости на 1 м ширины сливной перегородки, м²/с; b – ширина сливной перегородки, м; h_{nep} – высота переливной перегородки, м; σ_x , σ_B – поверхностное натяжение соответственно жидкости и воды при средней температуре в колонне; μ_x – в мПа с; $m = 0.05 - 4.6h_{nep} = 0.05 - 4.6 \cdot 0.03 = -0.088$.

Для верхней части колонны

$$h_{\rm o \ B} = 0,0229$$
 M.

Для нижней части колонны

$$h_{\rm o\, H} = 0,0275$$
 M.

Паросодержание барботажного слоя находят по формуле:

$$\varepsilon = \sqrt{Fr} / (+\sqrt{Fr}),$$
 где $Fr = \omega_{\rm T}^2 / (h_{\rm o}).$

Для верхней части колонны

$$Fr_{\rm B} = 3,68; \epsilon_{\rm B} = 0,66.$$

Для нижней части колонны

$$Fr_{H} = 3,07; \epsilon_{H} = 0,64.$$

Формулы для расчета гидродинамических параметров тарелок других типов приведены в [2].

Коэффициенты массопередачи и высота колонны.

Рассчитав коэффициенты молекулярной диффузии в жидкой D_x и паровой D_y фазе (см. выше), вычисляем коэффициенты массоотдачи.

Для верхней части колонны:

– коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{xf} = 0.0138$ м/с;

– коэффициент массоотдачи в паровой фазе β_{yf} = 1,22 м/с.

Для нижней части колонны:

– коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{xf} = 0,0282 \text{ м/c};$ – коэффициент массоотдачи в паровой фазе $\beta_{yf} = 1,6 \text{ м/c}.$ Пересчитаем коэффициенты массоотдачи на кмоль/(м²c): – для верхней части колонны

$$\beta_{xf} = 0,0138(\rho_x/M_B) = 0,0138(796/82,4) = 0,124$$
 кмоль/(м²/c);

 $\beta_{yf} = 1,22(\rho_{yB}/M'_{B}) = 1,22(2,73/81,1) = 0,041$ кмоль/(м²/c).

Для нижней части колонны:

$$\beta_{xf} = 0,0282(\rho_x/M_{\rm H}) = 0,0282(796/89,1) = 0,252$$
 кмоль/(м²/c);

 $\beta_{yf} = 1,22(\rho_{yH}/M'_{H}) = 1,6(2,85/87,8) = 0,052$ кмоль/(м²/c).

Коэффициенты массоотдачи, рассчитанные по средним значениям скоростей и физических свойств паровой и жидкой фаз, постоянны для верхней и нижней частей колонны. В то же время коэффициент массопередачи – величина переменная, зависящая от кривизны линии равновесия, т.е. от коэффициента распределения. Поэтому для определения данных, по которым строится кинетическая линия, необходимо вычислить несколько значений коэффициента массопередачи в интервале изменения состава жидкости от x_w до x_p . Ниже дан пример расчета для определения координатодной точки кинетической линии.

Пусть x = 0,6. Коэффициент распределения компонента по фазам (тангенс угла наклона равновесной линии в этой точке) m = 0,77.

Коэффициент массопередачи K_{yf} вычисляем по коэффициентам массоотдачи в верхней части колонны:

$$K_{vf} = 0,033$$
 кмоль/(м²/c).

Общее число единиц переноса на тарелку n_{oy} находим по уравнению (9.48):

$$n_{ov} = 1, 1.$$

Локальная эффективность по уравнению (5.49) равна:

$$E_{\rm y} = 1 - 2,72^{-1,1} = 0,67.$$

Для определения эффективности по Мэрфри E_{My} необходимо рассчитать также фактор массопередачи λ , долю байпасирующей жидкости θ , число ячеек полного перемешивания *S* и межтарельчатый унос *e*.

Фактор массопередачи для верхней части колонны:

$$\lambda = m(R+1)/R = 1,137.$$

Долю байпасирующей жидкости θ для различных конструкций тарелок можно найти в монографии [5]. Для ситчатых тарелок при факторе скорости $F = \omega_{\rm T} \rho_{\rm v}^{0.5} = 1,5$ принимают $\theta = 0,1$.

Число ячеек полного перемешивания *S* для ситчатых тарелок в колоннах диаметромдо 600 мм можно рассчитать по уравнению [11]:

$$S = A \operatorname{Re}_{y}^{m} \operatorname{Re}_{x}^{n} \left(\frac{h_{o}}{d_{o}} \right)^{P} F_{c}^{q}.$$
(9.55)

где $\operatorname{Re}_{y} = \omega_{\mathrm{T}} d_{\mathrm{o}} \rho_{y} / \langle \mathbf{f}_{c} \mu_{y} \rangle$ – критерий Рейнольдса для пара в отверстиях тарелки; $\operatorname{Re}_{x} = L d_{\mathrm{o}} / \langle \mathbf{f}_{\mathrm{T}} \mu_{x} \rangle$ – критерий Рейнольдса для жидкости.

Значения коэффициентов и показателей степеней в уравнении (9.55) приведены ниже:

Гидродинамический режим	A	т	n	p	q
Пузырьковый	52,6	-0,36	0,26	-0,35	0,20
Пенный	45,4	-0,52	0,60	-0,5	0,28
Инжекционный	38,5	-0,65	0,16	-0,2	0,08

Для колонн диаметром более 600 мм с ситчатыми, колпачковыми и клапанными тарелками отсутствуют надежные данные по продольному перемешиванию жидкости, поэтому с достаточной степенью приближения можно считать, что одна ячейка перемешивания соответствует длине пути жидкости l = 300-400 мм.

Примем l = 350 мм и определим число ячеек полного перемешивания *S* как отношение длины пути жидкости на тарелке $l_{\rm T}$ к длине *l*. Определим длину пути жидкости $l_{\rm T}$, как расстояние между переливными устройствами:

$$l_{\rm t} = \sqrt{d^2 - b^2} = 1,46{\rm m}$$

Тогда число ячеек полного перемешивания на тарелке $S = 1,46/0,35 \approx 4$. Для провальных тарелок можно принять S = 1.

Унос жидкости для тарелок различных конструкций можно найти по закономерностям, приведенным в [2].

Относительный унос жидкости *е* в тарельчатых колоннах определяется в основном скоростью пара, высотой сепарационного пространства и физическими свойствами жидкости и пара. В настоящее время нет надежных зависимостей, учитывающих влияние физических свойств потоков на унос, особенно для процессов ректификации. Для этих процессов унос можно оценить с помощью графических данных, представленных на рис. 9.12 [5]. По этим данным унос на тарелках различных конструкций является функцией комплекса $\omega_{\rm T}/(mH_c)$. Коэффициент *m*, учитывающий

влияние на унос физических свойств жидкости и пара, определяют по уравнению

$$m = 1.15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma_x}{\rho_y}\right)^{0.295} \left(\frac{\rho_x - \rho_y}{\mu_y}\right)^{0.425}$$
(9.56)

откуда



Рис. 9.12. Зависимость относительного уноса жидкости *е* от комплекса ω_т / 𝑘H_c] для тарелок различных конструкций: *1* – колпачковой; *2* – ситчатой; *3* – провальной решетчатой; *4* – клапанной балластной

Высота сепарационного пространства H_c равна расстоянию между верхним уровнем барботажного слоя и плоскостью тарелки, расположенной выше:

$$H_{\rm c} = H - h_{\rm m}, (2.42)$$

где H – межтарельчатое расстояние, м; $h_{\rm n} = h_{\rm o}/(1 - \varepsilon)$ – высота барботажного слоя (пены), м.

В соответствии с каталогом [10] дли колонны. диаметром 1 800 мм расстояние H = 0,5 м. Высота сепарационного пространства в нижней части колонны меньше, чем в верхней, поэтому определим h_n для низа колонны:

$$h_{\rm II} = 0.0275/(1 - 0.64) = 0.076$$
 M.

Тогда

$$H_{\rm c} = 0,424; \ \omega_{\rm T} / (nH_{\rm c}) = 3,41.$$

При таком значении комплекса – $\omega_{\rm T}/\langle nH_c \rangle$ унос e = 0,12 кг/кг. Унос жидкости в верхней части колонны мало отличается от уноса в нижней части и в нашем примере e = 0,11 кг/кг. Подставляя в уравнения (1.45)–(1.48) вычисленные значения *m*, E_y , θ , *S* и *e*, определяем к.п.д. по Мэрфри E_{My} .

$$B = 0,886; E''_{My} = 0,927; E'_{My} = 0,83; E_{My} = 0,71$$

е,кг/кг

Зная эффективность по Мэрфри. можно определить концентрацию легколетучего компонента в паре на выходе из тарелки *у*_к по соотношению

$$E_{My} = (y_{\kappa} - y_{\rm H})/(y^* - y_{\rm H}), \qquad (9.57)$$

где $y_{\rm H}$ и y^* – концентрация соответственно легколетучего компонента в паре на входе в тарелку и равновесная с жидкостью на тарелке.

Отсюда

$$y_{\kappa} = 0,725 + 0,71 \ (0,79 - 0,725) = 0,77.$$

Аналогичным образом подсчитаны *у*_к для других составов жидкости. Результаты расчета параметров, необходимых для построения кинетической линии, приведены ниже:

Параметр	Нижняя часть колонны				Верхняя часть колонны			
x	0,05	0,15	0,30	0,45	0,60	0,75	0,90	
т	2,25	1,73	1,30	0,90	0,77	0,60	0,47	
K_{yf}	0,039	0,041	0,043	0,034	0,033.	0,036	0,036	
n_{oy}	1,314	1,384	1,449	1,097	1,110	1,159	1,185	
E_y	0,732	0,750	0,765	0,667	0,670	0,686	0,694	
В	1,20	0,96	0,74	1,0	0,89	0,74	0,62	
$E``_{My}$	1,13	1,07	0,98	0,97	0,93	0,90	0,87	
$E`_{My}$	0,95	0,92	0:90	0,84.	0,83	0,83	0,81	
E_{My}	0,88	0,85	0,83	0,72	0,71	0,71	0,70	
${\mathcal Y}_\kappa$	0,11	0,28	0,49	0,66	0,77	0,86	0,95	

Взяв отсюда значения x и y_{κ} , наносят на диаграмму x-у точки, по которым проводят кинетическую линию (рис. 9.13). Построением ступеней между рабочей и кинетической линиями в интервалах концентраций от x_P до x_F определяют число действительных тарелок для верхней (укрепляющей) части $N_{\rm B}$ и в интервалах от x_F до x_W – число действительных тарелок

для нижней (исчерпывающей) части колонны N_н. Общее число действительных тарелок

$$N = N_{\rm B} + N_{\rm H} = 17 + 34 = 31.$$



Рис. 9.13. Определение числа действительных тарелок: *1* – линия равновесия; *2* – кинетическая линия; *3* – рабочие линии

Высоту тарельчатой ректификационной колонны определим по формуле

$$H_{\rm K} = (N-1)/h + z_{\rm B} + z_{\rm H}, \tag{9.58}$$

где h – расстояние между тарелками, м; $z_{\rm B}$, $z_{\rm H}$ – расстояние соответственно между верхней тарелкой и крышкой колонны и между днищем колонны и нижней тарелкой, м. Выбор значений $z_{\rm B}$ и $z_{\rm H}$, см. выше и в [2]. Подставив, получим:

$$H_{\rm K} = (31-1)0,5+1,0+2,0=18$$
 M.

Гидравлическое сопротивление тарелок колонны

Гидравлическое сопротивление тарелок колонны ΔP_{κ} определяют по формуле

$$\Delta P_{\rm K} = \Delta P_{\rm B} N_{\rm B} + \Delta P_{\rm H} N_{\rm H}, \qquad (9.59)$$

где $\Delta P_{\rm B}$ и $\Delta P_{\rm H}$ – гидравлическое сопротивление тарелки соответственно верхней и нижней частей колонны, Па.

Полное гидравлическое сопротивление тарелки складывается из трех слагаемых.

Гидравлическое сопротивление сухой ситчатой тарелки по уравнению $\Delta P_{\rm c} = \xi \omega^2 \rho_y / \langle \!\!\!\!\!\!\!\!\!\! \langle F_{\rm c}^2 \rangle \!\!\!\!\!\!\!$ равно

$$\Delta P_{\rm c} = 1,85 \cdot 0,91^2 \cdot 2,79/(2 \cdot 0,188^2) = 60,5 \ \Pi a.$$

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелках, различно для верхней и нижней частей колонны:

$$\Delta P_{\Pi B} = g \rho_x h_{0 B} = 9,8.796.0,0229 = 178,6 \ \Pi a;$$

$$\Delta P_{\Pi H} = g \rho_x h_{0 H} = 9,8.796.0,0275 = 214,5 \ \Pi a.$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, равно

$$\Delta P_{\sigma} = 4.20 \cdot 10^{-3} / 0,008 = 10 \text{ \Pia}.$$

Тогда полное сопротивление одной тарелки верхней и нижней частей колонны равно:

$$\Delta P_{\rm B} = 60,5 + 178,6 + 10 = 249,1 \,\,\Pi a; \,\Delta P_{\rm H} = 60,5 + 214,5 + 10 = 285,0 \,\,\Pi a.$$

Полное гидравлическое сопротивление ректификационной колонны

$$\Delta P_{\kappa} = 249, 1.17 + 285.14 = 8225 \ \Pi a.$$

В дальнейшем расчету и подбору подлежат следующие параметры и аппараты: объем и размеры емкостей для исходной смеси и продуктов разделения [17]; напор и марка насосов [2]; конструкция и поверхность теплообменной аппаратуры [2]; диаметры трубопроводов и штуцеров [2]; конденсатоотводчики [2]; распределители жидкости и перераспределители потоков [2]; расчет толщины теплоизоляционного покрытия [2].

10. ЭКСТРАКЦИЯ

Общие сведения

Экстракция – извлечение одного или нескольких веществ из растворов или твердых веществ с помощью растворителей. В системе жидкость – жидкость имеет место переход вещества из одной жидкой фазы в другую жидкую фазу, не растворяющейся или почти не растворяющейся в первой, но растворяющей экстрагируемые компоненты (рис. 10.1).

Используется при извлечении различных масел, биологических компонентов из растительного сырья и т. д.



Рис. 10.1. Схема экстракции

Исходный раствор F, содержит экстрагируемое вещество M и растворитель L,

$$F = M + L; \tag{10.1}$$

G – жидкость для извлечения компонентов, экстрагент;

 $\Im = M + G - \Im$ кстракт – раствор экстрагируемого вещества в экстрагенте;

L = R - рафинат - остаточный раствор, обедненный экстрагированными компонентами.

Достоинство процесса – низкая рабочая температура процесса, что позволяет извлекать термолабильные компоненты (антибиотики, БАВ и пр.).

В процессе участвуют две фазы и три компонента, варьируемыми факторами являются: температура, давление, концентрация. Обычно температура и давление поддерживаются постоянными, варьируемым параметром является концентрация.

Равновесие при экстракции характеризует коэффициент распределения φ (отношение равновесных концентраций экстрагируемого вещества в обоих жидких фазах)

$$y_{\rm p} = \varphi X. \tag{10.2}$$

Линейность нарушается за счет явлений ассоциации, диссоциации и химического взаимодействия, изотермы экстракции нелинейны.

Если обе жидкие фазы нерастворимы, то каждая фаза представляет собой двухкомпонентный раствор. При частичной взаимной растворимости каждая фаза представляет собой трехкомпонентный раствор, состояние которого удобно представлять в треугольной системе координат (рис. 10.2). В вершинах треугольника – составы чистых (100 %) компонентов: растворитель L, экстрагент E, распределяемое вещество M. Каждая точка соответствует составу двухкомпонентного раствора, площадь внутри треугольника соответствует составу трехкомпонентного раствора (тройная смесь).



Рис. 10.2. Тройная диаграмма трехкомпонентных растворов

На этих диаграммах можно отображать линии равного свойства (изолинии), например, равновесия, разделения и т. п.

Если уменьшить долю распределяемого вещества M, то доля фаз L, G не должна измениться, т. е. отношение концентраций фаз X_L , X_G не меняется

$$\frac{X_G}{X_L} = \text{const} \tag{10.3}$$

процесс идет по линии МР.

При условии, что M неограниченно растворяется в обеих фазах L и G, ограниченно растворимых друг в друге.



Рис. 10.3. Кривая равновесия в тройной диаграмме

Правило рычага:

$$\frac{\text{количество} - R}{\text{количество} - \mathcal{P}} = \frac{\mathcal{P}N}{RN}$$
(10.4)

где RKЭ – биноидальная кривая (кривая равновесия); RK – равновесные составы фазы растворителя L; KЭ – равновесные составы фазы растворителя G; K – критическая точка.

Биноидальная кривая разграничивает области, соответствующие двухфазным смесям и однофазным раствором.

Материальный баланс экстракции выражается общими уравнениями для массообменных процессов

$$F + G = R + \mathcal{E} \tag{10.5}$$

где F, R – массовые количества, соответственно, исходного раствора и рафината; G, Э – массовые количества, соответственно, экстрагента и экстракта.

$$M + L + G = N = L + M + G \tag{10.6}$$

где *N* – массовое количество смеси, подаваемой в экстрактор.

Кинетика экстракции определяется основными законами массопередачи.



Рис. 10.4. Схема перехода вещества из жидкости в жидкость

Для увеличения поверхности фазового контакта одну жидкость диспергируют во второй в виде капель. При этом возможны два случая:

1. Диффузионное сопротивление внутри капли незначительно в сравнении с диффузионным сопротивлением в сплошной среде, процесс лимитируется последним. Здесь коэффициент массоотдачи близок коэффициенту массопередачи

$$(K_X \approx \beta_C),$$

а количество перенесенного вещества равно

$$M = \beta_C \Delta X_m F \tag{10.7}$$

здесь величина β_C может быть рассчитана по уравнениям подобия для сплошной среды.

$$Nu_{ac} = A Pe_{ac}.$$
(10.8)

2. Диффузионное сопротивление внутри капли значимо, а диффузионное сопротивление сплошной среды незначительно

Массообмен лимитирован диффузионным сопротивлением внутри капли. Коэффициент массопередачи может быть принят равным коэффициенту массоотдачи

$$(K_Y \approx \beta_{\pi}),$$

а количество перенесенного вещества равно

$$M = \beta_{\pi} \Delta y_m F \tag{10.9}$$

здесь величина β_д может быть рассчитана по уравнениям подобия для дисперсной фазы.

$$Nu_{ac} = A Pe_{ac}.$$
 (10.10)

3. Диффузионное сопротивление внутри капли значимо и диффузионное сопротивление сплошной среды также значимо в этом случае коэффициенты диффузии рассчитываются как для сплошной среды, так и для дисперсной фазы по уравнениям (10.8, 10.10), а коэффициенты массопередачи по фазам рассчитываются по уравнениям:

$$K_{y} = \frac{1}{1/\beta_{\pi} + \varphi/\beta_{c}}$$
(10.11)

или

$$K_{x} = \frac{1}{1/\beta_{c} + 1/\phi\beta_{\pi}}.$$
 (10.12)

Экстракция в системе твердое тело-жидкость.

Переход вещества из твердого тела с помощью растворителя называется выщелачиванием, вещество переходит из твердой фазы в жидкую фазу, обладающей избирательной растворимостью компонентов.

В качестве растворителей используют воду – для экстрагирования сахара из свеклы, чая и кофе, спирт – для экстрагирования БАВ, получения настоек трав и пр., бензин, трихлорэтилен, дихлорэтан – для экстрагирования масел и эфиров.



Рис. 10.5. Схема перехода вещества из твердого тела в жидкую фазу

Концентрация растворенного вещества на поверхности раздела фаз обычно равна концентрации насыщенного раствора.

Задачей кинетики выщелачивания является определение продолжительности контакта фаз

Строение и химический состав твердого тела является определяющим кинетику процесса, состоящую из 4-х стадий:

1. диффузия растворителя в поры твердого тела;

2. растворение извлекаемого вещества:

3. диффузия экстрагируемых веществ по капиллярам внутри твердого тела к поверхности раздела фаз;

4. массопередача от поверхности раздела фаз в ядро потока.

Для интенсификации 1–3 этапа используют процедуры разрушения клеток растительного сырья (нагрев, замораживание и пр.). Для интенсификации 4-го этапа используют операцию измельчения сырья.

Движущая сила процесса – разность концентраций на поверхности тела и средней концентрацией в массе экстрагента

Скорость процесса равна

$$\frac{dM}{Fd\tau} = \beta_y (y_{\text{Hac}} - y_{\text{cp}})$$
(10.13)

здесь β_v – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

В пограничном слое толщиной δ скорость молекулярной диффузии определяется законом Фика

$$\frac{dM}{Fd\tau} = D \frac{(y_{\text{Hac}} - y_{\text{cp}})}{\delta}$$
(10.14)

здесь *D* – коэффициент молекулярной диффузии.

Из сопоставления (10.13) и (10.14) получается уравнение Щукарева для растворения твердых тел

$$\frac{M}{\tau} = \frac{D}{\delta} F_{\rm cp} (y_{\rm Hac} - y_{\rm cp}) = \beta_y F_{\rm cp} (y_{\rm Hac} - y_{\rm cp})$$
(10.15)

здесь $D/\delta = \beta_y$.

экспериментально установлено, что δ ≈ D1/3, тогда

$$Nu_{\pi} = 0.8 \text{ Re}0.5\text{Pr}0.33.$$
 (2.16)

Интенсификация эффективна в аппаратах с активной гидродинамической обстановкой.

Для интерпретации процессов экстракции в системе твердое теложидкость также используют треугольные диаграммы. LC – характризует состьавы насыщенных растворов M и G, смешанных с нерастворимым твердым компонентом L. Составы и количества смесей, экстракта и рафината, определяюся по правилу рычагов.



Рис. 10.6. Треугольная диаграмма процесса экстракции в системе твердое тело-жидкость

10.1. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ ЭКСТРАКЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Установки жидкостной экстракции применяют для очистки и разделения жидких смесей, а также для получения растворов. Наиболее распространены экстракционные установки с регенерацией экстрагента (для регенерации можно использовать любые массообменные процессы, применимые для разделения жидких растворов, а также выпаривание и другие процессы). Широко распространены установки, включающие две экстракционные стадии – экстракцию и реэкстракцию. Реэкстракция обеспечивает не только регенерацию экстрагента для стадии экстракции, но и более глубокую очистку извлекаемых веществ от примесей. Такие экстракционные процессы применяют, в частности, в технологии урана, редких металлов и в некоторых других областях химической технологии, например в производстве капролактама [1]. В последние годы, значительное внимание привлекает применение в качестве экстрагентов в условиях, близких к критическим, или в сверхкритических, веществ, являющихся в обычных условиях газами (диоксид углерода, низшие углеводороды). Такого рода экстрагенты, обладающие, уникальными, растворяющими, и селективными свойствами, отличаются простотой регенерации (за счет простого дросселирования) [2].

Экстракционные процессы могут быть и одностадийными. Такие установки, состоящие из одного основного аппарата – экстрактора, применяют в тех случаях, когда раствор в экстрагенте является готовым товарным продуктом. Одностадийными, являются и такие, простейшее экстракционные установки, как часто встречающиеся, в промышленной практике; установки, для водной промывки различных органических продуктов.

Пример принципиальной схемы экстракционной установки показан на рис. 10.1. Плотность экстрагента, используемого в этой установке, меньше плотности экстрагируемого раствора; его регенерируют выпариванием, в однокорпусной выпарной установке. Исходный раствор из сборника E₁ насосом H₁ подается в верхнюю часть, экстракционной колонны КЭ. В нижнюю часть этой колонны из сборника E₃ насосом H₃ подается экстрагент.



Рис. 10.1. Схема экстракционной установки: КЭ – экстракционная колонна; АВ – выпарной аппарат; П – подогреватель; К – конденсатор; Х – холодильник; Е₁–Е₄ – сборники; Н₁–Н₄ – центробежные насосы; КО – конденсатоотводчик; *1* – вода; *2* – водяной пар; *3* – исходная смесь; *4* – рафинат; *5* – экстракт; *6* – жидкий экстрагент; *7* – концентрированный раствор экстрагируемого вещества в экстрагенте; *8* – парообразный экстрагент; *9* – конденсат; *10* – оборотная вода

Экстрактор в данном случае представляет собой распылительную колонну, в которой, диспергируется более легкая фаза (экстрагент). Выходящие, из распределителя дисперсной фазы капли поднимаются вверх и, пройдя рабочую зону экстрактора, поступают в верхнюю отстойную зону, где коалесцируют, образуя слой легкой фазы (экстракт). Противотоком экстрагенту движется сплошная фаза, из которой в данном случае извлекается экстрагируемое вещество. Очищенная исходная смесь (рафинат) собирается в нижней отстойной зоне (ниже распределителя дисперсной фазы), где отстаивается от капель экстрагента и самотеком через гидрозатвор поступает в сборник рафината E_2 . Гидрозатвор переменной высоты для отвода, более тяжелой фазы позволяет, с одной стороны, автоматически поддержи-

вать постоянное положение границ раздела между фазами в верхней отстойной зоне, а с другой – изменять это положение для увеличения, например, высоты слоя легкой фазы: и лучшего ее отстаивания.

Экстракт через подогреватель П поступает в выпарной аппарат AB с вынесенной греющей камерой, обогреваемой водяным паром. Концентрированный раствор экстрагируемого вещества стекает из выпарного аппарата в сборник E_4 ; откуда насосом H_4 подается на дальнейшую переработку. Часть вторичного пара из выпарного аппарата (парообразный экстрагент) конденсируется в подогревателе П, за счет чего .экстракт нагревается перед поступлением в выпарной аппарат. Полная конденсация вторичного: пара осуществляется в конденсатор К, охлаждаемом водой. После охлаждения в водяном двухтрубном холодильнике X сконденсированный экстрагент поступает в сборник E_3 . В этот сборник подается некоторое количество свежего экстрагента для компенсации потерь экстрагента с упаренным раствором. На схеме показаны также конденсатоотводчик КО для отвода конденсата из выпарного аппарата и насос H_2 для подачи рафината на дальнейшую переработку.

Все аппараты и трубопроводы установки работают под атмосферным или небольшим избыточным давлением, создаваемым насосами и кипятильником выпарного аппарата. Регенерация экстрагента в данном случае осуществляется только из экстракта. Регенерация экстрагента может производится ректификацией.

При расчете и проектировании экстракционных установок могут решаться разные задачи. В общем случае, когда разрабатывается новый экстракционный процесс, требуется подобрать экстрагент, найти наиболее подходящий способ его регенерации, разработать технологическую схему процесса, выбрать тип экстрактора и рассчитать его размеры, спроектировать различное вспомогательное оборудование. Такого рода широкие и объемные задачи возникают редко. Гораздо чаще решаются более простые задачи, например проектирование для известного экстракционного процесса более совершенного экстрактора или проектирование экстрактора иной производительности, чем существующий промышленный аппарат. В данных методических указаниях из всего многообразия вопросов, которые могут возникать при проектировании экстракционных установок, рассмотрены лишь те, которые связаны с расчетом размеров экстракционных аппаратов.

Из множества конструкций экстракционных аппаратов [1, 3, 4] наибольшее распространение получили противоточные колонны с механическим перемешиванием: вибрационные, роторно-дисковые; пульсационные и др. В тех случаях, когда требуется аппарат, эквивалентный большому числу теоретических ступеней, используют смесительно-отстойные экстракторы. Аппараты этого типа позволяют строго контролировать или целенаправленно изменять состав экстрагента на отдельных ступенях. Для экстракционных процессов, в которых взаимодействуют плохо отстаивающиеся или склонные к эмульгированию фазы, применяют тарельчатые колонны. Если требуется малое время контакта в процессе экстракции, рекомендуется использовать центробежные аппараты. Наиболее простые и высокопроизводительные из всех известных видов экстракционных аппаратов – распылительные колонны – могут применяться в тех случаях, когда требуется аппарат, эффективность которого не больше одной теоретической ступени.

10.2. РАСЧЕТ ЭКСТРАКЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- а удельная поверхность контакта фаз;
- с концентрация распределяемого компонента в кг/м³;
- *d* размер капель;
- *D* диаметр аппарата, коэффициент диффузии;
- Е коэффициент продольного перемешивания;
- *H*_o общая высота единицы переноса;
- *H* высота рабочей зоны колонны;
- К коэффициент массопередачи;
- n число отверстий в распределителе дисперсной фазы; частота вращения;
- *n*_o общее число единиц переноса;
- *V* объемный расход;
- *w* фиктивная скорость;
- wo скорость свободного осаждения капель;
- β коэффициент массоотдачи;
- μ вязкость;
- ρ плотность;
- Δρ разность плотностей фаз;
- σ межфазное натяжение;
- Ф удерживающая способность.

Индексы:

- x фаза экстрагируемого раствора;
- *у* фаза экстрагента;
- с сплошная фаза;
- д дисперсная фаза;
- н начальный параметр (на входе в аппарат);
- к конечный параметр (на выходе из аппарата).

Рассмотрим общие принципы расчета массообменной аппаратуры [14].

Скорость осаждения капель.

Экстракционные аппараты работают в условиях диспергирования одной из фаз. Поэтому первая проблема, возникающая перед проектировщиком – выбор дисперсной фазы. Обычно выгоднее диспергировать (если возможно) ту фазу, расход которой больше, так как при этом получается большая межфазная поверхность. Если в экстракторе взаимодействуют органическая и водная фазы, чаще диспергируют органическую, поскольку капли воды, как правило, проявляют большую склонность к коалесценции, в результате чего межфазная поверхность уменьшается.

В экстракционных колоннах капли дисперсной фазы движутся под действием сил тяжести вверх или вниз, в зависимости от того, какая из фаз – дисперсная или сплошная – имеет меньшую плотность. Для расчета экстракторов часто необходимо знать скорость осаждения капель. Зависимость скоростей свободного осаждения капель от их размера обычно имеет вид, показанный на рис. 2.2. Размер капель d принято характеризовать диаметром сферы равновеликого с каплей объема. Как видно из рисунка, зависимость скорости свободного осаждения от размера капель имеет вид кривой с максимумом. Капли размером $d > d_{кр}$ называют «осциллирующими». Форма их в процессе осаждения периодически претерпевает изменения. Скорости осаждения осциллирующих капель мало зависят от их размера.

Скорость свободного осаждения мелких капель можно рассчитать по уравнению Адамара [3]:

$$\omega_0 = \frac{\Delta \rho g d^2 \left(\mathbf{k}_{\mu} + \mathbf{\mu}_c \right)}{6 \mu_c \left(\mathbf{k}_{\mu} + 3 \mu_{\mu} \right)}$$
(10.17)

где ω_0 – скорость свободного осаждения; $\Delta \rho$ – разность плотностей фаз; μ_c и μ_a – вязкости соответственно сплошной и дисперсной фаз.



Рис. 10.2. Зависимость скорости свободного осаждения капель от их размера

Уравнение (10.17) применимо при значении критерия Рейнольдса (Re = $\frac{\omega_0 d\rho_c}{\mu_c}$) для капель меньше единицы.

Для расчета скоростей свободного осаждения крупных капель можно использовать следующую эмпирическую зависимость [5]:

$$Q = (0,75T)^{0,78}$$
 при 2 < T ≤ 70; $Q = (22T)^{0,42}$ при T > 70, (10.18)

где $Q = 0,754 + Re/P^{0,15}$; $T = 4\Delta\rho g d^2 P^{0,15}/3\sigma$; $P = \frac{\rho_c^2 \sigma^3}{\rho_c \mu_c^4}$; σ – межфаз-

ное натяжение. Значение параметра T = 70 соответствует критическому размеру капель. Капли более крупного размера являются «осциллирующи-ми».

Другой метод расчета скоростей осаждения капель описан в монографии [3]. Следует отметить, что в промышленных условиях капли дисперсной фазы, содержащие примеси различных загрязнений, часто ведут себя как твердые частицы. В них заторможено внутреннее движение, что приводит к уменьшению скоростей осаждения. Такие капли принято называть «жесткими». Скорости их осаждения следует рассчитывать по уравнениям для скоростей осаждения твердых частиц.



Рис. 10.3. Функция f(R) для расчета размеров капель при истечении из отверстий

Скорости стесненного осаждения капель $\omega_{c.o}$ в экстракторах рассчитывают с помощью скоростей свободного осаждения, вводя поправочные коэффициенты. Чаще всего используют зависимость следующего вида:

$$\omega_{c.o} = \omega_o (1 - \Phi),$$
 (10.19)

где Ф – объемная доля дисперсной фазы в рабочей зоне экстрактора (удерживающая способность).

Скорости захлебывания в противоточных экстракционных колоннах.

Расчет предельных скоростей фаз в экстракторах обычно проводят на основе следующего уравнения:

$$\omega_{\rm c}/(1-\Phi) + \omega_{\rm m}/\Phi = \omega_{\rm or} = \omega_{\rm xap}(1-\Phi), \qquad (10.20)$$

где ω_c и ω_{π} – фиктивные скорости соответственно сплошной и дисперсной фаз; ω_{or} — относительная скорость между фазами; ω_{xap} – так называемая характеристическая скорость капель – предельное значение вертикальной составляющей скорости капель в экстракторе относительно сплошной фазы при расходах фаз, стремящихся к нулю.
Если рассматривать уравнение (10.20) как зависимость ($\omega_c + \omega_{\pi}$) от Φ , она имеет максимум, причем положение максимума обусловливает предельное значение суммарной фиктивной скорости фаз, при которой начинается захлебывание. Суммарная фиктивная скорость при захлебывании определяется уравнением

$$\phi_{c} + \omega_{\pi} = (-4\Phi_{3} + 7\Phi_{3}^{2} - 4\Phi_{3}^{3}) \omega_{xap},$$
 (10.21)

в котором Φ_3 – удерживающая способность при захлебывании, равная

$$\Phi_{3} = \sqrt{b^{2} + 8b} - 3b / (-b), \qquad (10.22)$$

где $b = V_{\rm g}/V_{\rm c} = \omega_{\rm g}/\omega_{\rm c}$ – соотношение объемных расходов дисперсной и сплошной фаз.

