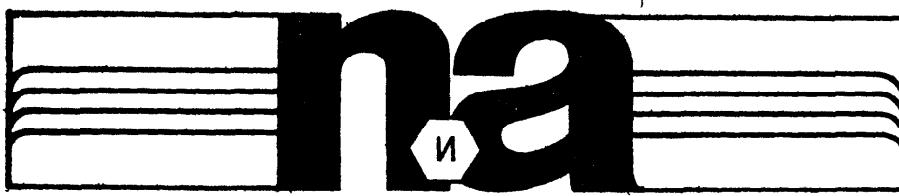




ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ
И НЕФТЕХИМИЧЕСКОЙ
ТЕХНОЛОГИИ

В.И. МУШТАЕВ
В.М. УЛЬЯНОВ

Сушка дисперсных материалов



ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ
И НЕФТЕХИМИЧЕСКОЙ
ТЕХНОЛОГИИ

В.И.МУШТАЕВ
В.М.УЛЬЯНОВ

Сушка дисперсных материалов



МОСКВА
«ХИМИЯ»
1988

6П7

М893

УДК 66.047.7

Р е ц е н з е н т: проф. докт. техн. наук. Б. И. Леончик

УДК 66.047.7

Муштаев В. И., Ульянов В. М.

Сушка дисперсных материалов. — М.: Химия, 1988. 352 с. (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии).

ISBN 5-7245-0074-4

Изложены основы теории сушки дисперсных материалов в химической промышленности. Описаны технологические схемы и конструкции сушилок с дисперсными потоками. Дан уточненный метод их расчета на основе уравнений тепло- и массообмена и законов гидродинамики. Рассмотрены вопросы интенсификации процесса сушки, сбережения энергии, охраны окружающей среды. Приведено технико-экономическое обоснование выбора способа сушки и конструкции сушилок.

Для инженерно-технических работников, занимающихся проектированием и эксплуатацией сушильных установок в химической промышленности. Может быть полезна научным работникам, а также студентам соответствующих вузов.

Табл. 14. Ил. 172. Библиогр. список: 215 назв.

M ~~280100000—047~~
~~050(01)—88~~ 47—88

ISBN 5-7245-0074-4

© Издательство «Химия», 1988 г.

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	5
Основные условные обозначения	7
Глава 1. Статика процесса сушки	9
1.1. Характеристика конвективной сушки	9
1.2. Классификация объектов сушки	11
1.3. Состояние равновесия между влажным газом и материалом	22
1.4. Термодинамические характеристики высушиваемого материала	30
1.5. Теплофизические свойства объектов и агентов конвективной сушки	37
1.6. Дисперсные и морфологические характеристики высушиваемых материалов	49
1.7. Внутренняя структура объектов сушки	55
Глава 2. Кинетика и динамика процесса сушки	66
2.1. Общая характеристика и закономерности массопереноса	66
2.2. Кривые кинетики сушки	73
2.3. Методы расчета, основанные на анализе кинетики сушки	76
2.4. Динамика процесса сушки	84
2.5. Приближенные решения задачи углубления зоны испарения	87
Глава 3. Термодинамика процесса конвективной сушки	95
3.1. Диаграмма состояния влажного газа	95
3.2. Анализ процесса сушки по диаграмме состояния влажного газа	98
3.3. Сушка с рециркуляцией газа	105
3.4. Сушка в среде перегретого пара	113
3.5. Сушка с рециркуляцией материала	118
3.6. Термодинамический анализ процесса конвективной сушки	122
Глава 4. Гидродинамика потоков газовзвесей дисперсных материалов в сушильных аппаратах	133
4.1. Анализ сил, действующих на частицы в потоке газа	133
4.2. Потоки газовзвесей в прямых каналах	140
4.3. Потоки газовзвесей в распылительных сушильных камерах	145
4.4. Гидродинамика неподвижного слоя дисперсного материала	147
4.5. Гидродинамика кипящего слоя	149
4.6. Гидродинамика закрученных потоков газовзвеси	151
4.7. Гидродинамика виброкипящего слоя	158
Глава 5. Тепло- и массообмен при сушке дисперсных материалов	160
5.1. Эквивалентный тепло-массообмен	160
5.2. Эффективные коэффициенты тепло-массообмена	164
5.3. Движущая сила процесса конвективной сушки	167
5.4. Обратное перемешивание потоков газа и материала в сушилках	170
5.5. Общая схема расчета процесса сушки	176
Глава 6. Технология сушки дисперсных материалов	179
6.1. Классификация сушильных аппаратов	179
6.2. Технологические и технико-экономические аспекты выбора способа сушки	184

6.3. Принципы энергосберегающей технологии сушки	191
6.4. Сушка сыпучих материалов	198
6.5. Сушка жидких материалов	209
6.6. Сушка пастообразных материалов	224
6.7. Сушка кусковых материалов	233
6.8. Сушка в замкнутом цикле газа и в среде перегретого пара	238
 Глава 7. Конструкции сушилок и их расчет	 244
7.1. Аппараты для сушки в неподвижном слое	244
7.2. Барабанные сушилки	256
7.3. Распылительные сушилки	264
7.4. Трубные пневматические сушилки	280
7.5. Спиральные пневматические сушилки	290
7.6. Вихревые и спирально-вихревые сушилки	299
7.7. Сушилки с кипящим слоем	313
7.8. Вибросушилки	330
7.9. Комбинированные сушилки	338
 <i>Библиографический список</i>	 343
 <i>Предметный указатель</i>	 349

ПРЕДИСЛОВИЕ

Многие продукты химической промышленности обрабатываются в диспергированном или растворенном виде в какой-либо жидкой среде: в воде, органическом растворителе или разбавителе. Для получения сухих дисперсных продуктов применяют, главным образом, конвективную сушку во взвешенном состоянии, когда газ является не только теплоносителем, но и транспортирующим агентом. Сушилки со взвешенным слоем дисперсного материала составляют значительную часть аппаратов химической технологии. К ним относятся сушилки с кипящим слоем, пневматические, распылительные, аэрофонтанные, вихревые. Для трудносохнущих материалов находят применение аппараты со стационарным слоем материала, такие как ленточные и шахтные сушилки, а также сушилки с полувзвешенным слоем материала — барабанные. Контактные сушилки находят ограниченное применение для сушки дисперсных материалов, поэтому кондуктивная сушка в предлагаемой книге не рассматривается.

Развитие химической промышленности характеризуется созданием как крупнотоннажных, так и малотоннажных производств с широким ассортиментом продукции. В первом случае большое значение имеет точность расчетов при проектировании сушилок большой единичной мощности. Во втором — необходимость унификации и нормализации сушилок известных типов требует точной оценки эффективности их работы при сушке новых продуктов.

Точные расчеты процессов и аппаратов сушки возможны только на основе знания свойств высушиваемых материалов как объектов сушки, кинетических характеристик процесса сушки, законов термодинамики и гидродинамики в приложении к системам газ — твердое тело. В теории сушки рассматриваются и решаются обычно две задачи — внутренняя и внешняя. В предлагаемой книге авторами сохранен этот традиционный подход. Для материалов с большим внутридиффузионным сопротивлением даются решения кинетики и динамики внутреннего тепло- и массопереноса, а для материалов с малым внутридиффузионным сопротивлением разработана единая процедура расчета на основе решения внешней задачи тепло- и массообмена с учетом сорбционных свойств и энергии связи влаги с материалом.

Определение движущей силы процесса конвективной сушки основывается на использовании уравнений и диаграммы состояния влажного газа в потоке сушильного агента и на поверхности высушиваемого материала; приводятся рекомендации по учету влияния перемешивания потоков газа и дисперсного

материала на истинную величину движущей силы процесса сушки. Гидродинамика потоков газовзвесей дисперсных материалов описывается исходя из принципов общего подхода к ее расчету с использованием универсальной зависимости гидродинамического сопротивления с учетом влияния формы частиц и стесненности потока.

В заключительной части теоретических глав дана общая схема расчета процесса конвективной сушки, которая может быть полезна при составлении алгоритма расчета сушильного аппарата или оценке эффективности его работы.

В книге по возможности отражен современный уровень знаний о теории, технике и технологии сушки дисперсных материалов с учетом актуальных проблем: качества вырабатываемой химической промышленностью продукции, сбережения энергетических и материальных ресурсов, защиты окружающей среды от загрязнений. В связи с этим представлялось целесообразным расширить материал по технологии сушки и представить его в отдельной главе.

Аппаратурно-технологическое оформление процессов сушки описано, исходя из комплекса требований, предъявляемых к интенсификации, экономической эффективности и безопасности производства, а также к охране окружающей среды. Проанализированы тенденции развития сушильной техники с учетом этих требований. Кроме того, рассмотрены особенности расчета сушилок для дисперсных материалов основных типов, приведены примеры расчета рассмотренных сушилок.

Авторы выражают признательность рецензенту — проф., докт. техн. наук Б. И. Леончику за ценные советы и замечания, сделанные им при подготовке рукописи к печати.

Все замечания и пожелания читателей будут приняты авторами с благодарностью.

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- A* — амплитуда колебаний, м;
a — коэффициент температуропроводности, $\text{м}^2/\text{с}$;
C — влагосодержание материала, кг/кг; концентрация компонента распределяемого вещества, кг/ м^3 ;
c — удельная теплоемкость, Дж/(кг·К);
c_m — удельная массоемкость, кг/(кг·°М);
D — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; диаметр, м;
d — диаметр, м;
E — энергия, Дж;
F — сила, Н;
f — фактор формы (коэффициент несферичности); коэффициент трения твердой фазы; частота колебаний, Гц;
G — масса, кг; расход материала, кг/с;
g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$;
H, h — высота, м;
I — удельная энталпия, Дж/кг;
i — коэффициент скольжения;
j — интенсивность испарения (удельный поток массы), кг/($\text{м}^2 \cdot \text{с}$);
K, k — коэффициенты (см. по тексту);
L — масса (расход) сухого газа, кг, (кг/с);
l — длина, характерный размер, м;
M — масса, кг; расход вещества, кг/с;
m — масса частицы, кг; число единиц переноса;
N — скорость сушки в периоде постоянной скорости, кг/(кг·с);
P — общее давление сушильного агента (парогазовой смеси), Па;
p — парциальное давление, Па;
Q — количество тепла (расход, поток), Дж, (Дж/с=Вт);
q — удельная теплота, Дж/кг;
R — универсальная газовая постоянная, Дж/(кмоль·К); радиус, м;
R_г, R_п — газовая постоянная соответственно для газа или пара, Дж/(кг·К);
R_v — приведенный размер тела, м;
r — удельная теплота парообразования, Дж/кг; радиус, м;
S — площадь поверхности, поперечного сечения, м^2 ;
s_y — удельная поверхность материала, $\text{м}^2/\text{м}^3 = \text{м}^{-1}$;
T — абсолютная температура, К;
t — температура газа; парогазовой смеси, °С;
u — относительная скорость, м/с; влагосодержание (абсолютная влажность) материала, %;
V — объем, м^3 ; объемный расход, $\text{м}^3/\text{с}$;
v — абсолютная скорость, м/с; удельный, мольный объем, $\text{м}^3/\text{кг}$; $\text{м}^3/\text{моль}$;
W — масса (расход) испаряемой влаги, кг, (кг/с);
w — скорость газа, м/с; влажность материала на общую массу (относительная влажность), %;
X — влагосодержание газа, кг/кг;
y — массовая доля компонента (фракции);
α — коэффициент теплоотдачи, Вт/($\text{м}^2 \cdot \text{К}$);
β — коэффициент массоотдачи, м/с;
γ — расходная массовая концентрация материала в газе, кг/кг;
Δ — изменение потенциала или параметра; движущая сила процесса сушки;
δ — толщина тела (слоя), фракционный размер (диаметр) частиц, м; относительный коэффициент термодиффузии, K^{-1} ;
δ_ρ — термоградиентный (температурный) коэффициент, кг/(кг·К);
ε — относительная порозность слоя; коэффициент фазового превращения;

- ξ — коэффициент местного сопротивления;
 η — коэффициент полезного действия, эффективности;
 Θ — потенциал массопереноса, $^{\circ}\text{M}$;
 θ — температура материала, $^{\circ}\text{C}$;
 χ — объемная концентрация материала в газе, $\text{м}^3/\text{м}^3$; относительный коэффициент сушки;
 λ — коэффициент теплопроводности, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$;
 $\lambda_{\text{тр}}$ — коэффициент трения газа;
 μ — динамический коэффициент вязкости, $\text{Па}\cdot\text{с}$; химический потенциал переноса, $\text{Дж}/\text{кг}$;
 v — кинематический коэффициент вязкости, $\text{м}^2/\text{с}$;
 ξ — коэффициент гидродинамического сопротивления;
 Π — параметр; пористость;
 ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 σ — удельный расход сухого газа, $\text{кг}/\text{кг}$; коэффициент поверхностного натяжения, $\text{Н}/\text{м}$, $\text{Дж}/\text{м}^2$;
 τ — время, с ;
 Φ — коэффициент формы;
 $\Phi_{\text{т}}$ — фактор термообработки;
 φ — относительная влажность газа;
 Ψ — фактор формы (коэффициент сферичности);
 ω — круговая частота колебаний, с^{-1} ;

Безразмерные числа, критерии

$$\text{Архимеда } \text{Ar} = \frac{gd^3}{\mu^2} (\rho_m - \rho) \rho = \frac{gd^3}{v^2} \frac{\rho_m - \rho}{\rho};$$

Био $\text{Bi} = aR/\lambda_m$; Био диффузионный $\text{Bi}_d = \beta R/D$;

Фурье $\text{Fo} = at/R^2$; Фурье диффузионный $\text{Fo}_d = D\tau/R^2$;

Фруда $\text{Fr} = v^2/gl$; Гухмана $\text{Gu} = (T - T_{m.t.})/T$;

Нуссельта $\text{Nu} = ad/\lambda$; Нуссельта диффузионный $\text{Nu}_d = \beta d/D$;

Прандтля $\text{Pr} = v/a = c\mu/\lambda$;

Прандтля диффузионный $\text{Pr}_d = v/D$;

Рейнольдса $\text{Re} = \rho vd/\mu = vd/v$;

Полидисперсности $\sigma_d = d_{\text{max}}/d_s$;

$$\text{Ребиндера } \text{Rb} = \frac{c_m}{r} \left(\frac{\partial \bar{\theta}}{\partial \bar{C}} \right);$$

Лыкова $\text{Lu} = D/a$; Коссовича $\text{Ko} = r\Delta C/c_m \Delta \theta$;

Поснова $\text{Pn} = \delta \Delta T / \Delta C$

Индексы

a — аппарат; v — витание; $вх$ — условия входа; g — газовая фаза; d — десорбция, диффузионный (по смыслу); dp — дополнительный; $ж$ — жидккая фаза; i — испарение; источник (по смыслу); 0 — начальное состояние; k — конечное состояние; kp — кипение; kr — критический; m — материал (частица); mg — максимальный гигроскопический; md — поперечное (миделево) сечение; mt — мокрый термометр; max — максимальный; min — минимальный; n — насыщенный; ns — насыпной; o — объемный, относительный; p — паровая фаза; Π — по отношению к параметру; pt — потери; r — равновесное значение; rc — рецикл; s — связанный; sl — слой; sm — смесь; sr — среднее значение; t — твердая (сухая) фаза; u — удельное значение; $э$ — эквивалентный; $эф$ — эффективный; $(-)$ — осреднение; $()'$ — к парогазовой смеси, находящейся в контакте с поверхностью материала.

Статика процесса сушки

1.1. Характеристика конвективной сушки

Сушка — это процесс удаления из материалов влаги, обеспечиваемый ее испарением и отводом образовавшихся паров. Аппараты, в которых осуществляют сушку, называют сушилками. По способу сообщения тепла различают конвективные, контактные, терморадиационные, сублимационные и высокочастотные сушилки. Дисперсные материалы, к которым относятся зернистые, порошкообразные, гранулированные, дробленые твердые, а также диспергированные жидкие и пастообразные продукты, в химической технологии высушивают, главным образом, конвективным способом.

В конвективных сушилках тепло для процесса несет газообразный сушильный агент (нагретый воздух, топочные газы или смесь их с воздухом), непосредственно соприкасающийся с поверхностью материала. Пары влаги уносятся тем же сушильным агентом. В сушилках многих типов со взвешенным слоем высушиваемого материала сушильный агент служит не только тепло- и влагоносителем, но и транспортирующей средой для дисперсного материала.

Если соприкосновение высушиваемого материала с кислородом воздуха недопустимо или если пары удаляемой влаги взрыво- или огнеопасны, сушильным агентом служат инертные к высушиваемому материалу газы: азот, диоксид углерода, гелий и другие инертные газы или перегретый водяной пар.

В простейшем виде процесс сушки осуществляется таким образом, что сушильный агент, нагретый до предельно допустимой для высушиваемого материала температуры, используется в сушильном аппарате однократно. Этот процесс называется основным. Снижение температуры термолабильных материалов обеспечивается созданием дополнительной поверхности нагрева внутри сушильной камеры или нагреванием воздуха по ходу процесса за счет тепла, полностью вносимого в сушильную камеру.

Для сушки материалов, требующих повышенной влажности сушильного агента и невысоких температур, применяют устройства, обеспечивающие рециркуляцию (возврат) части отработанного воздуха в сушилку, а также сушилки с промежуточным подогревом воздуха между отдельными ступенями (или зонами) и одновременной рециркуляцией его. При сушке трудносохнущего материала или для улучшения его сыпучести применяют рециркуляцию части высушенного продукта, т. е. возврат его на вход сушилки и смешение с исходным материалом.

Когда удаляемая из материала жидкость является ценным продуктом (спирты, эфиры, углеводороды и другие растворители), а также при сушке огне- и взрывоопасных материалов применяют схемы с полностью замкнутым циклом инертных газов, включающие дополнительно устройства для конденсации и удаления из системы испаряющейся влаги и одновременного осушения циркулирующих в системе газов.

Перечисленные схемы являются вариантами основного процесса и находят широкое применение во многих производствах химической промышленности.

Механизм процесса конвективной сушки можно представить следующим образом. При введении влажного тела в нагретый газ происходит перенос тепла к поверхности материала, обусловленный разностью температур между ними, нагрев его и испарение влаги. При этом повышается парциальное давление вблизи поверхности тела, что и приводит к переносу паров влаги в окружающую среду. В результате испарения влаги с поверхности и отвода образовавшихся паров возникает градиент концентрации влаги в материале, являющийся движущей силой внутреннего перемещения ее из глубинных слоев к поверхности испарения. При перемещении происходит нарушение связи влаги с веществом твердого тела, что требует дополнительных затрат энергии сверх той, которая необходима для парообразования. Поэтому скорость процесса зависит от характера или формы связи влаги с сухим веществом материала.

Рассмотрим способы выражения влажности высушиваемого материала. Массу влажного материала G_m можно представить в виде суммы массы сухого вещества G_t и связанной с ним массы влаги W

$$G_m = G_t + W. \quad (1-1)$$

В процессе сушки изменяется второе слагаемое правой части соотношения (1-1), первое слагаемое остается неизменным. Поэтому влажность высушиваемого материала удобно выражать *влагосодержанием*, т. е. отношением количества влаги W , содержащейся в материале, к массе абсолютно сухой его части G_t (кг/кг)

$$C = W/G_t. \quad (1-2)$$

Иногда влагосодержание выражают в процентах и называют *абсолютной влажностью* u . Очевидно, что

$$u = (W/G_t) 100 = 100C. \quad (1-3)$$

В практике сушки часто влажность определяют для общей массы материала. Это — так называемая *относительная влажность* w (%)

$$w = (W/G_m) 100 = 100W/(G_t + W). \quad (1-4)$$

Из соотношений (1-1) — (1-4) устанавливаются зависимости между относительной и абсолютной влажностью (влагосодержанием)

$$C = w/(100 - w); \quad (1-5)$$

$$u = 100w/(100 - w); \quad (1-6)$$

$$w = 100C/(1 + C) = 100u/(100 + u). \quad (1-7)$$

1.2. Классификация объектов сушки

Многообразие материалов, подвергаемых сушке, и значительные различия их по химической природе, структуре, физическим и гигроскопическим свойствам обуславливают необходимость классификации объектов сушки. Классификация высушиваемых материалов по определяющим характеристикам существенно облегчает задачу выбора рационального способа сушки и эффективного типа сушильного аппарата.

Несмотря на разнообразие свойств продуктов, основными факторами, определяющими термодинамику и кинетику процесса сушки, являются форма и энергия связи влаги с материалом. На этом принципе академиком П. А. Ребиндером была разработана физически обоснованная классификация [119], согласно которой различают следующие формы связи влаги с материалом в порядке убывания величины энергии связи: химическую (строго определенное стехиометрическое соотношение влаги и сухого вещества), включающую ионную и молекулярную связи; физико-химическую (различные, но не строго определенные соотношения), включающую адсорбционную и осмотическую связи; физико-механическую (неопределенное соотношение влаги и сухого вещества), включающую капиллярную влагу разных видов.

Классификацию форм связи влаги с материалом удобно строить по энергии связи. Работа отрыва A 1 моля воды при изотермическом обратимом процессе без изменения состава выражается как [77]

$$A = -\Delta F = RT \ln(p_n/p), \quad (1-8)$$

где ΔF — изменение свободной энергии; R — универсальная газовая постоянная; T — абсолютная температура; p — давление пара; p_n — давление насыщенного пара.

Согласно уравнению Гиббса — Гельмгольца имеем

$$dI = dF - T(\partial \Delta F / \partial T), \quad (1-9)$$

где I — энталпия изотермического процесса или теплота диссоциации (отрыва) связанный воды.

Дифференцируя (1-8) по T , находим

$$Q = RT^2 \left(\frac{\partial \ln p}{\partial T} - \frac{\partial \ln p_n}{\partial T} \right) = Q_1(C) - Q_0, \quad (1-10)$$

где $Q_1(C)$ — теплота испарения воды из материала при данном влагосодержании;

$$Q_1(C) = RT (\partial \ln p / \partial T);$$

Q_0 — теплота испарения свободной воды.

Из условия $Q_1(C) > Q_0 > 0$ следует $p < p_h$, а

$$\partial \ln p / \partial T > \partial \ln p_h / \partial T, \quad (1-11)$$

т. е. давление пара воды в материале меньше давления пара свободной воды, а степень роста кривой $\ln p = f(T)$ выше степени роста кривой $\ln p_h = f(T)$.

На рис. 1-1 приведена зависимость $\ln p$ от температуры для связанной и свободной влаги, которая иллюстрирует неравенство (1-11): $\tan \psi_2 > \tan \psi_1$. Предполагается, что в небольшом интервале температур $Q = \text{const}$. Тогда из (1-10) получаем взаимосвязь между давлением пара связанной воды, температурой и теплотой испарения

$$p = p_h \exp \left(-\frac{Q}{RT} \right). \quad (1-12)$$

Различные формы связанной влаги обусловливают разные по величине и природе энергии связи с дисперсными системами, подвергающимися сушке.

Химически связанная влага представляет собой воду гидрата, прочно связанную с веществом в виде гидроксильных ионов (ионная связь) и воду молекулярных соединений типа кристаллогидратов, связанную слабее (молекулярная связь). Условием образования ионной связи является химическая реакция с образованием нового соединения. Энергия связи химически связанной воды достигает больших значений. Например, для кристаллогидратов сульфата меди $\text{CuSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ при 25°C ($p_h = 3,2 \text{ кПа}$) и $p = 0,11 \text{ кПа}$ величина $A = 8,4 \cdot 10^3 \text{ Дж/моль}$.

Химически связанная вода может быть выделена при химическом взаимодействии с определенным веществом или прокаливанием. Как правило, химически связанная вода в процессе сушки не удаляется.

Адсорбционно связанная влага образуется при адсорбции молекул пара из окружающей газовой среды под воздействием

молекулярного силового поля на внешней и внутренней поверхностях вещества.

На поверхности твердого тела образуется **поверхностный мономолекулярный слой адсорбированной воды (гидратная оболочка)**, кото-

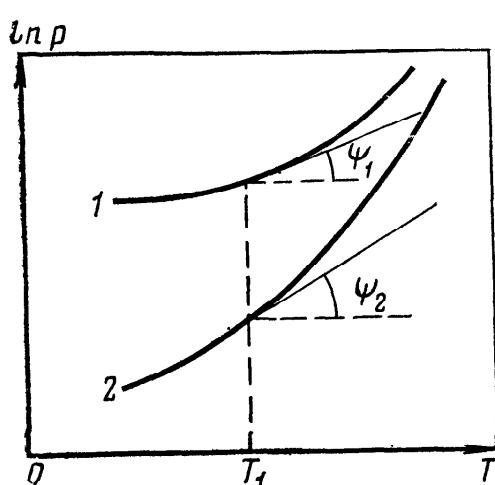


Рис. 1-1. Зависимость давления пара свободной (1) и связанной (2) воды от температуры

рый связывается наиболее сильно. Последующие слои связанный жидкости (полимолекулярная адсорбция) удерживаются менееочно, а свойства ее постепенно приближаются к свойствам свободной жидкости. Адсорбционная связь влаги с сухим веществом характеризуется энергией связи средней интенсивности, величина которой может быть рассчитана по зависимости (1-8).

Причиной осмотической связи является осмотическое давление, обусловливающее избирательную диффузию воды из окружающей среды через полупроницаемую оболочку. Примером может служить проникновение воды из менее концентрированного раствора в растительные клетки с более концентрированным раствором. Осмотическая связь характеризуется энергией связи слабой интенсивности, определяемой величиной энтропии [14, 77].

Природа этой связи выражается в том, что давление пара над раствором меньше давления пара p_n над водой. Из уравнения Гиббса — Гельмгольца следует, что

$$-\Delta F = -\Delta I + T\Delta S, \quad (1-13)$$

где ΔI — уменьшение внутренней энергии (или энтальпии в изохорно-изобарном процессе), обусловленное связыванием воды при молекулярном взаимодействии; ΔS — увеличение энтропии в изотермическом процессе.

Осмотическая связь становится заметной в отсутствие других более прочных связей (т. е. при $\Delta I \rightarrow 0$). Из закона Рауля для идеально разбавленных растворов следует, что относительное понижение давления паров растворителя

$$p/p_n = n_0,$$

где n_0 — мольная доля воды в растворе.

Тогда свободная энергия такой связи

$$-\Delta F = T\Delta S = -RT \ln n_0. \quad (1-14)$$

Влага физико-механической связи представляет собой жидкость, находящуюся в порах и капиллярах материала, и жидкость смачивания, прилипшую к поверхности тела при соприкосновении с ней, а также жидкость, захваченную при образовании структуры геля.

Связь капиллярной влаги со скелетом твердого тела обусловлена адсорбционной связью полимолекулярного слоя вблизи стенок капилляра и понижением давления пара над вогнутым мениском в капилляре (по сравнению с давлением пара над плоской поверхностью свободной воды). Над выпуклым мениском и над каплей давление пара выше, чем над плоской поверхностью. Понижение или повышение давления зависит от радиуса капилляра или капли r и может быть определено по формуле Томсона — Кельвина

$$p_r = p_n \exp \left(- \frac{2\sigma_{ж0} \cos \Theta}{rp_n \rho_ж} \right), \quad (1-15)$$

где Θ — угол смачивания.

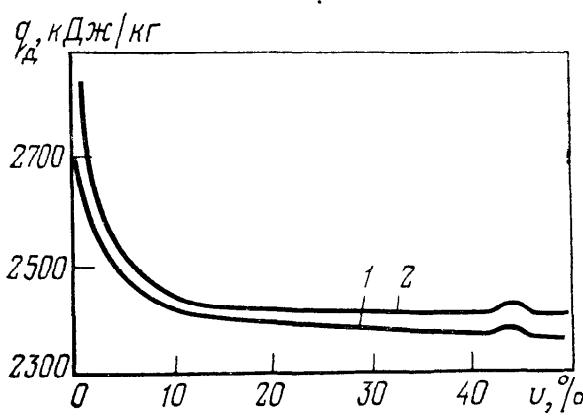


Рис. 1-2. Удельная теплота десорбции воды из кационитной смолы КУ-2-8ЧС при 60 (1) и 40 °C (2)

При пониженном давлении p_r энергия связи определяется по формуле (1-8). При небольшом диаметре капилляра A достигает большой величины. Например, при $2r=0,01$ мкм величина $A=530$ Дж/моль [14].

Понижение или повышение давления пара заметно только в том случае, если радиус капилляра или капли $r < 10^{-7}$ м. Такие размеры капилляров характерны для тонкопористых материалов с малым содержанием влаги или для капель при очень мелком распылении жидкости. В капиллярах радиусом $r > 10^{-7}$ м давление пара над мениском практически равно давлению его над плоской поверхностью жидкости.

Капилляры таких размеров носят название макрокапилляров. Влага макрокапилляров и макропор не имеет связи с материалом и называется *свободной* (или *несвязанной*) *влагой*, которая может быть удалена механическими способами. Следует отметить, что резкой границы между отдельными формами и видами связи жидкости с телом не существует: одна форма (вид) связи постепенно исчезает и начинает преобладать другая. Соответственно изменяется теплота десорбции связанной жидкости q_d при высушивании влажного материала. В качестве примера на рис. 1-2 приведена кривая зависимости удельной теплоты десорбции $q_d=f(u)$ для кационной смолы, полученная электрокалориметрическим методом [174].

Из кривой видно, что q_d существенно выше удельной теплоты парообразования r_0 свободной жидкости, причем разность $q_d - r_0$ увеличивается с уменьшением влажности продукта и достигает максимальной величины при удалении влаги мономолекулярного слоя.

На рис. 1-3 представлена схема последовательного удаления влаги различных форм и видов, полученная экспериментально М. Ф. Казанским [77] при сушке (II) и термографировании (I) тонких капиллярно-пористых материалов. На кривой сушки $C=f(\tau)$, совмещенной с термограммой процесса $\theta=f(\tau)$, показаны сингулярные точки (1—5), отвечающие определенному виду связи влаги с сухим веществом. В первую очередь удаляется физико-механически связанная влага трех видов. Два из них представляют собой воду, содержащуюся в макропорах; капиллярную (a) и стыковую (б) — жидкостную манжету в порах; третий вид — капиллярная вода в макропорах (в). Далее удаляется влага физико-химической связи, состоящая из осмотической воды и адсорбированной влаги двух видов: полимолеку-

лярных слоев (*г*) и мономолекулярных слоев (*д*). Метод М. Ф. Казанского позволяет в общем виде увязать классификацию видов влаги в материале с кинетикой процесса ее удаления.

Связь влаги с материалом является одной из наиболее важных характеристик при рассмотрении процесса сушки. На величину этой связи влияет дисперсность, структура и физико-химические свойства материала. По указанным признакам, согласно определению А. В. Лыкова [77], все влажные материалы следует отнести к связно-дисперсным системам, т. е. к капиллярно-пористым коллоидным телам, различающимся своими колloidно-физическими свойствами.

По колloidно-физическими свойствам А. В. Лыков предложил разделить все твердые влажные материалы на три группы: капиллярно-пористые, коллоидные и капиллярно-пористые коллоидные. Эта классификация влажных материалов не является абсолютно строгой, однако имеет большое практическое значение при обобщении результатов исследования процесса сушки различных материалов.

К капиллярно-пористым относятся также материалы, в которых жидкость в основном связана капиллярными силами. При обезвоживании капиллярно-пористые тела становятся хрупкими и в высушенном состоянии могут быть превращены в порошок. Они мало сжимаются и впитывают любую смачивающую жидкость. Для таких материалов капиллярные силы значительно превышают силы тяжести (силикагель, керамика, гипс, полимерные материалы типа поливинилхлорида).

К коллоидным относятся материалы, в которых преобладает адсорбционно и осмотически связанная влага. При высыщивании коллоидные тела значительно сжимаются, сохраняя свою эластичность; при увлажнении они впитывают наиболее близкие по полярности жидкости. Коллоидные тела рассматриваются как квазикапиллярно-пористые, размеры молекул которых сравнимы с размерами микрокапилляров (желатин, растворы полимеров).

К капиллярно-пористым коллоидным относятся материалы, в которых жидкость имеет различные формы связи, присущие как капиллярно-пористым, так и коллоидным телам. Для этих материалов характерны свойства первых двух видов, стенки их капилляров эластичны и

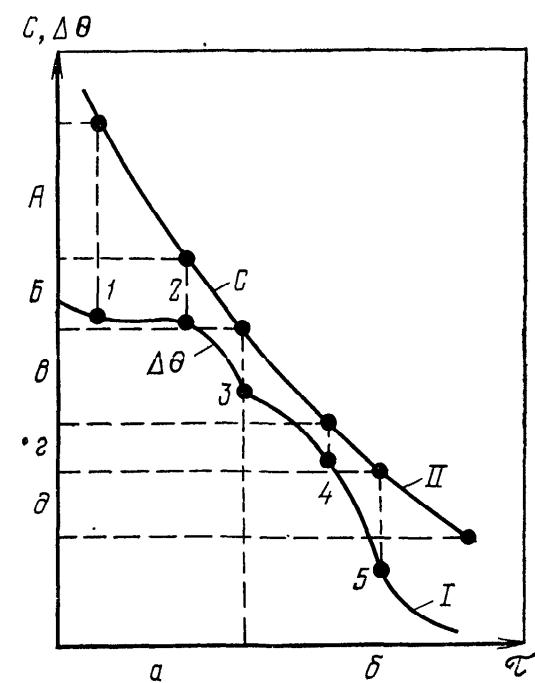


Рис. 1-3. Термограмма (*I*) и кривая сушки (*II*) капиллярно-пористых материалов

при поглощении жидкости набухают, а при высушивании дают усадку (глина, торф, пищевые продукты, полимерные материалы типа полибутилметакрилата или поливинилбутираля).

Согласно классификации Б. С. Сажина [125], влажные материалы как объекты сушки различаются по внутренней структуре, причем в качестве определяющей характеристики принимается критический радиус пор, т. е. радиус наиболее тонких пор, из которых необходимо удалить влагу для достижения заданной конечной влажности. Термин «пора» при этом понимается условно и может применяться как к действительным пористым материалам, так и к непористым. Значения критического радиуса пор рассчитывают по функции распределения пор по радиусам $f(r)$, получаемым из кривых гигротермического равновесия.

При сушке влага удаляется из пористых материалов последовательно, сначала из крупных пор, а затем из более мелких, при этом существует однозначная взаимосвязь между влажностью материала и наибольшим радиусом пор, заполненных жидкостью, устанавливаемая следующим соотношением [77]:

$$C = \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_v} \int_{r_{\min}}^r f(r) dr, \quad (1-16)$$

где r_{\min} — минимальный радиус поры для данного материала; r — текущий радиус на кривой распределения пор по размерам, соответствующий данной влажности материала C ; ρ_v — объемная плотность материала.

Основываясь на этих предпосылках, Б. С. Сажин [125] предложил разделить дисперсные материалы на четыре группы в порядке уменьшения критического радиуса пор: более 100 нм (10^{-7} м), от 100 до 6, от 6 до 2, менее 2 нм, а также на подгруппы и разряды, учитывающие размер частиц материала, его адгезионно-когезионные свойства и продолжительность сушки (табл. 1-1). Такая характеристика дисперсного материала как объекта сушки позволяет сделать предварительный выбор типа сушильного аппарата.

С. П. Рудобашта в развитие классификации А. В. Лыкова предложил во всех массообменных процессах с твердой фазой (сушка, адсорбция, экстрагирование) делить материалы на три класса: непористые, капиллярно-пористые и коллоидные капиллярно-пористые [122]. В зависимости от особенностей внутреннего массопереноса и способности твердой фазы изменять структуру пор в процессе массопередачи каждый класс подразделяется на две подгруппы (табл. 1-2).

Основанная на энергетическом принципе классификация влажных материалов П. А. Ребиндера носит обобщающий характер по формам связи влаги с материалом. Классификации А. В. Лыкова, Б. С. Сажина, С. П. Рудобашты построены на структурном принципе и характеризуют свойства твердой фазы

Таблица 1-1. Классификация дисперсных материалов как объектов сушки

Группа материалов	Шифр	Критический диаметр пор $2r_{kp}$, мм	Ранг адгезионно-коэффициента K_{a-k} *	Характеристика пористой структуры материала и вида связи влаги	Продолжительность сушки	Примеры материалов, относящихся к данной группе
Первая	1.0.1	> 100	1	Непористые и широкопористые 0,5—3,0 см материалы со свободной и слабосвязанной влагой	0,5—2,0 с	Сополимер стирола с дивинилбензолом
Вторая	1.0.2	> 100	3	То же	0,5—2,0 с	Хлорид калия
	2.0.1	100—6	1	Высоковлажные материалы переходными порами, со свободной и связанный влагой	3,0—5,0 с	Суспензионный поливинилхлорид
Третья	2.0.2	100—6	3	То же	5,0—30 с	Полистирол ПС-СУ ₂ ; сополимер стирола МС; сополимер А-15; сополимер формальдегида
	2.0.3	100—6	5	То же	10—40 с	Поливинилбутириль
	3.1.1	До 4	1	Тонкопористые материалы со свободной и связанный влагой	0,5—2 мин	Сополимер стирола МСН
	3.1.2	До 4	3	То же	0,5—2 мин	Сополимер ВХВД-40
	3.2.1	До 2	1	Микропористые материалы со свободной и связанный влагой	2—20 мин	Поливинилацетат бисерный
	3.2.2	До 2	3	То же	2—20 мин	Мономер М-2
	4.1.1	Ультрамикропоры ($2r_{kp} < 2$); $d_m \leq 1$ мм	1	Дисперсные материалы со свободной и связанный влагой, содержащие ультрамикропоры, соизмеримые с размерами молекул удалаемой жидкости	2—20 мин	Ионообменные смолы (катионитная смола КУ-2-8ЧС, анионитная смола ЭДЭ-10П)
	4.1.2	Ультрамикропоры ($2r_{kp} < 2$); $d_m \leq 1$ мм	3	То же	2—20 мин	Полиолефины (полиэтилен, полипропилен, сополимеры)
	4.2.0	То же, 1 мм $\leq d_m \leq 2$ мм	1	Крупнодисперсные материалы, содержащие ультрамикропоры	20—60 мин	Полиамидные смолы, полиакрилонитрил и сополимеры
	4.3.0	То же, $d_m > 2$ мм		Гранулированные материалы, содержащие ультрамикропоры	Более 60 мин	Лавсан, капрон

* $K_{a-k} = 2(1 + 2f^2 - 2f\sqrt{1+f})^{-1}$
где f — коэффициент внутреннего трения [17].

Таблица 1-2. Классификация материалов твердой фазы

Номер, название класса и его признак	Номер группы и его признак	Пример материалов
1. Непористые материалы (внутренний массо-перенос определяется закономерностями миграции молекул распределляемого вещества между молекулами твердого тела)	1. Непористые материалы, перенос распределяемого вещества в которых подчиняется закону молекулярной диффузии Фика 2. Непористые материалы, перенос распределяемого вещества в которых характеризуется аномальной диффузией	Полиамиды-6, -66, -610, -12, полиэтилентерефталат, полипропилен, поликарбонат, высушиваемые от воды Полистирол или ацетат целлюлозы, содержащие метиленхлорид или хлороформ; поливиниловый спирт, содержащий воду; желатин, содержащий воду Силикагель, активный оксид алюминия, цеолиты, активные угли, двуводный гипс, обожженная керамика, металлокерамика
2. Капиллярно-пористые материалы (транспорт распределляемого вещества происходит по системе пор)	1. Капиллярно-пористые материалы с фиксированной пористой структурой 2. Капиллярно-пористые материалы с изменяющейся в процессе массо-передачи структурой пор	Пористый материал, содержащий твердую фазу, удаляемую экстрагированием; влажный слой сыпучего материала Керамические массы
3. Коллоидные капиллярно-пористые материалы (пористые материалы с проницаемыми стенками пор)	1. Коллоидные капиллярно-пористые материалы, в которых перенос распределляемого вещества через коллоидную составляющую скелета тела подчиняется закону Фика 2. Коллоидные капиллярно-пористые материалы, в которых массо-перенос через коллоидные части каркаса тела характеризуется аномальной диффузией	ЦеллULOИД, содержащий этиловый спирт

высушиваемых материалов. В этих классификациях в известной мере учитывается возможность структурных изменений материалов в процессе их сушки: усадка, уменьшение пористости и других показателей в пределах выделенных классов, однако эти явления не увязываются с внешними условиями сушки.

Между тем, в зависимости от внешних условий сушки (температура, влажность газа) изменения структуры высушиваемого материала, в частности, пористой структуры его, бывают настолько значительны, что требуется существенная корректировка первоначально установленного класса или группы объекта сушки по приведенным выше структурным классификациям. Например, сушка поливинилбутираля, полибутилметакрилата и

других термолабильных полимерных материалов уже при 100—120 °С приводит к их размягчению и необратимому сплавлению капиллярно-пористой структуры полимерных зерен. Иногда сплавляется поверхностный слой зерна, и не успевшая испариться влага оказывается запертой в замкнутых порах внутри материала. В результате этого материал со сравнительно широкими порами (до 100 нм) превращается в непористый материал, при этом, естественно, изменяется и механизм внутреннего массопереноса от диффузии стефановского типа к кнудсеновской или твердотельной диффузии.

Как известно, кинетика процесса сушки зависит от свойств высушиваемого материала и от условий сушки. Приведенный пример показывает, что в практике нередко встречаются материалы, структура которых зависит от условий проведения процесса сушки, т. е. условия сушки влияют на кинетику обезвоживания не только непосредственно, но и через изменение структуры материала. Таким образом, учет кинетических и технологических аспектов является неизбежным требованием при разработке классификаций объектов сушки.

Увязать классификацию форм связи влаги с состоянием материала позволяет упомянутый выше термографический метод М. Ф. Казанского. Этот метод широко используют в практике теплофизического эксперимента, однако его применение ограничено условиями медленной изотермической сушки тонких образцов материала.

Классификация высушиваемых материалов по структурно-кинетическому признаку применительно к объектам распылительной сушки сформулирована К. Д. Малецкой и А. А. Долинским [84]. Структурные и морфологические изменения высушиваемых материалов и влияние на них внешних условий в процессе сушки распылением растворов, суспензий, паст особенно велики, поэтому известные классификации могут характеризовать их только на заключительной стадии сушки, когда заканчивается формирование из капли раствора твердой структуры частицы.

Результаты исследования кинетики сушки единичных капель растворов (суспензий) на экспериментальном стенде, позволяющем регистрировать во времени изменения температуры, массы и размера капли, показали существование пяти характерных периодов обезвоживания, которые фиксируются на термограммах сушки: 1) период прогрева капли до температуры равновесного испарения; 2) период равновесного испарения; 3) период коркообразования (образование слоя обезвоженного материала на поверхности капли); 4) период кипения (сопровождается деформацией корки и структурообразованием частицы) и 5) период падающей скорости сушки.

Анализ термограмм сушки растворов, суспензий и композиций разной природы при различных режимных параметрах позволил обнаружить три характерные типы кинетики сушки, что

дает возможность подразделить объекты распылительной сушки на три основные группы.

К *первой группе* отнесены растворы веществ или суспензии, обезвоживание которых происходит преимущественно при температуре равновесного испарения, близкого к испарению чистого растворителя. Время низкотемпературной стадии обезвоживания составляет 75 % общего времени сушки. К этой группе относятся растворы, суспензии и композиции веществ с начальной концентрацией твердой фазы 5—10 %, а также высококонцентрированные растворы (суспензии) веществ, обладающих гидрофобными свойствами. Типичный вид термограммы сушки для материалов первой группы приведен на рис. 1-4, а.

Ко *второй группе* отнесены растворы (суспензии), сушильная стадия обезвоживания которых протекает при монотонном повышении температуры, относительная длительность этой стадии превышает 25 %. Для них характерен вид термограмм, представленный на рис. 1-4, б. Интенсивность обезвоживания на испарительной стадии определяется так же, как и для растворов первой группы, а на сушильной стадии интенсивность влагоотдачи зависит от скорости внутренних процессов переноса. Это, как правило, растворы с довольно высокой концентрацией растворенного вещества. По структуре образующейся твердой фазы эти материалы относятся к капиллярно-пористым.

Третья группа по типу термограмм (рис. 1-4, в) отнесена к растворам, высушиваемым при «жестких» режимах (при температуре газовой среды, значительно превышающей температуру кипения раствора). При этом диффузионное сопротивление образующейся твердой фазы настолько велико, что приводит к возникновению значительных температурных и концентрационных градиентов в капле, обусловливающих значительные структурные преобразования твердой фазы.

К материалам третьей группы чаще всего относятся растворы веществ, которые при сушке образуют твердую фазу, структура которых соответствует классу коллоидных и коллоидных капиллярно-пористых тел (например, растворы высокомолеку-

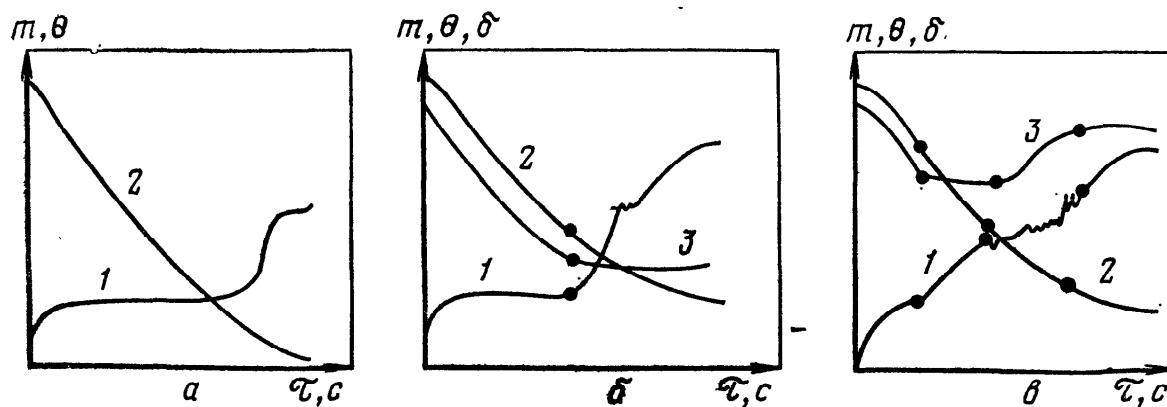


Рис. 1-4. Кинетические характеристики обезвоживания материалов, относящихся к первой (а), второй (б) и третьей (в) группам:

1 — изменение температуры; 2 — изменение массы; 3 — изменение диаметра частиц.

Таблица 1-3. Классификация объектов сушки по агрегатному состоянию

Класс	Группа	Характеристика (размеры частиц, мм)	Примеры объектов сушки
Сыпучие (твердые)	Кусковые	$(d > 5)$	Спрессовавшиеся фильтровальные осадки
	Крупнозернистые	$(d = 2 - 5)$	Гранулированные материалы (полимеры, катализаторы)
	Мелкозернистые	$(d = 0,5 - 2)$	То же
	Порошкообразные	$(d = 0,01 - 0,5)$	Синтетические смолы, поваренная соль
	Пылевидные	$(d < 0,01)$	Красители, пигменты
	Волокнистые	$(d \ll l; l > 5)$	Синтетические волокна, хлопок
	Игольчатые	$(d < l; l < 5)$	Карбонат магния, пирокальцит калия
Пастообразные	Пластинчатые	$(\delta < 1; d \gg \delta)$	Акриламид, сульфид титана
	Густые неподвижные	Способны формоваться без подсушки	Фильтровальные осадки
	Густые малоподвижные	Формующиеся с подсушкой	То же
	Тиксотропные	Разжижающиеся при сдвиговых усилиях	Фильтровальные осадки
Жидкие	Вязкотекущие	Способны растекаться под действием собственного веса	То же
	Истинные растворы	Низковязкие	Водные растворы неорганических солей
	Коллоидные растворы	Высоковязкие	Растворы синтетических смол, желатина
	Взвеси	Труднорасслаивающиеся системы	Аморфный шлам сточных вод, латексы синтетических смол
	Суспензии	Легкорасслаивающиеся системы	Красители, катализаторы, гербициды в воде
	Композиции	Средне- и высоковязкие труднорасслаивающиеся системы	Синтетические моющие средства, наполнители в растворах полимеров

лярных соединений, композиции синтетических моющих средств), а также кристаллические вещества, образующие поликристаллическую жесткую структуру (например, растворы хлорида натрия, бромида натрия и др.).

Следует заметить, что создание всеобъемлющей классификации влажных материалов с учетом всего комплекса определяющих характеристик представляет собой очень сложную проблему и еще далеко от завершения. Требуются дальнейшие исследования и систематизация объектов сушки как с целью детализации структурно-кинетических, теплофизических, технологических свойств, так и с целью обобщений.

По нашему мнению, классификация высушиваемых материалов была бы неполной без характеристики их агрегатного состояния, определяющего технологические, гидродинамические и тепло-массообменные свойства объектов сушки, а в некоторых случаях обуславливающего выбор способа сушки. Обычно по агрегатному состоянию влажные материалы подразделяются на сыпучие (твердые), пастообразные и жидкое. Более подробная характеристика, составленная нами на основе обобщений литературных данных [74, 113, 117] и рекомендаций НИИхиммаша [123], представлена в табл. 1-3.

1.3. Состояние равновесия между влажным газом и материалом

Почти каждый твердый материал, находящийся в контакте с влажным воздухом, способен поглощать из него или отдавать ему влагу. Направление переноса влаги определяется знаком разности давлений пара жидкости в материале p_m и в окружающей среде p . При $(p_m - p) > 0$ происходит процесс десорбции (сушки); при $(p_m - p) < 0$ — процесс сорбции (увлажнения). Разность давлений определяет величину движущей силы и интенсивность переноса влаги.

В случае достаточно длительного контакта влажного тела с газом при постоянных параметрах, когда тепловые и сорбционные процессы заканчиваются, между телом и окружающей средой устанавливается термическое и молекулярное равновесие: температура тела принимает значение температуры среды ($\theta = t = \text{const}$), парциальные давления паров жидкости в материале и окружающем газе равны ($p_m = p = \text{const}$). В этот момент влажность материала приобретает постоянное значение во всем объеме тела и называется равновесной влажностью ($C_p = \text{const}$).

Концентрация пара в газе может быть выражена из уравнения состояния идеальных газов

$$C_p = p/R_{\text{п}}T, \quad (1-17)$$

причем в условиях насыщения

$$C_{\text{п.н}} = p_{\text{н}}/R_{\text{п}}T, \quad (1-18)$$

где $R_{\text{п}} = R/M_{\text{п}}$ — газовая постоянная пара; $M_{\text{п}}$ — мольная масса пара.

Отношение концентрации пара в парогазовой смеси к концентрации насыщенного пара при одной и той же температуре называется относительной влажностью газа φ . С учетом соотношений (1-17) и (1-18) имеем

$$\varphi = C_{\text{п}}/C_{\text{п.н}} = p/p_{\text{н}}. \quad (1-19)$$

Для гигротермического равновесия, когда $p = p_m$, можно написать равенство

$$\varphi = p/p_{\text{н}} = p_m/p_{\text{н}} = \varphi', \quad (1-20)$$

где φ' — относительная влажность газа в материале (или на границе контакта с поверхностью тела) при температуре материала.

Давление насыщенного пара зависит только от температуры, т. е. $p_n = f(\theta)$, и берется из таблиц равновесия пар — жидкость. Давление насыщенного водяного пара (в Па) может быть с высокой точностью ($\pm 0,15\%$) рассчитано по формуле

$$p_n = \frac{2}{15} \exp [18,5916 - 3991,11/(\theta + 233,84)]. \quad (1-21)$$

Изменяя значение относительной влажности газа (воздуха) при его постоянной температуре, можно получить соответствующие значения равновесной влажности материала в виде зависимости $C_p = f(\varphi)$, называемой изотермой сорбции.

На рис. 1-5 изображены типичные кривые изотерм сорбции и десорбции коллоидных капиллярно-пористых тел различных видов. Кривые равновесия имеют характерную S-образную форму с выпуклостью начального участка, обращенной к оси влагодержания материала. Значение равновесной влажности зависит от температуры и влажности воздуха, а также от способа достижения равновесия: при сорбции равновесная влажность меньше, чем при десорбции. Явление несовпадения кривых сорбции и десорбции носит название сорбционного гистерезиса.

Несмотря на отсутствие общей теории гистерезиса сорбции, само это явление вполне удовлетворительно объясняется на основе современных знаний о сорбционных процессах. Для капиллярно-пористых тел можно указать по меньшей мере две причины [77, 122].

В процессе десорбции жидкость полностью смачивает стекки капилляров ($\cos \theta = 1$), а при обратном процессе (сорбция) полному смачиванию жидкости препятствует слой адсорбированного воздуха. В этом случае $\cos \theta < 1$, и в соответствии с со-

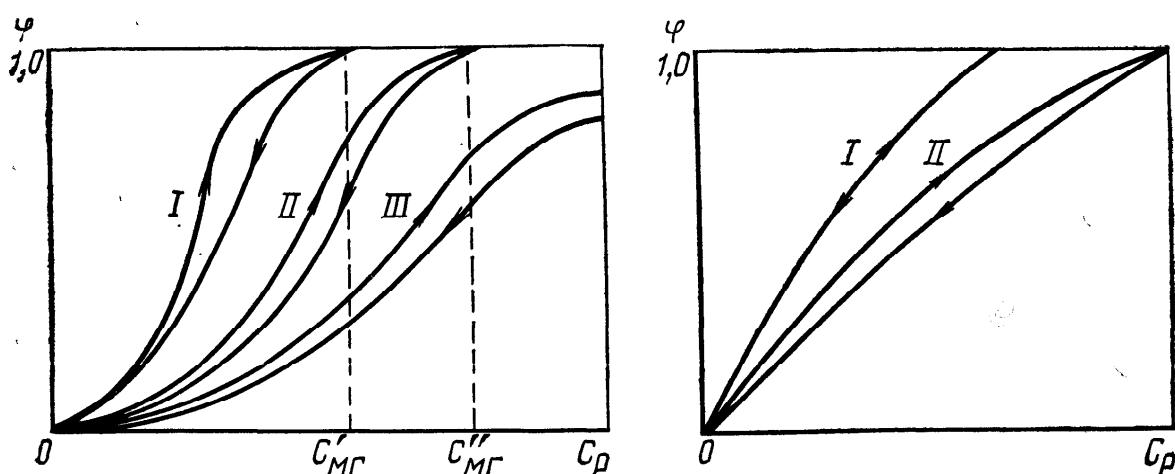


Рис. 1-5. Изотермы сорбции и десорбции капиллярно-пористых (I) капиллярно-пористых коллоидных и ограниченно набухающих коллоидных (II), неограниченно набухающих коллоидных материалов (III)

Рис. 1-6. Изотермы сорбции-десорбции непористых полимерных материалов в высокоэластическом (I) и стеклообразном (II) состояниях

отношением Томсона — Кельвина (1-15) равновесию будет соответствовать более низкая величина относительного давления пара.

Вторая причина сорбционного гистерезиса связана с наличием в материале сквозных пор и запаздыванием образования в них менисков жидкости в процессе сорбции по сравнению с процессом десорбции. Прежде чем начнется капиллярная конденсация, стенки сквозной поры должны быть покрыты достаточно толстым слоем адсорбированной жидкости вплоть до запирания капилляра в самом узком месте.

В пользу указанных причин свидетельствует тот факт, что петля гистерезиса для капиллярно-пористых тел располагается не во всем интервале равновесных влажностей, а в области, характеризуемой капиллярной конденсацией. Это дает основание по характеристике сорбционной петли гистерезиса рассчитать объем и радиус пор, а также плотность распределения их по радиусам.

Для коллоидных и капиллярно-пористых коллоидных тел можно добавить третью причину сорбционного гистерезиса, обусловленную усадкой материала в процессе десорбции влаги и набуханием его при увлажнении с соответствующими изменениями радиуса капилляров вследствие эластичности их стенок. Этим также объясняется то обстоятельство, что гистерезисная петля охватывает весь интервал зон равновесных влагосодержаний газа, кроме двух крайних точек при $\phi=0$ и при $\phi=1,0$ (см. рис. 1-5).

Для непористых полимерных материалов (рис. 1-6) сорбционно — десорбционные кривые характеризуются прямолинейным начальным участком, а сорбционный гистерезис наблюдается только для полимеров в стеклообразном состоянии. С. П. Рудобашта [122], подробно изучивший указанный класс материалов, линейный характер изотерм объясняет абсорбционным механизмом поглощения воды полимерной фазой. Причем, в высокоэластическом состоянии (при $\theta > t_g$, где t_g — температура стеклования полимера) вследствие подвижности макромолекулярных цепей структурные изменения полимерной фазы обратимы, поэтому сорбционные и десорбционные ветви кривых равновесия совпадают. Если непористый полимерный материал находится в стеклообразном состоянии ($\theta < t_g$), то между кривыми сорбции и десорбции наблюдается гистерезис во всей области влагосодержаний. Наличие сорбционного гистерезиса объясняется повышенной жесткостью макромолекулярных цепей полимера, препятствующей протеканию релаксационных процессов.

Согласно анализу, проведенному А. В. Лыковым на основе изучения большого экспериментального материала по испарению различных жидкостей из пористых сорбентов, начальный участок изотермы (в интервале ϕ от 0 до 0,1) имеет характерную для мономолекулярной адсорбции выпуклость к оси влажности тела C_p . Поглощение жидкости сопровождается значительным

выделением тепла. На участке в интервале ϕ от 0,1 до 0,9 криевые обращены выпуклостью к оси относительной влажности газа ϕ , что характерно для полимолекулярной адсорбции. Поглощение жидкости на этом участке сопровождается выделением тепла, но значительно в меньшем количестве. На участке изменения ϕ от 0,9 до 1,0 жидкость поглощается без выделения тепла и является в основном капиллярной. В точке пересечения кривой изотермы с прямой $\phi = 1,0$ достигается максимальная гигроскопическая влажность.

Дальнейшее поглощение жидкости материалом происходит при соприкосновении с последним в результате заполнения макрокапилляров и пор, а также осмотического поглощения через полупроницаемые стенки замкнутых клеток. Свойства такой жидкости не отличаются от свойств свободной жидкости, и давление ее пара практически равно давлению насыщения при температуре материала. Как следует из кривых сорбции, если влажность материала меньше максимальной гигроскопической, то давление пара жидкости в материале меньше давления насыщения свободной жидкости и является функцией влажности и температуры материала: $p_m = f(C_p, \theta)$.

Таким образом, можно выделить две области состояния материала: область влажного состояния (влажная зона), когда давление паров жидкости в материале не зависит от его влажности и равно давлению насыщения свободной жидкости при температуре материала; область гигроскопического состояния (зона связанной воды), когда давление пара жидкости над поверхностью материала заметно отличается от давления насыщения и зависит от его влажности и температуры. Границей между ними служит максимальная гигроскопическая влажность. Это деление на зоны условно, так как для реального процесса часто при среднем значении влажности, превышающем максимальную гигроскопическую, влажность на поверхности материала может быть близка к равновесной. Схема классификации материала применительно к процессам сушки дана на рис. 1-7.

Сушка многих химических продуктов происходит в области гигроскопического состояния, при этом трудно разграничить периоды, соответствующие различным видам связи влаги с молекулами вещества. Поэтому для расчета процесса пользуются кривыми десорбции, полученными экспериментально при различных температурах. По этим кривым можно установить связь между влажностью материала и относительной влажностью воздуха, вычислить соответствующий расход тепла десорбции и определить равновесную влажность материала при данных условиях процесса.