Применение уравнений (10.20)–(10.22) требует знания характеристической скорости. Для распылительных колонн ее можно принять равной скорости свободного осаждения капель. В экстракторах других типов она обычно меньше скорости свободного осаждения. Так, для роторнодисковых экстракторов характеристическую скорость рекомендуется [3] рассчитывать по уравнению

$$\omega_{\rm xap} = \alpha \omega_{\rm o}. \tag{10.23}$$

Коэффициент α равен наименьшей из следующих величин:

$$\left(\frac{D_{\rm c}}{D}\right)^2; 1 - \left(\frac{D_{\rm p}}{D}\right)^2; \frac{\Phi_{\rm c} + D_{\rm p}}{D} \left[\left(\frac{D_{\rm c} - D_{\rm p}}{D}\right)^2 + \left(\frac{h}{D}\right)^2 \right]^{0.5}$$

где *D*, *D*_p и *D*_c – диаметр соответственно колонны, ротора и внутренний диаметр колец статора; *h* – высота секции.

Предложен [1; 3] ряд эмпирических уравнений для расчета характеристической скорости. Например, для колонн с турбинными мешалками (экстракторы Ольдшу–Раштона) характеристическую скорость можно найти из уравнения

$$\omega_{\rm xap} = 1,77 \cdot 10^{-4} \, \frac{\sigma}{\mu_{\rm c}} \left(\frac{g}{n^2 D_{\rm M}} \right) \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_{\rm c}} \right)^{0,9}, \qquad (10.24)$$

где *n* и *D*_м – частота вращения и диаметр мешалки.

В насадочных экстракторах капли дисперсной фазы двигаются в узких каналах внутри насадки, и стесненность осаждения обусловлена близостью стенок насадки, а не наличием других капель. Поэтому величину ω_{от} в уравнении (10.20) можно считать независящей от удерживающей способ-

.

ности. В этом случае фиктивные скорости фаз при захлебывании должны удовлетворять следующей зависимости:

$$\sqrt{\omega_{_{\mathcal{I}}}} + \sqrt{\omega_{_{\mathcal{C}}}} = \sqrt{\omega_{_{OT}}} . \tag{10.25}$$

Для насадочных колонн величину ω_{om} можно найти по уравнениям [4]:

$$ω_{\rm ot} = 0,438 \frac{\Delta \rho \varepsilon^{1,5}}{\rho_{\rm c}^{0,8} a_{\rm H}^{0,5} \sigma^{0,8}}$$
 при $\frac{\omega_{\rm ot} \rho_{\rm c}}{a_{\rm H} \mu_{\rm c}} > 50;$ (10.26)

$$\omega_{\rm ot} = 0.02 \frac{\Delta \rho^{1.33} \varepsilon^2}{\rho_{\rm c}^{0.73} a_{\rm H} \mu_{\rm c}^{0.33} \sigma^{0.27}}$$
 при $\frac{\omega_{\rm ot} \rho_{\rm c}}{a_{\rm H} \mu_{\rm c}} \prec 50$

где є – свободный объем насадки; $a_{\rm H}$ – удельная поверхность насадки; при подстановке $\rho_{\rm c}$ и $\Delta \rho$ в кг/м³; $a_{\rm H}$ – в м²/м³; $\mu_{\rm c}$ – в Па с; σ – в Н/м получают: $\omega_{\rm or}$ – в м/с.

Удерживающая способность.

Для смесительно-отстойных экстракторов при достаточно интенсивном перемешивании удерживающую способность можно принять равной $\Phi = V_{\rm g}/(V_{\rm g} + V_{\rm c}).$

Для противоточных колонн удерживающую способность определяют из уравнения (2.4), которое можно представить в виде:

$$\Phi^{3} - 2\Phi^{2} + \left(1 + \frac{\omega_{\pi}}{\omega_{xap}} - \frac{\omega_{c}}{\omega_{xap}}\right)\Phi - \frac{\omega_{\pi}}{\omega_{xap}} = 0$$

или

$$\Phi 2 - \left(1 + \frac{\omega_{\pi}}{\omega_{\text{or}}} - \frac{\omega_{\text{c}}}{\omega_{\text{or}}}\right) \Phi + \frac{\omega_{\pi}}{\omega_{\text{or}}} = 0.$$
(10.27)

Обычно экстракционные колонны работают в условиях, когда удерживающая способность равна наименьшему из положительных корней этих уравнений. Установлено, однако, что распылительные колонны могут работать при больших значениях Ф, соответствующих другим корням уравнения (10.11) (режим плотной упаковки капель).

Размер капель.

В экстракторах для диспергирования одной из фаз ее либо пропускают через тонкие отверстия, либо перемешивают с помощью мешалок или созданием пульсаций. Первый способ применяют в распылительных, тарельчатых и насадочных колоннах, второй – в роторно-дисковых, пульсационных, вибрационных, смесительно-отстойных экстракторах.

Истечение дисперсной фазы из отверстия может быть капельным (когда капли образуются непосредственно у отверстия) или струйным (когда капли образуются при распаде струи). Переход от капельного истечения к струйному происходит при некоторой критической скорости в отверстии, которую можно рассчитать по уравнению [6]:

$$\omega_{N,\kappa p} = \sqrt{0.64 \left(\frac{g\mu_{a}d_{0}}{\sigma}\right)^{2} + \frac{3\sigma/\Phi_{a}d_{0}}{1 + d_{0}/\gamma}} - 0.8\frac{g\mu_{a}d_{0}}{\sigma}$$
(10.28)

где $d_{\rm o}$ – диаметр отверстия; $\gamma = \sqrt{2\sigma/\langle c \Delta \rho \rangle}$.

При капельном истечении размер образующихся капель можно определить из следующей зависимости [7]:

$$V = \pi R f \, \mathbf{R} \, \mathbf{P} + 2,39 R W e_1^{1/3} - 0,485 W e_1 + 19 R^{7/3} \, \mathbf{Q}_c \omega_N \, / \, \mathbf{\sigma} \, \mathbf{Q}_c^{-1/3}$$
(10.29)

где $V = \pi d^3/6\gamma^3$ – безразмерный объем капель; $R = d_0/2\gamma$ – безразмерный радиус отверстия; $We_1 = (\rho_c + \rho_{\pi})d_0\omega^2/2\sigma$ – критерий Вебера; ω_N – скорость в отверстии; функция f(R) приведена на рис. 10.3.

Следует отметить, что в уравнении (10.28) выражение в квадратных скобках, определяющее влияние скорости истечения на размер капель, часто не очень сильно отличается от единицы. Если скорость в отверстиях неизвестна, то приближенное значение размера капель можно найти по упрощенному уравнению

$$V = \pi R f(R). \tag{10.30}$$

При струйном истечении капли обычно имеют разные размеры, причем с увеличением скорости истечения распределение капель по размерам становится все более широким. Средний поверхностно-объемный диаметр капель с увеличением скорости истечения до некоторого предела падает, а затем начинает возрастать. Таким образом, при некоторой скорости струйного истечения размер капель минимален.

Средний размер капель при струйном истечении можно рассчитать лишь очень приближенно. При умеренной вязкости жидкостей соблюдается соотношение [3]:

$$d = 1,92d_1. \tag{10.31}$$

Для ориентировочного определения размера капель диаметр конца струи *d*, можно принять равным диаметру отверстия, из которого истекает струя. В действительности же происходит сужение струй, и размер капель меньше, чем следует из уравнения (10.31). Для определения средних размеров капель с учетом сужения струи можно использовать соотношение:

$$d = 1,675 d_{\rm o} / (\alpha^{1/4} \beta^{1/3}), \tag{10.32}$$

где
$$\alpha = 1 + 6750 \left(\frac{8R^2}{1,8 + We} \right)^{1,41} We^{0,706} \left(\frac{gd_0^3 \rho_{\pi}^2}{\mu_{\pi} \mu_c} \right)^{-0,35};$$

 $\beta = 0,28 + 0,4 \exp \left[0,56 \left(\alpha - 1 \right)^2 \right]; We = \frac{\rho_{\pi} \omega_N^2 d_0}{\sigma}.$

Уравнение (10.32) приближенно описывает размер образующихся при струйном истечении капель в тех случаях, когда распад струи происходит в результате образования на ее поверхности возмущений, симметричных относительно оси.

Приведенные уравнения позволяют рассчитать средний размер капель, образующихся при истечении дисперсной фазы из отверстий тарелок или распределителя дисперсной фазы. Внутри колонны капли могут укрупняться вследствие коалесценции. Однако учесть количественно эффект коалесценции пока не представляется возможным. Поэтому приведенные уравнения применяют для расчета размеров капель в распылительных и тарельчатых экстракционных колоннах без учета коалесценции (которая в этих аппаратах обычно не очень интенсивна).

В насадочных колоннах капли движутся в узком пространстве внутри насадки, непрерывно сталкиваясь с материалом насадки и друг с другом. Это приводит к частой коалесценции и повторному редиспергированию капель. В результате устанавливается некоторый равновесный размер капель. Для его расчета можно использовать следующее эмпирическое уравнение [3]:

$$d = 0.92 \left(\frac{\sigma}{g\Delta\rho}\right)^{0.5} \left(\frac{\omega_{\rm or} \varepsilon \Phi}{\omega_{\rm g} (1-\Phi)}\right),\tag{10.33}$$

где є – удельный свободный объем насадки; ω_{or} – относительная скорость капель, рассчитываемая для насадочных .колонн по уравнению

$$\omega_{\rm ot} = \omega_{\rm g} / (\epsilon \Phi) + \omega_{\rm c} / [\epsilon (1 - \Phi)]. \tag{10.34}$$

Распределитель дисперсной фазы для насадочных колонн следует подбирать так, чтобы из него выходили капли того же размера (или немного крупнее), что и равновесный размер капель внутри насадки.

Размер элементов насадки для экстракционных колонн не должен быть слишком мал. Считается, что диаметр кольцевой насадки должен быть больше критического размера колец, определяемого по уравнению

$$d_{\text{Hac.kp}} = 2,42 \cdot \sqrt{\sigma/\langle \boldsymbol{\varrho} \cdot \Delta p \rangle}.$$
(10.35)

При меньшем размере элементов, насадки колонны работают с низкой-эффективностью. Вследствие сильной коалесценции капель дисперсная фаза в этом случае движется внутри насадки полностью или частично не в виде капель, а в виде сплошного каналообразного потока, что приводит к резкому уменьшению межфазной поверхности.

В экстракторах с механическим перемешиванием размеры капель также обуславливаются совокупностью процессов распада и коалесценции капель внутри аппарата. Средние поверхностно-объемные диаметры капель рассчитывают на основе опытных данных. Так, для роторно-дисковых экстракторов можно применять следующее эмпирическое уравнение [8]:

$$d = 16,7 \frac{\mu_{\rm c}^{0,3} \sigma^{0,5}}{\Phi D_{\rm p} \overset{0,9}{\smile} \rho_{\rm c}^{0,8} g^{0,2} N^{0,23}}$$
(10.36)

где D_p – диаметр дисков; N – число дисков в экстракторе.

Опубликован ряд других эмпирических уравнений для расчета средних размеров капель в роторно-дисковых и других экстракторах с подводом внешней энергии [1, 3, 4].

Массопередача в экстракционных аппаратах.

Во многих работах [1; 3; 4; 9] приведены различные данные или эмпирические уравнения для величин, характеризующих скорости массопереноса в экстракторах. Однако эти многочисленные данные по поверхностным и объемным коэффициентам массоотдачи, по значениям высоты единицы переноса и эффективности тарелок получены в основном на аппаратуре лабораторных размеров. Применимость их для расчета экстракторов промышленных размеров в большинстве случаев не установлена. Поэтому представляется целесообразным при отсутствии других, более надежных данных проводить расчет экстракторов на основе коэффициентов массоотдачи для свободно осаждающихся одиночных капель, мало зависящих от размеров аппарата. Коэффициенты массоотдачи как в сплошной, так и в дисперсной фазе зависят от размеров капель. Для мелких капель, ведущих себя подобно «жестким» сферам, внутри которых массоперенос осуществляется лишь за счет молекулярной диффузии, коэффициенты массоотдачи можно рассчитать по уравнениям [9; 10]:

$$\beta_{\mathcal{A}} = -\frac{d}{6\tau} \ln \frac{1}{4} \left[-\exp\left(\pi^2 F o_{\mathcal{A}}^{/}\right)^{5} \right]$$
(10.37)

$$Nu_c' = 0.998 Pe_c^{/1/3}; (10.38)$$

$$Nu_c^{\prime} = 0,74 \,\mathrm{Re}^{1/2} \,\mathrm{Pr}_c^{/1/3};$$
 (10.39)

221

где τ – время пребывания капель в колонне; $Nu_c^{\prime} = \beta_c d/D_c$; $Pe_c^{\prime} = \omega_{om} d/D_c$; $Pr_c^{\prime} = \mu_c/\rho_c D_c$ – диффузионные критерии Нуссельта, Пекле и Прандтля для сплошной фазы; $Fo_{\mathcal{A}}^{\prime} = 4D_{\mathcal{A}}\tau/d^2$ – диффузионный критерий Фурье для дисперсной фазы; D_c и $D_{\mathcal{A}}$ – коэффициенты диффузии соответственно в сплошной и дисперсной фазах; $Re = \rho_c \omega_{or} d/\mu_c$ – критерий Рейнольдса для капель.

Уравнения (10.37) и (10.38) – теоретические, справедливые при малых значениях Re; уравнение (10.39) – эмпирическое, применимое при больших Re.

Коэффициенты массоотдачи для более крупных капель, в которых не заторможено циркуляционное движение, определяются следующими зависимостями [4; 9; 10]:

$$\beta_{\partial} = -\left(\frac{d}{6\tau}\right) \ln \frac{1}{4} \left[-\exp\left(2,25\pi^2 F o_{\partial}^{\prime}\right)^{5}; \qquad (10.40)$$

$$Nu_{c}^{\prime} = 0,65Pe_{c}^{\prime 0,5} \left(1 + \frac{\mu_{\partial}}{\mu_{c}}\right)^{-0,5};$$
(10.41)

$$Nu_{\partial}^{\prime} = 31,4 \text{ (p}_{\partial}^{\prime})^{30,34} \text{ (p}_{\partial}^{\prime})^{30,125} We^{0,37}; \qquad (10.42)$$

$$Nu_c^{\prime} = 0.6 \,\mathrm{Re}^{0.5} \,\mathrm{Pr}_c^{\prime 0.5};$$
 (10.43)

где $Nu_{\partial} = \frac{\beta_{\partial}d}{D_{\partial}}$ и $Pr_{\partial} = \frac{\mu_{\partial}}{\Phi_{\partial}D_{\partial}} - диффузионные критерии Нуссельта и$

Прандтля для дисперсной фазы; $We = \frac{\rho_c \omega_{om}^2 d}{\sigma} - критерий Вебера для капель.$

Уравнения (10.40) и (10.41) применимы при малых Re (порядка единицы), а (10.42) и (10.43) – при больших Re.

Для осциллирующих капель можно использовать следующие уравнения [9]:

$$Nu_{\partial}^{\prime} = 0,32 \, \text{(}^{\circ} \rho_{\partial}^{\prime} \, \text{)}^{0,14} \, \text{Re}^{0,68} \left(\frac{\rho_c^2 \sigma^3}{g \Delta \rho \mu_c^4} \right)^{0,1}; \quad (10.44)$$

$$Nu_c^{\prime} = 50 + 0,0085 \operatorname{Re} \operatorname{Pr}_c^{\prime 0,7}$$
. (10.45)

При расчете коэффициентов массоотдачи по приведенным выше уравнениям в безразмерные числа Re, Pe' и We подставляют относительную скорость капель, вычисленную по уравнению (10.4); время пребывания капель в колонне принимают равным $\tau = \Phi H / \omega_{\pi}$ (где *H* – высота рабочей зоны экстрактора).

Надежность расчета размеров экстрактора в значительной степени определяется правильным выбором модели, положенной в основу расчетов. В смесительных камерах смесительно-отстойных экстракторов обычно принимают модель идеального смешения для обеих фаз. При расчете распылительных колонн представляется наиболее целесообразным использование модели идеального смешения для сплошной фазы и модели идеального вытеснения – для дисперсной. Такую же модель чаще всего применяют при расчете тарельчатых колонн. Экстракционные колонны с подводом внешней энергии обычно рассчитывают на основе диффузионной модели, используя опубликованные данные по коэффициентам продольного перемешивания [4, 11]. Методы расчета размеров массообменных аппаратов на основе всех указанных моделей, применимые и к экстракторам, описаны в [14].

Размер отстойных зон.

Для разделения фаз экстракционные колонны имеют отстойные зоны, которые обычно примыкают к рабочей зоне колонны и располагаются выше и ниже ее (верхняя и нижняя отстойные зоны). Отстойная зона для сплошной фазы (при диспергировании более легкой фазы находится внизу) служит для отделения уносимых ею мелких капель. Отстойная зона для дисперсной фазы (при диспергировании легкой фазы находится вверху) предназначена для того, чтобы капли могли коалесцировать перед выходом из аппарата. Время, необходимое для коалесценции капель, можно рассчитать по уравнению [11]:

$$\tau_{\text{коал}} = 1.32 \cdot 10^5 \left(\frac{\mu_c d}{\sigma}\right) \left(\frac{H}{d}\right)^{0.18} \left(\frac{\Delta \rho g d^2}{\sigma}\right)^{0.32}, \qquad (10.46)$$

где *H* – высота падения капли перед ее попаданием на межфазную поверхность, где происходит коалесценция.

Расчет размеров отстойных зон лучше проводить на основе опытных данных, так как скорости отстаивания и коалесценции капель зависят от ряда трудно учитываемых факторов, например от присутствия примесей поверхностно-активных веществ.

10.2.1. РАСЧЕТ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ КОЛОННЫ

Задание. Определить размеры распылительной колонны для извлечения фенола из воды экстракцией бензолом при следующих условиях: расход исходной смеси – 0,001389 м³/с (5 м³/ч); начальная концентрация фенола в воде – 0,3 кг/м³; конечная концентрация фенола в воде – 0,06 кг/м³; начальная концентрация фенола в экстрагенте – 0,01 кг/м³; температура в экстракторе – 25 °C.

Равновесие между фазами. При выражении концентраций в кг/м³ коэффициент распределения фенола между бензолом и водой при малых концентрациях фенола является практически постоянной величиной, при 25 °C равной 2,22 [12]. Следовательно, равновесие между фазами в данном случае определяется уравнением (6.47), причем m = 2,22, $m_0 = 0$.

$$N_{T} = \frac{\ln \frac{y_{\kappa} - mx_{\mu} - m_{0}}{y_{\mu} - mx_{\kappa} - m_{0}}}{\ln \frac{mG}{L}} = \frac{\ln \frac{c_{y,\kappa} - mc_{x,\mu} - m_{0}}{c_{y,\mu} - mc_{x,\kappa} - m_{0}}}{\ln \frac{mV_{y}}{V_{x}}} = \frac{\ln \frac{Y_{\kappa} - mY_{\mu} - m_{0}}{Y_{\mu} - mY_{\kappa} - m_{0}}}{\ln \frac{mG_{u\mu}}{L_{u\mu}}};$$
(10.47)

$$V_{y,h}c_{y,h} + V_{x,h}c_{x,h} - V_{y,\kappa}c_{y,\kappa} - V_{x,\kappa}c_{x,\kappa} = 0$$

$$V_{y,h} \oint_{y,h} - c_{y,h} - V_{y,\kappa} \oint_{y,\kappa} - c_{y,\kappa} = 0$$

$$V_{x,h} \oint_{x,h} - c_{x,h} - V_{x,\kappa} \oint_{x,\kappa} - c_{x,\kappa} = 0$$
(10.48)

Расход экстрагента. Ввиду малой концентрации фенола изменением плотностей фаз и их расходов в процессе экстракции можно пренебречь. Так как в соответствии с [14] конечная концентрация в экстрагенте не может превышать концентрации, равновесной с концентрацией исходной смеси, то минимальный расход экстрагента, как следует из уравнения (10.48), будет равен

$$V_{y\min} = \frac{V_x \mathbf{f}_{x,\mu} - c_{x,\kappa}}{c_y^* \mathbf{f}_{x,\mu} - c_{y,\mu}} \stackrel{\text{O},001389 \mathbf{f}, 3 - 0,06}{=} 0,000508 \text{ M}^3/\text{c}.$$

Реальный расход экстрагента должен быть больше минимального. Эффективность полых распылительных колонн обычно невелика (ввиду большого продольного перемешивания в сплошной фазе) и, как правило, не превышает одной теоретической ступени. Поэтому в данном случае определим расход экстрагента, исходя из условия, что необходимое число теоретических ступеней должно быть близко к единице. Ввиду малых концентраций фенола изменением расходов фаз в экстракторе можно пренебречь и, следовательно, число теоретических ступеней можно рассчитать по уравнению:

$$y_n = y^*(x_n);$$

 $c_{y,n} = c_y^*(c_{x,n});$ (10.49)
 $Y_n = Y^*(X_n)$

Например, если расход экстрагента в два раза больше минимального $(0,001016 \text{ м}^3/\text{c})$, то конечная концентрация фенола в нем в соответствии с уравнением (6.48) составит:

$$c_{y,\kappa} = c_{y,\mu} + \left(\frac{V_x}{V_y}\right) (\xi_{x,\mu} - c_{x,\kappa}) = 0,01 + \left(\frac{0,001389}{0,001016}\right) (0,3 - 0,06) = 0,338 \kappa z / M^3$$

Подставляя это значение в уравнение (6.49), написанное для концентраций в кг/м³, при $m_o = 0$ получим:

$$N_T = \frac{\ln \frac{c_{y,\kappa} - mc_{x,\mu}}{c_{y,\mu} - mc_{x,\kappa}}}{\ln \frac{mV_y}{V_x}} = \frac{\ln \frac{0,338 - 2,22 \cdot 0,3}{0,01 - 2,22 \cdot 0,06}}{\ln \frac{2,22 \cdot 0,001016}{0,001389}} = 2,02.$$

Результаты расчетов при других расходах экстрагента приведены ниже:

$$V_{y}/V_{ymin} \quad 3 \quad 4 \quad 5 \quad 6 \quad 7$$

$$y_{\kappa}, \kappa\Gamma/M^{3} \quad 0,229 \quad 0,174 \quad 0,141 \quad 0,119 \quad 0,104$$

$$N_{T} \quad 1,42 \quad 1,18 \quad 1,04 \quad 0,94 \quad 0,87$$

Как видно, требуемая эффективность колонны составит около одной теоретической ступени при расходе экстрагента в 5–6 раз больше минимального. Примем расход экстрагента равны 0,002778 м³/с (или 10 м³/ч), т. е. примерно в 5,5 раз больше минимального расхода и в 2 раз больше расхода исходной смеси. При таком расходе бензола конечная концентрация фенол составит $c_{y.\kappa} = 0,13$ кг/м³. Поскольку расход бензола больше расхода воды, будем проводит расчет колонны, считая бензол дисперсной фазой. Ввиду малых концентраций фенола необходимы для расчета физические свойства фаз примем равными соответствующим свойствам воды и бензола при 25 °C: $\rho_c = 997$ кг/м³; $\mu_c = 0,894$ мПа·с; $\sigma = 0,0341$ H/м; $\rho_{\pi} = 874$ кг/м³; $\mu_{\pi} = 0,6$ мПа·с; $\Delta \rho = 123$ кг/м³.

Диаметр колонны. Основная трудность расчета диаметра распылительных колон заключается в том, что для определения скоростей захлебывания нужно знать размеры капель и скорости их осаждения. Размеры капель зависят от скорости дисперсной фазы в отверстия распределителя. Последняя же зависит от числа этих отверстий, а число отверстий, необходимо для равномерного распределения дисперсной фазы, зависит от диаметра колонны.

Поэтому был принят следующий порядок расчета распылительных колонн (рис. 10.4). Исход из диаметра отверстий распределителя дисперсной фазы сначала определим ориентировочны размер капель по уравнению (10.30) или (10.31). Затем после расчета скоростей осаждения капель этого размера и предельных нагрузок, при которых наступает захлебывание, находим удовлетворяющий требованиям стандарта диаметр колонны, пригодный для проектируемого процесса. Определив размеры распределителя (шаг между отверстиями и их число), уточним размер капель с помощью уравнений (10.29) или (10.32) и проверим правильность выбора диаметра колонны. Затем рассчитаем требуемую высоту рабочей части колонны.

Проведем расчет размеров распылительной колонны, приняв диаметр отверстии распределителя дисперсной фазы равным $d_o = 4$ мм.

Приближенный размер капель. Определим приближенный размер капель при капельном истечении бензола в воду по уравнению (10.30):

$$\gamma = \sqrt{\frac{2\sigma}{g\Delta\rho}} = \sqrt{\frac{2\cdot0,0341}{9,81\cdot123}} = 0,00752\text{M} = 7,52\text{M},$$

$$R = \frac{d_0}{2\gamma} = \frac{4}{2 \cdot 7,52} = 0,266$$

По графику на рис. 6.3 находим f(R) = 0,72. Следовательно,

$$V = nRf(R) = 3,14.0,266.0,72 = 0,601.$$

Таким образом, ориентировочный диаметр капель при капельном истечении равен:

$$d = \gamma (6V/\pi)^{1/3} = 7,52 \cdot (6 \cdot 0,601/3,14)^{1/3} = 7,9$$
 MM.

При струйном истечении приближенный размер капель должен иметь, в соответствии с уравнением (2.31), близкое значение:

$$d = 1,92d_o = 1,92 \cdot 4 = 7,68$$
 MM.

Скорость свободного осаждений капель. Для капель бензола диаметром 7,9 мм из уравнения (2.19) находим:

$$P = \frac{\rho_c^2 \sigma^3}{g \Delta \rho \mu_c^4} = \frac{997^2 \cdot 0.0341^3}{9.81 \cdot 123 \cdot (0.894 \cdot 10^{-3})^4} = 5.12 \cdot 10^{10};$$



Рис. 10.4. Схема расчета размеров распылительной колонны

Для капель диаметров 7,68 мм получается практически такое же значение скорости свободного осаждения (0,122 м/с). Суммарная фиктивная скорость фаз при захлебывании. Удерживающая способность при захлебывании в данном случае ($b = V_{\text{д}}/V_{\text{c}} = 2$) в соответствии с уравнением (10.23) равна:

$$\Phi_3 = \frac{\sqrt{b^2 + 8b} - 3b}{4(-b)} = \frac{\sqrt{2^2 + 8 \cdot 2} - 3 \cdot 2}{4(-2)} = 0,382.$$

Принимая характеристическую скорость капель в распылительной колонне равной скорости свободного осаждения, из уравнения (10.22) находим:

$$(-4 \cdot 0,382 + 7 \cdot 0,382^2 - 4 \cdot 0,382^3) = (-4 \cdot 0,382^2 - 4 \cdot 0,382^3) = 0,0328 \text{M},$$



Рис. 10.5. Зависимость средних размеров капель от скорости истечения: *1* – капельный режим; *2* – струйный режим

Таким образом, минимально возможный диаметр колонны равен:

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4\P_{\partial} + V_c}{\pi \P_{\partial} + \omega_c}} = \sqrt{\frac{4\P_{\partial},002778 + 0,001389}{3,14 \cdot 0,0328}} = 0,402M$$

Выбираем внутренний диаметр колонны равным 0,5 м. Фиктивные скорости фаз в такой колонне равны: $\omega_x = \omega_c = 0,707 \text{ см/c}; \omega_y = \omega_a = 1,414 \text{ см/c}.$ Колонна будет работать при нагрузке, составляющей 65 % от нагрузки при захлебывании. В данном случае диаметры колонны, определяемые из приближенных размеров капель для капельного и струйного истечения, одина-ковы. Если бы они различались, то окончательный выбор диаметра колон-

ны должен был бы проводиться после расчета распределителя и определения режима истечения дисперсной фазы.

Расчет распределителя дисперсной фазы. Работа распылительных колонн во многом определяется конструкцией распределителя дисперсной фазы. Он должен подавать в рабочую зону колонны достаточно малые капли, по возможности близкие по размерам, и обеспечить равномерное распределение капель по объему аппарата. При близких размерах капель время пребывания их в колонне не должно сильно различаться, и режим движения дисперсной фазы близок к режиму идеального вытеснения. Поэтому предпочтительнее капельный режим истечения, при котором образуются одинаковые капли (иногда наряду с однородными крупными каплями образуются капли-спутники значительно меньшего размера).

Капельный режим работы распределителя дисперсной фазы не всегда осуществим, так кар может потребоваться слишком большое число отверстий, которые невозможно разместить по его поперечному сечению. Для равномерного распределения капель по сечению аппарата необходимо, чтобы диаметр распределителя был равен диаметру рабочей зоны экстрактора (в месте установки распределителя колонна должна иметь расширение для свободного прохода сплошной фазы в отстойную зону). Число отверстий распределителя при размещении их по треугольникам примерно определяется соотношением

$$n = 0.905 \ (D/s)^2. \tag{10.50}$$

Максимальное число отверстий соответствует минимальному шагу *s* между отверстиями, который определяется конструкцией распределителя и не должен быть меньше размера капель (во избежание их слияния при выходе из распределителя). В основу расчета числа отверстий распределителя дисперсной фазы может быть положен принцип минимального размера капель. Зависимость среднего размера капель от скорости истечения обычно имеет вид, показанный на рис. 10.5. Примерное положение минимума определяется следующими соотношениями:

Рассчитаем число отверстий распределителя дисперсной фазы так, чтобы размер капель был минимальным. Так как в данном случае R = 0,266, то критерий Вебера должен быть равен We = 0,59/0,266 = 2,22. Скорость в отверстиях распределителя, соответствующая этому значению критерия Вебера, равна:

$$\omega_N = \sqrt{\frac{\sigma We}{\rho_o d_0}} = \sqrt{\frac{0,0341 \cdot 2,22}{874 \cdot 0,004}} = 0,147 \text{m/c}.$$

Необходимое для такой скорости истечения число отверстий составляет:

$$n = \frac{4V_{\partial}}{\pi \omega_N d_0^2} = \frac{4 \cdot 0,002778}{3,14 \cdot 0,147 \cdot 0,004^2} = 1500.$$

В соответствии с уравнением (6.50) шаг между отверстиями должен быть равен:

$$s = D_{\sqrt{\frac{0,905}{n}}} = 0.5\sqrt{\frac{0,905}{1500}} = 0.0123$$
 m.

Это значение заметно больше и размера отверстий, и ориентировочного размера капель. Следовательно, по сечению распределителя можно разместить 1500 отверстий. Найдем критическую скорость истечения по уравнению (10.18):

$$\omega_{N\kappa\kappa} = \left[0,64 \left(\frac{9,81 \cdot 0,6 \cdot 10^{-5} \cdot 0,004}{0,0341} \right)^2 + \frac{3 \cdot 0,0341}{874 \cdot 0,004 \left(1 + \frac{4}{7,52} \right)} \right]^{0,5} - 0.8 \frac{9,81 \cdot 0,6 \cdot 10^{-3} \cdot 0,004}{0,0341} = 0,12 \,\mathrm{m/c}.$$

При числе отверстий n = 1500 скорость истечения (0,147 м/с) немного превышает критическую. Следовательно, распределитель будет работать в начальной стадии струйного режима, когда размеры образующихся капель отличаются незначительно.

Размер капель. Уточненный расчет размеров капель проводим по уравнению (2.22) для струйного истечения:

$$\alpha = 1 + 6750 \left(\frac{8 \cdot 0,266^2}{1,8+2,22}\right)^{1,41} \cdot 2,22^{0,706} \left(\frac{9,81 \cdot 0,004^3 \cdot 874^2}{0,6 \cdot 10^{-3} \cdot 0,894 \cdot 10^{-3}}\right)^{-0,35} = 7,17;$$

$$\beta = 0,28 + 0,4 \exp\left[-0,56\P,17 - 1\right] = 0,293;$$

$$d = \frac{1,675 \cdot 4}{7,17^{1/4} \cdot 0,293^{1/3}} = 6,16 \text{MM}.$$

Скорость свободного осаждения для капель этого диаметра составляет 0,126 м/с, а суммарная предельная нагрузка при такой характеристической скорости практически равна предельной нагрузке, полученной в предварительных расчетах на основе приближенной оценки размеров капель. Следовательно, нет оснований вносить изменения в выбранный диаметр колонны.

Удерживающая способность. Уравнение (10.17) при характеристической скорости $\omega_{xap}=0,126 m/c$ и фиктивных скоростях фаз $\omega_c = 0,707$ см/с и $\omega_{a} = 1,414$ см/с принимает вид:

$$\Phi^3 - 2\Phi^2 + 1,06\Phi - 0,117 = 0.$$

Для решения этого уравнения используем аналитический метод решения кубических уравнений в тригонометрической форме [13]. Решение сводится к тому, что уравнение вида

$$x^3 + ax^2 + bx + c = 0$$

путем подстановки x = z - a/3 приводят к виду: $z^3 + pz + q = 0$. Коэффициенты p и q равны: $p = -a^2/3 + b$; $q = 2(a/3)^3 - ab/3 + c$.