В случае глубокой сушки при расчете аппарата необходимо учитывать энергию связи влаги с материалом, на преодоление которой требуется расходовать дополнительное тепло (кроме тепла, идущего на парообразование). На удаление адсорбцион-

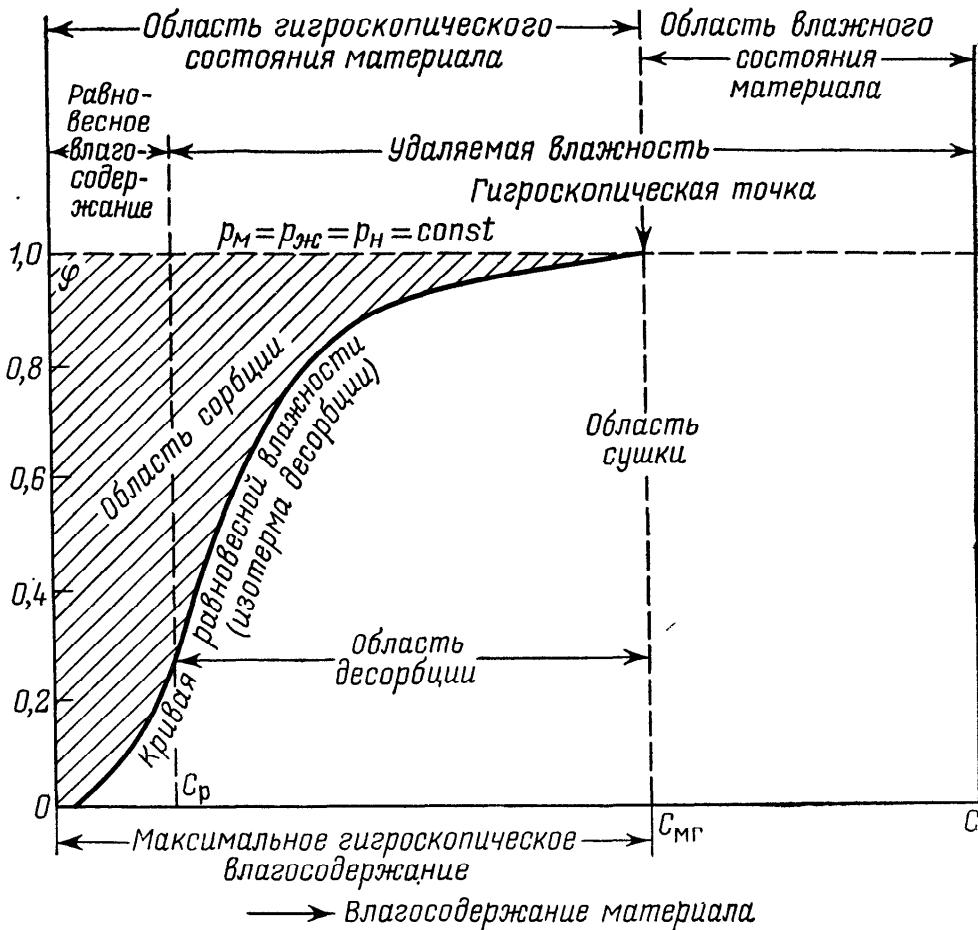


Рис. 1-7. Схема классификации состояния материала применительно к процессам сушки

но связанной влаги некоторых продуктов, например силикагеля, приходится еще дополнительно расходовать до 60% тепла. Поэтому при расчете процесса сушки материалов, характеризующихся значительной связью молекул влаги с сухим веществом, следует исходить из суммарного расхода теплоты испарения свободной жидкости и теплоты (энергии) связанной влаги.

На практике применяют статический и динамический методы получения изотерм сорбции — десорбции. Статические методы основаны на длительном выдерживании образцов исследуемого материала в среде с определенной температурой и влажностью. При этом происходит выравнивание температуры и влажности по всему объему образца. Динамические методы предусматривают определение влажности материала, средней по объему, при равновесии окружающего влажного газа фактически с поверхностью тела. В последнем случае условия равновесия приближаются к условиям динамического равновесия между газом и материалом в реальных сушилках. Динамические изотермы сорбции — десорбции определяют хроматографическими методами [163], основанными на анализе газа, пропускаемого через исследуемый материал.

На рис. 1-8 приведены изотермы сорбции и десорбции паров воды для ПВХ-С-70, полученные статическим [33] и динамическим (хроматографическим) [33, 93] методами. Значитель-

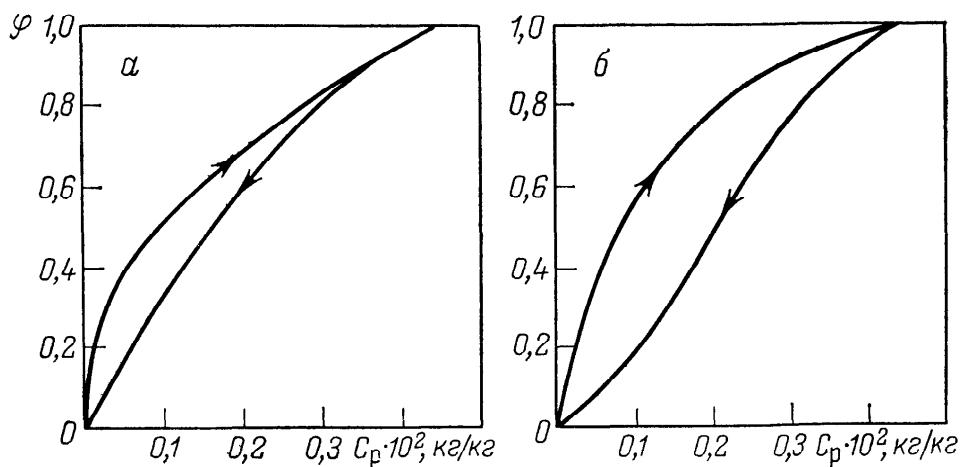


Рис. 1-8. Изотермы сорбции и десорбции водяного пара или ПВХ-С-70, полученные при 23 °С статическим (а) и динамическим (б) методами

но более широкая петля гистерезиса, получающаяся по хроматографическим данным, объясняется присущей динамическому методу тенденцией к занижению равновесной влажности продукта при адсорбции и завышению — при десорбции.

Для расчетов процессов сушки необходимо иметь изотермы десорбции в достаточно широком интервале температур. На рис. 1-9 приведены изотермы десорбции паров воды из некото-

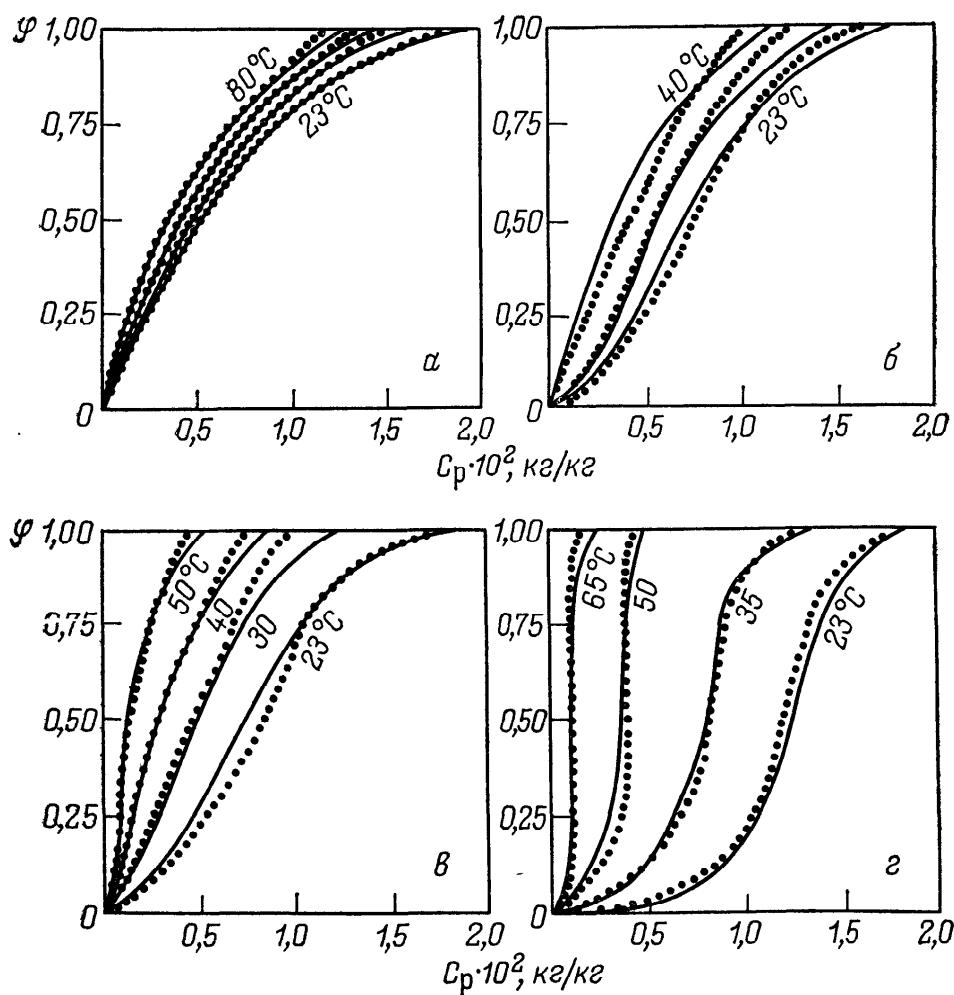


Рис. 1-9. Изотермы десорбции воды из синтетических смол (сплошные линии — расчетные изотермы; пунктирные — экспериментальные):
а — СНХ-60; б — ВХВД-40; в — БМК-5; г — М-14

рых синтетических смол, полученные в практическом интервале температур в пределах стеклообразного состояния полимерных материалов. Значительные различия температурной зависимости между сополимерами винилового (МА-50, СХН-60) и акрилового (М-14, БМК-5) рядов объясняются разной степенью растворимости воды в полимерной фазе. Виниловые сополимеры набухают меньше, их можно отнести к капиллярно-пористым телам; акриловые сополимеры более аморфны, набухают в большей степени и относятся к капиллярно-пористым коллоидным телам.

Для многих других материалов изотермы сорбции — десорбции можно найти в литературе [75, 77, 96], однако для расчета процессов сушки наибольший интерес представляют функциональные зависимости гигротермического равновесия.

В настоящее время теория явлений сорбции и десорбции не может дать строгого аналитического описания связи между равновесным влагосодержанием материала и относительной влажностью воздуха, потому прибегают к эмпирическому описанию этого соотношения.

Эксперименты Я. М. Миниовича [86], проводимые с сырой фиброй и керамической массой, показали, что в интервале температур 20—90 °С и относительной влажности воздуха φ от 0,1 до 0,9 уравнение изотермы десорбции можно принять в виде

$$\lg C_p = A\varphi + \lg(B + CT), \quad (1-22)$$

где A , B , C — постоянные, зависящие от свойств материала; для сырой фибры $A=0,8$; $B=13,34$; $C=0,003$; для керамической массы $A=0,8$; $B=2,29$; $C=0,00506$; T — абсолютная температура материала.

Б. А. Поснов из экспериментальных данных разных исследователей получил взаимосвязь между равновесным влагосодержанием древесины и относительной влажностью воздуха в виде соотношения

$$1/u_p = 1/u_{mg} + B \ln \varphi, \quad (1-23)$$

где u_{mg} — максимальное гигроскопическое влагосодержание древесины, %; B — коэффициент, зависящий от температуры.

Соотношение (1-23) справедливо в интервале φ от 0,1 до 1,0. Максимальное гигроскопическое влагосодержание u_{mg} обратно пропорционально абсолютной температуре.

А. В. Лыков в интервале относительной влажности воздуха φ от 0,1 до 0,9 предложил простую эмпирическую зависимость связи C_p и φ

$$C_p = a\varphi/(b - \varphi), \quad (1-24)$$

где a и b — постоянные коэффициенты, зависящие от температуры и свойств материала.

Для математического описания сорбционного равновесия капиллярно-пористых коллоидных материалов во всем интерва-

Рис. 1-10. Линеаризованные изотермы десорбции воды из терлона

ле изменения относительной влажности воздуха ($0 \leq \varphi \leq 1,0$) авторами была проверена эмпирическая формула вида

$$\varphi = 1 - \exp [-(C_p/A)^B], \quad (1-25)$$

где A и B — коэффициенты, зависящие от температуры.

Для A и B нами, в частности, получены соотношения [109], позволяющие удовлетворительно описывать уравнением (1-25) изотермы десорбции воды из глины по данным [77] в интервале температур 35—90 °C

$$A = (101,3 - 0,546\theta) \cdot 10^{-3}; \quad B = 1,4955 - 0,000288\theta.$$

В. Ф. Сиренко [128] исследовал статическим методом сорбционные свойства ряда капиллярно-пористых полимерных материалов, таких как терлон и полиарилат, и показал, что уравнение (1-25) вполне удовлетворительно отвечает функции $\varphi = f(C_p, \theta)$. Например, для терлона, семейство изотерм десорбции которого в интервале температур 40—100 °C показано на графиках рис. 1-10, получено

$$A = (65,2 - 0,3335\theta) \cdot 10^{-3}; \quad B = 2,0 - 0,00035\theta.$$

Линейная форма уравнения (1-25) имеет следующий вид

$$\ln \ln \frac{1}{1 - \varphi} = B \ln C_p - B \ln A. \quad (1-26)$$

На рис. 1-10 в координатах $\ln C_p - \ln \ln [1/(1-\varphi)]$ изотермы десорбции в виде прямых линий хорошо согласуются с экспериментальными данными. Причем коэффициент B равен тангенсу угла наклона спрямленного участка изотермы, а величина отрезка, отсекаемого на оси ординат, дает величину свободного члена $B \ln A$.

Для большой группы полимерных материалов на основе винилхлорида и акрилатов нами проведена математическая обработка кривых сорбции и десорбции по ряду эмпирических формул. Выяснилось, что наиболее подходящим для описания кривых десорбции в интервале φ от 0 до 1,0 является уравнение следующего вида [33]:

$$\varphi = 1 - \exp [-C_p^{p+q\theta} \exp (m + n\theta)], \quad (1-27)$$

где m , n , p , q — коэффициенты, зависящие от вида полимерного материала.

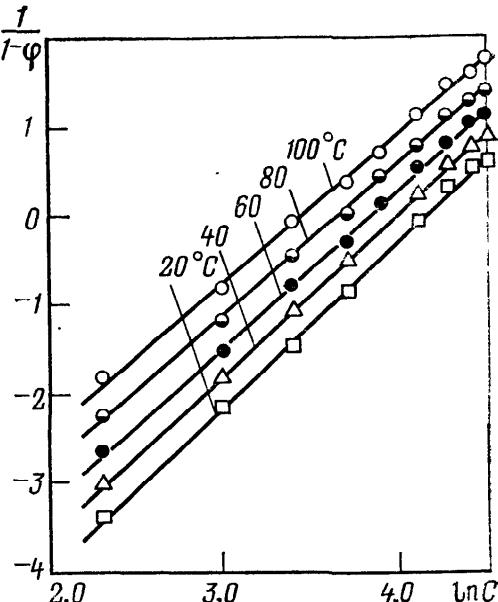


Таблица 1-4. Коэффициент m , n , p , q и средние относительные погрешности Δ уравнения (1-27)

Марка полимера	m	n	p	q	$\Delta, \%$
ПВХ-С-70	8,2943	0,0122	1,3148	0,00038	7
МА-20	10,8588	-0,1032	2,3687	-0,02766	12
МА-50	7,3128	0,0079	1,517	0,0012	5
СХН-60	7,7302	-0,0232	1,6023	-0,00618	4
М-14	15,514	0,0688	9,16	-0,0764	2
БМК-5	12,0864	-0,07696	2,525	-0,02761	6,9
М-40БМ	13,2835	-0,1056	2,9198	-0,03161	5,5
ВХВД-40	15,0249	-0,1767	2,8109	-0,0384	3,4

Численные значения коэффициентов m , n , p , q и средние относительные погрешности Δ при расчете равновесных условий по уравнению (1-27) приведены в табл. 1-4.

Из графиков сорбционного равновесия, представленных на рис. 1-9 для некоторых из исследованных полимерных материалов, видно, что расчетные изотермы десорбции (сплошные линии) удовлетворительно коррелируют экспериментальные данные (показаны точками).

1.4. Термодинамические характеристики высушиваемого материала

Термодинамический метод изучения процессов переноса энергии или вещества представляет ценность тем, что позволяет, пренебрегая механизмом явления и физическим состоянием объекта, описывать изменение исследуемых систем через некоторые формальные функции: температуры, энталпии, энтропии, химического потенциала и т. д.

Для описания тепловых процессов этот метод применяется давно и стал привычным для исследователей и практиков. Такой же подход и систему понятий предложил применить А. В. Лыков для описания процесса массопереноса в объектах сушки [75, 77].

В процессе сушки перенос влаги в материале неразрывно связан с переносом тепла, поэтому оба эти явления представляется логичным рассматривать на основе термодинамических аналогий. Согласно этому принципу влагосодержание C , характеризующее количество влаги в материале, следует считать аналогом энталпии I (теплосодержания). Тогда по аналогии с тепловым потенциалом (температурой тела θ) А. В. Лыков [75] предложил ввести потенциал влагопереноса (или массопереноса) θ , измеряемый во влагообменных (массообменных) градусах $[^{\circ}M]$, а по аналогии с удельной теплоемкостью c_t ввести

понятие *удельной изотермической влагоемкости (массоемкости) c_m*

$$c_m = \left(\frac{\partial C}{\partial \theta} \right)_T [\text{кг}/(\text{кг} \cdot {}^\circ\text{M})]. \quad (1-28)$$

По определению А. В. Лыкова потенциал влагопереноса есть некоторая функция влагосодержания и внешних условий, которые при термодинамическом равновесии должны быть одинаковы во всех частях тела или системы тел.

Потенциалом переноса парообразной влаги во влажном воздухе является *химический потенциал*, зависящий от температуры и парциального давления пара. Использовав соотношения для термодинамической движущей силы переноса массы вещества в термодинамике необратимых процессов, Л. М. Никитина показала [96], что для влажных материалов, в области гигроскопического состояния потенциал влагопереноса можно приблизенно приравнять химическому потенциальному, причем по абсолютным значениям

$$|\mu| = |\theta| = RT \ln \varphi. \quad (1-29)$$

Сравнивая соотношения (1-29), (1-8) и (1-20), можно видеть, что потенциал переноса влаги в области, отвечающей гигроскопической влаге, определяется величиной энергии связи влаги или изменением свободной энергии $E = (\partial F / \partial m)_T$. Следовательно, зная соотношение между C_p и φ на основе изотерм сорбции и десорбции, можно вычислить значения $\mu = f(C, T)$.

На рис. 1-11 представлены совмещенные графики изотерм сорбции и энергии связи воды и терлона [128]. Пользуясь совмещенными графиками, можно непосредственно получить зависимости $E = f(C, T)$. Следует заметить, что для приближенной оценки можно пренебречь зависимостью энергии связи от

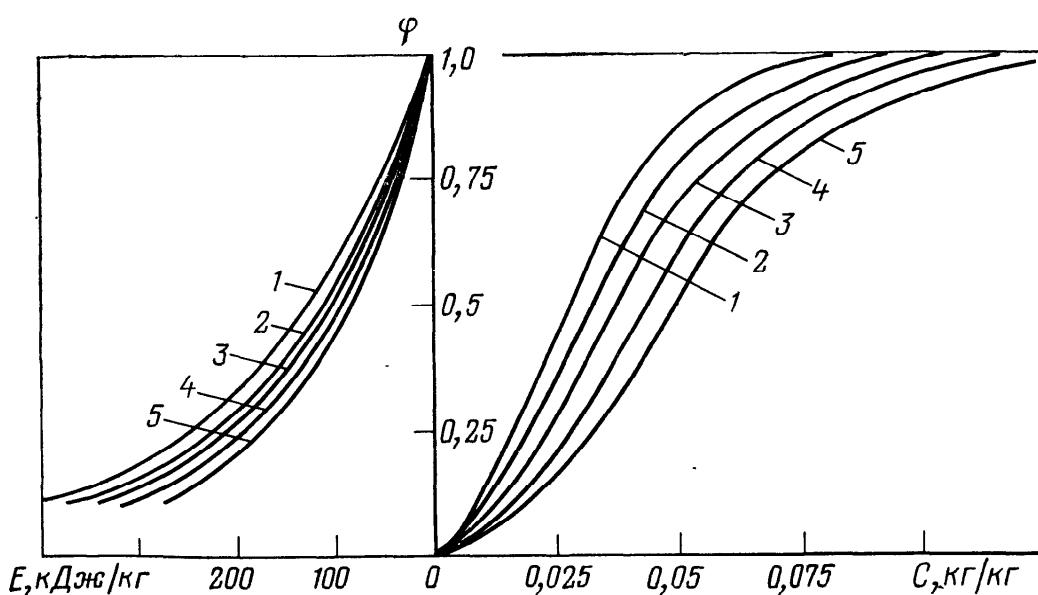


Рис. 1-11. Сорбционное равновесие и энергия связи влаги для терлона:
1 — 100 °C; 2 — 80; 3 — 60; 4 — 40; 5 — 20 °C

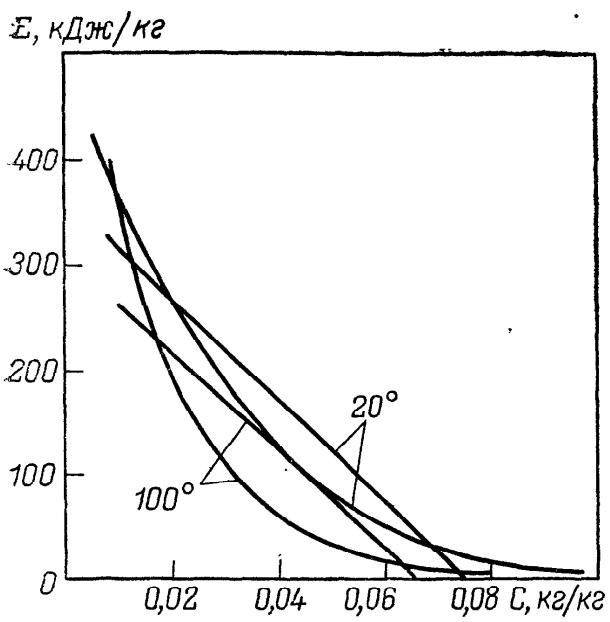


Рис. 1-12. Осреднение зависимости $E=f(C)$ для терлона

температуры и заменить сложную кривую зависимости $E=f(C)$ прямой линией, проведенной с минимальной погрешностью (рис. 1-12). В этом случае получим среднее арифметическое значение энергии связи на участке от максимального гигроскопического C_{mg} до конечного C_k влагосодержания высушиваемого материала

$$\bar{E} \approx (a/2) (C_{mg} - C_k), \quad (1-30)$$

где $a=dE/dC$ — тангенс угла наклона спрямленной линии.

Для большинства материалов величина a составляет примерно 4200 кДж/кг.

При расчетах потенциалов переноса обычно выбирают значение потенциала переноса в какой-либо определенной точке тела в качестве нулевого, от которого отсчитывают значения потенциала в любой точке [14]. В области гигроскопического состояния материала при изотермических условиях в качестве нулевого значения принимают химический потенциал влагопереноса при $\varphi=1$. Тогда в любой точке влажного тела при любом φ химический потенциал

$$\mu = \mu_{\varphi=1} - RT \ln \varphi. \quad (1-31)$$

Для влажного состояния тела химический потенциал, рассчитанный на единицу массы поглощения воды, равен химическому потенциалу свободной воды, т. е. будет являться величиной постоянной, так как изменение давления пара над поверхностью менисков макрокапилляров с изменением их радиуса практически равно нулю. Поэтому в области влажного состояния химический потенциал влаги не может служить потенциалом массопереноса [75]. Единый потенциал переноса влаги для любого интервала влагосодержаний материала может быть установлен экспериментально по аналогии с экспериментальной шкалой температур.

Если принять в области малых значений влагосодержаний $c_m=\text{const}$, то после интегрирования соотношения (1-28) получим

$$C = c_m \theta, \quad (1-32)$$

т. е. шкала потенциала влагопереноса θ аналогична шкале Цельсия в области положительных температур.

Из формулы (1-32) следует, что влагоперенос в контактирующих материалах происходит от тела с большим потенциалом к

телу с меньшим потенциалом. В состоянии термодинамического равновесия установится равенство: $\theta_1 = \theta_2$, и влагосодержания этих тел будут пропорциональны их удельным влагоемкостям c_{m1} и c_{m2} .

Количество влаги W , перешедшей от одного тела к другому при соприкосновении тел с разными потенциалами

$$W = G_t \Delta C = c_m G_t \Delta \theta, \quad (1-33)$$

где $\Delta \theta = \theta_2 - \theta_1$ — изменение потенциала массопереноса в результате контакта тел.

Формула (1-33) аналогична известной формуле, выражающей баланс теплообмена

$$\Delta Q = c_t G_t \Delta \theta, \quad (1-34)$$

где c_t — удельная теплоемкость тела; $\Delta \theta = \theta_2 - \theta_1$ — изменение температуры тела в результате контакта с другим телом.

В соотношениях (1-32) и (1-33) под величиной c_m следует понимать среднюю удельную влагоемкость в интервале изменения потенциала влагопереноса $\Delta \theta$. Истинная удельная влагоемкость находится по соотношению (1-28) и численно равна тангенсу угла наклона касательной к кривой, определяющей зависимость влагосодержания от потенциала массопереноса при постоянной температуре.

Для построения экспериментальной шкалы потенциала массопереноса необходимо выбрать подходящее эталонное тело. В отличие от термодинамики тепловых процессов, когда потенциал теплопереноса (температура) измеряется непосредственно, в термодинамике массообменных процессов непосредственно возможно определить только влагосодержание. Таким образом, метод построения шкалы потенциала массопереноса состоит в определении влагосодержаний исследуемого и эталонного тел, приведенных в непосредственное соприкосновение и находящихся в состоянии термодинамического равновесия [77]. Необходимым условием термодинамического равновесия является не только постоянство температур, но и постоянство влажности окружающего воздуха ($t = \text{const}$, $\varphi = \text{const}$). В этом случае влагообмен в паровоздушной смеси осуществляется сорбцией и десорбцией, а также происходит непосредственный массообмен жидкости через контактирующие поверхности тел.

В качестве эталонного тела А. В. Лыков предложил использовать целлюлозу (фильтровальную бумагу), так как она имеет большую гигроскопичность ($C_{mg} = 0,277 \text{ кг}/\text{кг}$ при $\theta = 25^\circ\text{C}$) и хорошо намокает. Кроме того, в целлюлозе представлены все основные формы связи влаги с материалом (адсорбционная, капиллярная и осмотическая).

Суть эксперимента состоит в следующем [78]. В полый цилиндр, открытый с обоих концов, закладывают листы фильтровальной бумаги определенного влагосодержания и исследуемый материал. Цилиндр выдерживают в терmostате с заданными

постоянной температурой и влажностью воздуха и по истечении установленного времени определяют распределение влагосодержаний в эталонном и исследуемом образцах. Чтобы найти потенциал влагопереноса по величине удельного влагосодержания эталонного тела, необходимо задаться величиной его удельной влагоемкости. Для практического использования удобно удельную изотермическую влагоемкость эталонного тела $(c_{m\theta})_T$ принять равной 1/100 максимального сорбционного влагосодержания

$$(c_{m\theta})_T = \frac{1}{100} C_{mg}. \quad (1-35)$$

Тогда удельному влагосодержанию эталонного тела C_{mg} соответствует потенциал θ , составляющий 100 массообменных градусов. Такой выбор удельной влагоемкости обуславливает следующие преимущества: во-первых, максимальное сорбционное влагосодержание при определенной температуре является постоянным независимо от способа его достижения (изотермы сорбции и десорбции при $\phi=1$ совпадают); во-вторых, при использовании разных эталонных тел в точке максимальной гигроскопичности ($\phi=1$) получается один и тот же потенциал, равный 100 °M. Это позволяет ввести единую экспериментальную шкалу потенциала массопереноса, корректирующую некоторое различие эталонных образцов.

Таким образом, потенциал влагопереноса можно определить по влагосодержанию эталонного тела C_θ , для которого удельная влагоемкость принимается постоянной и равной 0,01 C_{mg} , т. е.

$$\theta = C_\theta / (c_{m\theta})_T = (C_\theta / C_{mg})_T \cdot 100. \quad (1-36)$$

Так, при терmostатировании фильтровальной бумаги и торфа термодинамическое равновесие устанавливается при влагосодержании эталона 0,5, торфа 2,1 кг/кг [78]. Учитывая, что для фильтровальной бумаги $C_{mg}=0,277$ кг/кг, потенциал влагопереноса

$$\theta = (0,5/0,277) \cdot 100 = 180 \text{ } ^\circ M$$

Следовательно, этому же потенциальному соответствует влагосодержание торфа, равное 2,1 кг/кг.

Выбор в качестве эталонного тела фильтровальной бумаги является удачным еще по двум причинам. Во-первых, изменение ее равновесного влагосодержания с повышением температуры при разных значениях влажности воздуха происходит примерно одинаково. Во-вторых, как показали результаты обработки изотерм сорбции при разных температурах [78], равновесное относительное влагосодержание C_p/C_{mg} практически не зависит от температуры и является однозначной функцией влажности воздуха ϕ (рис. 1-13).

Этот результат позволяет сделать вывод о том, что потенциал массопереноса в гигроскопической области зависит только от ϕ . Эта зависимость $\theta=f(\phi)$ представлена на том же ри-

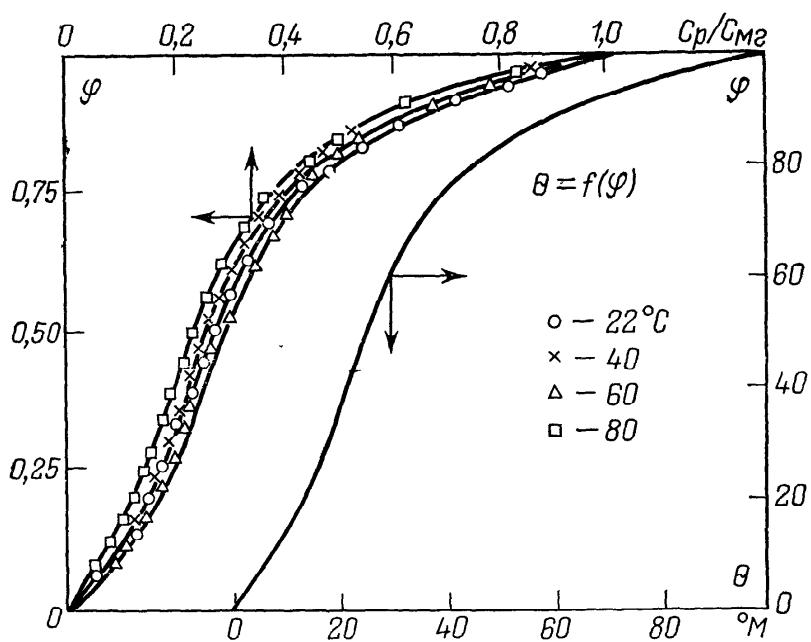


Рис. 1-13. Зависимость относительного равновесного влагосодержания фильтровальной бумаги C_p/C_{mg} и потенциала массопереноса θ от влажности воздуха

сунке в виде графика, полученного осреднением изотерм сорбции для разных температур. Отсюда следует, что потенциал массопереноса, измеряемый эталонным телом, в гигроскопической области характеризует изотермический массоперенос пара и жидкости в капиллярно-пористых телах.

Как показывает термодинамический анализ и эксперименты, равновесное влагосодержание тела в гигроскопической области при определенных t и ϕ не зависит от того, соприкасаются ли тела друг с другом или нет. Следовательно, максимальному гигроскопическому влагосодержанию любого тела соответствует потенциал влагопереноса $100^{\circ}M$, а область гигроскопического влагосодержания соответствует интервалу потенциала θ от 0 до $100^{\circ}M$. Таким образом, потенциал влагопереноса θ ($0 < \theta \leq 100$) определяется по величине влажности воздуха, с которым тело находится в равновесии, т. е. исходным эталоном для экспериментальной шкалы массопереноса служит влажный воздух.

Логарифм влажности воздуха прямо пропорционален изотермической свободной энергии связи данного количества C_p в теле. Следовательно, потенциал влагопереноса θ является функцией изотермической свободной энергии связи влаги с капиллярно-пористым телом в соответствии с соотношениями (1-29) и (1-8). Имея однозначную зависимость $\theta=f(\phi)$, можно из экспериментальных данных по равновесному влагосодержанию (изотермы сорбции и десорбции) различных материалов определить потенциал влагопереноса θ , а из кривых $C_p=f(\theta)$ — удельную изотермическую влагоемкость. В области влажного состояния ($\theta > 100^{\circ}M$) эти параметры определяются по влаго-

содержанию эталонного тела, находящегося в соприкосновении с исследуемым материалом в состоянии термодинамического равновесия.

К числу термодинамических параметров относится *термоградиентный коэффициент* δ_p , определяемый как отношение перепада влагосодержания ΔC к перепаду температуры ΔT в стационарном состоянии в отсутствие влагопереноса

$$\delta_p = (\Delta C / \Delta T)_{j=0} \quad (1-37)$$

Учитывая, что $\Delta C = c_m \Delta \theta$, получим

$$\delta_p = c_m (\Delta \theta / \Delta T)_{j=0} = c_m \theta_r' \quad (1-38)$$

где $\theta_r' = (\Delta \theta / \Delta T)_{j=0}$ — температурный коэффициент потенциала влагопереноса.

Термоградиентный коэффициент капиллярно-пористых и коллоидных тел увеличивается с повышением влагосодержания, достигая некоторого максимума, а затем уменьшается, в некоторых случаях до нуля. Это связано с характером капиллярно-пористой структуры тела и наличием в порах защемленного воздуха, который при нагревании расширяется и проталкивает жидкость в более холодные места. Нулевое значение δ_p связано либо с максимальным намоканием материала (защемленный воздух отсутствует), либо с осмотическим характером связи влаги в коллоидных телах.

В качестве примера на рис. 1-14 приведена зависимость термоградиентного коэффициента древесины (сосны) от влагосодержания и температуры. Характерно, что с увеличением температуры максимумы кривых $\delta_p = f(C)$ уменьшаются и смещаются влево.

Диаграммы $\delta_p = f(C)$ могут служить в качестве дополнительной характеристики высушиваемого материала как объекта сушки, имеющей значение для технологии гигротермической обработки влажных материалов.

В гигроскопической области влагосодержаний материала удельную влагоемкость и термоградиентный коэффициент можно рассчитать по величине химического потенциала переноса. Это имеет большое значение для практики, так как большинство задач внутреннего массоперено-

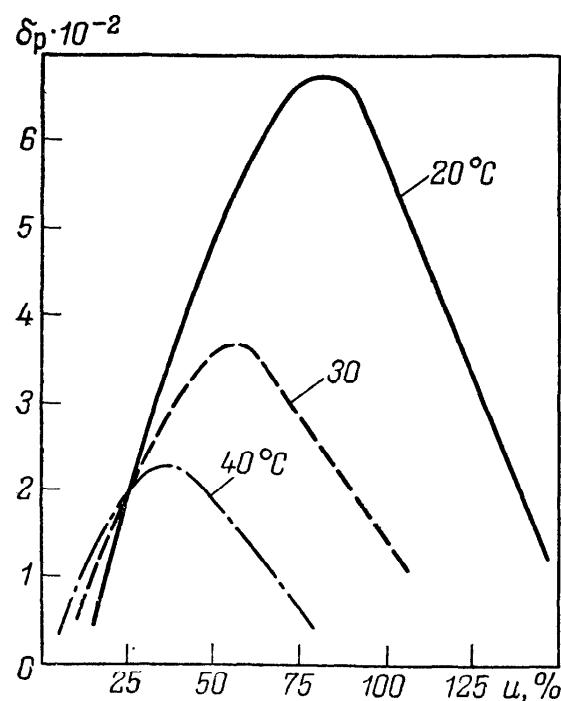


Рис. 1-14. Зависимость термоградиентного коэффициента δ_p древесины (сосна) от влагосодержания и температуры

Рис. 1-15. Графический расчет удельной массоемкости c'_m , температурного коэффициента потенциала влагопереноса $(\partial\mu/\partial T)_C$ и термоградиентного коэффициента δ_p для терлона:

1 — 100 °С; 2 — 80 °С; 3 — 60 °С

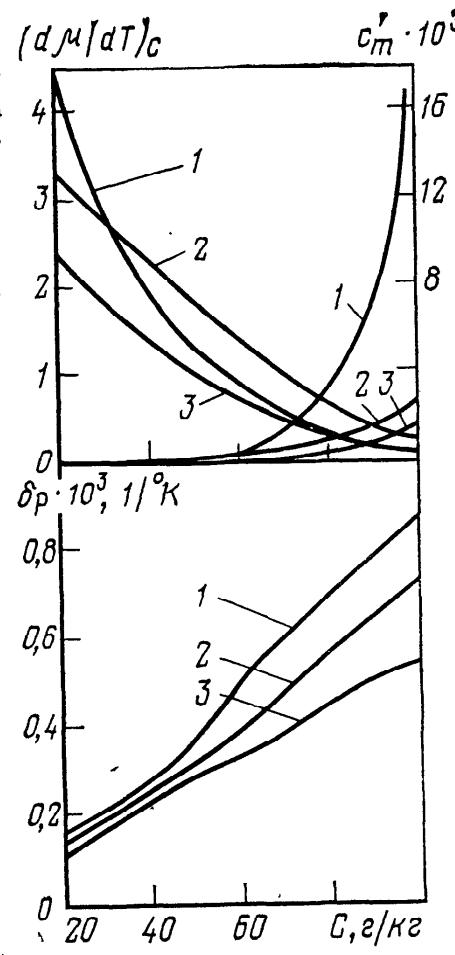
са связано с гигроскопическим состоянием материала.

В этом случае, как показано выше, могут быть использованы экспериментальные данные сорбционного равновесия материала и влажного воздуха. С учетом того, что $E = -\mu = -RT \ln \phi$, по изотермам сорбции и десорбции $C_p = f(\phi, T)$ рассчитывают графическим методом зависимости $\mu = f(C, T)$, из которых графическим дифференцированием определяют удельную влагоемкость c'_m и термоградиентный коэффициент δ_p .

$$c'_m = (\partial C / \partial \mu)_T; \quad (1-39)$$

$$\delta_p = c'_m (\partial \mu / \partial T)_C. \quad (1-40)$$

Пример графического расчета термодинамических характеристик, выполненный В. Ф. Сиренко [128] для терлона, показан на рис. 1-15.



1.5. Теплофизические свойства объектов и агентов конвективной сушки

К теплофизическим свойствам высушиваемых материалов и агентов сушки относятся теплофизические и термодинамические характеристики, параметры и функции состояния: теплоемкость, тепло- и температуропроводность, теплота фазовых превращений, давление, температура, энталпия и другие показатели, а также коэффициенты, характеризующие перенос распределенного вещества.

Как объекты, так и агенты сушки представляют собой многокомпонентные системы: твердое вещество — жидкость, газ (смесь газов) — пар. В соответствии с первым началом термодинамики *удельную теплоемкость* сложных систем можно рассматривать как аддитивную сумму теплоемкостей составляющих компонентов*. Следовательно, теплоемкость *N*-компонентной

* Правило аддитивности не соблюдается для водных растворов электролитов с концентрацией солей менее 40%; их теплоемкости меньше теплоемкости воды [101].

$$c_{\text{см}} = \sum_{i=1}^N c_i m_i, \quad (1-41)$$

где c_i , m_i — теплоемкость и массовая доля i -го компонента соответственно.

Обычно влажный материал представляется двухкомпонентной системой (твердое вещество — жидкость), удельную теплоемкость для которой в соответствии с выражением (1-41) можно рассчитать как

$$c_M = c_T (G_T/G_M) + c_{жк} (W/G_M) \quad (1-42)$$

или с учетом соотношений (1-1) и (1-2)

$$c_M = (c_T + c_{жк} C)/(1 + C). \quad (1-43)$$

При отнесении удельной теплоемкости к массе сухого вещества получается *приведенная удельная теплоемкость* высушиваемого материала

$$c_M = c_T + c_{жк} C. \quad (1-44)$$

Приведенной удельной теплоемкостью удобно оперировать в термодинамических расчетах процессов сушки, так как сухое вещество в процессе сушки не изменяет своей массы.

При представлении влажного газа в виде двухкомпонентной системы (газ — пар) удобно массовые доли составляющих выражать через *влагосодержание газа*

$$X = G_{\text{п}}/L, \quad (1-45)$$

где $G_{\text{п}}$ и L — соответственно масса пара и сухого газа в паро-газовой смеси.

Выразим массы пара и газа в соотношении (1-45) через уравнение состояния идеальных газов

$$G_{\text{п}} = pV/R_{\text{п}}T; \quad L = p_{\text{г}}V/R_{\text{г}}T,$$

где p , $p_{\text{г}}$ — парциальное давление пара и газа соответственно; $R_{\text{п}}$, $R_{\text{г}}$ — удельные газовые постоянные пара и газа соответственно.

Тогда

$$X = (R_{\text{г}}/R_{\text{п}})(p/p_{\text{г}}). \quad (1-46)$$

В соответствии с законом Дальтона общее давление газовой смеси есть сумма парциальных давлений компонентов. Для парогазовой смеси

$$P = p_{\text{г}} + p. \quad (1-47)$$

С учетом соотношений (1-47) и (1-19) имеем

$$X = \frac{R_{\text{г}}}{R_{\text{п}}} \cdot \frac{p}{P - p} = \frac{R_{\text{г}}}{R_{\text{п}}} \cdot \frac{p_{\text{н}}\Phi}{P - p_{\text{н}}\Phi}. \quad (1-48)$$

При выражении через универсальную газовую постоянную влагосодержание газа можно рассчитать как

$$X = \frac{M_{\text{п}}}{M_{\text{г}}} \cdot \frac{p_{\text{н}}\Phi}{P - p_{\text{н}}\Phi}. \quad (1-49)$$

С учетом соотношений (1-45)–(1-49) удельная теплоемкость влажного газа, отнесенная к 1 кг влажного газа, рассчитывается как

$$c = (c_{\text{г}} + c_{\text{п}}X)/(1 + X), \quad (1-50)$$

а при отнесении к 1 кг сухого газа получаем приведенную удельную теплоемкость влажного газа

$$c = c_{\text{г}} + c_{\text{п}}X. \quad (1-51)$$

Соотношение (1-51) обычно используют в расчетах процессов сушки.

Таким образом, теплоемкость влажных материалов и влажных газов можно определить на основе известных данных о теплоемкостях чистых твердых, жидких и газообразных веществ: $c_{\text{т}}$, $c_{\text{ж}}$, $c_{\text{г}}$, $c_{\text{п}}$. Значения этих величин можно найти в справочниках или рассчитать по эмпирическим формулам и теоретическим соотношениям [21, 78, 101]. Величины удельных теплоемкостей для газов лежат в широких пределах от 0,15 (ксенон) до 14,23 (водород) кДж/(кг·К). Значения удельных теплоемкостей для жидкостей находятся в интервале 0,65–4,5 кДж/(кг·К). Для твердых веществ $c=0,5$ –2,5 кДж/(кг·К), однако удельная теплоемкость большинства сухих капиллярно-пористых тел составляет 0,8–1,6 кДж/(кг·К).

Коэффициент теплопроводности — теплофизический параметр, характеризующий способность тела проводить тепло. Для идеальных газов согласно кинетической теории

$$\lambda = c_v \mu / M, \quad (1-52)$$

где c_v — мольная изохорная теплоемкость; μ — динамический коэффициент вязкости; M — масса одного моля.

Для реальных газов применима формула Эйкена

$$\lambda_0 = \mu_0 (c_v + 9R/4M) = \mu_0 (c_p + 5R/4M), \quad (1-53)$$

где c_p — мольная изобарная теплоемкость.

С повышением температуры теплопроводность газов увеличивается. Температурная зависимость удовлетворительно описывается интерполяционной формулой

$$\lambda = \lambda_0 (T/T_0)^{3/2}. \quad (1-54)$$

В формулах (1-53) и (1-54) теплопроводность λ_0 , вязкость μ_0 и температура T_0 соответственно даны при нормальных условиях ($P_0=101325$ Па, $t_0=0$ °C). Для смесей газов теплопровод-

ность рассчитывают по коэффициентам теплопроводности компонентов

$$\lambda_{\text{см}} = \sum_{i=1}^N y_i \lambda_i M_i^{1/3} \left| \sum_{i=1}^N y_i M_i^{1/3} \right|, \quad (1.55)$$

где y_i — мольная доля компонента.

Теплопроводности газов лежат в пределах 0,006—0,2 Вт/(м·К). Аномально высокие величины коэффициентов теплопроводности имеют водород и гелий: 0,14—0,2 Вт/(м·К) [75, 101, 141]. Коэффициенты теплопроводности чистых жидкостей можно определить по уравнению Пальмера

$$\lambda = 4,28 \cdot 10^{-5} (c_{ж\rhoж}^{4/3} / \alpha M^{1/3}), \quad (1.56)$$

где α — фактор, учитывающий степень ассоциации молекул:

$$\alpha = r_{\text{кп}} / 88T_{\text{кп}}; \quad (1.57)$$

$r_{\text{кп}}$ — теплота парообразования при нормальной температуре кипения $T_{\text{кп}}$, кДж/моль.

Теплопроводности жидкостей составляют 0,1—0,7 Вт/(м·К). С ростом температуры теплопроводность всех жидкостей, за исключением воды и глицерина, уменьшается [101, 141]. Теплопроводности смесей разных жидкостей не подчиняются правилу аддитивности, поэтому определяются на основании опытных данных или по эмпирическим зависимостям [101].

Коэффициент теплопроводности твердых тел изменяется в широких пределах: от 0,02 для теплоизоляционных материалов до 450 Вт/(м·К) для металлов [76, 141]. Теплопроводность одного и того же материала может изменяться в широких пределах в зависимости от температуры, количества примесей, пористости, давления среды и т. п. В связи с этим строгое аналитическое описание теплопроводности затруднено, и на практике обычно пользуются экспериментальными значениями коэффициентов теплопроводности.

Особенно сложными системами являются объекты, сушки, представляющие собой капиллярно-пористые тела или слои дисперсных материалов с изменяющимися в процессе сушки температурой, влажностью, внутренней структурой. Для характеристики этих объектов, кроме экспериментальных измерений теплопроводности и получения количественных данных, необходимо понимать основные явления переноса тепла, закономерности процесса в зависимости от термодинамических и структурных факторов.

Обычно объекты сушки рассматривают в виде упрощенных модельных систем. Например, Кришер, рассматривая материалы в виде чередующихся слоев твердого скелета и пустот, заполненных жидкостью, получил следующие соотношения [64]: для случая теплопередачи вдоль слоев

$$\lambda_{\text{эфф}} = (1 - \Pi) \lambda_t + \Pi \lambda_{\text{ж}}; \quad (1.58)$$

для случая теплопередачи поперек слоев

$$\lambda_{\text{эфф}} = \frac{\lambda_t \lambda_{\text{ж}}}{(1 - \Pi) \lambda_{\text{ж}} + \Pi \lambda_t}, \quad (1-59)$$

где λ_t , $\lambda_{\text{ж}}$ — коэффициент теплопроводности твердого скелета тела и жидкости соответственно; Π — относительная пористость материала;

$$\Pi = \frac{V_{\text{пор}}}{V_m} = \frac{V_{\text{пор}}}{V_{\text{пор}} + V_t}; \quad (1-60)$$

V_m , $V_{\text{пор}}$, V_t — объем материала, его пор и твердого скелета соответственно.

Формулы (1-58) и (1-59) описывают крайние случаи расположения пор в материале и дают соответственно максимальную и минимальную величину $\lambda_{\text{эфф}}$. Теплопроводность реальных материалов имеет промежуточные значения, что свидетельствует о смешанном расположении пор в объектах сушки. Таким образом, формулы Кришера могут служить для обозначения интервала теплопроводности реальных дисперсных систем [14].

В. З. Богомолов предложил модель капиллярно-пористого тела из укладок сферических частиц и получил нашедшую широкое применение формулу [76]

$$\lambda_{\text{эфф}} = 3\pi \lambda_t \ln [(0,43 + 0,31\Pi)/(\Pi - 0,26)]. \quad (1-61)$$

Для анализа процесса сушки представляют интерес зависимости теплопроводности объектов сушки от их температуры и влажности [14, 35, 78].

Наиболее часто встречается следующая зависимость между коэффициентом теплопроводности и влагосодержанием материала [14, 77]: при увеличении влагосодержания коэффициент теплопроводности увеличивается, а затем достигает максимального значения (рис. 1-16). Дальнейшее увеличение влагосодержания тела мало влияет на величину теплопроводности, а для некоторых влажных тел (особенно, содержащих осмотическую влагу) даже дает снижение величины коэффициента теплопроводности, т. е. кривая $\lambda(C)$ имеет максимум.

А. В. Лыков объясняет это явление влиянием массопереноса на коэффициент теплопроводности [77]. При определении коэффициентов теплопроводности, особенно по методу стационарного потока, создается значительная разность температур, что вызывает перенос влаги по направлению потока тепла. Этот перенос влаги может происходить в виде потока пара с последующей конденсацией его в менее нагреваемых частях ис-

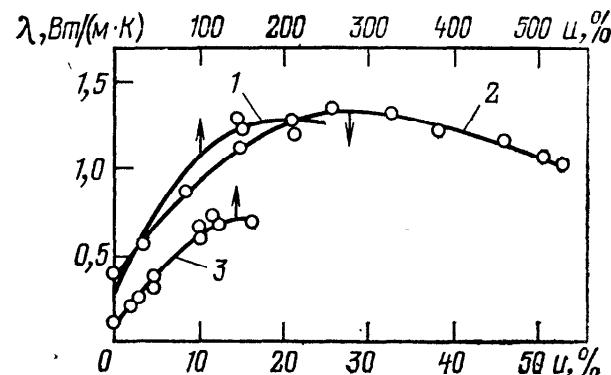


Рис. 1-16. Зависимость коэффициента теплопроводности λ песка (1), глины (2) и асбозурита (3) от влагосодержания u [77]

следуемого образца. Такой вид переноса дает завышенные значения коэффициентов теплопроводности. Поэтому при постановке эксперимента необходимо свести массоперенос к минимуму.

Коэффициент температуропроводности устанавливает связь между теплопроводностью и теплоемкостью тела

$$a = \lambda / c_p. \quad (1-62)$$

Коэффициент температуропроводности характеризует теплоинерционные свойства тела и, согласно определению А. В. Лыкова, по физическому смыслу является коэффициентом диффузии тепла.

Действительно, в соответствии с зависимостью (1-62) и уравнением теплопроводности Фурье молекулярный перенос тепла можно записать так [78]

$$q = -a_v \rho \nabla e = -a_p \rho \nabla I, \quad (1-63)$$

где a_v , a_p — соответственно коэффициент температуропроводности, отнесенный к внутренней энергии ($a_v = \lambda / c_v \rho$) или энталпии ($a_p = \lambda / c_p \rho$); e , I — соответственно удельные внутренняя энергия и энталпия тела.

В этом случае коэффициент a_v будет коэффициентом диффузии внутренней энергии тела, а a_p — коэффициентом диффузии энталпии. Для твердого тела $a_p = a_v = a$.

В выражении (1-62) произведение c_p есть теплоемкость единицы объема тела. Она характеризует его теплоаккумулирующую способность: чем больше c_p , тем меньше будет коэффициент a , т. е. материал будет медленнее нагреваться или охлаждаться. Таким образом, коэффициент температуропроводности удобен при исследовании и расчете нестационарных тепловых процессов [14].

Коэффициент температуропроводности для большинства влажных материалов с увеличением влагосодержания увеличивается, а затем уменьшается, так что кривая $a(C)$ имеет максимум (рис. 1-17).

Исследованиями М. Ф. Казанского [77] установлено наличие ряда сингулярных точек на кривых зависимостей $\lambda(C)$ и $a(C)$, которые совпадают с точками характеристических кривых кинетики сушки, отражающих различные формы связи влаги с

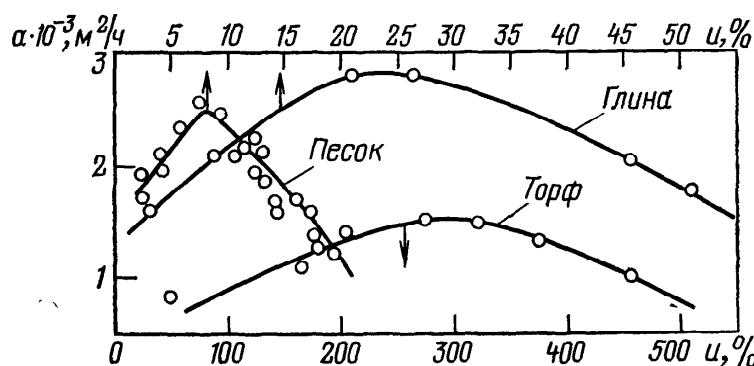


Рис. 1-17. Зависимость коэффициента температуропроводности a от влагосодержания u [77]

материалом. Таким образом, на основе анализа зависимостей $\lambda(C)$ и $a(C)$ можно установить границы адсорбционной влаги, капиллярной влаги стыкового и канатного состояний, максимальное гигроскопическое влагосодержание.

Наличие аналогичных сингулярных точек на кривых $\lambda(C)$ и $a(C)$ подтверждено также более поздними исследованиями [14, 77, 125, 174]. Таким образом, исследование зависимости переносных коэффициентов λ и a влажных капиллярно-пористых тел от влагосодержания дает возможность устанавливать формы связи влаги с материалом, т. е. является новым методом физико-химического анализа объектов сушки.

Коэффициент диффузии — физическая характеристика, определяющая способность проникновения вещества в какую-либо среду и установления в ней равновесного распределения концентраций.

Если считать влажный газ двухкомпонентной парогазовой смесью, то коэффициент диффузии пара в газ (так же, как и газа в пар) можно приближенно рассчитать по формуле Джиллиланда

$$D = \frac{0,0435T^{3/2}}{P(v_{\text{п}}^{1/3} + v_{\text{г}}^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_{\text{п}}} + \frac{1}{M_{\text{г}}}}, \quad (1-64)$$

где $v_{\text{п}}$, $v_{\text{г}}$ — мольный объем пара и газа соответственно.

Если известна величина коэффициента диффузии D_0 при нормальных условиях, то пересчет для других условий можно произвести по формуле

$$D = D_0 (P_0/P) (T/T_0)^{3/2}. \quad (1-65)$$

В объектах сушки механизм переноса и величина диффузии влаги определяются структурой материала, его влагосодержанием и условиями сушки.

При сушке капиллярно-пористых материалов перемещение влаги в нем происходит как в виде жидкости, так и в виде пара [77, 122]. Перенос жидкости может осуществляться под воздействием разности капиллярных потенциалов, пленочного течения, обусловленного расклинивающим давлением пленки, поверхностной диффузии в микропорах, гравитационных сил в макропорах, термокапиллярного течения жидкости во всем объеме поры или пленкой по ее стенке. Перенос парообразной влаги обеспечивается нормальной молекулярной диффузией, стесненной (кнудсеновской) диффузией, термодиффузией, бародиффузией, стефановским потоком, тепловым скольжением молекул в порах, конвективно-фильтрационным переносом под воздействием общего нерелаксируемого давления.

Перенос влаги в непористом материале происходит по типу молекулярной диффузии, которую обычно представляют как последовательность единичных скачков диффундирующих молекул в свободные межмолекулярные пространства тела, образу-

ющиеся в результате теплового движения молекул или вследствие дислокаций в кристаллической решетке [122]. Перенос распределаемого вещества в непористом материале описывается теорией вакансий или дырок.

Коллоидные капиллярно-пористые материалы, обладая пористой структурой, имеют также проницаемые стенки пор, перенос влаги через которые происходит молекулярной или осмотической диффузией под действием осмотического давления. Таким образом, перенос влаги в таких материалах обусловлен суммарным действием механизмов, характерных как для непористых, так и для капиллярно-пористых материалов [77, 122].

Вклад каждого механизма массопереноса в общий поток вещества в теле зависит от конкретной структуры материала и условий сушки, причем, вследствие изменяющихся содержания влаги, температуры, явлений усадки в процессе удаления влаги, все действующие на распределаемое вещество силы постоянно изменяются и взаимодействуют, создавая сложную картину общего силового поля [122]. Но, несмотря на разную физическую сущность, механизмы влагопереноса в объектах сушки можно разделить на три основные группы по общим кинетическим признакам и, пренебрегая влиянием силы тяжести, влагоперенос можно описать градиентами влагосодержания, температуры и давления.

Таким образом, влагоперенос в объектах сушки в общем виде описывается следующей формулой [78]:

$$j = -D\rho_v \nabla C - D_m \rho_v \nabla T - k_p \nabla P = -D\rho_v (\nabla C + \delta \nabla T) - k_p \nabla P, \quad (1-66)$$

где D и D_m — соответственно коэффициенты диффузии и термодиффузии влаги в материале; $D_m/D = \delta$ — относительный коэффициент термодиффузии; k_p — коэффициент молярного (фильтрационного) переноса.

Первый член правой части уравнения (1-66) характеризует диффузионный перенос влаги под действием градиента концентрации (концентрационная диффузия или закон диффузии Фика), второй член является выражением закона термодиффузии (эффект Соре), а последний член характеризует бародиффузию (диффузия массы, вызванная градиентом общего давления парогазовой смеси). Коэффициенты диффузии в уравнении (1-66) можно представить в виде суммы коэффициентов диффузии потоков, обусловленных различными доминирующими видами переноса под действием соответствующих градиентов потенциалов.

Так, капиллярные силы всасывания, обусловленные кривизной поверхности жидкости в капиллярах разных радиусов, вызывают капиллярный перенос, который доминирует в общем массопереносе при высоком влагосодержании материала. При уменьшении влагосодержания материала увеличивается роль парового и пленочного потоков, а также поверхностная диффузия [122].

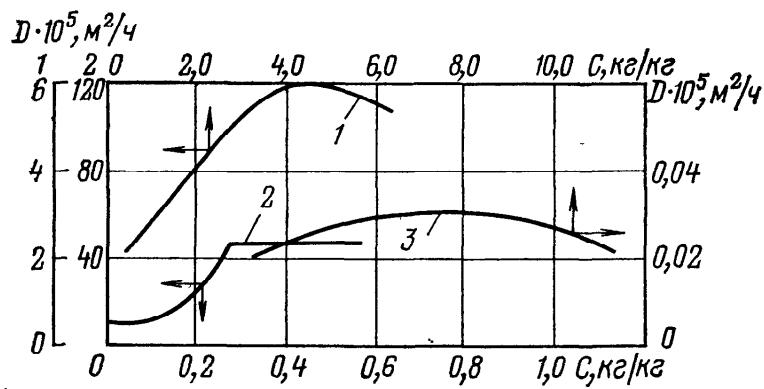


Рис. 1-18. Зависимость коэффициента диффузии влаги D от влагосодержания C коллоидных (желатин) и коллоидных капиллярно-пористых (торф, каолин) тел [77]:

1 — торф; 2 — каолин; 3 — желатин

В газовой фазе пар в зависимости от соотношения средней длины свободного пробега молекул \bar{l} и диаметра пор $d_{\text{пор}}$ диффузия может быть свободной (при $\bar{l}/d_{\text{пор}} \ll 1$) или кнудсеновской ($\bar{l}/d_{\text{пор}} \gg 1$). Свободная диффузия подразделяется на нормальную, если открыты оба конца поры, и стефановскую, если один конец поры закрыт. В капиллярно-пористом материале результирующий коэффициент диффузии всегда меньше коэффициента диффузии в свободной среде вследствие неправильной геометрической формы и извилистости капилляров и тормозящего действия потенциального поля скелета тела.

Численные значения коэффициентов диффузии для объектов сушки лежат в широких пределах от 10^{-6} (капиллярно-пористые материалы) до $10^{-12} \text{ м}^2/\text{s}$ и менее (непористые материалы). Величины их не постоянны и находятся в разной зависимости от влагосодержания и температуры.

На рис. 1-18 и 1-19 приведены зависимости коэффициентов диффузии от влажности и температуры для материалов разных классов.