Коэффициенты а, b, c уравнения (2.17) имеют следующие значения:

$$a = -2;$$

$$b = 1 + \frac{\omega_{\partial}}{\omega_{xap}} - \frac{\omega_{c}}{\omega_{xap}};$$

$$c = -\frac{\omega_{\partial}}{\omega_{xap}}$$

Подстановкой $\Phi = z + 2/3$ преобразуем это уравнение к виду

$$z^{3} + \left(\frac{\omega_{\partial} - \omega_{c}}{\omega_{xap}} - \frac{1}{3}\right)z + \left(\frac{2}{27} - \frac{\omega_{\partial} + 2\omega_{c}}{3\omega_{xap}}\right) = 0$$
(10.17a)

Коэффициенты *р* и *q* в данном случае равны:

$$p = \frac{\omega_{\partial} - \omega_c}{\omega_{xap}} - \frac{1}{3}; \ q = \frac{2}{27} - \frac{\omega_{\partial} + 2\omega_c}{3\omega_{xap}}.$$

Уравнение (10.17) таково, что всегда соблюдается условие $(p/3)^3 + (q/2)^2 < 0$. В этом случае уравнение (10.17а) имеет три действительных корня:

$$z_1 = 2\cos\left(\frac{\alpha}{3}\right)\sqrt{-\frac{p}{3}};$$
$$z_{2,3} = -2\cos\left(\frac{\alpha}{3} \pm \frac{\pi}{3}\right)\sqrt{-\frac{p}{3}};$$

где
$$\alpha = \arccos \left[-\frac{q}{2} \sqrt{-\left(\frac{p}{3}\right)^3} \right].$$

Корни кубического уравнения (2.41) равны $\Phi = z + 2/3$. Для решаемой задачи $\omega_c/\omega_{xap} = 0,0561$; $\omega_d/\omega_{xap} = 0,1122$. Следовательно, p = -0,2775; q = -0,000926; p/3 = -0,0925. Тогда

$$\alpha = \arccos\left[-\frac{0,000926}{2}$$
 (,0925)^{3/2} $= 89,06^{\circ}; \alpha/3 = 29,7^{\circ};$

 $\cos(\alpha/3) = 0,869; \cos(\alpha/3 + 60^{\circ}) = 0,0052; \cos(\alpha/3 - 60^{\circ}) = 0,863.$

Таким образом

$$z_1 = 2 \cdot 0,869 \sqrt{0,0925} = 0,528$$
$$z_2 = -2 \cdot 0,0052 \sqrt{0,0925} = -0,00316$$
$$z_3 = -2 \cdot 0,863 \sqrt{0,0925} = -0,525$$

Корни кубического уравнения (6.17) получаются равными: $\Phi_1 = z_1 + 2/3 = 1,19; \quad \Phi_2 = z_2 + 2/3 = 0,524; \quad \Phi_3 = z_3 + 2/3 = 0,142.$ Наименьшее значение, $\Phi = 0,142$, принимаем за величину удерживающей способности. В соответствии с уравнением (10.51) удельная поверхность контакта фаз

$$a = 6\Phi/d; \tag{10.51}$$

$$a = 6.0,142/(6,16.10^{-3}) = 138 \text{ m}^2/\text{m}^3.$$

Таким образом при расчете гидродинамических параметров распылительной колонны получены следующие результаты:

Диаметр колонны (и распределителя дисперсной фазы), м 0,5 Фиктивная скорость, см/с:

дисперсной фазы (бензола)	1,414	
сплошной фазы (воды)	0,707	
Число отверстий распределителя		
дисперсной фазы диаметром 4 мм	1500	
Шаг между отверстиями, мм	12,3	
Средний диаметр капель, мм	6,16	
Удерживающая способность	0,142	
Удельная поверхность контакта фаз, м ² /м ³		138

Коэффициенты диффузии. Вычислим коэффициенты диффузии по уравнению [13]:

$$D = 7,4 \cdot 10^{-12} \, \frac{\Phi M^{5,5} T}{\mu v^{0,6}},$$

где M – молекулярная масса растворителя, равная для воды 18,02, для бензола – 78,2; φ – фактор ассоциации растворителя, равный для воды 2,6, для бензола 1 [13]; υ – мольный объем диффундирующего вещества, равный для фенола 103 см³/моль; вязкость раствора μ (в мПа·с) можно принять равной вязкости растворителей.

Рассчитаем коэффициент диффузии в разбавленном растворе фенола в воде:

$$D = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(6.18,02)^{-0.5} 298}{0,894 \cdot 103^{-0.6}} = 1,05 \cdot 10^{-9} \,\mathrm{m^2/c} \,.$$

Аналогичный расчет коэффициента диффузии в бензоле дает: $D_{\rm g} = 2 \cdot 10^{-9} \, {\rm m}^2/{\rm c}.$

Коэффициенты массоотдачи. Параметр Т в уравнении (6.18) равен

$$T = 4.123.9,81.(6,16.10^{-3})^2.40,4/(3.0,0341) = 72,3.$$

Так как в данном случае T > 70, размер капель больше критического (рис. 10.2), и капли должны осциллировать в процессе осаждения. Поэтому определение коэффициентов массоотдачи проводим по уравнениям для осциллирующих капель. Расчет по уравнению (10.45) дает:

$$\omega_{\rm or} = \frac{\omega_{\rm c}}{1 - \Phi} + \frac{\omega_{\rm a}}{\Phi} = \frac{0,707}{1 - 0,142} + \frac{1,414}{0,142} = 10,8 \,{\rm cm/c}\,;$$

$$\operatorname{Re} = \frac{\rho_{\rm c}\omega_{\rm or}d}{\mu_{\rm c}} = \frac{997 \cdot 0,108 \cdot 6,16 \cdot 10^{-3}}{0,894 \cdot 10^{-3}} = 742\,;$$

$$\operatorname{Pr}_{c}' = \frac{\mu_{\rm c}}{\rho_{\rm c}D_{\rm c}} = \frac{0,894 \cdot 10^{-3}}{997 \cdot 1,05 \cdot 10^{-9}} = 854\,;$$

$$\beta_{x} = \beta_{\rm c} = \frac{D_{\rm c}}{d} \operatorname{Nu}_{\rm c}' = \frac{D_{\rm c}}{d} (50 + 0,0085 \cdot \operatorname{Re} \cdot \operatorname{Pr}_{\rm c}^{\prime0,7}) =$$

$$= \frac{1,05 \cdot 10^{-9}}{6,16 \cdot 10^{-3}} (50 + 0,0085 \cdot 742 \cdot 854^{0,7}) = 1,3 \cdot 10^{-4} \,\mathrm{m/c}.$$

Для определения коэффициента массоотдачи в дисперсной фазе нужно знать время пребывания капель в колонне, зависящее от ее высоты. Зададимся высотой H = 5 м. Тогда

$$\tau = \Phi H / \omega_{\pi} = 0.142 \cdot 5 / 0.01414 = 50.2 \text{ c};$$

 $\rho_{\rm c}^2 \sigma^3 / (g \Delta \rho \mu_{\rm c}^4) = 5.12 \cdot 10^{10}; \ {\rm Nu}_{\rm A}' = 0.32(0.0106)^{-0.14} 742^{0.68} (5.12 \cdot 10^{10})^{0.1} = 638;$

$$\beta_y = \beta_{\pi} = \frac{D_{\pi}}{d} \operatorname{Nu}'_{\pi} = 638 \cdot 2 \cdot 10^{-9} / 6,16 \cdot 10^{-3} = 2,07 \cdot 10^{-4} \,\mathrm{m/c}.$$

Коэффициент массопередачи по фазе бензола

$$K_{y} = \left(\frac{1}{\beta_{y}} + \frac{m}{\beta_{x}}\right)^{-1} = \left(\frac{1}{2,07 \cdot 10^{-4}} + \frac{2,22}{1,3 \cdot 10^{-4}}\right)^{-1} = 0,456 \cdot 10^{-4} \,\mathrm{m/c}.$$

Высота рабочей зоны. При расчете высоты рабочей зоны колонны примем следующую модель структуры потоков: для сплошной фазы – идеальное перемешивание, для дисперсной – идеальное вытеснение. Такой выбор основан на том, что степень продольного перемешивания; в сплошной фазе распылительных колонн гораздо сильнее, чем в дисперсной (если капли не очень широко распределены по размерам) [4]. Для данной модели структуры потоков при постоянстве расходов фаз и линейной равновесной зависимости из уравнений (10.52) и (10.53) следует:

$$E_{My} = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_{n-1} - y^*(x_n)} = \frac{c_{y,n-1} - c_{y,n}}{c_{y,n-1} - c_y^*(c_{x,n})} = \frac{Y_{n-1} - Y_n}{Y_{n-1} - Y^*(X_n)};$$
(10.52)

$$E_{M_{y}} = 1 - e^{-n_{oy}} \tag{10.53}$$

$$n_{0y} = \ln \frac{c_{y,H} - mc_{x,K} - m_0}{c_{y,K} - mc_{x,K} - m_0}.$$

Вычислив по этому уравнению величину *n*_{oy}, рассчитанную по дисперсной фазе (экстрагент), находим рабочую высоту колонны:

$$n_{0y} = \ln \frac{0,01 - 2,22 \cdot 0,06 - 0}{0,13 - 2,22 \cdot 0,06 - 0} = 3,65;$$

$$H_{o, y} = \frac{\omega_y}{K_y a} = \frac{1,414 \cdot 10^{-2}}{0,456 \cdot 10^{-4} \cdot 138} = 2,25 \text{ m}; \ H = n_{o, y} H_{o, y} = 3,65 \cdot 2,25 = 8,21 \text{ m}.$$

Поскольку высота колонны получилась отличной от H = 5м (которой задались при определении коэффициента массоотдачи в дисперсной фазе), расчет следует повторить. Принимая H = 8,21 м, получим: $\beta_y = 1,93 \cdot 10^{-4}$ м/с; $K_y = 0,449 \cdot 10^{-4}$ м/с; $H_{oy} = 2,28$ м; H = 8,32 м. При повторении расчета высота колонны не меняется. Принимаем H = 8,5 м.

Размер отстойных зон. Диаметр отстойных зон (принимаем их одинаковыми) определим, исходя из условия, что сплошная фаза должна двигаться в зазоре между краем распределителя дисперсной фазы и стенкой отстойной зоны с той же фиктивной скоростью, что и в колонне. Тогда диаметр отстойных зон можно найти из уравнения

$$D_{\rm ot} = \sqrt{D^2 + \frac{4V_{\rm c}}{\pi\omega_{\rm c}}} = \sqrt{0.5^2 + \frac{4 \cdot 0.001389}{3.14 \cdot 0.00707}} = 0.707 \,\,{\rm m}.$$

Принимаем диаметр отстойных зон равным 0,8 м.

Найдем по уравнению (10.47) время, необходимое для коалесценции капель бензола:

$$\begin{split} \tau_{\text{KOBJI}} &= 1,32 \cdot 10^5 \cdot \frac{0,894 \cdot 10^{-3} \cdot 6,16 \cdot 10^{-3}}{0,0341} \cdot \left(\frac{8,5}{6,16 \cdot 10^{-3}}\right)^{0,18} \times \\ & \times \left(\frac{123 \cdot 9,81(6,16 \cdot 10^{-3})^2}{0,0341}\right)^{0,32} = 86,1 \text{ c.} \end{split}$$

Найденное время коалесценции является приближенным, так как размер капель в отстойной зоне вследствие коалесценции капель должен быть больше, чем в колонне (6,16 мм).

Для расчета объема верхней отстойной зоны примем, что половина верхней отстойной зоны занята слоем чистого скоалесцировавшего бензола, а другая половина заполнена коалесцирующими каплями. Считая, что объемная доля бензола в коалесцирующей эмульсии составляет 80 %, получим объем верхней отстойной зоны:

$$\upsilon_{\text{от}} = 2V_{\pi}\tau_{\text{коал}}/0.8 = 2 \cdot 0.002778 \cdot 86.1/0.8 = 0.598 \,\text{m}^3.$$

Следовательно, высота отстойной зоны должна быть равна

$$H_{\rm ot} = 4\upsilon_{\rm ot} / (\pi D_{\rm ot}^2) = 4 \cdot 0.598 / (3.14 \cdot 0.8^2) = 1.19 \, {\rm m}$$

Принимаем отстойные зоны одинаковыми, высотой 1,2 м. На рис. 10.6 приведены основные размеры распылительной колонны, определенные в результате технологического расчета.



Рис. 10.6. Эскиз распылительной колонны: *1*, *3* – вход и выход сплошной фазы; *2*, *4* – вход и выход дисперсной фазы

Низкая эффективность спроектированной колонны (высота, эквивалентная теоретической ступени, равна ≈ 8 м) обусловлена большим продольным перемешиванием в сплошной фазе (при расчете принято полное перемешивание). Если бы режим движения обеих фаз соответствовал идеальному вытеснению, необходимая высота рабочей зоны колонны составила бы около 1 м.

10.2.2. РАСЧЕТ РОТОРНО-ДИСКОВОГО ЭКСТРАКТОРА

В качестве примера расчета роторно-дискового экстрактора рассмотрим тот же процесс очистки воды от фенола экстракцией бензолом, но очистки более глубокой – до конечной концентрации фенола в воде 0,009 кг/м³ (степень извлечения 97 %). Остальные исходные параметры будем считать такими же, как и при расчете распылительной колонны:

$$V_x = V_c = 0,001389 \text{ m}^3/\text{c}; \dot{V}_y = V_{\pi} = 0,002778 \text{ m}^3/\text{c}; c_{xH} = 0,3 \text{ K}\text{F}/\text{m}^3;$$

$$c_{y_{\rm H}} = 0,01 \text{ кг/м}^3; t = 25 \text{ °C}; m = 2,22; m_0 = 0; \rho_c = 997 \text{ кг/м}^3; \rho_{\pi} = 874 \text{ кг/м}^3;$$

$$\Delta \rho = 123 \text{ кг/м}^3; \mu_c = 0,894 \text{ мПа·c}; \mu_{\pi} = 0,6 \text{ мПа·c}; D_c = 1,05 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/c;$$

$$D_{\rm g} = 2 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{c}; \ \sigma = 0.0341 \text{ H/m}; \ \Phi_{\rm s} = 0.382.$$

Конечная концентрация фенола в бензоле при такой степени извлечения равна

$$c_{yk} = c_{yh} + (V_x / V_y)(c_{xh} - c_{xr}) =$$

= 0.01 + 0.001389(0.3 - 0.009) / 0.002778 = 0.155 kg/m³.

Для расчета роторно-дисковых экстракторов недостаточно определить диаметр и высоту рабочей части колонны. Необходимо подобрать также размеры внутренних устройств (диаметры дисков и статорных колец, расстояние между дисками) и частоту вращения дисков. Используем методику расчета, схема которой показана на рис. 10.7. В этой методике исходными данными являются соотношения размеров внутренних устройств экстрактора D_p/D , D_c/D , h/D (где D, D_p и D_c – диаметры соответственно колонны и дисков и внутренний диаметр статорных колец; h – высота секции), а также величина nD_p (где n – частота вращения ротора).



Рис. 10.7. Схема расчета размеров роторно-дисковых экстракторов

Обычно диаметр дисков в роторно-дисковых экстракторах 1,5–2 раза меньше диаметра колонны, высота секции (расстояние между дисками) в 2–4 раза меньше диаметра колонны, а внутренний диаметр колец статора составляет 70–80 % от диаметра колонны [3, 4]. Примем следующие соотношения для размеров внутренних устройств: $D_p/D = 2/3$;

 $D_c/D = 3/4$; h/D = 1/3 и рассчитаем размеры экстрактора, работающего при $nD_p = 0,2$ м/с.

Средний размер капель. Для определения размеров капель по уравнению (10.35) необходимо знать число секций (дисков). Зададимся числом секций N = 20. Получим:

$$d = 16,7 \frac{(0,0894 \cdot 10^{-3})^{0,3} (0,0341)^{0,5}}{0,2^{0,9}997^{0,8}9,81^{0,2} 20^{0,23}} = 0,00203 \text{ m} (2,03 \text{ mm}).$$

Суммарная фиктивная скорость фаз при захлебывании. Рассчитав скорость свободного осаждения капель бензола размером 2,03 мм в воде по уравнению (10.17), получим: $\omega_0 = 5,73$ см/с. Определим характеристическую скорость капель по уравнению (10.22):

$$(D_{\rm c}/D)^2 = (3/4)^2 = 0,562; 1 - (D_{\rm p}/D)^2 = 1 - (2/3)^2 = 0,556;$$

$$\frac{\Phi_{\rm c} + D_{\rm p}}{D} \left[\left(\frac{D_{\rm c} - D_{\rm p}}{D} \right)^2 + \left(\frac{h}{D} \right)^2 \right]^{0.5} = \left(\frac{3}{2} + \frac{2}{3} \right) \left[\left(\frac{3}{4} - \frac{2}{3} \right)^2 + \left(\frac{1}{3} \right)^2 \right]^{0.5} = 0,485.$$

Следовательно, $\alpha = 0,485$, и характеристическая скорость капель равна:

$$ω_{xap} = αω_0 = 0,485 \cdot 5,73 = 2,78$$
 см/с.

Фиктивную суммарную скорость фаз при захлебывании находим из уравнения (10.20)

$$(\omega_{\pi} + \omega_{c})_{3} = (1 - 4 \cdot 0.382 + 7 \cdot 0.382^{2} - 4 \cdot 0.382^{3})^{2}, 78 = 0.756 \text{ cm/c}.$$

Диаметр колонны и размеры внутренних устройств. Минимально допустимый диаметр колонны в данном случае равен

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4(V_{\pi} + V_{c})}{\pi(\omega_{\pi} + \omega_{c})_{3}}} = \sqrt{\frac{440,001389 + 0,002778}{3,14 \cdot 0,00756}} = 0,84 \text{ M}.$$

Принимаем внутренний диаметр колонны равным 1 м. Фиктивные скорости фаз в такой колонне равны: $\omega_y = \omega_a = 0,354$ см/с; $\omega_x = \omega_c = 0,177$ см/с. Суммарная скорость фаз составит 69 % от суммарной скорости фаз при захлебывании.

Основные размеры внутренних устройств экстрактора:

$$D_{\rm p} = D(D_{\rm p}/D) = 1.2/3 = 0,667 \text{ m}; D_{\rm c} = D(D_{\rm c}/D) = 1.3/4 = 0,75 \text{ m};$$

$$h = D(h/D) = 1 \cdot 1/3 = 0,333 \text{ M}/$$

Частота вращения $n = (nD_p)/D_p = 0.2/0.667 = 0.3c^{-1}$.

Удельная поверхность контакта фаз. Подставив значения фиктивных скоростей фаз и характеристической скорости в уравнение (10.26), получим кубическое уравнение:

$$\Phi^3 - 2\Phi^2 + 1,06\Phi - 0,127 = 0.$$

Решая это уравнение (см. пример расчета распылительной колонны), находим удерживающую способность Ф = 0,169. Следовательно, удельная поверхность контакта фаз равна

$$\alpha = 6\Phi/d = 6.0, 169/(2, 03.10^{-3}) = 500 \text{ m}^2/\text{m}^3.$$

Высота рабочей зоны колонны. Рассчитаем высоту рабочей зоны колонны и, следовательно, число дисков с учетом продольного перемешивания на основе диффузионной модели по уравнениям (10.53)–(10.55). Коэффициенты продольного перемешивания в сплошной (E_c) и дисперсной (E_{π}) фазах вычислим из следующих эмпирических зависимостей [4]:

$$H = H'_{oy} n_{oy} = H'_{ox} n_{ox};$$
(10.53)

$$H'_{ox} = H_{ox} + \frac{E_x}{\omega_x f_x} + \left(\frac{V_x}{mV_y}\right) \left(\frac{E_y}{\omega_y f_y}\right);$$
$$H'_{oy} = \frac{mV_y}{V_x} H'_{ox}.$$
(10.54)

$$f_{y} = \left[1 - \frac{1 - \exp(-\operatorname{Pe}_{y})}{\operatorname{Pe}_{y}}\right]^{-1} + \left(1 - \frac{mV_{y}}{V_{x}}\right) \frac{E_{y}}{\omega_{y}H'_{oy}};$$

$$f_{x} = \left[1 - \frac{1 - \exp(-\operatorname{Pe}_{x})}{\operatorname{Pe}_{x}}\right]^{-1} - \left(1 - \frac{mV_{y}}{V_{x}}\right) \frac{E_{x}}{\omega_{x}H'_{oy}};$$
(10.55)

$$\begin{split} E_{\rm c} &= 0.5 \frac{\omega_{\rm c} h}{1 - \Phi} + 0.09 \left(\frac{D_{\rm p}}{D}\right)^2 \left[\left(\frac{D_{\rm c}}{D}\right)^2 - \left(\frac{D_{\rm p}}{D}\right)^2 \right] n D_{\rm p} h; \\ E_{\rm g} &= 0.5 \frac{\omega_{\rm g} h}{\Phi} + 0.09 \left(\frac{D_{\rm p}}{D}\right)^2 \left[\left(\frac{D_{\rm c}}{D}\right)^2 - \left(\frac{D_{\rm p}}{D}\right)^2 \right] n D_{\rm p} h. \end{split}$$

Расчет по этим уравнениям дает:

$$E_x = E_c = 0.5 \frac{0.177 \cdot 10^{-2} \cdot 0.333}{1 - 0.169} + 0.09 \left(\frac{2}{3}\right)^2 \left[\left(\frac{3}{4}\right)^2 - \left(\frac{2}{3}\right)^2 \right] \times ;$$

× 0.2 \cdot 0.333 = 6.69 \cdot 10^{-4} M^2 / c;
$$E_y = E_{\pi} = 0.5 \frac{0.354 \cdot 10^{-2} \cdot 0.333}{0.169} + 0.09 \left(\frac{2}{3}\right)^2 \left[\left(\frac{3}{4}\right)^2 - \left(\frac{2}{3}\right)^2 \right] \times$$

× 0.2 \cdot 0.333 = 38 \cdot 10^{-4} M^2 / c.

Для определения коэффициентов массоотдачи необходимо знать относительную скорость капель в колонне и критерий Рейнольдса:

$$\omega_{\text{ot}} = \frac{\omega_{\pi}}{\Phi} + \frac{\omega_{\text{c}}}{1 - \Phi} = \frac{0,177}{0,169} + \frac{0,354}{1 - 0,169} = 2,3 \text{ cm/c};$$

$$\operatorname{Re} = \frac{\rho_{\rm c}\omega_{\rm or}d}{\mu_{\rm c}} = \frac{997 \cdot 0.023 \cdot 2.03 \cdot 10^{-3}}{0.894 \cdot 10^{-3}} = 52.2$$

Параметр Т в уравнении (2.17) равен

$$T = \frac{4 \cdot 123 \cdot 9,81 \cdot (0.03 \cdot 10^{-3}) \cdot 40,4}{3 \cdot 0,0341} = 7,85.$$

Так как T < 70, то капли не осциллируют.

Ввиду того, что Re заметно больше единицы, для расчета коэффициентов массоотдачи используем уравнения (10.41) и (10.42). При определении размеров капель число секций экстрактора принято равным 20. Поэтому в качестве первого приближения для высоты экстрактора примем значение H = Nh = 20.0,333 = 6,66 м. Рассчитаем коэффициенты массоотдачи:

$$Nu'_{c} = 0.6 \operatorname{Re}^{0.5} \operatorname{Pr}'^{0.5}_{c} = 0.6 \cdot 52.2^{0.5} \cdot 854^{0.5} = 127;$$

$$\beta_x = \beta_c = \mathrm{Nu'_c} \frac{D_c}{d} = 127 \frac{1,05 \cdot 10^{-9}}{2,03 \cdot 10^{-3}} = 0,657 \cdot 10^{-4} \text{ m/c};$$
$$\tau = \Phi H/\omega_{\mathrm{A}} = 0,169 \cdot 6,66/0,00354 = 318 \text{ c};$$

Fo'_{*A*} =
$$4D_{A}\tau/d^{2} = 4 \cdot 2 \cdot 10^{-9} \cdot 318/(2,03 \cdot 10^{-3})^{2} = 0,617$$
;

We =
$$\frac{\rho_c \omega_{or} d}{\sigma} = \frac{997(2,3 \cdot 10^{-2})^2 \cdot 2,03 \cdot 10^{-3}}{0,0341} = 0,0314;$$

$$Nu'_{\pi} = 31,4 \text{ (fo'}_{\pi} \stackrel{>0.34}{\searrow} Pr'_{\pi}^{-0.125} \cdot We^{0.37} =$$

= 31,4 \cdot 0,617^{-0.34} \cdot 343^{-0.125} \cdot 0,0314^{0.37} = 4,963

$$\beta_y = \beta_{\pi} = \mathrm{Nu}'_{\pi} \frac{D_{\pi}}{d} = 4,96 \cdot \frac{2 \cdot 10^{-9}}{2,03 \cdot 10^{-3}} = 0,0488 \cdot 10^{-4} \mathrm{M/c}.$$

Критерии $Pr_c^{\prime} = 854$ и $Pr_d^{\prime} = 343$ определены при расчете распылительной колонны. Находим коэффициент массопередачи и высоту единицы переноса по водной фазе, соответствующую режиму идеального вытеснения:

$$K_{x} = \left(\frac{1}{\beta_{x}} + \frac{1}{m\beta_{y}}\right)^{-1} = \left(\frac{1}{0.657 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{2.22 \cdot 0.0488 \cdot 10^{-4}}\right)^{-1} = 0.93 \cdot 10^{-5} \text{ m/c};$$

$$H_{ox} = \frac{\omega_{x}}{K_{x}a} = \frac{0.00177}{0.93 \cdot 10^{-5} \cdot 500} = 0.381 \text{ M}.$$

$$n_{oy} = \frac{1}{mG/L - 1} \ln \frac{y_{\kappa} - mx_{\mu} - m_{0}}{y_{\mu} - mx_{\kappa} - m_{0}}, \quad \frac{mG}{L} \neq 1;$$

$$n_{oy} = \frac{y_{\mu} - y_{\kappa}}{y_{\kappa} - mx_{\mu} - m_{0}} = \frac{y_{\mu} - y_{\kappa}}{y_{\mu} - mx_{\kappa} - m_{0}}, \quad \frac{mG}{L} = 1;$$

$$n_{ox} = mGn_{oy}/L \qquad (10.56)$$

Так как расходы фаз в рассматриваемом процессе практически не меняются, а равновесие между фазами характеризуется линейной зависимостью, для расчета общих чисел единиц переноса можно использовать уравнение (10.56), которое при выражении составов в кг/м³ может быть представлено в виде:

$$n_{0x} = \frac{mV_y / V_x}{mV_y / V_x - 1} \ln \frac{mc_{xH} + m_0 - c_{yK}}{mc_{xK} + m_0 - c_{yH}}$$

Для рассматриваемого процесса $mV_y/V_x = 2,22 \cdot 2 = 4,44; m_0 = 0.$ Следовательно,

$$n_{0x} = \frac{4,44}{4,44-1} \ln \frac{2,22 \cdot 0,3 - 0,1555}{2,22 \cdot 0,009 - 0,01} = 5,08.$$

Таким образом, при режиме идеального вытеснения по обеим фазам высота рабочей зоны колонны $H = n_{0x}H_{0x} = 5,08\cdot0,381 = 1,93$ м. Для определения высоты колонны с учетом продольного перемешивания находим методом последовательного приближения «кажущуюся» высоту единицы переноса по уравнениям (10.54) и (10.55). Сначала определим значение критерия Пекле для продольного перемешивания в обеих фазах:

$$\operatorname{Pe}_{y} = \frac{\omega_{y}H}{E_{y}} = \frac{0,00354 \cdot 6,66}{38 \cdot 10^{-4}} = 6,2; \quad \operatorname{Pe}_{x} = \frac{\omega_{x}H}{E_{x}} = \frac{0,00177 \cdot 6,66}{6,69 \cdot 10^{-4}} = 17,6.$$

В первом приближении коэффициенты *f_y* и *f_x* вычисляем, пренебрегая в уравнениях (10.55) вторыми членами в правой части:

$$f_{y} = \left[1 - \frac{1 - \exp(-\operatorname{Pe}_{y})}{\operatorname{Pe}_{y}}\right]^{-1} = \left[1 - \frac{1 - \exp(-6, 2)}{6, 2}\right]^{-1} = 1,192;$$

$$f_{x} = \left[1 - \frac{1 - \exp(-\operatorname{Pe}_{x})}{\operatorname{Pe}_{x}}\right]^{-1} = \left[1 - \frac{1 - \exp(-17, 6)}{17, 6}\right]^{-1} = 1,06.$$

Подставляя эти значения в уравнение (10.54), находим первое приближение для кажущейся высоты единицы переноса:

$$H'_{ox} = H_{ox} + \frac{E_x}{\omega_x f_x} + \left(\frac{V_x}{mV_y}\right) \cdot \left(\frac{E_y}{\omega_y f_y}\right) = 0,381 + \frac{6,69 \cdot 10^{-4}}{0,00177 \cdot 1,06} + 0,2252 \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0,00354 \cdot 1,192} = 0,941 \,\mathrm{m},$$

где $V_x/(mV_y) = 1/(2,22\cdot 2) = 0,2252.$

Значению $H'_{0x} = 0,941$ м соответствует высота колонны $H = H'_{0x} n_{0x} = 0,941 \cdot 5,08 = 4,78$ м. Полученные значения H и H'_{0x} используем для более точного определения критерия Пекле и коэффициентов f_y и f_x :

$$Pe_{y} = \frac{0,00354 \cdot 4,78}{38 \cdot 10^{-4}} = 4,45; Pe_{x} = \frac{0,00177 \cdot 4,78}{6,69 \cdot 10^{-4}} = 12,6;$$

$$f_{y} = \left[1 - \frac{1 - \exp(-\operatorname{Pe}_{y})}{\operatorname{Pe}_{y}}\right]^{-1} - \left(1 - \frac{V_{x}}{mV_{y}}\right) \frac{E_{y}}{\omega_{y}H'_{ox}} =$$

$$= \left[1 - \frac{1 - \exp(-4,45)}{4,45}\right]^{-1} - (1 - 0,2252) \cdot \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0,00354 \cdot 0,941} = 0,401;$$

$$f_{x} = \left[1 - \frac{1 - \exp(-\operatorname{Pe}_{x})}{\operatorname{Pe}_{x}}\right]^{-1} + \left(1 - \frac{V_{x}}{mV_{y}}\right) \frac{E_{x}}{\omega_{x}H'_{ox}} =$$

$$= \left[1 - \frac{1 - \exp(-12,6)}{12,6}\right]^{-1} + (1 - 0,252) \cdot \frac{6,69 \cdot 10^{-4}}{0,00177 \cdot 0,941} = 1,40.$$

Второе приближение для кажущейся высоты единицы переноса равно:

$$H'_{0x} = 0.381 + \frac{6.69 \cdot 10^{-4}}{0.00177 \cdot 140} + 0.2252 \cdot \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0.00354 \cdot 0.401} = 1.25 \text{ M}.$$

При таком значении H'_{0x} требуемая высота колонны равна H = 1,25.5,08 = 6,35 м.

Проводя расчет H'_{0x} и H несколько раз, до тех пор, пока значения этих величин в двух последовательных итерациях не станут практически равными, получим: $H'_{0x} = 1,15$ м; H = 5,84 м. Так как расстояние между дисками принято равным 0,333м, колонна такой высоты должна иметь 5,84/0,333 = 17,5 дисков. Принимая число дисков равным 18, получим для высоты рабочей зоны значение H = 18.0,333 = 6 м.

В начале расчета при определении размеров капель число секций в колонне было принято равным 20. Если в уравнение (10.35) подставить N = 18, получим средний размер капель d = 2,08 мм, что на 2,5 % отличается от значения d при N = 20. Поскольку такое отклонение находится в пределах точности уравнения (10.35), пересчет размеров капель и всех остальных гидродинамических параметров экстрактора не имеет смысла. Практически не изменится также и коэффициент массоотдачи в дисперсной фазе, зависящий от высоты колонны. Однако если бы полученная в результате расчета высота экстрактора сильно отличалась от значения, которым задались вначале, весь расчет следовало бы повторить, начиная с определения среднего размера капель.

Результаты расчета высоты колонны свидетельствуют о значительном продольном перемешивании в роторно-дисковых экстракторах. Вследствие продольного перемешивания необходимая высота рабочей зоны увеличивается в 3 раза. Сравнивая результаты расчета роторно-дисковой и распылительной экстракционных колонн, можно отметить гораздо большую эффективность первой: число теоретических ступеней при заданных концентрациях фаз равно около 2,6 и, следовательно, ВЭТС $\approx 2,3$ м, в то время как для распылительной колонны ВЭТС ≈ 8 м. Однако производительность распылительного экстрактора гораздо больше: диаметр его при тех же расходах вдвое меньше.