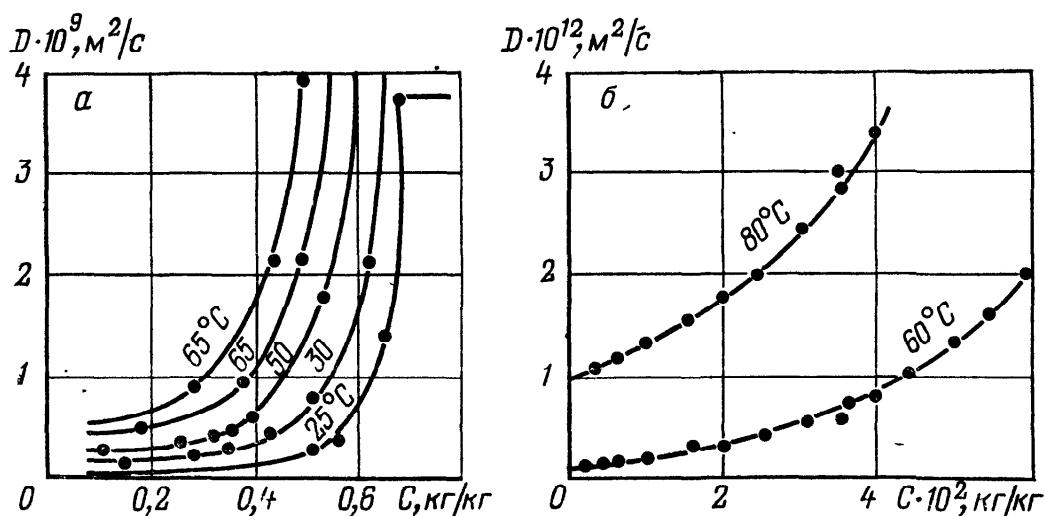


Рис. 1-19. Зависимость коэффициента диффузии влаги D от влагосодержания C и температуры капиллярно-пористых (диатомовая крошка) и непористых (полиамид ПК-4) тел:

а — диатомовая крошка; б — полиамид ПК-4 (по данным [77, 122])

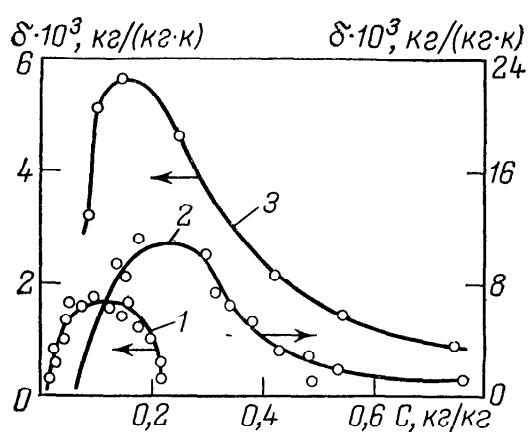


Рис. 1-20. Зависимость относительного коэффициента термодиффузии δ от влагосодержания C [77]:
1 — кварцевый песок; 2 — асбозементные пли-
ты; 3 — диатомовые плиты

В коллоидных телах (желатин) изменение коэффициента диффузии незначительно и имеет экстремальный характер (рис. 1-18). Следовательно, механизм

переноса влаги в коллоидном теле соответствует диффузии жидкости. Изменение коэффициента диффузии коллоидных капиллярно-пористых тел (торф, каолин) происходит более сложно, для них характерен начальный участок, соответствующий наличию капиллярной и адсорбционной влаги, а также паровой диффузии.

Резкое изменение коэффициента диффузии характерно для капиллярно-пористых и непористых тел (рис. 1-19), хотя природа явлений в них разная. В капиллярно-пористых телах с изменением влагосодержания и температуры изменяются механизм и интенсивность массопереноса, а в непористых телах главную роль играет вероятность попадания молекул распределляемого вещества в вакантные пространства между молекулами твердой фазы. Вероятность эта возрастает с увеличением концентрации влаги и подвижности молекул, являющейся функцией температуры.

Относительный коэффициент термодиффузии зависит от характера связи влаги с материалом и функции распределения пор по размерам [77]. Для большинства материалов функция $\delta = f(C)$ с увеличением влажности вначале растет, проходит через максимум, а затем уменьшается (рис. 1-20).

Испарение или конденсация влаги сопровождается скачкообразным поглощением или выделением теплоты, называемой *теплотой испарения (парообразования)*. Эту важнейшую теплофизическую характеристику процесса сушки можно приближенно определить при нормальной температуре кипения по правилу Трутана (в кДж/кмоль)

$$r_{\text{пп}} = 88T_{\text{пп}}. \quad (1-67)$$

Более точно теплоту парообразования можно определить из уравнения Клайперона — Клаузиуса

$$dp/dT = r/T\Delta v, \quad (1-68)$$

где dp/dT — производная давления по температуре, определяемая из кривой фазового равновесия $p_v = f(T)$; r — удельная теплота фазового перехода из первой фазы во вторую; $\Delta v = v_2 - v_1$ — разность удельных объемов фаз.

В отсутствие данных по фазовому равновесию величину $r_{\text{кп}}$ можно определить по уравнению Джииакалоне [101]

$$r_{\text{кп}} = (RT_{\text{кр}}T_{\text{кп}} \ln P_{\text{кр}})/(T_{\text{кр}} - T_{\text{кп}}), \quad (1-69)$$

где $T_{\text{кр}}, P_{\text{кр}}$ — соответственно критические температура и давление.

Теплоту испарения при любой другой температуре T можно определить по соотношению Ватсона:

$$\frac{r_m}{r_{\text{кп}}} = \left(\frac{T_{\text{кр}} - T}{T_{\text{кр}} - T_{\text{кп}}} \right)^{0,38}. \quad (1-70)$$

Другая важная характеристика конвективной сушки — это давление газов и паров в сушильном агенте и высушиваемом материале.

Парциальным давлением p_i газа или пара в смеси называется давление, под которым находился бы этот газ (пар), если бы он один занимал данный объем при той же температуре

$$p_i = n_i (RT/V), \quad (1-71)$$

где $n_i = G_i/M_i$ — число молей i -го газа; G_i, M_i — соответственно количество и молекулярная масса i -го газа в смеси.

Согласно закону Дальтона, давление смеси N идеальных газов равно сумме их парциальных давлений

$$P = \sum_{i=1}^N p_i = \frac{RT}{V} \sum_{i=1}^N n_i. \quad (1-72)$$

Давление паров чистых жидкостей в зависимости от температуры можно определить по уравнению Клайперона — Клаузиуса. В области невысоких давлений, когда удельный объем жидкости пренебрежимо мал по сравнению с удельным объемом пара, уравнение (1-68) преобразуется к виду

$$d \ln p = - \frac{r}{R_{\text{пп}}} d \left(\frac{1}{T} \right). \quad (1-73)$$

Давление насыщенного пара в зависимости от температуры обычно определяют по уравнению Антуана, которое имеет вид

$$\lg p_{\text{н}} = A - B/T \quad (1-74)$$

или

$$\lg p_{\text{н}} = A - B/(T + C), \quad (1-75)$$

где A, B, C — постоянные, характерные для отдельных веществ. Постоянные A, B и C уравнений (1-74) и (1-75) берутся из справочников или рассчитываются. Так, в соответствии с рекомендациями [101] нами получена практическая формула (1-21) для расчета давления насыщенного пара воды.

Температурный режим сушки выбирают с учетом *допустимой температуры нагрева* материала, т. е. температуры, при которой высушенный продукт получается стандартного качества, обладает наилучшими технологическими свойствами и т. п. Допустимая температура нагрева материала зависит от свойств

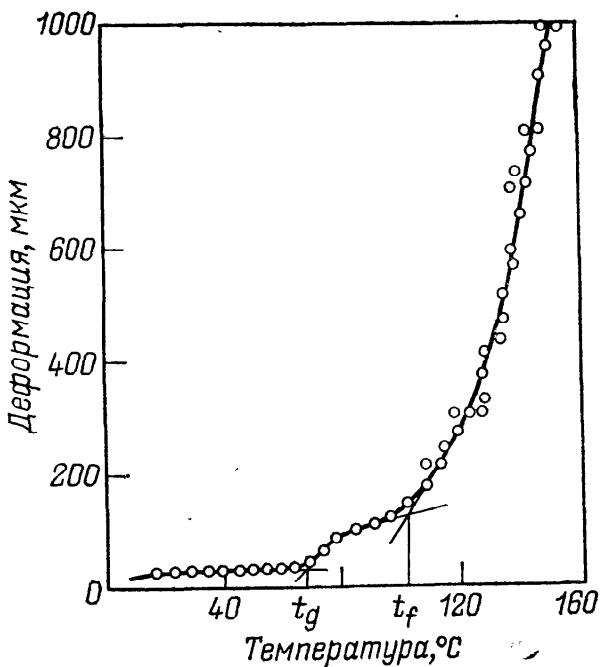


Рис. 1-21. Термомеханическая кривая сополимера А-15

продукта и технологии его получения; определяется такими характеристиками, как:

• **теплостойкость**, т. е. способность материала противостоять нагреву до температуры, при которой материал переходит в иное фазовое состояние (плавление, размягчение);

• **термостойкость**, т. е. способность материала противостоять нагреву до температуры, при которой происходит необратимое изменение его качества (ухудшение физической или химической структуры);

• **термостабильность** — способность материала длительно выдерживать нагревание при определенной температуре без изменения свойств продукта; например, без его разложения.

Материалы нетермостойкие и нетермостабильные в общем случае называют **термолабильными**. Могут быть и другие, иногда специфические, характеристики термической устойчивости материалов. Причем для материалов разных видов применяют разные характеристики.

Например, в технологии сушки полимерных материалов допустимой температурой нагрева часто является температура перехода полимера из стеклообразного состояния в высокоэластичное или из высокоэластического в вязкотекущее, так как в этих состояниях полимерные частицы способны размягчаться и слипаться между собой или налипать на рабочие поверхности сушилки.

Для определения температурных переходов полимерных материалов применяют методы термомеханики [40], основанные на измерении деформации образцов полимера в зависимости от температуры под действием постоянной нагрузки, обеспечивающей давление и, соответственно, напряжение в образце, в течение определенного времени. Температурный интервал для исследований берется от температуры стеклообразного состояния до температуры течения или термической деструкции. Температуры стеклования и течения, соответствующие переходу полимера из стеклообразного состояния в высокоэластичное и из высокоэластического состояния в вязкотекущее, находят по точкам перегиба кривых деформации к восходящему участку. На рис. 1-21 в качестве примера приведена термомеханическая кривая для сополимера А-15. Как видно из рисунка, температура стеклования t_g данного сополимера составляет 69°C , а температура течения t_f — примерно 100°C .

1.6. Дисперсные и морфологические характеристики высушиваемых материалов

При расчете процессов сушки необходимо знать такие характеристики дисперсных материалов, как размеры и форма частиц, их поверхность и распределение по гранулометрическому составу, плотность и внутренняя структура.

Дисперсность является качественной термодинамической характеристикой системы, определяющей величину поверхности раздела фаз. Характеристикой дисперсности служит степень дисперсности s , т. е. степень раздробленности вещества дисперсной фазы, представляющая величину, обратную размеру частиц [74]

$$s = 1/l, \quad (1-76)$$

где l — линейный размер, определяющий крупность частицы (диаметр, длину стороны частицы или ячейки сита, наибольший размер проекции частицы и т. п.).

Для гетерофазных процессов удобной характеристикой дисперсности является удельная поверхность частиц материала

$$s_y = S/V_m, \quad (1-77)$$

где S , V_m — соответственно поверхность и объем частиц высушиваемого материала.

Величина, обратная s_y , называется приведенным размером тела

$$R_v = V_m/S = 1/s_y. \quad (1-78)$$

Учитывая, что объем тела пропорционален кубу, а поверхность — квадрату линейного размера, соотношения (1-77) и (1-78) можно представить в виде

$$s_y = \Phi l^2/l^3 = \Phi/l; \quad (1-79)$$

$$R_v = l/\Phi, \quad (1-80)$$

где Φ — коэффициент пропорциональности, зависящий от геометрической формы тела.

Для тел изометрической и канонической форм коэффициент формы можно легко рассчитать по соотношениям (1-77) и (1-79). Например, принимая для шара диаметром d и куба со стороной a соответственно $l=d$ и $l=a$, получаем $\Phi=6$. Для цилиндров и дисков диаметром d и высотой h

$$s_y = 2/h + 4/d. \quad (1-81)$$

Если принять за определяющий размер диаметр ($l=d$), то

$$\Phi = s_y d = 2d/h + 4. \quad (1-82)$$

В этом случае при $d \ll h$ получим $\Phi \approx 4$.

Если принять за определяющий размер высоту ($l=h$), то

$$\Phi = s_y h = 2 + 4h/d. \quad (1-83)$$

В этом случае при $d \gg h$ получим $\Phi \approx 2$.

Формула (1-82) удобна для длинных цилиндров (волокнистый материал), а формула (1-83) — для коротких цилиндров (диски, пластинчатый или чешуйчатый материал). Ниже приведены расчетные значения коэффициента формы Φ для некоторых изометрических тел (за определяющий размер принята длина ребер):

Тетраэдр	14,7	Додекаэдр	2,7
Октаэдр	7,37	Икосаэдр	3,97

Чаще всего на практике приходится иметь дело с дисперсными материалами, форма частиц которых значительно отличается от изометрической. В этих случаях при гидродинамических, тепло- и массообменных расчетах размер частиц неправильной формы условно заменяют диаметром сферы, эквивалентной частице по объему. Тогда *эквивалентный диаметр* можно выразить через ее объем

$$d_e = \sqrt[3]{6V_m/\pi}. \quad (1-84)$$

Неправильность формы частицы учитывают через так называемый *фактор формы*, характеризующий отклонение реальной формы тела от сферической. Фактор формы, выражаемый как отношение поверхности сферы S_{cf} , эквивалентной по объему частице, к поверхности частицы S_m , называется *коэффициентом сферичности*

$$\Psi = S_{cf}/S_m = \pi d_e^2/S_m. \quad (1-85)$$

Подставляя d_e из (1-84), получим

$$\Psi = 4,83V_m^{2/3}/S_m. \quad (1-86)$$

Часто фактор формы выражают отношением поверхности частицы к поверхности сферы, эквивалентной по объему частице, которое называется *коэффициентом несферичности*

$$f = S_m/S_{cf} = 0,207S_m/V_m^{2/3}. \quad (1-87)$$

Очевидно, что

$$f = 1/\Psi. \quad (1-88)$$

При гидродинамических расчетах не имеет принципиального значения, каким образом выражен фактор формы. Следует только помнить, что $\Psi \leq 1$, а $f \geq 1$, причем для шара $\Psi = f = 1$. Из соотношений (1-79) и (1-85) или (1-87) можно найти удельную поверхность частиц неправильной формы

$$s_y = 6/\Psi d_e = 6f/d_e. \quad (1-89)$$

Из соотношений (1-79) и (1-89) получим связь для изометрических и канонических тел между коэффициентом сферичности (несферичности) и коэффициентом формы

$$\Psi = 6l/\Phi d_e; \quad f = \Phi d_e/6l. \quad (1-90)$$

Используя соотношения (1-90), можно рассчитать фактор формы. Расчетные значения его для некоторых изометрических и канонических тел приведены ниже:

Форма частиц	Ψ	Форма частиц	Ψ
Тетраэдр	0,670	Диск:	
Куб	0,806	$h=d/2$	0,827
Октаэдр	0,846	$h=d/6$	0,594
Додекаэдр	0,912	$h=d/20$	0,323
Икосаэдр	0,937	$h=d/30$	0,220
Призма:		Цилиндр:	
$a \times a \times 2a$	0,767	$h=d$	0,873
$a \times 2a \times 2a$	0,761	$h=1,5 d$	0,859
$a \times 2a \times 3a$	0,725	$h=5 d$	0,691
		$h=10 d$	0,580

Для частиц неправильной формы коэффициент сферичности находят экспериментально или оценивают, сравнивая с формой изометрических и канонических тел, для которых фактор формы можно рассчитать. При оценке фактора формы частиц реальных материалов можно руководствоваться данными разных исследователей [5, 42, 65, 67, 89, 101]. Анализ этих данных приводит к следующей обобщенной характеристике материалов:

Форма частиц	Ψ
Округлые без резких выступов	0,8—0,9
Округлые с резкими выступами	0,65—0,8
Угловатые, шероховатые	0,4—0,65
Пластинчатые, хлопьевидные, волокнистые	0,2—0,4

Реальные дисперсные системы состоят, как правило, из частиц разного размера, поэтому при анализе процессов с полидисперсными материалами должно быть известно *распределение частиц по размерам*, т. е. *гранулометрический состав материала*. Он определяется методами ситового, седиментационного, микроскопического и другими методами анализа.

Результаты анализа представляют в виде таблиц, графиков или функций распределения количества (массы, объема, поверхности или числа частиц) материала по размерам частиц δ . Графики зависимости выражают в виде интегральных [$Q = Q(\delta)$] или дифференциальных [$q = q(\delta)$] кривых распределения (рис. 1-22).

Функция распределения $Q(\delta)$ обозначает содержание частиц размерами меньше δ , функция $q(\delta)$ — содержание частиц размерами от δ до $\delta + d\delta$, т. е. функция $q(\delta)$ является производной функции распределения $Q(\delta)$

$$q(\delta) = dQ(\delta)/d\delta. \quad (1-91)$$

Функция (1-91) называется также функцией плотности распределения. Содержание частиц размерами меньше δ можно

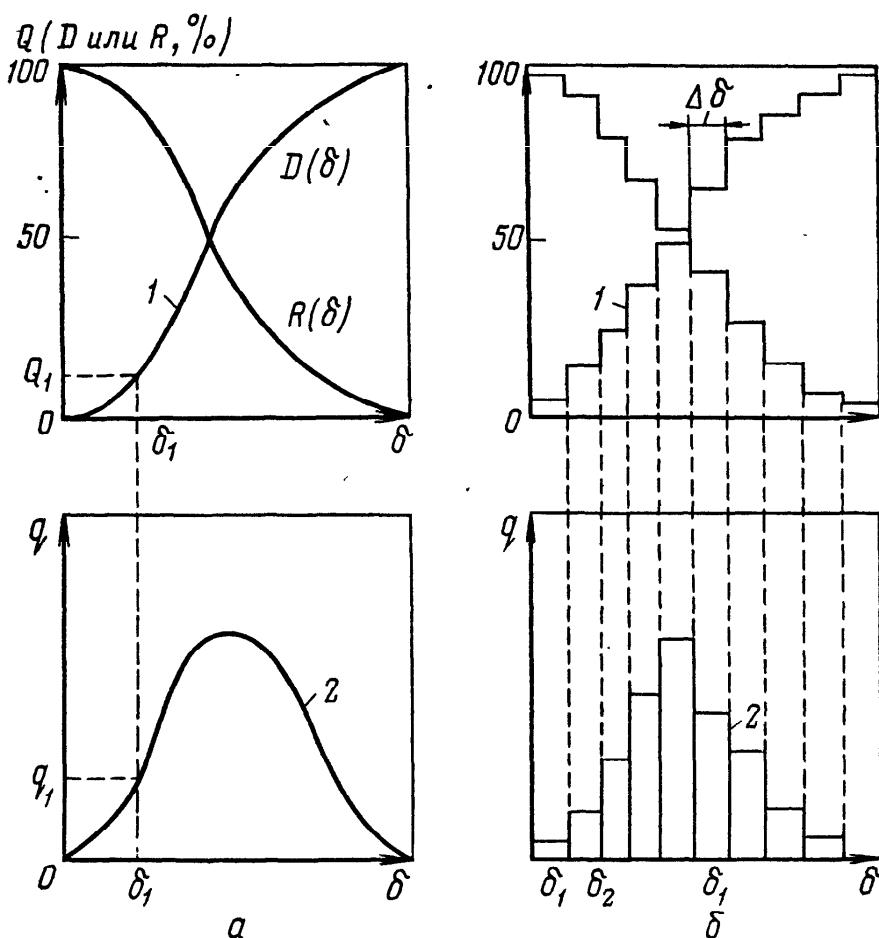


Рис. 1-22. Интегральная (1) и дифференциальная (2) кривые распределения частиц по размерам:

а — при непрерывном распределении; *б* — при дискретном распределении

рассчитать из дифференциальной функции распределения

$$Q(\delta) = \int_{\delta_{\min}}^{\delta} q(\delta) d\delta. \quad (1-92)$$

Если распределение дискретно (рис. 1-22, *б*), то для каждой фракции рассчитывают среднегеометрическую или среднеарифметическую величину двух граничных размеров (например, размеров ячеек смежных сит):

$$\delta_t = \sqrt{\delta_1 \delta_2}; \quad (1-93) \quad \delta_t = (\delta_1 + \delta_2)/2. \quad (1-94)$$

В случае дискретного распределения соотношения (1-91) и (1-92) имеют вид

$$q_t = \Delta Q_t / \Delta \delta_t; \quad (1-95)$$

$$Q_t = \sum q_t \Delta \delta_t = \sum y_t \quad (1-96)$$

где $y_t = q_t \Delta \delta_t$ — доля частиц размером δ_t , вычисленных по формулам (1-93) и (1-94).

В практике дисперсного анализа принято характеризовать гранулометрический состав порошкообразных материалов по

«проходу» D (относительной доле материала, размер частиц которой меньше δ) и по «остатку» R (относительной доле материала с размерами частиц больше δ)*. Согласно определению проход D соответствует функции распределения Q . Очевидно также, что

$$\left. \begin{array}{l} D + R = 100\%; \quad D(\delta_{\min}) = 0; \quad D(\delta_{\max}) = 100\%; \\ R(\delta_{\min}) = 100\%; \quad R(\delta_{\max}) = 0 \end{array} \right\} \quad (1-97)$$

Как следует из соотношений (1-97), кривая распределения по остаткам $R(\delta)$ на графике рис. 1-22 является зеркальным изображением кривой распределения по проходам $D(\delta)$, и эти кривые пересекаются в точке, соответствующей ординате $Q = D = R = 50\%$.

Кривые распределения $D(\delta)$ и $R(\delta)$ могут быть получены последовательным суммированием накопленных процентных содержаний частиц различных размеров, поэтому они называются также кумулятивными кривыми [60].

В инженерной практике оперируют усредненными параметрами, условно заменяя полидисперсную систему идеализированной монодисперсной (состоящей из частиц эквивалентного диаметра), поверхность которой равна поверхности реальной смеси. Тогда, пользуясь соотношениями (1-89), (1-91), (1-92), (1-95) и (1-96), представим среднюю удельную поверхность полидисперсной системы в виде

$$\bar{s}_y = \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} s_y(\delta) q(\delta) d(\delta) = \frac{6}{\psi} \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{q(\delta)}{\delta} d\delta, \quad (1-98)$$

или

$$\bar{s}_y = \sum s_{yt} q_t \Delta \delta_t = \frac{6}{\psi} \sum \frac{q_t \Delta \delta_t}{\delta_t} = \frac{6}{\psi} \sum \frac{y_t}{\delta_t}. \quad (1-99)$$

Выражая среднюю удельную поверхность через средний эквивалентный диаметр частиц смеси, имеем

$$\bar{s}_y = 6/\psi \bar{d}_e. \quad (1-100)$$

Тогда из уравнений (1-98) — (1-100) получим выражение для среднего эквивалентного диаметра частиц смеси

$$\bar{d}_e = 1 / \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{q(\delta)}{\delta} d\delta, \quad (1-101)$$

или

$$\bar{d}_e = 1 / \sum \frac{y_t}{\delta_t}. \quad (1-102)$$

* D и R соответствуют начальным буквам немецких слов Durchgang (проход) и Ruckstand (остаток) в терминологии ситового анализа [60].

Уравнения (1-99) и (1-102) удобны в случае представления y_i в долях массы или объема анализируемой пробы. Если кривая распределения выражена через число частиц в пробе (например, при микроскопическом анализе, заключающемся в измерении и подсчете частиц), то величину y_i целесообразно выразить в долях числа частиц

$$y_i = V_i \Delta n_i / \sum V_i \Delta n_i, \quad (1-103)$$

где V_i — объем частиц фракции i .

Подставив (1-103) в (1-102), получим

$$\bar{d}_3 = 1 / \sum \frac{\delta_i \Delta n_i}{\delta_i \sum \delta_i \Delta n_i} = \sum \delta_i^3 \Delta n_i / \sum \delta_i^2 \Delta n_i = d_{3,2}, \quad (1-104)$$

где $d_{3,2}$ — средний объемно-поверхностный диаметр частиц полидисперсной смеси.

Следует отметить, что в процессе сушки размеры некоторых материалов изменяются вследствие, например, усадки, агломерации, дробления или истирания. Поэтому удельную поверхность иногда полезно усреднить еще раз по начальному и конечному состояниям

$$\bar{s}_y = (\bar{s}_{y0} + \bar{s}_{yk})/2, \quad \text{если } (\bar{s}_{y0}/\bar{s}_{yk}) \leq 2 \quad (1-105)$$

или

$$\bar{s}_y = (\bar{s}_{y0} - \bar{s}_{yk})/\ln(\bar{s}_{y0}/\bar{s}_{yk}), \quad \text{если } (\bar{s}_{y0}/\bar{s}_{yk}) > 2. \quad (1-106)$$

Для расчетов по уравнениям (1-98) и (1-101) необходимо представить функцию распределения или функцию плотности распределения в явном виде. Для аналитического описания кривых распределения предложено много формул, в которых используется несколько параметров, устанавливаемых экспериментально по результатам анализа дисперсного состава либо теоретически на основе физических представлений о закономерностях образования дисперсных материалов [1, 60].

П. А. Коузов [60] на основе анализа закономерностей зернового распределения однокомпонентных полидисперсных материалов сделал вывод, что наиболее обоснованным для высокодисперсных однокомпонентных материалов является логарифмически нормальное распределение, полученное из нормальной Гауссовой функции

$$D(\delta) = \frac{100}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^t \exp\left(-\frac{t^2}{2}\right) dt; \quad (1-107)$$

$$q = \frac{\lg e}{\delta \lg \sigma} \cdot \frac{100}{\sqrt{2\pi}} \exp\left(-\frac{t^2}{2}\right), \quad (1-108)$$

где $t = (\lg \delta - \lg \delta_{50})/\lg \sigma$; $\delta_{50} = \delta_{D=50}$ — мёдийана распределения, т. е. средний размер частиц в распределении, для которого $D=50\%$ (см. рис. 1-22);

$\lg \sigma$ — стандартное (среднеквадратичное) отклонение логарифмов диаметров от их среднего значения.

Логарифмически нормальное распределение описывает многие дисперсные материалы независимо от способа их образования; отклонения могут вызываться нарушением первичного гранулометрического состава вследствие пыления, просеивания и других потерь, а также в результате систематических ошибок методов дисперсионного анализа.

Широкое практическое распространение получила формула Розина — Раммлера, полученная математической обработкой статистических данных анализа продуктов измельчения

$$R(\delta) = 100 \exp(-b\delta^a); \quad (1-109)$$

$$q = 100a\delta^{a-1} \exp(-b\delta^a), \quad (1-110)$$

где a , b — опытные константы.

Важнейшей характеристикой дисперсных материалов является плотность, определяемая в общем случае массой единицы объема субстанции. Плотность может характеризовать как отдельные частицы (в этом случае ее величина будет зависеть от природы вещества, внутренней структуры и содержания влаги), так и совокупности (слои) частиц (влияет кажущаяся масса частиц, их форма и гранулометрический состав).

Насыпная плотность — это плотность свободно насыпанного слоя дисперсного материала

$$\rho_{nc} = G_m/V_{cl}. \quad (1-111)$$

Плотность частиц дисперсного материала определяется массой материала в единице объема частицы

$$\rho_m = G_m/V_m. \quad (1-112)$$

Плотностью частиц материала оперируют в гидродинамических расчетах.

Плотность твердой фазы в материале определяется отношением массы сухого вещества (твердой фазы) к объему, занимаемому сухим веществом

$$\rho_t = G_t/V_t. \quad (1-113)$$

Объемная плотность материала определяется отношением массы твердой фазы вещества к объему влажного материала

$$\rho_v = G_t/V_m. \quad (1-114)$$

Объемная плотность удобна при расчетах тепло- и массообмена.

1.7. Внутренняя структура объектов сушки

Внутренняя структура капиллярно-пористых и коллоидных капиллярно-пористых материалов отличается большой сложностью, что обусловлено разнообразием форм, размеров и взаим-

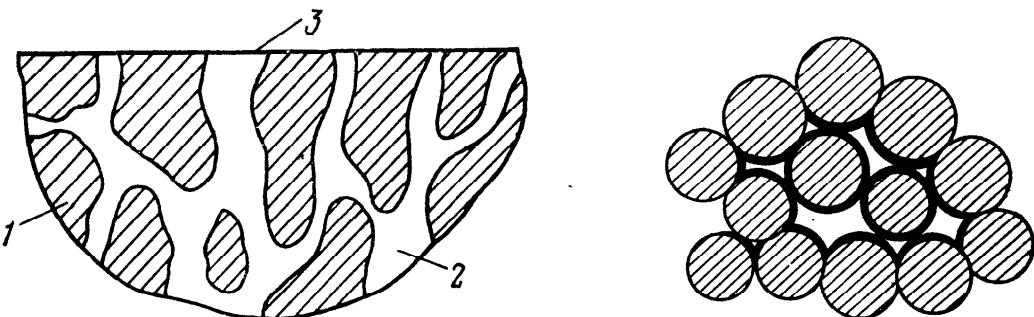


Рис. 1-23. Фрагмент капиллярно-пористого тела:

1 — скелет твердого тела; 2 — пора (капилляр); 3 — геометрическая поверхность тела

Рис. 1-24. Поперечные профили пор, образованные совокупностью параллельных цилиндров

ного расположения пор, капилляров и элементов твердой фазы объектов сушки. На рис. 1-23 показан схематически фрагмент капиллярно-пористого тела. Дать точное математическое описание таких тел произвольной структуры невозможно.

Для облегчения математического описания пористой структуры и анализа явлений сорбции или капиллярного влагопереноса обычно прибегают к модельным системам, представляющим твердую фазу (скелет) капиллярно-пористого тела в виде совокупности элементов канонической формы: пластин, цилиндров, шаров.

При таком подходе достигается во многих случаях значительное приближение к реальным пористым структурам. Так, слои пластин образуют щелевидные или клиновидные капилляры, характерные для слюды, в то время как совокупности ориентированных длинных цилиндров образуют протяженные каналы, представляющие собой в поперечном сечении криволинейные многоугольники (рис. 1-24), число углов которых зависит от координационного числа укладки. Такая структура характерна для древесины, хлопка и др.

Совокупность микросфер образует поры и капилляры сложной ромбоэдрической или тетраэдрической формы переменного поперечного сечения. Наглядное представление о форме капиллярных каналов дает рис. 1-25, показывающий единичные ячей-

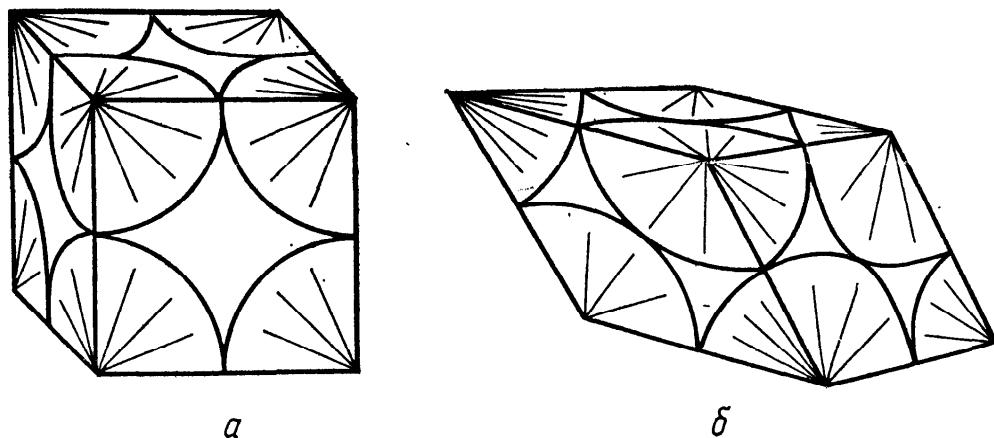


Рис. 1-25. Единичная ячейка регулярной укладки шаров:
а — кубическая укладка; б — гексагональная укладка

ки регулярной (кубической и гексагональной) укладки шаров. Такая структура характерна для силикагеля, адсорбентов и многих полимерных материалов.

Пористая структура объектов сушки характеризуется размерами, формой, извилистостью, взаимным расположением и связью пор, их распределением по размерам, удельной поверхностью и относительной пористостью.

Относительная пористость (или просто *пористость*) определяется отношением объема всех пор к объему тела в соответствии с приведенной выше зависимостью (1-60). Для оценки размеров пор используется условное понятие: *ширина поры*, под которой понимают диаметр или радиус цилиндрической поры, расстояние между стенками щелевой поры, диаметр (радиус) окружности, вписанный в поперечный профиль сложной поры, либо эффективный диаметр, определяемый сорбционными методами или методами ртутной порометрии.

Для регулярной укладки монодисперсных сфер радиусом R характеристики пористости можно определить из геометрических построений. Так, при кубической укладке, соответствующей координационному числу 8 (рис. 1-25, а), пористость составляет 0,4764, а радиус окружности, вписанной в наиболее узкие проходы между соседними порами, равен $0,73 R$. При гексагональной укладке (рис. 1-25, б), координационное число которой равно 12, пористость системы составляет 0,2595, радиус наиболее узких проходов равен $0,155 R$, а радиусы наиболее широких проходов составляют $0,288 R$ для тетраэдрической поры и $0,414 R$ для ромбоэдрической. Причем доля объема, приходящаяся на тетраэдрические поры, составляет 7,37%, а на ромбоэдрические 18,58% [77].

Функция распределения пор по размерам указывает долю объема пор, приходящуюся на интервал пор определенного размера. По аналогии с распределением частиц дисперсных материалов по размерам различают интегральную и дифференциальную функции распределения пор.

Интегральная функция выражает математическую зависимость интегральной кривой распределения пор по радиусам, построенной в координатах объем пор V' в единице объема тела — радиус пор (рис. 1-26, а), т. е. дает зависимость между долей пористости, приходящейся на поры радиусом меньше текущего, и текущим радиусом r .

Зависимость между производной dV'/dr и радиусом пор называется дифференциальной функцией распределения пор (рис. 1-26, б)

$$dV'/dr = f(r). \quad (1-115)$$

Зависимость (1-115) характеризует плотность распределения объема пор по размерам. Очевидно, что интегрирование функции (1-115) в пределах от минимального r_0 до максимального r_{\max} радиусов пор даст максимальную величину относи-

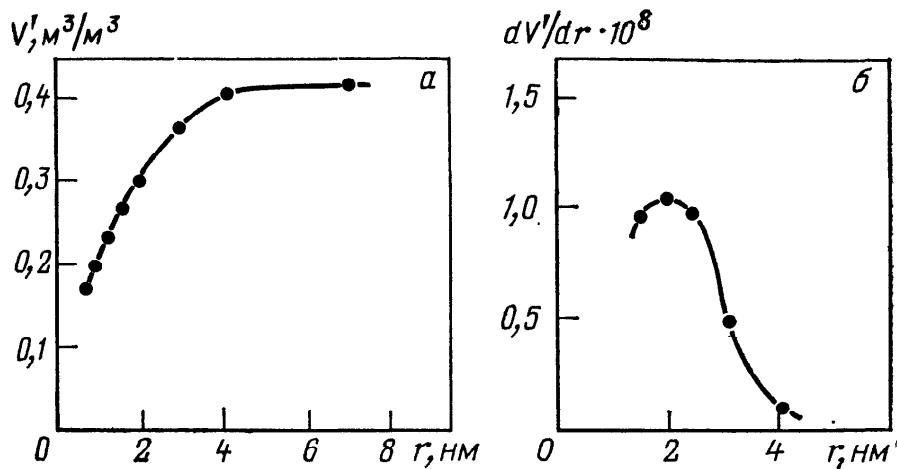


Рис. 1-26. Интегральная (а) и дифференциальная (б) кривые распределения пор по радиусам [121]

тельного объема пор, равную общей пористости тела

$$V'_{\max} = \Pi = \int_{r_0}^{r_{\max}} (dV'/dr) dr = \int_{r_0}^{r_{\max}} f(r) dr. \quad (1-116)$$

Учитывая тот факт, что в процессе капиллярной адсорбции сначала заполняются тонкие поры, а при десорбции в первую очередь опорожняются широкие поры, нетрудно установить приведенную выше связь (1-16) между текущим влагосодержанием капиллярно-пористого материала и относительным объемом пор, заполненных жидкостью

$$C = (\rho_{ж}/\rho_v) V' = (\rho_{ж}/\rho_v) \int_{r_0}^r f(r) dr. \quad (1-117)$$

На практике распределение пор по радиусам определяют из кривых сорбционного равновесия с использованием уравнения Томсона — Кельвина (1-15) и зависимости (1-117). Широко используется также метод ртутной порометрии, основанный на измерении объема ртути, вошедшей в поры образца при наложении внешнего давления. Радиус цилиндрической поры рассчитывают из формулы Жюреана

$$\Delta p = 2\sigma \cos \theta / r. \quad (1-118)$$

Удельная поверхность пор, определяемая величиной суммарной поверхности стенок пор в единице объема тела, зависит от пористости Π , размеров и формы элементов скелета [121]. Удельная поверхность совокупности монодисперсных сферических частиц диаметром δ равна

$$s_y' = (6/\delta) (1 - \Pi). \quad (1-119)$$

Удельную поверхность пор реальных объектов сушки рассчитывают по участку кривой сорбционного равновесия при моно-

молекулярной адсорбции. Если известно количество адсорбированного вещества в монослое, то величину удельной поверхности можно рассчитать по соотношению (в $\text{м}^2/\text{м}^3$)

$$s_y' = (C_m/M) \rho_v N A_m \cdot 10^{-3}, \quad (1-120)$$

где C_m — количество вещества, адсорбированного в монослое, кг/кг; M — молекулярная масса сорбата; N — число Авогадро ($N=6,023 \cdot 10^{23}$ моль $^{-1}$); A_m — площадь поперечного сечения молекулы сорбата, м^2 , (для азота $A_m=16,2 \cdot 10^{-20}$, для воды $A_m=10,6 \cdot 10^{-20} \text{ м}^2$).

Количество вещества, адсорбируемого в монослое, можно определить из уравнения Ленгмюра

$$C_p/C_m = a\varphi/(1 + a\varphi) \quad (1-121)$$

или из уравнения БЭТ (Брунауэра, Эммета, Теллера)

$$C_p/C_m = b\varphi/(1 - \varphi)[1 + (b - 1)\varphi], \quad (1-122)$$

где a и b — константы уравнений.

В процессе массопереноса поток вещества в капиллярно-пористом теле вследствие сложной конфигурации поровых каналов постоянно отклоняется от основного направления переноса. Это приводит к удлинению действительного пути миграции распределенного вещества по сравнению с общим размером объекта сушки. Удлинение истинного пути массопереноса внутри зерна характеризуется коэффициентом извилистости $T_{из}$, определяемым отношением длины порового канала к прямому расстоянию массопереноса

$$T_{из} = l/l_0. \quad (1-123)$$

При гексагональной упаковке монодисперсных шаров $T_{из}=1,5$ [4, 121]. Для беспорядочной укладки сферических глобул З. М. Товбина [145] получила теоретическую зависимость

$$T_{из} = 1 + 0,274(1 - \Pi). \quad (1-124)$$

Согласно расчетам и экспериментам Ричарда, Адлера и Гейера [192], коэффициент извилистости является функцией пористости материала $T_{из}=T_{из}(\Pi)$, которую можно представить в виде [121]

$$T_{из} = \sqrt{\Pi/(0,659\Pi - 0,118)}. \quad (1-125)$$

Важной характеристикой состояния дисперсных систем является порозность неподвижного слоя материала. Порозность слоя — это отношение пустот между частицами в слое к объему слоя

$$\varepsilon_0 = (V_0 - V_m)/V_0, \quad (1-126)$$

где V_0 — объем неподвижного слоя.

Из соотношений (1-111), (1-112) и (1-126) можно установить связь между порозностью слоя, плотностью частиц и насыпной

плотностью материала

$$\varepsilon_0 = 1 - \rho_{\text{nc}}/\rho_m, \quad (1-127)$$

откуда

$$\rho_{\text{nc}} = \rho_m (1 - \varepsilon_0). \quad (1-128)$$

Для многих сыпучих материалов среднее значение порозности неподвижного слоя ε_0 составляет 0,4. Из соотношений (1-60), (1-113) и (1-114) имеем

$$\rho_v = \rho_t (1 - \Pi). \quad (1-129)$$

Преобразовав (1-112), получим еще несколько уравнений связи

$$\rho_m = G_t (1 + C)/V_m = \rho_v (1 + C) \quad (1-130)$$

или

$$\rho_v = \rho_m/(1 + C). \quad (1-131)$$

Подставляя (1-129) в (1-131), имеем

$$\rho_m = \rho_t (1 - \Pi) (1 + C). \quad (1-132)$$

Формулы (1-129)–(1-131) позволяют рассчитывать ρ_v и ρ_m в зависимости от пористости и влажности частицы, а это дает возможность находить начальные плотности при известных конечных и, наоборот, по начальным плотностям определять конечные. Из этих формул видно также, что если в процессе сушки нет усадки материала, то $\rho_v = \text{const}$, а $\rho_m = \text{var} = f(C)$. При расчетах процессов сушки плотность необходимо усреднять (среднеарифметически или среднелогарифмически) по начальным и конечным значениям, аналогично усреднению удельной поверхности.

Если в исходном материале много влаги (сuspензия, шлам, паста), так что частички твердого вещества отделены одна от другой, то изменение плотности материала (до момента образования скелета тела) будет определяться только изменением его влажности. Действительно, исходя из баланса объемов $V_m = V_t + V_{\text{ж}}$, можно получить соотношение

$$\rho_m = \rho_t \rho_{\text{ж}} (1 + C)/(\rho_{\text{ж}} + C \rho_t). \quad (1-133)$$

Очевидно, что к моменту образования скелета (т. е. контактирования всех взвешенных частиц в едином агрегате)

$$\rho_{m,\text{кр}} = \rho_t \rho_{\text{ж}} (1 + C_{\text{кр}})/(\rho_{\text{ж}} + C_{\text{кр}} \rho_t), \quad (1-134)$$

причем критическое влагосодержание можно связать с пористостью по уравнению (1-60)

$$C_{\text{кр}} = \Pi (\rho_{\text{ж}}/\rho_{v,\text{кр}}). \quad (1-135)$$

Совместная уравнения (1-134) и (1-135), после преобразования получим

$$\rho_{m,\text{кр}} = \rho_t (1 - \Pi) + \rho_{\text{ж}} \Pi. \quad (1-136)$$

Таким образом, критическую плотность материала можно рассчитывать по плотностям твердой и жидкой фаз, пользуясь

Рис. 1-27. Типичные кривые усадки коллоидных капиллярно-пористых тел в процессе сушки [77]

принципом аддитивности. В момент образования агломерата составляющие частицы стремятся к максимально плотной упаковке, что обусловлено стремлением системы к уменьшению свободной энергии [151]. При укладке сферических монодисперсных частиц в агломерате относительная пористость достигает 0,2595. Для полидисперсных сферических частиц величина Π может составлять 0,15—0,2, для частиц неправильной формы $\Pi \approx 0,4$. При изменении состояния частицы от суспензии до агломерата размер ее изменяется в соответствии с плотностью и влажностью

$$d = d_0 \sqrt[3]{\rho_{m0} (1 + C) / \rho_m (1 + C_0)}. \quad (1-137)$$

При этом конечный размер d_k ограничен значением C_{kp} .

Если частицы суспензии способны деформироваться, то плотность и размер агломератов будут изменяться и после достижения критической влажности. В подобных случаях конечный размер частицы следует найти из экспериментальных данных, используя которые, можно рассчитать конечное значение плотности материала

$$\rho_{m,k} = \rho_{m0} (d_0/d_k)^3 [(1 + C_k)/(1 + C_0)]. \quad (1-138)$$

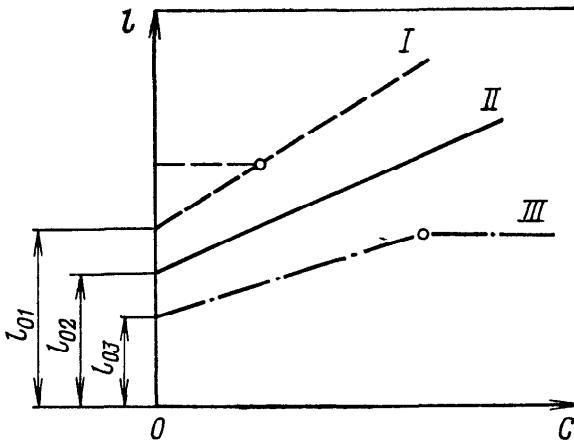
А. В. Лыков, исследовавший явления усадки различных материалов в процессе их сушки, обнаружил существование материалов трех типов [77]: I — материалы, дающие усадку в периоде постоянной скорости сушки (глина); II — материалы, усадка которых происходит только в периоде падающей скорости сушки (древесина, уголь); III — материалы, которые сокращают свои размеры в течение всего процесса сушки (торф, кожа, зерно, тесто, хлеб). Типичные кривые усадки коллоидных капиллярно-пористых тел показаны на рис. 1-27.

В условиях медленной сушки (при небольших градиентах влагосодержаний) усадка материалов всех типов происходит по линейному закону. Причем линейный размер l или объем V_m тела является функцией его влагосодержания

$$l = l_0 (1 + \beta_l C); \quad (1-139)$$

$$V_m = V_{m0} (1 + \beta_v C), \quad (1-140)$$

где l_0 , V_{m0} — соответственно линейный размер и объем абсолютно сухого материала (для материалов I типа — это отрезок, отсекаемый прямой на



оси ординат — см. рис. 1-27): β_l , β_v — соответственно коэффициент линейной или объемной усадки, характеризующий интенсивность усадки;

$$\beta_l = (1/l_0) (dl/dC); \quad (1-141)$$

$$\beta_v = (1/V_{m0}) (dV/dC); \quad (1-142)$$

$$\beta_v = 3\beta_l. \quad (1-143)$$

Величина β_l для разных сортов глины находится в пределах 0,48—0,70, для подмосковного угля $\beta_l=0,24$, а для материалов III типа измеренный коэффициент линейной усадки оказался в широком интервале: от 0,07 до 0,91.

При интенсивной сушке линейный закон усадки материалов нарушается, что объясняется увеличением градиента влагосодержания и разной степенью усадки поверхностных и внутренних слоев. Для практических расчетов предложено пользоваться эмпирической формулой [77]

$$l = l_0 (1 + \beta'_l C)^n, \quad (1-144)$$

где β'_l — коэффициент линейной усадки, отнесенный к разности средних влагосодержаний; n — постоянная для данного материала.

Знание закономерностей усадки объектов сушки важно для обеспечения требуемых технологических свойств высушиваемых материалов, например, предупреждения растрескивания, улучшения структурно-механических характеристик и т. д. Особый интерес в связи с развитием промышленности пластических масс и синтетических смол представляет исследование термической усадки полимерных материалов в процессе их сушки, так как от степени усадки во многих случаях зависят не только технологические свойства продуктов, но и эксплуатационные свойства пластмассовых изделий из них.

В. М. Ульяновым с сотр. [157] проведено теоретическое и экспериментальное исследование термической усадки частиц при сушке синтетических смол. Многие полимерные дисперсные материалы имеют глобулярную структуру частиц; усадка и уплотнение их с изменением пористой структуры может происходить как в процессе сушки, так и после испарения влаги при условии, что материал нагрет до температуры, соответствующей высокоэластичному или вязкотекучему состоянию полимера. В этих состояниях происходит слияние глобул между собой под действием сил капиллярного давления влаги и гидродинамического давления полимера (рис. 1-28).

Силам контракции противостоят силы, обусловленные вязкостью и упругостью полимера, поэтому процесс слияния протекает во времени. Как следует из рис. 1-28, б, в случае гексагональной укладки полимерных сфер, независимо от того, находится ли полимер в высокоэластическом или вязкотекучем состоянии, процесс слияния глобул в зерне заканчивается при достижении площади пятна контакта, определяемой величиной центрального угла в проекции $2\alpha=60^\circ$.

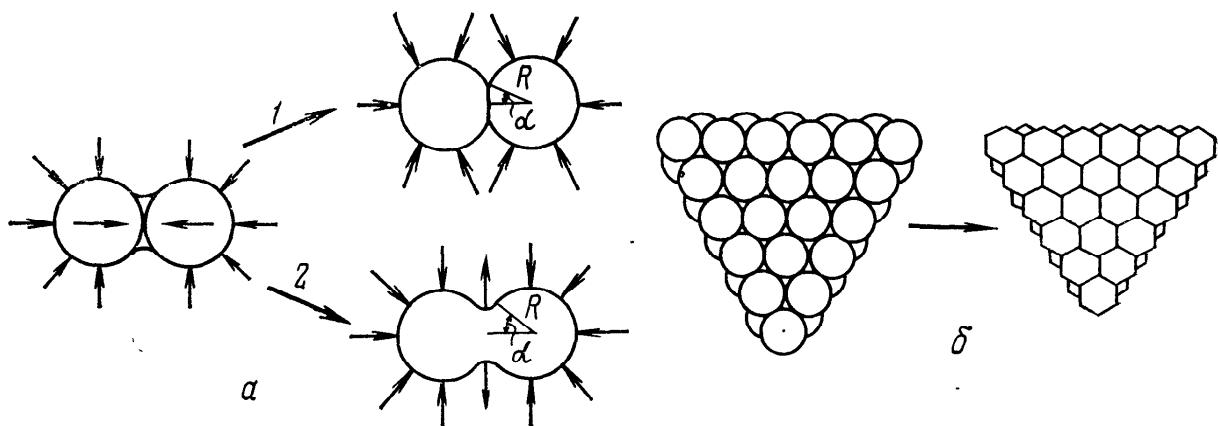


Рис. 1-28. Слияние сополимерных глобул в высокоэластическом (1) и вязкотекучем (2) состояниях:
а — две контактирующие сферы; б — фрагмент агломерата (внешний слой)

Для описания процесса развития слияния полимерных сфер в вязкотекучем состоянии применимо уравнение Я. И. Френкеля для жидкостей. Это уравнение связывает половину угла контакта α через время τ , радиус сферы R и физические свойства жидкости (коэффициент поверхностного натяжения σ и коэффициент вязкости μ)

$$\alpha^2 = 3\sigma\tau/2\pi\mu R. \quad (1-145)$$

Для точного описания процесса необходимо знать зависимость $\mu = f(\alpha, \tau)$, так как полимерная фаза в вязкотекучем состоянии имеет неニュтоновский характер течения [40].

В случае высокоэластического состояния полимера необходимо учитывать релаксационные явления при описании деформации полимерных глобул и уплотнения частиц — агломератов. Количественную оценку действующих сил можно получить из рассмотрения двух контактирующих полимерных сфер (рис. 1-29).

Общая сила F , приложенная нормально к площадке контакта и способствующая аутогезионному сращиванию глобул, складывается из трех главных составляющих: силы $F_{ж}$, определяемой капиллярным давлением жидкости, краевой силы F_k по линии границы смачивания сферы и силы F_m , обусловленной поверхностным натяжением полимерного материала: $F = F_{ж} + F_k + F_m$.

Анализ составляющих сил в соответствии с рис. 1-29 показывает, что их сумма развивает на площадке контакта давление,

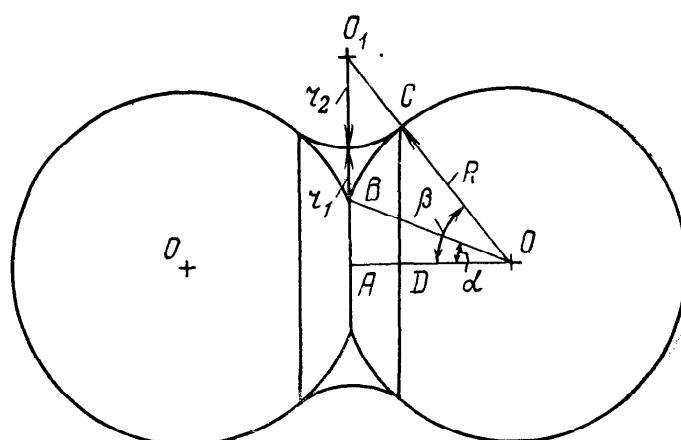


Рис. 1-29. К количественной оценке сил, действующих при слиянии полимерных сфер

средняя величина которого с учетом его релаксации составляет

$$p - p_\infty = F/\pi R^2 \sin^2 \alpha = (K\sigma_{jk} + 2\sigma_m)/R, \quad (1-146)$$

где

$$K = \frac{\cos \alpha}{\sin^2 \alpha} \left\{ \frac{[\cos \alpha \cdot \sin \beta - 2(\cos \alpha - \cos \beta)] (\sin^2 \beta - \sin^2 \alpha)}{(\cos \alpha - \cos \beta) (\cos \alpha \cdot \sin \beta - \cos \alpha + \cos \beta)} + 2 \sin \beta \right\};$$

p_∞ — равновесное давление.

Соотношение (1-146) справедливо и для агломерата полимерных глобул, причем для максимально плотной упаковки угол α изменяется от 0 до 30° , а угол β от 30° до α .

В процессе термоусадки давление, а следовательно, и напряжение в полимерном материале изменяются вследствие изменения углов α и β , а также изменения радиуса кривизны глобул от начального радиуса малой сферы до конечного радиуса одной большой сферы. Кинетику этого процесса с учетом релаксационного характера его протекания можно представить в виде полного дифференциала функции (1-146) по времени

$$\begin{aligned} \frac{d(p - p_\infty)}{d\tau} &= - \frac{d(N - N_\infty)}{d\tau} = \\ &= \frac{\sigma_{jk}}{R} \left(\frac{\partial K}{\partial \alpha} \cdot \frac{d\alpha}{d\tau} + \frac{\partial K}{\partial \beta} \cdot \frac{d\beta}{d\tau} \right) - \frac{K\sigma_{jk} + 2\sigma_m}{R^2} \cdot \frac{dR}{d\tau}, \end{aligned} \quad (1-147)$$

где $N_\infty = E_\infty \varepsilon$ — равновесное значение напряжения, соответствующее данной деформации ε и температуре θ ; E_∞ — равновесное значение модуля упругости полимера при данной температуре.

Связать изменение напряжения с деформацией можно при помощи дифференциального уравнения Б. А. Догадкина с соавторами [29], учитывающего упругие и вязкие свойства полимера и время развития упругости

$$d(N - N_\infty)/d\tau = E_1 (d\varepsilon/d\tau) - (N - N_\infty)/\tau_p, \quad (1-148)$$

где E_1 — модуль, характеризующий упругие свойства тела; τ_p — время релаксации, характеризующее вязкие свойства системы.

Деформацию ε применительно к термоусадке частиц удобнее связать с относительным изменением плотности или объема зерна от начальных до текущих значений

$$\rho_v' = (\rho_v - \rho_{v0})/\rho_{v0} = (V_0 - V)/V. \quad (1-149)$$

Учитывая, что $V_0 \sim V$, $V \sim l^3$, $\varepsilon = (l_0 - l)/l$, получим

$$\rho_v' = (l_0^3 - l^3)/l^3 = \varepsilon [\varepsilon^2 + 3(\varepsilon + 1)], \quad (1-150)$$

где l_0 , l — начальный и текущий размер частицы.

Система уравнений (1-147) — (1-150) в сочетании с уравнением кинетики нагрева зерна [77] дает математическое описание термической усадки частиц в процессе сушки синтетических смол. Расчет на ЭВМ, проведенный для полиметилметакрилата, дал значения продолжительности полного уплотнения частиц в пределах от нескольких секунд до нескольких минут в зависи-

Рис. 1-30. Корреляции экспериментальных данных по изменению относительной плотности частиц ρ'_v в зависимости от фактора термообработки Φ_T при сушке:

1 — ММАК; 2 — ПММА; 3 — НАМА; 4 — СХН-60; 5 — ПВХ С-70

мости от принятой температуры и размеров зерен [157]. Таким образом, время спекания и время сушки оказались величинами одного порядка. Поэтому для практики оказалось полезным связать изменение плотности полимерных порошков непосредственно с термическими условиями сушки через фактор термообработки Φ_T [109]:

$$\Phi_m = (t_{cp}/t_g) [(\tau - \tau_{pr})/\tau], \quad (1-151)$$

где t_{cp} — температура сушильной среды; t_g — температура перехода полимера из стеклообразного в высокоэластическое состояние; τ — общее время сушки; τ_{pr} — индукционный период (время прогрева частиц до температуры t_g).

На рис. 1-30 представлены результаты термоусадки полиметилметакрилата (ПММА), сополимеров акрилонитрила с метилакрилатом (НАМА), метилметакрилатом (ММАК) и винилхлоридом (СХН-60), которые сушили в распылительной сушилке, и поливинилхлорида ПВХ С-70, который сушили в спиральной пневматической сушилке. Из кривых видно, что изменение плотности высушенных порошков как функции фактора термообработки в большой степени зависит от природы полимерного материала.

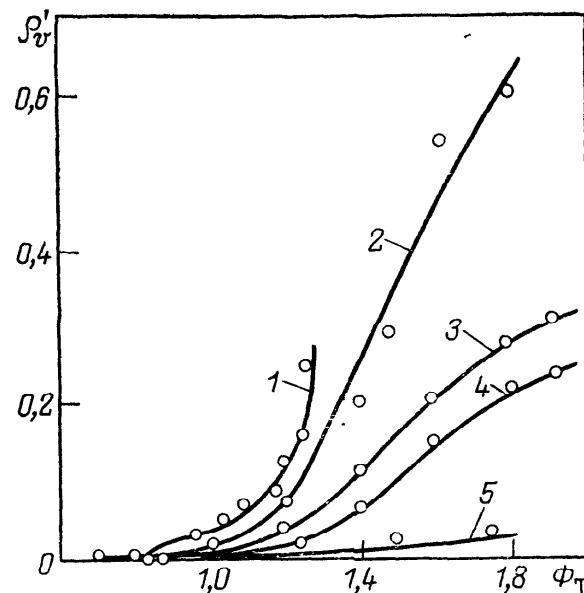
В результате обработки экспериментальных данных получено эмпирическое уравнение в виде многочлена третьей степени

$$\rho'_v = a_0 + a_1 \Phi_m + a_2 \Phi_m^2 + a_3 \Phi_m^3, \quad (1-152)$$

которое дает достаточно высокую степень корреляции с опытными данными. Коэффициенты уравнения приведены в табл. 1-5.

Таблица 1-5. Коэффициенты уравнения (1-152)

Смола	a_0	a_1	a_2	a_3	Погрешность, %
ММАК	-6,66	20,36	-20,7	7,04	5,0
СХН-60	1,19	-2,86	2,11	-0,456	1,5
ПММА	2,43	-6,14	4,73	-1,04	4,5
НАМА	1,216	-3,05	2,356	-0,53	0,7
ПВХ С-70	-0,097	0,24	-0,197	0,058	3,9



Данные об изменении плотности материала в процессе сушки позволяют оценивать изменение пористости частиц, размеров их пор и судить о принадлежности объекта сушки к соответствующему классу согласно приведенным выше классификациям.

Глава 2

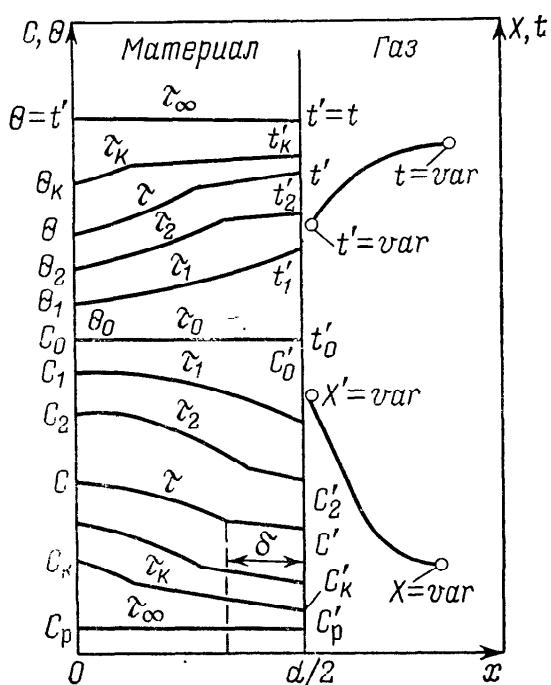
Кинетика и динамика процесса сушки

2.1. Общая характеристика и закономерности массопереноса

Сушка — процесс массопередачи, протекающий в системе с твердой фазой. Поскольку фактическая концентрация влаги в материале больше равновесной, испаряющаяся жидкость в соответствии с законами равновесия перемещается из твердой фазы в газовую. Схема перемещения влаги из твердой фазы в газовую дана на рис. 2-1.

В начальный момент времени t_0 влажность материала постоянна во всем объеме и равна C_0 . В последующие моменты времени (t_1, t_2, \dots, t_k) вследствие испарения влажность материала вблизи поверхности понижается, и в теле возникают градиенты влажности, под действием которых влага перемещается от центра тела к поверхности, испаряется и в виде пара диффундирует в ядро газовой фазы.

Согласно теории углубления зоны испарения, разработанной А. В. Лыковым, во влажном теле в процессе сушки образуются зона испарения и влажная зона, изменяющиеся во времени,



причем распределение влагосодержания и температур во влажной зоне удовлетворительно описывается уравнением параболы, а в зоне испарения — линейным законом [77]. Испарение происходит не только на поверхности $x=d/2-\delta$, но и по всей толщине δ поверхностного слоя. Наибольшее количество жидкости испаряется на поверхности влажной зоны; по мере приближения к поверхности тела ($x=d/2$) ис-

Рис. 2-1. Схема перемещения влаги из твердой фазы в газовую

парение постепенно уменьшается. В зоне испарения преобладает адсорбционная влага, во влажной зоне — капиллярная жидкость, испарение здесь происходит с поверхности менисков жидкости. Естественно, что около поверхности влажной зоны ($x = -d/2 - \delta$) газ полностью насыщен ($\phi = 1$); в зоне испарения влажный газ находится в равновесии с материалом. Таким образом, можно связать параметры материала в бесконечно тонком поверхностном слое с параметрами равновесного ему слоя газа, контактирующего с ним, при температуре поверхности материала ($t' = \theta$). В соответствии с законами равновесия $C' = C_p = f(\phi', t')$. Между тем, согласно соотношению (1-48),

$$X' = X_p = (R_g/R_\Pi) [p_h' \phi' / (P - p_h' \phi')] = (R_g/R_\Pi) [p' / (P - p')], \quad (2-1)$$

где индекс ' относится к параметрам поверхности материала и газа, контактирующего с ним.

Предельное минимальное значение равновесной влажности тела во всем его объеме достигается при $t \rightarrow \infty$, так как $\text{grad } C \rightarrow 0$. Как видно из схемы (см. рис. 2-1), процесс массопередачи при сушке является неустановившимся. Скорость массопередачи через поверхность раздела твердой и газовой фаз S с учетом неразрывности потока массы выразится следующим образом:

$$j = dW/Sd\tau = K_t (C - C_p) = K (C'_p - C_\Pi), \quad (2-2)$$

где K_t — коэффициент массопередачи в твердой фазе, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; K — коэффициент массопередачи в газовой фазе, $\text{м}/\text{с}$; $(C - C_p)$ — движущая сила по твердой фазе, $\text{кг}/\text{кг}$; $(C'_p - C_\Pi)$ — движущая сила по газовой фазе, $\text{кг}/\text{м}^3$; C_Π — концентрация пара в газовой фазе, $\text{кг}/\text{м}^3$.

В действительности при сушке многих материалов, особенно капиллярно-пористых, испарение влаги происходит не со всей геометрической поверхности тела, а только с поверхности менисков жидкости, заключенной в порах и капиллярах (см. рис. 1-23). В процессе сушки мениски отступают в глубь материала, причем для смачивающих жидкостей этот процесс в широких порах идет быстрее, чем в узких (так как в последних отрицательное капиллярное давление больше), поэтому влага из широких пор отсасывается в узкие через соединяющие их каналы. Поверхность и конфигурация менисков также непрерывно изменяются. Таким образом, истинную поверхность испарения определить невозможно, поэтому скорость массопередачи (интенсивность испарения) относят к геометрической поверхности тела, условно считая ее поверхностью испарения. В уравнении (2-2) движущая сила по газовой фазе выражена через концентрации пара на поверхности тела и в окружающей среде; она может быть выражена также через парциальное давление пара p или через абсолютную влажность газа X .

Согласно уравнению состояния идеальных газов (1-17), (1-18) разность ($C'_{\text{п}} - C_{\text{п}}$) в уравнении (2-2) можно выразить через разность ($p' - p$)

$$C_{\text{п}'} - C_{\text{п}} = (p' - p)/R_{\text{п}}T, \quad (2-3)$$

где p' — парциальное давление пара, равновесное влажности материала.

Подставив выражение (2-3) в уравнение (2-2), получим

$$j = K_p(p' - p), \quad (2-4)$$

где $K_p = K/R_{\text{п}}T$ — коэффициент массопередачи по газовой фазе, кг/(м²·с·Па).

Движущую силу можно выразить через абсолютные влагосодержания газа по соотношениям (1-48), (2-1). Тогда

$$j = K_p(R_{\text{п}}/R_{\text{г}})P(X' - X) = K_X(X' - X), \quad (2-5)$$

где K_X — коэффициент массопередачи по газовой фазе, кг/(м²·с).

Таким образом, в зависимости от выбранных единиц измерения движущей силы уравнение массопередачи процесса сушки по газовой фазе можно записать в виде (2-2), (2-4) или (2-5). Коэффициенты K , K_p , K_X связаны между собой соотношением

$$K_X = K_p(R_{\text{п}}/R_{\text{г}})P = K(P/R_{\text{г}}T) = K_0 \cdot \Gamma. \quad (2-6)$$

Перенос пара во внешней фазе от поверхности материала в поток сушильного агента осуществляется конвективной диффузией. Плотность потока пара, мигрирующего через диффузионный пограничный слой, определяется законом массоотдачи (закон Шукарева)

$$dW/dSd\tau = \beta(C_{\text{п}'} - C_{\text{п}}). \quad (2-7)$$

Коэффициент массоотдачи β изменяется вдоль поверхности испарения; если под β понимать среднее его значение, то уравнение (2-7) в зависимости от выражения движущей силы запишется в виде

$$dW/Sd\tau = \beta(C_{\text{п}'} - C_{\text{п}}) = \beta_p(p' - p) = \beta_X(X' - X), \quad (2-8)$$

где $\beta_p = \beta/R_{\text{п}}T$ — коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности парциальных давлений пара около поверхности испарения и в ядре газовой фазы, кг/(м²·с·Па); $\beta_X = \beta \cdot \Gamma$ — коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности влагосодержаний сушильного агента, кг/(м²·с).

В период постоянной скорости сушки испарение влаги из материала происходит так же, как и со свободной поверхности жидкости. Сопротивление массопроводности внутри материала существенно не влияет на процесс сушки, скорость которой полностью определяется диффузией во внешней области. Поэтому коэффициент массопередачи в газовой фазе равен коэффициенту массоотдачи ($K = \beta$; $K_p = \beta_p$; $K_X = \beta_X$), а равновесные параметры равны соответствующим параметрам насыщенного пара около поверхности материала ($C_{\text{п},\text{p}} = C'_{\text{п}} = C_{\text{п},\text{n}}$; $p_p = p' =$

$=p_{\text{н}}; X_{\text{п}}=X'=X_{\text{н}}; t_{\text{п}}=t'=t_{\text{мт}}).$ Уравнения массопередачи в газовой фазе (2-2), (2-4) и (2-5) трансформируются в уравнения массоотдачи

$$dW/Sdt = \beta (C_{\text{п.н}} - C_{\text{п}}) = \beta_p (p_{\text{н}} - p) = \beta_X (X_{\text{н}} - X). \quad (2-9)$$

При конвективной сушке тепло на испарение влаги подводится к материалу от сушильного агента, причем плотность теплового потока может быть выражена уравнением теплоотдачи

$$dQ/Sdt = \alpha (t - t'), \quad (2-10)$$

где α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К).

В период постоянной скорости сушки между количеством испарившейся жидкости и количеством затраченного тепла существует следующая взаимосвязь:

$$dQ/Sdt = \alpha (t - t') = (dW/Sdt) r, \quad (2-11)$$

т. е. все подводимое к высушиваемому материалу тепло расходуется на испарение жидкости.

Для однородных влажных тел в изотермических условиях процесс массопереноса в твердой фазе описывается первым слагаемым уравнения (1-66)

$$j = -D\rho_v \nabla C = -D\rho_v \left(\frac{\partial C}{\partial x} + \frac{\partial C}{\partial y} + \frac{\partial C}{\partial z} \right). \quad (2-12)$$

Можно показать, что

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = \operatorname{div}(D \operatorname{grad} C). \quad (2-13)$$

Выражение (2-13) называется дифференциальным уравнением массопроводности, и коэффициент диффузии D в нем часто называют коэффициентом массопроводности. Скалярная форма этого уравнения в декартовых координатах имеет вид

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial C}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D \frac{\partial C}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(D \frac{\partial C}{\partial z} \right). \quad (2-14)$$

Коэффициент массопроводности при сушке является функцией влажности материала [$D=f(C)$], поэтому в общем случае его нельзя вынести за знаки операторов дифференцирования $\partial/\partial x, \partial/\partial y, \partial/\partial z$. В частном случае, когда $D=\text{const}$, имеем

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) = D \nabla^2 C. \quad (2-15)$$

В общем случае поток влаги j является функцией координат точки тела и времени: $j=f(x, y, z, \tau)$. Для точек поверхности тела понятия плотности потока массы и скорости массопередачи тождественны, т. е.

$$j_s = dW/dSdt, \quad (2-16)$$

где j_s — плотность потока массы в твердой фазе около поверхности тела, зависящая от положения рассматриваемой точки на поверхности тела; $j_s = j_s(S)$.

Средняя скорость массопередачи на поверхности высушиваемого тела равна

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \frac{1}{S} \int_0^S j_s(S) dS. \quad (2-17)$$

Уравнение массопроводности (2-12) является одним из основных уравнений кинетики сушки. Применимость его для описания массопереноса в твердой фазе проверена экспериментально С. П. Рудобаштой с соавт. [107, 121], показавшими справедливость этого уравнения в изотермических условиях.

В неизотермических условиях сушки возникают температурные перепады по толщине материала, вызывающие дополнительные потоки влаги, что обусловлено термодиффузией. С учетом термодиффузии уравнение массопроводности записывается в виде

$$j = -D\rho_v (\text{grad } C + \delta \text{grad } \theta), \quad (2-18)$$

а при высокотемпературной сушке необходимо еще учитывать бародиффузию влаги и описывать массоперенос общим уравнением (1-66).

Расчет процесса сушки по уравнению массопроводности представляет большие трудности, так как в объектах сушки происходит взаимосвязанный массотеплоперенос: удаление влаги и одновременный нагрев влажного материала. Взаимосвязь процессов обусловлена тем, что массообменные коэффициенты зависят от температуры, а тепловые — от концентрации влаги в материале; кроме того, температура входит во второе слагаемое правой части уравнения (2-18), учитывающее термодиффузионный поток.

В связи с этим С. П. Рудобашта и А. Н. Плановский [107] предложили рассматривать сушку как чисто массообменный процесс, считая температурное поле высушиваемого материала специально вызванным наложением. Влияние этого поля на кинетику массопередачи можно учесть, используя экспериментально полученные функции взаимосвязи между среднеобъемными температурой и влажностью материала $\theta = f(C)$ в условиях, приближенных к условиям работы проектируемого аппарата. В соответствии с этой зависимостью можно записать следующие приближенные соотношения

$$D = f_1(C, \theta) \approx f_1[C, f(C)] = D(C); \quad (2-19)$$

$$\delta = f_2(C, \theta) \approx f_2[C, f(C)] = \delta(C); \quad (2-20)$$

$$\text{grad } \theta \approx f'(C) \text{ grad } C. \quad (2-21)$$

С учетом соотношений (2-19) — (2-21) дифференциальное уравнение неизотермической массопроводности принимает вид

$$\partial C / \partial \tau = \text{div}(D^* \text{ grad } C), \quad (2-22)$$

где $D^* = D(C)[1 + \delta(C)f'(C)]$ — функция только влажности.

Коэффициент D^* можно считать условным (обобщенным) коэффициентом массопроводности, учитывающим собственно массопроводность и термодиффузию и зависящим от режима процесса.

Уравнение (2-22) является кинетическим, т. е. его можно использовать без привлечения уравнения для поля температур. Тогда число кинетических коэффициентов сокращается с девяти до трех (D, δ, β), а в условиях, когда термодиффузией можно пренебречь, — до двух (D, β).

Для решения дифференциального уравнения массопроводности (2-22) необходимо знать краевые условия: распределение влагосодержания в материале в начальный момент времени (начальное условие), условия массообмена у поверхности (граничное условие) и форму тела. Начальную влажность материала обычно принимают равномерной

$$C(x, y, z, t = 0) = C_0 = \text{const.} \quad (2-23)$$

Границное условие может быть задано балансом потоков влаги, подводимой к поверхности тела и отводимой от нее в газовую fazу. Поскольку влага на поверхности тела не накапливается, очевидно, должно выполняться равенство

$$-D_s \rho_v (\partial C / \partial n) = \beta (C_{\Pi}' - C_{\Pi}), \quad (2-24)$$

где D_s — среднее по поверхности значение коэффициента массопроводности, $\text{м}^2/\text{с}$; $\partial C / \partial n$ — изменение влагосодержания по нормали к поверхности тела.

Решение системы уравнений (2-22) — (2-24), полученное классическим методом разделения переменных при постоянных значениях D, β, A_p, C_p применительно к среднеобъемной влажности в шаре, неограниченных пластине и цилиндре, имеет вид

$$E = (\bar{C} - C_p) / (C_0 - C_p) = \sum_{n=1}^{\infty} B_n \exp(-\mu_n^2 F_{\text{d}}), \quad (2-25)$$

где B_n, μ_n — коэффициенты, зависящие от формы тела и критерия V_{d} ; значения их приведены в книге А. В. Лыкова [76].

Коэффициенты μ_n представляют собой ряд возрастающих дискретных чисел ($0 < \mu_1 < \mu_2 < \dots$), поэтому сходимость ряда (2-25) быстро увеличивается с возрастанием критерия Фурье. Начиная с некоторого момента времени, процесс с достаточной точностью описывается первым членом ряда. Этот режимушки можно называть регулярным. На ЭВМ исследована сходимость ряда (2-25) [107].

На рис. 2-2 в качестве примера приведен график зависимости относительной погрешности ϵ , возникающей при решении уравнения (2-25) в результате отбрасывания кратных экспонент, от величин V_{d} и E для шара.

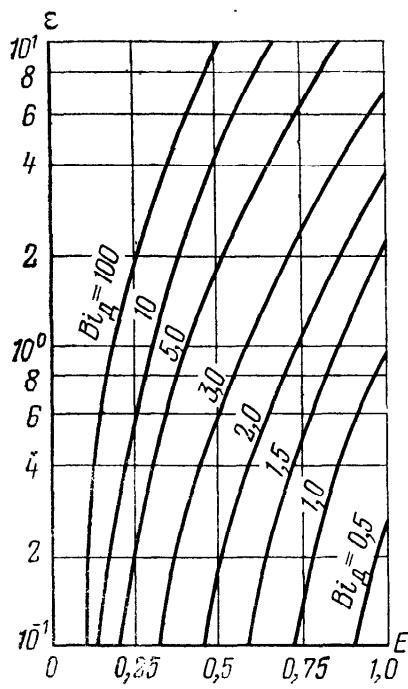


Рис. 2-2. График регуляризации уравнения (2-25)
для шара

Вследствие непостоянства кинетических коэффициентов D и β расчет промышленных аппаратов необходимо проводить позонно и, следовательно, оперировать большими значениями E . В этом случае графики зависимостей $\varepsilon = f(B_{id}, E)$ позволяют по допустимому значению погрешности ε установить возможную область применения простых формул регулярного режима (с одним членом ряда) и тем самым значительно уменьшить объем вычислительных работ.

В области регулярного режима теоретическая кривая сушки при D , β , A_p , $C_n = \text{const}$ выражается уравнением

$$\bar{C} = B_1 \exp(-\mu_1^2 D t / R^2) (C_0 - C_p) + C_p. \quad (2-26)$$

Значения коэффициентов B_1 и μ_1 определяются критерием B_{id}

$$B_{id} = \beta R / D \rho_v A_p,$$

где A_p — тангенс угла наклона линии равновесия $C = A_p C_n$; R — половина толщины пластины, либо радиус цилиндра, шара.

Критерий B_{id} характеризует относительное влияние внешне- и внутридиффузационного сопротивления на кинетику процесса. При $B_{id} < 0,1$ внутридиффузационное сопротивление пренебрежимо мало по сравнению с внешнедиффузионным, и скорость процесса сушки лимитируется скоростью массоотдачи (внешняя задача). При $B_{id} > 100$ скорость сушки полностью определяется сопротивлением массопроводности внутри материала, при этом влажность материала вблизи поверхности быстро принимает равновесное значение (внутренняя задача). Интервалу $B_{id} = 0,1 - 100$ соответствует переходная область, в которой на кинетику сушки влияет как внешне-, так и внутридиффузионное сопротивление.

Для инженерной практики разработан зональный метод расчета [107]: весь интервал изменения влажности в твердой фазе от C_0 до C_k разбивается на ряд интервалов, причем каждому соответствует определенная «зона» аппарата. Считают, что в любом i -ом интервале коэффициенты массопроводности D_i , массоотдачи β_i , распределения A_{pi} и концентрации пара C_{ni} в ядре потока сушильного агента постоянны.

Время пребывания материала в i -й зоне аппарата, необходимое для изменения его влажности на величину ΔC_i , определяется решением системы (2-22), (2-23), (2-24), т. е. уравнения

(2-25). Интервал изменения влажности в зоне следует выбрать в соответствии с графиками регуляризации (см. рис. 2-2) таким образом, чтобы решение лежало в регулярной области. В этом случае трансцендентное уравнение (2-25) превращается в простое алгебраическое, из которого определяется время τ_i :

$$\tau_i = \left(R^2 / \mu_i^2 D_i \right) \ln \left(B_i / E_i \right). \quad (2-27)$$

Общее необходимое время пребывания материала в аппарате, очевидно, должно удовлетворять условию

$$\tau \geq \sum_{i=1}^n \tau_i, \quad (2-28)$$

где n — число зон.

2.2. Кривые кинетики сушки

Под кинетикой процесса сушки обычно понимают изменение средних по объему высушиваемого тела влажности \bar{C} и температуры $\bar{\theta}$ с течением времени τ . Изменение среднеобъемной влажности материала во времени $\bar{C} = f(\tau)$ графически изображается кривой 1 (рис. 2-3), называемой кривой сушки. В общем случае кривая сушки состоит из нескольких участков, соответствующих различным периодам сушки.

Взяв первую производную функции $C = f(\tau)$, получают скорость сушки, под которой понимают изменение влагосодержания материала в единицу времени. Следует отличать скорость сушки $dC/d\tau$ от скорости массопередачи, или интенсивности испарения $dW/Sd\tau$, которая в данном случае определяет массу влаги, испаряемой с единицы поверхности высушиваемого материала в единицу времени. Между величинами $dC/d\tau$ и $dW/Sd\tau$ существует взаимосвязь. С учетом соотношений (1-77)

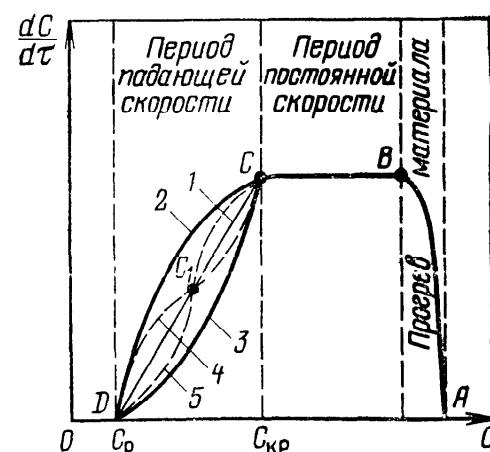
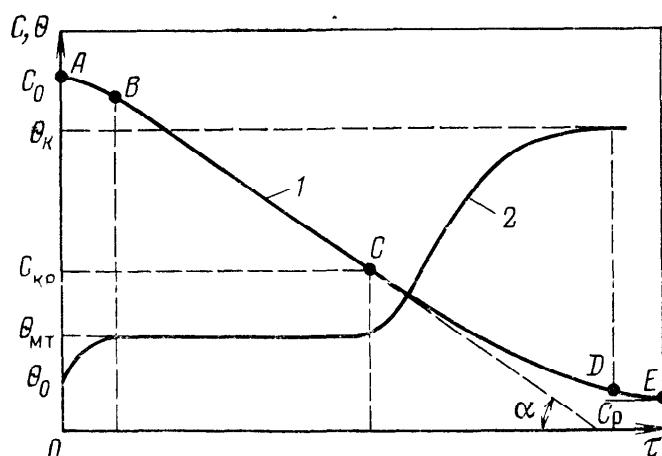


Рис. 2-3. Кривые сушки (1) и нагрева (2) высушиваемого материала

Рис. 2-4. Кривые скорости сушки

и (1-78) можно записать

$$j = dW/Sd\tau = -(\rho_v/s_y) (dC/d\tau) = -\rho_v R_v (dC/d\tau). \quad (2-29)$$

Скорость сушки определяют по кривой графическим дифференцированием. Для этого к произвольной точке кривой, характеризующей влажность в данный момент времени, необходимо провести касательную до пересечения с осью абсцисс (см. рис. 2-3). Тангенс угла наклона касательной к оси абсцисс определяет скорость сушки в данный момент времени. Откладывая на графике значения $\tan \alpha = dC/d\tau$, можно построить кривую скорости сушки в координатах $C—dC/d\tau$ (рис. 2-4).

Периоду падающей скорости соответствует одна из линий между точками C и D (1, 2, 3, 4 или 5). От точки C скорость сушки начинает уменьшаться. Это обусловлено следующими причинами. С уменьшением влажности материала внутридиффузационное сопротивление увеличивается и в некоторый момент достигает значения, соизмеримого с внешнедиффузионным сопротивлением. Общее сопротивление диффузии возрастает, а скорость сушки падает. Кроме того, влажность материала вблизи поверхности, уменьшаясь по мере сушки, может приближаться к гигроскопическому значению; при этом концентрация пара около поверхности испарения снижается, приближаясь к концентрации пара в окружающей среде. Вследствие уменьшения разности концентраций скорость внешнего массопереноса (от поверхности тела в окружающую среду) снижается, и скорость сушки убывает. Уменьшение скорости сушки на участке CD может быть вызвано либо первой причиной, либо второй, либо той и другой одновременно.

Влажность, соответствующая точке перехода от горизонтальной прямой линии к кривой на границе между периодами постоянной и падающей скоростей сушки, называется критической влажностью C_{kr} . При достижении материалом равновесной влажности C_p процесс сушки прекращается.

Следует отметить, что кривые скорости сушки в период падающей скорости могут быть различной конфигурации. По форме кривых можно во многих случаях судить о форме связи влаги с материалом и о влиянии различных факторов на процесс сушки. Простейшая линия сушки (линия 1 на рис. 2-4) является прямой. Она характерна для тонких пористых материалов, например, для бумаги, тонкого картона. Линии типа 2 соответствуют сушке коллоидных тел, типа 3 — капиллярно-пористых материалов. Эти линии имеют одну критическую точку C . Материалам с более сложной структурой присущи более сложные кривые сушки, например, 4 и 5. На этих кривых имеется вторая критическая точка C_1 . Она соответствует границе влажности, при которой изменяется механизм перемещения влаги в материале. Для многих материалов эта точка соответствует началу удаления адсорбционно связанный влаги, тогда как в на-

чальный период падающей скорости удаляется влага микропилляров.

Большой информативностью обладают температурные кривые $\theta = f(\tau)$. Из рис. 2-3 видно, что в начале процесса сушки температура материала θ быстро повышается до постоянной величины, равной температуре мокрого термометра $t_{\text{мт}}$ — температуре адиабатного испарения свободной жидкости. С момента достижения материалом критического влагосодержания $C_{\text{кр}}$ начинается повышение его температуры. По мере снижения влагосодержания материала до равновесной величины C_p температура тела приближается к температуре сушильной среды t .

Таким образом, период постоянной скорости сушки характеризуется постоянной температурой материала, а период падающей скорости сушки — возрастающей температурой материала. Поскольку температура мокрого термометра существенно ниже температуры окружающей среды и мало от нее зависит, можно для первого периода сушки применять сушильный агент с высокой температурой. Это очень важно для интенсификации процесса сушки и правильной организации аппаратурно-технологического оформления.

Температурные кривые дают также информацию о формах связи влаги с материалом. М. Ф. Казанский разработал термографический метод анализа объектов сушки, основанный на медленной изотермической сушке тонких образцов материалов и измерении их температуры. Анализ температурных кривых позволяет получить количественную оценку влаги с различными формами связи. Пример рассмотрения такой термограммы приведен выше (см. рис. 1-3).

Термографический метод был усовершенствован А. А. Долинским с сотр. [31] применительно к жидким материалам — объектам распылительной сушки. В отличие от медленной сушки, отвечающей методу М. Ф. Казанского, метод А. А. Долинского предусматривает сушку капель растворов в условиях, приближенных к реальным условиям сушки распылением. Рассмотренные выше кинетические характеристики (см. рис. 1-4) дают возможность не только проанализировать класс высушиваемого материала, но и получить реальные данные о кинетике сушки растворов и суспензий способом распыления.

Кривая сушки позволяет сразу ответить на вопрос, каким должно быть время пребывания материала в аппарате для того, чтобы влажность понизилась от начальной C_0 до некоторой конечной заданной C_k , а по кривой нагрева $\theta = f(\tau)$ можно определить конечную температуру материала и рассчитать количество тепла, идущего на его нагревание и испарение влаги.

Пользуясь законом сохранения энергии и массы вещества, можно установить взаимосвязь средних интегральных значений влагосодержания \bar{C} и температуры $\bar{\theta}$ с интенсивностями тепло- и массообмена j_s и \bar{q}_s , а следовательно, и со скоростью сушки

в виде уравнения баланса тепла. Все тепло, подведенное к телу, равно теплу, потраченному на испарение влаги, и теплу, затраченному на его нагрев.

Если общая поверхность влажного тела равна S , масса влаги $m_{ж}$, масса сухого тела m_t , теплоемкости влаги и сухого тела соответственно $c_{ж}$ и c_t , то количество тепла, необходимое для нагрева тела в единицу времени, будет равно

$$q_m = (c_t m_t + c_{ж} m_{ж}) (d\bar{\theta}/d\tau). \quad (2-30)$$

Количество тепла, потраченное на испарение влаги, равно

$$q_u = r (dm_{ж}/d\tau) = rm_t (d\bar{C}/d\tau). \quad (2-31)$$

Сумма количеств тепла, идущего на нагревание тела и испарение влаги в нем, равна количеству подведенного тепла в единицу времени ко всей поверхности тела S . Тогда средний удельный поток тепла на единицу поверхности тела будет равен

$$\bar{q}_s = \frac{1}{S} \int_S q_s dS = S \bar{q}_s. \quad (2-32)$$

Просуммировав (2-30) и (2-31) и приравняв к (2-32), а затем разделив обе части равенства на объем абсолютно сухого тела V_0 , получим

$$\bar{q}_s = (c_t + c_{ж}\bar{C}) \rho_v R_v (d\theta/d\tau) + \rho_v R_v r (d\bar{C}/d\tau). \quad (2-33)$$

С учетом равенства (1-44) можно записать

$$\bar{q}_s = \rho_v R_v r \frac{d\bar{C}}{d\tau} \left(1 + \frac{c_m}{r} \cdot \frac{d\bar{\theta}}{d\bar{C}} \right) \quad (2-34)$$

или

$$\bar{q}_s = \rho_v R_v r \frac{d\bar{C}}{d\tau} (1 + R_b), \quad (2-35)$$

так как второе слагаемое в скобках уравнения (2-34) представляет собой критерий Ребиндера.

Выражение (2-35) является основным уравнением кинетики сушки.

2.3. Методы расчета, основанные на анализе кинетики сушки

Чтобы воспользоваться основным уравнением кинетики сушки, необходимо знать зависимость влагосодержания тела от времени. Эту зависимость можно получить, решая систему дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса. Задача является достаточно сложной, так как существенно нелинейна. Поэтому на практике при кинетических расчетах используют приближенные уравнения.

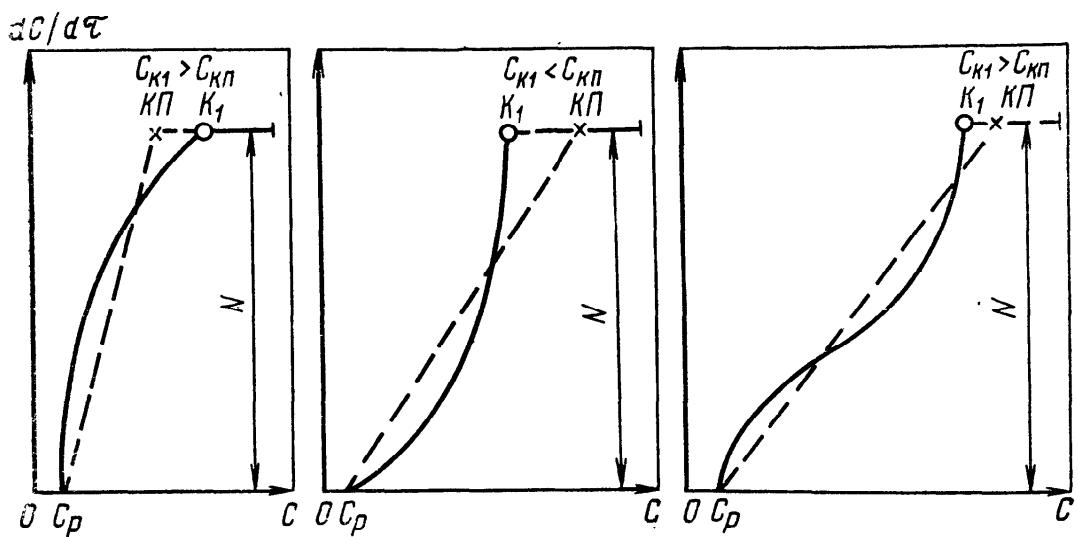


Рис. 2-5. Графический метод определения критического влагосодержания ($KП$ — критическое приведенное влагосодержание)

Обобщение большого количества экспериментальных данных по кинетике сушки позволило получить аналитические зависимости, описывающие кривые скорости сушки. Одной из зависимостей, широко освещенной в литературе, является уравнение Г. К. Филоненко для приведенной скорости сушки

$$\psi = - \left(\frac{1}{N} \cdot \frac{dC}{d\tau} \right) = \frac{(C - C_p)^n}{A + B(C - C_p)^n}, \quad (2-36)$$

где ψ — приведенная скорость сушки; N — скорость сушки в первом периоде; A, B, n — постоянные, определяемые из опыта.

Согласно теории Г. К. Филоненко, коэффициент n характеризует форму связи влаги с материалом и не зависит от размеров и формы образца. Коэффициенты A и B зависят от толщины материала. Для определения времени сушки по этому уравнению необходимо знать четыре постоянные, что затрудняет его практическое использование.

А. В. Лыков предложил метод замены действительной кривой скорости сушки в период падающей скорости, имеющей сложный вид, прямой. В результате такой замены первая критическая точка смещается вправо или влево в зависимости от характера кривой скорости сушки (рис. 2-5). Уравнение кривой скорости сушки тогда будет иметь вид

$$-dC/d\tau = K(C - C_p); \quad (2-37)$$

$$K = N/(C_{kp} - C_p) = \alpha N, \quad (2-38)$$

где K — коэффициент пропорциональности, названный коэффициентом сушки, зависит от режима сушки; α — относительный коэффициент сушки, зависит от свойств материала и начальной его влажности; C_{kp} — критическое приведенное влагосодержание.

Интегрирование уравнения (2-37) дает

$$(C - C_p)/(C_{kp} - C_p) = \exp(-\alpha N t). \quad (2-39)$$

Если прологарифмировать последнее выражение, то можно получить приближенное уравнение кривой сушки в следующем виде:

$$\lg(C - C_p) = \lg(C_{kp} - C_p) - \kappa N\tau / 2,3 \quad (2-40)$$

Таким образом, чтобы определить коэффициент сушки K , достаточно построить в полулогарифмическом масштабе кривую сушки. Тангенс угла наклона и будет численно равен коэффициенту сушки.

В развитие метода А. В. Лыкова В. В. Красников [63] предложил более совершенный двухзональный метод расчета.

Сущность метода состоит в том, что кривую скорости сушки заменяют ломаной прямой линией. Таким образом, период падающей скорости сушки делится на две зоны, в каждой из которых скорость сушки уменьшается от критического влагосодержания по линейному закону. Выражения для приведенной скорости сушки принимают следующий вид:

для I зоны второго периода ($C_{kp2} < C < C_{kp1}$)

$$\psi = -(1/N)(dC/d\tau) = 1 - \kappa_1(C_{kp1} - C); \quad (2-41)$$

для II зоны второго периода ($C_{kp2} > C > C_p$)

$$\psi = -(1/N)(dC/d\tau) = \kappa_2(C - C_p). \quad (2-42)$$

Относительные коэффициенты сушки по зонам приближенно можно определить по тангенсу угла наклона соответствующих прямых. Второе критическое влагосодержание определяется по формуле

$$C_{kp2} = (1 - \kappa_2 C_{kp1} + \kappa_2 C_p) / (\kappa_2 - \kappa_1). \quad (2-43)$$

Особый интерес представляет обработка экспериментальных кривых сушки различных материалов, проведенная В. В. Красниковым [63]. В результате обработки установлено, что произведение $N\tau$ при данной влажности материала есть величина постоянная, не зависящая от режима сушки. Обобщенная кривая $(C - C_p) - N\tau$ для сушки прессованной бумаги представлена на рис. 2-6, а.

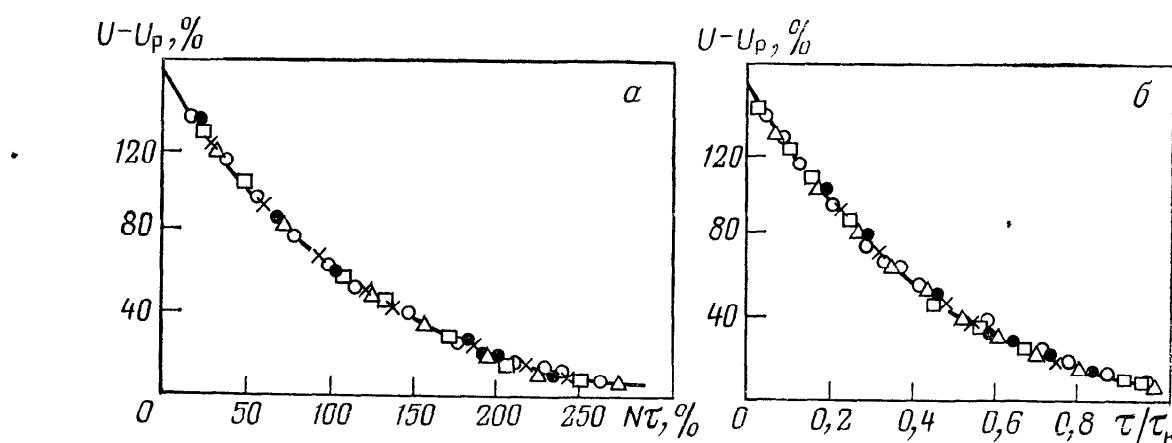


Рис. 2-6. Обобщенные кривые кинетики сушки прессованной бумаги в функции $N\tau$ (а) и τ/τ_k (б)

Описанный метод дает возможность получать кривые сушки материала для любых режимов, имея всего одну кривую для какого-то определенного режима.

Дальнейший анализ кривых кинетики сушки, выполненный В. В. Красниковым и В. А. Даниловым, показал, что между скоростью сушки в первом периоде N и продолжительностью сушки τ_k до конечной влажности C_k существует обратная пропорциональность: $N \sim 1/\tau_k$. Следовательно, независимо от режима сушки для определенных влагосодержаний материала C и C_k отношение $\tau/\tau_k \approx \text{const}$, т. е. обобщенную кривую сушки можно построить непосредственно в функции относительного времени сушки τ/τ_k . На рис. 2-6, б показано такое построение, выполненное В. В. Красниковым для прессованной бумаги.

А. С. Гинзбург, В. Д. Скверчак и В. А. Цой показали возможность построения обобщенной кривой сушки в координатах $(C - C_p)/(C_0 - C_p) - N_{\max}\tau/(C_0 - C_p)$, где N_{\max} — максимальная скорость сушки в начале процесса (для материалов, имеющих первый период сушки $N_{\max} = N$). Метод В. В. Красникова можно сформулировать следующим образом: при любых режимах сушки и начальной влажности материала

$$N_{\max}\tau/(C_0 - C_p) = \text{const}, \quad (2-44)$$

где τ — продолжительность сушки до текущего влагосодержания C .

В течение первого периода сушки влагоперенос лимитируется внешней фазой, поэтому скорость сушки можно определить из уравнений тепло- или массоотдачи. Действительно, из уравнений (2-8) и (2-11) с учетом уравнения связи (2-29) можно получить соответственно

$$N = \beta (C_{\Pi}' - C_{\Pi})/\rho_v R_v; \quad (2-45)$$

$$N = \alpha (t - t')/\rho_v R_v r. \quad (2-46)$$

Время сушки в период постоянной скорости определяется просто:

$$\tau_1 = (C_0 - C_{kp})/N. \quad (2-47)$$

Оригинальный и достаточно практичный метод расчета кинетики сушки сыпучих дисперсных материалов с разнороднопористой структурой разработали Б. С. Сажин, П. В. Чураев, Н. Е. Шадрина и др. [125]. В основу метода положен комплексный анализ сорбционно-структурных и теплофизических характеристик объектов сушки и модельных материалов, кинетика которых известна.

Для периода постоянной скорости время сушки принимают равным времени прогрева материала до температуры адиабатного испарения жидкости. Для определения этого времени рассчитывают критерий Био и балансовое отношение тепла Q , поглощенного системой в заданном состоянии, к теплу Q_{∞} , кото-

рое может быть поглощено системой в предельном равновесном состоянии

$$\frac{Q}{Q_\infty} = \frac{(c_t + c_{ж}C_0)(t_{мт} - \theta_0) + r(C_0 - C_{кп})}{(c_t + c_{ж}C_0)(t - \theta_0) + rC_0}. \quad (2-48)$$

По рассчитанным величинам $Bi=aR/\lambda$ и Q/Q_∞ решают задачу нагрева шара [76], при этом определяют критерий Fo , из которого можно получить время τ_1 , в течение которого частице материала радиусом R с известными теплофизическими характеристиками a , λ и c_m подведено необходимое для сушки количество тепла.

Авторы руководящего технического материала НИИхиммаша на сушильные аппараты [123] излагают более простой метод расчета кинетики сушки в первом периоде. Если известен коэффициент α или β , то скорость сушки можно рассчитать по формуле (2-45) или (2-46). Если эти коэффициенты неизвестны, но имеется кривая кинетики сушки модельного материала, снятая на сушилке определенного типа, то можно рассчитать скорость и время сушки в течение первого периода для исследуемого материала в том же аппарате.

Например, многие исследователи, изучавшие тепло- и маскообмен при сушке капель или частиц со свободной влагой, получили зависимости, в которых $Nu \sim Re^{0,5}$, т. е. можно написать пропорциональность

$$(\alpha d_\vartheta / \lambda) \sim (ud_\vartheta / v)^{0,5}, \quad (2-49)$$

откуда

$$\alpha \sim d_\vartheta^{0,5}. \quad (2-50)$$

С учетом пропорциональностей (2-49), (2-50) формулу (2-46) можно выразить в виде

$$N_I = \bar{\Delta}_t / d_\vartheta^{1,5} \rho_v, \quad (2-51)$$

где $\bar{\Delta}_t$ — средняя движущая сила процесса сушки.

Из формулы (2-51) вытекает соотношение между скоростями сушки в первый период для частиц модельного и исследуемых материалов

$$N_I = N_{I\text{ мод}} (d_{\vartheta,\text{мод}}/d_\vartheta)^{1,5} (\rho_{m,\text{мод}}/\rho_m) (\bar{\Delta}_t / \bar{\Delta}_{t\text{ мод}}). \quad (2-52)$$

Если принять температурные режимы сушки модельного и исследуемого материала одинаковыми, то формула (2-52) упрощается

$$N_I = N_{I\text{ мод}} (d_{\vartheta,\text{мод}}/d_\vartheta)^{1,5} (\rho_{m,\text{мод}}/\rho_m). \quad (2-53)$$

В период падающей скорости сушки удаляется содержащаяся в порах и адсорбированная на их стенках влага. Согласно соотношению (1-16) содержание влаги в материале можно выразить через заполнение пор определенного размера. В связи с этим продолжительность удаления жидкости из ма-

териала предложено представлять суммой продолжительностей ее удаления последовательно из совокупностей пор, различающихся размерами, сначала из крупных, а затем из все более мелких [125].

Если известна скорость удаления влаги \bar{N}_i из группы пор диаметром от d_i до d_{i+1} , то время τ_i опорожнения этой группы пор можно определить как

$$\tau_i = (1/\bar{N}_i) (\rho_{ж}/\rho_v) \int_{d_i}^{d_{i+1}} f_v(d) d (d) = K_i \Delta C_i, \quad (2-54)$$

где $K_i = 1/\bar{N}_i$; ΔC_i — содержание влаги в материале, соответствующее заполнению пор от d_i до d_{i+1} .

Продолжительность сушки во втором периоде τ_{II} определяется суммой

$$\tau_{II} = \sum_{i=1}^n \tau_i = \sum_{i=1}^n K_i \Delta C_i, \quad (2-55)$$

где n — число групп пор.

Разделение пор по размерам на группы осуществляется в соответствии с изложенной в гл. 1 классификацией Б. С. Сажина на основе критического радиуса пор. Авторы излагаемого метода взамен сложных аналитических расчетов процесса внутреннего влагопереноса предложили среднюю скорость удаления влаги из каждой группы пор определять по кинетике сушки модельных материалов в реальных аппаратах со взвешенным слоем.

Модельные материалы должны быть достаточно представительными в отношении наличия пор всех групп (четыре группы согласно классификационной табл. 1-1 плюс пятая группа ультрамикропор, диаметр которых соизмерим с размерами молекул влаги). В качестве модельных материалов выбраны катионитная смола КУ-2-8ЧС и сополимер стирола МСН, для которых были определены сорбционно-структурные характеристики и сняты кривые кинетики сушки во взвешенном слое.

По кривым сушки модельных материалов определено время, в течение которого происходит изменение влагосодержания на величины, соответствующие удалению влаги из каждой группы пор.

Данные по кинетике сушки в совокупности с зависимостями времени прогрева τ_1 (первый период сушки) частиц полимерных материалов радиусом R от 0,025 до 0,5 мм при $\lambda = 0,1 - 0,3 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ и $a = (0,3 - 4) 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$ позволили составить номограмму для определения времени сушки частиц дисперсных материалов во взвешенном слое (рис. 2-7).

Применяя принцип соответственных состояний [125, 174], полагают, что материалы с одинаковыми структурными и теп-

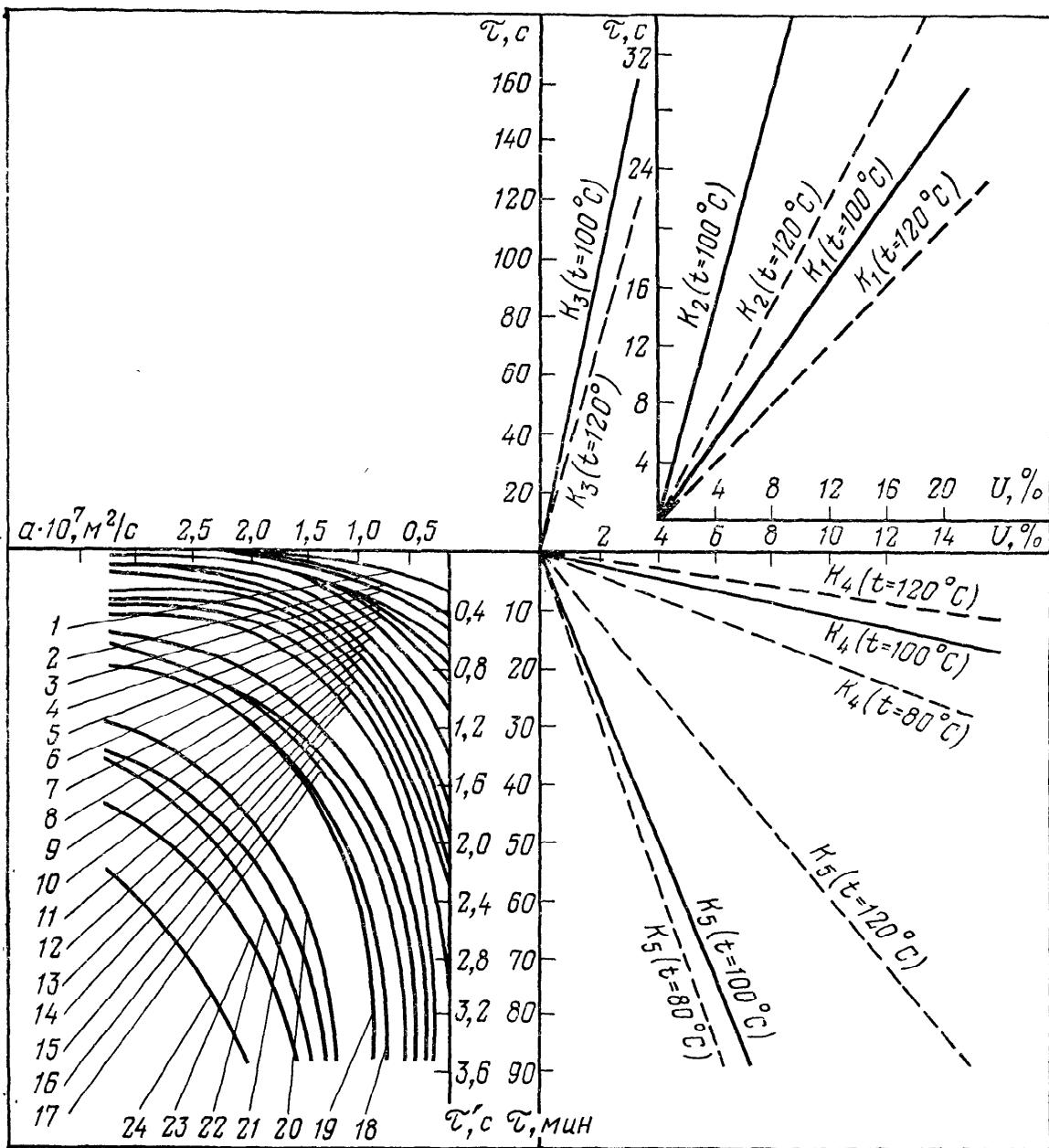


Рис. 2-7. Номограмма для определения времени сушки частиц дисперсных материалов во взвешенном слое (по Б. С. Сажину [125]):

Кривая	1	2	3	4	5	6	7	8
R , мм	0,025	0,025	0,05	0,025	0,025	0,025	0,05	0,05
λ , Вт/(м·К)	0,1	0,1	0,1	0,2	0,3	0,1	0,1	0,2
Q/Q_∞	0,5	0,7	0,5	0,5	0,5	0,5	0,7	0,5
Кривая	9	10	11	12	13	14	15	16
R , мм	0,25	0,05	0,05	0,05	0,25	0,05	0,25	0,25
λ , Вт/(м·К)	0,2	0,1	0,2	0,3	0,1	0,2	0,2	0,1
Q/Q_∞	0,5	0,5	0,7	0,7	0,5	0,5	0,5	0,7
Кривая	17	18	19	20	21	22	23	24
R , мм	0,25	0,25	0,5	0,25	0,5	0,25	0,5	0,5
λ , Вт/(м·К)	0,2	0,3	0,2	0,2	0,1	0,3	0,3	0,3
Q/Q_∞	0,7	0,5	0,5	0,5	0,5	0,9	0,7	0,5

ловыми характеристиками в одинаковых условиях сушатся одинаково. Тогда по номограмме можно рассчитать общее время сушки дисперсных материалов в условиях взвешенного слоя как сумму:

$$\tau = \tau_I + \tau_{II} = \tau_I + \sum_{i=1}^n K_i \Delta C_i, \quad (2-56)$$

где i — номер группы согласно классификационной табл. 1-1; ΔC_i — содержание влаги в материале, соответствующее заполнению группы пор i .

Таким образом, для расчета кинетики сушки конкретного материала достаточно определить его дисперсные, сорбционно-структурные и тепловые характеристики. По сорбционно-структурным характеристикам определяют значения ΔC_i ; время τ_i и значения коэффициентов K_i находят из номограммы (см. рис. 2-7).

Номограмма составлена для модельных материалов, имеющих диаметр частиц не более 0,5 мм, поэтому время сушки для материалов с частицами диаметром менее 0,5 мм будет рассчитано с запасом тем большим, чем меньше размер частиц. В других случаях для расчета кинетики сушки можно пользоваться следующей связью между скоростями сушки модельного и исследуемого материалов, установленной из условия, что у разных пористых материалов при одинаковой температуре плотность потока влаги при удалении ее из пор одинакового радиуса одинакова [123]:

$$dC/d\tau = (Cd_{\text{э,мод}}/C_{\text{мод}}d_{\text{э}}) (dC/d\tau)_{\text{мод.}} \quad (2-57)$$

Описанный метод не применим для материалов, подверженных изменению внутренней структуры, измельчению или агломерации в процессе сушки. Об этом, в частности, свидетельствуют факты расхождения расчетного и экспериментально найденного времени сушки для сополимера ВХВД-40 и бисерного поливинилацетата, приведенные в монографии Б. С. Сажина [125].

Для технологии сушки важно знать изменение температуры материала. В период постоянной скорости сушки температура материала равна температуре мокрого термометра, хотя при дополнительном подводе тепла излучением или теплопроводностью от горячей стенки аппарата температура поверхности материала может быть выше. Температура материала в период падающей скорости сушки может быть определена из основного уравнения кинетики сушки (2-34). В этом уравнении отношение $d\bar{\theta}/d\bar{C}$ называется температурным коэффициентом сушки

$$b = d\bar{\theta}/d\bar{C}. \quad (2-58)$$

Более общей характеристикой является относительный (безразмерный) температурный коэффициент сушки [75]

$$B = b (\Delta C / \Delta T), \quad (2-59)$$

где ΔC и ΔT — соответственно фиксированные значения влагосодержания и температуры.

В случае конвективной сушки можно принять $\Delta C = \bar{C}_0$; $\Delta T = T_{cp}$. Тогда относительный температурный коэффициент сушки B будет характеризовать локальное изменение относительной температуры тела при изменении его относительного влагосодержания на 1 кг/кг

$$B = b \frac{\bar{C}_0}{T_{cp}} = \frac{\partial (\bar{t}/T_{cp})}{d(\bar{C}/\bar{C}_0)}. \quad (2-60)$$

Коэффициент B является функцией влагосодержания тела. Для многих материалов эту зависимость можно представить в виде эмпирической формулы [77]

$$B = a \exp [-m(\bar{C} - C_p)], \quad (2-61)$$

где a и m — константы, определяемые экспериментально.

Таким образом, определение температуры материала в процессе сушки сводится к нахождению значений коэффициентов b или B , либо критерия Ребиндера $Rb = b c_m / r$. В частности, используя эмпирическую формулу (2-61), можно получить уравнение температурной кривой в следующем виде:

$$\bar{\theta} = t_{cp} - (a T_{cp} / m \bar{C}_0) \{1 - \exp [-m(\bar{C} - C_p)]\}. \quad (2-62)$$

Если величина m мала, то $\exp [-m(\bar{C} - C_p)]$ можно разложить в ряд и ограничиться первыми членами разложения. Тогда

$$\bar{\theta} = t - (a T_{cp} / \bar{C}_0) (\bar{C} - C_p). \quad (2-63)$$

Таким образом, зависимость средней температуры тела от влагосодержания к концу сушки (вторая зона периода падающей скорости сушки) имеет линейный характер. В этом случае температурный коэффициент сушки b будет величиной постоянной

$$b = -d\bar{\theta}/d\bar{C} = a T_{cp} / \bar{C}_0; \quad B = a. \quad (2-64)$$

Такая зависимость характерна при сушке капиллярно-пористых тел.

2.4. Динамика процесса сушки

При выборе оптимального режима сушки и рациональной конструкции аппарата в первую очередь следует обеспечить условия, необходимые для получения требуемых технологических свойств высушиваемого материала. Эта задача связана с на-

хождением нестационарных полей влагосодержания и температуры в процессе сушки любого продукта, т. е. с решением системы дифференциальных уравнений влаго- и теплопереноса. В общем случае система дифференциальных уравнений имеет вид [77]

$$\partial C / \partial \tau = k_{11} \nabla^2 C + k_{12} \nabla^2 \theta + k_{13} \nabla^2 P; \quad (2-65)$$

$$\partial \theta / \partial \tau = k_{21} \nabla^2 C + k_{22} \nabla^2 \theta + k_{23} \nabla^2 P; \quad (2-66)$$

$$\partial P / \partial \tau = k_{31} \nabla^2 C + k_{32} \nabla^2 \theta + k_{33} \nabla^2 P, \quad (2-67)$$

где коэффициенты k_{ij} ($i, j = 1, 2, 3$) равны

$$\begin{aligned} k_{11} &= D; & k_{12} &= D\delta; & k_{13} &= k_p/\rho_v; \\ k_{21} &= (r\varepsilon/c_M) D; & k_{22} &= a + (r\varepsilon/c_M) D\delta; & k_{23} &= \varepsilon r (D/c_M) \delta_p; \\ k_{31} &= -\varepsilon D/c_p; & k_{32} &= -(\varepsilon D/c_p) \delta; & k_{33} &= D_p - (\varepsilon D/c_p) \delta_p; \end{aligned}$$

k_p — коэффициент фильтрационного переноса влаги; δ_p — относительный коэффициент фильтрационного переноса влаги; $D_p = k_p/c_p \rho_v$ — коэффициент конвективной фильтрационной диффузии; c_p — коэффициент емкости влажного газа в пористом теле; ε — коэффициент фазового превращения, характеризующий соотношение потоков парообразной (индекс 1) и жидкой (индекс 2) влаги;

$$\varepsilon = D_1/(D_1 + D_2) = D_1/D. \quad (2-68)$$

Для простейших случаев (неограниченная пластина, цилиндр, шар) система дифференциальных уравнений тепло- и влагопереноса при условии постоянства коэффициентов тепло- и влагопереноса, стационарного переноса решена А. В. Лыковым и Ю. А. Михайловым при соответствующих граничных и начальных условиях [77, 87].

В отсутствие градиента общего давления система уравнений (2-65)–(2-67) упрощается, так как исключается последнее уравнение из системы, а в первых двух уравнениях исключаются последние члены.

Из соотношения (2-68) следует, что в отсутствие переноса влаги в виде пара ($D_1 = 0$) коэффициент фазового превращения $\varepsilon = 0$. Если же отсутствует перенос жидкогообразной влаги ($D_2 = 0$), то $\varepsilon = 1$. Таким образом, в общем случае коэффициент ε изменяется от 0 до 1 ($0 \leq \varepsilon \leq 1$). Учитывая также, что влагосодержание тела $C = C_1 + C_2 \approx C_2$ (так как практически $C_1 = 0$), А. В. Лыков [75] предложил решать следующую систему дифференциальных уравнений тепло- и влагопереноса при сушке капиллярно-пористых материалов (в отсутствие градиента общего давления):

$$\partial C / \partial \tau = D_2 \nabla^2 C + D_2 \delta \nabla^2 T + \varepsilon (C) (\partial C / \partial \tau); \quad (2-69)$$

$$\partial T / \partial \tau = a \nabla^2 C + [\varepsilon (C) r / c_M] (\partial C / \partial \tau). \quad (2-70)$$

Все коэффициенты влаго- и теплопереноса и термодинамические характеристики уравнений (2-69), (2-70) зависят от влагосодержания и температуры. Поэтому граничные условия

в общем виде имеют вид

$$-\lambda (\partial \theta / \partial x)_s + q_s(\tau) - r(1 - \varepsilon) j_s(\tau) = 0; \quad (2-71)$$

$$D\rho_v (\partial C / \partial x)_s + D\rho_v \delta (\partial \theta / \partial x)_s + j_s(\tau) = 0, \quad (2-72)$$

где $q_s(\tau)$ — интенсивность теплообмена или удельный поток тепла на поверхности; $j_s(\tau)$ — удельный поток влаги или интенсивность влагообмена.

Начальные условия ($\tau=0$) в предположении параболического закона распределения влагосодержания и температуры следующие:

$$C = C_{\text{ц}} - (x^2/R^2) (C_{\text{ц}} - C_s); \quad (2-73)$$

$$\theta = \theta_{\text{ц}} + (x^2/R^2) (\theta_s - \theta_{\text{ц}}), \quad (2-74)$$

где индексы ц и s соответствуют центру и поверхности тела.

При дифференцировании этих уравнений и подстановке в граничные условия (2-71) и (2-72) А. В. Лыковым [77] получены следующие решения в критериальной форме:

$$(C_{\text{ц}} - C_s)/(C_0 - C_p) = \frac{1}{2} Ki_m(\tau) [1 + Pn Ko Lu(\varepsilon + Rb)]; \quad (2-75)$$

$$(\theta_s - \theta_{\text{ц}})/(t - \theta_0) = \frac{1}{2} Ki_m(\tau) [Ko Lu(\varepsilon + Rb)], \quad (2-76)$$

где $Ki_m = j_s R / D\rho_v (C_0 - C_p)$ — массообменный критерий Кирпичева; $Ko = r(C_0 - C_p) / c_m(t - \theta_0)$ — критерий Коссовича; $Pn = \delta(t - \theta_0) / (C_0 - C_p)$ — критерий Поснова; $Lu = D/a$ — критерий Лыкова.

Для определения полей влагосодержания и температуры необходимо знать зависимость между массообменным критерием Кирпичева и временем. Эта зависимость может быть определена из кривой скорости сушки

$$Ki_m(\tau) = [R^2/D (C_0 - C_p)] (\partial C / \partial \tau) = \\ = (\kappa N R^2 / D) [(C - C_p) / (C_0 - C_p)]. \quad (2-77)$$

Таким образом, по величине среднего влагосодержания находят перепады влагосодержания $\Delta C = C_{\text{ц}} - C_s$ и температуры $\Delta\theta = \theta_s - \theta_{\text{ц}}$. Значение температуры и влагосодержания тела в центре определяется по формулам

$$\bar{C} = C_{\text{ц}} - (1/\Gamma) \Delta C; \quad \bar{\theta} = \theta_{\text{ц}} + (1/\Gamma) \Delta\theta, \quad (2-78)$$

где Γ — постоянная величина, равная 3 для пластины, 2 для цилиндра и 5/3 для шара. Среднюю температуру тела $\bar{\theta}$ определяют по величине критерия Ребиндера или соотношению (2-62).

Дальнейшей ступенью познания закономерностей распространения полей влагосодержания и температуры послужило открытие Т. К. Шервудом явления углубления внутрь тела зоны испарения при сушке капиллярно-пористых материалов. А. В. Лыков изучил это явление экспериментально при сушке коллоидных капиллярно-пористых материалов (древесина, бумага, глина) и сформулировал задачу нахождения полей влагосодержания и температуры при углублении зоны испарения

Рис. 2-8. Кривые распределения температуры $\theta(x)$ и влагосодержания $C(x)$ по толщине пластины при сушке с углублением зоны испарения $\xi=f(\tau)$ (по Лыкову А. В. [77]):

1 — зона испарения; 2 — влажная зона

в виде следующей системы дифференциальных уравнений [77] (для неограниченной пластины):

$$c_{M\rho v} \frac{\partial \theta_i}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_i \frac{\partial \theta_i}{\partial x} \right) + \varepsilon_i \tau \rho v \frac{\partial C_i}{\partial \tau}; \quad (2-79)$$

$$\frac{\partial C_i}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D_i \frac{\partial C_i}{\partial x} + D_i \delta_i \frac{\partial \theta_i}{\partial x} \right), \quad (2-80)$$

где $i=1, 2$ (1 — зона испарения; 2 — влажная зона).