Энергетические затраты на перемешивание. Для вращающегося диска критерий мощности при достаточно больших значениях критерия Рейнольдса ($\text{Re}_{M} > 10^{5}$) равен примерно $K_{N} = 0,03$ [3]. В данном случае

$$\operatorname{Re}_{M} = \rho_{c} n D_{p}^{2} / \mu_{c} = 997 \cdot 0.3 \cdot 0.667^{2} / (0.894 \cdot 10^{-3}) = 149000.$$

Средняя плотность перемешиваемой среды

$$\rho = \Phi \rho_{\pi} + (1 - \Phi) \rho_{c} = 0,169 \cdot 874 + (1 - 0,169) \cdot 997 = 976 \, \text{kg/m}^{3}.$$

Следовательно, затраты энергии на перемешивание одним диском составляют:

$$N = K_N \rho n^3 D_p^5 = 0.03 \cdot 976 \cdot 0.3^3 \cdot 0.667^5 = 0.1 \text{ BT}.$$

Таким образом, затраты мощности на перемешивание очень невелики и для всех дисков составляют около 2 Вт. Мощность электродвигателя в данном случае следует подбирать на основе механического расчета. Она должна быть достаточной для преодоления пускового момента и сил трения в опорах.

Размер отстойных зон. В роторно-дисковых экстракторах диаметры рабочей зоны и отстойных зон обычно одинаковы. Если определить по уравнению (10.45) время, необходимое для коалесценции капель бензола в верхней отстойной зоне, и исходя из этого времени рассчитать объем отстойной зоны (как при расчете распылительной колонны), то высота отстойной зоны получится равной около 0,2 м. Но в данном экстракторе отстойные зоны являются продолжением рабочей, в которой происходит интенсивное движение жидкостей. Поэтому отстойные зоны должны состоять из двух частей: собственно отстойных зон (где происходит разделение фаз) и промежуточных успокоительных зон высотой обычно не меньше диаметра колонны (наличие которых создает лучшие условия для отстаивания). Исходя из этих соображений, принимаем полную высоту отстойных зон равной 1,2 м.

Основные размеры роторно-дискового экстрактора, полученные в результате технологического расчета, приведены на рис. 10.8. Приведенный пример расчета роторно-дискового экстрактора выполнен при условии, что произведение числа оборотов ротора на его диаметр составляет 0,2 м/с. При проектировании экстрактора следует провести его расчет при разных значениях *nD_p*, сравнить результаты и выбрать оптимальный вариант.



Рис. 10.8. Эскиз роторно-дискового экстрактора: *1* – вал; *2* – успокоительная втулка; *3* – обечайка; *4* – кольцо; *5* – диск; *6*, *7* – вход и выход тяжелой фазы; *8*, *9* – вход и выход легкой фазы

11. АБСОРБЦИЯ

Общие сведения

Области применения абсорбционных процессов в промышленности весьма обширны: получение готового продукта путём поглощения газа жидкостью, разделение газовых смесей на составляющие их компоненты, очистка газов от вредных примесей, улавливание ценных компонентов из газовых выбросов.

Различают физическую абсорбцию и хемосорбцию. При физической абсорбции растворение газа в жидкости не сопровождается химической реакцией или, по крайней мере, влиянием этой реакции на скорость процесса можно пренебречь. Вследствие этого физическая абсорбция не сопровождается тепловым эффектом. Если в этом случае начальные потоки газа и жидкости незначительно различаются по температуре, то такую абсорбцию можно рассматривать как изотермическую. С этого наиболее простого случая начнём рассмотрение расчёта процесса абсорбции.

Основная сложность, с которой встречаются студенты при проектировании абсорберов, заключается в правильном выборе расчётных закономерностей для определения кинетических коэффициентов из большого числа различных, порой противоречивых, зависимостей, представленных в технической литературе. Расчёты по этим уравнениям, обычно справедливым для частных случаев, приводят зачастую к различающимся, а иногда к заведомо неверным результатам. Рекомендуемые здесь уравнения выбраны после тщательного анализа и сравнительных расчётов в широком интервале переменных, проверки адекватности расчётных данных с опытными, полученными на реальных системах.

В данной главе приведены примеры расчётов насадочного и тарельчатого абсорберов по основному кинетическому уравнению массопередачи. Другие методы рассмотрены в главе VII на примере расчёта ректификационных колонных аппаратов.

На рис. 11.1 дана схема абсорбционной установки. Газ на абсорбцию подаётся газодувкой 1 в нижнюю часть колонны 2, где равномерно распределяется перед поступлением на контактный элемент (насадку или тарелки). Абсорбент из промежуточной ёмкости 9 насосом 10 подаётся в верхнюю часть колонны и равномерно распределяется по поперечному сечению абсорбера с помощью оросителя 4. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости. Очищенный газ, пройдя брызгоотбойник 3, выходит из колонны. Абсорбент стекает через гидрозатвор в промежуточную ёмкость 13, откуда насосом 12 направляется на регенерацию в десорбер 7, после предварительного подогрева в теплообменнике-

рекуператоре 11. Исчерпывание поглощённого компонента из абсорбента производится в кубе 8, обогреваемом, как правило, насыщенным водяным паром. Перед подачей на орошение колонны абсорбент, пройдя теплообменник-рекуператор 11, дополнительно охлаждается в холодильнике 5.



Рис. 11.1. Принципиальная схема абсорбционной установки: 1 – вентилятор (газодувка); 2 – абсорбер; 3 – брызгоотбойник; 4, 6 – оросители; 5 – холодильник; 7 – десорбер; 8 – куб десорбера; 9, 13 – ёмкости для абсорбента; 10, 12 – насосы; 11 – теплообменникрекуператор.

Задание на проектирование. Рассчитать абсорбер для улавливания бензольных углеводородов из коксового газа каменноугольным маслом при следующих условиях:

Производительность по газу при нормальных условиях $V_0 = 13.9 \text{ м}^3/\text{с}$.

Концентрация бензольных углеводородов в газе при нормальных условиях:

на входе в абсорбер $y_{\rm H} = 35 \cdot 10^{-3} \, {\rm kr/m^3};$

на выходе из абсорбера $y_{\kappa} = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг/m}^3$.

Содержание углеводородов в поглотительном масле, подаваемом в абсорбер, $x_{\rm H} = 0,15$ % (масс.).

Абсорбция изотермическая, средняя температура потоков в абсорбере t = 30 °C.

Давление газа на входе в абсорбер P = 0,119 МПа.

Улавливание бензольных углеводородов из коксового газа каменноугольным маслом представляет собой процесс многокомпонентной абсорбции, когда из газа одновременно поглощается смесь компонентов – бензол, толуол, ксилол и сольвенты. Инертная часть коксового газа также состоит из многих компонентов – H_2 , CH_4 , CO, N_2 , CO_2 , O_2 , NH_3 , H_2 и др. Сложным является и состав каменноугольного масла, представляющего собой смесь ароматических углеводородов (двух- и трёхкольчатых) и гетероциклических соединений с примесью фенолов.

Для упрощения приведённых ниже расчётов газовая смесь и поглотитель рассматриваются как бинарные, состоящие из распределяемого компонента, а нагрузки по фазам – в расходах инертного носителя.

В приведённых ниже расчётах концентрации выражены в относительных массовых долях распределяемого компонента, а нагрузки – в массовых расходах носителей.

11.1. РАСЧЁТ НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

Геометрические размеры колонного массообменного аппарата определяются в основном поверхностью массопередачи, необходимой для проведения данного процесса, и скоростями фаз.

Поверхность массопередачи может быть найдена из основного уравнения массопередачи [1]:

$$F = \frac{M}{K_x \overline{\Delta X}_{cp}} = \frac{M}{K_y \overline{\Delta Y}_{cp}},$$
(11.1)

где K_x , K_y – коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам, кг/(м²·с).

Определение массы поглощаемого вещества и расхода поглотителя.

Массу переходящих из газовой смеси в поглотитель бензольных углеводородов *М* находят из уравнения материального баланса:

$$M = G(\overline{Y}_{H} - \overline{Y}_{\kappa}) = L(\overline{X}_{\kappa} - \overline{X}_{H}), \qquad (11.2)$$

где *L*, *G* – расходы соответственно чистого поглотителя и инертной части газа, кг/с; $\overline{X}_{H}, \overline{X}_{\kappa}$ – начальная и конечная концентрации бензольных углеводородов в поглотительном масле, кгБУ/кгМ; $\overline{Y}_{H}, \overline{Y}_{\kappa}$ – начальная и конечная концентрации бензольных углеводородов в газе, кгБУ/кгГ.

Пересчитаем концентрации и нагрузки по фазам для получения выбранной для расчёта размерности:

$$\overline{Y}_{H} = \frac{y_{H}}{\rho_{0y} - y_{H}} \qquad \overline{X}_{H} = \frac{x_{H}}{100 - x_{H}}, \qquad (11.3)$$

где ρ_{0y} – средняя плотность коксового газа при нормальных условиях [2].

$$\overline{Y}_{H} = \frac{35 \cdot 10^{-3}}{0.44 - 35 \cdot 10^{-3}} = 0,0864 \ \kappa z EV / \kappa z \Gamma.$$
$$\overline{Y}_{\kappa} = \frac{2 \cdot 10^{-3}}{0.44 - 2 \cdot 10^{-3}} = 0,0045 \ \kappa z EV / \kappa z \Gamma.$$
$$\overline{X}_{H} = \frac{0.15}{100 - 0.15} \approx 0,0015 \ \kappa z EV / \kappa z M.$$

Конечная концентрация бензольных углеводородов в поглотительном масле \overline{X}_{κ} обусловливает его расход, который, в свою очередь, влияет на размеры абсорбера и часть энергетических затрат, связанных с перекачиванием жидкости и её регенерацией. Поэтому \overline{X}_{κ} выбирают, исходя из оптимального расхода поглотителя [3]. В коксохимических производствах расход поглотительного каменноугольного масла L принимают в 1,5 раза больше минимального L_{\min} [4]. В этом случае конечную концентрацию \overline{X}_{κ} определяют из уравнения материального баланса, используя данные по равновесию (рис. 11.2, 11.3):

$$M = L_{\min} \left(\overline{X}_{\overline{Y}_{H}}^{*} - \overline{X}_{H} \right) = 1,5L_{\min} \left(\overline{X}_{\kappa} - \overline{X}_{H} \right).$$
(11.4)



Рис. 11.2. Зависимость между содержанием бензольных углеводородов в коксовом газе \overline{Y} и каменноугольном масле \overline{X} при температуре 30°С [2]: 1 – равновесная линия; 2 – рабочая линия.

Отсюда:

$$\overline{X}_{\kappa} = \frac{\overline{X}_{\overline{Y}_{\mu}}^{*} + 0.5\overline{X}_{\mu}}{1.5} = \frac{0.0432 + 0.5 \cdot 0.0015}{1.5} = 0.0293 \ \kappa z EV / \kappa z M ,$$

где $\overline{X}_{\overline{Y}_{n}}^{*}$ – концентрация бензольных углеводородов в жидкости, равновесная с концентрацией их в газе.

Расход инертной части газа:

$$G = V_0 (1 - y_{o\delta}) (\rho_{0y} - y_{\mu}), \qquad (11.5)$$

где y_{об} – объёмная доля бензольных углеводородов в газе, равная

$$y_{oo} = \frac{y_{\mu}}{M_{EV}}$$
 $v_0 = \frac{35 \cdot 10^{-3}}{83} \cdot 22,4 = 0,0094 \ \text{m}^3 \text{EV} / \text{m}^3 \Gamma$.

Тогда

$$G = 13.9 (1 - 0.0094) (0.44 - 0.035) = 5.577 \text{ kg/c}.$$

Производительность абсорбера по поглощаемому компоненту:

$$M = G(\overline{Y}_{H} - \overline{Y}_{\kappa}) = 5,577(0,0864 - 0,0045) = 0,457 \ \kappa c \ / \ c \ .$$
(11.6)

Расход поглотителя (каменноугольного масла) равен:

$$L = \frac{M}{\overline{X}_{\kappa} - \overline{X}_{H}} = \frac{0,457}{0,0293 - 0,0015} = 16,44 \ \kappa z \ / c \ .$$

Тогда соотношение расходов фаз, или удельный расход поглотителя равен:

$$l = L/G = 16,44 : 5,577 = 2,94$$
 кг/кг.

Расчет движущей силы.

В насадочном абсорбере жидкая и газовая фазы движутся противотоком. Принимая модель идеального вытеснения, движущую силу определяют по формуле [1]:

$$\Delta \overline{Y}_{cp} = \frac{\Delta \overline{Y}_{\delta} - \Delta \overline{Y}_{M}}{2,3 \, \lg \, (\Delta \overline{Y}_{\delta} / \Delta \overline{Y}_{M})}, \qquad (11.7)$$

где $\Delta \overline{Y}_{\delta}$ и $\Delta \overline{Y}_{M}$ – большая и меньшая движущая силы на входе потоков в абсорбер и на выходе из него, кгБУ/кгГ (см. рис. 11.2 и 11.3).

В данном примере $\Delta \overline{Y}_{\delta} = \overline{Y}_{H} - \overline{Y}_{\overline{X}_{\kappa}}^{*}$ и $\Delta \overline{Y}_{M} = \overline{Y}_{\kappa} - \overline{Y}_{\overline{X}_{H}}^{*}$, где $\overline{Y}_{\overline{X}_{\kappa}}^{*}$ и $\overline{Y}_{\overline{X}_{\kappa}}^{*}$ – концентрации бензольных углеводородов в газе, равновесные с концентрациями в жидкой фазе (поглотителе) соответственно на входе в абсорбер и на выходе из него (см. рис. 11.2):

$$\Delta Y_{o} = 0,0864 - 0,0586 = 0,0278 \ \kappa c EV / \kappa c \Gamma$$
.

$$\Delta \overline{Y}_{M} = 0,0045 - 0,0030 = 0,0015 \ \kappa z EV / \kappa z \Gamma$$

$$\Delta \overline{Y}_{cp} = \frac{0,0278 - 0,0015}{2,3 \, \text{lg} \, (0,0278 / 0,0015)} = 0,009 \, \kappa z EV / \kappa z \Gamma$$

Расчет коэффициента массопредачи.

Коэффициент массопередачи *K_y* находят по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений [1]:

$$K_{y} = \frac{1}{1/\beta_{y} + m/\beta_{x}},$$
(11.8)

где β_x и β_y коэффициенты массоотдачи соответственно в жидкой и газовой фазах, кг/(м²·с); *m* – коэффициент распределения, кгМ/кгГ.

Для расчёта коэффициентов массоотдачи необходимо выбрать тип насадки и рассчитать скорости потоков в абсорбере (рис. 11.3).

При выборе типа насадки для проведения массообменных процессов руководствуются следующими соображениями [3; 5]:

 во-первых, конкретными условиями проведения процесса – нагрузками по пару и жидкости, различиями в физических свойствах систем, наличием в потоках жидкости и газа механических примесей, поверхностью контакта фаз в единице объёма аппарата и т.д.;

 во-вторых, особыми требованиями к технологическому процессу – необходимостью обеспечить небольшой перепад давления в колонне, широкий интервал изменения устойчивой работы, малое пребывание жидкости в аппарате и т. д.;

– в-третьих, особыми требованиями к аппаратурному оформлению – создание единичного или серийно выпускаемого аппарата малой или большой единичной мощности, обеспечение возможности работы в условиях сильно коррозионной среды, создание условий повышенной надёжности и т. д.



Рис. 11.3. Виды насадок: *а* – деревянная хордовая насадка; *б* – кольца Рашига внавал и с упорядоченной укладкой; *в* – кольцо с вырезами и внутренними выступами (кольцо Палля); *г* – керамические сёдла Берля; *д* – сёдла «Инталокс»; *е* – кольцо с крестообразными перегородками; *ж* – кольца с внутренними спиралями; *з* – пропеллерная насадка.
Характеристики насадок	(размеры даны в мм)
------------------------	---------------------

Насадки	$a, \mathrm{M}^2/\mathrm{M}^3$	ε , m^3/m^3	<i>d</i> Э, м	$ ho$, кг/м 3	Число штук в 1 м ³
Регул	я р н	ые	на с	адк	И
Деревянная хордовая (10	-				
х 100). шаг в свету					
10	100	0.55	0.022	210	_
20	65	0.68	0.042	145	_
30	48	0,77	0,064	110	_
Керамические кольца			,		
Рашига					
50 x 50 x 5	110	0,735	0,027	650	8 500
80 x 80 x 8	80	0,72	0,036	670	2 200
100 x 100 x 10	60	0,72	0,048	670	1 050
Неупор	ядоч	енны	ые на	садк	И
Керамические кольца					
Рашига					
10 x 10 x 1.5	440	0.7	0.006	700	700 000
15 x 15 x 2	330	0.7	0.009	690	220 000
25 x 25 x 3	200	0,74	0,015	530	50 000
35 x 35 x 4	140	0.78	0.022	530	18 000
50 x 50 x 5	90	0.785	0.035	530	5 000
Стальные кольца Рашига		- ,			
10 x 10 x 0.5	500	0.88	0.007	960	770 000
15 x 15 x 0.5	350	0.92	0.012	660	240 000
$25 \times 25 \times 0.8$	220	0.92	0.017	640	55 000
50 x 50 x 1	110	0,95	0,035	430	7 000
Керамические кольца			,		
Палля					
25 x 25 x 3	220	0,74	0,014	610	46 000
35 x 35 x 4	165	0,76	0,018	540	18 500
50 x 50 x 5	120	0,78	0,026	520	5 800
60 x 60 x 6	96	0,79	0,033	520	3 350
Стальные кольца Палля					
15 x 15 x 0,4	380	0,9	0,010	525	230 000
25 x 25 x 0,6	235	0,9	0,015	490	52 000
35 x 35 x 0,8	170	0,9	0,021	455	18 200
50 x 50 x 1,0	108	0,9	0,033	415	6 400
Керамические сёдла Бер-					
ля					
12,5	460	0,68	0,006	720	570 000
25	260	0,69	0,011	670	78 000
38	165	0,7	0,017	670	30 500
Керамические сёдла «Ин-					
талокс»					
12,5	625	0,78	0,005	545	730 000
19	335	0,77	0,009	560	229 000
25	255	0,775	0,012	545	84 000
38	195	0,81	0,017	480	25 000
50	118	0,79	0,027	530	9 350

Примечание: a – удельная поверхность; ε – свободный объём; $d_{\mathcal{H}}$ – эквивалентный диаметр; ρ – насыпная плотность.

В коксохимической промышленности особое значение при выборе насадки имеют следующие факторы: малое гидравлическое сопротивление абсорбера, возможность устойчивой работы при сильно изменяющихся нагрузках по газу, возможность быстро и дешёвыми способами удалять с поверхности насадки отлагающийся шлам и т.д. Таким требованиям отвечают широко используемые деревянная хордовая и металлическая спиральная насадки.

В рассматриваемом примере выберем более дешёвую насадку – деревянную хордовую, размером 10 х 100 мм с шагом в свету 20 мм (см. табл. 11.1). Удельная поверхность насадки $a = 65 \text{ м}^2/\text{м}^3$, свободный объём $\varepsilon = 0,68 \text{ м}^3/\text{m}^3$, эквивалентный диаметр $d_{\Im} = 0,042$ м, насыпная плотность $\rho = 145 \text{ кг/m}^3$. Устройство различных видов насадок показано на рис. 11.3, их характеристики приведены в табл. 11.1.

Расчет скорости газа и диаметра абсорбера. Предельную скорость газа в насадочных абсорберах можно рассчитать по уравнению [1]:

$$\lg\left[\frac{\omega_{np}^{2}\rho_{y}}{gd_{\mathcal{P}}\varepsilon^{2}\rho_{x}}\left(\frac{\mu_{x}}{\mu_{B}}\right)^{0.16}\right] = A - B\left(\frac{L}{G}\right)^{1/4}\left(\frac{\rho_{y}}{\rho_{x}}\right)^{1/8}, \quad (11.9)$$

где ω_{np} – предельная фиктивная скорость газа, м/с; μ_x , μ_B – вязкость соответственно поглотителя и воды при 20 °С, Па·с; A, B – коэффициенты, зависящие от типа насадки.

Значения коэффициентов А и В приведены ниже [3]:

A	В
$0,47+1,51g\frac{d_{\Im}}{0,025}$	1,75
0	1,75
0,062	1,55
-0,073	1,75
-0,49	1,04
- 0,33	1,04
-0,58	1,04
	$A \\ 0,47 + 1,51g \frac{d_{\Im}}{0,025} \\ 0 \\ 0,062 \\ - 0,073 \\ - 0,49 \\ - 0,33 \\ - 0,58$

Пересчитаем плотность газа на условия в абсорбере:

$$\rho_{y} = \rho_{0y} \frac{T_{0}}{T_{0} + t} \cdot \frac{P}{P_{0}} = 0,44 \cdot \frac{273}{273 + 30} \cdot \frac{1,19 \cdot 10^{5}}{1,013 \cdot 10^{5}} = 0,464 \ \kappa z \ / \ m^{3}.$$

Предельную скорость ω_{np} находим из уравнения (11.9):

$$\lg\left[\frac{\omega_{np}^2 \cdot 0,464}{9,8 \cdot 0,042 \cdot 0,68^2 \cdot 1060} \left(\frac{16,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-3}}\right)^{0,16}\right] = -1,75 \cdot (2,94)^{1/4} \cdot \left(\frac{0,464}{1060}\right)^{1/8}$$

Решая это уравнение, получим $\omega_{np} = 6,05$ м/с.

Выбор рабочей скорости газа обусловлен многими факторами. В общем случае её находят путём технико-экономического расчёта для каждого конкретного процесса [3]. Коксовый газ очищают от различных примесей в нескольких последовательно соединённых аппаратах. Транспортировка больших объёмов газа через них требует повышенного избыточного давления и, следовательно, значительных энергозатрат. Поэтому при улавливании бензольных углеводородов основным фактором, определяющим рабочую скорость, является гидравлическое сопротивление насадки. С учётом этого рабочую скорость ω принимают равной 0,2 – 0,5 от предельной.

Примем $\omega = 0.2 \ \omega_{np} = 0.2 \cdot 6.05 = 1.21 \text{ м/с.}$

Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega}} = \sqrt{\frac{4V_0 \frac{(T_0 + t)}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P}}{\pi\omega}}, \quad (3.10)$$

где V – объёмный расход газа при условиях в абсорбере, м³/с. Отсюда

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,9 \cdot \frac{(273 + 30)}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,19 \cdot 10^5}}{3,14 \cdot 1,21}} = 3,71 \text{ m}$$

Выбираем [6] стандартный диаметр обечайки абсорбера *d* = 3,8 м. При этом действительная рабочая скорость газа в колонне будет равна:

$$\omega = 1,21 (3,71/3,8)^2 = 1,15 \text{ m/c}.$$

Приведём нормальные ряды диаметров колонн (в *м*), принятые в химической и нефтеперерабатывающей промышленности:

– в химической промышленности – 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0; в нефтеперерабатывающей промышленности – 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0.

Определение плотности орошения и активной поверхности насадки.

Плотность орошения (скорость жидкости) рассчитывают по формуле:

$$U = L/\rho_x S, \qquad (3.11)$$

где S – площадь поперечного сечения абсорбера, M^2 .

Подставив, получим:

$$U = \frac{16,44}{1060 \cdot 0,785 \cdot 3,8^2} = 13,7 \cdot 10^{-4} \ \text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot c).$$

При недостаточной плотности орошения и неправильной организации подачи жидкости [3] поверхность насадки может быть смочена не полностью, а часть смоченной поверхности практически не участвует в процессе массопередачи.

Существует некоторая минимальная эффективная плотность орошения U_{min} , выше которой всю поверхность насадки можно считать смоченной. Для плёночных абсорберов её находят по формуле:

$$U_{min} = a\Gamma_{min}/\rho_x, \quad (11.12)$$

Здесь

$$\Gamma_{\min} = 3.95 \cdot 10^{-8} \cdot \sigma^{3.6} \cdot \mu_{y}^{0.49}, \quad (11.13)$$

где Γ_{min} – минимальная линейная плотность орошения, кг/(м·с); σ – поверхностное натяжение, мН/м.

$$\Gamma_{min} = 3,95 \cdot 10^{-8} \cdot 20^{3,6} \cdot 16,5^{0,49} = 7,55 \cdot 10^{-3} \text{ kr/(m·c)}.$$

Тогда

$$U_{\rm min} = \frac{65 \cdot 7,55 \cdot 10^{-3}}{1060} = 4,63 \cdot 10^{-4} \ m^3 / (m^2 \cdot c).$$

В проектируемом абсорбере плотность орошения U выше U_{min} , поэтому в данном случае коэффициент смачиваемости насадки ψ равен 1.

Для насадочных абсорберов минимальную эффективную плотность орошения *U*_{min} находят по соотношению [3]:

$$U_{min} = a \cdot q_{\vartheta \phi}, \qquad (11.14)$$

где $q_{i\phi}$ – эффективная линейная скорость орошения, м²/с.

Для колец Рашига размером 75 мм и хордовых насадок с шагом более 50 мм $q_{i\phi} = 0,033 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{c}$, для всех остальных насадок $q_{i\phi} = 0,022 \cdot 10^{-3} \text{ M}^2/\text{c}$.

Коэффициент смачиваемости насадки ψ для колец Рашига при заполнении колонны внавал можно определить из следующего эмпирического уравнения [7]:

$$\psi = 0,122 \cdot (U \cdot \rho_x)^{1/3} \cdot d_{H}^{-1,2} \cdot \sigma^{-m}, \qquad (11.15)$$

где $m = 0,133 \cdot d_{\mu}^{-0,5}$.

При абсорбции водой и водными растворами хорошо растворимых газов смоченная поверхность насадки уменьшается [3]. Поэтому полная смачиваемость достигается при более высоких значениях Γ . Для таких систем значение Γ_{min} может быть рассчитано по уравнению:

$$\frac{\Gamma_{\min}}{\mu_x} = A \cdot \operatorname{Re}_y^{0,4} \cdot \left(\frac{\rho_x \cdot \Delta \sigma^3}{\mu_x^4 \cdot g}\right)^{0,2}.$$
 (11.16)

Коэффициент А зависит от краевого угла смачивания и изменяется в пределах 0,12–0,17.

Величину $\Delta \sigma$ определяют как разницу между поверхностным натяжением жидкости, подаваемой на орошение колонны, и вытекающей из неё.

Доля активной поверхности насадки ψ_a может быть найдена по формуле [3]:

$$\psi_a = \frac{3600U}{a \cdot (p + 3600q \ U)}, \quad (11.17)$$

где *р* и *q* – коэффициенты, зависящие от типа насадки [3].

Подставив, получим:

$$\psi_a = \frac{3600 \cdot 0,00137}{65 \cdot (0,0078 + 3600 \cdot 0,0146 \cdot 0,00137)} = 0,95$$

Таким образом, не вся смоченная поверхность является активной. Наибольшая активная поверхность насадки достигается при таком способе подачи орошения, который обеспечивает требуемое число точек орошения n на 1 м² поперечного сечения колонны [3]. Это число точек орошения определяет выбор типа распределительного устройства [3].

Расчет коэффициентов массотдачи.

Для регулярных насадок, к которым относится и хордовая, коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_{y} находят из уравнения [1; 3]:

$$Nu'_{y} = 0.167 \cdot \operatorname{Re}_{y}^{0.74} \cdot \operatorname{Pr}_{y}^{\prime 0.33} \cdot (l/d_{\mathcal{P}})^{-0.47}, \quad (11.18)$$

где $Nu' = \beta_y d_y / D_y$ – диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы. Отсюда β_y (в *м*/*c*) равен:

$$\beta_{y} = 0.167 \cdot \frac{D_{y}}{d_{\Im}} \cdot \operatorname{Re}_{y}^{0.74} \cdot \operatorname{Pr}_{y}^{\prime 0.33} \cdot (l/d_{\Im})^{-0.47}, \quad (11.19)$$

где D_y – коэффициент диффузии бензольных углеводородов в газовой фазе, м²/c; Re_y = $\omega \cdot d_{\Im} \cdot \rho_y / \varepsilon \cdot \mu_y$ – критерий Рейнольдса для газовой фазы в насадке; Pr'_y = $\mu_y / \rho_y D_y$ – диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы; μ_y – вязкость газа, Па·с [2]; *l* – высота элемента насадки, м.

Для колонн с неупорядоченной насадкой коэффициент массоотдачи *β*_v можно находить из уравнения:

$$Nu'_{y} = 0,407 \cdot \operatorname{Re}_{y}^{0,655} \cdot \operatorname{Pr}_{y}^{0,33}$$

Коэффициент диффузии бензольных углеводородов в газе можно рассчитать по уравнению [1; 3; 8; 9]:

$$D_{y} = \frac{4.3 \cdot 10^{-8} \cdot T^{3/2}}{P \cdot \left(\int_{BY}^{1/3} + v_{\Gamma}^{1/3} \right)^{2}} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_{BY}} + \frac{1}{M_{\Gamma}}}, \quad (11.20)$$

где M_{EV} , M_{Γ} – мольные массы соответственно бензольных углеводородов и коксового газа, кг/моль; v_{EV} , v_{Γ} – мольные объёмы бензольных углеводородов и коксового газа в жидком состоянии при нормальной температуре кипения, см³/моль.

Подставив, получим:

$$D_{y} = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot 303^{3/2}}{0,119 \cdot (6^{1/3} + 21,6^{1/3})^{2}} \cdot \sqrt{\frac{1}{83} + \frac{1}{10,5}} = 1,17 \cdot 10^{-5} \ \text{m}^{2}/c.$$

$$\operatorname{Re}_{y} = \frac{1,15 \cdot 0,042 \cdot 0,464}{0,68 \cdot 0,0127 \cdot 10^{-3}} = 2618.$$

$$\operatorname{Pr}_{y}' = \frac{0,0127 \cdot 10^{-3}}{0,464 \cdot 1,17 \cdot 10^{-5}} = 2,34.$$

$$\beta_{y} = 0.167 \cdot \frac{1.17 \cdot 10^{-5}}{0.042} \cdot 2618^{0.74} \cdot 2.34^{0.33} \cdot (0.1/0.042)^{-0.47} = 0.0137 \ \text{m/c}.$$

Выразим β_y в выбранной для расчёта размерности:

$$\beta_y = 0.0137 \rho_y = 0.0137 \cdot 0.464 = 0.00636 \text{ kg/(m^2 \cdot c)}.$$

Коэффициент массоотдачи β_x находят из обобщённого уравнения, пригодного как для регулярных (в том числе и хордовых), так и для неупорядоченных насадок [1; 3]:

$$Nu'_{x} = 0,0021 \cdot \operatorname{Re}_{x}^{0,75} \cdot \operatorname{Pr}_{x}^{\prime 0,5}, \quad (11.21)$$

где $Nu'_{x} = \frac{\beta_{x} \delta_{np}}{D_{x}}$ – диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы.

Отсюда β_x (в *м/c*) равен:

$$\beta_{x} = 0,0021 \cdot \frac{D_{x}}{\delta_{np}} \cdot \operatorname{Re}_{x}^{0,75} \cdot \operatorname{Pr}_{y}^{\prime 0,5}, \quad (11.22)$$

где D_x – коэффициент диффузии бензольных углеводородов в каменноугольном масле, м²/c; $\delta_{np} = {\bf f}_x^2 / \rho_x^2 \cdot g \stackrel{\text{Tr}_3}{,}$ – приведённая толщина стекающей плёнки жидкости, м; $\text{Re}_x = 4U \cdot \rho_x / a \cdot \mu_x$ – модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке плёнки жидкости; $\text{Pr}'_x = \mu_x / \rho_x D_x$ – диффузионный критерий Прандтля для жидкости.

В разбавленных растворах коэффициент диффузии *D_x* может быть достаточно точно вычислен по уравнению [3; 8; 9]:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(\beta M)^{0.5} \cdot T}{\mu_x \cdot v_{EV}^{0.6}}, \quad (11.23)$$

где M – молярная масса каменноугольного масла, кг/кмоль; T – температура масла, К; μ_x – вязкость масла, МПа·с; v_{EY} – мольный объём бензольных углеводородов, см³/моль; β – параметр, учитывающий ассоциацию молекул.

Подставив, получим:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(1 \cdot 170)^{0.5} \cdot 303}{16,5 \cdot 96^{0.6}} = 1,15 \cdot 10^{-10} \ \text{m}^2 / c.$$

$$\delta_{np} = \left[\frac{(16,5\cdot 10^{-3})^2}{1060^2\cdot 9,8}\right]^{1/3} = 2,88\cdot 10^{-4} \ M.$$

$$\operatorname{Re}_{x} = \frac{4 \cdot 0,00137 \cdot 1060}{65 \cdot 16,5 \cdot 10^{-3}} = 5,41.$$

$$Pr'_{x} = \frac{16.5 \cdot 10^{-3}}{1060 \cdot 1.15 \cdot 10^{-10}} = 1.31 \cdot 10^{5}.$$

$$\beta_x = 0,021 \cdot \frac{1,15 \cdot 10^{-10}}{2,88 \cdot 10^{-4}} \cdot 5,41^{0,75} \cdot (31 \cdot 10^5)^{5} = 1,065 \cdot 10^{-6} \ m/c.$$

Выразим β_y в выбранной для расчёта размерности:

$$\beta_y = 1,065 \cdot 10^{-6} \rho_x = 1,065 \cdot 10^{-6} \cdot 1060 = 1,13 \cdot 10^{-3} \text{ kr/(m}^2 \cdot \text{c}).$$

Находим коэффициент массопередачи по газовой фазе *K_y* по уравнению (11.8):

$$K_{y} = \frac{1}{\frac{1}{0,00636} + \frac{2}{1,13 \cdot 10^{-3}}} = 0,000519 \ \kappa c / (m^{2} \cdot c).$$

Определение поверхности массопередачи и высоты абсорберов.

Поверхность массопередачи в абсорбере по уравнению (11.1) равна:

$$F = \frac{0,457}{0,000519 \cdot 0,009} = 9,78 \cdot 10^4 \ \text{m}^2.$$

Высоту насадки, требуемую для создания этой поверхности массопередачи, рассчитаем по формуле:

$$H = \frac{F}{0,785 \cdot a \cdot d^2 \cdot \psi_a}.$$

Подставив, получим:

$$H = \frac{9,78 \cdot 10^4}{0,785 \cdot 65 \cdot 3,8^2 \cdot 0,95} = 140 \ \text{m}.$$

Обычно высота скрубберов не превышает 40–50 м, поэтому для осуществления заданного процесса выберем 4 последовательно соединённых скруббера, в каждом из которых высота насадки равна 35 м.

Во избежание значительных нагрузок на нижние решётки насадки её укладывают в колонне ярусами, по 20–25 решёток в каждом. Каждый ярус устанавливают на самостоятельные поддерживающие опоры, конструкции которых даны в справочнике [6]. Расстояние между ярусами хордовой насадки составляет обычно 0,3–0,5 м [4].

Принимая число решёток в каждом ярусе 25, а расстояние между ярусами 0,3 м, определим высоту насадочной части абсорбера:

$$H_{H} = H + 0.3 \cdot \left(\frac{H}{25l} - 1\right) = 35 + 0.3 \cdot \left(\frac{35}{25 \cdot 0.1} - 1\right) = 38.9 \text{ M}.$$

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Обычно это расстояние принимают равным 1–1,5 *d*.

Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства, в котором часто устанавливают каплеотбойные устройства для предотвращения брызгоуноса из колонны. Примем это расстояние равным 2,4 м. Тогда общая высота одного абсорбера:

$$H_a = H + 1,05 \cdot d + 2,4 = 38,9 + 1,05 \cdot 3,8 + 2,4 = 45,3 \text{ M}.$$

Расчте гидравлического сопротивления абсорберов.

Необходимость расчёта гидравлического сопротивления ΔP обусловлена тем, что оно определяет энергетические затраты на транспортировку газового потока через абсорбер. Величину ΔP находят по формуле [3]:

$$\Delta P = \Delta P_c \cdot 10^{\rm bU} \tag{3.25}$$

где ΔP_c — гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой жидкостью) насадки, Па; *U* — плотность орошения, м³/(м²·с); *b* — коэффициент.

Ниже приведены значения *b* для различных насадок [3]:

Насадка	b	Насадка	b
Кольца Рашига в уклад-		Кольца Палля (50 мм)	126
ку		Блоки керамические	151
50 мм	173	Седла «Инталокс»	
80 мм	144	25 мм	33
100 мм	119	50 мм	28
Кольца Рашига внавал		Сёдла Берля (25 мм)	30
25 мм	184	-	
50 мм	169		

Гидравлическое сопротивление сухой насадки ΔP_{c} определяют по уравнению:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_2} \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \rho_y, \quad (3.26)$$

где *λ* – коэффициент сопротивления хордовой насадки [10]:

$$\lambda = 6.64 / \operatorname{Re}_{v}^{0.375}$$
, (3.27)

 ω_0 – скорость газа в свободном сечении насадки (в м/с); $\omega_0 = \omega / \varepsilon$.

Подставив, получим:

$$\lambda = 6{,}64/2618_{v}^{0{,}375} = 0{,}347.$$

$$\Delta P_c = 0,347 \frac{140}{0,042} \cdot \frac{\left(\frac{1,15}{0,68}\right)^2 \cdot 0,464}{2} = 767 \Pi a.$$

Коэффициент сопротивления беспорядочных насадок, в которых пустоты распределены равномерно по всем направлениям (шары, седлообразная насадка), рекомендуется [3] рассчитывать по двучленному уравнению:

 $\lambda = 133/\text{Re}_v + 2,34.$ (11.28)

Коэффициент сопротивления беспорядочно насыпанных кольцевых насадок можно рассчитывать по формулам:

при ламинарном движении (Re_v < 40)

$$\lambda = 140/\text{Re}_v, (11.29)$$

при турбулентном движении (Re_v > 40)

$$\lambda = 16/\text{Re}_{v}^{0,2}$$
 (11.30)

Коэффициент сопротивления регулярных насадок находят по уравнению:

$$\lambda = \lambda_{\rm TP} + \xi (d_{\mathcal{P}}/l) \qquad (11.31)$$

где $\lambda_{\rm rp}$ – коэффициент сопротивления трению; ζ – коэффициент местного сопротивления:

$$\xi = 4, 2/\varepsilon^2 - 8, 1/\varepsilon + 3, 9.$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки где *ДР* равно:

$\Delta P = 767 \cdot 10^{119 \cdot 0,00137} = 1116 \, \Pi a.$

Общее сопротивление системы абсорберов определяют с учетом гидравлического сопротивления газопроводов, соединяющих их.

Анализ результатов расчета насадочного абсорбера показывает, что основное диффузионное сопротивление массопереносу в этом процессе сосредоточено в жидкой фазе, поэтому можно интенсифицировать процесс абсорбции, увеличив скорость жидкости. Для этого нужно либо увеличить расход абсорбента, либо уменьшить диаметр абсорбера. Увеличение расхода абсорбента приведет к соответствующему увеличению нагрузки на систему регенерации абсорбента, что связано с существенным повышением капитальных и энергетических затрат (возрастают расходы греющего пара и размеры тепло-обменной аппаратуры). Уменьшение диаметра абсорбера приведет одновременно к увеличению рабочей скорости газа, что вызовет соответствующее возрастание гидравлического сопротивления абсорберов. Ниже приведены результаты расчета абсорбера при рабочей скорости газа w = 2,15 м/с, практически вдвое превышающей принятую ранее:

<i>w</i> = 1,15 м/с	w = 2,15 м/с
0,00137	0,00252
0,00113	0,00178
0,00636	0,01
0,000519	0,00082
97 800	61 900
3,8	2,8
140	163
1 116	4 920
4	5
	w = 1,15 M/c 0,00137 0,00113 0,00636 0,000519 97 800 3,8 140 1 116 4

Как видно из приведенных данных, повышение интенсивности процесса приводит к значительному уменьшению диаметра колонны при некотором возрастании высоты насадки и к существенному повышению гидравлического сопротивления.

Приведенный расчет выполнен без учета влияния на основные размеры абсорбера некоторых явлений I (таких как неравномерность распределения жидкости! при орошении, обратное перемешивание, неизотермичность процесса и др.), которые в ряде случаев могут привнести в расчет существенные ошибки. Эти явления по-разному проявляются в аппаратах с насадками разных типов. Оценить влияние каждого из них можно, пользуясь рекомендациями, приведенными в литературе [3; 8].

11.2. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРА

Большое разнообразие тарельчатых контактных устройств затрудняет выбор оптимальной конструкции тарелки. При этом наряду с общими требованиями (высокая интенсивность единицы объема аппарата, его стоимость и др.) выдвигаются требования, обусловленные спецификой производства: большой интервал устойчивой работы при изменении нагрузок по фазам, возможность использования тарелок в среде загрязненных жидкостей, возможность защиты от коррозии и т. п. Зачастую эти характеристики тарелок становятся превалирующими, определяющими пригодность той или иной конструкции для использования в каждом конкретном процессе. Для предварительного выбора конструкции тарелок можно пользоваться данными, приведенными в табл. 11.2 [3; 11].

При выборе тарелки должны учитываться важнейшие показатели данного процесса. Тарелки, дли которых одному из предъявленных требований соответствует балл 0, отвергаются; для остальных тарелок баллы суммируются. Самой пригодной можно считать тарелку с наибольшей суммой баллов.

Для более правильного выбора надо рассмотреть оценки по отдельным показателям, обращая особое внимание на баллы 1 и 5, причем решение обычно является компромиссным между желательными и нежелательными характеристиками. При этом учитывают и такие факторы, как промышленный опыт эксплуатации, возможность быстрого изготовления и т. д. Окончательный выбор определяется технико-экономическим анализом.

Ниже в качестве примера приводится расчет абсорбера с тарелками провального типа.

Массу улавливаемых бензольных углеводородов и расход поглотительного масла определяют так же, как для насадочного абсорбера (см. раздел 11.1).

При расчете движущей силы в аппаратах с переточными тарелками (ситчатыми, клапанными, колпачковыми) необходимо учитывать влияние на нее поперечной неравномерности потока жидкости, продольного перемешивания жидкости, уноса и продольного перемешивания газа по рекомендациям, приведенным в литературе [5]. Пример такого расчета рассмотрен в главе VII.

В колоннах с провальными тарелками с достаточной достоверностью можно принять поршневое движение газа и полное перемешивание жидкости и каждой ступени. В этом случае, пренебрегая влиянием уноса жидкости, при большом числе тарелок в колонне движущую силу можно рассчитывать как для противоточного аппарата с непрерывным контактом фаз. Оценочный расчет показывает, что в нашем примере число тарелок велико, поэтому можно воспользоваться указанным приближением и определить движущую силу как среднелогарифмическую разность концентраций (см. раздел 11.2).

Таблица 11.2

Познародно уч	Тип тарелки																			
показатель	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Нагрузки по жидкости и газу большие малые	2 3	1 3	3 3	4 2	43	45	45	45	2 4	42	43	5 2	4 3	43	44	43	5 1	4	5 1	43
Большая область устой- чивой работы	4	3	4	4	5	5	5	5	4	1	1	1	2	3	4	3	3	4	3	3
Малое гидравлическое сопротивление	0	0	0	3	2	3	2	2	3	4	3	4	3	3	4	3	5	3	4	4
Малый брызгоунос	1	1	2	3	3	3	4	3	5	4	4	4	4	4	4	4	5	3	5	4
Малый запас жидкости	0	0	0	3	4	3	3	3	3	4	3	4	2	3	3	5	5	3	5	5
Малое расстояние между тарелками	3	2	3	4	5	4	4	4	5	5	5	4	4	5	5	4	4	4	4	4
Большая эффективность	4	3	4	4	4	5	4	5	5	4	4	3	4	4	4	3	3	4	4	4
Большая интенсивность	2	1	3	4	5	4	4	4	5	4	4	4	4	4	4	4	5	4	5	4
Реагирование на измене- ние нагрузок	3	2	4	3	4	5	5	5	3	1	1	0	2	3	3	3	3	3	3	3
Малые капитальные за- траты	2	1	3	4	3	4	3	3	4	5	5	2	3	4	4	4	4	4	4	4
Малый расход металла	2	2	3	4	3	4	4	3	3	5	5	2	4	5	4	5	5	4	5	5
Лёгкость монтажа	1	1	3	4	2	4	4	3	3	5	5	2	3	5	5	4	4	4	4	4
Лёгкость осмотра, чистки и ремонта	2	1	3	3	2	3	3	2	1	5	4	4	3	4	3	3	3	3	3	3
Возможность обработки взвесей	1	0	0	1	0	1	1	1	0	4	3	5	3	4	4	2	2	1	2	2
Лёгкость пуска и останов- ки	4	4	4	2	3	4	5	4	4	2	3	2	3	3	3	3	3	3	3	3
Возможность отвода теп- ла	1	1	1	3	0	2	2	2	3	3	3	5	3	3	2	0	0	0	0	0
Возможность использования в агрессивных средах	2	1	2	3	2	2	2	2	1	4	4	3	2	4	3	2	2	2	2	2

Сравнительная характеристика тарелок

Примечания. 1. Обозначение типов тарелок:

1 — колпачковая с круглыми колпачками;

2 — колпачковая с прямоугольными колпач- *12* — трубчатая провальная; ками;

- 3 «Юнифлакс»;
- 4 ситчатая с переливом;
- 5 ситчатая с направляющими отбойника- 16 чешуйчатая; ми:
- *6* клапанная с круглыми клапанами;
- 7 клапанная с прямоугольными клапана- 19 каскадная;
- ми:
- 8 балластная;
- 9 колпачково-ситчатая;

10 — решетчатая провальная;

11 — дырчатая провальная;

- 13 волнистая провальная;
- 14 провальная с разной перфорацией;
- *15* Киттеля;
- 17 пластинчатая;
- 18 Гипронефтемаша;
- 20 Бентури.

2. Соответствие каждой тарелки тому или иному показателю оценено по следующей шкале: 0 – не пригодна; 1 – сомнительно пригодна (целесообразно рассмотреть возможность замены другим типом тарелки); 2 – пригодна; 3 – вполне пригодна; 4 – хорошо пригодна; 5 – отлично пригодна.

Расчет скорости газа и диаметра абсорбера.

Скорость газа в интервале устойчивой работы провальных тарелок может быть определена с помощью уравнения [1; 3]:

$$Y = Be^{-4x}$$
 (3.32)

Здесь

$$X = (L/G)^{1/4} (\rho_y / \rho_x)^{1/8}$$

$$Y = \frac{\omega^2}{gd_{y}F_c^2} \cdot \frac{\rho_y}{\rho_x} \left(\frac{\mu_x}{\mu_B}\right)^{0.16}$$

где *w* — скорость газа в колонне, м/с; d — эквивалентный диаметр отверстия или щели в тарелке, м; F_c — доля свободного сечения тарелки, M^2/M^2 ; *μ_x*, μ_B — вязкость соответственно поглотительного масла и воды при температуре 20 °С, Па·с.

Подставив, получим:

$$X = -\frac{16,44}{5,577} - \frac{1/4}{5,000} \left(\frac{0,464}{1060}\right)^{1/8} = 0,498$$

Коэффициент В равен 2,95 для нижнего и 10 — для верхнего пределов нормальной работы тарелки. Наиболее интенсивный режим работы тарелок соответствует верхнему пределу, когда B = 10, однако с учетом возможного колебания нагрузок по газу принимают B = 6-8.

Приняв коэффициент B = 8, получим:

$$Y = 8.2,72^{-4.0,498} = 1,092.$$

По каталогу [12] (см. приложение VI. 1) выберем решетчатую провальную тарелку со свободным сечением $F_c = 0.2 \text{ м}^2/\text{м}^2$ и шириной щели б = 6 мм; тогда $d_3 = 2 \delta = 2.0,006 = 0,012 \text{ м}$. Тогда

$$Y = \frac{\omega^2}{9,8 \cdot 0,012 \cdot 0,2^2} \cdot \left(\frac{16,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-3}}\right)^{0,16} = 1,092.$$

Отсюда w = 2,74 м/с.

Для ситчатых тарелок рабочую скорость газа можно рассчитать по уравнению [7]:

$$w = 0.05 \sqrt{\rho_x / \rho_y}$$
(11.33)

Для клапанных тарелок:

$$\omega^{1,85} = \frac{G}{S_0} \cdot \frac{2g}{\xi \rho_y}$$
(11.34)

где G – масса клапана, кг; S_0 — площадь отверстия под клапаном, м²; ξ – коэффициент сопротивления, который может быть принят равным 3.

В колонне с колпачковыми тарелками предельно допустимую скорость рекомендуется рассчитывать по уравнению [1]:

$$\omega = \frac{0.0155}{d_k^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_x}{\rho_y}} h_k$$
(11.35)

где d_{κ} — диаметр колпачка, м; h_{κ} — расстояние от верхнего края колпачка до вышерасположенной тарелки, м.

Диаметр абсорбера находят из уравнения расхода:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13,9 \cdot \frac{273 + 30}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1,19 \cdot 10^5}}{3,14 \cdot 2,74}} = 2,47 \text{ M}.$$

Принимаем [6] (см. раздел 11.4) стандартный диаметр обечайки абсорбера d = 2,6 м. При этом действительная скорость газа в колонне будет равна:

$$w = 2,74 (2,47/2,6^{-2} = 2,47 \text{ M/c}.$$

Расчет коэффициента массопередачи.

Обычно расчеты тарельчатых абсорберов проводят по модифицированному уравнению массопередачи, в котором коэффициенты массопередачи для жидкой K_{xf} газовой K_{yf} фаз относят к единице рабочей площади тарелки:

$$M = K_{xf} F \Delta \overline{x}_{cp} = K_{yf} F \Delta \overline{Y}_{cp}$$
(11.36)

где M — масса передаваемого вещества через поверхность массопередачи в единицу времени, кг/с; F — суммарная рабочая площадь тарелок в абсорбере, м².

Необходимое число тарелок *n* определяют делением суммарной площади тарелок *F* на рабочую площадь одной тарелки *f*:

$$n = F/f$$
 (11.37)

Коэффициенты массопередачи определяют по уравнениям аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений:

$$K_{xf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{xf}} + \frac{1}{m\beta_{yf}}} \qquad \qquad K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}, \qquad (11.38)$$

где β_{xf} и β_{yf} — коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей площади тарелки соответственно для жидкой и газовой фаз, кг/(м²·с).

В литературе приводится ряд зависимостей для определения коэффициентов массоотдачи для рассматриваемого случая. На основании сопоставительных расчетов рекомендуем использовать обобщенное критериальное уравнение [13], применимое для различных конструкций барботажных тарелок:

$$Nu' = APe'^{0.5} \Gamma c \left(\frac{\mu_{y}}{\mu_{x} + \mu_{y}}\right)^{0.5} \quad (11.39)$$

При этом для жидкой фазы

$$Nu'_{x} = \frac{\beta_{xf}l}{D_{x}} \qquad Pe'_{x} = \frac{Ul}{1 - \varepsilon \ D_{x}}$$

для газовой фазы

$$Nu'_{y} = \frac{\beta_{yf}l}{F_{c}D_{y}} \qquad Pe'_{y} = \frac{\omega l}{\varepsilon D_{y}}$$

где A— коэффициент; D_x , D_y – коэффициенты молекулярной диффузии распределяемого компонента соответственно в жидкости и газе, m^2/c ; $\frac{U}{1-\varepsilon}, \frac{\omega}{\varepsilon}$ – средние скорости жидкости и газа в барботажном слое, м/с;

 ε – газосодержание барботажного слоя, м² /м³; $\Gamma_c = \frac{\Delta P_{\Pi}}{\rho_x g l}$ – критерии гидравлического сопротивления, характеризующий относительную величину удельной поверхности массопередачи на тарелке; $\Delta P_{\Pi} = g \rho h_0$ – гидравлическое сопротивление барботажного газожидкостного слоя (пены) на тарелке, Па; h_0 – высота слоя светлой (неаэрированной) жидкости на тарелке, м; l – характерный линейный размер, равный среднему диаметру пузырька или газовой струи в барботажном слое, м.

В интенсивных гидродинамических режимах характерный линейный размер *I* становится, по данным ряда авторов [13], практически постоянной величиной, мало зависящей от скоростей фаз и их физических свойств. В этом случае критериальные уравнения, решенные относительно коэффициентов массоотдачи, приводятся к удобному для расчетов виду:

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 D_x^{0.5} \left(\frac{U}{1-\varepsilon}\right)^{0.5} h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y}\right)^{0.5}$$
(11.40)

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 F_c D_y^{0,5} \left(\frac{\omega}{\varepsilon}\right)^{0,5} h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y}\right)^{0,5}$$
(11.41)

Расчет высоты свтелого слоя жидкости.

Высоту светлого слоя жидкости на тарелке h_0 находят из следующего соотношения [3]:

$$\Delta P_{\Pi} = g \rho h_0 = g \rho_x \ 1 - \varepsilon \ h_n, \qquad (11.42)$$

где h_n – высота газо-жидкостного барботажного слоя (пены) тарелке, м. Отсюда

$$h_0 = 1 - \varepsilon h_n$$

Высоту газо-жидкостного слоя для провальных тарелок определяют из уравнения [3]:

$$Fr = \frac{0,0011B}{C} \cdot \frac{\rho_x}{\rho_y},\tag{11.43}$$

где Fr = ω_0^2/gh_n — критерий Фруда; ω_0 — скорость газа в свободном сечении (щелях) тарелки, м/с; В — коэффициент — см. уравнение (11.32).

Величина С в уравнении (11.43) равна:

$$C = U^{6} \mu_{x}^{2} \rho_{x} / g \sigma^{3} \qquad (11.44)$$

Для провальных тарелок без переливных устройств плотность орошения *U* равна:

$$U = L/\rho_x 0,785d^2 \qquad (11.45)$$

Подставив, получим:

$$U = \frac{16,44}{1060 \cdot 0,785 \cdot 2,6^2} = 0,0029 \,\text{m}^3 \,/\,\,\text{m}^2 \cdot c \quad .$$

Тогда

$$C = \left(\frac{0,0029^{6} \ 16,5 \cdot 10^{-3}^{2} \ 1060}{9,8 \ 29 \cdot 10^{-3}^{3}}\right)^{0,067} = 0,165.$$

Пересчитаем коэффициент *В* (который ранее бы принят равным 8) с учетом действительной скорости газа в колонне:

$$B = 8 2,47/2,74^2 = 6,5$$
.

Подставив, получим:

$$Fr = \frac{0,0011 \cdot 6,5 \cdot 1060}{0,165 \cdot 0,464} = 99.$$

Отсюда находим высоту газо-жидкостного слоя:

$$h_n = \frac{\omega_0^2}{gFr} = \frac{\omega^2}{F_c^2 gFr} = \frac{2,47^2}{0,2^2 \cdot 9,8 \cdot 99} = 0,157 \, \text{m} \, .$$

Газосодержание барботажного слоя находят по уравнению [3]:

$$\varepsilon = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{F_c}Fr^{0,2}} = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{0,2.99^{0,2}}} = 0,812 \,\text{m}^3 / \text{m}^3 \quad (11.46)$$

Тогда высота светлого слоя жидкости:

$$h_0 = 1 - 0.812 \ 0.157 = 0.0295 M$$
.

Для барботажных тарелок других конструкций газосодержание можно находить по единому уравнению [3]:

$$\varepsilon = \sqrt{Fr} / 1 + \sqrt{Fr}$$
,

где $Fr = \omega^2 / gh_0$.

Для колпачковых тарелок высоту светлого слоя жидкости южно находить по уравнению [3]:

$$h_0 = 0,0419 + 0,19h_{nep} - 0,0135\omega\sqrt{\rho_y} + 2,46q, \qquad (11.48)$$

где h_{nep} — высота переливной перегородки, м; q — линейная плотность орошения, $M^3/(M^2-C)$, равная q = Q/b; Q — объемный расход жидкости, M^3/c ; b — ширина переливной перегородки, м.

Для ситчатых и клапанных тарелок в практических расчетах можно пользоваться уравнением [3]:

$$h_0 = 0,787q^{0.21}h_{nep}^{0.56}\omega^m \ 1 - 0,31\exp(-0,11\mu_x) \left(\frac{\sigma_x}{\sigma_B}\right)^{0.09}, \quad (11.49)$$

где m – показатель степени, равный 0,05–4,6 h_{nep}. Здесь μ_x – в мПа·с, σ_x, σ_B – в мН/м.

Расчет коэффициентов массопередач.

Рассчитав коэффициенты молекулярной диффузии бензольных углеводородов в масле D_x и газе D_y (см. раздел 11.6), вычислим коэффициенты массоотдачи:

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot \left(15 \cdot 10^{-10} \, \overset{\circ}{\searrow} 5 \cdot \left(\frac{0,0029}{1-0,812}\right)^{0.5} \times 0,0295 \cdot \left(\frac{0,0127}{16,5+0,0127}\right)^{0.5} = 0,000678 \, \text{m/c}$$
$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,2 \cdot \left(17 \cdot 10^{-5} \, \overset{\circ}{\searrow} 5 \cdot \left(\frac{2,47}{0,812}\right)^{0.5} - 0,0295 \cdot \left(\frac{0,0127}{16,5+0,0127}\right)^{0.5} = 0,61 \, \text{m/c}$$

Выразим β_{xf} и β_{yf} в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_{xf} = 0,000678 \cdot \rho_x = 0,000678 \cdot 1060 = 0,719\kappa z / m^2 \cdot c$$

$$\beta_{yf} = 0,61\rho_y = 0,61\cdot 0,464 = 0,283\kappa z / m^2 \cdot c$$
.

Коэффициент массопередачи *К*у:

$$K_{yf} = \frac{1}{1/0,283 + 2/0,719} = 0,158 \, \kappa c \, / (m^2 \cdot c) \, .$$

Расчет числа тарелок абсорбера.

Число тарелок абсорбера находим по уравнению (11.37).

Суммарная поверхность тарелок F равна:

$$F = \frac{0,457}{0,158 \cdot 0,009} = 321 m^2.$$

Рабочую площадь тарелок с перетоками *f* определяют с учетом площади, занятой переливными устройствами:

$$f = \varphi \cdot 0,785 \cdot d^2, \qquad (11.50)$$

где φ – доля рабочей площади тарелки, м²/м²; *d* – диаметр абсорбера, м.

Рабочая площадь f провальной тарелки может быть принята равной сечению абсорбера, т. е. $\varphi = 1$.

Тогда требуемое число тарелок равно $n = 321 / 0,785 \cdot 2,6^2 = 61$.

Выбор расстояния между тарелками и определение высоты абсорбера.

Расстояние между тарелками провального типа принимают равным или несколько больше суммы высот барботажного слоя h_n и сепарационно-го пространства h_c :

$$h \ge h_n + h_c \tag{11.51}$$

Высоту сепарационного пространства вычисляют, исходя из допустимого брызгоуноса с тарелки, принимаемого равным 0,1 кг жидкости на 1 кг газа. Рекомендовано [3] расчетное уравнение для определения брызгоуноса *е* с тарелок различных конструкций:

$$e = Af \frac{\omega^m}{h_c^n}, \qquad (11.52)$$

где f – поправочный множитель, учитывающий свойства жидкости и равный 0,0565 $\rho_x / \sigma^{-1,1}; \sigma$ – в мН/м.

Коэффициент А и показатели степеней т и п даны ниже:

Тарелки	Α	m	n
Провальные (дырчатая, решетчатая, волни-			
стая)	1,4.10-4	2,56	2,56
Клапанная и балластная	6,5·10 ⁻⁵	2,15	2,5

Значения е для тарелок других конструкций рассчитывают по уравнениям, приведенным ниже.

Для ситчатых тарелок

$$e = 0.000077 \ 73/\sigma \ \omega/h_c^{3,2}$$
 (11.53)

Для колпачковых тарелок унос жидкости можно определять из следующей зависимости [3]:

$$3600Eh_c^{2,59}\mu_x\sigma^{0,4} = f \ \omega\sqrt{\rho_y/\rho_x}$$
(11.54)

где E – масса жидкости, уносимой с 1 м² свободной площади сечения колонны (за вычетом переливного устройства), кг/(м²·с); μ_x – в мПа·с; σ – в мН/м.

Значения $f \omega \sqrt{\rho_y / \rho_x}$ приведены на рис. 11.5.



Рис. 11.5. График для определения уноса на колпачковых тарелках

Для провальных тарелок по уравнению (11.52) найдем:

$$0,1 = 1,4 \cdot 10^{-4} \cdot 5,65 \cdot 10^{-2} \left(\frac{1060}{20}\right)^{1,1} \cdot \frac{2,47^{2,56}}{h_c^{2,56}}$$

Решая относительно h_c , получим: $h_c = 0,343$ м. Тогда расстояние между тарелками

Расстояние между тарелками стальных колонных аппаратов следует выбирать из ряда: 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200 мм.

Выберем расстояние между тарелками абсорбера, равным *h* = 0,5 м. Тогда высота тарельчатой части абсорбера

$$H_T = (n - 1) h = (61 - 1) 0,5 = 30 \text{ M}.$$

Примем (см. раздел 37) расстояние между верхней тарелкой и крышкой абсорбера 2,5 м; расстояние между нижней тарелкой и днищем абсорбера 4,0 м. Тогда общая высота абсорбера

Расчет гидравлического сопротивления тарелок абсорбера.

Гидравлическое сопротивление тарелок абсорбера определяют по формуле:

$$\Delta P_a = \Delta P_n \tag{11.55}$$

Полное гидравлическое сопротивление одной тарелки ΔP складывается из трёх слагаемых:

$$\Delta P = \Delta P_C + \Delta P_n + \Delta P_\sigma \qquad (11.56)$$

Гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой) тарелки.

$$\Delta P_c = \xi \frac{\omega^2}{2F_c^2} \rho_y \qquad (11.57)$$

Значения коэффициентов сопротивления ξ сухих тарелок различных конструкций приведены ниже [3; 5]:

Тарелка	ξ
Колпачковая	4,0-5,0
Клапанная	3,6
Ситчатая	1,1-2,0
Провальная с щелевидными отверстиями	1,4 – 1,5

Принимая $\xi = 1,5$, получим:

$$\Delta P_c = 1.5 \frac{2.47^2 \cdot 0.464}{2 \cdot 0.2^2} = 53.0 \Pi a \, .$$

Гидравлическое сопротивление газо-жидкостного слоя (пены) на тарелке

$$\Delta P_{\Pi} = g \rho_x h_0 \tag{11.58}$$

$$\Delta P_{\Pi} = 9.8 \cdot 1060 \cdot 0.0295 = 306 \ \Pi a.$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения [3]:

 $\Delta P_{\sigma} = 4\sigma/d_{\rm P} \ (7.59)$

 $\Delta P_{\sigma} = 4 \cdot 20 \cdot 10^{-3} / 0,012 = 6,7 \Pi a .$

Тогда полное гидравлическое сопротивление

$$\Delta P = 53 + 306 + 6,7 = 365,7$$
 Па.

Гидравлическое сопротивление всех тарелок абсорбера

 $\Delta P_a = 365,7 \cdot 61 = 22310 \ \Pi a.$

11.3. СРАВНЕНИЕ ДАННЫХ РАСЧЁТА НАСАДОЧНОГО И ТАРЕЛЬЧАТОГО АБСОРБЕРОВ

Результаты расчетов насадочного и тарельчатой абсорберов приведены ниже:

Параметр	Насадочный абсорбер	Тарельчатый абсорбер
Диаметр, м	3,8	2,6
Высота, м	45,3	36,5
Объем, м ³	2053	194
Число абсорберов, шт	4	1
Скорость газа, м/с	1,15	2,47
Гидравлическое сопротивление контактных элементов, Па	1116	22 310

Сравнение этих данных и их анализ показывают что применение тарельчатого абсорбера позволяй существенно сократить размеры колонн, однако при этом значительно возрастают энергетически затраты на преодоление газовым потоком сопротивления абсорбера. Окончательное решение о применении того или другого типа аппаратов может дать лишь полный сравнительный технико-экономический расчет.

Учет влияния на протекание процесса массопередачи таких явлений, как брызгоунос в тарельчатых колоннах, перемешивание и байпасирование потоков, показан на примере расчета процесса ректификации (см. гл. VII).

Схема расчета насадочных и тарельчатых аппаратов для проведения процесса физической абсорбции, не осложненной химической реакцией, одно временно протекающими тепловыми процессами (не изотермическая абсорбция); процессами, связанным с промежуточным отбором или рецир-

куляции жидкости, существенно отражающихся на структуре потоков, показана на рис. 11.6.

Примеры расчетов осложненных процессов абсорбции приведены в монографии [3].

Решение уравнений материального	баланса	И.,	определение	нагрузок	аб-
сорбера, по газу и абсорбенту					

Выбор конструктивных размеров контактного устройства. Определение рабочей скорости газа, расчет диаметра абсорбера и его гидравлического сопротивления

Расчет коэффициентов массоотдачи и массопередачи.

Определение поверхности массопередачи (числа тарелок, высоты насад-ки)

Рис. 3.6. Схема расчета абсорбционных аппаратов.

12. СТЕРИЛИЗАЦИЯ

Общие сведения

Стерилизация – заключительный тепловой технологический процесс производства консервной продукции.

Чтобы получить консервы, стойкие при хранении, наполненные продуктом и герметически укупоренные банки стерилизуют (при температуре свыше 100 °C) или пастеризуют (при температуре до 100 °C). Стерилизация и пастеризация консервов уничтожает или замедляет жизнедеятельность микроорганизмов, находящихся в продукте. Процесс герметической обработки консервов складывается из периода нагрева продукта до температуры стерилизации, периода собственно стерилизации (при постоянной температуре) и периода снижения давления и температуры. Для каждого вида консервируемого продукта устанавливается формула стерилизации.

В общем виде формула стерилизации имеет следующий вид:

$$\frac{A-B-C}{t^{\circ}}p$$

где A – продолжительность повышения температуры в аппарате до температуры стерилизации, мин; B – продолжительность собственно стерилизации, мин; C – продолжительность снижения давления в автоклаве до атмосферного или продолжительность охлаждения консервов, мин; t° – температура собственно стерилизации, °C; p – величина избыточного противодавления в автоклаве, ат или н/см².

В настоящее время известно два принципиально различных способа стерилизации консервной продукции: тепловое воздействие (конвективный энергоподвод от различных теплоносителей) и ионизирующее облучение. Второй способ в рыбной промышленности в производственных условиях пока не получил широкого применения.

Тепловое воздействие на продукт может осуществляться различными способами. Они включают конвективный нагрев водой, паром, горячим воздухом или непосредственно продуктами сгорания топлива, а также объемный нагрев продукта за счет воздействия, на него поля СВЧ, ВЧ.

Для консервов в жесткой таре (металлической и стеклянной) основным производственным способом стерилизации является конвективный нагрев, а из перечисленных выше тепловых агентов основными остаются вода и пар как наиболее дешевые, изученные.