На границе зоны испарения $x=\xi(\tau)$ имеет место равенство температур, влагосодержаний и потоков тепла и влаги, т. е.

$$\theta_1 = \theta_2; \quad C_1 = C_2; \quad (2-81)$$

$$D_1 (\partial C_1 / \partial x) + D_1 \delta_1 (\partial \theta_1 / \partial x) = D_2 (\partial C_2 / \partial x) + D_2 \delta_2 (\partial \theta_2 / \partial x); \quad (2-82)$$

$$\lambda_1 (\partial \theta_1 / \partial x) - r (1 - \varepsilon_1) j_1(\tau) = \lambda_2 (\partial \theta_2 / \partial x) - r (1 - \varepsilon_2) j_2(\tau). \quad (2-83)$$

Задача является очень сложной, требует решения системы нелинейных дифференциальных уравнений с подвижными границами, однако при некоторых допущениях и упрощениях возможны приближенные решения.

2.5. Приближенные решения задачи углубления зоны испарения

В общем случае при углублении зоны испарения во влажной зоне также происходит частичное испарение ($\varepsilon_2 \neq 0$), а в зоне испарения возможен перенос жидкогообразной влаги ($\varepsilon_1 < 1$), т. е. критерий фазового превращения $\varepsilon(x, \tau)$ является непрерывной функцией координат. А. В. Лыков [77] выполнил приближенное решение для этого случая, приняв линейный закон распределения температуры и влагосодержания в зоне испарения (ξ) и параболический закон распределения $C(x)$ и $\theta(x)$ во влажной зоне $[0, (R-\xi)]$ неограниченной пластины (рис. 2-8)

$$C_1 = (C_s - C_\xi) [(x - R)/\xi] + C_s; \quad (2-84)$$

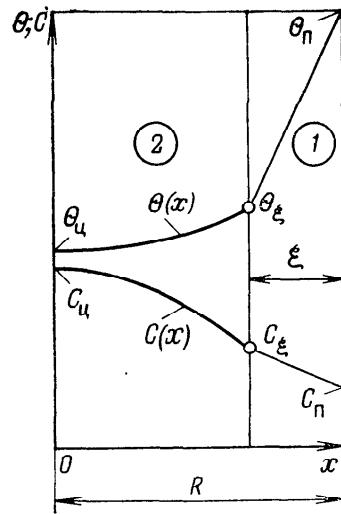
$$\theta_1 = (\theta_s - \theta_\xi) [x - R/\xi] + \theta_s; \quad (2-85)$$

$$C_2 = C_u - [x/(R - \xi)]^2 (C_u - C_\xi); \quad (2-86)$$

$$\theta_2 = \theta_\xi + [x/(R - \xi)]^2 (\theta_\xi - \theta_u), \quad (2-87)$$

где индекс ξ обозначает C и θ около поверхности границы испарения, т. е. при $x=R-\xi$; индекс 1 — зона испарения, 2 — влажная зона.

Границные условия (2-71), (2-72) записываются для координат $x=R$ и $x=R-\xi$. В результате преобразований получены



следующие соотношения:

$$\frac{\theta_s - \theta_{\text{д}}}{t - \theta_0} = K_i \left[\frac{\xi}{R} + \frac{1}{2} \left(1 - \frac{\xi}{R} \right) \frac{\lambda_1}{\lambda_2} \right] - \\ - \frac{1}{2} K_{im}(\tau) L_u K_o \frac{\lambda_1}{\lambda_2} (1 - \varepsilon) \left(1 - \frac{\xi}{R} \right); \quad (2-88)$$

$$\frac{C_{\text{д}} - C_s}{\bar{C}_0 - \bar{C}_p} = \frac{1}{2} \left(1 - \frac{\xi}{R} \right) \frac{D_1}{D_2} K_{im}(\tau) - \frac{\delta_2}{\delta_1} P_n K_i(\tau) \frac{\xi}{R} + \\ + \frac{\delta_2}{\delta_1} P_n \frac{\theta_s - \theta_{\text{д}}}{t - \theta_0} + \frac{\xi}{R} K_{im}(\tau) + \frac{\xi}{R} K_i(\tau) P_n, \quad (2-89)$$

где $K_i(\tau) = q_s(\tau) R / \lambda_1(t - \theta_0)$ — теплообменный критерий Кирпичева.

Величина ξ изменяется с течением времени по закону $\xi = B\tau^n$, где B и n — постоянные, определяемые из опыта. По величине перепада влагосодержания ($C_{\text{д}} - C_s$) и по его среднему значению \bar{C} или по величинам ($\theta_s - \theta_{\text{д}}$) и $\bar{\theta}$ можно из формул (2-88) и (2-89) определить ξ .

Как частный случай общей задачи можно рассматривать задачу, соответствующую упрощенному механизму сушки в виде углубления границы или фронта поверхности испарения. Предполагается, что в зоне испарения жидкобразная влага не перемещается ($\varepsilon_1 = 1$), а во влажной зоне отсутствует перемещение парообразной влаги ($\varepsilon_2 = 0$), т. е. критерий испарения должен изменяться скачкообразно по координате тела. Тогда вместо того, чтобы решать систему нелинейных дифференциальных уравнений (2-69), (2-70) с подвижными границами, можно решить ее как задачу с постоянными границами, используя разрывные функции (δ — функцию Дирака и единичную H — функцию Хевисайда) для аналитического описания коэффициентов переноса [92]. В этом случае коэффициент фазового превращения описывается следующей разрывной функцией

$$\varepsilon = H(C) - H(C - C_s), \quad (2-90)$$

где $H(C)$ — единичная функция Хевисайда;

$$H(C) = \begin{cases} 1 & \text{при } C \geq 0; \\ 0 & \text{при } C < 0. \end{cases} \quad (2-91)$$

Зависимость термоградиентного коэффициента от влагосодержания имеет синусоидальный характер (см., например, рис. 1-14). В первом приближении она может быть представлена в виде соотношения:

$$\delta_p(C)/\delta_{pm} = (1/C_m) \{ C [H(C) - H(C - C_m)] + \\ + (2C_m - C) [H(C - C_m) - H(C - 2C_m)] \}. \quad (2-92)$$

В качестве постоянных величин в формулу (2-92) входят максимальное влагосодержание набухания C_m (для капиллярно-пористых тел $C_m \approx C_{kp}$) и максимальное значение термоградиентного коэффициента δ_{pm} .

Описание переноса массы и тепла дифференциальными уравнениями параболического типа приводит к парадоксу о бесконечной скорости распространения возмущений концентрационных и температурных полей. Этого недостатка лишены гиперболические уравнения. Имеется ряд работ [63, 78, 79, 90, 144], в которых сделана попытка описать процессы переноса тепла и массы гиперболическими уравнениями. В частности, было показано, что основное уравнение кинетики процесса сушки (2-35), устанавливающее связь между плотностью потока тепла на поверхности тела, скоростью сушки и критерием Ребиндера, будет справедливым и для случая углубления поверхности испарения в капиллярно-пористых телах, когда критерий фазового превращения описывается разрывной функцией влагосодержания (2-90).

Если $b = -d\bar{\theta}/dC = \text{const}$, то при $R_b \ll 1$ можно из уравнений (2-35) и (2-37) установить связь между кинетическим коэффициентом $K = \alpha N$, критериями Ребиндера, Био и Фурье

$$\alpha N \tau = \bar{\alpha} \tau R_b / c_m \rho_v R_v = Bi Fo R_b. \quad (2-93)$$

Поскольку величину αN можно найти экспериментально, исходя из кинетики сушки, возможно, зная критерий Ребиндера, вычислить число Нуссельта или решить обратную задачу, т. е. связать внутреннюю и внешнюю задачи тепло- и массопереноса.

Решение нелинейных дифференциальных уравнений (2-69) и (2-70) без предварительного нахождения эмпирических формул для коэффициентов переноса и термодинамических характеристик в зависимости от температуры и влагосодержания материала можно осуществить при переходе к волновому уравнению. Такой переход выполнен нами для капиллярно-пористых тел канонической формы при сведении задачи к одномерной (пластина, цилиндр, шар). При $R_b \ll 1$ и допущении независимости частной производной $\partial P / \partial \theta$ от координат получены следующие уравнения гиперболического типа:

$$(1/a) (\partial \theta / \partial \tau) + (\gamma / v_s^2) (\partial^2 \theta / \partial \tau^2) = \nabla^2 \theta; \quad (2-94)$$

$$(\partial C / \partial \tau) + (D_1 / v_s^2) (\partial^2 C / \partial \tau^2) = D_2 \nabla^2 C, \quad (2-95)$$

где

$$\gamma = (r k_p / \lambda) (\partial P / \partial \theta); \quad (2-96)$$

$$v_s = \partial x / \partial \tau. \quad (2-97)$$

Выражение (2-97) имеет смысл скорости движения фронта испарения. Дальнейшее преобразование уравнения (2-94) позволяет получить связь между потоком тепла по поверхности тела и скоростью его изменения. Усреднив уравнение (2-94) по объему и поверхности, получим

$$\bar{q}_s = c_m \rho_v R_v \left(\frac{d\theta}{d\tau} \right) + \gamma V e^2 (d\bar{q}_s / d Fo), \quad (2-98)$$

где $V e = a / R_v v_s$ — число Верона; $Fo = \alpha \tau / R_v^2$ — число Фурье.

Если $Rb \ll 1$, то

$$\bar{q}_s = \gamma V e^2 (\bar{d}q_s/d Fo) = (a\gamma/v_s^2) (\bar{d}q_s/d\tau). \quad (2-99)$$

Таким образом, вместо параболических уравнений тепло-массопереноса имеем его волновое уравнение. При усреднении этого уравнения обычными методами устанавливается взаимосвязь между потоком тепла на поверхности тела, скоростью его нагревания и затратами тепла на испарение влаги. Из соотношений (2-98) — (2-99) следует, что поток тепла на поверхности тела равен сумме тепла нагрева и тепла испарения, которая пропорциональна скорости изменения потока тепла на поверхности во времени.

Если пренебречь теплом нагрева, то плотность потока тепла на поверхности, согласно уравнениям (2-97) — (2-99), пропорциональна скорости его изменения во времени, что подтверждает справедливость волнового уравнения для описания процессов тепло-массопереноса при углублении зоны испарения. Коэффициент пропорциональности в этом случае зависит от скорости распространения границы поверхности испарения (критерия Верона). Из уравнений (2-93) и (2-99) имеем

$$\bar{q}_s = (1/\kappa N) (\bar{d}q_s/d\tau) = (a/R_v^2 \kappa N) (\bar{d}q_s/d Fo). \quad (2-100)$$

Комбинируя уравнения кинетики сушки (2-37) и слагаемую источника влаги в уравнении (2-69) с выражением для массообменного критерия Кирпичева, можно представить уравнение (2-100) в критериальном виде как

$$1/V e^2 = (R_v v_s/a)^2 = \gamma Lu = \gamma Bi Rb. \quad (2-101)$$

Уравнение (2-101) устанавливает связь между критериями Верона, Био, Ребиндера и Лыкова. Зная критерий Верона, можно определить скорость углубления зоны испарения непосредственно из этого уравнения. Для исключения коэффициента температуропроводности, являющегося функцией температуры и влагосодержания, подставим в уравнение (2-101) выражение (2-124). Получим

$$v_s^2 = (\kappa N r k_p / c_{m0} v) (\partial P / \partial \theta). \quad (2-102)$$

Для расчета скорости движения зоны испарения по зависимости (2-102) необходимо знать уравнение кинетики сушки, уравнение температурной кривой, температурную зависимость давления насыщенного пара и значение коэффициента k_p . Приближенное решение уравнения (2-102) для определения скорости углубления зоны испарения на основе экспериментальных данных по кинетике сушки супензионного ПВХ приведено на рис. 2-11.

Еще более простое, но достаточно строгое решение задачи нахождения скорости перемещения фронта испарения получено нами [93] при некоторых допущениях на основе экспериментальных данных о кинетике процесса сушки для материалов,

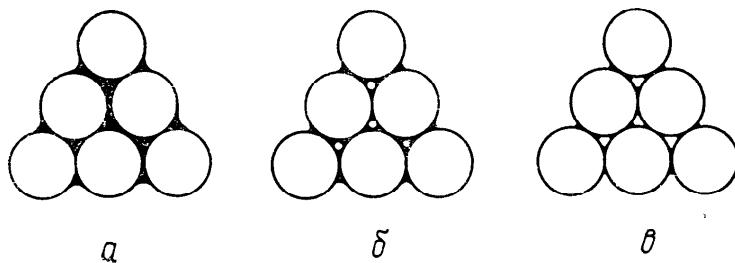


Рис. 2-9. Состояние жидкости в капиллярно-пористом теле, образованном сферическими частицами:

а — капиллярное (полное заполнение); *б* — канатное (зашемленный воздух); *в* — капиллярно-разобщенное (зашепленная вода)

которые имеют глобулярную структуру. Для подобных материалов в качестве модели капиллярно-пористого тела может служить система, состоящая из компактно уложенных сферических частичек. Геометрия пор и поведение капиллярной жидкости при разной степени их заполнения в такой модельной системе подробно рассмотрены А. В. Лыковым в монографии [77].

В случае гексагональной укладки сфер (наиболее вероятная для многих полимерных или композиционных материалов) поры представляют собой сообщающиеся ячейки тетраэдрической и ромбоэдрической формы. Поровым пространством служат капиллярные трубы с кривой осью, совпадающей с ходом поверхности сферических частиц. Поперечными сечениями капилляров являются криволинейные треугольники, площади которых изменяются от некоторого максимума до минимума.

Когда жидкость заполняет все поровое пространство, объем которого при гексагональной укладке однородных сфер составляет 25,95 %, наблюдается обычное капиллярное состояние (рис. 2-9, *а*). По мере удаления жидкости в поверхностных порах образуются мениски, которые продвигаются внутрь. Капиллярное давление увеличивается, достигая максимума при вступлении мениска в наиболее узкую часть поры. Затем мениск продвигается в расширение, образуемое следующей ячейкой. В этот момент возникает неустойчивое состояние, когда происходит резкое расширение мениска и перераспределяется жидкость по жидкостным манжетам между ближайшими сферами. При этом недостаток жидкости восполняется воздухом, захватываемым в виде пузырьков в ячейках (зашемленный воздух — рис. 2-9, *б*). Клинья жидкости сообщаются между собой; следовательно, имеется возможность непрерывного перехода от одной жидкой пленки к другой. Это состояние жидкости называется канатным.

При последующем испарении и удалении влаги происходит очередное продвижение мениска в глубь ячейки и повторно перераспределяется вода с увеличением воздушного пузырька и уменьшением жидкости в манжете и так до тех пор, пока жидкость не распределится дискретными разобщенными кольцами в точках соприкосновения сферических частичек (капил-

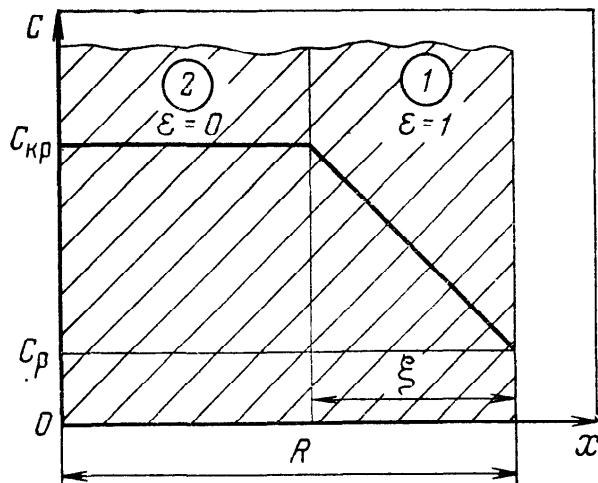


Рис. 2-10. Распределение влагосодержания $C(x)$ по толщине капиллярно-пористого тела при сушке с углублением зоны испарения $\xi=f(t)$:
 1 — зона испарения; 2 — влажная зона

дит постепенное уменьшение зоны капиллярного состояния и увеличение зоны капиллярно разобщенного состояния.

В этой модели наглядно объясняется явление скачкообразного изменения критерия фазового превращения. В зоне капиллярного состояния испарение жидкости невозможно — это влажная зона, где $\epsilon=0$. В зоне капиллярно разобщенного состояния невозможно перемещение жидкой фазы, и перенос влаги осуществляется только в виде пара — это зона испарения, где $\epsilon=1$. Граница раздела между сравнительно узкой зоной канатного состояния и зоной защемленной жидкости является фронтом испарения, на котором наблюдается скачкообразное изменение критерия фазового превращения от 0 до 1.

Рассмотренная модель позволяет оценить распределение влаги отдельно по зонам влажного состояния и испарения. Влажная зона соответствует капиллярному состоянию, и содержание в ней воды определяется только пористостью материала (зону канатного состояния можно не принимать в расчет ввиду ее малости). Очевидно, что влагосодержание будет постоянным по всему объему этой зоны и равно критическому или максимальному влагосодержанию набухания: $C_2=C_{kp}=C_m$.

В зоне испарения влагосодержание убывает от C_{kp} во фронте зоны испарения до C_p на поверхности тела, однако распределение влагосодержания по объему неизвестно. Можно предположить, что распределение влаги зависит от теплофизических и структурно-морфологических характеристик влажного материала и будет изменяться при изменении условий сушки и размеров самой этой зоны. Учитывая сложный характер зависимости, А. В. Лыков рекомендует в качестве первого приближения принимать для зоны испарения линейный закон распределения влагосодержания [77].

Приняв последний постулат в качестве основного допущения, можно найти зависимость среднего влагосодержания капиллярно-пористого тела от координаты фронта поверхности фазового превращения x или от глубины зоны испарения ξ (рис. 2-10). Тогда, продифференцировав эту зависимость по времени и решив ее совместно с дифференциальным уравнением кинетики сушки (2-37), можно определить скорость углуб-

лярно разобщенное состояние или состояние защемленной жидкости — рис. 2-9, в). Такое состояние наступает при уменьшении содержания жидкости до 22,6% от объема пор [77]. Таким образом происходит

постепенное уменьшение зоны капиллярного состояния и увеличение зоны капиллярно разобщенного состояния.

В этой модели наглядно объясняется явление скачкообразного изменения критерия фазового превращения. В зоне капиллярного состояния испарение жидкости невозможно — это влажная зона, где $\epsilon=0$. В зоне капиллярно разобщенного состояния невозможно перемещение жидкой фазы, и перенос влаги осуществляется только в виде пара — это зона испарения, где $\epsilon=1$. Граница раздела между сравнительно узкой зоной канатного состояния и зоной защемленной жидкости является фронтом испарения, на котором наблюдается скачкообразное изменение критерия фазового превращения от 0 до 1.

Рассмотренная модель позволяет оценить распределение влаги отдельно по зонам влажного состояния и испарения. Влажная зона соответствует капиллярному состоянию, и содержание в ней воды определяется только пористостью материала (зону канатного состояния можно не принимать в расчет ввиду ее малости). Очевидно, что влагосодержание будет постоянным по всему объему этой зоны и равно критическому или максимальному влагосодержанию набухания: $C_2=C_{kp}=C_m$.

В зоне испарения влагосодержание убывает от C_{kp} во фронте зоны испарения до C_p на поверхности тела, однако распределение влагосодержания по объему неизвестно. Можно предположить, что распределение влаги зависит от теплофизических и структурно-морфологических характеристик влажного материала и будет изменяться при изменении условий сушки и размеров самой этой зоны. Учитывая сложный характер зависимости, А. В. Лыков рекомендует в качестве первого приближения принимать для зоны испарения линейный закон распределения влагосодержания [77].

Приняв последний постулат в качестве основного допущения, можно найти зависимость среднего влагосодержания капиллярно-пористого тела от координаты фронта поверхности фазового превращения x или от глубины зоны испарения ξ (рис. 2-10). Тогда, продифференцировав эту зависимость по времени и решив ее совместно с дифференциальным уравнением кинетики сушки (2-37), можно определить скорость углуб-

ления фронта испарения $v_s = d\xi/d\tau$ для любого момента времени или любой координаты относительно центра тела.

На рис. 2-10 схематически показано распределение влагосодержания $C(x)$ по толщине капиллярно-пористого тела с характерным размером R (R — половина толщины пластины, радиус цилиндра или радиус сферы) и углублением зоны испарения. Очевидно, что среднеобъемное влагосодержание тела можно представить аддитивной суммой средних влагосодержаний двух зон

$$\bar{C}(\tau) = (\bar{C}_1 V_1 + \bar{C}_2 V_2)/V, \quad (2-103)$$

где V — объем тела; V_1 , V_2 — объемы зоны испарения и влажной зоны соответственно.

Как было показано, во влажной зоне

$$\bar{C}_2 = C_{kp} = \text{const}. \quad (2-104)$$

В соответствии с линейным законом распределения влаги в зоне испарения влагосодержание слоя, определяемого некоторой координатой x [$(R-\xi) \leq x \leq R$], следует рассчитывать как

$$C_1(x) = (C_{kp} - C_p)(R - x)/\xi + C_p. \quad (2-105)$$

Тогда среднеинтегральное значение влагосодержания материала в зоне испарения выразится величиной

$$\bar{C}_1 = (1/V_1) \int_{V_1} C(x) dV. \quad (2-106)$$

При выражении объемов в виде функций размеров тела преобразованием (2-103) — (2-106) получена следующая универсальная зависимость для тел канонической формы

$$\bar{C}(\tau) = C_{kp} - [(C_{kp} - C_p)/(1 + \Gamma)] \left\{ \Gamma - \sum_{i=1}^{\Gamma} [1 - \xi/R]^i \right\}, \quad (2-107)$$

где Γ — постоянная формы, равная для неограниченной пластины 1, для неограниченного цилиндра 2 и для сферы 3.

В результате дифференцирования (2-107) по времени и комбинирования с уравнением (2-37) получено

$$v_s = d\xi/d\tau = R \kappa N [f(X)/\dot{f}(X)]; \quad f(X) = 1 + \sum_{i=1}^{\Gamma} X^i, \quad (2-108)$$

где $X = x/R$ — безразмерная координата; $\dot{f}(X)$ — первая производная функции $f(X)$.

Для оценки применимости теоретических выводов о внутреннем переносе влаги были обработаны обоими способами экспериментальные данные по кинетике сушки суспензионного ПВХ [27].

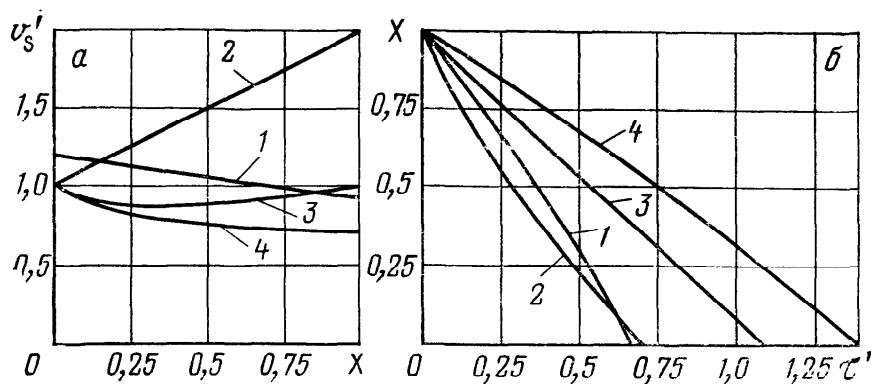


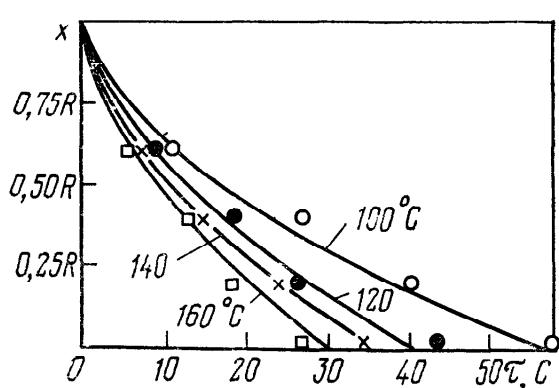
Рис. 2-11. Углубление зоны испарения в супензионном ПВХ:

a — зависимость безразмерной скорости от координаты X [$v'_s = f(X)$]; *б* — зависимость зоны испарения влаги от времени [$X = f(\tau')$]; 1 — расчет по зависимости (2-102); 2 — то же, по (2-108) — неограниченная пластина; 3 — то же, по (2-108) — неограниченный цилиндр; 4 — то же, по (2-108) — сфера

На рис. 2-11, *a* приведены результаты расчетов по формулам (2-37), (2-102) и (2-108) в виде зависимости безразмерной скорости перемещения фронта испарения $v'_s = v_s / R \kappa N$ от безразмерной координаты X , а на рис. 2-11, *б* — зависимости безразмерной координаты от безразмерного времени $\tau' = \kappa N \tau$, т. е. кинетика углубления зоны испарения. Из сравнения кривых можно сделать вывод, что скорости углубления зоны испарения, рассчитанные двумя разными способами, вполне сопоставимы. Следовательно, приведенные выше зависимости приемлемы для практических целей.

В то же время, кинетика движения фронта испарения заметно зависит от формы тела. Для сферы скорость минимальна. Очевидно, при сведении задачи к одномерной модели для получения связи (2-102) необходимо учитывать влияние формы тела на условия фильтрационного переноса вдоль координаты.

Качественное экспериментальное подтверждение теории динамики фронта испарения в капиллярно-пористых телах приведено в работе [142]. Визуализация зоны испарения основана на свойстве хлорида кадмия изменять окраску в присутствии влаги. Движение границы раздела окраски материала регистрировалось с использованием микроскопа. В качестве модельного тела применили фильтровальную бумагу, пропитанную хлоридом кадмия. Экспериментальные кривые приведены на рис. 2-12.



Характер зависимости координаты зоны испарения от времени имеет экспоненциальный характер, что совпадает с расчетной зависимостью, приведенной на рис. 2-11.

Рис. 2-12. График углубления зоны испарения в фильтровальной бумаге

Термодинамика процесса конвективной сушки

3.1. Диаграмма состояния влажного газа

При различных процессах изменения состояния термодинамическая система получает от окружающей среды или, наоборот, отдает ей энергию в виде теплоты и механической работы, поэтому внутренняя энергия системы U изменяется. Согласно первому принципу термодинамики, бесконечно малое изменение внутренней энергии системы dU складывается из полученного системой количества теплоты и произведенной работы dA

$$dU = dQ - dA, \quad (3-1)$$

где $dA = pdV$ — элементарная работа расширения.

Для определения внутренней энергии системы уравнение (3-1) необходимо проинтегрировать; при этом в выражение для U войдет некоторая постоянная интегрирования U_0

$$U = \int (dQ - dA) + U_0. \quad (3-2)$$

Уравнение (3-2) показывает, что внутренняя энергия системы определяется с точностью до аддитивной постоянной. Поскольку интерес представляет не абсолютное значение внутренней энергии системы, а ее изменение в результате происходящих термодинамических процессов, значение постоянной интегрирования U_0 оказывается не существенным и может быть выбрано произвольно.

Для процессов, в которых давление p постоянно, т. е. $dp = 0$ и $pdV = d(pV)$, бесконечно малое количество тепла dQ можно представить в виде полного дифференциала

$$dQ = d(U + pV) = dI, \quad (3-3)$$

где $I = U + pV$ — энтальпия или тепловая функция системы.

Изменение энтальпии в процессах, происходящих при постоянном давлении, равно количеству тепла, полученному системой. Если система теплоизолирована ($dQ = 0$), то ее энтальпия при изобарно-адиабатическом процессе неизменна: $I = \text{const.}$

Энтальпия, подобно внутренней энергии U , является аддитивной величиной и определяется из термодинамических соотношений также с точностью до аддитивной постоянной. В термодинамике эту постоянную выбирают произвольно; для воды

при 273,15 К (0 °C) и давлении насыщенных паров $p_0 = 610$ Па энталпию принимают равной нулю.

В термодинамической системе процессы, связанные с изменением состояния влажного газа, удобно анализировать при помощи диаграммы $I-X$, впервые построенной Л. К. Рамзиным для влажного воздуха. По оси ординат откладывается энталпия I в Дж (или кДж), отнесенная к 1 кг сухого воздуха, а по оси абсцисс (для удобства она развернута на угол 135°) — влагосодержание X в кг водяного пара, также отнесенное к 1 кг сухого воздуха (поскольку масса последнего не изменяется на протяжении всего пути или времени процесса). Диаграмма $I-X$ может быть построена для любой пары газ (или газовая смесь) — жидкость при условии, что никаких химических превращений в системе не происходит. Все процессы изменения состояния влажного газа рассматриваются лишь для случаев, когда жидкость в газе находится в газообразной фазе — в виде перегретого пара (при $\phi < 1$) или насыщенного пара (при $\phi = 1 = \text{const}$).

Энталпия пара, который в общем случае находится во влажном газе в перегретом состоянии, равна [91]

$$I_{\text{п}} = c_{\text{ж}}t_{\text{н}} + r_{t_{\text{н}}} + c_{\text{п}}(t - t_{\text{н}}), \quad (3-4)$$

где t — температура перегретого пара (парогазовой смеси); $t_{\text{н}}$ — температура насыщения, соответствующая парциальному давлению пара в парогазовой смеси; $r_{t_{\text{н}}}$ — удельная теплота парообразования при температуре насыщения.

Энталпия пара при температуре насыщения, т. е. при

$$I_{\text{п.н}} = c_{\text{ж}}t_{\text{н}} + r_{t_{\text{н}}}. \quad (3-5)$$

Согласно первому закону термодинамики (по правилу аддитивности), для изолированной системы справедливо также равенство

$$I_{\text{п.н}} = r_0 + c_{\text{п}}t_{\text{н}}, \quad (3-6)$$

где r_0 — удельная теплота парообразования при 0 °C.

Тогда с учетом формул (3-5) и (3-6) уравнение (3-4) примет вид

$$I_{\text{п}} = r_0 + c_{\text{п}}t. \quad (3-7)$$

Энталпию парогазовой смеси можно также выразить (по правилу аддитивности) как сумму энталпий газовой и паровой компонент. Если влагосодержание газа X , а температура t , то энталпия влажного газа

$$I = I_{\text{г}} + I_{\text{п}}X = c_{\text{г}}t + (r_0 + c_{\text{п}}t)X. \quad (3-8)$$

Уравнение (3-8) является основным при построении диаграммы $I-X$. Оно представляет собой уравнение прямой линии. Линии постоянных энталпий и влагосодержаний газа наносят в диаграмме $I-X$ в виде сетки. Так же наносят ряд вспомога-

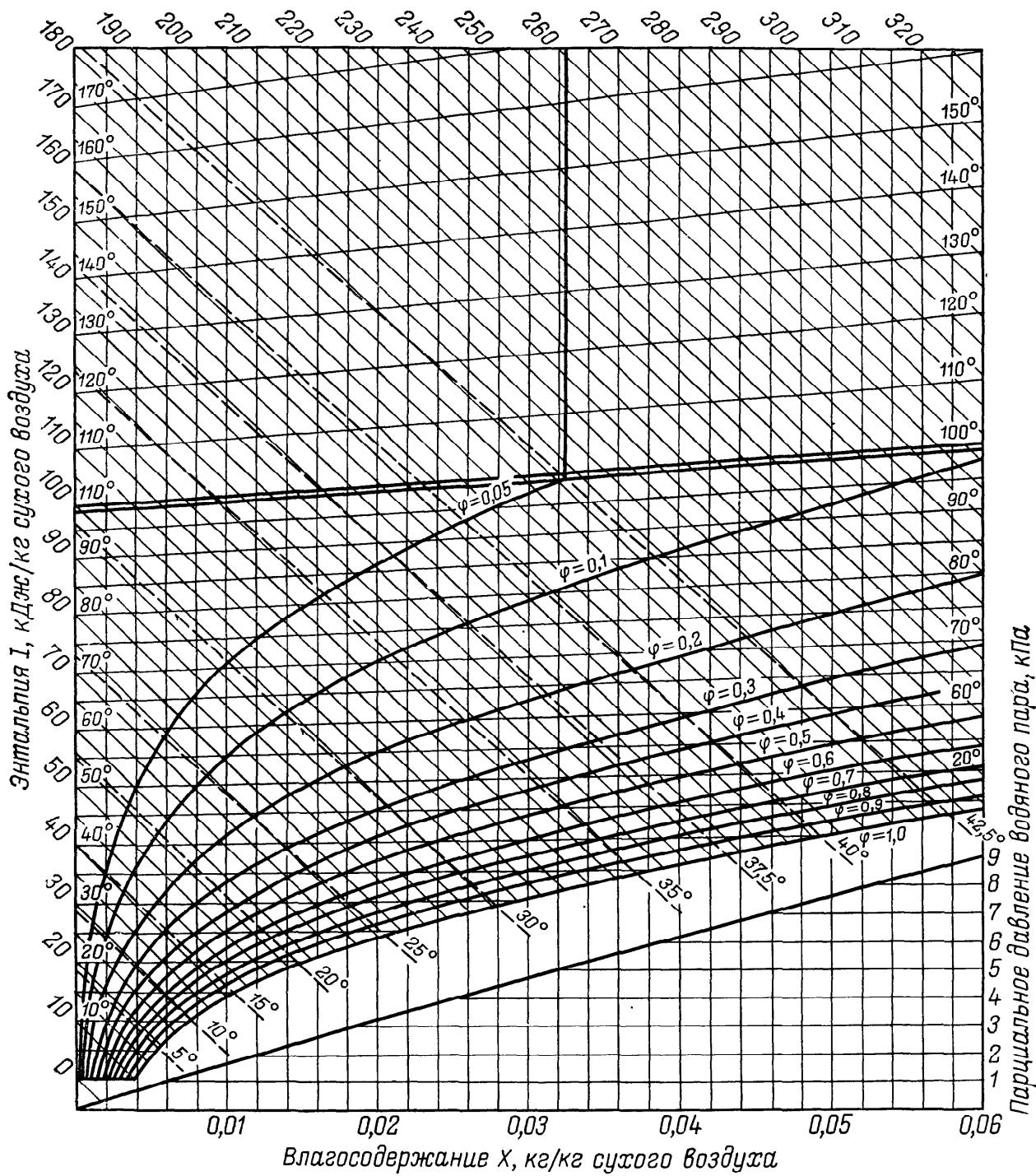


Рис. 3-1. Диаграмма $I-X$ для влажного воздуха при давлении 100 кПа

тельных линий: линии постоянных температур по уравнению (3-8); линии относительных влажностей газа по уравнению (1-48); линии мокрого термометра (т. е. линии равновесных энталпий при испарении свободной жидкости), о которых будет сказано ниже; кроме того, в нижней части диаграммы строится номограмма парциальных давлений пара по уравнениям, аналогичным (1-21) для водяного пара. Порядок построения диаграммы влажного газа подробно описан в литературе [42, 106].

На рис. 3-1 приведена диаграмма $I-X$ Л. К. Рамзина для влажного воздуха, построенная для условий среднего атмосферного давления Московской области (100 кПа).

По диаграмме $I-X$ легко определить состояние влажного газа; энталпию, температуру, влагосодержание, относительную влажность, температуру мокрого термометра, парциальное давление пара. Диаграмма $I-X$ удобна также для графического изображения изменения состояния парогазовой смеси в процессах сушки, конденсации и других процессов.

3.2. Анализ процесса сушки по диаграмме состояния влажного газа

При взаимодействии газа и влажного материала, содержащего свободную жидкость, процесс теплообмена сопровождается влагопереносом, поэтому изобарно-адиабатические условия системы, выраженные уравнением (3-3), должны быть дополнены энталпией переносимой массы влаги:

$$dQ = d(U + pV) - I_{ж}dW = dI - c_{ж}t_{ж}dX = 0 \quad (3-9)$$

или

$$dI/dX = c_{ж}t_{ж} = c_{ж}\theta, \quad (3-10)$$

где $I_{ж} = c_{ж}t_{ж} = c_{ж}\theta$ — удельная энталпия жидкости; $dW \equiv dX$ — изменение массы влаги, отнесенное к единице массы сухой части влажности газа.

После интегрирования уравнения (3-10) в пределах некоторых состояний 1 и 2 (рис. 3-2) имеем

$$(I_2 - I_1)/(X_2 - X_1) = \Delta I/\Delta X = c_{ж}\theta. \quad (3-11)$$

При полном насыщении газа паром температура парогазовой смеси становится равной температуре жидкости, что соответствует предельному равновесному состоянию жидкости и влажного газа. Поэтому температуру жидкости в изобарно-адиабатическом процессе испарения называют температурой адиабатического насыщения газа. При некоторых условиях температура смоченного термометра соответствует температуре испаряющейся жидкости. Поэтому температуру адиабатического насыщения газа называют также температурой мокрого термометра. Энталпию жидкости в уравнении (3-11) можно принять постоянной, равной энталпии ее при температуре мокрого термометра ($I_{ж} = c_{ж}\theta = c_{ж}t_{мт} = \text{const}$).

Выражение (3-11) является уравнением прямой линии, которая характеризует изменение состояния влажного газа, контактирующего со свободной жидкостью влажного материала, в условиях изобарно-адиабатического процесса при конвективном подводе тепла. Энталпию влажного воздуха в любой точке линии адиабатического насыщения (например, в точке M_1 с параметрами t_1 и X_1) можно выразить, используя уравнение (3-11), как

$$I_1 = I_m - c_{ж}\theta(X_m - X_1). \quad (3-12)$$

Рис. 3-2. Изображение процесса сушки на диаграмме $I-X$ при $\theta = t_{ж} > 0^\circ\text{C}$

По этому принципу осуществляют построение на диаграмме $I-X$ так называемой линии температуры мокрого термометра ($t_{мт} = \text{const}$), характеризующей изменение состояния воздуха при адиабатическом насыщении его от нулевого влагосодержания ($X_0 = 0$) до предельного ($X = X_m$) в точке P . Приращение энталпии газа в соответствии с уравнением (3-12) в этом случае равно энталпии испарившейся влаги

$$I_m - I_0 = c_{ж}\theta X_m. \quad (3-13)$$

Для определения начального состояния I_0 при адиабатическом увлажнении необходимо через точку P с координатами $\theta, \varphi = 1, X_m$ провести линию $I_m = \text{const}$ до пересечения с осью ординат в точке A и от этой точки отложить вниз отрезок, равный $c_{ж}\theta X_m$ (см. рис. 3-2). Полученная точка M будет искомой, а прямая MP — линией постоянной температуры мокрого термометра. Эту линию называют также линией равновесных энталпий [91], так как в рассматриваемом процессе количество тепла, подаваемого на испарение влаги, пропорционально температуре газа, называемой равновесной температурой t_p . В графической интерпретации наклон этой линии в соответствии с уравнением (3-10) характеризуется уравнением

$$dI_p/dX = c_{ж}t_{мт}. \quad (3-14)$$

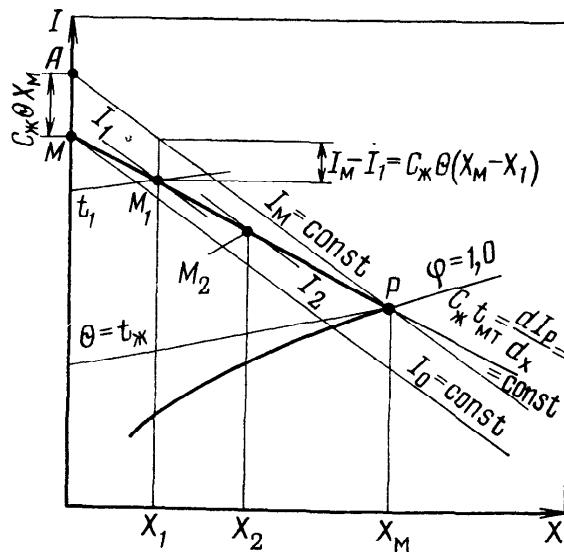
Из уравнений (3-10) и (3-11) следует, что при $\theta = 0$

$$dI/dX = 0; \quad I_1 = I_2 = I = \text{const}, \quad (3-15)$$

т. е. в этом случае процесс адиабатического насыщения газа развивается по изоэнталпии, что соответствует процессу сушки, названному Л. К. Рамзиным теоретическим. Теоретический процесс сушки возможен при любой температуре влажного материала, если соблюдается условие, определяемое равенством (3-15). Для действительного процесса уравнение (3-11) следует дополнить поступлениями или расходами тепла, имеющимися в реальной сушилке

$$\Delta I/\Delta X = (c_{ж}\theta + q_{дп}) - (q_m + q_{тр} + q_{пт}) = \Delta, \quad (3-16)$$

где Δ — сумма дополнительно сообщенного ($c_{ж}\theta + q_{дп}$) и расходуемого ($q_m + q_{тр} + q_{пт}$) тепла; $q_{дп}$ — удельное добавочное тепло, вводимое в сушилку; q_m — удельные затраты тепла на нагрев материала до температуры адиабатического испарения влаги; $q_{тр}$ — тепло, затрачиваемое на нагревание транспортных средств или агентов; $q_{пт}$ — удельные тепловые потери.



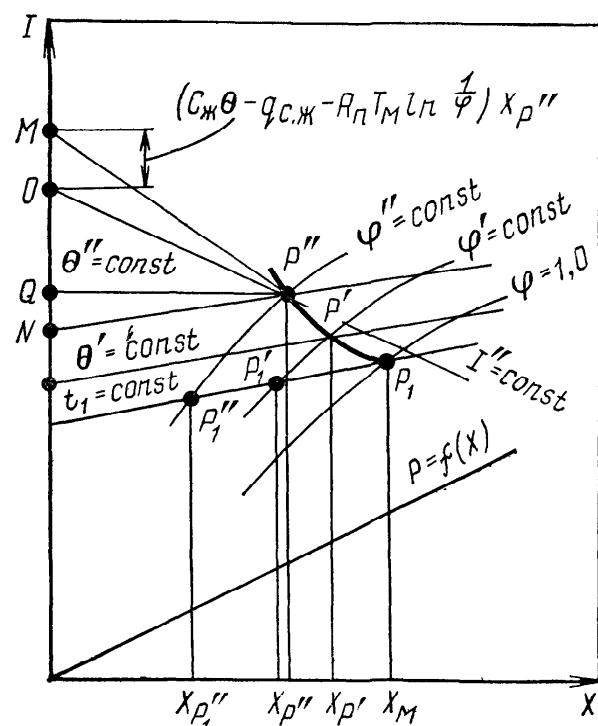
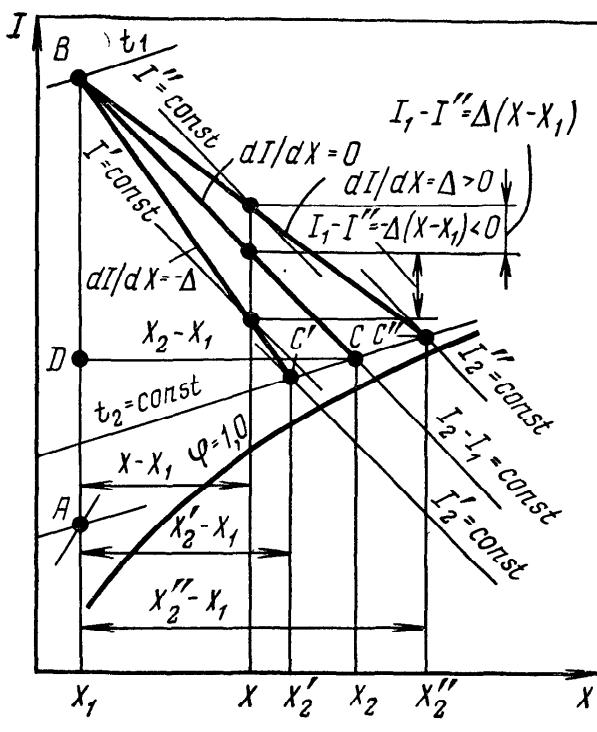


Рис. 3-3. К расчету действительного процесса сушки на диаграмме $I-X$

Рис. 3-4. Процесс сушки на диаграмме $I-X$ в области гигроскопического состояния материала

В зависимости от соотношения количеств подводимого и расходуемого тепла действительный процесс сушки может протекать с увеличением ($\Delta > 0$) или уменьшением ($\Delta < 0$) энталпии сушильного агента; $\Delta = 0$ характеризует упомянутый выше процесс теоретической сушки (рис. 3-3). Соотношение (3-16) позволяет найти точку C' или C'' , показывающую отклонение действительного процесса от изоэнталпии теоретического процесса (точка C).

Сухие составляющие агентов и объектов сушки взаимодействуют в сушилке без изменения массы. Поэтому процессы конвективной сушки оказывается удобным анализировать с использованием понятия удельного расхода сухого газа, отнесенного к 1 кг испарившейся влаги

$$l = L/W = \text{const} \quad (3-17)$$

или к 1 кг сухой части материала

$$\sigma = L/G_t = \text{const}. \quad (3-18)$$

При испарении W кг влаги влагосодержание материала уменьшается на величину $\Delta C = C_1 - C_2$, а влагосодержание газа увеличивается на величину $\Delta X = X_2 - X_1$, т. е. соблюдается баланс испарившейся влаги

$$W = G_t \Delta C = L \Delta X. \quad (3-19)$$

С учетом балансового соотношения (3-19) равенства (3-17) и (3-18) соответственно принимают вид

$$l = 1/\Delta X; \quad (3-20)$$

$$\sigma = \Delta C / \Delta X = l \Delta C. \quad (3-21)$$

Таким образом, уравнение (3-21) устанавливает связь между σ и l . Уравнение (3-20) показывает, что расход воздуха на сушку обратно пропорционален степени его влагонасыщения. Из рис. 3-3 видно, что $(X_2'' - X_1) > (X_2 - X_1) > (X_2' - X_1)$, т. е. процесс конвективной сушки, протекающий с увеличением энталпии сушильного агента, является более эффективным, так как в этом случае лучше используется потенциал газа.

Расход тепла на десорбцию 1 кг влаги в первом периоде сушки равен удельной теплоте испарения q_u , определяемой теплотой парообразования r_θ при температуре жидкости θ

$$q_d = Q_u/W = q_u = r_\theta. \quad (3-22)$$

Теплоту парообразования с достаточной точностью можно рассчитать по уравнению, полученному из соотношений (3-5) и (3-6)

$$r_\theta = r_0 + c_{\text{п}}\theta - c_{\text{ж}}\theta. \quad (3-23)$$

Когда влажность материала, уменьшаясь при сушке, переходит значение критического влагосодержания, соответствующего максимальному гигроскопическому состоянию, начинается период падающей скорости сушки. Этот период характеризуется уменьшением количества влаги, подводимой к поверхности испарения, и ростом температуры материала. Состояние влажного газа и поверхности материала определяется условиями сорбционного равновесия.

На основе термодинамического анализа процесса сушки тонкодисперсных материалов, данных трудов К. Гомарена, других зарубежных и отечественных ученых были сделаны выводы, согласно которым представляется возможным изображать в диаграмме влажного газа изменение состояния поверхности высушиваемого материала при контакте его с сушильным агентом.

На диаграмме влажного газа изотерма десорбции (рис. 3-4) может быть изображена в виде изотермы влажного газа при заданной температуре (например, при $t_1 = \text{const}$). Точки $P_1, P_1', P_1'', \dots, P_1^i$ пересечения этой изотермы с соответствующими кривыми относительной влажности газа ($0 < \phi \leq 1$) характеризуют равновесие между газом и поверхностью испарения в полном соответствии с изотермой десорбции.

Учитывая, однако, непостоянство температуры материала во втором периоде сушки, действительное положение полюсов $P_1, P_1', P_1'', \dots, P_1^i$ определится пересечением кривых относительной влажности газа с изотермами $t_1, \theta', \theta'', \dots, \theta^i$, относящихся к семейству кривых десорбции, известных для высушиваемого материала. Таким образом, положения полюсов P_1, P', P'' покажут изменение в диаграмме $I-X$ состояния материала в функции его влагосодержания.

Расход тепла на удаление влаги в период убывающей скорости увеличивается, так как сушка происходит в зоне связанной

влаги. Испарение влаги и перенос в газовую фазу осложняется затратой дополнительной энергии, расходуемой на разрывание связи влаги с материалом и на изменение объема пара при его перемещении с поверхности испарения в окружающую среду. В этом случае уравнение линии равновесных энталпий можно представить следующим образом [91]:

$$dI_p/dX = c_{ж}\theta - q_{c,ж} - R_p T_m \ln(1/\phi') = c_{ж}\theta - q_c, \quad (3-24)$$

где q_c — удельная теплота связи влаги с материалом;

$$q_c = q_{c,ж} + R_p T_m \ln(1/\phi'); \quad (3-25)$$

$q_{c,ж}$ — удельная теплота связанный жидкости, т. е. тепло, которое необходимо затратить на преобразование связанный воды при $p_{c,ж}$ и T_m в свободную жидкость при p_n и T_m ; $R_p T_m \ln(1/\phi')$ — дополнительное тепло, затрачиваемое на совершение работы расширения 1 кг пара при изменении давления пара от p_n до p .

На рис. 3-4 в качестве примера показано построение линии равновесных энталпий MP'' на диаграмме $I-X$. Через полюс P'' , найденный пересечением линии ϕ'' и изотермы θ'' , проводят изоэнталпию I'' до пересечения с осью ординат в точке O . От этой точки откладывают вверх отрезок OM , равный $(c_{ж}\theta - q_c)X_{P''}$. Полученную точку M соединяют с полюсом P'' прямой, которая характеризует изменение состояния влажного воздуха в процессе десорбции.

Для каждого полюса P в соответствии с уравнением (3-24) линия равновесных энталпий при десорбции имеет свой угол наклона по отношению к изоэнталпии I , так как энергия связи влаги с материалом зависит от его влажности и температуры. Очевидно также, что удельная теплота десорбции во втором периоде выражается суммой теплот парообразования и связи влаги с материалом

$$q_d = r_\theta + q_c. \quad (3-26)$$

Из равенства (3-26) видно, что теплота десорбции есть величина переменная, так как $r_\theta = f(\theta)$ и $q_c = f(\theta, \phi_p)$.

При анализе процесса сушки дисперсных материалов, для которых $Bi < 0,1$ и $Bi_d < 0,1$, можно без большой погрешности пренебречь градиентами температур и влагосодержаний частиц, приняв их среднеобъемными величинами. Это обстоятельство дает возможность изображать на диаграмме влажного газа изменение состояния поверхности высушиваемого материала при контакте его с сушильным агентом.

Переход от рассмотрения равновесного испарения связанный влаги при $\theta = \text{const}$ к анализу действительного процесса сушки при $\theta = \text{var}$ возможен при введении в уравнение теплового баланса (3-24) некоторой величины избыточного тепла $dQ_{\text{изб}}$. Тогда

$$dI = dI_p - dQ_{\text{изб}}/L. \quad (3-27)$$

Величина избыточного тепла в уравнении (3-27) определяется по аналогии с уравнением (3-16) изменением температуры

высушиваемого материала $d\theta$ и балансом дополнительных поступлений и потерь тепла

$$dQ_{изб} = dQ_M \pm \sum q dW = (c_T + c_{ж}C) G_T d\theta \pm \sum q dW, \quad (3-28)$$

где $\sum q$ — сумма дополнительных поступлений (—) или потерь (+) тепла.

Преобразуя уравнение (3-27) с учетом уравнений (3-18) и (3-28) и интегрируя его от начала до конца процесса сушки, получаем

$$\begin{aligned} (I_K - I_0)/(X_K - X_0) &= \Delta I/\Delta X = \\ &= c_{ж}\theta_0 - q_M - (1/\Delta X) \int_{X_0}^{X_K} q_c dX \pm \sum q \end{aligned} \quad (3-29)$$

или

$$I_K - I_0 = c_{ж}\theta_0 \Delta X - \frac{1}{\sigma} (c_T + c_{ж}C_K) \Delta \theta - \int_{X_0}^{X_K} q_c dX \pm \sum q \Delta X, \quad (3-30)$$

где $\Delta \theta = \theta_K - \theta_0$ и $\Delta X = X_K - X_0$ — изменение температуры материала и влагосодержания газа в процессе сушки.

Уравнения (3-29) и (3-30) выражают полный баланс энергии в процессе контакта газа с материалом при удалении свободной и связанный влаги. Уравнение (3-29) дает наклон прямой линии, соединяющей точки начального и конечного состояний сушильного агента на диаграмме влажного газа. Эти уравнения удобны не только при расчете сушильных аппаратов, но и при оценке их эффективности. Они позволяют, зная, например, расход сушильного агента и его температуру, рассчитать производительность по конкретному продукту либо по расходу сушильного агента и заданной производительности найти требуемую температуру газа, либо по расходу и температуре сушильного агента и заданной производительности рассчитать минимально допустимую влажность продукта и другие варианты. В частности, комбинируя уравнение (3-30) с соотношениями (3-8) и (3-18), получаем уравнение для удельного расхода сушильного агента

$$\sigma = \frac{(c_T + c_{ж}C_K) \Delta \theta + (I_{п.к} - c_{ж}\theta_0 + \bar{q}_c \pm \sum \bar{q}) \Delta C}{I_0 - c_T t_K - I_{п.к} X_0}, \quad (3-31)$$

где \bar{q}_c и $\sum \bar{q}$ принимаются или рассчитываются как средние величины для всего процесса.

Уравнение (3-31) удобно для оценки требуемого расхода воздуха при заданном температурном режиме сушки. Из уравнения (3-27) видно, что изменение состояния газа при контакте его с влажным материалом изображается на диаграмме $I-X$ некоторой кривой линией. Анализ этой кривой показыва-

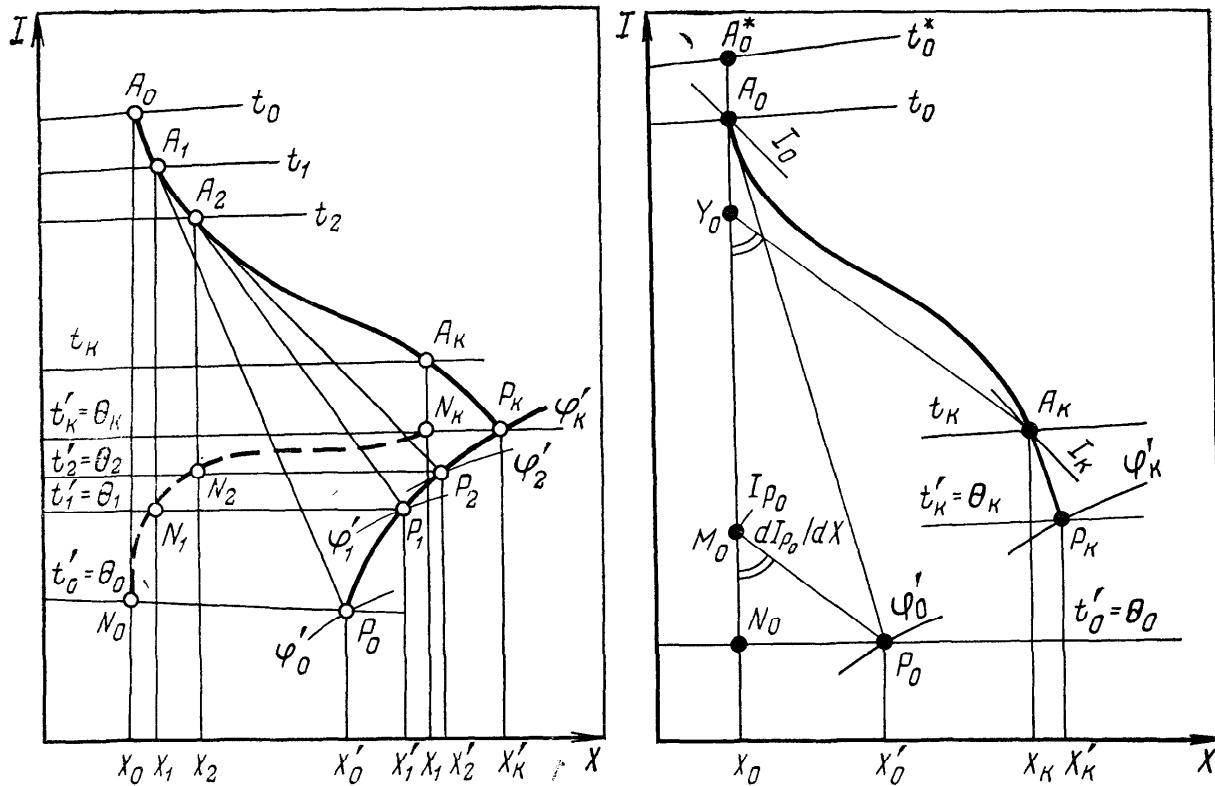


Рис. 3-5. Построение на диаграмме $I-X$ кривых изменения состояния газа и материала в процессе сушки:

A_0, A_1, \dots, A_k — изменение состояния сушильного агента; P_0, P_1, \dots, P_k — изменение состояния газа, находящегося в равновесии с поверхностью материала; N_0, N_1, \dots, N_k — изменение энталпии сушильного агента при температуре поверхности материала

Рис. 3-6. Связь между начальными и конечными параметрами сушильного агента и материала

ет, что касательная к ней в любой точке имеет наклон, определяемый уравнением (3-27), и пересекает кривую изменения состояния пленки газа, находящейся в равновесии с поверхностью материала, в полюсе P , характеризующем условия взаимодействия газа с материалом при постоянной температуре последнего.

Используя это свойство касательной, можно представить взаимодействие газа и материала при $\theta = \text{var}$ в виде ряда последовательных элементарных актов контакта газа с материалом при постоянной температуре последнего в пределах каждого бесконечно малого изменения состояния парогазовой смеси, но со скачкообразным изменением температуры материала при переходе к следующему акту взаимодействия. Таким образом, можно построить на диаграмме $I-X$ график изменения состояния газа и материала для всего процесса взаимодействия. Этот метод построения называется полюсным [91]. Пример построения в диаграмме $I-X$ кривых изменения состояния газа и материала в процессе сушки показан на рис. 3-5.

Чтобы связать изменение температуры материала с изменением параметров сушильного агента, совместим уравнения (3-27) и (3-28). С учетом уравнения (3-24) получим

$$d\theta = \sigma (c_{ж}\theta - q_c - dI/dX) dX / (c_t + c_{ж}C). \quad (3-32)$$

Полюсный метод построения процесса (по газу и материалу) точен. Для инженерного расчета часто бывает достаточно найти связь между началом и концом сушки, не строя всей кривой. Эту связь можно установить графически (рис. 3-6), проведя прямую, параллельную линии равновесных энталпий в начале процесса, до пересечения в точке Y_0 с вертикалью X_0 (влагосодержанием газа в начале контакта). Используя основное свойство энталпии как потенциальной функции, можно найти отрезок A_0Y_0 , т. е. положение точки A_0 на вертикали X_0

$$A_0Y_0 = (1/\sigma) (c_t + c_{ж}C_k) (\theta_k - \theta_0) + \bar{q}_c \Delta X, \quad (3-33)$$

где \bar{q}_c — среднеинтегральная величина удельной теплоты связанный влаги, рассчитанная по зависимостям $E=f(C, T)$.

Для приближенных расчетов среднюю величину теплоты связанный влаги можно определить по уравнению (1-30). Дополнительные поступления и расходы тепла в системе можно учесть, введя в уравнение (3-33) член $\pm \Sigma q(X_k - X_0) = \Sigma Q$. Можно также учесть их коррекцией положения точки A_0 относительно вертикали $X_0 = \text{const}$ через общий тепловой баланс по сушильному агенту [91]

$$t_0^* = t_0 \pm \Sigma Q / \bar{c} L, \quad (3-34)$$

где t_0^* — начальная температура газа с учетом прихода или расхода дополнительного тепла; \bar{c} — средняя удельная теплоемкость сушильного агента, отнесенная к 1 кг сухого газа;

$$\bar{c} = c_r + c_{п} \bar{X} = c_r + c_{п} (X_0 + X_k) / 2. \quad (3-35)$$

3.3. Сушка с рециркуляцией газа

Сушку с рециркуляцией сушильного агента можно осуществлять по схемам с частично или полностью замкнутым циклом. Рециркуляцию сушильного агента, когда часть отработанного газа смешивается со свежим воздухом (частично замкнутый цикл), применяют для повышения степени использования его потенциала, а также в случае недопустимости интенсивного удаления влаги из материала. Регулируя соотношение составляющих смеси сушильного агента, можно также получить необходимые постоянные параметры при сушке различных материалов независимо от климатических условий и времени года.