В консервах всех видов тепло внутри банок распределяется путем теплопроводности и конвекции, причем в густых однообразных продуктах этот процесс осуществляется главным образом теплопроводностью, и в консервах с густой заливкой – конвекцией. При стерилизации консервов в герметически укупоренной таре банки находятся под действием внешнего и внутреннего давления. Внешнее давление образуется за счет давления пара или воды, подогреваемой паром, а внутреннее, главным образом, зависит от температуры продукта при его герметизации, температуры стерилизации, степени наполнения банки продуктом, деформации банки в процессе стерилизации и способа герметизации тары (под вакуумным или при атмосферном давлении).

В стерилизаторах периодического действия консервы стерилизуют с противодавлением и без него.

Вез противодавления нельзя стерилизовать продукцию в крупных жестяных банках (2–3 кг), т. к. банки при этом сильно деформируются, нарушается их герметичность, в результате чего получается брак.

Существует три основных метода стерилизации консервов с противодавлением.

Стерилизация консервов в воде, подогреваемой паром, с воздушным противодавлением; водой с воздушным противодавлением; водой с водяным противодавлением.

Стерилизация консервов в воде, подогреваемой паром, с воздушным противодавлением применяются для консервов в стеклянных банках и в крупных жестяных банках.

Стерилизация паром с воздушным противодавлением рекомендуется только для консервов в жестяных банках малого и среднего размера.

Стерилизация в воде, подогреваемой паром, с водяным противодавлением может быть применена для консервов в стеклянных крупных жестяных банках.

Рассмотрим основные способы стерилизации консервов с противодавлением.

Стерилизация в воде, подогреваемой паром, с воздушным противодавлением.

Этот способ наиболее приемлем для стерилизации консервов в стеклянных банках и в крупных жестяных банках. Воду в автоклаве до загрузки банок подогревают до температуры, превышающей температуру банок на 10–15 °C. Затем тельфером или другими грузоподъемными устройствами корзины с банками опускают в автоклав с таким расчетом, чтобы над верхним рядом банок был слой воды 10–15 см. После этого автоклав наглухо закрывают и через барботер подают в него смесь пара с воздухом. Как только давление в автоклаве достигнет заданной величины, подачу воздуха прекращают и продолжают подогревать воду паром до температуры собственно стерилизации.

Если во время прогрева или стерилизации давление внутри автоклава оказывается больше, чем указано в формуле стерилизации, то необходимо выпустить часть воздуха через продувочный кран или спустить часть воды

через сливную трубу. По окончании процесса собственно стерилизации подачу пара и воздуха в автоклав прекращают. Для постепенного и плавного охлаждения стеклянных и жестяных банок охлаждающую воду следует подавать под давлением сверху, а горячую – спускать снизу. В процессе охлаждения необходимо следить за давлением в автоклаве, не допуская падения его ниже установленной величины. Достигается это путем регулировки подачи и спуска воды с помощью запорных вентилей на водопроводной и сливной трубах. Как только температура начнет приближаться к конечной, давление постепенно снижают, продолжая процесс охлаждения. По окончании охлаждения закрывают все вентили, а вентиль на сливной трубе открывают и спускают часть воды из верхней зоны автоклава. Затем открывают крышку и выгружают корзины с банками.

Во время стерилизации желательно через каждые 15–20 мин. продувать автоклав, т. е. выпускать газовую смесь из верхней части автоклава и подавать смесь пара и воздуха через нижнюю его часть. Благодаря этому в автоклаве хорошо перемешивается вода равномерно распределяется температура.

Стерилизация при помощи пара с воздушным противодавлением.

Этот способ может быть рекомендован только для консервов в жестяных банках малого и среднего размера.

Процесс собственно стерилизации ведется без противодавления, так как при наличии воздуха, являющегося плохим проводником тепла, в автоклаве неизбежно будут образовываться воздушные подушки, что может приведи к выпуску нестерильной продукции.

Кроме того, практика показала, что при стерилизации консервов в жестяных банках малого и среднего размера при температуре до 120 °C брак («птички») образуется исключительно в период спуска пара, поэтому процесс нагревания консервов и собственно стерилизации ведется обычным путем; по окончании процесса собственно стерилизации и прекращения подачи пара в автоклав выпускают сжатый воздух и увеличивают внутреннее давление на 5–8 H/cm^2 (0,5–0,8 ат). Затем додают холодную воду под давлением, превышающим суммарное давление пара и воздуха, благодаря чему пар в автоклаве быстро конденсируется.

Стерилизация в воде, подогреваемой паром, с водяным противодавлением.

Этот способ стерилизации может быть применен для тепловой обработки консервов в стеклянных и крупных жестяных банках.

Корзины с банками загружают в автоклав, закрывают его крышкой и наливают воду в таком количестве, чтобы она заполнила весь аппарат и полилась через продувочный кран. После этого пускают пар. По мере нагревания автоклава давление в нем возрастает.

Собственно стерилизация начинается при температуре и давлении, соответствующих установленным величинам. Если в процессе нагревания давление в автоклаве поднимется выше установленного, необходимо часть воды спустить через верхний сливной кран Температуру регулируют путем подачи пара.

Для охлаждения консервов в автоклав сверху подают холодную воду, а снизу спускают такое же количество горячей воды. Давление начинают снижать после того, как температура приблизится к конечной величине.

Преимущество способа заключается в том, что в установке нет компрессора, а существенным недостатком является то, что в начале подачи пара в автоклав, во время процесса собственно стерилизации, и при прекращении подачи пара резко снижается или повышается давление в автоклаве, что может привести к срыву крышек со стеклянных банок.

Ввиду этого целесообразнее стерилизовать консервы с водяным противодавлением в совокупности с воздушной подушкой, т е. автоклав не полностью заливать водой, оставляя в зоне крышки воздушную подушку, которая будет выполнять роль амортизатора

12.1. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ СТЕРИЛИЗАЦИИ КОНСЕРВОВ

Оборудование автоклавных отделений представлено вертикальными автоклавами периодического действия типов Бб-КАВ модификаций AB-2 и AB-4 в комплекте с программными регуляторами, автоклавами морского исполнения Б4-ИСА, малогабаритными однокорзиночными автоклавами H2-ИТА-602, бессточными автоклавами H10-ИАВ, (табл. 1).

Вертикальные автоклавы типа Б6-КДВ-2 и Б6-КАВ-4 предназначены для стерилизации консервов в банках в водяной и паровой средах под давлением до 0,35 МПа и температуре до 130°С

Автоклав типоразмера Б6-КАВ-2 (АВ-2) представляет собой цельносварной цилиндрический корпус из листовой углеродистой стали толщиной 6 мм с эллиптическим глухим нижним днищем, выштампованным нагорячо из углеродистой низколегированной листовой стали толщиной 8мм. Рабочее положение автоклава вертикальное, и он устанавливается на специальной эстакаде или проеме перекрытия на трех опорах-кронштейнах. Автоклав поступает с приваренными опорами (рис. 12.1).



Рис. 12.1. Вертикальный двухкорзиночный автоклав: *1* – корпус; *2* – днище; *3* – крыша; *4* – затвор; *5* – противовес; *6* – барботер; *7* – кран продувочный; *8* – штуцер; *9* – циркуляционная труба; *10* – клапан предохранительный; *11* – корзина

С автоклавом Б6-КАВ-4, кроме того, поставляется дополнительный пояс с лапами для напольной установки. Пояс и лапы поставляются отдельно, в комплекте.

Монтаж вертикальных автоклавов имеет ряд особенностей. Однокорзиночные автоклавы монтируют на полу автоклавного отделения Монтаж их коммуникаций не составляет сложности и производится также напольным с верхней или нижней разводкой. Канализация помещения должна обеспечивать беспрепятственный сброс воды из двух трех автоклавов одновременно при охлаждении консервов.

При монтаже двух- и четырехкорзиночных вертикальных автоклавов возникает необходимость в двух уровнях обслуживания. Главный, основой уровень обслуживания должен быть на высоте 800–1000 мм ниже кромки корпуса автоклава. Несколько менее удобно, но еще приемлемо наблюдение за показаниями манометра и термометра, установленных на кармане автоклава. На этом же уровне устанавливаются щиты и приборы системы автоматического управления процессом стерилизации, а также гребенки запорной и регулирующей аппаратуры с мембранными исполнительными механизмами.

Второй (нижний) уровень периодического обслуживания должен иметь высоту не менее 1800 мм от пола до перекрытия, причем между низом автоклава – сливным патрубком и полом должно оставаться не менее 300 мм для возможности установки вентиля и его обвязки, пол нижнего уровня обслуживания должен быть канализирован иметь надежную гидроизоляцию и достаточные уклоны к трапам.

Трубопроводы пара, воды и воздуха должны прокладываться на этом уровне при строгом соблюдении соответствующих СНиП. Выполнение всей трубной разводки на уровне периодического обслуживания позволяет, во-первых, освободить производственную площадь зоны основного обслуживания автоклава и создать определенный эстетический уровень автоклавного отделения, а во-вторых, обеспечивает возможность беспрепятственного проведения планово-предупредительного ремонта коммуникаций и арматуры. Образование двух уровней – площадок обслуживания требует общей высоты помещения не менее 5–5,2 м. Высота определена исходя из необходимости иметь до площадки установки автоклавов 1800 мм, 200 мм на высоту площадки из стального проката или железобетона, 2500 мм от уровня установки троллей тельфера., обслуживающего автоклавный участок или отделение, и 500-700 мм над уровнем троллей до перекрытия. Сокращать какую бы то ни было из составляющих высоты нежелательно и недопустимо по условиям охраны труда и техники безопасности. Оптимальной высотой помещения следует считать 6 м.

Для обслуживания наиболее приемлемо полукруговое размещение автоклавов с единым фронтом приборов на них. При этом размещение в одной группе более 12–16 автоклавов представляется нецелесообразным. Отделение из 12–16 автоклавов может обеспечить работу двух линий с од-

новременным выпуском двух видов консервов. Разгрузка автоклавных корзин может производиться с помощью серийно выпускаемого разгрузчика банок Б4-РК-2ОМ5. При расчетном цикле 90 мин. и коэффициенте использования автоклавов 0,9 отделение из 12 автоклавов может обеспечить выпуск до 80 туб консервов не менее двух ассортиментов. Реальная эксплуатационная производительность подобных автоклавных отделений значительно ниже, так как банки после предыдущих операций поступают неравномерно, расчетные формулы стерилизации в основном составляют от 95 до 135 мин, нередки перебои и отклонения давления в подаче воды и пара. В результате этих нарушений коэффициент использования автоклавов падает, а продолжительность циклов возрастает. Сменная выработка автоклавного отделения из 12 автоклавов Б6-АВ-2 редко превышает 60 туб.

Таким образом, в существующем производстве имеются значительные резервы увеличения выпуска консервов без увеличения автоклавного парка или замены автоклавов. При полном оснащении автоклавов Б6-КАВ арматурой, устанавливаемой непосредственно у автоклава, его ширина по габариту достигает 1780 мм, что следует учитывать при реконструкциях и технических перевооружениях автоклавных отделений.

Автоклавы Б6-КАВ поставляются в комплекте с запорной арматурой, теплоизоляцией и облицовкой теплоизоляции. Установку арматуры на место, нанесение теплоизоляции, закрепление и монтаж облицовки осуществляет монтажная организация. При монтаже на автоклаве монтируются запорно-регулирующая арматура, предохранительные клапаны и устройства, поступающие в комплекте россыпью.

12.2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ОТДЕЛЕНИЯ СТЕРИЛИЗАЦИИ

Технологическим расчетом автоклава осуществляют производительность автоклава, количество автоклавов, необходимы проведения процесса стерилизации при заданной производительности цеха и составляют график работы отделения стерилизации.

Производительность одного автоклава:

$$\Pi = \frac{n_{\rm 6}}{\tau}, \, ({\rm бан}\backslash {\rm M}{\rm и}{\rm H}) \tag{12.1}$$

где n_6 – количество банок, загруженных в автоклав; τ – продолжительность полного цикла работы автоклава, мин.

Количество банок, загружаемых в автоклав определяется;

$$n_{\rm f} = Z_{\rm c} - Z_{\rm f}, \,({\rm foan})$$
 (12.2)

где Z_c – количество сеток, загружаемых в один автоклав; Z_6 – количество банок, вмещаемых в одну автоклавную корзину (сетку), шт.

Количество сеток, загружаемых в один автоклав:

$$Z_{\rm c} = \frac{\tau_{\rm A}}{\tau_{\rm c}}, (\rm IIIT)$$
(12.3)

где τ_{a} – максимальная продолжительность выдержки (накопления) банок до их стерилизации после герметизации, мин. (Обычно это время принимается не более 30 мин.); τ_{c} – время наполнения банками одной сетки, мин.

Время наполнения банками одной сетки определяется:

$$\tau_{\rm c} = \frac{Z}{q}, ({\rm M}{\rm M}{\rm H})$$
(12.4)

где *q* – производительность линии в банках в минуту. Количество банок, вмещаемых в одну автоклавную корзину:

$$z = 0,785 \cdot \left(\frac{1}{h}\right) \left(\frac{D^2}{d^2}\right), (6aH)$$
 (12.5)

где *H* – высота автоклавной корзины, м; *h* – высота банки, м; *D* – диаметр автоклавной корзины, м; *d* – наружный диаметр банки, м.

При расчете количества автоклавных корзин в одном автоклаве принимают целое меньшее количество сеток.

Продолжительность полного цикла работы автоклава:

$$\tau = \tau_0 + \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4, (MUH)$$
(12.6)

где τ_0 – время загрузки автоклава (принимается обычно 5 мин.); τ_1 – время повышения температуры от начальной до температуры стерилизации, мин; τ_2 – время собственно стерилизации, мин; τ_3 – время понижения температуры в автоклаве от температуры стерилизации до конечной темпера туры, мин; τ_4 – время разгрузки автоклавных корзин (принимается 5 мин.), мин.

Интервал времени между загрузками очередных автоклавов:

$$\tau = \frac{n_{\tilde{6}}}{q}, (\text{мин}).$$
(12.7)

По этим данным строится график работы стерилизационного отделения на смену или на сутки (табл. 12.1).

Таблица 12.1

Расчетный	график	работы	автоклавного	цеха ((в	ч-мин)
-----------	--------	--------	--------------	--------	----	--------

Номер автоклава	Номе цикла	Начало загрузки	Конец загрузки	Конец подогрева	Конец собственно стерилизационный	Конец ох- лаждения и снижение давления	Конец выгрузки

Тепловым расчетом автоклава устанавливается расход пара на стерилизацию, расход воды на стерилизацию и пара на ее подогрев, а также расход воды на охлаждение консервов.

Расход пара за один цикл работы автоклава рассчитывают отдельно для первого и второго периода.

В первом периоде работы автоклава температура в нем повышается от начальной температуры до температуры стерилизации. При этом тепловая энергия затрачивается на нагрев аппарата, сеток, банок, продукта, воды (при стерилизации в воде) и на компенсацию потерь тепла в окружающую среду путем лучеиспускания и конвекции.

Во втором периоде в автоклаве поддерживается постоянная температура стерилизации, а тепловая энергия затрачивается только на компенсацию потерь в окружающую среду.

Расход тепла за первый период работы автоклава определяется следующем образом.

Расход тепла на нагрев автоклава:

$$Q_1 = G_1 \cdot C_1 \cdot (-t_1), (Дж)$$
 (12.8)

где G_1 – масса автоклава, кг; C_1 – теплоемкость материала, из которого выполнены автоклав (для стали $G_1 = 482$ Дж/кг с); t_c – температура стерилизации, °C; t_1 – начальная температура автоклава, °C.

Расход тепла на нагрев сеток:

$$Q_2 = G_2 \cdot C_1 \cdot (t_c - t_2), \, (Дж)$$
(12.9)

где G_2 – масса сеток в автоклаве, кг; t_2 – температура сетки, °С (t_2 приравнивается температуре воздуха в отделении).

Расход тепла на нагрев банок:

$$Q_3 = G_3 \cdot C_3 \cdot (t_c - t_3), \, (Дж)$$
(12.10)

где G_3 – масса банок, кг; C_3 – теплоемкость материала тары, Дж/кг °С; t_3 – начальная температура банок, °С; (t_3 принимаем равную температуре продукта в банке).

Расход тепла на нагрев продукта:

$$Q_4 = G_4 \cdot C_4 \cdot (t_c - t_3), \, (Дж)$$
(12.11)

где Q_4 – масса продукта, кг; C_4 – теплоемкость продукта, Дж/кг °С.

Теплоемкость продукта определяется как теплоемкость смеси:

$$C_4 = C_1 \cdot (X_1/100) + C_2 \cdot (X_2/100),$$
Дж/кг °С (12.12)

где C_1 и C_2 – теплоемкость компонентов смеси, Дж/кг °С; X_1 и X_2 – отношение массы каждого компонента к общей массе смеси, %.

Расход тепла на нагрев воды в автоклаве:

$$Q_5 = G_5 \cdot C \cdot (t_c - t_5), \, (Дж)$$
(12.13)

где Q_5 – масса воды в автоклаве, кг; C – теплоемкость воды, Дж/кг °C; t_5 – начальная температура воды в автоклаве, °C.

Потери тепла в окружающую среду:

$$Q_6 = F_a \cdot \tau_2 \cdot \alpha_0 \cdot (\tau_B - t_B)$$
(Дж) (12.14)

где F_a – поверхность автоклава, м²; τ_2 – продолжительность нагрева, с; $t_{\rm cT}$ – температура наружной стенки изоляции, °C; ($t_{\rm cT}$ принимается не более 50 °C); $t_{\rm B}$ – температура воздуха, °C; α_0 – суммарный коэффициент теплоотдачи, Вт/м² с.

Суммарный коэффициент теплоотдачи для аппаратов, установленных в помещении, при температуре стенки аппарата до 150 °C приближенно можно считать по формуле:

$$\alpha_0 = 9,79 + 0,07 \cdot (t_{eT} - t_B), (BT/M^2).$$
 (12.15)

Общий расход тепла в первом периоде:

$$Q_{\text{общ}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6, (Дж).$$
(12.16)

Расход пара в первый период работы автоклава:

$$D_1 = \frac{Q_{\text{общ}}}{\left(-i_{\text{k}}\right)}, \text{ K}\Gamma$$
(12.17)

где *i* – энтальпия пара до редуктора с учетом степени сухости, Дж/кг; *i*_к – энтальпия конденсата, Дж/кг. Интенсивность расхода пара в первый период работы, часовой расход пара:

$$D_1^{\text{vac}} = \frac{D_1}{\tau_2}, (\kappa\Gamma/\text{vac}).$$
 (12.18)

Во второй период работы автоклава при условии постоянства температуры стерилизации расход тепла определяется следующим образом:

$$Q = F_{a} \cdot \tau_{3} \cdot \alpha_{0} \cdot \left(\tau_{B} - t_{B} \right), \quad (12.19)$$

где τ_3 – продолжительность собственно стерилизации, сек; t_{ct} – температура стенки во второй период работы автоклава, °С; α_0 – суммарный коэффициент теплоотдачи, Вт/м² °С.

Расход пара во второй период работы автоклава

$$D_2 = \mathcal{Q}_{\left(-i_{\rm K}\right)}, \, {\rm K}\Gamma \tag{12.20}$$

или расход пара в единицу времени

$$D_2^{\text{vac}} = \frac{D_2}{\tau_3}, \text{ kr/vac.}$$
 (12.21)

Общий расход пара за один цикл работы автоклава

$$D = D_1 + D_2 \tag{12.22}$$

Тепловой баланс показывает величину каждой статьи расхода тепла.

$$Q = Di. \tag{12.23}$$

Расход тепла сводиться в табл. 12.2.

Таблица 12.2

Статья расхода	Обозначения	Количество	Количество тепла	
		кДж	%	
На нагрев				
автоклава				
корзинок				
банок				
продукта				
Потери в окружающую среду				
за первый период				
за второй период				
Потери с конденсатором				
$(Q_7=Di_k)$				
ИТОГО				

В соответствии с режимом работы автоклавного цеха (табл. 12.1) строится график расхода пара (рис. 12.2).



Рис. 12.2. График расхода пара в автоклавном цехе

По графику определяют максимальный, минимальный и средний расход пара за смену, который подсчитывается как среднеарифметическая величина.

Расчет расхода воды для охлаждения консервов.

Охлаждение консервной продукции согласно технологическим требованиям производят до температуры 45–46 °С.

Расход воды для охлаждения продукции определяется по формуле:

$$W = \frac{2.3}{C_{\rm B}} \cdot \left(G_1 C_1 \lg \cdot \frac{t_{\rm c} - t_{\rm o}}{t_{\rm \kappa} - t_{\rm o}} + G_2 C_2^{\rm mp} \lg \frac{t_{\rm c} - t_{\rm o}}{t_{\rm \kappa}' - t_{\rm o}} \right), \, \text{Kr} \quad (12.24)$$

где W – расход воды на проведение процесса охлаждения продукции, кг; $C_{\rm B}$ – удельная теплоемкость воды ($C_{\rm B}$ = 4,19 кДж/(кг град.); G_1 – масса продукта в автоклаве, кг; C_1 – удельная теплоемкость продукта, кДж/(кг град.); $t_{\rm c}$ – начальная температура продукта, или температура стерилизации, °C; t_0 – начальная температура воды, °C; $t_{\rm K}$ – конечная температура продукта, °C; G_2 – масса автоклава, банок и сеток, кг; $G_2^{\rm np}$ – приведенная удельная теплоемкость автоклава, банок, сеток и конденсатора, кДж/(кг град.); $t'_{\rm K}$ – конечная температура воды, автоклава, сеток и банок, °C:

$$t'_{\rm K} = t_{\rm K} - 5, {}^{0}{\rm C}.$$

Приводиться удельная теплоемкость рассчитывается по формуле

$$C_2^{\text{пр}} = \frac{G'_2 \cdot C_2 + G_3 C_3}{G_2}; \$$
кДж/кг град

где G'_2 – масса автоклава, банок и сеток, кг; G_3 – масса конденсата в автоклаве, кг; C_2 – удельная теплоемкость стали, кДж/(кг град.) ($C_2 = 0,482$ кДж/(кг град.); 288
C_3 – удельная теплоемкость конденсата, кДж/(кг град.), (принимается равной $C_{\rm B}$).

Расход воды за единицу времени:

$$W_{\rm cek} = \frac{W}{\tau_4}; \, \kappa\Gamma/{\rm cek}. \tag{12.25}$$

В соответствии с режимом работы автоклавного цеха (табл. 12.2) строится график расхода охлаждающей воды (рис. 12.3)



Рис. 12.3. График расхода воды в автоклавном цехе

По графику определяют максимальный, минимальный и средний расход воды за смену, который подсчитывается как среднеарифметическая величина.

Цель конструктивных расчетов – определить диаметры патрубков для подвода пара и воды в автоклаве, толщину стенки корпуса, сферического днища и крышки, толщину изоляции автоклава.

Диаметр патрубков для подачи воды и пара, определяют по уравнению сложности движения сред. Скорость пара принимают, обычно 25–40 м/сек, а скорость движения воды 1–3 м/сек.

1. Диметр патрубка для подвода пара;

$$d_{\Pi} = \sqrt{\frac{4\Pi_{ce\kappa}}{\pi \cdot \upsilon_{\Pi'} \cdot \rho_{\Pi}}}, \, \mathrm{M}$$
(12.26)

где $\upsilon_{n'}$ – скорость пара, м/с; ρ_n – плотность пара, кг/м³ (выбирается по таблице см. приложение); Д_{сек} – секундный расход пара, кг/сек.

По полученному значению диаметра патрубка выбирается труба по ГОСТ 9567-60.

2. Диаметр патрубка для воды:

$$d_{\rm m} = \sqrt{\frac{4W_{\rm cek}}{\pi \cdot \upsilon_{\rm B} \cdot \rho_{\rm B}}}, \, {\rm M}$$
(12.27)

где $\upsilon_{\rm B}$ – скорость воды, м/с; $\rho_{\rm B}$ – плотность воды, кг/м³; $W_{\rm cek}$ – секундный расход воды, кг/сек.

3. Толщина стенки корпуса автоклава, проверяется по уравнению:

$$\delta = \frac{p\Pi}{2,3\varphi \cdot \delta_{\text{доп}} - p} + C, \, \text{M}$$
(12.28)

где p – расчетное давление (избыточное), H/M^2 (p = 0,3 мПа); Д – внутренний диаметр автоклава, м; φ – коэффициент прочности сварного шва; $\delta_{доп}$ – допускаемое напряжение стенки автоклава на растяжении, MH/M^2 ; C – прибавка к расчетной толщине стенки с учетом коррозийного воздействия среды на металле автоклава (принимают в пределах 0,001–0,003 м).

Коэффициент прочности сварного шва ф при электрической или газовой сварке корпуса автоклава принимаются:

 – для станковых швов при ручной сварке с подваркой со стороны вершины шва – 0,95;

 – для станковых швов при ручной односторонней сварке при наличии со стороны вершины шва подкладки или кольца, прилегающих к основному металлу по всему периметру – 0,9;

– для станковых швов при ручной односторонней сварке – 0,7.

Допускаемое напряжение в стенке $\delta_{\text{доп}}$ принимается:

– для углеродистых сталей Ст. 3 и Ст. 15 – 130 Мн/м²;

– для нержавеющих сталей 15 х м – 150 Мн/м² и для стали 1 х 18Н9Т – 130 Мн/ м².

4. Толщину сферического днища крышки определяют по формуле:

$$\delta_1 = \frac{p \cdot r}{2\delta_{\text{доп}}} + C, \, \mathbf{M} \tag{12.29}$$

где *r* – радиус сферы, м.

Толщина изоляции автоклава определяют через общий коэффициент теплопередачи через многослойную плоскую стенку:

$$\kappa = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{S_1}{\lambda_1} + \frac{S_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}, BT/(M^2 \Gamma pag)$$
(12.30)

где α_1 – коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к стенке; Вт/(м² град); S₁ – толщина стенки корпуса автоклава, м; λ_1 – коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/(м град); α_2 – коэффициент теплопередачи от стенки к нагреваемой среде (воздуху), Вт/(м² град); S_2 – толщина изоляции, м; λ_2 – коэффициент теплопроводности материала изоляции, Вт/(м²град).

Значение коэффициентов теплопроводности (в Вт/(м² град)) некоторых материалов при средней температуре от 0 °C до 200 °C приведены в приложении.

Таблица 12.3

Абсолютно черное тело	5,68	Бумага	5,3
Алюминий листовой шероховатый	0,42	Вода	5,4
Алюминий полированный	0,32	Стекло гладкое	5,2
Алюминий окисленный	0,75	Слюда	4,3
Сталь окисленная гладкая	4,8	Резина шероховатая серая	4,8
Чугун окисленный	4,2	Асбестовый картон	5,4
Латунь окисленная	3,6	Эмалевый лак	5,0
Латунь полированная	0,30	Дуб строганный	5,2
		Краски масляные	5,3

Коэффициент лучеиспускания (в Вт/(м² К²)) серого тела

Величина коэффициента теплоотдачи зависит от многих факторов, в частности от характера движения и скорости теплоносителя, от агрегатного состояния тела и т. д. как правило, определить коэффициент теплоотдачи теоретическим путем затруднительно.

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи при конденсации водяного пара составляют 4000–1500 Вт/(m^2 K), кипения воды 6000–12000 Вт/(m^2 K).

Коэффициент теплоотдачи от пара к воздуху определяют по формуле:

$$k = \frac{\P_{\rm CT} - t_{\rm B} : \alpha}{t_{\rm II} - t_{\rm B}}, \, {\rm Br/(m^2 \, град)})$$
 (12.31)

где t_{ct} – температура стенки автоклава, °С (принимаем 500 °С); α – суммарный коэффициент теплоотдачи от стенки автоклава к воздуху, Вт/(м² град)) (определяется по формуле 15); $t_{\rm B}$ – температура воздуха, °С; $t_{\rm n}$ – температура пара в автоклаве, °С.

Представляя найденные значения в формулу (30), определяем толщину изоляции.

13. ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ

Общие сведения

Развитие многих областей современной технологии сопровождается значительным увеличением приготовления и применения измельченных материалов. Превращение материала в раздробленное состояние представляет собой основную технологическую операцию в различных отраслях промышленности. К ним можно отнести различные подразделения пищевой промышленности (мукомольная, комбикормовая, свеклосахарная, консервная, спиртовая, пивоваренная и т. д.), а также производство строительных материалов, обогатительные и агломерационные фабрики и заводы огнеупорных изделий черной и цветной металлургии и т. д.

Скорость химических и диффузионных процессов, протекающих с участием твердой фазы, повышаются с увеличением ее поверхности, т. е. при уменьшении размеров ее кусков путем измельчения.

Процессы измельчения условно подразделяют на дробление (крупное, среднее и мелкое) и измельчение (тонкое и сверхтонкое). Измельчение материалов осуществляют путем раздавливания, раскалывания, истирания и удара. В большинстве случаев эти виды воздействия на материал используются комбинированно; при этом обычно основное значение имеет один из них, что обусловлено конструкцией машины, применяемой для измельчения.

В зависимости от физико-механических свойств и размеров кусков (крупности) измельчаемого материала выбирают тот или иной вид воздействия. Так дробление твердых и хрупких материалов производят раздавливанием, раскалыванием и ударом, твердых и вязких - раздавливанием и истиранием.

Дробление материала обычно осуществляется сухим способом (без применения воды), тонкое измельчение часто проводят мокрым способом (с использованием воды). При мокром измельчении пылеобразования не наблюдается и облегчается транспортирование измельченных продуктов.

По основному способу механического воздействия на материал измельчающие машины можно разделить на следующие основные группы: раскалывающего действия, раздавливающего действия, истирающераздавливающего действия, ударного действия, ударно-истирающего действия, коллоидные измельчители.

Физико-механические основы измельчения. Расход энергии.

Измельчение осуществляется под действием внешних сил, преодолевающих силы взаимного сцепления частиц материала. При дроблении куски твердого материала сначала подвергаются объемной деформации, а затем разрушаются по ослабленным дефектами (макро и микротрещинами) сечениям с образованием новых поверхностей. Куски продукта после дробления ослаблены трещинами значительно меньше исходных. Поэтому с увеличением степени измельчения возрастает расход энергии на измельчение.

Таким образом, работа, полезно затрачиваемая на дробление, расходуется на объемную деформацию разрушаемых кусков и на образование новых поверхностей.

Работа упругого деформирования объема разрушаемого куска пропорциональна изменению объема (деформированному объему):

$$A_{\rm d} = k \Delta V ,$$

где k – коэффициент пропорциональности, равный работе деформирования единицы объема твердого тела ΔV – изменение объема разрушаемого куска.

Работа *А*_П образования новой поверхности при измельчении пропорциональна ее изменению:

$$A_{\rm m} = \delta \Delta F$$
,

где δ – коэффициент пропорциональности, равный работе, затрачиваемой на образование единицы новой поверхности твердого тела; ΔF – вновь образованная поверхность.

Полная работа *А* внешних сил при дроблении выразится уравнением Ребиндера:

$$A = A_{\pi} + A_{\pi} = k\Delta V + \delta\Delta F .$$

Эффективность измельчения оценивается степенью измельчения. Степень измельчения материала можно получить по формуле:

$$i=\frac{F_{\pi}}{F_{\rm M}},$$

где $F_{\rm n}$ – суммарная поверхность частиц измельченного продукта; $F_{\rm M}$ – суммарная поверхность частиц исходного материала.

Учитывая сложность в определении суммарной поверхности частиц исходного материала и измельченного продукта. Чаще находят степень измельчения более простым путем:

$$i = \frac{d_{\text{ucx.cp}}}{d_{\text{u3M.cp}}},$$

где $d_{\text{исх.ср}}$ – средний размер частиц исходного материала; $d_{\text{изм.ср}}$ – средний размер частиц измельченного материала.

Дробление – весьма энергоемкие операции, поэтому необходимо стремиться к уменьшению массы перерабатываемого материала, руководствуясь принципом: не измельчать ничего лишнего.

13.1.1. Расчет дробилок щековых

Щековые дробилки предназначены для крупного и среднего дробления горных пород. По принципу действия они подразделяются на дробилки простого и сложного качания. Измельчение материала происходит путем раздавливания, раскалывания и истирания при поджатия подвижной щеки к неподвижной.

Угол между подвижной и неподвижной щеками (угол захвата) во избежание выталкивания дробимого материала должен быть < 2 φ , который обычно принимают

$$\alpha \approx 1,4\phi,\tag{13.1}$$

где ф – угол трения между дробимым материалом и щекой.

У большинства дробилок угол захвата $\alpha = 20^{\circ}$.

Число качаний подвижной щеки, соответствующее числу оборотов эксцентрикового вала, обусловлено оптимальным выходом материала из разгрузочной щели и силами инерции качающихся масс. Основываясь на практических данных, можно рекомендовать для расчета следующие уравнения:

– для дробилок при длине разгрузочной щели менее 1 м,

$$n = 0,85\sqrt{\frac{\mathrm{tg}\alpha}{\Delta\alpha}}$$
, об/сек; (13.2)

при длине разгрузочной щели более 1 м

$$n = \frac{0.85}{l^{\frac{2}{3}}} \sqrt{\frac{\mathrm{tg}\alpha}{\Delta\alpha}}, \, \mathrm{o}6/\mathrm{ce}\kappa; \tag{13.3}$$

где $\Delta \alpha$ – ход щеки у разгрузочной щели, м; *l* – длина разгрузочной щели, м.