Рециркуляцию сушильного агента можно осуществлять, смешивая отработанный газ со свежим воздухом после калорифера или до него. На рис. 3-7 показана схема пневматической сушилки с рециркуляцией сушильного агента двумя способами. По первому способу исходный газ (расход L , температура $t_{вх}$, влагосодержание $X_{вх}$, энталпия $I_{вх}$) нагревается в калорифе-

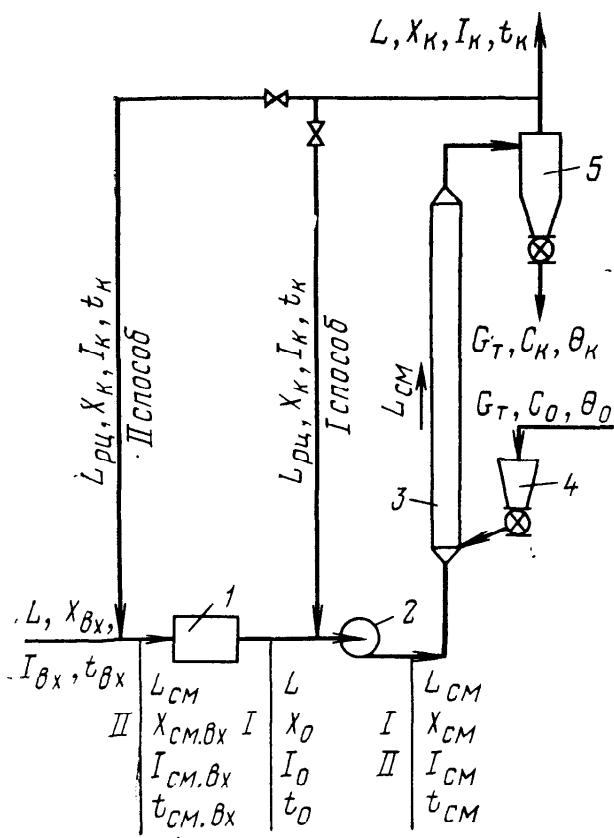


Рис. 3-7. Схема пневматической сушилки с частичной рециркуляцией сушильного агента:
1 — подогреватель газа; 2 — вентилятор; 3 — сушилка; 4 — питатель; 5 — циклон

ре или топке с изменением параметров до t_0 , X_0 , I_0 . После калорифера нагретый газ смешивается с частью отработанного агента L_{pq} с параметрами t_k , X_k , I_k . Параметры полученной смеси $L_{cm} = L + L_{pq}$ соответственно t_{cm} , X_{cm} , I_{cm} .

По второму способу смесь $L_{cm} = L + L_{pq}$ получают до калорифера ($t_{cm.vh}$, $X_{cm.vh}$, $I_{cm.vh}$); после нагревания ее параметры t_{cm} , X_{cm} , I_{cm} .

Рассматривая материальный и тепловой балансы смеси рециркулята и свежего газа, получим соответственно для первого и второго способа перемешивания

$$(X_{cm} - X_0)/(X_k - X_{cm}) = (I_{cm} - I_0)/(I_k - I_{cm}) \Leftarrow L_{pq}/L = r_g; \quad (3-36)$$

$$(X_{cm.vh} - X_{vh})/(X_k - X_{cm.vh}) = (I_{cm.vh} - I_{vh})/(I_k - I_{cm.vh}) = r_g, \quad (3-37)$$

где r_g — кратность рециркуляции по сухому газу.

Уравнения (3-36) и (3-37) показывают, что на диаграмме влажного газа точки, характеризующие состояние сушильного агента до перемешивания, после него и на выходе из сушилки, лежат на одной прямой, причем точка смеси делит отрезок, соединяющий начальные параметры смещающихся компонентов, в соотношении

При первом способе с увеличением кратности рециркуляции температура смеси, подаваемой в сушилку, понижается по сравнению с начальной температурой t_0 без применения рециркуляции (рис. 3-8). При втором способе при изменении кратности рециркуляции температура сушильного агента на входе в сушилку постоянна (рис. 3-9). В обоих случаях построение процесса сушки на диаграмме состояния влажного газа принципиально не отличается от построения методом, изложенным выше для одноразового контакта газа с материалом, так как материал контактирует с газовой смесью при установленных параметрах. Следует лишь учесть, что удельный расход газовой смеси в процессе составит

$$\sigma_{cm} = L_{cm}/G_t = (L/G_t)(1 + r_g) = \sigma(1 + r_g). \quad (3-38)$$

На рис. 3-10 показано изменение состояния газа при разной кратности рециркуляции, но при одинаковых конечных параметрах (точка A_K). Кривые $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma$, характеризующие конкретный процесс сушки, начинаются соответственно в точках $A_{CM1}, A_{CM2}, \dots, A_{CM}$, лежащих на одной прямой, определяемой уравнением (3-36). Таким образом, прямая A_0A_K является геометрическим местом точек, соответствующих состояниям возможных исходных смесей. Как видно из рисунка, при определенном увеличении кратности рециркуляции, когда влагосодержание газовой смеси X_{CM} больше влагосодержания X_0' , соответствующего точке P_0 (начальное состояние материала), произойдет конденсация влаги. Из этого условия можно исходить при выборе и ограничении величины r_g .

Термический к. п. д. сушилки, работающей с рециркуляцией сушильного агента

$$\eta_i = Q_d/Q_{KL}, \quad (3-39)$$

где Q_d — тепло, отданное сушильным агентом для сушки материала; Q_{KL} — тепло, затраченное в калорифере на нагрев сушильного агента.

Определим внутреннюю термическую производительность сушилки как теоретически предельную, являющуюся показателем эффективности процесса сушки. Полагая $I_{CM} = \text{const}$ и $\bar{c}_{CM} = \text{const}$, можно энергию, отданную газом для нагревания и суш-

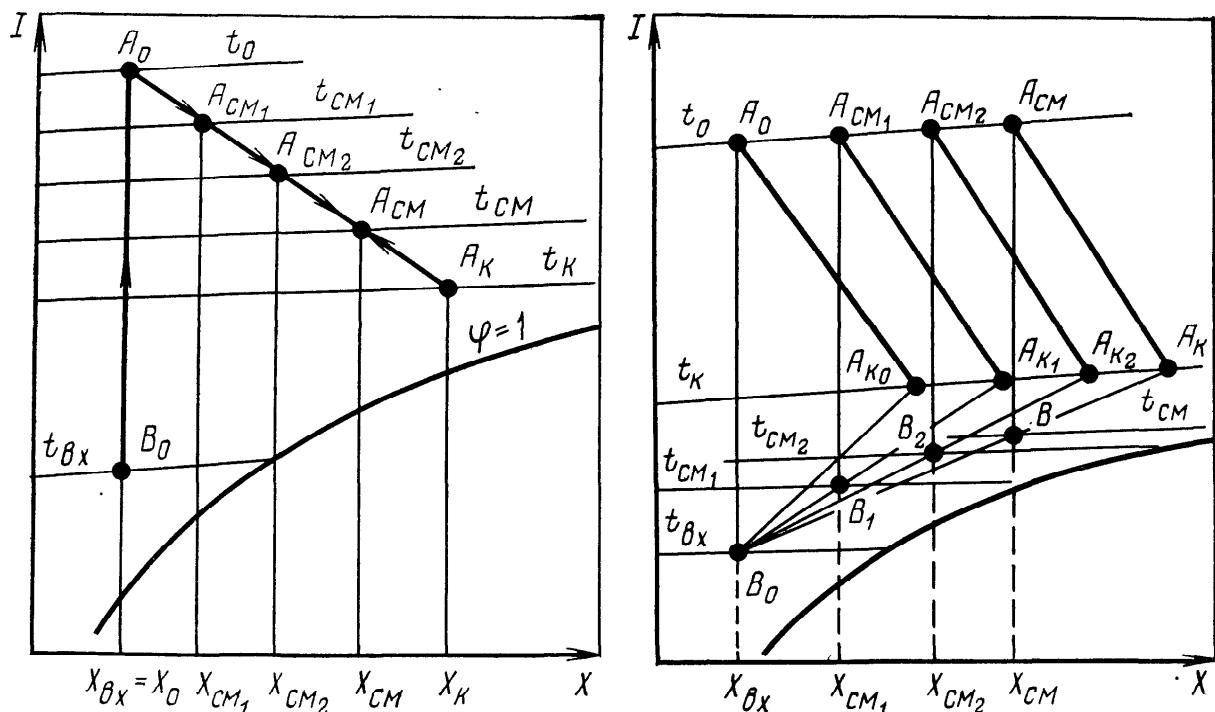


Рис. 3-8. Изображение процесса смешения парогазовых смесей на диаграмме $I-X$ при частичной рециркуляции по первому способу

Рис. 3-9. Изображение процесса смешения парогазовых смесей на диаграмме $I-X$ при частичной рециркуляции по второму способу

ки, представить как обмененное тепло

$$Q_d = \bar{c}_{cm} L_{cm} (t_{cm} - t_k). \quad (3-40)$$

Соотношение (3-36) можно представить как

$$r_g \approx (t_{cm} - t_0)/(t_k - t_{cm}). \quad (3-41)$$

Подставив уравнения (3-38) и (3-41) в уравнение (3-40), получим

$$Q_d = \bar{c}_{cm} L (t_0 - t_k). \quad (3-42)$$

Уравнение (3-42) показывает, что тепло, отданное при рециркуляции газовой смеси, практически равно теплу, взятому от нагреветого свежего воздуха. Энергия, потребляемая в калорифере

$$Q_{kl} = \bar{c}_{bx} L (t_0 - t_{bx}). \quad (3-43)$$

Тогда

$$\eta_i = \bar{c}_{cm} (t_0 - t_k) / \bar{c}_{bx} (t_0 - t_{bx}). \quad (3-44)$$

Если $\bar{c}_{cm} \approx \bar{c}_{bx}$, что справедливо при невысоком насыщении газа влагой, то

$$\eta_i = (t_0 - t_k) / (t_0 - t_{bx}). \quad (3-45)$$

Таким образом, при рециркуляции по первому способу при постоянных значениях t_0 и t_k термический к. п. д. сушилки остается постоянным и не зависит от кратности рециркуляции. Следовательно, процесс сушки можно рассчитывать по свежему газу, но с учетом изменяющейся в результате рециркуляции гидродинамической обстановки в аппарате. Однако при высоких степенях насыщения газа парами влаги может оказаться, что

$\bar{c}_{cm} > \bar{c}_{bx}$ согласно соотношению (3-35). Тогда термический к. п. д. несколько увеличится.

При рециркуляции сушильного агента по второму способу

$$\eta_i = (t_0 - t_k) / (t_0 - t_{cm,bx}). \quad (3-46)$$

Поскольку с увеличением кратности рециркуляции температура смеси на входе в калорифер $t_{cm,bx}$ увеличивается, термический к. п. д., согласно (3-46), также увеличивается.

Полностью замкнутый га-

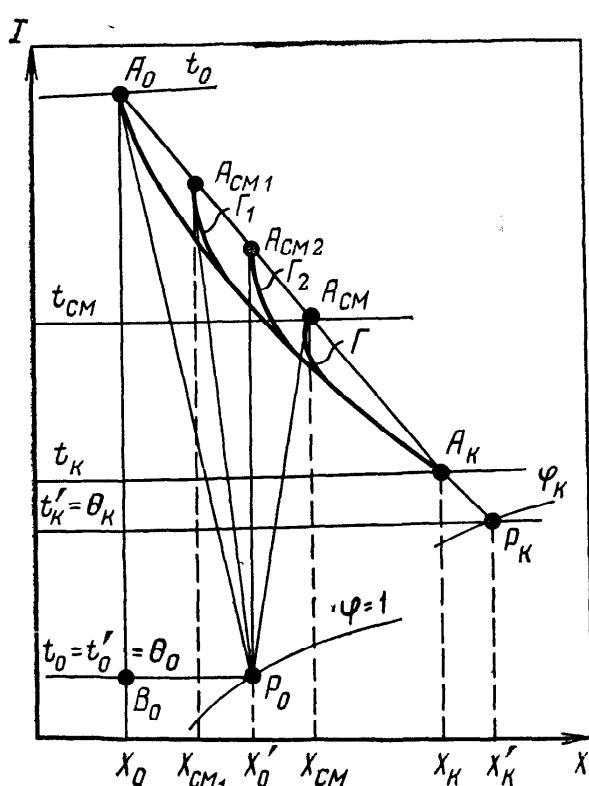
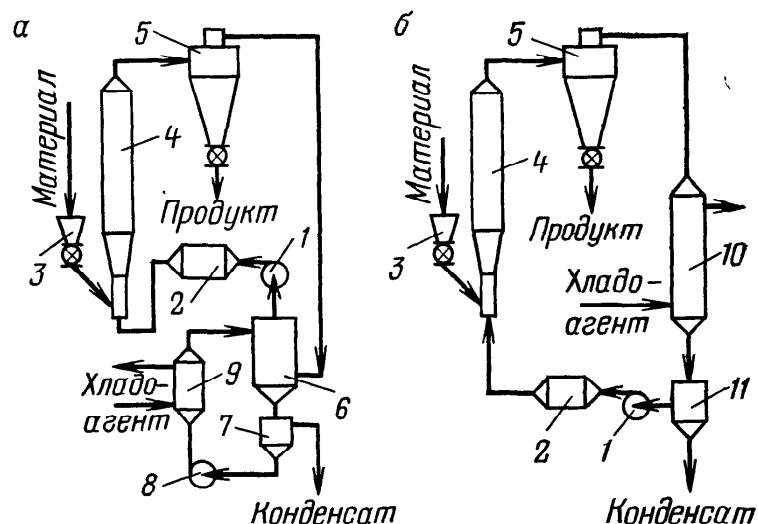


Рис. 3-10. Изменение состояния газа на диаграмме $I-X$ при сушке с разными кратностями рециркуляции

Рис. 3-11. Принципиальная схема сушки с полностью замкнутым циклом сушильного агента:

a — с использованием конденсатора смешения; *b* — с использованием конденсатора поверхностного типа; 1 — вентилятор; 2 — калорифер; 3 — питатель; 4 — сушилка; 5 — циклон; 6 — конденсатор смешения (скруббер); 7, 11 — сборники конденсата; 8 — насос; 9 — холодильник; 10 — конденсатор поверхностного типа (кожухотрубный теплообменник)



зовый цикл в химической технологии обычно применяют в тех случаях, когда из продукта испаряется ценная жидкость, которую необходимо вернуть в производство, или когда высушиваемый материал или растворитель являются токсичными веществами, и выбросы их в атмосферу недопустимы. Кроме того, замкнутый цикл целесообразно применять при сушке огне- и взрывоопасных продуктов, когда в качестве сушильного агента используется дорогостоящий инертный газ.

Схемы сушки химических продуктов с полностью замкнутым циклом сушильного агента известны давно и имеют много конструктивных и технологических решений [42, 82, 88, 118, 125], но все они основаны на конденсации испарившейся влаги и применении конденсатора поверхностного типа (кожухотрубного теплообменника) или конденсатора смешения (рис. 3-11). Отработанный газ поступает в холодильник, где охлаждается и осушается вследствие конденсации паров жидкости. Осушенный газ подается в калорифер и затем в сушилку.

При использовании поверхностного конденсатора сначала газ охлаждается при $X_0 = \text{const}$ до точки росы ($\varphi = 1$), а затем

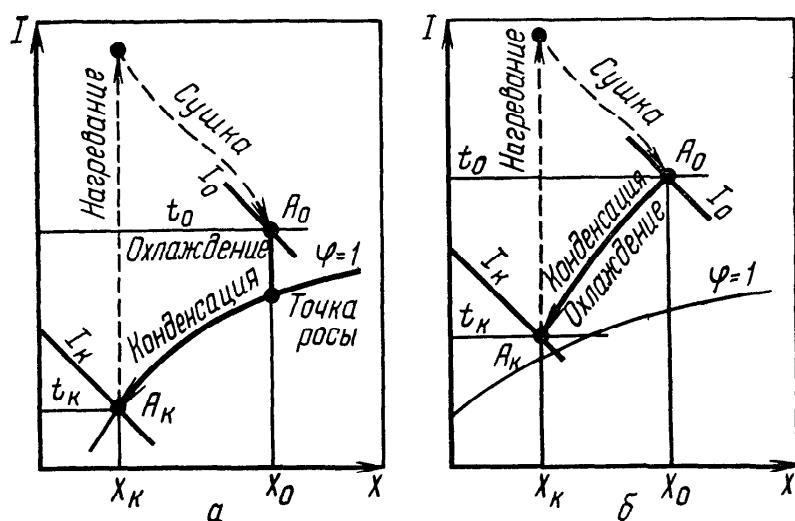


Рис. 3-12. Изображение процесса охлаждения и осушки газа на диаграмме $I-X$ при использовании поверхностного (а) и смесительного (б) конденсаторов

конденсируются пары влаги и происходит дальнейшее охлаждение газа (по линии $\phi=1$) до температуры исходной смеси (рис. 3-12, а). Чем меньше температура хладоагента, тем выше степень осушки рециркулирующего газа. Расход хладоагента через конденсатор поверхностного типа можно определить из уравнения теплового баланса

$$M = L (I_0 - I_k) + Q_{\text{ппт}} / c_{\text{хл}} (t_{\text{хл},k} - t_{\text{хл},0}), \quad (3-47)$$

где M — расход хладоагента; $c_{\text{хл}}$ — теплоемкость хладоагента; $t_{\text{хл},0}$, $t_{\text{хл},k}$ — температура хладоагента на входе в конденсатор и выходе из него.

Температурой газа на выходе из конденсатора t_k (исходное состояние перед калорифером) обычно задаются, а влагосодержание X_k и энталпию I_k парогазовой смеси рассчитывают по уравнениям (1-48) и (3-8).

Требуемую поверхность теплообмена конденсатора можно рассчитать по известным методикам [42, 98, 101, 106, 172].

При использовании конденсатора смешения газ, выходящий из сушилки, контактирует с хладоагентом, в качестве которого обычно используют охлажденный конденсат испарившейся жидкости (растворитель или разбавитель исходного высушиваемого материала). В процессе взаимодействия с холодной орошающей жидкостью парогазовая смесь охлаждается, параметры ее изменяются по некоторой кривой A_0A_k (рис. 3-12, б). При этом за бесконечно малый промежуток времени контакта конденсируется пар в количестве, определяемом материальным балансом

$$dM = -LdX. \quad (3-48)$$

Интегрируя уравнение (3-48) в пределах от M_0 до M_k и от X_0 до X_k , получим

$$M_k - M_0 = L (X_0 - X_k) = W. \quad (3-49)$$

Обозначим

$$\sigma_{\text{ж}} = M_0/L = \text{const}, \quad (3-50)$$

где $\sigma_{\text{ж}}$ — удельный расход жидкости на орошение (плотность орошения), кг жидкости на 1 кг сухого газа.

Тогда

$$W = (M_0/\sigma_{\text{ж}}) (X_0 - X_k). \quad (3-51)$$

Согласно тепловому балансу процесса охлаждения газа в конденсаторе смешения (без учета потерь)

$$L (I_0 - I_k) = c_{\text{ж}} (M_k t_{\text{ж},k} - M_0 t_{\text{ж},0}). \quad (3-52)$$

Приведя члены уравнения (3-52) к удельным тепловым затратам делением на W по уравнениям (3-49) и (3-51), после преобразования получим

$$(I_0 - I_k)/(X_0 - X_k) = q_{\text{ж}} + c_{\text{ж}} t_{\text{ж},k} = \Delta, \quad (3-53)$$

где Δ — изменение энталпии сушильного агента в процессе его охлаждения и конденсации пара; $q_{ж}$ — удельная теплота орошающей жидкости;

$$q_{ж} = c_{ж}M_0(t_{ж,k} - t_{ж,0})/W = c_{ж}\sigma_{ж}(t_{ж,k} - t_{ж,0})/\Delta X \quad (3-54)$$

Из уравнения (3-53) имеем

$$X_k = X_0 - (I_0 - I_k)/\Delta. \quad (3-55)$$

Энталпию газа на выходе из скруббера можно найти графическим построением на диаграмме $I-X$ или рассчитать по основному уравнению энталпии парогазовой смеси (3-8). Совмещая уравнения (3-8) и (3-55), получим

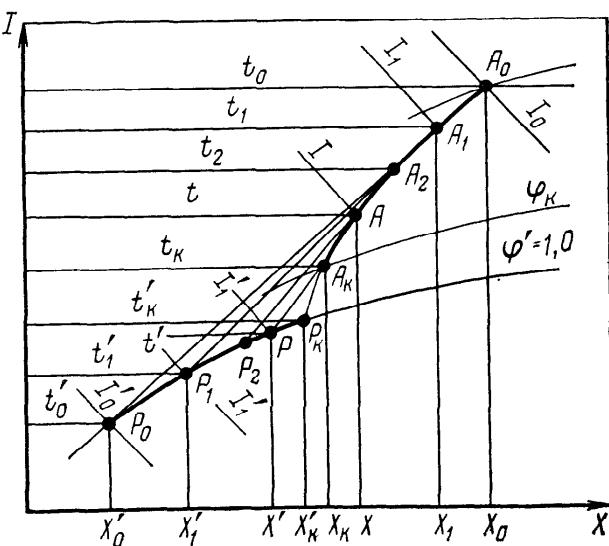
$$I_k = [c_{т}t_k\Delta + (r_0 + c_{п}t_k)(X_0\Delta - I_0)]/[\Delta - (r_0 + c_{п}t_k)]. \quad (3-56)$$

Уравнения (3-8), (3-50), (3-51), (3-53) — (3-56) выражают полный баланс массы и энергии в процессе охлаждения и конденсации пара, но не отражают кинетических особенностей процесса, а именно — движущей силы тепло- и массообмена. Движущую силу можно точно рассчитать, построив на диаграмме $I-X$ действительный процесс охлаждения и осушки газа. Это построение можно осуществить на основе простого анализа процесса взаимодействия капельки жидкости и газа [109], представляя этот процесс через диффузию и смешение пограничного слоя газа (находящегося в равновесии с поверхностью жидкости) с окружающей парогазовой смесью.

Действительно, пусть в начальный момент газ из пограничного слоя (рис. 3-13) с параметрами t_0' , X_0' , I_0' и $\varphi=1$ (точка P_0) смешивается с окружающим газом, параметры которого t_0 , X_0 , φ_0 , I_0 (точка A_0). Процесс смешения изобразится прямой линией A_0P_0 , которая является геометрическим местом точек для смеси. Допустим, смешению подверглась такая часть газа, что параметры смеси определяются точкой A_1 (параметры t_1 , X_1 , I_1). При этом жидкость воспримет из газа часть тепла и влаги. В соответствии с условиями равновесия газа ($\varphi'=1$) и поверхности жидкости параметры газа в пограничном слое изменятся и будут определяться точкой $P_1(t_1', X_1', I_1')$. В следующий момент произойдет смешение пограничного слоя (точка P_1) с окружающим газом (точка A_1), и процесс смешения пойдет по линии A_1P_1 .

Такое построение можно продолжить до конечных параметров (точки A_k и P_k) и получить ряд точек, характеризующих изменение состояния сушильного агента и пограничного слоя газа. Соеди-

Рис. 3-13. Изображение процесса взаимодействия газа с жидкостью на диаграмме $I-X$



нив эти точки плавными кривыми, получим действительное изменение состояния сушильного агента (кривая $A_0A_1\dots A_k$) и пограничного слоя газа (кривая P_0P_k по линии $\varphi'=1$). Заметим, что прямые A_0P_0 , A_1P_1 , ..., A_kP_k в предельном случае, т. е. при бесконечно малых расстояниях между точками кривой A_0, A_1, \dots, A_k являются касательными к ней в точках A_0, A_1, \dots, A_k .

Для капель жидкости сопротивление переносу влаги и тепла сосредоточено в пограничном слое. Поэтому можно принять температуру внешних слоев жидкости равной средней температуре капли. При тепло- и массообмене между свободной жидкостью и газом $t'=t_{\text{мт}}=t_{\text{ж}}$, $\varphi=1$, $q_c=0$. Изменение общей энталпии парогазовой смеси при бесконечно малом изменении ее состояния составит

$$dI = c_{\text{ж}}t_{\text{ж}}dX - dQ_{\text{изб}}/L. \quad (3-57)$$

Избыток распределаемого тепла пойдет на нагрев орошающей (M_0) и сконденсированной (M) жидкости

$$dQ_{\text{изб}} = dQ_{\text{ж}} = c_{\text{ж}}M_0dt_{\text{ж}} + c_{\text{ж}}Md\sigma_{\text{ж}}. \quad (3-58)$$

Обозначим изменение относительной массы сконденсированной жидкости через $dy = dM/M_0$. Значение dy можно выразить также через удельный расход жидкости $\sigma_{\text{ж}}$ и влагосодержание газа X

$$dy = dM/M_0 = dW/M_0 = -LdX/M_0 = -dX/\sigma_{\text{ж}}. \quad (3-59)$$

В начале процесса $y=0$, $M=0$, поэтому после интегрирования соотношения (3-59) в пределах от начального до текущего состояния получим

$$y = M/M_0 = (1/\sigma_{\text{ж}})(X_0 - X). \quad (3-60)$$

С учетом выражений (3-58) и (3-60) изменение общей энталпии газа составит

$$dI = c_{\text{ж}}t_{\text{ж}}dX - c_{\text{ж}}\sigma_{\text{ж}}(1+y)dt_{\text{ж}}, \quad (3-61)$$

откуда

$$dt_{\text{ж}} = (c_{\text{ж}}t_{\text{ж}}dX - dI)/c_{\text{ж}}\sigma_{\text{ж}}(1+y) = (dI - qI)/c_{\text{ж}}\sigma_{\text{ж}}(1-y). \quad (3-62)$$

С учетом пропорциональности разностей энталпий и влагосодержаний газа в потоке и на поверхности фаз [109] получим

$$dt_{\text{ж}} = (I_p - I)dX/c_{\text{ж}}\sigma_{\text{ж}}(1+y)(X' - X). \quad (3-63)$$

Из рис. 3-13 видно, что изменение общей энталпии газа можно выразить следующим образом

$$dI/dX = (I' - I)/(X' - X). \quad (3-64)$$

Используя уравнения (3-62) — (3-64), можно воспроизвести процесс взаимодействия газа и жидкости на диаграмме $I-X$.

В ряде случаев движущую силу с достаточной для инженерной практики точностью можно рассчитать как среднелогариф-

Рис. 3-14. Условное изображение паровой сушилки

мическую величину по начальным и конечным параметрам газа и жидкости в скруббере. Поэтому для ускорения расчета можно не строить действительную кривую процесса, а ограничиться нахождением конечных параметров газа и жидкости по заданным их начальным параметрам или же по заданным конечным параметрам найти начальные. Для нахождения связи между начальными и конечными параметрами парогазовой смеси преобразуем и проинтегрируем уравнение (3-61). С учетом соотношений (3-59) и (3-60) получим

$$I_k - I_0 = -c_{\text{ж}} t'_0 (X_0 - X_k) - c_{\text{ж}} \sigma_{\text{ж}} (1 + y_k) (t_k' - t'_0) \quad (3-65)$$

Уравнение (3-65) выражает полный баланс энергии и массы при взаимодействии сушильного агента и жидкости в конденсаторе.

3.4. Сушка в среде перегретого пара

Использование перегретого пара растворителя или разбавителя высушиваемого материала в качестве агента конвективной сушки позволяет повысить энергетический к. п. д. процесса, что обусловлено возможностью энергетического использования вторичного пара и сохранения основного пара в контуре циркуляции.

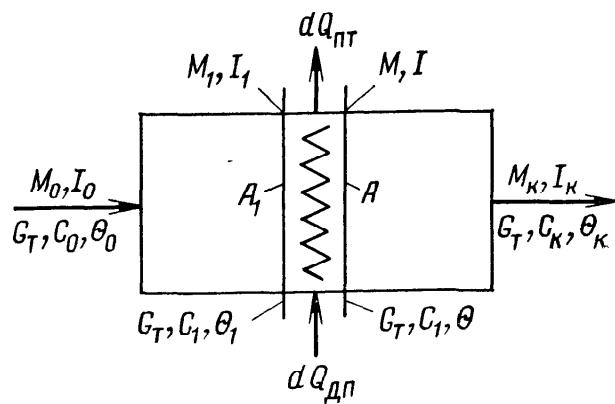
Имеется ряд других достоинств применения в качестве сушильного агента перегретых паров жидкой фазы материалов в технологии сушки. Так, перегретый водяной пар дает возможность существенно интенсифицировать процесс сушки, уменьшить опасность воспламенения при сушке пожароопасных материалов, улучшить качественные показатели высушенного продукта [30, 87].

Рассмотрим материальный и тепловой балансы паровой сушилки со сквозным потоком паровзвеси дисперсного материала при бесконечно малом переходе из какого-либо состояния сечения A_1 к текущему состоянию A (рис. 3-14). Очевидно, что приращение массы паровой фазы будет точно соответствовать количеству испарившейся влаги, т. е.

$$dM = M - M_1 = G_t (C - C_1) = -G_t dC. \quad (3-66)$$

Тепловой баланс для рассматриваемых сечений можно записать как

$$\begin{aligned} M_1 I_1 + c_t G_t \theta_1 + c_{\text{ж}} G_t C_1 \theta + Q_{\text{дп}} = \\ = M I + c_t G_t \theta + c_{\text{ж}} G_t C \theta + Q_c + Q_{\text{пт}}. \end{aligned} \quad (3-67)$$



Приведем уравнение (3-67) к удельным затратам делением на уравнение (3-66). Учитывая, что $I_1=I-dI$, $\theta_1=\theta-d\theta$ и $C_1=C+dC$, после преобразований получим

$$\begin{aligned} d(MI)/dM - dI &= \\ = (c_t + c_{ж}C) d\theta/dC - c_{ж}(\theta - d\theta) - q_c - q_{пт} + q_{дп} \end{aligned} \quad (3-68)$$

Уравнения (3-66) и (3-68) включают в себя четыре переменные, из них три независимых. Задача имеет сравнительно простое и достаточно строгое решение для материалов с малым внутридиффузионным сопротивлением ($B_i < 0,1$), если учитывать исходный и присоединенный (вторичный) пар раздельно, а процесс превращения связанной влаги в свободный пар рассматривать как обратимый для изолированной системы.

Введем понятие относительной массы испарившейся жидкости. На 1 кг исходного пара при переходе из состояния A_1 в состояние A из материала испарится влага в количестве

$$dy = dM/M_0, \quad (3-69)$$

а всего к моменту A испарится

$$\int_{y_0=0}^y dy = \int_{M_0}^M dM/M_0; \quad y = (M - M_0)/M_0 = \Delta M/M_0. \quad (3-70)$$

Таким образом, текущее значение расхода пара с учетом вторичного можно представить как

$$M = M_0 + \Delta M = M_0 + yM_0 = M_0(1 + y), \quad (3-71)$$

а концентрацию пара для любого состояния в сушилке можно рассчитать по температуре и давлению, так как сухой перегретый пар при умеренных условиях подчиняется законам идеального газа, т. е.

$$C_{\Pi} = M/V = p/R_{\Pi}T. \quad (3-72)$$

В обратимых процессах энергия, необходимая для превращения 1 кг связанной влаги в 1 кг свободного пара при постоянной температуре, соответствует скрытой теплоте десорбции [91]

$$q_d = r_{\theta} + q_c. \quad (3-73)$$

Рассмотрение процесса для 1 кг перегретого пара, вступающего в контакт с влажным материалом при постоянной температуре последнего, приводит к выражению равновесной энталпии [91]

$$(I_p - I_{p1})/dy = dI_p/dy = c_{ж}\theta - q_c, \quad (3-74)$$

где dI_p — изменение равновесной энталпии пара при контакте его с влажным материалом в условиях равновесия системы влажное тело — свободный пар.

Уравнение (3-74) выражает тангенс угла наклона прямой линии в координатах энталпия — относительная масса испарившейся жидкости ($I - y$). Оно аналогично уравнению равновесных энталпий для случая использования в качестве сушильного агента неконденсирующегося газа-носителя. Это обстоятельство дает основание построить диаграмму $I - y$ (полный аналог диаграммы влажного газа) для графической интерпретации процессов сушки в среде перегретого пара. Относительная масса вторичного пара y является аналогом влагосодержания X неконденсирующегося газа.

В реальном процессе взаимодействия пара с материалом при $\theta = \text{const}$ за бесконечно малое время контакта, согласно закону Ньютона, общее обмененное тепло составит

$$dQ = \alpha S (t - \theta) d\tau. \quad (3-75)$$

Тепло, требуемое для испарения связанной влаги

$$Q_{ii} = q_d dM = \alpha S (t_p - \theta) d\tau. \quad (3-76)$$

Таким образом, в системе должен существовать некий избыток распределаемого тепла

$$dQ_{изб} = dQ - dQ_{ii} = \alpha S (t - t_p) d\tau. \quad (3-77)$$

Связать $dQ_{изб}$ с dQ_{ii} на диаграмме $I - y$ без определения коэффициента теплообмена можно, разделив уравнение (3-77) на уравнение (3-76)

$$dQ_{изб}/dQ_{ii} = (t - t_p)/(t_p - \theta). \quad (3-78)$$

или при выражении через энталпии с учетом (3-69)

$$dQ_{изб}/M_0 = [(I - I_p)/(I_p - I_\theta)] q_d dy. \quad (3-79)$$

Из уравнений (3-73) и (3-74) имеем

$$q_d = r_\theta + c_{ж}\theta - dI_p/dy,$$

но

$$r_\theta + c_{ж}\theta = r_\theta + c_{п}\theta = d(c_{п}\theta + r_\theta y + c_{п}\theta y)/dy = dI_\theta/dy,$$

тогда

$$q_d = dI_\theta/dy - dI_p/dy = d(I_\theta - I_p)/dy. \quad (3-80)$$

Подставив (3-80) в (3-79), получим

$$dQ_{изб}/M_0 = d(I_\theta - I_p) [(I - I_p)/(I_p - I_\theta)]. \quad (3-81)$$

С учетом (3-74) изменение общей энталпии

$$dI = I - I_1 = (c_{ж}\theta - q_c) dy - dQ_{изб}/M_0 = dI_p - dQ_{изб}/M_0. \quad (3-82)$$

Совмешая уравнения (3-81) и (3-82), получаем

$$(dI - dI_p)/(I - I_p) = d(I_p - I_\theta)/(I_p - I_\theta). \quad (3-83)$$

После интегрирования соотношения (3-83) получаем

$$K = (I - I_p)/(I_p - I_\theta) = \text{const}. \quad (3-84)$$

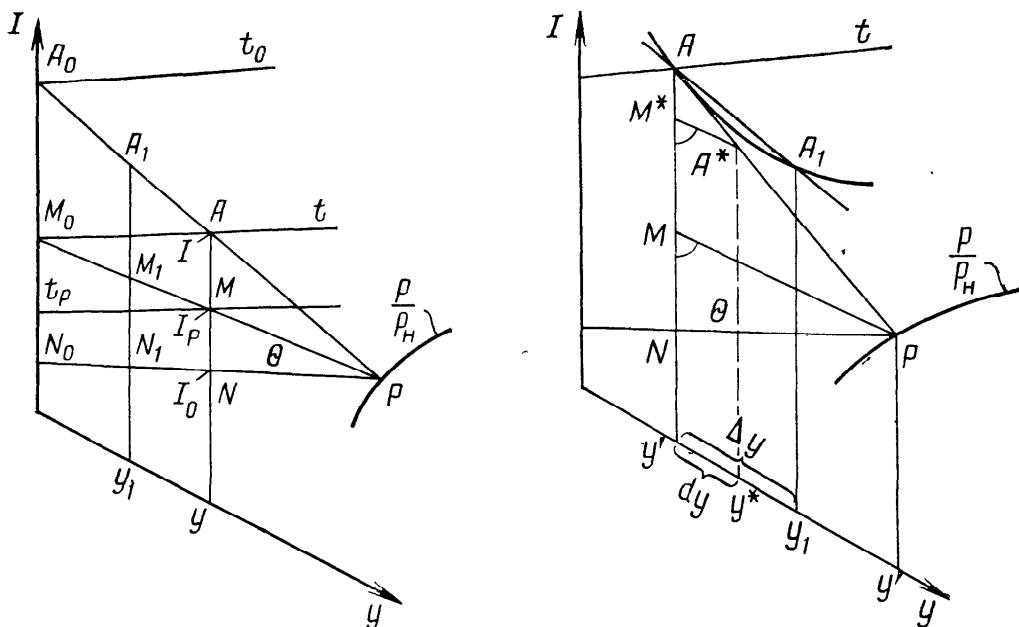


Рис. 3-15. Графическая интерпретация на диаграмме $I-y$ процесса взаимодействия пара и влажного материала при $\theta=\text{const}$

Рис. 3-16. Касательная к кривой изменения состояния пара на диаграмме $I-y$

На диаграмме $I-y$ процесс сушки материала паром при $\theta=\text{const}$ изобразится прямой линией AP (рис. 3-15), примыкающей к полюсу (точка P), образованному пересечением изотермы и линии равновесных энталпий dI_p/dy . Уравнение (3-84) представляет собой узловую связь состояний пара с полюсом P .

Действительно, из подобия треугольников следует

$$K = (I - I_p)/(I_p - I_\theta) = AM/MN = A_1 M_1 / M_1 N_1 = A_0 M_0 / M_0 N_0 = \text{const}.$$

Рассмотрим теперь общий случай взаимодействия пара и влажного материала при переменной температуре последнего. Как показано выше, уравнение (3-82) учитывает ассимиляцию dy кг пара, но не показывает конкретно распределение избыточного тепла. При взаимодействии пара с материалом при $\theta=\text{var}$ очевидно, что одной из статей расхода $dQ_{\text{изб}}$ является тепло нагрева материала. Кроме того, избыток тепла распределится и на дополнительные источники или потребители, в частности на тепло греющих элементов и тепловые потери, т. е.

$$dQ_{\text{изб}} = (c_t + c_{ж}C) G_t d\theta + dQ_{\text{пп}} - dQ_{\text{дп}}. \quad (3-85)$$

Разделим уравнение (3-85) на M_0 . С учетом соотношения (3-69) получим

$$dQ_{\text{изб}}/M_0 = [(c_t + c_{ж}C)/m_0] d\theta + (q_{\text{пп}} - q_{\text{дп}}) dy; \quad (3-86)$$

$$m_0 = M_0/G_t, \quad (3-87)$$

где m_0 — удельный расход пара на входе в паровую сушилку.

Удельный расход пара можно выразить и через изменения относительных концентраций, комбинируя уравнения (3-66) и (3-69)

$$m_0 = -dC/dy. \quad (3-88)$$

Подставим уравнение (3-86) в (3-82) с учетом (3-87) и (3-88). После интегрирования от начала до конца процесса сушки и преобразований получим

$$\Delta I = -[(c_t + c_{ж}C)/m_0] \Delta\theta - (q_{пт} - c_{ж}\theta - q_{дп}) \Delta y - \int_0^k q_c dy, \quad (3-89)$$

где $\Delta I = I_k - I_0$; $\Delta\theta = \theta_k - \theta_0$; $\Delta y = y_k - y_0 = y_k$.

Разделив уравнение (3-89) на Δy , получим выражение наклона прямой линии, соединяющей начальную и конечную точки состояния пара на диаграмме $I-y$

$$\begin{aligned} \Delta I/\Delta y &= -[(c_t + c_{ж}C)/m_0] (\Delta\theta/\Delta y) - \\ &- q_{пт} + c_{ж}\theta_0 + q_{дп} - \int_0^k q_c dy/\Delta y. \end{aligned} \quad (3-90)$$

Уравнение (3-89) или (3-90) выражает полный баланс энергии в процессе паровой сушки дисперсных материалов. Используя полученные зависимости, можно рассчитать последовательное изменение состояния пара и высушиваемого материала или вычислить их текущие параметры. Рассмотрим на диаграмме $I-y$ текущую точку A_1 , показывающую состояние пара (t, y) , и последующую точку A_1 , отличающуюся от точки A на величину Δy (рис. 3-16).

Согласно уравнению (3-90), наклон секущей AA_1 равен

$$\frac{\Delta I}{\Delta y} = -\frac{c_t + c_{ж}C}{m_0} \cdot \frac{\theta_1 - \theta}{\Delta y} + c_{ж}\theta + q_{дп} - q_{пт} - \frac{1}{\Delta y} \int_0^k q_c dy.$$

Когда точка A_1 стремится к точке A , секущая AA_1 стремится сливаться с касательной AP , а наклон ее при бесконечно малом dy выражается уравнением

$$dI/dy = c_{ж}\theta - [(c_t + c_{ж}C)/m_0] (d\theta/dy) - q_c - q_{пт} + q_{дп}. \quad (3-91)$$

Комбинируя уравнения (3-91) и (3-86), получаем

$$dI/dy = c_{ж}\theta - q_c - (1/M_0) (dQ_{изб}/dy) = dI_p/dy - (1/M_0) (dQ_{изб}/dy). \quad (3-92)$$

Сравнивая уравнения (3-92) и (3-82), видим, что наклон касательной равен наклону прямой, представляющей собой изменение энтальпии пара, контактирующего с материалом, при мгновенном значении $\theta = \text{const}$. Это обстоятельство дает возможность рассчитывать изменение температуры продукта в процессе сушки, так как в общем случае положение полюса P , оп-

ределяющего состояние материала на диаграмме $I-y$, изменяется. Из уравнения (3-91) имеем

$$\begin{aligned}\frac{d\theta}{dy} &= \frac{m_0}{c_t + c_{ж}C} \left(c_{ж}\theta - q_c - q_{пт} + q_{дп} - \frac{dI}{dy} \right) = \\ &= \frac{m_0}{c_t + c_{ж}C} \left[\frac{d(I_p - I)}{dy} - q_{пт} + q_{дп} \right].\end{aligned}\quad (3-93)$$

Чтобы выразить изменение температуры материала через текущие значения энталпий, рассмотрим на рис. 3-16 точку A^* , к которой стремится точка A при $\Delta y \rightarrow dy$. Проведем линию A^*M^* параллельно линии равновесных энталпий MR . Из подобия треугольников AMP и $AM^*A_1^*$ следует

$$d(I_p - I)/(I_p - I) = dy/(y' - y)$$

или

$$d(I_p - I)/dy = (I_p - I)/(y' - y). \quad (3-94)$$

Подставив пропорцию (3-94) в уравнение (3-93), получим

$$d\theta/dy = [m_0/(c_t + c_{ж}C)] [(I_p - I)/(y' - y) - q_{пт} + q_{дп}]. \quad (3-95)$$

Совместное решение уравнений (3-66), (3-91) и (3-95) на ЭВМ дает возможность точно воспроизвести изменение параметров пара и материала в процессе сушки. Для приближенных расчетов достаточно знать начальные и конечные параметры сушильного агента и высушиваемого материала. Уравнение (3-90) позволяет вычислить любой параметр пара или материала в начале или конце процесса. Для этого должны быть известны три из четырех начальных и конечных состояний пара и материала.

Таким образом, проведенный анализ процесса паровой сушки показывает, что термодинамическое описание данного процесса принципиально ничем не отличается от описания сушки в среде инертного газа, если оперировать массой испарившейся жидкости, отнесенной к исходному количеству перегретого пара.

3.5. Сушка с рециркуляцией материала

При сушке некоторых трудносохнущих материалов (с высокой энергией связи влаги), когда исчерпаны все возможности повышения начальной температуры газа, необходимо увеличивать длину сушильного тракта или число ступеней, либо применять рециркуляцию материала. В последнем случае сокращаются габариты аппарата [91], поскольку интенсивно используется его рабочий объем. Частичный возврат (ретур) сухого продукта применяют также для придания исходному материалу хороших сыпучих свойств или получения низкой конечной влажности [82].

Расчет процесса сушки с рециркуляцией материала можно свести к расчету в отсутствие рециркуляции при условии до-

Рис. 3-17. Схема пневмосушилки с рециркуляцией высушиваемого материала:

1 — вентилятор; 2 — подогреватель газа;
3 — пневмосушилка; 4 — циклон; 5 — смеситель; 6 — питатель

полнительной увязки конечных характеристик продукта с характеристиками вновь поступающего на сушку материала.

На рис. 3-17 представлена схема пневмосушилки с рециркуляцией высушиваемого материала.

Рециркулирующий материал (расход по сухому веществу $G_{\text{рц}}$, влажность \bar{C}_k , температура θ_k) смешивается в смесителе с вновь подаваемым материалом (расход G_t , влажность C_0 , температура θ_0). Выравнивание температуры и влажности смеси не может произойти мгновенно, поэтому в общем случае исходная смесь состоит из набора компонентов, прошедших неодинаковое число раз через сушилку и имеющих различную температуру и влажность. То же можно сказать и о конечной смеси на выходе из сушилки. В высушенной смеси одни компоненты будут пересушенны и перегреты, другие — недосушенны, но поскольку технологов интересует средняя конечная влажность продукта, имеет смысл характеризовать исходную и конечную смесь средними параметрами, к которым стремятся отдельные компоненты.

Обозначим через $\bar{\theta}_0$, $\bar{\theta}_k$ и \bar{C}_0 , \bar{C}_k соответственно средние температуру и влагосодержание смеси на входе в сушилку и выходе из нее и установим связь между средними, начальными и конечными параметрами. Кратность рециркуляции материала по сухой фазе

$$r_t = G_{\text{рц}}/G_t. \quad (3-96)$$

Тогда расход смеси

$$G_{\text{см}} = G_t + G_{\text{рц}} = G_t [1 + (G_{\text{рц}}/G_t)] = G_t (1 + r_t). \quad (3-97)$$

Удельный расход газа по отношению к расходу высушиваемого продукта и смеси соответственно составит

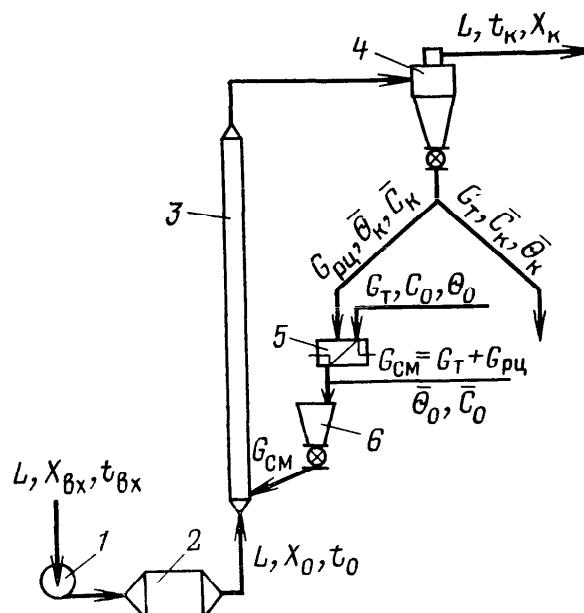
$$\sigma = L/G_t; \quad (3-98)$$

$$\sigma_{\text{см}} = L/G_{\text{см}} = L/Q_t (1 + r_t) = \sigma/(1 + r_t). \quad (3-99)$$

Между тем,

$$\sigma = (C_0 - \bar{C}_k)/(X_k - X_0); \quad (3-100)$$

$$\sigma_{\text{см}} = (\bar{C}_0 - \bar{C}_k)/(X_k - X_0). \quad (3-101)$$



Разделив соотношение (3-98) на (3-99), а (3-100) на (3-101), получим:

$$\bar{C}_0 = (C_0 + r_t \bar{C}_k) / (1 + r_t). \quad (3-102)$$

Для установления связи между средними начальной и конечной температурами смеси рассмотрим тепловой баланс при адиабатическом процессе смешения. Очевидно, что рециркулирующая смесь отдаст, а исходный продукт воспримет эквивалентное количество тепла, т. е.

$$\bar{c}_{m,k} G_{pц} (1 + \bar{C}_k) (\bar{\theta}_k - \bar{\theta}_0) = c_{m0} G_t (1 + C_0) (\bar{\theta}_0 - \theta_0), \quad (3-103)$$

где $\bar{c}_{m,k} = c_t + c_{ж} \bar{C}_k$ — теплоемкость смеси, подаваемой на рециркуляцию; $c_{m0} = c_t + c_{ж} C_0$ — теплоемкость исходного материала.

Преобразуем уравнение (3-103)

$$G_{pц} / G_t = r_t \Rightarrow c_{m0} (1 + C_0) (\bar{\theta}_0 - \theta_0) / \bar{c}_{m,k} (1 + \bar{C}_k) (\bar{\theta}_k - \bar{\theta}_0). \quad (3-104)$$

Обозначим

$$k_{cm} = c_{m0} (1 + C_0) / \bar{c}_{m,k} (1 + \bar{C}_k). \quad (3-105)$$

Коэффициент k_{cm} характеризует относительное изменение теплоемкости материала, т. е. показывает, во сколько раз изменяется его теплоемкость при изменении влажности.

Тогда

$$\bar{\theta}_0 = (k_{cm} \theta_0 + r_t \bar{\theta}_k) / (k_{cm} + r_t). \quad (3-106)$$

Из уравнений (3-102) и (3-106) следует, что средние значения влажности и температуры материала в начале и конце процесса связаны между собой через кратность рециркуляции. Часто рециркуляцию по материалу характеризуют числом рециркуляции r_m , равным отношению расхода смеси исходного влажного и рециркулирующего высушенного материалов к величине подачи влажного материала. Числа r_m и r_t связаны соотношением

$$r_m = 1 + r_t (1 + \bar{C}_k) / (1 + C_0). \quad (3-107)$$

При сушке с рециркуляцией высушиваемого продукта энергию, необходимую для преодоления связи молекул влаги и материала, можно определить среднеинтегральной величиной как

$$\bar{q}_{c,cm} = [1/(X_k - X_0)] \int_{X_0}^{X_k} [\bar{q}_c(X) - \bar{q}_{c0}] dX, \quad (3-108)$$

где $\bar{q}_c(X)$ — локальное значение удельной теплоты связи влаги с гомогенной смесью материала в зависимости от влагосодержания сушильного агента.

Практически, если допустить, что в зависимости от влажности материала энергия связи изменяется линейно в заданных пределах, то можно воспользоваться упрощенным соотношени-

ем типа (1-30) для определения средней энергии связи, т. е.

$$\bar{q}_{c,cm} \approx (a/2) (\bar{C}_0 - \bar{C}_k), \quad (3-109)$$

где a — тангенс угла наклона прямой, заменяющей кривую $\bar{E} = \bar{q}_c(\bar{C})$ (см. рис. 1-12).

С учетом соотношения (3-102) зависимость (3-109) можно переписать в виде

$$\bar{q}_{c,cm} \approx (a/2) (C_0 - \bar{C}_k)/(1 + r_t). \quad (3-110)$$

Если $C_{kp} < \bar{C}_0$, то

$$\bar{q}_{c,cm} \approx (a/2) (C_{mr} - \bar{C}_k)^2/(1 + r_t) (C_0 - \bar{C}_k). \quad (3-111)$$

Очевидно, построение процесса взаимодействия сушильного агента с влажным материалом на диаграмме состояния влажного газа с учетом энергии связи влаги при рециркуляции материала аналогично построению процесса взаимодействия газа с влажным материалом без рециркуляции. Для этого необходимо отразить все дополнительные условия и новые характеристики материала (смеси) на диаграмме $I-X$.

На рис. 3-18 показан принцип построения данного процесса. Через точку A_0 проходит касательная, пересекающая линии ϕ_0' и θ_0 в точке P_0 . Через точку A_k проходит касательная, пересекающая линии ϕ_k' и θ_k в точке P_k . Наклон линии равновесных энталпий в начале процесса в случае рециркуляции высушиваемого материала определяется уравнением

$$d\bar{I}_{p_0}/dX = c_{jk}\bar{\theta}_0 - \bar{q}_{co}. \quad (3-112)$$

Влагосодержание материала в начале процесса сушки (\bar{C}_0) и в конце его (\bar{C}_k) связаны уравнением (3-102). При расчете процесса сушки с рециркуляцией материала задача сводится к нахождению связи между начальными и конечными параметрами сушильного агента с учетом дополнительных условий и характеристик смеси. Анализ показывает [91], что с учетом соотношений (3-108) и (3-112) изменение энталпии за весь процесс составит

$$I_k - I_0 = -(1/\sigma_{cm}) (c_t + c_{jk}\bar{C}_k) (\bar{\theta}_k - \bar{\theta}_0) + c_{jk}\bar{\theta}_0 \Delta X + \bar{q}_{c,cm} \Delta X. \quad (3-113)$$

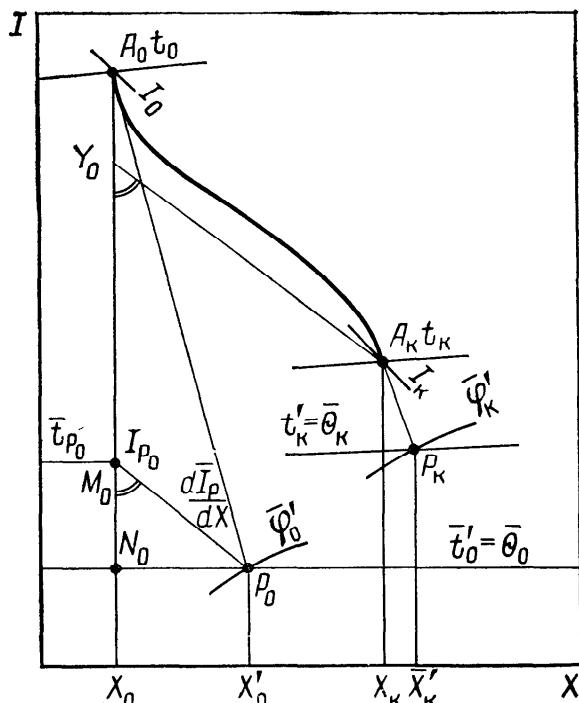


Рис. 3-18. Построение процесса взаимодействия газа и материала на диаграмме $I-X$ при рециркуляции материала

Для графоаналитического решения нужно провести через конечную точку процесса A_k прямую, параллельную P_0M_0 (см. рис. 3-18). Тем самым мы связываем начальную A_0 и конечную A_k точки процесса отрезком A_0Y_0 . Нетрудно показать, что

$$A_0Y_0 = (1/\sigma_{cm}) (c_t + c_{xk}\bar{C}_k) (\bar{\theta}_k - \bar{\theta}_0) + \bar{q}_{c,cm}\Delta X. \quad (3-114)$$

Подставив в уравнение (3-114) зависимости (3-99) и (3-106), имеем

$$A_0Y_0 = [k_{cm} (1 + r_t)/\sigma (k_{cm} + r_t)] \bar{c}_{m,k} (\bar{\theta}_k - \theta_0) + \bar{q}_{c,cm}\Delta X. \quad (3-115)$$

3.6. Термодинамический анализ процесса конвективной сушки

Для расчета требуемой продолжительности сушки и габаритов аппарата необходимо знать общебалансовые соотношения материальных и тепловых потоков в процессе конвективной сушки.

Материальный баланс. Общий баланс влаги, газа и сухого материала (рассмотрен в начале настоящей главы) выражается уравнениями (3-17)–(3-21). Используя соотношение (1-2), можно рассчитать производительность сушилки:

по абсолютно сухому продукту

$$G_t = G_{m,k}/(1 + C_k); \quad (3-116)$$

по испаряемой влаге

$$W = G_t (C_0 - C_k); \quad (3-117)$$

по исходному материалу

$$G_{m0} = G_{m,k} + W \quad \text{или} \quad G_{m0} = G_t (1 + C_0). \quad (3-118)$$

Уравнения (3-17)–(3-21) справедливы при условии отсутствия утечек или подсосов сушильного агента в процессе сушки. При наличии подсосов, а также в тех случаях, когда в зону сушки вводят дополнительно пар или газ для технологических целей, материальный баланс должен учитывать дополнительные потоки, так как от них зависит расход сушильного агента, требуемого для сушки. Очевидно, при вводе дополнительного количества газа

$$L \approx W/(X_k - X_0) - L_{dp}; \quad (3-119)$$

при вводе дополнительного количества пара

$$L = (W + W_{dp})/(X_k - X_0). \quad (3-120)$$

Тепловой баланс. Как было показано выше, уравнение (3-30) выражает полный баланс энергии в процессе конвективной сушки влажного материала. В нем учитываются расход тепловой энергии сушильного агента на удаление свободной и связанной влаги, нагрев материала, тепловые потери, а также поступления тепла в процесс с исходным материалом, с дополнени-

тельно вводимым газом, паром или от других источников. К этому уравнению можно прийти и от общебалансовых соотношений. Согласно закону сохранения энергии, приход тепла в сушилку должен быть равен расходу, т. е.

$$Q_{ii} + Q_{dp} + LI_{isch} + c_t G_t \theta_0 + c_{jk} C_0 G_t \theta_0 = \\ = LI_k + c_t G_t \theta_k + c_{jk} C_k G_t \theta_k + Q_c + Q_{pt}, \quad (3-121)$$

где Q_{ii} — тепло, подводимое к сушильному агенту в источнике (топке, калорифере); Q_{dp} — тепло, дополнительно вводимое непосредственно в сушилку; LI_{isch} , LI_k — тепло соответственно исходного и отработанного сушильного агента; $c_t G_t \theta_0$, $c_t G_t \theta_k$ — тепло твердой фазы соответственно исходного и высушенного материала; $c_{jk} C_0 G_t \theta_0$, $c_{jk} C_k G_t \theta_k$ — тепло жидкой фазы соответственно исходного и высушенного материала; Q_c — тепло, затрачиваемое на удаление связанной влаги; Q_{pt} — потери тепла.

Из уравнения (3-121) выразим тепло источника и приведем его к удельным затратам, разделив на уравнение (3-19)

$$q_{ii} = (I_k - I_{isch})/(X_k - X_0) + q_m - c_{jk} \theta_0 + q_c + q_{pt} - q_{dp}. \quad (3-122)$$

Между тем, удельные затраты тепла источника можно выразить как

$$q_{ii} = l (I - I_{isch}) \quad (3-123)$$

или с учетом (3-17)

$$q_{ii} = (I_0 - I_{isch})/(X_k - X_0). \quad (3-124)$$

Совмещая уравнения (3-122) и (3-124), получаем

$$(I_k - I_0)/(X_k - X_0) = (q_{dp} + c_{jk} \theta_0) - (q_m + q_c + q_{pt}) = \Delta \quad (3-125)$$

Так как Δ представляет собой тангенс угла наклона прямой, соединяющей точки начального и конечного состояний газа на диаграмме $I-X$, можно определить начальные или конечные параметры сушильного агента графическим построением, например по правилу треугольников [42, 82].

Параметры начального и конечного состояний газа можно рассчитать аналитически по заданным начальной и конечной температурам и начальному влагосодержанию газа. Согласно уравнениям (3-7) и (3-8), энталпия влажного газа для начальных условий

$$I_0 = c_r t_0 + I_{p0} X_0, \quad (3-126); \quad I_{p0} = r_0 + c_{p0} t_0; \quad (3-127)$$

для конечных условий

$$I_k = c_r t_k + I_{p,k}, \quad (3-128); \quad I_{p,k} = r_0 + c_{p0} t_k. \quad (3-129)$$

Решая совместно уравнения (3-125) — (3-129), получим

$$I_k = [c_r t_k \Delta + I_{p,k} (X_0 \Delta - I_0)] / (\Delta - I_{p,k}). \quad (3-130)$$

Из уравнения (3-125) найдем

$$X_k = (I_k - I_0) / \Delta + X_0. \quad (3-131)$$

Для расчета Δ необходимо определить удельные затраты: q_m , q_{dp} , q_c , q_{pt} . Удельный расход тепла на нагрев материала в

первом приближении оценивается по формуле

$$q_m = (c_t + c_{jk}C_k)(\theta_k - \theta_0)/(C_0 - C_k). \quad (3-132)$$

Конечная температура материала θ_k обычно принимается либо на 5—10 °С ниже t_k (для прямотока) или t_0 (для противотока) в зависимости от конечной влажности продукта, либо на основании опытных данных. Для точного определения θ_k (при заданной t_k) или t_k (при заданной θ_k) необходимо по изотермам десорбции построить на диаграмме $I-X$ действительные рабочую и равновесную линии от начала до конца процесса. Однако для этого нужно знать расход газа, который при составлении и решении уравнений теплового и материального балансов является искомой величиной. Это построение можно выполнить после решения балансовых уравнений и таким образом проверить и уточнить принятые предварительно конечные температуры газа и материала.