Для дробилок простого и сложного качания с наибольшим размахом в шпальте (в разгрузочной щели) объемная производительность может быть рассчитана по формуле

$$V = n \frac{(2\alpha + \Delta \alpha)\Delta \alpha}{2tg\alpha} l, \, \text{m}^3/\text{cek}$$
(13.4)

где η – число качаний щеки в секунду; α – ширина разгрузочной щели при минимальном отклонении щек друг от друга в м; $\Delta \alpha$ – ход щеки в шпальте, м; l – длина разгрузочной щели, м.

Массовая производительность дробилки:

$$G = V \rho_{\rm M} \psi$$
, кг/сек (13.4')

где $\rho_{\rm M}$ – плотность дробимого материала, кг/м³; ψ - коэффициент разрыхления материала; $\psi = 0,3$ - для крупных дробилок и при дроблении твердых пород; $\psi = (0,5 - 0,7)$ - для дробилок средних размеров и при дроблении пород малой твердости.

Для дробилок сложного качания ψ следует увеличивать па 20–25 %. Мощность электропривода дробилки

$$N_{\rm g} = A_n / 10^3 \eta, \, \kappa \text{Br}$$
 (13.5)

где *А* - работа, затрачиваемая на дробление, в Дж; η - число качаний щеки, с; η - (0,6-0,7) - коэффициент полезного действия дробилки.

Для дробилок отечественного производства мощность электропривода может быть достаточно точно определена по эмпирической формуле

$$N_{\rm g} = 39nS^{1,25}, \, \rm \kappa B\tau \tag{13.6}$$

где η - число качаний щеки, с; $S = b \cdot l$ - площадь загрузочного отверстия, м²; b – ширила загрузочного отверстия, м; l - длина загрузочного отверстия, м.

Максимальное сосредоточенное усилие, возникающее при дроблении материала (рис. 13.1),

$$P_{\rm max} = 2A/\Delta\alpha' \tag{13.7}$$

где A - работа дробления, док; $\Delta \alpha'$ - ход подвижной щеки в точке приложения силы P_{\max} , м.



Рис. 13.1. Распределение усилий в дробилке простого качания

Усилие P_{max} считают обычно сосредоточенным у дробилок простого качания на расстоянии $L_1 = L/3$; у дробилок сложного качания - на расстоянии $L_1 = L/2$.

За длину щеки *L* принимают расстояние от шарнира подвески щеки до шарнира распорной плиты.

При этих условиях

– для дробилок простого качания

$$\Delta \alpha' = \Delta \alpha \cos \alpha/3;$$

– для дробилок сложного качания

$$\Delta \alpha' = (\Delta \alpha + 2e)/2 \cos \alpha;$$

Усилие, сжимающее распорную плиту (рис. 5.1):

$$P_{\rm p} = \frac{P_{\rm max}}{\sin\beta} \cdot \frac{L_{\rm l}}{L}$$

где β – угол между подвижной щекой и распорной плитой; $\beta \approx 80^{\circ}$ – у дробилок простого качания и $\beta \approx 50-65^{\circ}$ – у дробилок сложного качания.

Усилие, растягивающее шатун дробилки простого качания, может быть рассчитано из условия, что угол между распорной плитой и шатуном составляет $\gamma = 80^{\circ}$. В этом случае

$$P_{\rm III} = 2P_{\rm p} \cos\gamma. \tag{13.8}$$

Щековая дробилка имеет два маховика, служащие аккумуляторами энергии $A_{\rm M}$, накапливаемой во время холостого хода подвижной щеки. Можно считать, что энергия, накапливаемая одним маховиком во время холостого хода,

$$A_{\rm M} = A/2 = J\omega_{\rm cp}^2 \delta$$

где *J* - момент инерции маховика при допущении, что вся его масса отнесена к ободу, кг/м²; $m_{\rm M}$ масса маховика, кг; *R* и *r* – наружный и внутренний радиусы обода маховика, м; $\omega_{\rm cp} = 2\pi n$ – средняя угловая скорость маховика, 1/c; $\delta = (\omega_{\rm max} - \omega_{\rm min})/\omega_{\rm cp}$ – степень неравномерности вращения маховика (0,01–0,03).

При ориентировочных расчетах, учитывая малую толщину обода маховика по сравнению с его радиусом, можно принимать $R \approx r$. В этом случае момент инерции массы маховика

$$J = m_{\rm M} R^2. \tag{13.9}$$

13.1.2. Расчет дробилок валковых

Наиболее распространенные двухвалковые дробилки используются для среднего и мелкого дробления твердых и вязких глинистых пород, а также продуктов химической промышленности. Дробящие валки выполняются гладкими, рифлеными или зубчатыми.

Дробилки с гладкими валками применяются для дробления твердых материалов. Максимальный размер загружаемого куска материала для дробилок с гладкими валками d = D/20, где D - диаметр валка. Это соответствует углу захвата $\alpha = 18-20^{\circ}$.

Степень измельчения i = d/a = 3-4, где a - зазор между валками (ширина разгрузочной щели).

Дробилки с зубчатыми валками применяются в основном для крупного дробления хрупких или вязких глинистых материалов.

Для этих дробилок обычно d = D/10; i= 10-12

Число оборотов гладких валков в секунду, при котором наблюдается минимальное их проскальзывание относительно материала, рекомендуют рассчитывать по формуле

$$n \le 100 \sqrt{\frac{f}{D \cdot d \cdot \rho_{\rm M}}}, \, \text{of/cek}$$
 (13.10)

где f = 0,3-0,35 - коэффициент трения материала; D - диаметр валка, м; d - максимальный размер загружаемого куска, м; $\rho_{\rm M}$ - плотность материала, кг/м³.

Массовая производительность валковой дробилки, учитывая, что ширина разгрузочной щели при поджатии пружин увеличивается примерно на 25 %, может быть рассчитана по формуле

$$G_{\rm M} = 1,25\pi n D la \rho_{\rm M} \Psi, \, \kappa \Gamma/c \tag{13.11}$$

где l = (0,5-0,7)D – длина валков, м; a - начальная ширина разгрузочной щели, м; ψ - коэффициент, учитывающий степень разрыхления материала и неполноту использования длины валков; $\psi = (0,2-0,3)$ – при дроблении твердых пород; $\psi = (0,4-=-0,6)$ - при измельчении вязких глинистых материалов.

Мощность электропривода дробилки, исходя из объемной теории дробления, может быть рассчитана по формуле

$$N_{\Im} = 720 \, I \, D \, n \, (d + D^2 / 120), \, \kappa B_{T}$$
(13.12)

где *l* - длина валков, м; *D* - диаметр валков, м; *d* - максимальный размер загружаемых кусков, м; *n* - число оборотов валков в секунду.

При дроблении пород средней твердости можно пользоваться эмпирическим уравнением

$$N_{9} = 150 D ln K_{1}, \, \kappa B \mathrm{T}, \tag{13.13}$$

297

где $K_1 = 0,06 d/a + 0,15$ - коэффициент, учитывающий степень измельчения.

При дроблении материалов, близких к свойствам каменных углей, для расчета мощности рекомендуют уравнение

$$N\mathfrak{H} = 0,43 \ G_{\rm M} \ d/a, \ \kappa B \mathrm{T} \tag{13.14}$$

где $G_{\rm M}$ - производительность дробилки, кг/с.

Распорное усилие (рис. 13.2), возникающее при дроблении материала в гладковалковой дробилке, ориентировочно можно определить но формуле

$$P = K_2 dl\sigma, \mathbf{H} \tag{13.15}$$

где K_2 - коэффициент, учитывающий площадь контакта материала с валками (см. табл. 13.1); σ - предел прочности дробимого материала, H/m^3 ; $\sigma = 16 \cdot 10^7 - для$ твердых материалов и 4,5 $\cdot 10^7 - для$ вязких (глинистых) материалов.

Таблица 13.1

Коэффициент, учитывающий площадь контакта материала с валками

K_2	<i>D</i> , мм
0,002	500
0,003	500 ÷900
0,0056	900



Рис. 13.2. Распорные усилия в валковой дробилке

13.1.3. Расчет мельниц шаровых

Шаровые мельницы предназначены для измельчения материала путем дробления и истирания падающими мелющими телами (шарами, стержнями, галькой). Максимальный размер загружаемых шаров должен быть

 $d \leq D/20$,

где *D* - диаметр барабана мельницы.

Масса мелющих тел, загружаемых в барабан- мельницы,

$$m_{\rm T} = V_{\rm b}\beta\phi\rho_{\rm T},\qquad(13.16)$$

где $V_{\rm b}$ - рабочий объем барабана, м³; $\rho_{\rm T}$ – плотность материала мелющих тел в кг/ м³, β - (0,3 ÷0,4) - коэффициент заполнения мельницы; φ - коэффициент, учитывающий долю объема, занимаемого мелющими телами; для шаров и стержней можно принимать φ - 0,65.

Загружаемый для размола материал заполняет пространство между мелющими телами и покрывает их сверху топким слоем. При этом масса материала в мельнице

 – при заполнении барабана металлическими мелющими телами составляет

$$m_{\rm M} = (0, 1+0, 12) m_{\rm T},$$

– при заполнении барабана керамическими телами

$$m_{\rm M}=m_{\rm T}$$
.

Общая масса загрузки барабана

$$m_3 = m_{\rm M} + m_{\rm T}$$
.

Число оборотов барабана мельницы в секунду, соответствующее наиболее эффективному измельчению,

$$n = 0.53 / \sqrt{D} \tag{13.17}$$

где *D* - внутренний диаметр барабана, м.

Мощность, затрачиваемая на размол материала, определяется работой подъема загруженной массы и сообщаемой ей кинетической энергией.

Работа подъема загрузки на оптимальную высоту h = 1,13R, соответствующую наиболее эффективному размолу,

$$A_1 = m_3 hg = 1,13m_3 Rg, Дж.$$
(13.18)

Кинетическая энергия, сообщаемая загрузке,

$$A_2 = \frac{m_3 \omega^2}{2} = \frac{m_3 (\omega R_0)^2}{2} = 2\pi^2 m_3 n^2 R_0^2$$
(5.19)

где $\omega = 2\pi n$ – угловая скорость вращения барабана, 1/с; $R_0 = 0,785R$ – радиус центра массы поднимающихся шаров в м (при оптимальном коэффициенте заполнения $\beta = 0,4$). Таким образом, мощность, затрачиваемая на размол,

$$N_{\rm p} = \frac{(A_1 + A_2)nz}{10^3}, \, \text{\kappaBr}$$
(13.20)

где *z* – число циклов подъема и падения массы загрузки за один оборот барабана. Число циклов зависит от коэффициента заполнения барабана

$$z = 2,23 \beta^{0,24}$$
.

Мощность, затрачиваемая на преодоление трения в цапфах мельницы, может достигать 10-15 % рабочей мощности N_p . Потери мощности на трение в одной цапфе мельницы

$$N_{\tau p} = \frac{P_{p} f \omega_{u}}{10^{3}}$$
(13.21)

где P_p – реакция опоры, H; f = 0,07-0,1 - коэффициент трения; w_{ii} - окружная скорость вращения цапфы, м/с.

Мощность электропривода мельницы

$$N_{\mathfrak{g}} = \frac{N_{\mathfrak{g}} + \Sigma N_{\mathfrak{r}\mathfrak{g}}}{\eta} \tag{13.22}$$

где η – к.п.д. привода.

Мощность электропривода с достаточной точностью может быть также рассчитана по эмпирической формуле

$$N_{3} = \frac{Cm_{3}\sqrt{R}}{10^{3} \cdot \eta}, \, \text{\kappaBT.}$$
(13.23)

Значения коэффициента С для гладкой футеровки барабана в зависимости от вида мелющих тел и коэффициента заполнения приведены в табл. 13.2.

При рифленой футеровке или при наличии выступов значение коэффициента С следует увеличить на 10 %.

В момент пуска шаровой мельницы реакция одной опоры определяется массой барабана и полной массой загрузки

$$P_{\rm p} = (m_{\rm b} + m_{\rm s})g/2. \tag{13.24}$$

Во время работы трение в цапфах обусловлено массой барабана, массой части загрузки, поднимающейся вверх, и се центробежной силой. При оптимальной загрузке ($\beta = 0,4$) в стадии подъема находится 0,538 m_3 . В этом случае (рис. 13.3) реакция одной опоры

$$P_{\rm p} = \frac{\sqrt{(m_{\delta}g + 0.538m_{\theta}g + P_{\rm u}\sin\gamma)^2 + (P_{\rm u}\cos\gamma)^2}}{2}, \, \kappa \text{Br} \qquad (13.25)$$

где $P_{\mu} = 0,538m_3 \omega^2 R_0$ – центробежная сила от массы загрузки, поднимающейся вверх, H; ω – угловая скорость вращения барабана, 1/с; R_0 – радиус центра массы, м; $\gamma \approx 25^{\circ}$ – угол между горизонталью и направлением центробежной силы.

Таблица 13.2

Due Morrow Tor	Коэффициент заполнения ft				
БИД МЕЛЮЩИХ ТЕЛ	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5
Кремниевая галька	13,85	12,75	11,45	9,4	8,1
Стальные шары:					
крупные	12,4	11,45	10,3	8,85	7,3
мелкие	12	11	9,9	8,55	7,07

Зависимость коэффициента С от коэффициента заполнения в



Рис. 13.3. Распределение усилий в шаровой мельнице

Производительность шаровых мельниц пропорциональна затраченной па размол работе и ориентировочно может быть под считана по формуле

$$G = qN_{\rm p}, \, \mathrm{Kr/c}, \tag{13.26}$$

где *N*_p – рабочая мощность, Вт; *q* - удельная производительность, представляющая собой количество материала, размолотою при затрате 1 Дж энергии, кг/Вт·с. Значения удельной производительности приведены в табл. 13.3.

Наименование	<i>q</i> ·10 ⁶ , кг/Вт·с	
размалываемого материала	мокрый помол	сухой помол
Мергель с сопротивлением		
размолу:		
высоким	1,1–1,65	1,1–1,4
средним	1,95 - 2,5	1,65-1,95
НИЗКИМ	2,8-33	2,2-2,8
Шихта из известняка и гли-		
ны с со противлением раз-		
молу	1,4-1,95	1,4- 1,65
высоким	1,95-2,5	1,95-2,2
средним	2,8-4,2	2,2-2,8
низким		
Шихт из мела и глины	4,2-7	
Шихта из доменного шлака		
и известняка с сопротивле-		
нием размолу:		
высоким		0,83-1,1
сродним		1,1-1,65
Клинкер вращающихся		
печей		1-1 1
Шлаки доменные		
гранулированные		0,97-1,1
Опока, трепет		1,4-1,65
Tpace		0,55-0,7
Песок кварцевый		0,83

Удельная производительность шаровых мельниц

Рабочая мощность Np рассчитывается по формуле (13.20).

При использовании формулы (13.23) за рабочую мощность можно принять $N_{\rm p} = (0.85 - 0.9) N_{\rm s}$.

Для расчета производительности специальных шаровых мельниц часто используются эмпирические формулы (13.4)-(13.4').

14. СОРТИРОВАНИЕ

Общие сведения

Сущность сортировочно-калибровочного процесса заключается в разделении сыпучего продукта на фракции, различающиеся качеством частиц (сортировка), величиной (калибровка), а также в отделении от сыпуче-го продукта посторонних примесей (просеивание).

Разделение сыпучих продуктов по размеру частиц называется классификацией. Путем классификации сыпучие продукты разделяются на классы или фракции, ограниченные определенными размерами частиц или кусков. Различают три вида классификации продуктов: механическую (грохочение, просеивание), гидравлическую и воздушную сепарацию.

При механической классификации обрабатываемый продув (материал) пропускают через решета или сита. Количество получаемых фракций определяется количеством сит, а крупность фракций - размерами отверстий в последних.

Гидравлическая классификация применяется для разделения на фракции продуктов тонкого мокрого помола. В основа этого способа сортировки положен принцип использования разности скоростей падения зерен или частиц продукта в слое жидкости.

В процессе воздушной сепарации крупные и мелкие частицы продукта разделяются на фракции в воздушном потоке под действием сил тяжести, центробежных сил и давления струи воздуха.

Воздушную сепарацию применяют преимущественно при гонком помоле.

На предприятиях общественного питания используется только механическое разделение (просеивание) продуктов.

При механической сортировке на машинах обрабатываемый материал пропускается через движущиеся (вращающиеся или колеблющиеся) сита или решета. Отверстия сит могут быть квадратными, овальными, круглыми или щелевидными. Как отмечалось ранее, количество получаемых фракций определяется количеством сит, т. е.

$$\Phi = z_{\rm c} + 1 \tag{14.1}$$

где Ф – количество фракций; *z*_c – количество сит (решет) в машине, шт.

Эффективность (качество) процесса просеивания (или сортировки) зависит от степени извлечения из общей массы продукта частиц, величина которых меньше отверстий сита. Эффективность процесса определяется из уравнения

$$\eta_{\rm c} = \frac{U}{d} = \frac{d-c}{d},\tag{14.2}$$

где *U* - масса материала, прошедшего через сито, кг; *d* - масса просеиваемого материала, кг; с - масса частиц продукта, оставшегося на сите с крупными частицами, кг.



Рис. 14.1. Схема барабанного калибровочного устройства

Для сортировки сыпучих продуктов с крупными частицами, величина которых в поперечнике измеряется десятками миллиметров (например, корнеклубнеплоды), применяются устройства с плоскими ситами горизонтально и наклонно расположенными, а также барабанные, в которых сита имеют форму цилиндров или многогранных усеченных пирамид; Сита снабжены отверстиями соответствующего размера и формы, через которые

проходят частицы продукта, размеры которых меньше размеров отверстий.

Часть продукта, проходящая через отверстия сита, называются проходом, а часть, остающаяся на поверхности сита, - ходом.

Нередко в машинах последовательно устанавливают несколько секций сит с различными размерами отверстий. В первой секции располагают сито с отверстиями меньшего размера а в последующих - с большими размерами (рис. 14.2). В первой секции отделяются мелкие частицы продукта и удаляются из машины в виде прохода (1 фракция), а крупные частицы в виде схода поступают во вторую секцию, где отделяются частицы продукта 2 фракции, и т.д. Сходом являются самые крупные частицы продукта, представляющие последнюю фракцию.

Для сыпучих продуктов, частицы которых измеряют миллиметрами, например зерновых, семечковых, круп, в основном применяются плоские сита, расположенные в несколько ярусов. Верхнее сито (решето) имеет крупные отверстия, последующие - постепенно уменьшающиеся. Таким образом, с верхнего сита в виде схода удаляются наиболее крупные частицы продукта, а проходом идет оставшаяся масса частиц. Со второго сита в виде схода удаляются частицы меньшего размера, а проходом идут еще более мелкие частицы и т.д. (рис. 14.2).



Рис. 14.2 Схема многоярусного просеивающего (сортировочного) устройства

На предприятия общественного питания сыпучие продукты поступают в различной таре - мешках, коробах, кулях и т.д., что может привести к засорению продуктов мешковиной, щепой, зашивочной нитью и т. п. Кроме того, при длительном хранении продуктов на предприятиях в них могут появиться биологические примеси как результат жизнедеятельности сельско - хозяйственных вредителей, грызунов и др. Все эти примеси необходимо удалять из продуктов путем их просеивания. Кроме того, процесс просеивания способствует аэрации продуктов, т. е. насыщению их воздухом, что повышает качество изготовляемых изделий.

Процесс разделения сыпучих продуктов может иметь самостоятельное значение - для приготовления готовых продуктов определенных сортов (сортировка и калибровка) или служить вспомогательной операцией - для удаления посторонних примесей из муки, зерен, сахарного песка и т. п. В первом случае процесс называют сортировкой, во втором - просеиванием.

В данном пособии рассматриваются только машины и механизмы для просеивания, применяемые на предприятиях общественного питания. В зависимости от устройства сита и его кинематики просеиватели можно классифицировать следующим образом (см. рис. 14.3).



Рис. 14.3. Классификация просеивателей

14.1. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ СОРТИРОВОЧНО-КАЛИБРОВОЧНЫХ МАШИН

Валико-ленточная калибровочная машина.

Принцип работы валико-ленточной машины показан на схеме рис. 14.4. Лента 1 транспортера расположена под небольшим углом к горизонтальной плоскости в сторону калибрующего вала 2. Диаметр вала уступами уменьшается от места поступления калибруемых плодов 3. Благодаря наклону ленты плоды скатываются в зазор между калибрующим вращающимся валом и лентой, одновременно перемещаясь вперед в сторону увеличивающихся зазоров.



Рис. 14.4. Схема работы валико-ленточной калибровочной машины

В том месте, где размер зазора становится больше размера плода, последний падает в лоток и попадает в один из отсеков стола 4, в которых таким образом собираются плоды одинаковых размеров.

Если калибруются плоды шарообразной формы (абрикосы, персики, яблоки, апельсины и др.), то можно ограничиться только валико-ленточной калибровочной машиной. Для калибрования по двум размерам (по толщине и длине, например, при калибровке огурцов) одной валико-ленточной калибровочной машины недостаточно. В этих случаях продукт, откалиброванный по толщине, подвергается последующей калибровке по длине. Для этого он перемещается вдоль поверхности с отверстиями различных размеров. В зависимости от длины продукт падает в соответствующем месте в подставленные сборники. В сборниках собираются овощи или другие продукты, почти одинаковые по толщине и длине. Для нормальной эксплуатации валико-ленточных машин плоды должны быть расположены на ленте по одному вдоль калибрующего вала.

На рис. 6.5 показана валико-ленточная машина, предназначенная для калибровки яблок, слив, абрикосов, персиков, черешни, вишни, томатов, лука и других шарообразных продуктов.



Рис. 14.5. Валико-ленточная калибровочная машина

Число и диаметр ступеней вала 1 зависят от размера плодов и требуемой точности калибровки. Длина каждой ступени вала принимается равной 5 диаметрам плода. Ленточный транспортер 2 устанавливают под углом 35° к калибрующему валу. На ленточный транспортер продукты должны подаваться сплошным потоком в один ряд. Для этой цели служит вибрирующий питатель 3, угол наклона которого можно изменять регулятором 4 и рычагом 5. Питатель 3 приводится в движение электродвигателем мощностью 1 кВт.

Поступившие на ленту плоды перемещаются вдоль калибрующего ступенчатого вала; попадая в щель, размер которой больше их диаметра, плоды скатываются по лотку на стол *6*, разделенный дерегородками на отсеки, число которых на единицу больше числа ступеней калибрующего вала. Крупные плоды, не прошедшие через самую большую щель, выносятся транспортером в последний отсек.

Производительность машины зависит от вида сырья. Производительность по томатам и яблокам 2 т/ч, по сливам 1,5 т/ч. Машина приводится в движение двумя электродвигателями мощностью по 1 кВт. Габариты: 2840×750×1200 мм.

Шнековая калибровочная машина.

Несложным калибрующим элементом является пара шнеков с постоянным шагом и переменным диаметром вала, вращающегося в противоположные стороны, образуя постепенно изменяющуюся щель.

На этом принципе основана работа четырехпоточной машины (рис. 6.6) четыре пары шнековых калибрующих элементов 1 смонтированы

на станине 2 из угловой стали. Под калибрующими устройствами расположен ленточный транспортер 3 разделенный перегородками 4 на 10 ручьев. Продукт в зависимости от размера попадает в один из ручьев и выносится транспортером к месту назначения. В шнековых калибровочных машинах диаметр вала в каждом последующем витке отличается от диаметра предыдущего витка на 5 мм. Поэтому размеры плодов в каждое ручье транспортера, отделен, ном перегородкой, отличаются на 5 мм.



Рис. 14.6. Шнековая калибровочная машина

Производительность машины определяется квалификацией работниц, укладывающих вручную продукт на первый виток шнековой пары и колеблется в пределах 600–1000 кг/ч (0,17–0,28 кг/с). Техническая производительность может быть рассчитана, исходя из частоты вращения шнековых калибрующих элементов. По паспортным данным машины, калибрующие элементы делают 54 об/мин, т. е. они принимают 54 плода в минуту (0,9 плода в секунду). Таким образом, при четырех парах шнековых калибрующих элементов и средней массе плода (яблок) 60г. производительность

$$\Pi = 60 \cdot 54 \cdot 4 \cdot 0,06 = 775 \text{ KeV/y}.$$

Габариты машины видны из рис. 14.7. Масса машины 470 кг. Необходимая мощность электродвигателя 0,7 кВт.

Гидравлические сортирователи.

Гидравлические сортирователи предназначены для разделения, зеленого горошка, кукурузных зерен и др. по плотности. Так, поступающий на переработку горошек неоднороден. Перезревший горошек имеет большую плотность, так как часть его сахаров превращена в крахмал; горошек молочной зрелости, из которого надлежит производить консервы высшего сорта, имеет больше сахаров и меньшую плотность. Если зерна горошка опустить в сосуд с жидкостью, имеющей плотность, близкую к средней плотности горошка, то зерна горошка разделятся на две фракции: зерна, плотность которых больше плотности жидкости, опустятся вниз, более легкие зерна всплывут.

Рассмотрим принцип действия гидравлического сортирователя (рис. 14.7). В металлическом желобе течет смесь горошка с рассолом плотностью около 1080 кг/м³. Коэффициент массовой концентрации K = 6-8, т. е. масса рассола в смеси в 6–8 раз больше массы горошка. В зависимости от плотности зерен горошка часть зерен будет всплывать, другая — опускаться. Если желоб высотой H разделить в конце горизонтальной перегородкой на два потока высотой h_1 и h_2 и вывести их раздельно, а затем отделить на сите, рассол от горошка, то можно получить два сорта зерен горошка, различающихся по плотности, а следовательно, и по сортовым свойствам.



Рис. 14.7. Схема действия гидравлического сортирователя.

Расчет гидравлического сортирователя сводится к определению размеров желоба: длины L и поперечного сечения, которые зависят от принятой скорости смеси v_{cm} в желобе, скорости всплывания (осаждения) зерен гороха v_0 и от высоты рассола в желобе H.

Для смеси зерен гороха и рассола можно записать:

где τ_1 - продолжительность пребывания смеси в желобе; τ_2 - продолжительность всплывания зерен.

Из последнего неравенства следует, что

$$\frac{v_{\rm cm}}{v_0} \ge \frac{L}{H}$$

Таким образом, длина желоба должна быть во столько раз больше высоты смеси, во сколько раз скорость смеси больше скорости осаждения. С некоторым допущением можно считать, что скорость осаждения лежит в пределах 0,02—0,03 м/с. Длина желоба не должна превышать 2,5—3,5 м.

14.2. РАСЧЕТ ПРОСЕВАТЕЛЯ С ВРАЩАЮЩИМСЯ СИТОМ

Теоретическая производительность просеивателей с вращающимся ситом может быть найдена по общей формуле для определения теоретической производительности машин непрерывного действия. При этом необходимо учитывать насыпную массу продукта и коэффициент использования рабочей поверхности сита. Таким образом, теоретическую производительность просеивателей с вращающимся ситом можно определить по формуле

$$Q_m = F_0 \cdot v_0 \cdot \rho_{\rm H} \cdot \varphi, \qquad (14.3)$$

где F_0 – площадь живого сечения поверхности сита, м²; v_0 - скорость движения частиц продукта через сито, м/с; ρ_0 - насыпная масса продукта, кг/м³; ϕ - коэффициент использования площади сита.

Площадь живого сечения поверхности сита определяется размерами его ячеек и их общим количеством. Для сит с плетеными сетками поверхность, занимаемая отверстиями ячеек, приближенно может быть рассчитана по уравнению

$$F_0 = k \cdot \pi \cdot D \cdot H \tag{14.4}$$

где *k* - коэффициент живого сечения сетки (*k*=0,6 - 0,9); *D* - диаметр барабана, м; *H* - высота барабана, м.

Коэффициент живого сечения сетки зависит от толщины нити и размеров ячеек. Для густо плетеных сеток этот коэффициент минимальный, с увеличением размеров ячеек величина его возрастает.

Скорость движения продукта через сито (скорость просеивания) практически зависит от толщины слоя продукта, находящегося на поверхности сита, и числа оборотов последнего. Слой муки (продукта) определяется расстоянием от поверхности сита до поверхности ребра ножа - разрыхлителя. Таким образом, скорость движения продукта через отверстия сита можно определить по уравнению

$$v_0 = n \cdot h \cdot z_p \cdot k_{\rm np} \tag{14.5}$$

где *n* - число оборотов сита, мин⁻¹; *h* – толщина слоя продукта, равная расстоянию от поверхности сита до кромки ножа-разрыхлителя, м; z_p – количество ножей-разрыхлителей, шт.; k_{np} - коэффициент проскальзывания, (0,7–0,8).

Коэффициент использования площади сита для просеивателей с вращающимся ситом может определяться из отношения площади продукта, соприкасающегося с поверхностью сита, к полной поверхности последнего. В связи с тем, что площадь контакта продукта с поверхностью сита в процессе работы просеивателя незначительна и в каждый момент времени изменяется в небольших интервалах, величина коэффициента использования площади сита принимается в пределах 0,2–0,4. Экспериментально установлено, что для продуктов с большой объемной массой величина коэффициента уменьшается, а для более легких и пористых продуктов возрастает. Насыпная масса продукта $\rho_{\rm H}$ зависит от вида обрабатываемого сырья. В табл. 14.1 приводятся значения насыпной массы для различных видов сыпучих продуктов.

Таблица 14.1

Протиту	Насыпная	Πηροτικότικο	Насыпная
продукты	масса, кг/ м ³	продукты	масса, кг /м ³
Мука пшеничная:		Рис	500 - 800
высших сортов	550-600	Пшено	500 - 700
низших сортов	300-400	Сахар-песок	720 - 800
Мука ржаная:		Соль пова-	
высших сортов	450 - 500	ренная: крупная	720 - 950
низших сортов	300 - 400	мелкая	1500 - 1800
Мука овсяная	550 - 600	Крупа гречневая	550 - 700
Мука соевая	450 - 650	Крупа манная	700 - 800
Мука ячменная	550 - 580	Крупа овсяная	500 - 700

Объемная масса некоторых сыпучих продуктов

В процессе работы просеивателя с вращающимся ситом подводимая к рабочему валу мощность расходуется на преодоление трения в цапфах вала просеивающего барабана и трения продукта о поверхность сита. Таким образом, мощность электродвигателя просеивателя с вращающимся ситом будет определяться по формуле

$$N = \frac{N_1 + N_2}{\eta_0}$$
(14.6)

где N_1 – мощность, необходимая на преодоление трения продукта о поверхность сита просеивающего барабана, Вт; N_2 – мощность, необходимая на преодоление трения цапф вала в подшипниках просеивающего барабана, Вт; η_0 – общий к. п. д. передаточного механизма просеивателя.

При вращении барабана просеивателя возникает центробежная сила инерции массы продукта, находящегося на поверхности вращающегося сита, величина которой определяется из уравнения

$$P_{\rm c} = m_{\rm np} \cdot \omega_1^2 \cdot R \,. \tag{14.7}$$

Сила трения, вызываемая центробежной силой, будет соответственно определяться по уравнению

$$T_1 = P_c \cdot f \,. \tag{14.8}$$

Следовательно, мощность, необходимая на преодоление трения продукта о поверхность сита, определяется по уравнению

$$N_1 = T_1 \cdot R \cdot \omega_1. \tag{14.9}$$

где T_1 – сила трения, H; R – радиус приложения силы трения, равный радиусу просеивающего барабана, м; ω – угловая скорость вращения сита, рад/с; P_c - центробежная сил а, H; f - коэффициент трения скольжения продукта о поверхность сита (f = 0,6–0,8); $m_{\rm np}$ – масса продукта, находящегося на поверхности сита, кг.

Масса продукта, находящегося на поверхности сита, может быть определена по формуле

$$m_{\rm np} = \pi \cdot D \cdot l \cdot h \cdot \rho \cdot \varphi_{\rm c} \tag{14.10}$$

где *D* - диаметр барабана-сита, м; *l* - высота просеивающего барабана, м; *h* - толщина слоя продукта на сите, равная расстоянию от ребра ножаразрыхлителя до поверхности сита, м; φ_c - коэффициент использования поверхности сита (0,7–0,8); ρ - насыпная масса продукта, кг/м³.

Мощность, необходимая на преодоление трения цапф вала в подшипниках просеивающего барабана, определяется из уравнения

$$N_2 = m_6 \cdot g \cdot r_1 \cdot \omega_1 \cdot f_1, \tag{14.11}$$

где m_5 - масса просеивающего барабана, кг; g - ускорение свободного падения, м/с²; r_1 - радиус цапфы вала просеивающего барабана, м; f_1 коэффициент трения в подшипниках вала просеивающего барабана.

При наличии подшипников скольжения $f_1 = 0,15-0,3$, а при наличии подшипников качения $f_1 = 0,001-0,015$.

Расчет потребной мощности просеивателя, в конструкции которого имеются питатели, подающие продукт к просеивающей головке, выполняется по формуле

$$N = \frac{N_1 + N_2 + N_3 + N_4}{\eta_o},$$
 (14.12)

где N_1 и N_2 – мощность, определяемая по формулам (14.7)–(14.11), N_3 – мощность, необходимая на преодоление трения цапф в подшипниках шнекового питателя, Вт; N_4 - мощность, необходимая на перемещение продукта крыльчаткой питателя, Вт.