Удельные затраты дополнительно вводимого тепла рассчитывают по формуле

$$q_{dp} = Q_{dp}/W. \quad (3-133)$$

Общее количество Q_{dp} определяют по уравнению теплопередачи от греющих элементов к дисперсному потоку газовзвеси

$$Q_{dp} = \alpha S_{gr} (t_{gr} - t_{gr,t}), \quad (3-134)$$

где t_{gr} и $t_{gr,t}$ — температура греющего элемента и потока газовзвеси.

Тепло от дополнительно вводимого газа или пара рассчитывают по уравнению баланса

$$q_{dp} = c_r L_{dp} (t_{dp_0} - t_k)/W, \quad (3-135)$$

или

$$q_{dp} = c_p W (t_{p_0} - t_k)/W, \quad (3-136)$$

где t_{dp_0} и t_{p_0} — начальная температура дополнительного газа или пара соответственно.

Если вводимый газ или пар находится под избыточным давлением, то t_{dp_0} и t_{p_0} рассчитывают с учетом адиабатического расширения.

Потери тепла в окружающую среду в начале расчета неизвестны, так как они зависят от габаритов и формы аппарата. Практически принимают 120—600 кДж/кг (меньшее значение берут для крупнотоннажных сушилок). После определения габаритов сушилки необходимо рассчитать потери тепла в окружающую среду через найденную поверхность обмена по формуле

$$q_{pt} = Q_{pt}/W = K S_{ap} (\bar{t} - t_\infty)/W, \quad (3-137)$$

где K — коэффициент теплопередачи через стенку сушилки и изоляцию (обычно не более 1,2 Вт/(м²·К)); $\bar{t} = (t_0 + t_k)/2$ — средняя температура газа в сушилке; S_{ap} — наружная поверхность аппарата; t_∞ — температура окружающей среды.

Энергия связи влаги с материалом согласно функции (1-8) есть функция температуры и влагосодержания тела. В общем случае величина \bar{q}_c с высокой точностью (особенно на ЭВМ) рассчитывается как среднеинтегральная

$$\bar{q}_c = \frac{1}{(C_k - C_0)} \int_{C_0}^{C_k} q_c(C) dC \quad (3-138)$$

С достаточной для практики точностью сложную кривую зависимости $q_c=f(C)$ при графическом построении заменяют прямой линией, которую проводят с минимальной погрешностью (см. рис. 1-12). Получают упрощенную зависимость для расчета средней теплоты связанной влаги, аналогичную рассмотренным выше (1-30), (3-109)

$$\bar{q}_c \approx (a/2)(C_0 - C_k), \quad \text{если } C_0 \leq C_{mg}; \quad (3-139)$$

$$\bar{q}_c \approx (a/2)[(C_{mg} - C_k)^2 / (C_0 - C_k)], \quad \text{если } C_0 > C_{mg}. \quad (3-140)$$

Представляет практический интерес то, что для большинства продуктов органического происхождения, имеющих гигроскопическую влагу, величина a постоянна и равна 4200 кДж/кг [91].

При выборе способа сушки и технологического оформления процесса стремятся к наиболее полному использованию тепла сушильного агента, так как энергетика сушильного процесса является в конечном итоге категорией экономики.

Выше при обсуждении термодинамики процесса сушки с рециркуляцией сушильного агента в качестве показателя, характеризующего эффективность или энергетическое совершенство процесса, был рассмотрен термический к. п. д. сушилки, который также называется энергетическим к. п. д., так как представляет собой долю полезно использованной тепловой энергии от всей тепловой энергии, затраченной в процессе.

В общем виде энергетический к. п. д. любого теплового процесса равен

$$\eta_i = Q_{\text{пол}}/Q_{\text{зат}} = q_{\text{пол}}/q_{\text{зат}}, \quad (3-141)$$

где $q_{\text{пол}}=Q_{\text{пол}}/L$ — удельное полезно затраченное тепло; $q_{\text{зат}}=Q_{\text{зат}}/L$ — удельное общее затраченное тепло.

В процессах сушки полезно использованное удельное тепло — это тепло, затраченное на испарение свободной и связанной влаги

$$q_{\text{пол}} = q_d(X_k - X_0) = (r_\theta + q_c) \Delta X. \quad (3-142)$$

Затраченное тепло — это тепло, полученное газом в подогревателе (калорифере, топке)

$$q_{\text{зат}} = q_{\text{кл}} = \bar{c}(t_0 - t_\infty), \quad (3-143)$$

где t_∞ — температура исходного воздуха (окружающей среды).

Тогда

$$\eta_i = (r_\theta + q_c) \Delta X / \bar{c} (t_0 - t_\infty) \quad (3-144)$$

Если хотят учесть потери тепла в газоподогревателе, то рассчитывают его к. п. д. Для парового калорифера

$$\eta_{\text{кл}} = \bar{c} (t_0 - t_\infty) / D_y (i_{\text{п}_0} - c_{\text{ж}} t_{\text{n}}), \quad (3-145)$$

где $D_y = D/L(1+X_0)$ — удельный расход пара; $i_{\text{п}_0}$ — энталпия водяного пара; $c_{\text{ж}}$ — удельная теплоемкость конденсата; t_{n} — температура насыщения.

Для топки

$$\eta_{\text{тп}} = \bar{c} (t_0 - t_\infty) / B_y Q_{\text{р}^{\text{н}}}, \quad (3-146)$$

где $B_y = B/L(1+X_0)$ — удельный расход топлива; $Q_{\text{р}^{\text{н}}}$ — низшая теплота сгорания топлива.

Общий энергетический к. п. д. установки сушки с паровым калорифером

$$\eta_i \text{ уст} = \eta_i \eta_{\text{кл}} = (r_\theta + q_c) \Delta X / D_y (i_{\text{п}_0} - c_{\text{ж}} t_{\text{n}}); \quad (3-147)$$

с топкой

$$\eta_i \text{ уст} = \eta_i \eta_{\text{тп}} = (r_\theta + q_c) \Delta X / B_y Q_{\text{р}^{\text{н}}}. \quad (3-148)$$

Анализ соотношений (3-144)–(3-148) показывает, что общие затраты энергии на осуществление процесса сушки и, вместе с этим, энергетический к. п. д. сушилки снижаются тем больше, чем выше потери тепла в окружающую среду, потери, связанные с неполным сгоранием топлива и неполным использованием потенциала сушильного агента. Кроме этих потерь, в процессе сушки имеются еще термодинамические потери, связанные с неизобарностью реального процесса сушки.

Действительно, приведенные выше термодинамические описания разновидностей процесса сушки основывались на допущении изобарности изменения состояния воздуха, подаваемого в сушилку. При более строгом подходе, особенно в условиях высокотемпературной сушки, следует учитывать снижение парциального давления воздуха p_r вследствие возрастания парциального давления пара p , так как $P = p_r + p = \text{const}$.

Термодинамический анализ процесса сушки с учетом этого обстоятельства провел Д. М. Левин [68].

В соответствии с уравнением (3-3) тепло, вносимое в сушилку с газом, выражается энталпийей. Однако большую часть ее составляет внутренняя энергия, так как работа расширения

$$A = \int_{V_\infty}^{V_0} p_r dV$$

при нагревании от $T_{\text{исх}} = T_\infty$ до T_0 , теряемая в калорифере, лишь частично компенсируется работой атмосферного давления, сжимающего воздух при снижении его температуры в процессе

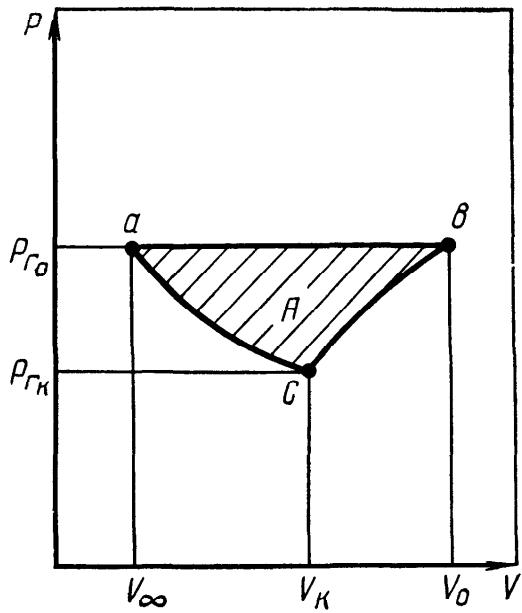


Рис. 3-19. Изменение состояния воздуха в процессе сушки на диаграмме $p-V$

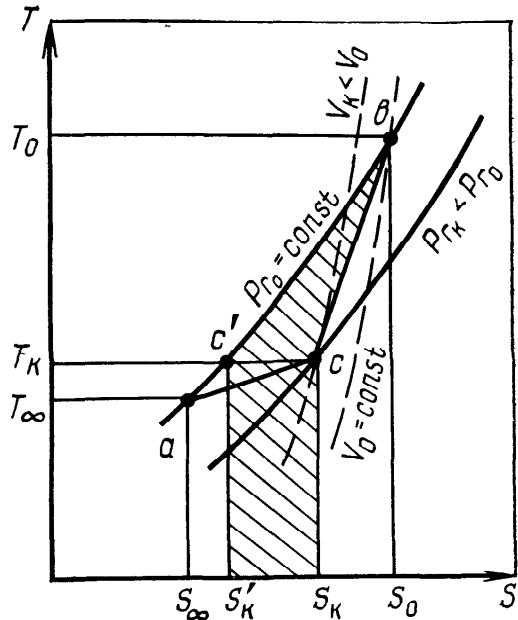


Рис. 3-20. Изменение состояния воздуха в процессе сушки на диаграмме $T-S$

сушки от T_0 до T_k . Последующее сжатие воздуха происходит после выброса его из сушилки при смешении с атмосферным воздухом и снижении температуры от T_k до T_∞ .

На диаграмме $p-V$ (рис. 3-19) показан процесс изменения состояния воздуха: линия ab изображает расширение нагревающегося в калорифере воздуха при $p_{r_0} = \text{const}$; линия bc — сжатие воздуха при охлаждении и уменьшении его давления в процессе сушки; линия ca — изменение состояния воздуха в атмосфере (охлаждение и повышение давления до исходного).

Площадь прямоугольника abV_0V_∞ представляет собой работу расширения воздуха в калорифере; площадь фигуры bcV_kV_0 — работу сжатия воздуха в сушильной камере; площадь фигуры $caV_\infty V_k$ — работу сжатия воздуха в атмосфере. Из диаграммы видно, что работа, затраченная в калорифере на расширение воздуха, больше работы, которую вернуло атмосферное давление воздуху (площадь $bcaV_\infty V_k$), на величину площади abc , названной Д. М. Левиным работой сушильного цикла. Эта работа представляет собой одну из термодинамических потерь процесса конвективной сушки.

Другая термодинамическая потеря, также обусловленная неизобарностью процесса, показана на диаграмме $T-S$ (рис. 3-20).

На диаграмме отмечены все моменты сушильного цикла: линия ab — нагревание воздуха в калорифере от T_∞ до T_0 при $p_{r_0} = \text{const}$; линия bc — охлаждение воздуха в процессе сушки от T_0 до T_k и снижение его давления до p_{r_k} ; линия ca — охлаждение воздуха от T_k до T_∞ после выброса в атмосферу и восстановление давления до p_{r_0} .

Линия bc лежит между изобарой $p_{r_0} = \text{const}$ и изохорой $V_0 = \text{const}$, т. е. представляет собой политропу, описываемую уравнением $p_r V^n = \text{const}$. Так же и линия ca , лежащая между изотермой $T_k = \text{const}$ и изобарой $p_{r,k} = \text{const}$, представляет собой политропу. Из анализа диаграмм $p-V$ (рис. 3-19), $T-S$ (рис. 3-20) и уравнения политропы следует, что показатель политропы n в процессе bc имеет отрицательное значение ($n < 0$), а в процессе ca — положительное, причем $0 < n < 1$.

На диаграмме $T-S$ тепло, выделяемое или воспринимаемое воздухом, можно представить как площади под кривыми, изображающими процессы нагревания, сушки, смешения, так как дифференциальная теплота $dQ = TdS$. Таким образом, площадь abS_0S_∞ эквивалентна количеству тепла, полученного газом в калорифере; площадь bcS_kS_0 представляет собой количество тепла, отданного воздухом в сушилке; площадь $caS_\infty S_k$ соответствует теплу, потеряенному с воздухом, выходящим из сушилки; площадь abc представляет собой теплоту, эквивалентную работе сушильного цикла.

Если бы процесс сушки был изобарным, то выделившееся в сушилке тепло было эквивалентно площади $bc'S'_kS_0$, т. е. больше реально обмененного количества тепла на величину заштрихованной площади $bc'S'_kS_kc$ (см. рис. 3-20). Это и есть тепло, израсходованное на работу сушильного цикла и потерянное с уходящим газом в связи с политропичностью реального процесса сушки. Это потерянное тепло должно быть скомпенсировано соответствующим увеличением температуры или количества сушильного агента.

Таким образом, в рассмотренных выше уравнениях теплового баланса (3-122) — (3-125) к обычным тепловым потерям $q_{\text{пп}}$ через теплоизоляцию оборудования должны быть добавлены термодинамические потери $q_{\text{тд}}$ за счет политропичности процесса сушки. Д. М. Левин [68] предложил следующие выражения для расчета $q_{\text{тд}}$ (в кДж/кг газа и кДж/кг влаги соответственно):

$$q_{\text{тд}} = 2,3 (T_0 + T_k) (X_k - X_0); \quad (3-149)$$

$$q_{\text{тд}} = 0,23 (T_0 + T_k). \quad (3-150)$$

Термодинамический анализ, проведенный Д. М. Левиным, показал, что $q_{\text{тд}}$ снижаются при осуществлении процесса сушки с рециркуляцией газа и дополнительным вводом тепла в сушилку. Основной причиной является то, что вместо одного цикла без рециркуляции совершается $n+1$ циклов с рециркуляцией, и потери тепла с уходящим газом при той же температуре увеличиваются незначительно.

К этому следует добавить, что при бесконечном увеличении кратности рециркуляции газа ($r_r \rightarrow \infty$), что соответствует случаю сушки в среде чистого перегретого пара, термодинамические потери вообще не имеют места ($q_{\text{тд}} = 0$).

Как справедливо отмечает А. С. Гинзбург [15], оценка тепловой эффективности сушилок по энергетическому к. п. д. не может считаться достаточно полной и универсальной, так как определение η_i основывается на первом законе термодинамики, согласно которому уравнение теплового баланса записывается как равенство входящих в объект и выходящих из него количеств тепла

$$Q_{\text{вх}} = Q_{\text{вых}} = Q_{\text{пол}} + Q_{\text{пт.}} \quad (3-151)$$

Такая характеристика справедлива для процессов, которые являются (или при определенном приближении могут рассматриваться) обратимыми. Процесс сушки при строгом рассмотрении нельзя считать обратимым, так как подготовка сушильного агента и сам сушильный цикл состоят из ряда необратимых процессов, в результате которых происходит рост энтропии системы ($\Delta S > 0$).

В каждом процессе сушильного цикла (нагревание газа в теплогенераторе, тепло- и массообмен в сушилке, смешение отработанного сушильного агента с окружающей средой) изменяется не только количество передаваемой энергии, но и ее качество, так как увеличение энтропии приводит к обесценению энергии, т. е. снижению возможности ее перехода в другие виды [15]. В этих условиях необходимо оценивать эффективность тепловых и массообменных процессов и установок на основе второго закона термодинамики. Такая оценка, заключающаяся в определении необратимости процессов и в сравнении их с идеальным процессом, известна как **эксергетический анализ**.

Эксергия — это часть энергии, способная превращаться в другие виды. В термодинамике необратимых процессов под эксергией понимают максимальную работу, получаемую от системы при обратимом переходе из исходного состояния в состояние равновесия с окружающей средой. В необратимых процессах количество эксергии уменьшается, полностью исчезая при достижении равновесия с окружающей средой, т. е. эксергетический баланс имеет вид неравенства

$$E_{\text{вх}} > E_{\text{вых.}} \quad (3-152)$$

Неравенство (3-152) можно превратить в равенство, если к правой части добавить потери эксергии на необратимость процесса. Эти потери рассчитываются по уравнению Гюи — Столдона

$$\Delta E_{\text{пт}} = T_{\infty} \Delta S. \quad (3-153)$$

Тогда

$$E_{\text{вх}} = E_{\text{вых}} + T_{\infty} \Delta S. \quad (3-154)$$

Можно также записать

$$E_{\text{зат}} = E_{\text{пол}} + \Delta E_{\text{пт}}, \quad (3-155)$$

где $E_{\text{зат}}$, $E_{\text{пол}}$ — затраченная и полезно использованная эксергия соответственно.

Отношение полезно использованной эксергии к затраченной называется коэффициентом термодинамического совершенства, или эксергетическим к. п. д. η_e [15, 125]

$$\eta_e = E_{\text{пол}}/E_{\text{зат}} = 1 - \Delta E_{\text{пт}}/E_{\text{зат}} = 1 - \varphi_e, \quad (3-156)$$

где $\varphi_e = \Delta E_{\text{пт}}/E_{\text{зат}}$ — коэффициент эксергетических потерь.

Объектами эксергетического анализа могут быть материальные потоки, отдельные устройства, установки или совокупности установок, обменивающиеся потоками вещества и энергии. В зависимости от целей анализа выделяют весь объект или его часть [15]. Например, при анализе сушильной установки можно проанализировать всю установку, либо ее часть: сушильную камеру, калорифер, топку и т. п. Составление эксергетического баланса заключается в расчете эксергии материальных потоков (газ, пар, высушиваемый материал) и составляющих эксергетических потерь.

Эксергию потока сушильного агента на входе в сушильный аппарат можно определить по выражению [14, 68]

$$E_0 = I_0 - I_\infty - T_\infty (S_0 - S_\infty). \quad (3-157)$$

Эксергию смеси газов (парогазовой смеси) можно разложить на аддитивные составляющие компонентов (газ — пар). Б. С. Сажин и Б. С. Шутов [125] предложили следующее выражение для эксергии влажного воздуха в текущем состоянии процесса:

$$E = I_r - I_{r\infty} - T_\infty (S_r - S_{r\infty}) + X [I_n - I_{n\infty} - T_\infty (S_n - S_{n\infty})]. \quad (3-158)$$

Эксергию влажного газа можно рассчитать, рассматривая его как смесь двух идеальных газов

$$E = c(t - t_\infty) - T_\infty \{c \ln(T/T_\infty) - [R_r/(1 + X)] \ln(p_r/p_{r\infty}) - [R_n X/(1 + X)] \ln(p/p_\infty)\} \quad (3-159)$$

Эксергетический баланс сушильной камеры записывается в следующем виде [125]:

$$E_0 + E_{m0} = E_k + E_{m.k} + E_i + \Delta E_{\text{пт}} + \\ + \Delta E_{\text{гд}} + \Delta E_{\text{пд}} + \Delta E_{\text{см}} + \Delta E_{\text{внеш}} + \Delta E_{\text{зн}}, \quad (3-160)$$

где E_0 , E_k — эксергия сушильного агента на входе в сушилку и выходе из нее; E_{m0} , $E_{m.k}$ — эксергия высушиваемого материала на входе в сушилку и выходе из нее; E_i — эксергия испарившейся влаги; $\Delta E_{\text{пт}}$ — потери эксергии через стенки сушилки в окружающую среду; $\Delta E_{\text{гд}}$ — потери эксергии вследствие гидравлического сопротивления камеры; $\Delta E_{\text{пд}}$ — потери эксергии вследствие подсосов наружного воздуха; $\Delta E_{\text{см}}$ — потери эксергии вследствие необратимости процесса смешения паров влаги с сушильным агентом; $\Delta E_{\text{внеш}}$ — потери эксергии вследствие необратимости внешнего теплообмена; $\Delta E_{\text{зн}}$ — потери эксергии вследствие необратимости тепло- и массопереноса внутри материала.

Эксергия сушильного агента на входе в сушилку и выходе из нее рассчитывается по уравнению (3-158) или (3-159). Потери эксергии, вызванные подсосами $\Delta E_{\text{пд}}$, можно учесть в эксер-

гии уходящего сушильного агента

$$E_{\text{к(пд)}} = E_{\text{к}} (1 + k), \quad (3-161)$$

где k — коэффициент подсоса.

Приращение физической эксергии высушиваемого материала

$$\Delta E_{\text{м}} = (c_{\text{т}} + c_{\text{ж}}C_{\text{к}}) [(\theta_{\text{к}} - \theta_0 - T_{\infty} \ln (\theta_{\text{к}}/\theta_0)]. \quad (3-162)$$

Общее изменение эксергии испарившейся влаги складывается из приращений эксергий нагревания влаги $\Delta E_{\text{ж}}$, ее испарения $\Delta E_{\text{и.н.}}$, перегрева паров до температуры $t_{\text{к}}$ и диффузии их в сушильный агент $\Delta E_{\text{п}}$

$$\begin{aligned} \Delta E_{\text{и}} &= \Delta E_{\text{ж}} + \Delta E_{\text{и.н.}} + \Delta E_{\text{п}} = \\ &= c_{\text{ж}} (T_{\text{мт}} - T_{\infty}) - c_{\text{ж}} T_{\infty} \ln (T_{\text{мт}}/T_{\infty}) + I_{\text{п}} - I_{\text{ж}} - T_{\infty} (S_{\text{п}} - S_{\text{ж}}) + \\ &\quad + q_{\text{с}} \Delta X + c_{\text{п}} (T_{\text{к}} - T_{\text{мт}}) - c_{\text{п}} T_{\infty} \ln (T_{\text{к}}/T_{\text{мт}}). \end{aligned} \quad (3-163)$$

Для процессов сушки полезной затратой эксергии считается только эксергия, затраченная на удаление влаги из материала, т. е. эксергия насыщенного пара, характеризующая непосредственно процесс испарения влаги [14, 125]

$$\Delta E_{\text{и.н.}} = \Delta E_{\text{пол}} = I_{\text{п}} - I_{\text{ж}} - T_{\infty} (S_{\text{п}} - S_{\text{ж}}) + q_{\text{с}} \Delta X. \quad (3-164)$$

Эксергетические потери в окружающую среду

$$\Delta E_{\text{пт}} = q_{\text{пт}} [1 - (T_{\infty}/\bar{T})]. \quad (3-165)$$

Эксергетические потери на гидравлическое сопротивление аппарата

$$\Delta E_{\text{гд}} = R_{\text{г}} T_{\infty} \ln [1 + \Delta P/P_{\text{к}}], \quad (3-166)$$

где ΔP — гидравлическое сопротивление аппарата; $P_{\text{к}}$ — давление на выходе из аппарата.

Значительную часть составляют потери от смешения испарившейся влаги и сушильного агента. В этом необратимом процессе пары влаги, диффундирующие в газ, расширяются без совершения работы. Общие потери от смешения подсчитываются по формуле [14]

$$\Delta E_{\text{см}} = T_{\infty} \Delta S_{\text{см}}. \quad (3-167)$$

Приращение энтропии при смешении идеальных газов равно

$$\Delta S_{\text{см}} = R \sum (m_i/M_i) \ln (M_i/m_i M_{\text{см}}), \quad (3-168)$$

где m_i , M_i — массовая доля и молекулярная масса i -го компонента; $M_{\text{см}}$ — кажущаяся молекулярная масса смеси.

По формуле (3-168) можно рассчитать приращение энтропии для многокомпонентных (пар — дымовые газы) или двухкомпонентных систем (пар — воздух).

Б. С. Сажин [125] приводит данные анализа процесса смешения паров воды с воздухом, согласно которым потери эксергии интенсивно растут с увеличением массовой доли паров во-

ды, достигая максимума при $m_{\text{п}}=0,5$, а затем снижаются до нуля при достижении $m_{\text{п}}=1,0$. Таким образом, подтверждается сделанный выше вывод об отсутствии термодинамических потерь при сушке в среде перегретых паров испаряемой жидкости.

Потери эксергии вследствие необратимости внутреннего тепло- и массопереноса $\Delta E_{\text{вн}}$ невелики [125]. Заметную долю от общих потерь они могут представлять лишь при высокointенсивных процессах сушки. Расчет их сложен и здесь не приводится.

Потери от необратимости внешнего теплообмена между сушильным агентом и материалом наиболее существенны в балансе. Расчет их также сложен, поэтому на практике эти потери определяют из баланса эксергии сушильного агента и суммой всех расходов и потерь эксергии [125]

$$\Delta E_{\text{внеш}} = E_0 - \left(E_{\text{к}} + \Delta E_{\text{м}} + \Delta E_{\text{и}} + \sum \Delta E_{\text{пп}} \right). \quad (3-169)$$

Этот вид потерь можно уменьшать, понизив температуру сушки (t_0 и t_k), а также при сушке перегретымиарами. Эксергетический к. п. д. сушильной камеры, согласно расчетам по вышеприведенным формулам, оказывается значительно ниже энергетического к. п. д. А. С. Гинзбурга в монографии [14] привел пример энергетического и эксергетического анализов распылительной сушилки; величина $\eta_i=50\%$, в то время как η_e , составил всего 7,7%. Еще меньше оказывается эксергетический к. п. д. всей сушильной установки, так как к потерям эксергии в процессе сушки добавляются потери при нагреве сушильного агента в калорифере, электроподогревателе или топке и потери в тяго-дутьевом оборудовании.

Эксергия воздуха после вентилятора обусловлена расходом мощности на повышение давления воздуха. Ее величина (в кДж/кг испаренной влаги)

$$E_{\text{в}} = 3600N\eta/W, \quad (3-170)$$

где N , η — мощность и к. п. д. вентилятора.

Эту же эксергию можно представить в виде работы изотермического расширения сжатого воздуха [125]

$$E_{\text{в}} = [L(1 + X_{\infty}) T_{\infty} R_f \ln(P_0/P_{\infty})]/W. \quad (3-171)$$

При расчете общего эксергетического к. п. д. сушильной установки приход эксергии следует выражать через эксергию расходуемого теплоносителя или теплоисточника (пар, топливо)

$$\eta_{e \text{ уст}} = E_{\text{пол}}/E_{\text{п}}; \quad (3-172)$$

$$\eta_{e \text{ уст}} = E_{\text{пол}}/E_{\text{топ}}. \quad (3-173)$$

При составлении эксергетического баланса сушильных установок с замкнутым циклом сушильного агента сумма изменений эксергии последнего должна быть равна нулю. Это условие

должно соблюдаться при суммировании балансов всех аппаратов установки.

Совместный энергетический и эксергетический анализ позволяет наметить пути повышения эффективности сушильных установок [15, 125]. Однако следует помнить о разной стоимости разных видов энергии (пара, электроэнергии, твердого, жидкого или газообразного топлива). Очевидно, для полной оценки технико-экономической эффективности сушильных установок необходим еще и стоимостный анализ как отдельных затрат, так и затрат на весь процесс сушки.

Глава 4

Гидродинамика потоков газовзвесей дисперсных материалов в сушильных аппаратах

4.1. Анализ сил, действующих на частицы в потоке газа

В основе всех гидродинамических расчетов дисперсных двухфазных потоков лежит второй закон Ньютона

$$m (\vec{dv}/d\tau) = \sum \vec{F}, \quad (4-1)$$

где \vec{v} — вектор скорости частицы; $\sum \vec{F}$ — вектор равнодействующей сил, оказывающих воздействие на частицу.

Очевидно, при движении частицы в условиях тепло- и массообмена с окружающей средой более корректным исходным динамическим уравнением является уравнение движения тела переменной массы

$$d(\vec{mv})/d\tau = \vec{v}_1 (dm/d\tau) + \sum \vec{F}, \quad (4-2)$$

где m , \vec{v} — текущие масса и скорость частицы соответственно; \vec{v}_1 — скорость отделяющейся (присоединяющейся) массы после отделения (до присоединения).

При движении в потоке газовзвеси частица вращается, поэтому можно принять допущение о равномерном распределении плотности потока отделяющейся массы пара по поверхности частицы. Тогда $\vec{v}_1 = 0$ и уравнение (4-2) запишется в виде

$$d(\vec{mv})/d\tau = \sum \vec{F}. \quad (4-3)$$

При решении уравнение (4-2) или (4-3) следует дополнить уравнением кинетики сушки движущейся частицы, выражаемым

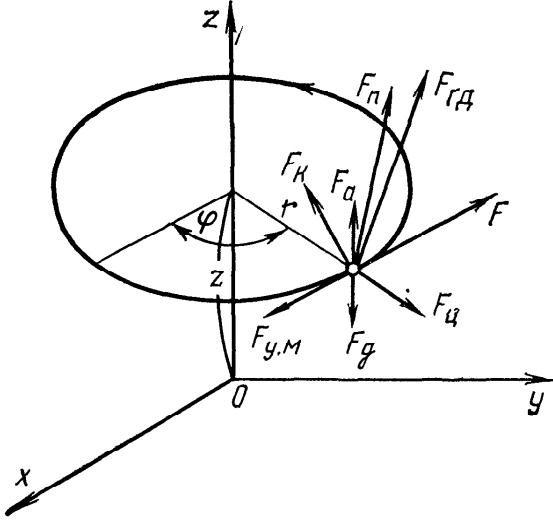


Рис. 4-1. Схема действия сил на частицу при движении в закрученном потоке газа

в общем случае уравнением массоотдачи (2-8), в котором изменение массы испарившейся влаги можно выразить через общее изменение массы частицы или изменение ее влагосодержания

$$dW = m_t dC = dm, \quad (4-4)$$

где m_t — масса сухого вещества частицы.

В сумму уравнений (4-1) — (4-3), которая составляет равнодействующую, входят силы гидродинамического сопротивления, тяжести, центробежная, поперечная и другие — в зависимости от организации потока газовзвеси. При подстановке действующих сил в соответствующее уравнение и разложении их на составляющие получаются системы дифференциальных уравнений различной структуры и сложности. В тоже время динамике потоков газовзвесей, несмотря на различия в структуре, присущи общие закономерности, позволяющие описать процесс единой системой уравнений.

В качестве примера рассмотрим наиболее сложный случай закрученного потока газовзвеси, когда на частицы, движущиеся во вращающемся потоке газа, действуют следующие силы (рис. 4-1):

$$\text{центробежная } \vec{F}_\text{ц} = m\omega [\vec{\omega} \vec{r}]; \quad (4-5)$$

$$\text{гидродинамического сопротивления } \vec{F}_\text{гд} = \xi S_\text{мд} \rho (\vec{v} - \vec{w})^2 / 2; \quad (4-6)$$

$$\text{тяжести } \vec{F}_g = mg; \quad (4-7)$$

$$\text{переносная Кориолиса } \vec{F}_\text{к} = 2m [\vec{\omega} \vec{u}]; \quad (4-8)$$

$$\text{поперечная Магнуса—Жуковского } \vec{F}_\text{м-ж} = \rho u \oint_S \text{rot}_n \vec{u} dS; \quad (4-9)$$

$$\text{подъемная Архимеда } \vec{F}_A = mg (\rho/\rho_m). \quad (4-10)$$

Кроме того, при взаимодействии частицы со стенками аппарата и соседними частицами действуют следующие силы:

$$\text{трения скольжения } \vec{F}_\text{тр.с} = f \vec{F}_n; \quad (4-11)$$

$$\text{трения качения } \vec{F}_\text{тр.к} = (2f'/d) \vec{F}_n; \quad (4-12)$$

$$\text{удара частицы о стенку } \vec{F}_\text{уд.ст} = f (1 + k_n) m (\vec{v}_n / \Delta t); \quad (4-13)$$

удара частицы о другую частицу

$$\vec{F}_\text{уд.м} = (1 - k^2) \frac{mm'}{2(m + m')} \frac{(\vec{v} - \vec{v}')^2}{\Delta t}, \quad (4-14)$$

где r , ω — радиус-вектор и угловая скорость движения частицы, соответственно; S — путь обтекания газа вдоль поверхности частицы; f , f' — коэффициент трения соответственно скольжения и качения; k — коэффициент восстановления скорости после соударения; k_n — коэффициент восстановления нормальной составляющей скорости; v_n — нормальная составляющая скорости к моменту удара; Δt — длительность контакта; m' , v' — соответственно масса и скорость соударяемой частицы.

Подставив действующие силы в уравнение (4-2) и разложив их на составляющие, получают в выбранных координатах систему дифференциальных уравнений, описывающую движение частицы с изменяющейся массой. Для точного решения нужно дополнить систему уравнением кинетики сушки движущейся частицы и условиями однозначности. Необходимо также знать величины коэффициентов ξ , f , f' , k , k_n или их функциональные зависимости. Кроме того, необходимо знать функцию частот соударений частиц, которая определяется концентрацией материала в несущем газе.

Таким образом, точное решение дифференциальных уравнений движения одной частицы оказывается возможным при условии решения уравнения для всей совокупности движущихся частиц. При этом для каждого конкретного материала необходимо иметь еще и функцию распределения частиц по размерам.

Дифференциальные уравнения движения решаются численными методами на ЭВМ или на основе экспериментального определения гидродинамических характеристик потоков газовзвесей в зависимости от принятых допущений, количества и полноты имеющейся информации. Примеры таких решений для постоянной массы частиц имеются в ряде работ [27, 61, 142, 160]. Методика решения задачи движения частиц с изменяющейся массой в спиральном канале сушилки изложена в работе А. В. Левина [70], который получил замкнутую систему дифференциальных уравнений гидродинамики и тепло-массообмена для расчетов на ЭВМ. В определенных условиях возможны и аналитические решения.

Движение частиц в двухфазном потоке в значительной мере определяется гидродинамической силой $F_{\text{гд}}$, зависящей от относительной скорости движения фаз и коэффициента гидродинамического сопротивления

$$F_{\text{гд}} = \xi S_{\text{мд}} \rho u^2 / 2, \quad (4-15)$$

где $S_{\text{мд}} = \pi d^2 / 4$ — миделево сечение частицы.

Коэффициент гидродинамического сопротивления, в свою очередь, также является функцией относительной скорости, т. е.

$$\xi = f(\text{Re}). \quad (4-16)$$

Функцию (4-16) не удается представить одним аналитическим уравнением для всего интервала изменения чисел Рейнольдса, что объясняется сложным характером обтекания частицы потоком газа. Известно много интерполяционных формул,

Таблица 4-1. Формулы для вычисления коэффициента гидродинамического сопротивления

Формула	Интервал	Авторы
$\xi = 24Re^{-1} + 3,6Re^{-0,317}$	0—700	Шиллер, Науман
$\xi = 24Re^{-1} + 4Re^{-0,333}$	0—700	Л. С. Клячко
$\xi = \frac{24 Re^{-1}}{0,843 \lg(1/0,065f)}$	<0,05	Петтиджон, Христиансен
$\xi = 5,31 - 4,88/f$	>500	То же
$\xi = 32,1 Re^{-1}$	1—5	С. А. Каганович
$\xi = 13,65 Re^{-0,5}$	5—10	То же
$\xi = 10,85 Re^{-0,5}$	10—200	»
$\xi = 24 Re^{-1}$	0—1	В. П. Ромадин
$\xi = 13 Re^{-0,5}$	10—1000	То же
$\xi = 0,48$	>1000	»
$\xi = 24 Re^{-1}$	0—2	Гифfen, Мурашов
$\xi = 0,4 + 40 Re^{-1}$	2—500	То же
$\xi = 0,44$	>500	»
$\xi = 24 Re^{-1} + 0,248(1 + \sqrt{1 + 194 Re^{-1}})$	0—200000	Р. Б. Розенбаум, О. М. Тодес
$\xi = 4,3(\lg Re)^{-2}$	5—2000	Б. Н. Лобаев
$\xi = 37,8 Re^{-0,6}$	30—400	З. Р. Горбис, В. А. Бахтиозин
$\xi = 24 Re^{-1}$	0—2	М. Лева
$\xi = 18,5 Re^{-0,6}$	2—500	То же
$\xi = 0,44$	>500	»
$\xi = 0,47 + 24 Re^{-1}$	1—1000	О. Кришер
$\xi = 24 Re^{-1}(1 + 0,065 Re^{2/3})^{2/3}$	0—200000	Г. А. Адамов
$\xi = 24 Re^{-1}(1 + 0,17 Re^{2/3})$	<1000	Л. М. Левин
$\xi = 25,6 Re^{-1}$	0—1	Г. Л. Бабуха, А. А. Шрайбер
$\xi = 26,3 Re^{-0,8}$	1—10	То же
$\xi = 12,3 Re^{-0,5}$	20—700	»
$\xi = 0,44$	>700	»
$\xi = \left(\frac{28,47}{Re \lg(15,38/f)} + \frac{4,565f}{Re^{0,33}} - \frac{0,491f}{Re^{0,5}} \right) \times \right.$ $\times \{1 - th[0,01282 Re(f - 0,9805)]\} + 2,86(f - 0,8531) th[0,01282 Re \times \right.$ $\times (f - 0,9805)] + (7,76 - 2,88f - 4,88/f) th[0,00104 Re(f - 0,9038)]$	0—20000	И. А. Вахрушев
$\xi = 24 Re^{-1}$ при $f = 1,15 - 1,5$	0,05—1	З. Р. Горбис
$\xi = 9,8 Re^{-0,5}$ при $f = 1,15 - 1,2$	1—30	То же
$\xi = 19 Re^{-0,5}$ при $f = 1,4 - 1,5$	1—45	»
$\xi = 3,54 Re^{-0,2}$ при $f = 1,15 - 1,2$	30—400	»
$\xi = 6 Re^{-0,2}$ при $f = 1,4 - 1,5$	45—300	»
$\xi = 1,1$ при $f = 1,15 - 1,2$	>400	»
$\xi = 1,8$ при $f = 1,4 - 1,5$	>300	»
$\xi = 0,4 + 24 Re^{-1} + 4 Re^{-0,5}$	0—30000	Брауэр, Мьюс
$\xi = 0,36 + 24 Re^{-1} + 5,48 Re^{-0,573}$	400—10000	То же
$\xi = 0,462(11 - 10/f) + 30 Re^{-1}$	0—200000	В. М. Ульянов, В. И. Муштаев, А. Н. Плановский
$\xi = 24 Re^{-1} + 3,6 Re^{-4/9} + 0,336$	0—200000	Г. М. Островский

более или менее точно описывающих эту функцию в ограниченном интервале чисел Re (табл. 4-1).

Одно- и двухчленные зависимости вида $\xi = A Re^{-1}$, $\xi = A + B Re^{-1}$ или $\xi = \text{const}$ позволяют сравнительно легко решать аналитически дифференциальные уравнения движения частиц, составленные для упрощенных моделей дисперсных потоков газовзвесей. Наиболее точных решений следует ожидать при использовании зависимостей, полученных для узких интервалов изменения чисел Рейнольдса. Однако при переходе границы интервала решения приходится изменять, что представляет неудобство для практики.

Предложены универсальные формулы [2, 11, 97, 114, 153], удовлетворительно описывающие функцию (4-16) в более широком интервале чисел Re , вплоть до кризиса сопротивления. Все эти зависимости, несмотря на существенные различия в структуре и степени сложности, по величинам относительных погрешностей относятся к практическим формулам.

Наибольшей точностью (равно как и сложностью) характеризуется формула И. А. Вахрушева [11], в которой к тому же учитывается влияние формы частиц на коэффициент гидродинамического сопротивления. Условия стесненности двухфазного потока учитываются в этой формуле при расчете числа Re подстановкой вместо вязкости сплошной фазы вязкости суспензии, которая зависит от концентрации дисперсной фазы. Однако формулы для расчета вязкости даются в зависимости от режима обтекания, поэтому при подстановке в универсальную зависимость необходимо точно знать интервал изменения числа Re .

Формулы авторов [97, 114, 153] наименее точны, но охватывают более широкий интервал чисел Re (вплоть до кризиса сопротивления при $Re=200\,000$). О. М. Тодес с авторами [22] предложили учитывать условия стесненности дисперсного потока подстановкой в универсальную формулу поправочного коэффициента $(1-\kappa)^n$, в котором показатель степени n принят равным 4,75 для всех режимов обтекания

$$Re = \frac{\text{Ar} (1 - \kappa)^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar} (1 - \kappa)^{4,75}}}. \quad (4-17)$$

Используя известное уравнение осаждения частицы в критериальном виде [83]: $\text{Ar} = 3\xi Re^2/4$, (4-18)

формулу (4-17) можно преобразовать к виду (4-16)

$$\xi = (0,248 + 24/Re + 0,248 \sqrt{1 + 194/Re}) (1 - \kappa)^{-4,75}. \quad (4-19)$$

Таким образом, влияние стесненности движения частиц вследствие высокой концентрации твердой фазы на гидродинамику потока можно учесть, используя выражение, аналогичное (4-19), т. е. умножением функций ξ , представленных в табл. 4-1, на коэффициент k_1

$$k_1 = (1 - \kappa)^{-4,75} = \varepsilon^{-4,75}. \quad (4-20)$$

Влияние формы частиц предложено учитывать разными способами [3, 67, 112]. Один из наиболее достоверных методов определения и учета фактора формы заключается в экспериментальном нахождении истинной скорости витания частицы. Далее по уравнению $\xi = f(Re)$ (см. табл. 4-1) и соотношению (4-18) итерационным методом вычисляется эквивалентный диаметр частицы, величина которого учитывает поправку на несферичность и непосредственно используется в гидродинамических расчетах [97].

Применяется также метод приближенной оценки скорости витания частиц нешарообразной формы, в соответствии с которым величина ξ в расчетных формулах умножается на динамический коэффициент формы k_{dh} [148], выражаемый соотношением:

$$k_{dh} = d_3^2/d^2. \quad (4-20a)$$

Предлагаются следующие значения динамического коэффициента формы:

Форма частиц	k_{dh}
Шаровая	1
Округленная с неровной поверхностью	2,4
Продолговатая	3
Пластинчатая	5
Для смешанных тел	2,9

Решение дифференциального уравнения движения частиц с использованием трехчленных или сложных универсальных зависимостей $\xi = f(Re)$ [93] возможно только численными методами. Аналитическое решение затруднительно, в некоторых частных случаях получаются чрезвычайно громоздкие решения.

При нахождении универсальной зависимости, пригодной для инженерной практики, мы руководствовались следующими соображениями. Во-первых, точность расчета в интервале чисел Re до кризиса сопротивления должна быть того же порядка, что и при расчете по известным формулам [2, 11, 114, 180], т. е. приемлемой для практических расчетов. Во-вторых, влияние формы частиц и условий стесненности их движения следует учитывать в самой формуле, чтобы не усложнять интегрирования дифференциального уравнения движения.

В результате анализа и обработки опытных и расчетных данных разных авторов получена следующая формула [153], в значительной мере учитывающая рассмотренные соображения:

$$\xi = k_1 k_2 (0,462 k_3 + 30/Re). \quad (4-21)$$

С учетом соотношения (4-18) имеем

$$Re = \frac{\sqrt{367 + k_3 Ar/k_1 k_2} - 19,15}{0,588 k_3}, \quad (4-22)$$

где k_1 — коэффициент, учитывающий условия стесненности движения частиц

вследствие их взаимодействия; k_2 — коэффициент, учитывающий условия стесненности вследствие влияния стенок; k_3 — коэффициент, учитывающий влияние формы частиц.

Коэффициент k_1 рассчитывают по формуле (4-20); k_2 — по формуле

$$k_2 = 1/M^2; \quad (4-23)$$

где M — поправочный множитель, зависящий от отношения размера частиц к диаметру аппарата и от режима обтекания.

Для расчета M предложен ряд зависимостей [19, 112, 113, 159, 170]. Например, можно применить корреляционные зависимости Р. Б. Розенбаума [20]:

для ламинарного режима

$$M = (1 - 0,6d/D) (1 - d/D)^2; \quad (4-24)$$

для турбулентного режима

$$M = [1 + 2,1 (1 - d/D) (1 - d/D)^2]. \quad (4-25)$$

Следует отметить, однако, что в реальных условиях промышленных аппаратов $M \approx 1$ и $k_2 \approx 1$.

Коэффициент, учитывающий форму частиц, рассчитывают через фактор формы (коэффициент сферичности ψ или коэффициент несферичности f)

$$k_3 = 11 - 10\psi = 11 - 10/f. \quad (4-26)$$

Для идеального случая при осаждении сферических частиц в безграничной среде имеем $\kappa=0$, $k_1=1$; $M=1$, $k_2=1$; $f=1$, $k_3=1$. Тогда

$$\xi = 0,462 + 30/\text{Re} \quad (4-27)$$

или

$$\text{Re} = (\sqrt{367 + \text{Ar}} - 19,15)/0,588. \quad (4-28)$$

Расчеты по формулам (4-22), (4-28), зависимостям О. М. Тодеса с соавторами [22, 114] и З. Р. Горбиса [20] показывают довольно высокую сходимость результатов. Максимальное расхождение не превышает 15 %. Учет формы частицы по формуле (4-26) дает высокую сходимость с опытными данными И. А. Вахрушева [11], З. Р. Горбиса [20] и Петтиджона — Христиансена [109].

Выражение (4-26) хорошо учитывает отклонения от сферической формы тела изометрической формы или округлых частиц неправильной формы. Для цилиндрических и дисковых (пластинчатых) частиц, например, свойственных некоторым волокнистым и чешуйчатым материалам, характер обтекания существенно различается во всем интервале изменения Re , поэтому для них формулы (4-21) и (4-26) непригодны. Обработкой экспериментальных данных Лаппла и Шеферда [101] получены следующие зависимости [153]:

$$\text{для цилиндрических частиц } \xi = k_1 k_2 (1,18 + 6/\text{Re}); \quad (4-29)$$

$$\text{для дисков } \xi = k_1 k_2 (1,19 + 20/\text{Re}). \quad (4-30)$$

Формула (4-29) справедлива для интервала $Re=0—200\,000$, формула (4-30) — для $Re=0—1000000$, но максимальная погрешность расчета по ним достигает 38%.

Простая структура формул (4-21), (4-29) и (4-30) позволяет легко интегрировать дифференциальное уравнение движения частиц дисперсного двухфазного потока и находить аналитические решения гидродинамики сушилок, работающих в режиме пневмотранспорта, а также размеры их пневмоторактов, не прибегая к дорогостоящим экспериментальным исследованиям.

4.2. Потоки газовзвесей в прямых каналах

При движении газовзвесей в прямых каналах дисперсный поток может перемещаться вертикально вверх или вниз прямотоком или противотоком по отношению к газовому потоку. В некоторых случаях возможен и горизонтальный прямоток. При этом частицы материала на нестабилизированном участке движения могут разгоняться или тормозиться газом в зависимости от направления и величины векторов скоростей газа и материала. Все эти варианты при некоторых допущениях имеют аналитическое решение [153].

Для вертикального дисперсного двухфазного потока с учетом действия на частицы только сил тяжести и гидродинамического сопротивления среды уравнение движения имеет вид

$$m(dv/d\tau) = \pm mg \pm \xi S_{md} \rho u^2 / 2, \quad (4-31)$$

где знаки первого и второго слагаемых зависят от направления векторов движения, силы тяжести и относительной скорости частиц и среды.

Для интегрирования дифференциального уравнения (4-31) воспользуемся формулами (4-21), (4-29) и (4-30). Введем обозначения, соответствующие используемой формуле,

$$\text{для (4-21): } a = (0,346k_1k_2k_3/d)[\rho/(\rho_m - \rho)]; \quad b = (65/k_3)(v/d); \quad (4-32)$$

$$\text{для (4-29): } a = (0,885k_1k_2/d)[\rho/(\rho_m - \rho)]; \quad b = 5,08v/d; \quad (4-33)$$

$$\text{для (4-30): } a = (0,893k_1k_2/d)[\rho/(\rho_m - \rho)]; \quad b = 16,8v/d. \quad (4-34)$$

Приведем уравнение (4-31) к виду

$$dv/d\tau = \pm g \pm au^2 \pm abu. \quad (4-35)$$

Дискриминант этого уравнения имеет вид

$$\Delta = \pm 4ag - a^2b^2, \quad (4-36)$$

где знак «+» ставится, когда направления векторов сил тяжести и сопротивления совпадают ($\pm g$, $\pm \xi$), знак «—» соответствует противоположному направлению векторов ($\pm g$, $\mp \xi$).

Обозначим дополнительно

$$\begin{aligned} c &= \sqrt{|\Delta|}; & A &= (ab + c)/2a; \\ B &= (ab - c)/2a; & D &= (a^2b^2 + c^2)/2a. \end{aligned} \quad (4-37)$$

Уравнение (4-35) имеет два решения в зависимости от знака дискриминанта. Если $\Delta < 0$, то

$$\tau = \frac{1}{c} \ln \frac{(u + A)(u_0 + B)}{(u + B)(u_0 + A)}; \quad (4-38)$$

$$v = w \pm u; \quad u = \frac{(u_0 + B)A - (u_0 + A)B \exp(c\tau)}{(u_0 + A) \exp(c\tau) - (u_0 + B)}; \quad (4-39)$$

$$l = \pm w\tau \pm \left[\frac{1}{a} \ln \frac{(u_0 + A) \exp(c\tau) - (u_0 + B)}{A - B} - A\tau \right]. \quad (4-40)$$

Если $\Delta > 0$, то

$$\tau = \frac{2}{c} \operatorname{arctg} \frac{c(u_0 - u)}{(D + abu_0) + (b + 2u_0)au}; \quad (4-41)$$

$$v = w \pm u; \quad u = \frac{cu_0 - (D + abu_0) \operatorname{tg}(c\tau/2)}{c + a(b + 2u_0) \operatorname{tg}(c\tau/2)}; \quad (4-42)$$

$$l = \pm w\tau \pm \left\{ \left[\frac{1}{a} \ln \frac{c + a(b + 2u_0) \operatorname{tg}(c\tau/2)}{c \sqrt{1 + \operatorname{tg}^2(c\tau/2)}} + \frac{c^2\tau}{2a^2(b + 2u_0)} \right] - \frac{D + abu_0}{a(b + 2u_0)} \tau \right\}. \quad (4-43)$$

В уравнениях (4-39) и (4-42) знак «+» соответствует противоположному направлению векторов абсолютной и относительной скоростей газа ($\pm w, \mp u$), знак «—» ставится при совпадении направлений векторов ($\pm w, \pm u$). В уравнениях (4-40) и (4-43) знак «+» у первого слагаемого ставится при совпадении векторов скоростей газа и частиц ($+w, +v$), знак «—» при противоположном направлении векторов ($-w, +v$). Знак «+» у второго слагаемого ставится в том случае, если векторы абсолютной и относительной скоростей частицы направлены противоположно ($+v, -u$), знак «—» соответствует совпадению направлений этих векторов ($+v, +u$). Направление вектора абсолютной скорости частицы берется всегда положительным.

С помощью уравнений (4-38)–(4-43) можно рассчитать все параметры движения частиц на нестабилизированном участке дисперсного потока (разгон или торможение). Конечную относительную скорость следует ограничивать значением, приблизительно на 5% отличающимся от скорости витания. Если при этом $u < u_b$, то принимают $u_k = 0,95 u_b$; если $u > u_b$, то $u_k = u_b/0,95$.

На стабилизированном участке частицы движутся без ускорения, т. е. с постоянной скоростью. Уравнение движения в этом случае имеет вид

$$m(dv/d\tau) = mg - \xi S_{MD} \rho u^2 / 2, \quad (4-44)$$

где $u = u_b = \text{const}$.

Интегрирование уравнения (4-44) дает простую формулу для расчета скорости витания

$$u_b = (c - ab)/2a \quad (4-45)$$

или с учетом (4-37)

$$u_b = -B. \quad (4-46)$$

Иногда в пневматических сушилках начальный разгонный участок выполняют в виде диффузора (трубы Вентури), и скорость газа в трубе изменяется от максимальной до минимальной величины. Скорость газа может изменяться также вследствие изменения его температуры вдоль аппарата. Для расчета скорости движения частиц в этих случаях целесообразно разбить участок разгона на небольшие, но конечные отрезки и рассчитывать параметры движения по тем же формулам (4-38) — (4-43), приняв для каждого отрезка скорость газа постоянной, равной среднему значению. Более точный анализ движения газовзвеси материала в неизотермических условиях рассмотрен А. С. Тимониным [142].

При горизонтальном движении газовзвеси сила тяжести уравновешивается подъемной силой. В этом случае движение частицы определяется гидродинамическим сопротивлением среды, и уравнение движения запишется в виде

$$m(dv/d\tau) = \xi S_{\text{мд}} \rho u^2 / 2. \quad (4-47)$$

Решение дифференциального уравнения (4-47) имеет вид

$$\tau = \frac{1}{a^2} \ln [(u_0(u+b)/u(u_0+b)]; \quad (4-48)$$

$$v = w - u; \quad u = bu_0/[(u_0 + b) \exp(ab\tau) - u_0]; \quad (4-49)$$

$$l = (w + b)\tau - \frac{1}{a} \ln \frac{(u_0 + b) \exp(ab\tau) - u_0}{b}. \quad (4-50)$$

Конечную относительную скорость при расчетах по формулам (4-48) — (4-50) следует ограничивать относительной скоростью движения частиц на стабилизированном участке, которая отличается от скорости витания при вертикальном движении газовзвеси. По данным разных авторов [38, 159, 177], коэффициент скольжения может колебаться в пределах 1,1 — 6,7 в зависимости от дисперсности материала и скорости газового потока. Для определения коэффициента скольжения можно воспользоваться эмпирической зависимостью, приведенной в монографии [10],

$$i = \frac{w}{v} = 1 + \left(C \frac{\rho_m}{\rho} - 1 \right)^{2/3} \left(\frac{d}{D} \right)^{2/3} \left(1 + \frac{200}{Fr - Fr_B} \right), \quad (4-51)$$

где C — опытный коэффициент для различных материалов (стеклянные шарики, кварцевый песок, пшеница, гранулы полиамида и др.) составляет 0,014 — 0,05; $Fr = w^2/(gD)$; $Fr_B = u_B^2/(gD)$ — число Фруда.

Для горизонтальных участков пневмосушилок важно знать также критическую скорость газового потока, при которой частицы транспортируются, не оседая на дно канала. Эту скорость можно рассчитать по эмпирической формуле М. И. Соловьева [129]

$$w_{kp} = 5,6 D^{0,34} d^{0,36} (\rho_m/\rho)^{0,5} \gamma^{0,25}. \quad (4-52)$$

Общее падение давления при движении газовзвеси в режиме пневмотранспорта обычно представляют в виде суммы сопротивлений при движении чистого газа Δp_g и сопротивления Δp_m , обусловленного наличием в потоке транспортируемого материала [5, 19, 73, 159]:

$$\Delta p = \Delta p_g + \Delta p_m. \quad (4-53)$$

В свою очередь

$$\Delta p_g = \Delta p_1 + \Delta p_2 \pm \Delta p_3, \quad (4-54)$$

где Δp_1 — потери напора, обусловленные трением газового потока о стенки, которые можно определить по уравнению Дарси — Вейсбаха;

$$\Delta p_1 = \lambda_{tr} (l/D) (1 - \kappa) (\rho \omega^2 / 2); \quad (4-55)$$

Δp_2 — потеря напора, вызванная местными сопротивлениями (сужений, расширений, поворотов и т. п.);

$$\Delta p_2 = \sum \zeta (1 - \kappa) \rho \omega^2 / 2; \quad (4-56)$$

Δp_3 — статический напор газового потока;

$$\Delta p_3 = \rho (1 - \kappa) g l. \quad (4-57)$$

В уравнении (4-54) составляющая Δp_3 имеет знак «+» в случае восходящего потока, знак «—» в случае нисходящего потока и равна нулю при горизонтальном движении газа.

Коэффициент трения λ_{tr} для гладких труб можно рассчитать для ламинарного движения по формуле

$$\lambda_{tr} = 64/Re \quad \text{при} \quad Re \leq Re_{kp} = 2320; \quad (4-58)$$

для турбулентного движения по формуле Блазиуса

$$\lambda_{tr} = 0,3164/Re^{0,25} \quad \text{при} \quad Re = 3 \cdot 10^3 — 10^5 \quad (4-59)$$

или Никурадзе

$$\lambda_{tr} = 64/Re + 0,136/Re^{0,18} \quad \text{при} \quad Re = 2,3 \cdot 10^3 — 10^6. \quad (4-60)$$

В формулах (4-58) — (4-60) число Re выражается через скорость газа и диаметр трубы (эквивалентный диаметр канала). Коэффициенты местных сопротивлений ζ , а также значения λ_{tr} для шероховатых труб берутся из таблиц, графиков и nomogramm, приведенных в общетехнической литературе [42, 98, 101, 109, 117, 170]. Потерю давления Δp_m можно представить в виде суммы следующих сопротивлений [5, 19, 101, 109, 117]:

$$\Delta p_m = \Delta p_4 \pm \Delta p_5 + \Delta p_6 + \Delta p_7 + \Delta p_8, \quad (4-61)$$

где Δp_4 — сопротивление, обусловленное трением между частицами и стенками, между газом и частицами и между самими частицами.

Это сопротивление можно рассчитать через модифицированный коэффициент сопротивления λ_{tr}^* по уравнению [112]

$$\Delta p_4 = \lambda_{tr}^* (l/D) \rho_m \kappa (v^2 / 2), \quad (4-62)$$

$$\text{где } \lambda_{tr}^* = 27 Fr^{-0,75} \quad \text{при} \quad D/d > 20 — 25; \quad (4-63)$$

или по уравнению И. Г. Фадеева [161]

$$\lambda_{\text{тр}}^* = 4,25 (D/d)^{0,5} \text{Fr}^{-0,75} \quad \text{при} \quad D/d < 20 - 25. \quad (4-64)$$

Число Фруда в зависимости (4-63) и (4-64) рассчитывают через диаметр и скорость частиц.

В практике пневмотранспорта для учета влияния дисперсной фазы на трение газа о стенки трубы распространено эмпирическое выражение, предложенное Гастерштадтом [97]

$$\Delta p / \Delta p_G = 1 + k\gamma, \quad (4-65)$$

где $\gamma = G_m / G_r$ — массовая расходная концентрация материала в газе; k — коэффициент Гастерштадта.

Считается, что первое слагаемое означает потери давления на трение чистого газа, а второе — потери на трение материала. Несмотря на то, что уравнение (4-65) эмпирическое, оно с высокой точностью описывает экспериментальные данные по гидравлическому сопротивлению пневмотранспорта с низкой концентрацией дисперсной фазы [97]. Величину коэффициента Гастерштадта можно рассчитать по уравнению [28]

$$k = 1,7 \cdot 10^{-2} (\rho/\rho_m)^{0,33} (D/d)^{1,56} Re_B^{1,33} Re^{-0,81}. \quad (4-66)$$

В уравнении (4-66) число Re_B рассчитывается по скорости витания частицы, число Re — по скорости газа и диаметру трубы.

Из уравнений (4-53), (4-55), (4-62) и (4-65) с учетом связи между истинной объемной κ и расходной массовой γ концентрациями

$$\kappa = i (\rho/\rho_m) \gamma \quad (4-67)$$

можно установить связь между коэффициентами k и $\lambda_{\text{тр}}^*$

$$k = (1/\varepsilon_i) (\lambda_{\text{тр}}^* / \lambda_{\text{тр}}). \quad (4-68)$$

Потеря давления на поддержание взвешенного материала на стабилизированном участке движения

$$\Delta p_5 = \rho_m \kappa g l, \quad (4-69)$$

где слагаемое Δp_5 имеет знак «+» при восходящем потоке газовзвеси и знак «—» при нисходящем потоке. При горизонтальном движении $\Delta p_5 = 0$.

На нестабилизированном участке движения (разгон, торможение) статическую составляющую напора Δp_6 Б. И. Броунштейн предложил подсчитывать по формуле [8]

$$\Delta p_6 = \frac{(\rho_m - \rho) G_m}{\rho_m S_{\text{ап}}} \cdot \frac{u_B}{2} \ln \frac{(v_K - w - u_B)(v_0 - w + u_B)}{(v_K - w + u_B)(v_0 - w - u_B)}. \quad (4-70)$$

Динамическая потеря напора на нестабилизированном участке

$$\Delta p_7 = G_m (v_K - v_0) / S_{\text{ап}}. \quad (4-71)$$

Слагаемое Δp_8 выражает потери энергии, вызванные местными сопротивлениями и связанные с присутствием в потоке

твердой фазы. Движение двухфазных потоков в коленах, поворотах, сужениях и в других подобных случаях изучено мало. Потерю напора в колене можно выразить через скоростной напор несущего газа [5]

$$\Delta p_8 = \lambda_{\text{м.кл}} \rho \omega^2 / 2, \quad (4-72)$$

где $\lambda_{\text{м.кл}}$ — коэффициент трения материала в колене.