Мощность, необходимая на преодоление трения цапф в подшипниках шнекового питателя, может быть определена по уравнению

$$N_3 = (m_{\rm III} + m_{\rm np}) \cdot g \cdot \omega_2 \cdot f_2 \cdot r_2 \tag{14.13}$$

где $m_{\rm m}$ - масса шнека-питателя, кг; $m_{\rm np}$ - масса продукта, находящегося в витках шнека-питателя, кг; ω_2 - угловая скорость вращения шнекапитателя, рад/с; f_2 - коэффициент трения в подшипниках шнека-питателя; r_1 - радиус цапфы вала шнека-питателя, м.

Массу продукта, находящегося в витках шнека-питателя, можно определить по формуле

$$m_{\rm mp} = \pi \cdot (r_{\rm max}^2 - r_{\rm min}^2) \cdot t_{\rm B} \cdot z_{\rm B} \cdot \rho \cdot \varphi_{\rm m}, \qquad (14.14)$$

где r_{max} - расстояние от оси вращения до конца пера шнека, м; r_{min} - расстояние от оси вращения до начала пера шнека, м; $t_{\text{в}}$ - шаг витков шнека, м; $z_{\text{в}}$ - количество витков шнека-питателя, шт.; $\phi_{\text{ш}}$ - коэффициент использования объема витков шнека-питателя (0,6–0,8).

Мощность, необходимая на перемещение продукта крыльчаткой питателя, зависит от центробежной силы, возникающей при вращении крыльчатки. Величина центробежной силы определяется из уравнения

$$P_k = m_{\rm np} \omega_3^2 R_k \,. \tag{14.15}$$

Сила трения, вызываемая центробежной силой, определяется по уравнению:

$$T_2 = P_{\kappa} \cdot f_2. \tag{14.16}$$

Следовательно, мощность, необходимая на перемещение продукта крыльчаткой питателя, будет определяться по уравнению:

$$N_2 = T_2 R_{\kappa} \omega_3 \tag{14.17}$$

где T_2 - сила трения, H; R_{κ} - радиус приложения силы трения, равный среднему радиусу крыльчатки, м; ω_3 — угловая скорость вращения крыльчатки, рад/с; P_{κ} - центробежная сила, H; f_3 - коэффициент трения скольжения продукта по поверхностям лопастей крыльчатки ($f_3 = 0,2-0,4$); $m_{\rm np}$ - масса продукта, перемещаемая лопастями крыльчатки, кг.

Масса продукта, перемещаемая крыльчаткой, зависит от величины площади, описываемой лопастью крыльчатки, и высоты лопасти, т. е.

$$m_{\rm np} = \pi (R_{\rm max}^2 - R_{\rm min}^2) h_{\kappa} \rho \varphi_{\kappa}$$
 (14.18)

где R_{max} - расстояние от оси вращения до конца лопасти крыльчатки, м; R_{min} - расстояние от оси вращения до начала лопасти крыльчатки, м; h_{κ} высота лопасти крыльчатки, м; (ϕ_{κ} - коэффициент использования площади, описываемой крыльчаткой ($\phi_{\kappa} = 0,6-0,7$). Общий к.п.д. передаточного механизма просеивателя определяется как произведение коэффициентов полезного действия каждой отдельной ступени передаточного механизма, т.е.

$$\eta_o = \eta_1 \eta_2 \dots \eta_n \tag{14.19}$$

где $\eta_1, \eta_2, ..., \eta_n$ - к.п.д. отдельных ступеней передаточного механизма машины.

Режим работы вибрационного просевателя зависит от работы дебалансового механизма. В общем случае величина дибалансового момента может быть определена из уравнения

$$M_{\pi} = Gl \tag{14.20}$$

где G – сила тяжести качающихся масс дебалансов, H; l – расстояние от оси вращения до центра тяжести дебаланса, м.

Мощность электродвигателя вибрационного просеивателя может быть определена по формуле

$$N = \frac{N_1 + N_2}{\eta} \tag{14.21}$$

где N_1 - мощность, необходимая на приведение в колебательное движение рабочей камеры, Вт; N_2 - мощность, необходимая на преодоление трения в подшипниках дебалансового механизма, Вт; η - к.п.д. дебалансового механизма.

приложения

Приложение 1

Программа расчета выпарной установки в среде МАТНСАD Первое приближение (повторять согласно n.14)

Количество р-ра поступаюшего на выпаривание Gn := 15000 Начальная концентрация р-ра Xn := 9 Конечная концентрация р-ра Xk := 19 Давление греющего 1-й корпус пара P1 := 4.5 Абсолютное давление в бар-м конд-ре Pkon := 0.18

1. Определение кол-ва воды, выпариваемой всей установкой

$$W := Gn \cdot \left(1 - \frac{Xn}{Xk}\right) \qquad \qquad W = 7894.737$$

2. Кол-во воды, выпариваемое по корпусам принимаем

$$W1 := \frac{W}{2}$$
 $W1 = 3947.368$

- 3. Расчет конц-ции р-ра по корпусам
 - в 1 корпусе $Xk1 := \frac{Gn \cdot Xn}{Gn W1}$ Xk1 = 12.214в 2 корпусе $Xk2 := \frac{Gn \cdot Xn}{Gn - W1 - W2}$ Xk2 = 19

4. Распределение перепада давлений по корпусам. Разность между давлением греющего пара в первом корпусе (из котельной) и давлением пара в барометрическом конденсаторе:

$$\Delta P := P1 - Pkon \qquad \Delta P = 4.32$$

Предварительно принимаем давления по корпусам, исходя из равных перепадов давлений для каждого корпуса. Перепад давления для каждого корпуса:

$$\Delta Pn := \frac{\Delta P}{2}$$
 $\Delta Pn = 2.16$

Тогда давления вторичных паров по корпусам будут соответственно:

в 1-ом корпусе	в 2-ом корпусе
$PBT1 := P1 - \Delta Pn$	Рвт2 := Рвт1 – ∆Рп
Рвт1 = 2.34	PBT2=0.18

5. Общая разность температур для всей установки:

Т1 := 124.12 Ткон := 57.26

 Δ toбщ := T1 – Ткон Δ toбщ = 66.86

6. Расчет температурных потерь по корпусам.

а) Потери от гидростатического эффекта.

$$\begin{split} h &:= h \text{изб} + \frac{h \pi p}{2} \qquad h = 3 \\ \rho 1 &:= 1030.4 \qquad \rho 2 := 1075.8 \end{split}$$

Гидростатическое давление растворов у середины греющих труб соответственно будет равно:

в 1-ом корпусе в 2-ом корпусе

$$\Delta \Pr{1} := \frac{h \cdot \rho 1}{10000} \qquad \Delta \Pr{2} := \frac{h \cdot \rho 2}{10000}$$

$$\Delta Pr1 = 0.309 \qquad \Delta Pr2 = 0.323$$

давления растворов у середины греющих труб:

 $Pc1 := PBT1 + \Delta Pr1$ $Pc2 := PBT2 + \Delta Pr2$

 Pc1 = 2.649 Pc2 = 0.503

Тогда потери общей разности температур от гидростатического эффекта;

tвт1 := 124.12	tвт2 := 57.26
tквс1 := 124.8	tквc2 := 62.76
∆Г1 := tквс1 – tвт1	∆Г2 := tквс2 – tвт2
$\Delta\Gamma1 = 0.68$	$\Delta\Gamma 2 = 5.5$

Потери от гидростатического эффекта.

 $\Sigma \Delta \Gamma := \Delta \Gamma 1 + \Delta \Gamma 2 \qquad \Sigma \Delta \Gamma = 6.18$

Общие потери за счет гидростатического эффекта:

$\Delta \Gamma 1 := \Delta \Gamma 1 \cdot 20\%$	∆r1 = 0.136
$\Delta r2 := \Delta r2 \cdot 20\%$	$\Delta r2 = 1.1$
$\Sigma\Delta\Gamma := \Delta\Gamma1 + \Delta\Gamma2$	$\Sigma\Delta\Gamma = 1.236$

б) Потери от физико-химической депрессии.

перерасчет температурной депрессии на соответствующие давления по корпусам (**Рвт1**, **Рвт2**) по правилу Бабо.

Xk1 = 12.214 t1 := 100.244	Xk2 = 19 t2 := 100.38
p1 := 1.043	p2 := 1.047
c1 := <u>1</u> p1 Рвт1 = 2.34	$c2 := \frac{1}{p2}$ Pbt2 = 0.18
$px1 := \frac{P_{BT1}}{c1}$ $px1 = 2.441$	$px2 := \frac{P_{BT2}}{c2} px2 = 0.188$

tx1 := 125.452	tx2 := 58.23
$\Delta g1 := tx1 - tbt1$	$\Delta g2 := tx2 - tbt2$
$\Delta g1 = 1.332$	$\Delta g2 = 0.97$

Общие потери от физико-химической депрессии:

$$\Delta g := \Delta g \mathbf{1} + \Delta g \mathbf{2}$$
 $\Delta g = 2.302$

Общие гидравлические потери:

 $\Sigma \Delta \Gamma \Pi 1 := 1.5$ $\Sigma \Delta \Gamma \Pi 2 := 1.5$

 $\Sigma \Delta rn := \Sigma \Delta rn1 + \Sigma \Delta rn2 \qquad \Sigma \Delta rn = 3$

7. Полезная разность температур для всей установки:

 Δ tполез := Δ tобщ - $\Sigma \Delta$ гп + Δ g + $\Sigma \Delta$ г

∆tполез = 55.378

8. Распределение полезной разности температур производим исходя из условия равных поверхностей нагрева:

$$\begin{array}{ll} Q1 := 1 & \text{K1} := 1 \\ \Delta t1 \text{nones} := \Delta t \text{nones} \cdot \left(\begin{array}{c} \displaystyle \frac{Q1}{\text{K1}} \\ \displaystyle \frac{Q1}{\text{K1}} + \displaystyle \frac{Q1}{0.7 \cdot \text{K1}} \end{array} \right) & \Delta t1 \text{nones} = 22.803 \\ \Delta t2 \text{nones} := \Delta t \text{nones} \cdot \left(\begin{array}{c} \displaystyle \frac{Q1}{0.7 \cdot \text{K1}} \\ \displaystyle \frac{Q1}{\text{K1}} + \displaystyle \frac{Q1}{0.7 \cdot \text{K1}} \end{array} \right) & \Delta t2 \text{nones} = 32.575 \end{array}$$

9. Температуры кипения растворов у середины греющих труб

tkc1 := $T1 - \Delta t1$ nones tkc1 = 101.317

Температура кипения раствора у верхнего уровня в 1-ом корпусе:

 $tk1 := tkc1 - \Delta\Gamma1$ tk1 = 100.637

Температура вторичного пара в 1-ом корпусе:

Твт1 := tk1 – ∆g1 Твт1 = 99.305

Температура греющего пара во 2-ом корпусе:

 $T2 := TBT1 - \Sigma \Delta r \Pi 2$ T2 = 97.805

Температура кипения раствора у середины греющих труб во 2-ом корпусе:

Ткс2 := $T2 - \Delta t2$ полез Ткс2 = 65.23

Температура кипения раствора у верхнего уровня во 2-ом корпусе:

 $tk2 := T\kappa c2 - \Delta \Gamma 2$ tk2 = 59.73

Температура вторичного пара во 2-ом корпусе:

<u>noNo</u>		1кор-	2кор-
1/П		пус	пус
1	Концентрация раствора, Х _к весовые %	12,214	19
2	Температура греющего пара, Т, °С	124,12	97,806
3	Полезная разность температур, $\Delta t_{полез}$, °С	22,802	32,573
4	Температура кипения раствора у середины греющих труб,	101,317	65,233
	t _{KC} , ^o C		
5	Гидростатические потери, $\Delta\Gamma$, °С	0,68	5,5
6	Температура кипения раствора у верхнего уровня, t _к , ^о С	100,64	59,733
7	Депрессионные потери Δ_{g} , °С	1,332	0,97
8	Температура вторичного пара, t _{вт} , ^о С	99,306	58,763
9	Гидровлические потери, Δ_{Γ} , °С	1,5	1,5
10	Давление греющего пара, Р _{ат}	2,303	0,958
11	Теплосодержание греющего пара, λ, Дж/кг *10 ³	2716	2676
12	Теплосодержание конденсата, θ , Дж/кг *10 ³	521,65	409,83
13	Давление вторичного пара, Р вт, ат	1,01	0,19
14	Теплосодержание вторичного пара, і Дж/кг *10 ³	2678	2606
15	Теплоёмкость раствора, С _к , Дж/кг·град	4063	3650

 $TBT2 := tk2 - \Delta g2$ TBT2 = 58.76

Количество раствора, вытекающего из 2 корпуса Gn1 := 15000 tkc1 = 101.317 Gk2 := Gn1 – W Gk2 = 7105.263 m := 1.03 Cn2 := 4063 Ck2 := 3650 tn2 := tkc1 $\lambda 2$:= 2676 $\cdot 10^3$ i2 . 2606 10^3 02 . 400 82 10^3

$$12 := 2606 \cdot 10 \qquad \theta 2 := 409.83 \cdot 10$$

10. Расход пара во 2-ом корпусе:

$$\begin{array}{l} \text{D2} := m \cdot \left[\begin{array}{c} \text{Gk2} \cdot \frac{\text{Ck2} \cdot \text{T\kappac2} - \text{Cn2} \cdot \text{tn2}}{\lambda 2 - \theta 2} + \text{W2} \cdot \frac{(\text{i}2 - \text{Cn2} \cdot \text{tn2})}{\lambda 2 - \theta 2} \right] \\ \text{D2} = 3376.424 \\ \text{W1} := \text{D2} \end{array}$$

количества раствора, вытекающего из 1 корпуса:

Расход пара в 1 корпусе:

$$\begin{array}{l} D1 := 1.03 \cdot \left(Gk1 \cdot \frac{Ck1 \cdot tk1 - CH1 \cdot tH1}{\lambda 1 - \theta 1} + W1 \cdot \frac{i1 - CH1 \cdot tH1}{\lambda 1 - \theta 1} \right) \\ D1 = 3579.229 \end{array}$$

11. Количество тепла, передаваемого через поверхность нагрева:

Q2 := D2
$$\cdot \frac{|\lambda^2 - \theta^2|}{3600 \cdot 10^3}$$
Q2 = 2125.431 KBT
Q1 := D1 $\cdot \frac{|\lambda^1 - \theta^1|}{3600 \cdot 10^3}$ Q1 = 2181.689 KBT

12. Расчет коэффициентов теплоотдачи по корпусам.

H := 5 высота греющих труб tкон := T1 T1 = 124.12

Зададимся предварительно температурой стенки

tст1 := 120 ∆ť' := tкон – tст1 ∆ť' = 4.12

Температура пленки конденсата

tпл :=
$$rac{ ext{tct 1} + ext{tKOH}}{2}$$
 tпл = 122.06 A := 188.6

a) определяем коэффициент теплоотдачи при пленочной конденса. вертикальных трубах по формуле Нуссельта.

 $r := 2196 \cdot 10^3$ - теплота конденсации, берется при температуре конденсации, Вт/мград

$$\alpha \mathbf{1} := 2.04 \cdot A \cdot \left(\frac{r}{H \cdot \Delta t'}\right)^{0.25} \qquad \alpha \mathbf{1} = 6952.054$$

б) Определяем удельный тепловой поток при конденсации

q1кон := α 1 · Δ t' q1кон = 28642.462

в) Определяем коэффициент теплоотдачи α2. от стенки к кипящему раствору

коэффицент Ат определяем из графика 1 приложения по конечной концентрации и температуре кипения раствора в каждом корпусе соответственно

$$Am := 10.4$$

$$\alpha 2 := Am \cdot q1 \kappa o H^{0.6} \alpha 2 = 4911.787$$

$$\sigma nak := 0.0005 \quad \lambda nak := 2.32 \quad \sigma ct := 0.002 \quad \lambda ct := 4200$$

г) Определяем коэффициент теплопередачи

$$K := \frac{1}{\frac{1}{\alpha 1} + \frac{\sigma ct}{\lambda ct} + \frac{\sigma nak}{\lambda nak} + \frac{1}{\alpha 2}} \qquad K = 1774.851$$

д) проверяем провильность значения $\Delta t'$

$$\Delta t' \Pi := \mathbf{K} \cdot \frac{\Delta t' \Pi \Omega \Omega \Omega \Omega}{\alpha 1} \qquad \Delta t' \Pi = 5.822$$

расчетное значение $\Delta t'$ отличается от принятого

$$\Delta t$$
'полез := $\frac{q1 \kappa OH}{K}$ Δt 'полез = 16.138

принемаем $\Delta t' := 14$

$$tcт1 := tкон - \Delta t'$$
 $tcт1 = 110.12$

$$tпл := \frac{tcт1 + tкон}{2}$$
 $tпл = 117.12$

$$\alpha \mathbf{1} := 2.04 \cdot \mathbf{A} \cdot \left(\frac{\mathbf{r}}{\mathbf{H} \cdot \Delta \mathbf{t}'}\right)^{0.25} \qquad \alpha \mathbf{1} = 5066.119$$

q2кон :=
$$\alpha$$
1 · Δ t' q2кон = 70925.665

$$\frac{1}{\alpha 1} + \frac{\sigma ct}{\lambda ct} + \frac{\sigma nak}{\lambda nak} + \frac{1}{\alpha 2}$$



q1кон :=
$$\alpha 1 \cdot \Delta t'$$
 q1кон = 52201.659
Am := 6

$$\alpha$$
2 := Am · q1κοH^{0.6} α 2 = 4062.205
σnak := 0.0005 λ nak := 2.32 σ ct := 0.002 λ ct := 4200

$$\mathsf{K} := \frac{1}{\frac{1}{\alpha 1} + \frac{\sigma \operatorname{ct}}{\lambda \operatorname{ct}} + \frac{\sigma \operatorname{nak}}{\lambda \operatorname{nak}} + \frac{1}{\alpha 2}} \qquad \mathsf{K} = 1529.684$$

проверяем провильность значения $\Delta t'$

$$\Delta t' \Pi := K \cdot \frac{\Delta t 2 \Pi \Omega \Pi \Theta \Theta}{\alpha 1} \qquad \Delta t' \Pi = 9.546$$
$$\Delta t' \Pi \Omega \Theta \Theta S := \frac{q1 \kappa \Theta \Theta}{K} \qquad \Delta t' \Pi \Omega \Theta \Theta S = 34.126$$

расчетное значение ${\scriptstyle \Delta}t'$ отличается от принятого

принемаем <u></u> 14 </u>

tст1 := tкон –
$$\Delta$$
t' tст1 = 83.805

$$tпл := \frac{tcт1 + tкон}{2}$$
 $tпл = 90.805$

$$A := 174.4$$

$$\alpha 1 := 2.04 \cdot A \cdot \left(\frac{r}{H \cdot \Delta t'}\right)^{0.25} \qquad \alpha 1 = 4771.657$$

q2кон :=
$$\alpha$$
1 · Δ t' q2кон = 66803.194

$$\alpha 2 := \operatorname{Am} \cdot q2 \operatorname{KoH}^{0.6} \alpha 2 = 4710.094$$
$$\operatorname{K} := \frac{1}{\frac{1}{\alpha 1} + \frac{\sigma \operatorname{Ct}}{\lambda \operatorname{ct}} + \frac{\sigma \operatorname{nak}}{\lambda \operatorname{nak}} + \frac{1}{\alpha 2}} \qquad \qquad \operatorname{K} = 1567.707$$
$$\Delta t^{2} := K \cdot \frac{\Delta t^{2} \text{nones}}{\kappa} \qquad \Delta t^{2} = 10.702$$

$$\Delta t^{*} \text{nones} := \frac{q^{2} \text{KoH}}{K} \qquad \Delta t^{*} \text{nones} = 42.612$$

$$\Delta t := 0..100$$

$$q' \Delta t' := \frac{(\Delta t - \Delta t^{*} \text{nones})}{(\Delta t^{*} \text{nones} - \Delta t^{*} \text{nones})} \cdot (q^{2} \text{KoH} - q^{1} \text{KoH}) + q^{1} \text{KoH}$$

$$\frac{100}{4} = \frac{100}{0} = \frac{100}{0$$

Таблица 1

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры

Тем- пера- тура ⁰ С	Давление (абсолют- ное), кгс/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости кДж/кг	Удельная эн- тальпия пара (кДж/кг)	Удельная теплота парообразования, кДж/кг	
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1	
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481,7	
10	0,0125	106,4	0.00940	41,90	2512,3	2470,4	
15	0,0174	77,9	0.01283	62,85	2522,4	2459.5	
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2532,0	2448,2	
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541.7	2436,9	
30	0,0433	32,93	0,03036	125.70	2551,3	2425,6	
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3	
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0	
45	0,0977	15,28	0,06543 188,55 2		2579,8	2391,3	
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2589.5	2380,0	
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2	
60	0.2031	7,687	0,1301	251.40	2608,3	2356,9	
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2	
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333.0	
75	0.393	4,139	0,2416	314,3	2636	2321	
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644	2310	
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653	2297	
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662	2285	
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	2671	2273	
100	1.033	1,675	0,5970	419,0	2679	2260	
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687	2248	
110	1.461	1,212	0.8254	461,3	2696	2234	
115	1,724	1,038	0.9635	482,7	2704	2221	
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2711	2207	
125	2,367	0,7715	1,296	525,4	2718	2194	

Пересчет в СИ; 1 кгс/см² = 9,81·10⁴ Па.

Продолжение табл. 1

Тем- пера- тура ⁰ С	Давление (абсолют- ное), кгс/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная эн- тальпия жидкости кДж/кг	Удельная эн- тальпия пара (кДж/кг)	Удельная теплота парообразования, кДж/кг
130	2,755	0,6693	1,494	546,8 2726		2179
135	3,192	0,5831	1.715	568,2	2753	2165
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	2740	2150
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4.855	0,3933	2,543	632,7	2753	2120
160	6.303	0,3075	3,252	654,1	2765	2089
170	8,080	0,2431	4,113	719,8	2776	2056
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	2785	2021
190	12,80	0.1568	6,378	808,3	2702	1984
200	15,85	0,1276	7,840	852,7 2798		1945
210	19,55	0,1045	9,567	897,9	2801	1904
220	23,66	0,0862	11,60	943,2	2803	1860
230	28.53	0,07155	13,98	989,3	2802	1813
240	34,13	0,05967	16,76	1035	2799	1763
250	40,55	0,04998	20.01	1082	2792	1710
260	47,85	0,04199	23.82	1130	2783	1653
270	56,11	0,03538	28,27	1178	2770	1593
280	65,42	0,02988	33,47	1226	2754	1528
290	75,88	0,02525	39,60	1275	2734	1459
300	87,6	0,02131	46,93	1327	2710	1384
310	100,7	0,01799	55.59	1380	2682	1302
320	115,2	0,01516	65,95	1437	2650	1213
330	131,3	0,01273	78,53	1498	2613	1117
340	149,0	0.01064	93.98	1564	2571	1009
350	168,6	0,00884	113,2	1638	2519	881,2
360	190,3	0,00716	139,6	1730	2444	713,9
370	214.5	0,00585	171.0	1890	2304	411,6
374	225	0,00310	322,6	2100	2100	0

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

Давление (абсолют- ное), кгс/см ²	Тем- пера- тура ⁰ С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная эн- тальпия жидкости кДж/кг	Удельная эн- тальпия пара (кДж/кг)	Удельная теплота парообразования, кДж/кг
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	27,7 2506	
0,015	12,7	89,64	0.01116	53,2	2518	2465
0,02	17,1	68,27	0,01465	71.6	2526	2455
0.025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413
0.08	41,1	18.45	0,05420	172.2	2573	2400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,12	49,0	12.60	0,07937	205,3	2588	2382
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,40	75,4	4,072	0.2456	315,9	2632	2320
0,50	80.9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
0,70	89,3	2,411	0.4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
1.6	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,618	1,618	558.9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141

Пересчет в СИ: 1 кгс/см² == 9,81·10⁴ Па.

Давление (абсолют- ное), кгс/см ²	Тем- пера- тура ⁰ С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная эн- тальпия жидкости кДж/кг	Удельная эн- тальпия пара (кДж/кг)	Удельная теплота парообразования, кДж/кг
5.0	151,1	0,3825	2,614	637,7	637,7 2754	
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
14	194.1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1956
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
17	203,4	0.1192	8,389	867,7	2799	1931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
20	211.4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
30	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
40	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
50	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
60	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565
70	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
80	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
90	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1369
100	309,5	0,01815	55,11	1377	2684	1306
120	323,1	0,01437	69.60	1455	2638	1183
140	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
160	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
180	355,4	0,00782	128,0	1684	2483	799
200	304,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
225	374,0	0.00310	322.6	2100	2100	0

Таблица 3

		Температура конденсата, t _{пл} , °С									
	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200
$A = \left[(\rho^2 \cdot \lambda^3) / \mu \right]^{1/4}$	104	120	129	135	169	179	188	194	197	199	199
$\mathbf{B} = [(3600 \cdot \gamma^2 \cdot \lambda^3)/\mu]^{1/4}$	1270	1470	1700	1900	2070	2190	2300	2370	2410	2430	2430

Таблица 4

Теплофизические характеристики сахарного раствора при температуре кипения

Концен-	Темпе-	Плот-	Теплопроводность λ		Теплоемн	Вязкость µ·10 ⁶		
трация	ратура	ность,	Ккал/(м·ч°С	BT/(M°C)	Ккап/(кг°С)	Дж/(кг°С	кгс•с/м	$H_{\rm e}/M^2$
в %	кипения	ρ, кг/м°)		Tekusi/(Kr C))	2	11°C/ WI
0	100	1000	0,587	0,682	1,00	4187	28,8	282,4
10	100,2	1038	0,555	0,645	0,984	4120	37,4	366,7
20	100,4	1080	0,552	0,642	0,923	3864	46,1	452,1
30	100,7	1127	0,49	0,57	0,866	3626	63,2	619,7
40	101,2	1176	0,457	0,531	0,802	3358	97,9	960,1
50	102	1230	0.424	0.403	0.778	3256	180	1765,
50	102	1230	0,424	0,495	0,778	3230	100	2
60	103 5	1286	0 302	0.456	0.702	2000	340.7	3341,
00	105,5	1200	0,392	0,430	0,702	2909	540,7	1



Рис. 1. Значение расчетного коэффициента A_m для сахарных растворов в зависимости от концентрации b и температуры кипения



Рис. 1. Зависимость терморадиационных характеристик апельсиновых долек толщиной 5 мм: *1*, *1'*, *1"* – посыпанные сахаром: *2*, *2'*, *2"* – без посыпки



Рис. 2. Зависимость спектральных полусферических пропускательной и отражательной способностей выпеченных вафельных листов (1, 2) и теста (3): 1, 1' – 1,05 мм; 2, 2' – 2,10 мм

Рис. 3. Зависимости спектральных терморадиационных характеристик грузинского чая от длинны волны: *1* – сухой зеленый лист; *2* – влажный зеленый лист, W = 72,4 %; *3* – грузинский чай [1]



Рис. 4. Зависимость спектральных полусферических отражательной и пропускательной способностей от длинны волны для продуктов, подвергаемых пастеризации ИК-облучением: *а* – молоко при толщине: *I* – 1,0 мм; *2* – 2,0 мм; *3* – 3,0 мм; *4* – 5,0 мм; *б* – дрожжи прессованные при толщине: *I* – 1,0 мм; *2* – 2,0 мм; *3* – 3,0 мм; *4* – 5,0 мм; *6* – дрожжи прессованные при толщине:



Рис. 5. Сравнение зависимостей $R_{\lambda\infty}(\theta; 2\pi)(a), T_{\lambda}(\theta; 2\pi)$ для слоя толщенной 1,0 мм (б) и оптической характеристики $S_{\lambda}(e)$ от длинны волны λ (мкм) крахмалов: 1 – картофельный; 2 – кукурузный; 3 – рисовый



характеристики оболочки в зависимости от длинны волны для различных видов пшеницы: 1 – мягкой пшеницы, 1 = 0.24 мкм; 2 – твердой пшеницы, 1 = 0.12 мкм.

÷.



Рис.11. Зависимость терморадиационных характеристик зелёных чайных листьев от длины волны: 1 – один и 2 – два влажных зелёных листьев толщиной 30 мм при различной ориентации.



Рис. 8. Зависимость спектральных полусферических пропускательной и отражательной способностей от длинны волны при различной толщине образца (по данным Н.Г. Селюкова) для моркови влажностью 86,5 %: *1* – 1,0 мм; *2* – 3,0 мм; *3* – 10,0 мм; *4* – сухой, *l*_{вл} = 10 мм; *5* – сырой, *l* = 0,1 мм



Рис. 9. Характерные зависимости поглощательной способности твердых тел (*a*), пищевых продуктов и других рассеивающих излучение материалов (*б*):
I – диэлектрик, II – полупроводник, III – металл: *I* – сухое яблоко, *l*_{вл} = 10 мм; 2 – яблоко, *l* = 10 мм, *W* = 86,6 %; *3* – картофель, *l* = 10 мм, *W* = 74,5 %;
4 – сухой картофель, *l*_{вл} = 10 мм; *5* – красное дерево, *l* = 10 мм; *6* – бук, *l* = 10 мм; *7* – сосна, *l* = 10 мм, в воздушно-сухом состояние; *8* – чайные листья (сухие); *9* – зеленые чайные листья (влажные); *10* – картофельный крахмал, *W* = 76,5 %; *11* – картофельный крахмал, *W* = 11,8 %; *12* – эмаль ВЛ-55 (кривые *1*–4, *8*, *9* построены по данным Н.Г. Селюкова)



Рис. 10. Спектры отражения различных материалов: 1 - эмаль ВЛ - 55; 2 – сосна, W = 6,2 %; 3 – мука 1 сорт, W = 8,1 %; 4 – выпеченная коричневая корка хлеба с мякишем, l = 40 мм; 5 – сухой картофель, $l_{BЛ} = 10,0$ мм; 6 – пшеничное тесто (40 мм); 7 – MgO; 8 – сахарная пудра, W = 0,06 %; 9 – пастила после желирования, W = 11,8 %; 12 – картофельный крахмал, W = 76,5 %; 13 – мякоть груши сухая $l_{BЛ} = 10$ мм; 14 – макаронное тесто, W = 31,2 %, l = 10 мм



Рис. 11. Зависимости спектральных терморадиационных характеристик мяса и кожи биологических объектов от длины волны: *а* – кожа поросенка с прилегающем жиром и мясом при толщине слоя (в мм): *l* – 3, *2* – 6; *3* – свинина, *l* = 2,0 мм по [18]; *4* – свинина полужирная соленая, *W* = 35 % по [1]; *6* – кожно-шерстяной и пухо-перьевой покровы животных и птиц при толщине слоя 8 мм: *l* – поросенка; *2* – цыпленка; *3* и *4* – белого и черного телят



Рис. 12. Зависимость оптических характеристик картофельного крахмала от длины волны



Рис. 13. Зависимости терморадиационных (*a*) и оптических (*б*) характеристик эндосперма стекловидной и мучнистой пшеницы от длинны волны λ (мкм): 1, 2 – мучнистая (Мироновская 808); 3, 4 – стекловидная (Гордеиформе)



Рис. 14. Зависимость спектральных полусферических пропускательной и отражательной способностей муки, теста и хлеба от длины волны падающего излучения при различных толшинах образцов [5; 6; 9]: 1, 2, 3 – макаронное тесто (1 – 1,3 мм; 2 – 3,2 мм; 3 – 4,4 мм); 4 – выпеченный мякиш, l = 7 мм; 5 – недопеченный мякиш; l = 7 мм; 6 – недопеченная корка белая с мякишем, l = 6 мм; 7 – выпеченная корка коричневая, l = 6 мм; 8 – пшеничное тесто, l = 11 мм; 9 – мука белая из мягкой пшеницы и 9' – из твердой пшеницы, W = 8,2 %; 10 – мука желтая из мягкой и 10' – из твердой пшеницы; 11 – пшеничная мука 1 сорта [1]; 12 – мука высшего сорта [1];
13 – пшеничное тесто, l = 40 мм; 14 – недопеченная корка белая с мякишем, l = 40 мм; 15 – макаронное тесто, l = 40 мм; 16 – выпеченная корка коричневая с мякишем, l = 40 мм; 17 – корка украинского хлеба [1]



Рис. 15. Зависимость спектральных оптических характеристик и полусферических отражательной и пропускательной способностей теста пшеничного (1 сорта, влажность 50 %) от длинны волны при различной толщине образца: 1 – 0,65 мм; 2 – 1,0 мм; 3 – 2,6 мм; 4 – 4,6 мм; 5 – 12,0 мм



Рис. 16. Зависимости спектральных терморадиационных характеристик кондитерских изделий: a – сахарная пудра различной толщины и влажности; 1 - l = 0,5 мм; 2 - l = 1,0 мм; 3 - l = 3 мм; 4 – слой, запыленный на полиэтиленовую пленку, $l \sim 0,1$ мм, 5 - l = 7,5 мм при W = 0,06 %; 6 - l = 7,5 мм при W = 6,76 %; 7 - при W = 0,5 % по [1]; 6 – пастила после желирования, W = 30,0 % при толщине образцов: l - 1,0 мм; 2 - 2,0 мм; 3 - 5,0 мм; 4 – без опудривания; 5 – с опудриванием сахарной пудрой; 6 – сахарный песок, W = 0,2 %[1]



4

1.4λ.

MHM

1,2



Рис. 18. Зависимость спектральных терморадиационных характеристик от длины волны для оболочки, ядра и бобов какао сорта Байя, хранившихся 5 лет: 1 – бобы какао; 2 – оболочка; 3 – ядро