Для колена с радиусом закругления $R \geq 2,5$ А. И. Карпов предложил зависимость [41]

$$\lambda_{\text{м.кл}} = a \gamma F r^{-0,75}, \quad (4-73)$$

где a — коэффициент, зависящий от конфигурации и положения колена; при изменении направления потока с вертикального на горизонтальное

$$a = 6,9 (d/R)^{0,5}; \quad (4-74)$$

для противоположного направления

$$a = 4,1 (d/R)^{0,5}. \quad (4-75)$$

Следует заметить, что слагаемые $\Delta p_1, \Delta p_2, \dots, \Delta p_8$ вносят существенно неравноценный вклад в общую сумму гидравлических сопротивлений, поэтому в зависимости от конкретных условий незначащими слагаемыми уравнений (4-54), (4-61) пренебрегают.

4.3. Потоки газовзвесей в распылительных сушильных камерах

После выхода из распыливающего устройства капля жидкости (или частица распыленного материала) движется по траектории, определяемой ее начальной скоростью и направлением движения, а также скоростью и направлением газового потока. В общем случае

$$\vec{v} = \vec{w} + \vec{u}. \quad (4-76)$$

Для удобства анализа движения целесообразно рассмотреть отдельно проекции скоростей частицы на горизонтальное (радиальное) и вертикальное (осевое) направления. Участок торможения в радиальном направлении определит диаметр аппарата, гарантирующий от попадания влажного материала на стенку камеры; движение вдоль вертикальной оси определит время пребывания материала в аппарате, требуемое для высыпания его до заданной влажности. Тогда проекции скоростей можно выразить в виде

$$v_r = u_r; \quad (4-77)$$

$$v_h = u_h \pm w, \quad (4-78)$$

где индексы r и h означают соответственно радиальное и осевое направления; знак «+» в уравнении (4-78) ставится при совпадении векторов v и w , а знак «—» соответствует противоположному направлению этих векторов.

Абсолютную скорость капли можно выразить через проекции скоростей как радиус-вектор

$$v = \sqrt{v_r^2 + v_h^2}. \quad (4-79)$$

Относительная скорость

$$u = \sqrt{v^2 + w^2 - 2v_h w}, \quad (4-80)$$

где $v_h = v \cos \varphi$; φ — угол между векторами v и w . (4-81)

Параметры движения в проекциях находят решением дифференциального уравнения (4-1) в проекциях на горизонтальное и вертикальное направления. Естественно, что такое решение будет не совсем строгим, так как гидродинамическое сопротивление нельзя рассматривать независимо от траектории движения частицы. Однако с достаточной для практических расчетов точностью этим обстоятельством можно пренебречь. При движении в радиальном направлении на частицы действует только сила сопротивления среды, и дифференциальное уравнение (4-1) имеет вид

$$m (dv_r/d\tau) = -\xi (\pi d^2/4) \rho u_r^2/2. \quad (4-82)$$

Решение этого уравнения дает параметры движения капли (частицы) на участке торможения:

$$\tau = \frac{1}{ab} \ln [v_{r_0} (v_r + b)/v_r (v_{r_0} + b)]; \quad (4-83)$$

$$v_r = bv_{r_0}/[(v_{r_0} + b) \exp(ab\tau) - v_{r_0}]; \quad (4-84)$$

$$r = \frac{1}{a} \ln \frac{(v_{r_0} + b) \exp(ab\tau) - v_{r_0}}{b} - b\tau, \quad (4-85)$$

где r — путь торможения от скорости v_{r_0} до скорости v_r за время τ ; a , b — постоянные, определяемые по формуле (4-32).

Согласно уравнению (4-83), при $v_{r_k} \rightarrow 0$ время полного торможения частицы $\tau \rightarrow \infty$. Между тем, как показывает анализ уравнений (4-83) — (4-85), при $v_{r_k} \rightarrow 0$ величина $dr \rightarrow 0$, т. е. полный путь торможения практически не увеличивается. Поэтому при инженерных расчетах конечную скорость частицы достаточно ограничить скоростью витания. При движении частицы в вертикальном направлении дифференциальное уравнение (4-1) имеет вид

$$m (dv_h/d\tau) = \pm mg \pm \xi (\pi d^2/4) \rho u_h^2/2. \quad (4-86)$$

Решение этого уравнения аналогично решению уравнения (4-31), описывающего вертикальный дисперсный двухфазный поток.

При расчете гидравлического сопротивления распылительных сушильных камер влиянием дисперсной фазы можно пренебречь, так как концентрация ее в газовой фазе незначитель-

на. Наибольшую долю в общем перепаде давлений составляют потери, вызванные местными сопротивлениями при входе газового потока в камеру и выходе из нее.

4.4. Гидродинамика неподвижного слоя дисперсного материала

Движение газа в неподвижном слое дисперсного материала характеризуется обтеканием частиц, составляющих слой, и течением в каналах между ними. В связи с этим рассматривают внешнюю (обтекание), внутреннюю (фильтрация), или смешанную задачу гидродинамики.

Основные структурные характеристики слоя дисперсного материала (порозность ε_0 и насыпная плотность ρ_{nc}) рассмотрены выше. Они рассчитываются по формулам (1-126) — (1-128). Удельную поверхность слоя $s_{y,сл}$ по аналогии с соотношением (1-119) можно рассчитать через удельную поверхность частиц s_y и порозность ε_0

$$s_{y,сл} = s_y (1 - \varepsilon_0). \quad (4-87)$$

Эквивалентный диаметр порового канала $d_{п,э}$ можно рассчитать через гидравлический радиус r_g и структурные характеристики слоя [4, 42, 117]. Согласно принципу Кавальери — Акера, относительная доля свободного сечения слоя $S_0/S = \varepsilon_0$. Тогда

$$d_{п,э} = 4r_g = 4S_0/\Pi = 4\varepsilon_0/s_{y,сл} = 4\varepsilon_0/s_y (1 - \varepsilon_0), \quad (4-88)$$

где S , S_0 — полное и свободное сечение слоя соответственно; Π — смоченный периметр.

В частном случае для слоя монодисперсных шаров диаметром d величина $s_y = 6/d$. Тогда

$$d_{п,э} = 2\varepsilon_0 d / 3 (1 - \varepsilon_0). \quad (4-89)$$

При нерегулярной укладке шаров порозность слоя составляет $\varepsilon_0 = 0,38$ — $0,39$. После уплотнения слоя встряхиванием или вибрацией плотность упаковки несколько возрастает, порозность слоя снижается до $\varepsilon_0 = 0,33$ — $0,36$ [4, 117]. Если слой составляют частицы неправильной формы, то средний эквивалентный диаметр пор можно выразить через средний эквивалентный диаметр частиц $d_э$ и фактор формы (например, коэффициент сферичности ψ)

$$d_{п,э} = 2\varepsilon_0 \psi d_э / 3 (1 - \varepsilon_0). \quad (4-90)$$

По данным многих исследователей слои частиц неправильной формы при неупорядоченной засыпке имеют порозность $\varepsilon_0 = 0,35$ — $0,45$ (в среднем $\varepsilon_0 \approx 0,4$) [3, 4, 13].

Относительная скорость газовой и дисперсной фаз в неподвижном слое материала равна скорости потока, обтекающего частицы: $u = w_{об}$. Скорость обтекания $w_{об}$ зависит от извилистости порового канала и связана со скоростью газа w_0 в на-

правлении его фильтрации простым соотношением [4, 13]

$$w_{об} = (l/l_0) w_0 = T_{из} w_0, \quad (4-91)$$

где l — длина порового канала; l_0 — толщина слоя в направлении фильтрации газа; $T_{из}$ — коэффициент извилистости канала.

В свою очередь, скорость движения газа в поровых каналах имеет очевидную связь с приведенной скоростью потока w , отнесенной ко всему сечению слоя

$$w_0 = w/\varepsilon_0. \quad (4-92)$$

Коэффициент извилистости зависит от порозности слоя и может быть определен по приведенным выше теоретическим и экспериментальным зависимостям (1-124) и (1-125) или по аналитической формуле Г. М. Островского [97]

$$T_{из} = 1 + (\pi/2 - 1) (1 - \varepsilon_0)^{2/3}. \quad (4-93)$$

Для определения гидравлического сопротивления слоя дисперсного материала обычно пользуются выражением, аналогичным приведенному выше уравнению Дарси — Вейсбаха (4-55)

$$\Delta p = \lambda_{сл} (l/d_{п.э}) \rho w^2 / 2. \quad (4-94)$$

С учетом соотношений (4-90) — (4-92) уравнение (4-94) можно представить в виде

$$\Delta p = \lambda_{сл} 3T_{из} l_0 (1 - \varepsilon_0) \rho w^2 / 4 \Psi d_9 \varepsilon_0^3. \quad (4-95)$$

В уравнениях (4-94) и (4-95) коэффициент гидравлического сопротивления слоя $\lambda_{сл}$ определяется как функция числа Рейнольдса, рассчитываемого по диаметру канала $d_{п.э}$ (внутренняя задача) или диаметру частицы d_9 (внешняя задача). Например, для ламинарного режима течения гидравлическое сопротивление порового канала можно рассчитать по формуле (4-58), при подстановке которой в уравнение (4-95) и после преобразований получается известная формула Козени — Кармана

$$\Delta p = K l_0 [(1 - \varepsilon_0)^2 / \varepsilon_0^3] s_y^2 \mu w, \quad (4-96)$$

где $K = 4,5 - 5$ — константа Козени — Кармана.

А. Г. Касаткин [42], рассматривая фильтрацию газа как внешнюю задачу, привел уравнение (4-95) к виду

$$\Delta p = \lambda_{сл} [9l_0 (1 - \varepsilon_0)^2 \rho w^2 / 8 \Psi d_9 \varepsilon_0^3]. \quad (4-97)$$

Для расчета $\lambda_{сл}$ в уравнении (4-97) предложены экспериментальные зависимости:

$$\lambda_{сл} = 220 / Re_q \quad \text{при} \quad Re_q \leq 35; \quad (4-98)$$

$$\lambda_{сл} = 11,6 / \sqrt[4]{Re_q} \quad \text{при} \quad 70 \leq Re_q \leq 700; \quad (4-99)$$

Г. М. Островский [97] рассмотрел гидродинамическую модель неподвижного слоя дисперсного материала, названную им моделью «частиц в каналах». В результате предложена уни-

версальная формула для расчета коэффициента гидравлического сопротивления в уравнении (4-95), справедливая в широком интервале чисел $Re_{\text{ч}}$:

$$\lambda_{\text{сл}} = 2T_{\text{из}}^3 \left[\frac{4 - 3\varepsilon_0}{\varepsilon_0} \cdot \frac{3}{Re_{\text{ч}} T_{\text{из}}} + 0,017 \left(\frac{2\varepsilon_0}{3(1 - \varepsilon_0)} Re_{\text{ч}} T_{\text{из}} \right)^{-0,18} + \right. \\ \left. + 0,45 (Re_{\text{ч}} T_{\text{из}})^{-4/9} + 0,042 \right]. \quad (4-100)$$

В практике для расчета гидравлического сопротивления слоя дисперсного материала нашла наибольшее распространение универсальная полуэмпирическая формула Эргана [117], спра-ведливая практически в неограниченном интервале чисел $Re_{\text{ч}}$

$$\Delta p = l_0 \left[150 \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \cdot \frac{\psi \mu \omega}{d_s^2} + 1,75 \frac{1 - \varepsilon_0}{\varepsilon_0^3} \cdot \frac{\sqrt{\psi \rho \omega^2}}{d_s} \right]. \quad (4-101)$$

4.5. Гидродинамика кипящего слоя

Если неподвижный слой дисперсного материала продувать газом в направлении снизу вверх с возрастающей интенсивностью, то при определенной скорости потока газа происходит нарушение контакта между частицами, слой переходит во взвешенное состояние, становится подвижным, его высота и порозность увеличивается. В этом состоянии смеси дисперсного материала с газом присущи некоторые характерные свойства капельной жидкости (способность течь, образовывать четкую горизонтальную поверхность, кипеть), поэтому такую смесь называют псевдоожиженным или кипящим слоем.

В зависимости от скорости газа, характеристик материала и конструкции аппарата взвешенный слой может находиться в состоянии спокойного псевдоожижения (без газовых пузырей), пузырькового кипения, с барботажем пузырей, поршнеобразования, фонтанирования, пневмотранспортирования. К режиму кипящего слоя принято относить все модификации взвешенного слоя от начала псевдоожижения ($\varepsilon \approx 0,4$) до начала пневмотранспортирования ($\varepsilon \approx 1,0$). Выразим порозность кипящего слоя через порозность неподвижного слоя. В общем случае порозность кипящего слоя

$$\varepsilon = (V_{\text{сл}} - V_{\text{м}})/V_{\text{сл}} = 1 - V_{\text{м}}/V_{\text{сл}}. \quad (4-102)$$

Решая совместно уравнение (4-102) и (1-126), получим

$$\varepsilon = 1 - V_0 (1 - \varepsilon_0)/V_{\text{сл}}. \quad (4-103)$$

Для аппаратов с постоянным поперечным сечением равенство (4-103) будет иметь вид

$$\varepsilon = 1 - H_0 (1 - \varepsilon_0)/H = 1 - H_0 (1 - \varepsilon_0)/(H_0 + \Delta H), \quad (4-104)$$

где H_0 , H — высота неподвижного и кипящего слоя соответственно; ΔH — изменение высоты слоя.

Для конкретного описания гидродинамики кипящего слоя необходимо в соответствии с конструкцией аппарата и свойствами высушиваемого материала принять определенное значение порозности слоя. Сушилки с обычным кипящим слоем (с достаточно резко очерченной поверхностью слоя) работают в интервале $\varepsilon = 0,55 - 0,75$; аэрофонтанные сушилки работают при $\varepsilon = 0,75 - 0,95$.

Известно большое число зависимостей, описывающих основные закономерности кипящего слоя [13, 118]. Наиболее практична универсальная формула (4-17), полученная преобразованием формулы Эргана (4-101), которой можно пользоваться для описания всего интервала существования кипящего слоя. При $\varepsilon = 0,4$ формула (4-17) соответствует критической скорости начала псевдоожижения:

$$Re_{kp} = Ar/(1400 + 5,22 \sqrt{Ar}). \quad (4-105)$$

При $\varepsilon = 1,0$ значение Re соответствует скорости уноса (витания)

$$Re_B = Ar/(18 + 0,61 \sqrt{Ar}). \quad (4-106)$$

Из уравнения (4-17) О. М. Тодес получил формулу для оценки расширения слоя

$$\varepsilon = [(18Re + 0,36Re^2)/Ar]^{0,21}. \quad (4-107)$$

Можно пользоваться также универсальной формулой (4-22), которая применительно к кипящему слою принимает вид

$$Re = (\sqrt{367 + k_3 Ar \varepsilon^{4,75}} - 19,15)/0,588k_3. \quad (4-108)$$

Г. М. Островский [97] предложил более точную, но довольно сложную зависимость

$$Ar \varepsilon = 6T_{iz} \left[3 \frac{4 - 3\varepsilon}{\varepsilon} Re T_{iz} + 0,017 \left(\frac{3(1 - \varepsilon)}{2\varepsilon} \right)^{0,18} (Re T_{iz})^{1,82} + \right. \\ \left. + 0,45 (Re T_{iz})^{14/9} + 0,042 (Re T_{iz})^2 \right], \quad (4-109)$$

где T_{iz} рассчитывается по формуле (4-93).

Отношение Re_{kp}/Re_B (или w_{kp}/w_B) характеризует интервал существования кипящего слоя. Для расчета этого отношения удобна интерполяционная формула П. Г. Романкова [118], справедливая в широком интервале чисел Архимеда:

$$w_{kp}/w_B = 0,1175 - 0,1046/(1 + 0,00373Ar^{0,6}). \quad (4-110)$$

Соотношения для расчета перепада давления в аппаратах кипящего слоя в общем случае выводятся из условия равенства силы гидродинамического давления и силы, противодействующей псевдоожижению частиц. Гидравлическое сопротивление псевдоожженного слоя обусловлено, главным образом, силой тяжести материала, поэтому другими составляющими уравнения (4-53) обычно при расчетах пренебрегают. Тогда для аппаратов

с постоянным поперечным сечением перепад давления в слое материала

$$\Delta p = \rho_m (1 - \varepsilon) gH. \quad (4-111)$$

В момент перехода слоя из неподвижного состояния в псевдоожженное справедливо также соотношение

$$\Delta p = \rho_m (1 - \varepsilon_0) gH_0. \quad (4-112)$$

Для аппаратов переменного сечения

$$\Delta p = \rho_m (1 - \bar{\varepsilon}) gV_{cl}/f(S_h, S_b) = gG_{cl}/f(S_h, S_b), \quad (4-113)$$

где ε — усредненное по высоте слоя значение порозности; S_h и S_b — площадь нижнего и верхнего поперечных сечений; G_{cl} — масса материала в слое.

В частности, для аппаратов конической и пирамидальной форм

$$\Delta p = 3gG_{cl}/(S_h + \sqrt{S_h S_b} + S_b), \quad (4-114)$$

для призматических аппаратов

$$\Delta p = 2gG_{cl}/(S_h + S_b). \quad (4-115)$$

В аппаратах периодического действия для перехода слоя из неподвижного состояния в псевдоожженное требуется избыточное давление. Этот избыток давления в аппаратах с постоянным поперечным сечением невелик и составляет 1,5—5% от рабочего. В конических аппаратах, особенно работающих в режиме фонтанирования, перепад давления в момент перехода может в 2—3 раза превысить рабочее гидравлическое сопротивление. При выборе тяго-дутьевого оборудования этот пик давления должен быть учтен. Пик давления можно рассчитать по экспериментальной зависимости [13]

$$\Delta p_{max} = 2,53 (D_b/D_h)^{2,54} [\operatorname{tg}(\alpha/2)]^{-1,18}. \quad (4-116)$$

4.6. Гидродинамика закрученных потоков газовзвеси

При движении газовзвеси по криволинейной траектории, кроме гидродинамической силы, на дисперсную фазу в наибольшей степени действуют центробежные силы, отбрасывающие частицы к вогнутой стенке канала или аппарата, и силы трения частиц о стенку и между собой. Взаимодействие этих сил приводит к торможению частиц и увеличению относительной скорости газа и частиц. Вместе с тем, условия движения частиц в спиральном канале и вихревой камере различаются. Спиральный канал обеспечивает условия пневмотранспорта твердой фазы в режиме идеального вытеснения, хотя концентрация материала вблизи стенки значительно превышает среднюю по поперечному сечению канала [142].

В вихревых сушилках частицы движутся по траектории, близкой к круговой, циклично возвращаясь ко входу, и образуют кольцевой слой, концентрация материала в котором значи-

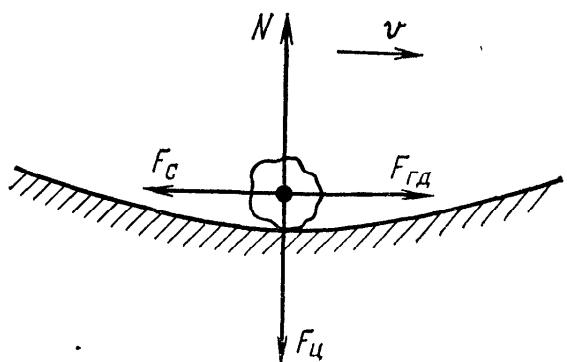


Рис. 4-2. Схема равновесия сил, действующих на частицу при движении газовзвеси в криволинейном канале

определются, главным образом, соотношением центробежной и гидродинамической сил. Имеет также значение пространственное расположение плоскости закрутки потока (горизонтальное, вертикальное).

Наиболее полно движение частицы в закрученном потоке газа описывается системой дифференциальных уравнений, учитывающих действие всех упомянутых выше сил (4-5)–(4-14), однако решение этих уравнений возможно только после существенных упрощений и допущений, что обусловлено затруднениями при определении истинных значений коэффициентов трения и восстановлении скорости частиц после соударений.

Для практических целей достаточно эффективным является экспериментальное определение гидродинамических характеристик закрученных потоков газовзвесей. В этом случае составляют упрощенные математические модели и применяют методы теории подобия. Такой подход был использован нами при исследовании спиральных каналов с вертикальной плоскостью закрутки. За основу была принята упрощенная модель движения частицы по криволинейному каналу, в которой основными являются силы гидродинамического сопротивления и центробежная сила. Схема равновесия сил, действующих на частицу, показана на рис. 4-2.

Согласно этой схеме, центробежная сила F_c уравновешивается силой нормального давления N (реакцией от вогнутой стенки канала), а сила гидродинамического сопротивления F_{gd} уравновешивается силой сопротивления движению F_c . Последнюю можно рассматривать как результирующую всех сил, тормозящих движение частицы в криволинейном канале (силы трения скольжения и трения качения при вращении частиц, силы, возникающие при изменении скорости частиц, вызванном их столкновением между собой и о стенку аппарата, и т. д.).

Заметим, что при совпадении направления силы тяжести и центробежной силы первой можно пренебречь, так как $F_g \ll F_c$. В остальных случаях силу тяжести можно рассматривать как составляющую силы F_c . При этом можно записать

$$F_c = -\Psi N = \Psi F_c, \quad (4-117)$$

где Ψ — коэффициент сопротивления, учитывающий совокупность сил, тормозящих движение частицы (соударение и трение частиц одной о другую и о стенку, поперечная, кориолисова и др.).

Уравнения движения частицы диаметром d и массой m на вертикальной стенке криволинейного канала записутся в виде

$$m(dv/d\tau) = \xi (\pi d^2/4) \rho (\omega - v)^2/2; \quad (4-118)$$

$$mv^2/R = -N, \quad (4-119)$$

где $R = b + k\varphi$ — радиус спирали.

Движение в радиальном направлении ограничено спиральной перегородкой, поэтому основной составляющей абсолютной скорости движения частицы является тангенциальная скорость. Таким образом, с учетом соотношения (4-117) уравнение движения можно рассматривать как

$$m(dv/d\tau) = \xi (\pi d^2/4) \rho (\omega - v)^2/2 - \psi mv^2/R. \quad (4-120)$$

Для условий равновесия на основании принципа Даламбера уравнение (4-120) можно записать в виде

$$(\pi d^2/4) \rho (\omega - v)^2/2 = K (\pi d^3/6) \rho_m v^2/R, \quad (4-121)$$

где $K = \psi/\xi$ — приведенный коэффициент, характеризующий соотношение сил (факторов) торможения и гидродинамического сопротивления при движении частицы.

В результате преобразований уравнения (4-121) с учетом того, что $u = \omega - v$, получаем выражение для определения относительной скорости частицы при движении газовзвеси по криволинейному каналу

$$u = \frac{w}{1 + \sqrt{3R\rho/4Kd\rho_m}}. \quad (4-122)$$

В уравнении (4-122) неизвестной величиной является приведенный коэффициент сопротивления K , который определяли экспериментально, измеряя среднюю скорость движения отдельных проб суспензионного ПВХ в спиральном пневмоканале. В результате получены следующие эмпирические зависимости:

$$K = 2,04 \cdot 10^{-2} Re^{-0,325} Fr^{0,54} \quad \text{при } w \leq 20 \text{ м/с}; \quad (4-123)$$

$$K = 2,5 \cdot 10^{-3} d^{-0,8} \quad \text{при } w > 20 \text{ м/с}. \quad (4-124)$$

Числа Re и Fr рассчитывают через диаметр частицы и скорость газа. В условиях опытов число Re изменялось от 33 до 700, число Fr — от $2,3 \cdot 10^4$ до $7,8 \cdot 10^5$.

Зависимость приведенного коэффициента сопротивления от скорости воздуха для разных фракций ПВХ показана на рис. 4-3. Из кривых видно, что при скорости воздуха более 20 м/с коэффициент сопротивления для частиц всех диаметров остается практически постоянной величиной, т. е. при высоких скоростях имеется область автомодельного режима.

Связь между коэффициентом скольжения дисперсной и газовой фаз и приведенным коэффициентом сопротивления легко устанавливается из соотношения (4-121)

$$i = 1 + \sqrt{(K/0,75) (\rho_m d / \rho R)}. \quad (4-125)$$

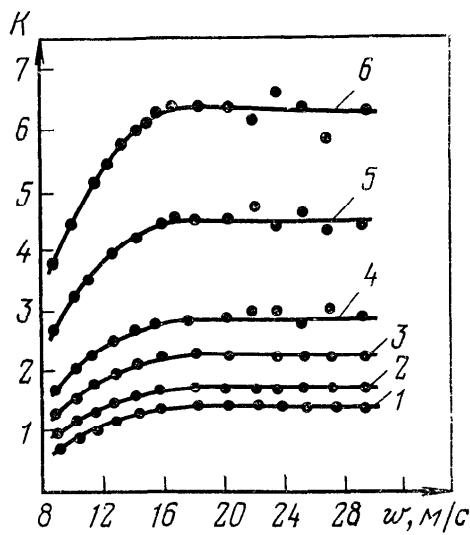


Рис. 4-3. Зависимость приведенного коэффициента сопротивления от скорости газа для частиц ПВХ различных диаметров:
1 — $d=360$ мкм; 2 — 250; 3 — 180; 4 — 130; 5 — 80; 6 — $d=56$ мкм

результатов экспериментов, полученных в работах [26, 110], ввели новый комплекс — модифицированное число Стокса

$$Stk = \rho_m d / \xi_0 R. \quad (4-126)$$

Коэффициент гидродинамического сопротивления ξ рассчитывали по формуле (4-21), в которой условия стесненности потока, вызванные пристенным эффектом, не учитывались, а число Рейнольдса выражали через средний диаметр частиц и скорость газа. Условия стесненности потока учитывали расходной концентрацией материала в газе. Число Фруда рассчитывали для всего потока по скорости газа и радиусу вращения потока газовзвеси. В результате обработки экспериментальных данных на ЭВМ получено критериальное уравнение

$$i = 6,38 Re^{-0,23} Fr^{0,15} Stk^{0,26} \gamma^{0,08}, \quad (4-127)$$

которое с точностью до 9% описывает скольжение дисперсной и газовой фаз в интервале $R=0,15-1,0$ м, $w=4,8-36$ м/с, $\gamma=0,025-1,0$ и $d=8-360$ мкм для окружных или комковатых частиц с фактором формы $f=1,2-1,6$.

Гидравлическое сопротивление спирального канала определяется суммой потерь напора, обусловленных трением газового потока о стенки канала и присутствием твердой фазы в потоке. Перепад давления в спиральном канале, вызванный трением газа, можно рассчитать по уравнению (4-55). Для расчета коэффициента трения нами предложена формула [26]

$$\lambda_{tr} = 0,0815 Re_{sp}^{-0,13}, \quad (4-128)$$

полученная в результате обработки опытных данных при $Re_{sp}=3 \cdot 10^4-1,3 \cdot 10^5$.

При исследовании потерь напора, обусловленных массой материала, было установлено [26], что они удовлетворительно описываются уравнением для вертикального потока газовзвеси (4-69) при умножении его на фактор разделения $K_p=v^2/(gR)$:

$$\Delta p_m = \rho_m \chi l v^2 / R. \quad (4-129)$$

Дополнительные потери давления, вызванные трением материала, можно определить по формуле (4-62).

Практика расчетов по изложенной методике показала вполне удовлетворительные результаты при значительном увеличении масштаба аппарата спирального типа (радиус до 1,5 м, число Рейнольдса до $5 \cdot 10^5$), а также при расчете гидравлического сопротивления спиральных каналов с горизонтальной плоскостью навивки.

Гидродинамика сушилок вихревого типа с вертикальной плоскостью закрученного потока исследована Л. М. Кочетовым [61]. Вихревые сушилки могут работать по двум режимам, что связано с различными условиями выноса материала из камеры. Первый режим характеризуется сравнительно малой скоростью закручивания, когда условия выноса материала определяются равенством силы тяжести и центробежной силы. В этом случае материал, достигнув верхней части камеры, падает вниз и попадает в зону центрального выходного вихря. После достижения некоторой критической скорости закручивания материал начинает вращаться, образуя кольцо, удерживаемое центробежными силами. Для второго режима вынос материала определяется вытеснением частиц из периферийной зоны вращающегося кольца к центральной части камеры под действием непрерывно подаваемых в сушилку новых порций материала.

Удерживающая способность вихревой камеры в докритической области, когда $V \leq V_{kp}$ (что соответствует $\omega_0 \leq \omega_{kp}$), рассчитывается по эмпирической формуле

$$g_{m_0} = A \cdot 10^{-3} E_0 D_{ap}^{-0,55} n^{0,15}, \quad (4-130)$$

где A — коэффициент, зависящий от адгезионно-когезионных свойств и формы частиц материала; $E_0 = L(\omega_0^2/2)$ — кинетическая энергия газовой струи в створе тангенциального ввода; n — число тангенциальных вводов газа. Коэффициент A , найденный экспериментально для некоторых материалов, равен: 3,15 для мака; 2,95 для проса; 2,65 для полистирола и сopolимеров на основе стирола; 1,45 для кварцевого песка. С увеличением сил когезии коэффициент A уменьшается.

Работа вихревых камер в докритической области, особенно при высокой расходной концентрации, неустойчива и сопровождается завалами материала. Наиболее благоприятна для работы область значений $V > V_{kp}$. В этом случае увеличение γ и пульсация дозировки мало влияют на удерживающую способность камеры. Удерживающую способность вихревой камеры при втором режиме работы можно рассчитать с точностью $\pm 20\%$ по формуле

$$g_m = g_{m,kp} \left[1 + B (\omega_{kp}/\omega_0)^{2,5} \gamma^{0,55} (\omega_{kp}/\omega_0) \right], \quad (4-131)$$

где $g_{m,kp}$ — удерживающая способность, определенная по формуле (4-130), при критической скорости истечения газа; значение коэффициента B колеблется в пределах 0,7—0,9; для материалов, форма частиц которых сильно отличается от сферической $B \approx 1,15$.

Критическая скорость истечения газа w_{kp} зависит от соотношений геометрических характеристик камеры и частиц материала и определяется также по экспериментально найденной эмпирической формуле

$$Re_{kp} = 0,29 (D_{ap}/h)^{-0,64} (D_{ap}/d)^{1,3} Ar^{0,6}, \quad (4-132)$$

где $Re_{kp}=w_{kp}h/\nu$ — критерий Рейнольдса для газовой струи, определяемый исходя из условий входа; h — высота тангенциального канала при входе в камеру.

Гидравлическое сопротивление вихревой сушилки можно рассчитывать с учетом соотношений геометрических размеров по коэффициенту сопротивления ξ , отнесенному к входной скорости газа. Для незагруженной (пустой) камеры

$$\xi = 10,9 \left(\sum h/D_{ap} \right) (b/D_{ap})^{0,5} (D_0/D_{ap})^{-2,3}, \quad (4-133)$$

где Σh — суммарная высота тангенциальных вводов; b — ширина камеры; D_0 — диаметр выходного отверстия.

Для загруженной камеры в рабочем состоянии

$$\begin{aligned} \xi_g = & (1 + 0,6\gamma) (b/D_{ap})^{0,35} (D_0/D_{ap})^{-0,2} \left[90 \left(\sum h/D_{ap} \right)^{1,7} + \right. \\ & \left. + 4,4 \exp(-4,6D_{ap}) \right]. \end{aligned} \quad (4-134)$$

Уравнения (4-130) — (4-134) получены в интервале значений $\gamma=0—0,6$; $D_{ap}=0,12—0,82$; $\Sigma h/D_{ap}=0,06—0,2$; $b/D_{ap}=0,2—0,6$; $D_0/D_{ap}=0,20—0,45$; $E_0=5—3500$ Вт.

При исследовании гидродинамики закрученных потоков газовзвесей с горизонтальной плоскостью вращения нами учитывались количественные характеристики дисперсных материалов через основные показатели физико-химических и структурно-морфологических свойств [93, 110].

На основе детального рассмотрения всей совокупности действующих сил (4-5) — (4-14) определены наиболее действенные гидродинамические факторы для аппаратов спирального и вихревого типов с горизонтальной плоскостью крутки потока: характеристики потока газа (скорость газа w , расход L , плотность ρ и вязкость μ), входные характеристики дисперсного материала (расход G_m , плотность ρ_m , диаметры частиц средний d и максимальный d_{max} , форма частиц, выражаемая через фактор формы f), характерные геометрические размеры, например, определяющие радиус вращения потока газовзвеси (радиус спирали канала или вихревой камеры).

В результате обработки экспериментальных данных получены следующие критериальные уравнения для определения коэффициента скольжения фаз:

для спирального канала

$$i = 0,826 Re^{0,13} Fr^{0,18} Stk^{0,45} \gamma^{0,15} \sigma_d^{0,43}; \quad (4-135)$$

для вихревой камеры

$$i = 33,6 Fr^0,18 Stk^0,12 \gamma^0,47 \sigma_d^0,5 f^{-0,33}, \quad (4-136)$$

где $\sigma_d = d_{\max}/d_s$ — число полидисперсности.

Для определения времени пребывания твердой фазы в вихревой камере получена критериальная зависимость

$$\tau_m/\tau_r = 52 i^{0,66} Re_{\text{вх}} (H/D)^{1,16} [H/(H-h)]^{0,72} \left(\sum b/D_0 \right)^{2,01}, \quad (4-137)$$

где $\tau_m = g_m/G_m$ — среднее время пребывания материала в вихревой камере; $\tau_r = V/V_r$ — среднее время обмена газа в камере; g_m — удерживающая способность камеры (количество материала, находящегося в камере); V — объем камеры; V_r — расход газа; H , D — высота и диаметр камеры; h — высота переливного порожка; Σb — суммарная ширина газоввода; D_0 — диаметр выходного отверстия.

Гидравлическое сопротивление вихревой камеры рассчитывают в зависимости от соотношения геометрических размеров по коэффициенту местного сопротивления, отнесенному к входной скорости газа.

Коэффициент гидравлического сопротивления ненагруженной вихревой камеры [93]

$$\zeta_0 = 206 \left(\sum b/D_0 \right)^{1,86}; \quad (4-138)$$

коэффициент гидравлического сопротивления камеры под нагрузкой

$$\zeta = 1,46 i^{-0,12} \zeta_0^{0,89}. \quad (4-139)$$

Уравнение (4-135) получено для следующих интервалов критериев и симплексов: $Re = 122—613$; $Fr = 113—540$; $Stk = 0,122—0,889$; $\gamma = 0,01—0,18$; $\sigma_d = 2,3—5$, а уравнения (4-136)—(4-139) для интервалов: $Re_{\text{ап}} = 3 \cdot 10^4—8,3 \cdot 10^4$; $Fr = 460—1500$; $Stk = 0,26—1,22$; $\gamma = 0,007—0,06$; $\sigma_d = 2,3—5$; $f = 1,7—2,4$; $H/D = 0,39—0,54$; $h/H = 0—0,30$; $\Sigma b/D_0 = 0,053—0,08$ с погрешностью соответственно 5,15, 37 и 2%.

Для вертикальных вихревых аппаратов циклонного типа Ю. А. Миклин, П. Г. Романков и В. Ф. Фролов [85] на основе анализа уравнений Навье—Стокса и динамики частиц и экспериментальных данных получили полуэмпирическое уравнение для расчета среднего времени пребывания материала в аппарате

$$\omega_0 \tau_m / H = A Fr^{0,5} Stk^{0,4} \gamma^{-m}, \quad (4-140)$$

где ω_0 — скорость газа на входе в аппарат; H — высота аппарата.

Число Fr рассчитывают через диаметр аппарата и скорость ω_0 . Число Стокса предложено рассчитывать по формуле

$$Stk = \omega_0^n \rho_M d^{n+1} / \zeta \rho v^n D, \quad (4-141)$$

где n — показатель степени в зависимости $\zeta = f(Re)$ в соответствии с интервалом чисел Re ; Re — число Рейнольдса, рассчитанное для частицы по скорости газа на входе в аппарат ω_0 .

Коэффициент A и показатель степени m зависят от вида материала:

Материал	A	m
Суспензионный полистирол	0,190	0,540
Эмульсионный полипропилен	0,608	0,225
Хлорид натрия	0,280	0,350
Кварцевый песок	0,179	0,225
Силикагель	0,169	0,330

Уравнение (4-140) справедливо в следующих пределах параметров: $75 \leq Fr \leq 1000$; $6 \leq Stk \leq 100$; $0,05 \leq \gamma \leq 0,96$.

Для расчета среднего времени пребывания материала в вертикальных вихревых сушилках со встречными закрученными потоками (сушилки типа ВЗП) Б. П. Лукачевский предложил следующую зависимость [125]:

$$\tau_m = \frac{A_2 H}{V_2 + V_3} \left(\frac{S_1 H}{V_2 A_1} + \frac{S_2 H}{V_2 + A_3} \right) \left[\left(\frac{V_3 - A_1}{A_2 H} \right)^2 + \exp \left(- \frac{A_2 H}{V_3 - A_1} \right) \frac{A_2^2 H - (V_2 - A_1)}{A_2^2 H^2} \right], \quad (4-142)$$

где H — рабочая высота аппарата; V_1 , V_2 , V_3 — расход первичного, вторичного и общего потока газа; S_1 , S_2 — площади ввода первичного и вторично-го потоков газа; A_1 , A_2 , A_3 — коэффициенты, зависящие от характеристик газа (по потокам) и дисперсного материала.

4.7. Гидродинамика виброкипящего слоя

Виброкипящий слой получают при вибрациях сыпучего материала, источниками которых могут быть вибрирующий лоток или специальные виброподбудители, помещенные в слой. Чаще всего создают гармонические колебания, направленные под определенным углом к вибрирующей плоскости.

Виброкипящий слой может быть получен как на сплошном лотке, так и на перфорированном лотке с продувкой слоя газом. В последнем случае скорость псевдоожижения существенно ниже, чем в случае обычного кипящего слоя. Анализируя силы, действующие на частицу при вибрации (рис. 4-4), В. А. Членов и Н. В. Михайлов [173] определили условия образования виброкипящего слоя для сплошного лотка и перфорированного лотка с продувкой материала газом.

На сплошном лотке виброкипящий слой создается при условии

$$A\omega^2 \sin \beta / g \cos \alpha = K \geq 1, \quad (4-143)$$

где $A\omega^2$ — ускорение частицы; A — амплитуда колебаний; $\omega = 2\pi f$ — круговая частота; f — частота колебаний; α , β — углы между векторами сил.

Рис. 4-4. Схема сил, действующих на частицу при вибрации

Коэффициент K характеризует переход в область виброкипящего слоя и интенсивность виброкипения. Обычно $K=1,2—5$. Более высокие значения K не рекомендуются вследствие большой нагрузки на привод и установку. В случае вертикально вибрирующей горизонтальной плоскости

$$K = A\omega^2/g. \quad (4-144)$$

Значение K зависит и от амплитуды, и от частоты колебаний. Обычно частоту выбирают в пределах 5—50 Гц.

На перфорированном лотке с продувкой газа переход материала в виброкипящий слой происходит при условии

$$A\omega^2 \sin \beta/g \cos \alpha + P_v \sin \varphi/G_{c\text{л}g} \cos \alpha + P_a/G_{c\text{л}g} = K_v \geq 1. \quad (4-145)$$

В случае вертикальной вибрации горизонтального лотка с продувкой слоя

$$A\omega^2/g + (P_v + P_a)/G_{c\text{л}g} = K_v \geq 1, \quad (4-146)$$

где $P_v = S_{\text{сл}} \Delta p$ — сила, действующая на материал; $S_{\text{сл}}$ — площадь слоя материала; Δp — перепад давления газа в слое; $P_a = V_m g$ — архимедова сила; V_m — объем частиц в слое; $G_{c\text{л}g}$ — сила тяжести материала.

Для систем газ — твердое тело архимедовой силой можно пренебречь, тогда выражение (4-145) примет вид

$$K_v = (A\omega^2/g + P_v/G_{c\text{л}g}) (\sin \beta/\cos \alpha). \quad (4-147)$$

Порозность слоя зависит от ускорения вибрационного воздействия. В области $A\omega^2 \leq 1 g$ (т. е. $K \leq 1$) наблюдается уменьшение порозности слоя. При ускорении выше критического порозность слоя увеличивается, причем, по данным авторов [14, 127], это увеличение зависит в основном от амплитуды вибрации. Для расчета приращения высоты слоя в пределах частот 30—70 Гц и амплитуд 0,5—2,5 мм предложена зависимость [14]

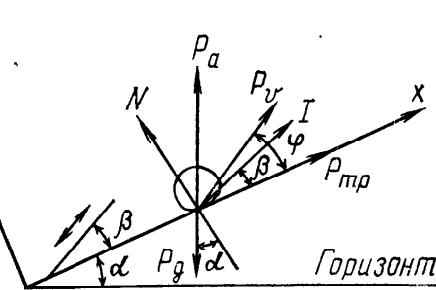
$$\Delta H = 5,48A. \quad (4-148)$$

Для расчета порозности продуваемого виброкипящего слоя предложена формула [90]

$$(\varepsilon - \varepsilon_0)/(1 - \varepsilon_0) = 1 - \exp [-0,96 (\omega - \omega_{0v})^{0,4}], \quad (4-149)$$

где ω — скорость газа; ω_{0v} — скорость начала псевдоожижения в условиях вибрации;

$$\omega_{0v} = 0,12 (\rho_m/\rho)^{0,63} (1/v)^{0,33} d^{0,88} [1 - 0,095 (A\omega^2/g)]. \quad (4-150)$$



Теми же авторами [90] получено эмпирическое уравнение перепада давления вибропикипящего слоя в начале псевдоожижения

$$\Delta p_{0v} = \Delta p_0 (A\omega^2/g)^{-n}, \quad (4-151)$$

где Δp_0 — перепад давления в начале псевдоожижения в отсутствие вибрации; n — зависит от свойств частиц и определяется из эмпирического соотношения

$$n = 0,41 + 0,196d_{0M}. \quad (4-152)$$

Среднюю скорость перемещения материала вдоль лотка со сплошным днищем можно рассчитать по формуле

$$\bar{v} = kA\omega \cos \beta \sqrt{1 - 1/K^2}, \quad (4-153)$$

где k — коэффициент, зависящий от свойств материала; для угля и шлака $k=0,95—1$; для соли 0,84; для мела 0,7; для пылевидных материалов 0,2—0,5.

Скорость перемещения материала на перфорированном лотке с продувкой воздухом возрастает на 5—20% (меньшее значение для зернистых материалов, большее — для пылевидных). В случае наклонного лотка с подъемом скорость материала уменьшается на 2—5%, в случае лотка со спуском скорость увеличивается на 3—10% на каждый градус наклона. Для вибросушилок обычно принимают угол $\beta=18—40^\circ$ (меньшее значение — при большей частоте вибрации); угол $\alpha=8—10^\circ$.

Глава 5

Тепло- и массообмен при сушке дисперсных материалов

5.1. Эквивалентный тепло-массообмен

Выше было показано, что в период постоянной скорости сушки испарение влаги из материала происходит так же, как и со свободной поверхности жидкости. Средняя плотность потока пара по поверхности тела выражается в этом случае уравнениями массоотдачи (2-9), а потока тепла — уравнением теплоотдачи (2-10).

Уравнения (2-9) — (2-10) справедливы и для второго периода сушки в случае эквивалентного тепло- и массообмена, т. е. в условиях, когда тепло, подводимое от газа к частице, затрачивается на испарение влаги и с ее парами возвращается в сушильный агент. Эти условия возникают при пренебрежимо малом внутридиффузационном сопротивлении переносу тепла и

Рис. 5-1. К расчету интенсивности массоотдачи от сферической частицы через парогазовую пленку в окружающую среду

влаги по сравнению с внешнедиффузионным ($Bi < 0,1$; $Bi_d < 0,1$). В условиях эквивалентного тепло-массообмена справедлива связь между количеством испарившейся влаги и количеством затраченного тепла, выражаемая уравнением (2-11).

Таким образом, уравнения (2-9) и (2-10) могут быть применены для всех периодов конвективной сушки дисперсных материалов во взвешенном состоянии.

При сушке в гигроскопической области концентрация пара вблизи поверхности испарения непрерывно убывает, а температура растет, что приводит к уменьшению движущей силы процесса и, следовательно, скорости массо- и теплопередачи в соответствии с уравнениями (2-9) и (2-10). Коэффициент массопередачи по газовой фазе в этом случае, как и для периода постоянной скорости, равен коэффициенту массоотдачи. Коэффициенты скорости обмена теплом и массой для частиц с малым внутридиффузионным сопротивлением зависят только от сопротивления пограничного слоя газа, т. е. от его толщины, степени турбулизации и физических свойств. Толщина и гидродинамическое состояние пограничного слоя зависят от относительной скорости газа [23, 24]. Для описания физических свойств парогазовой смеси, окружающей частицу, используется критерий Прандтля. Поэтому коэффициенты тепло- и массообмена обычно связывают с внешними условиями через критериальные зависимости

$$Nu = f(Re, Pr); \quad (5-1) \quad Nu_d = f(Re_d, Pr_d). \quad (5-2)$$

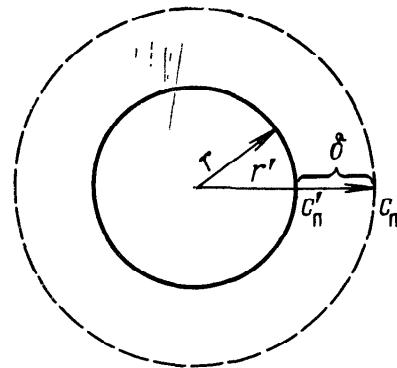
Уравнения массоотдачи. Для оценки интенсивности массоотдачи рассмотрим перенос влаги от сферической частицы радиусом R через прилегающую к ней парогазовую пленку толщиной $\delta = R' - R$ в окружающую среду (рис. 5-1).

Пусть концентрация пара около частицы C'_n , а на границе пленки C_n , причем $C'_n > C_n$. Тогда в соответствии с законом молекуллярной диффузии Фика от всей поверхности шара через пленку в радиальных направлениях установится поток массы пара, определяемый выражением

$$dW/d\tau = -DS(dC_n/dR) = D 4\pi R^2 (dC_n/dR). \quad (5-3)$$

Разделив переменные и проинтегрировав дифференциальное уравнение (5-3), получим

$$W = \frac{4\pi D (C'_n - C_n)}{1/R - 1/R'} . \quad (5-4)$$



В соответствии с основным законом массоотдачи это же количество влаги для шаровой поверхности равно

$$W = \beta 4\pi R^2 (C_{\text{п}'} - C_{\text{п}}). \quad (5-5)$$

Приравняв соотношения (5-4) и (5-5), получим

$$\beta = D/R (1 - R/R') = 2D/d (1 - d/d'), \quad (5-6)$$

где d и d' — диаметры сферы пограничного слоя.

Из уравнения (5-6) видно, что чем меньше d' (т. е. δ), тем больше β . Если относительного движения газа нет, то $\delta \rightarrow \infty$, $d' \rightarrow \infty$ и β имеет минимальное значение

$$\beta_{\min} = 2D/d. \quad (5-7)$$

Тогда

$$Nu_{\text{д min}} = \beta_{\min} d/D = 2. \quad (5-8)$$

Таким образом, значение $Nu_{\text{д}} = 2$ следует считать предельно минимальным.

При увеличении скорости газа относительно сферической частицы пограничный парогазовый слой утоньшается, стремясь в пределе к нулю ($\delta \rightarrow 0$, $d' \rightarrow d$). Тогда, как следует из формулы (5-6), $\beta \rightarrow \infty$, т. е. в этом случае массоотдача не будет лимитировать процесс массопереноса из высушиваемой частицы в окружающий газ. Это означает, что имеются предельные возможности интенсификации межфазного тепло-массообмена, обусловленные только активацией внешнего гидродинамического режима. Чтобы показать эти предельные возможности массоотдачи, уравнение (5-2) обычно представляют в виде

$$Nu_{\text{д}} = 2 + f(Re, Pr_{\text{д}}). \quad (5-9)$$

Нами были обработаны данные по массообмену, полученные разными авторами, и найдено обобщенное уравнение, пригодное для инженерной практики

$$Nu_{\text{д}} = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr_{\text{д}}^{0,33}, \quad (5-10)$$

средняя погрешность которого не превышает 7% для чисел Re в пределах 0—70 000. Из рис. 5-2 видно, что кривая, построенная по обобщенному уравнению (5-10), хорошо укладывается в области опытных данных по массообмену, полученных разными исследователями [152].

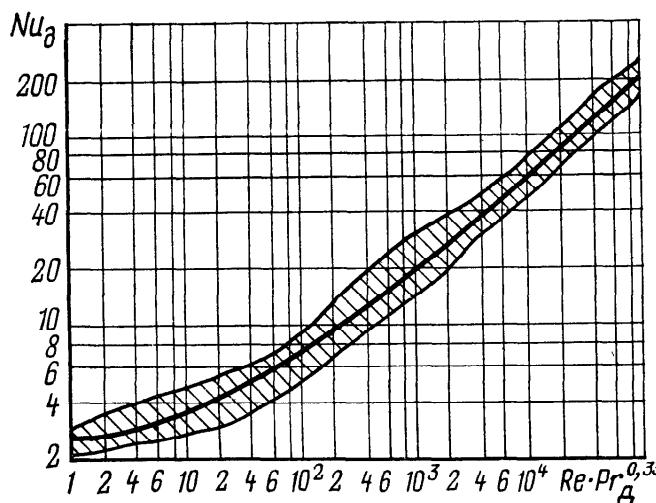
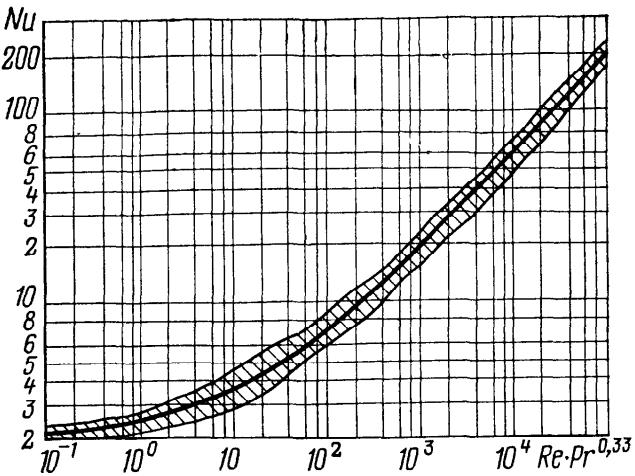


Рис. 5-2. Аппроксимация опытных данных разных исследователей по массообмену между одиночными каплями (частицами) и газом (область опытных данных заштрихована)

Рис. 5-3. Расчетная корреляция опытных данных разных исследователей по теплообмену между одиночными частицами и газом (область опытных данных заштрихована)



В тех случаях, когда в процессе сушки изменяются размеры частиц, относительная скорость газа или другие параметры процесса, необходимо усреднять коэффициент массообмена от начала до конца процесса.

Уравнения теплоотдачи. При умеренных температурах соблюдается пропорциональность процессов тепло- и массообмена, т. е. подобие полей температур и концентраций в пограничном слое парогазовой смеси. Допуская аналогию между процессами тепло- и массообмена, можно принять $Nu_d = Nu$. Тогда, решая совместно основные уравнения тепло- и массообмена, можно получить соотношение

$$\alpha/\beta = c\rho, \quad (5-11)$$

известное как формула Льюиса.

Строго говоря, аналогия не является полной, так как теплообмен значительно в меньшей степени влияет на гидродинамику пограничного слоя, чем массообмен. Ряд авторов [23, 24, 64], указывая на неполноту аналогии, предложили уточненные соотношения между коэффициентами α и β . В частности, Кришер [64] предложил формулу, учитывающую переносные свойства для случаев больших градиентов концентраций и температур

$$\alpha/\beta = c\rho (P - p)/P. \quad (5-12)$$

При $p \rightarrow 0$ формула (5-12) превращается в соотношение Льюиса.

Для многих практических случаев факторами, нарушающими аналогию, можно пренебречь и принять $Nu \approx Nu_d$, что дает основание пользоваться для расчета коэффициентов теплообмена критериальными зависимостями, полученными при исследовании массообмена. Таким образом, обобщенное критериальное уравнение (5-10) представлено нами [109] в следующем виде:

$$Nu = 2 + 0,51Re^{0,52}Pr^{0,33}. \quad (5-13)$$

На рис. 5-3 показана кривая, построенная по уравнению (5-13), которая хорошо согласуется с опытными данными по теплообмену, полученными рядом исследователей [109].

Уравнение (5-13) нашло экспериментальное подтверждение в работе В. Н. Голубева [17], который исследовал кинетику сушки капель диспергатора НФ по изложенной выше методике

А. А. Долинского (см. гл. 1) и получил следующее соотношение:

$$Nu = 2 + 0,44Re^{0,5}. \quad (5-14)$$

Если ввести в уравнение (5-14) критерий Прандтля, соответствующий условиям проведения экспериментов (воздух при 60—100 °C), получим уравнение

$$Nu = 2 + 0,51Re^{0,5}Pr^{0,33}, \quad (5-15)$$

которое практически идентично уравнению (5-13).

В условиях высоких температур аналогия между тепло- и массообменом в значительной мере нарушается: при одних и тех же значениях чисел Рейнольдса $Nu \neq Nu_d$ и соотношения (5-11), (5-12) не соблюдаются. Расхождение это тем больше, чем больше относительная скорость движения фаз. Для указанных условий в результате обработки данных разных исследователей А. В. Нестеренко [95] получил уравнение

$$Nu = 2 + 1,05Re^{0,5}Pr^{0,33}Gu^{0,175}, \quad (5-16)$$

справедливое для значений $Re > 1000$.

В уравнении (5-16) параметрический критерий Гухмана

$$Gu = (T - T_{mt})/T \quad (5-17)$$

учитывает влияние массообмена на теплообмен. При изменении параметров процесса коэффициенты теплообмена усредняются, как и в случае массообмена. Как видно из уравнений (5-13)—(5-16), предельное значение $Nu_{min} = 2$. Эта величина получается из анализа теплообмена теплопроводностью через пограничную пленку сферической частицы, аналогично рассмотренному выше случаю массообмена.

5.2. Эффективные коэффициенты тепло-массообмена

В реальных условиях процесса конвективной сушки тепло-массообмен неэквивалентен, так как тепло, подводимое газом к частице, расходуется на испарение жидкости, нагрев материала и преодоление энергии связи влаги с материалом, т. е. с испарившейся влагой тепло возвращается в газовую fazу частично. Таким образом, действительные коэффициенты тепло- и массоотдачи меньше эквивалентных и определяются некоторым эффективным значением [102, 152].

Связь между эквивалентными и эффективными коэффициентами тепло-массообмена может быть установлена из рассмотрения баланса при обмене теплом материала и газа за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$.

В результате анализа получены следующие уравнения связи: для эффективного коэффициента массоотдачи

$$\beta_{\text{эфф}} = \beta - \frac{\rho_v [(c_t + c_{ж}C) d\theta + \sigma q_c dX]}{\rho s_y (r_0 + c_{пt} t - c_{ж}\theta) (X' - X) d\tau} \quad (5-18)$$

и для эффективного коэффициента теплоотдачи

$$\alpha_{\text{эфф}} = \alpha - \frac{\rho_v [(c_t + c_{ж}C) d\theta + \sigma q_c dX]}{s_y (t - t') d\tau}. \quad (5-19)$$

Уравнениями массоотдачи (2-9) или теплоотдачи (2-10) можно пользоваться и в случаях неэквивалентного обмена при подстановке в них эффективных коэффициентов тепло- и массообмена. Решая уравнения (2-9) или (2-10) совместно с уравнением (5-18) или (5-19) соответственно, можно найти длительность сушки или требуемый объем рабочей зоны сушилки, пользуясь для нахождения коэффициентов тепло- и массообмена зависимостями (5-10) или (5-13), справедливыми в случае эквивалентного тепло- и массообмена.

Для аппаратов со стесненными потоками дисперсной фазы или при высокой концентрации материала в газе (полувзвешенный, псевдоожженный, вихревой слой), или при изменении структуры высушиваемого материала, эффективные значения коэффициентов тепло- и массообмена часто оказываются меньше рассчитанных, что обусловлено неэквивалентностью обмена. Это объясняется неоднородной структурой двухфазного потока газовзвеси, поэтому тепло- и массообмен осуществляется между газом и конгломератами частиц или между частицами и газовыми пузырями, а также изменением механизма внутреннего тепло- и массопереноса в частицах в течение процесса сушки.

Поэтому на практике предпочитают пользоваться экспериментально найденными значениями или зависимостями для эффективных коэффициентов тепло- и массообмена. Известны также попытки обобщения многочисленных экспериментальных данных. Так, для межфазного теплообмена в аппаратах с кипящим слоем материала Н. И. Гельперин с авторами [13] предложил обобщенные корреляционные зависимости, полученные в результате обработки данных многих исследователей

$$Nu = 0,016 (Re/\varepsilon)^{1,3} Pr^{0,33}; \quad (Re/\varepsilon) < 200; \quad (5-20)$$

$$Nu = 0,4 (Re/\varepsilon)^{0,67} Pr^{0,33}; \quad (Re/\varepsilon) > 200. \quad (5-21)$$

Этими уравнениями можно пользоваться для оценки коэффициентов теплообмена также применительно к другим аппаратам с высокой концентрацией дисперсной фазы в потоке газовзвеси. Для более точных расчетов целесообразно пользоваться опытными данными, полученными для конкретных видов продуктов и сушилок. В частности, при разработке комбинированной спирально-вихревой пневмосушилки нами исследован тепло- и массообмен при сушке некоторых полимерных материалов [110].

Для исследования взяли сополимеры марок М-14 и СХН-60, различающихся между собой дисперсностью, плотностью и формой частиц и сорбционными свойствами. При обработке экспериментальных данных для расчета гидродинамических

факторов использовали зависимости, представленные в [109, 142]. Движущую силу процесса сушки в спиральном канале и вихревой камере рассчитывали полюсным методом [91] с применением ЭВМ ЕС-1010. При решении использовали уравнения изотерм десорбции (1-27) для сополимеров М-14 и СНХ-60.

В результате обработки экспериментальных данных на ЭВМ получены следующие зависимости для расчета эффективных значений межфазных коэффициентов тепло- и массообмена:

для спирального канала

$$Nu = 0,0859 Re^{0,46} Pr^{0,33}; \quad (5-22)$$

$$Nu_D = 0,145 Re^{0,5} Pr_D^{0,33}; \quad (5-23)$$

для вихревой камеры

$$Nu = 1,61 \cdot 10^{-3} Re^{0,23} Pr^{0,33}; \quad (5-24)$$

$$Nu_D = 7,9 \cdot 10^{-4} Re^{0,48} Pr_D^{0,33}. \quad (5-25)$$

Пределы изменения чисел Re , входящих в уравнения (5-22) и (5-23), составили 40—410; для уравнений (5-24) и (5-25) $Re=112—511$. Среднеквадратичная погрешность уравнений (5-22)—(5-25) составляет 29, 13, 30 и 28% соответственно.

Из уравнений (5-22)—(5-25) видно, что коэффициенты тепло- и массоотдачи для условий вихревой камеры существенно меньше, чем для условий камер со спиральным каналом. Это объясняется тем, что материал, входящий в вихревую камеру, содержит в основном связанную влагу, поэтому резко возрастает неэквивалентность тепломассообмена. Кроме того, в вихревой камере существенно выше стесненность потока дисперной фазы и связанный с этим неоднородность структуры потока газовзвеси. Чтобы учесть последнее обстоятельство, иногда связывают коэффициент межфазного теплообмена не только с гидродинамическими характеристиками частиц, но и с геометрическими характеристиками аппаратов. Так, для вихревых сушилок Л. М. Кочетов [61] предложил следующие эмпирические зависимости:

$$Nu = 0,047 Re Ar^{-0,1} (D/d)^{-0,3} (h/D)^{0,15} (g_m/g_{m0})^{-0,6} \text{ при } V \geq V_{kp};, \quad (5-26)$$

$$Nu = 0,019 Re^{0,25} Ar^{0,35} (D/d)^{-0,1} (h/D)^{-0,1} \text{ при } V < V_{kp}; \quad (5-27)$$

где критерий Рейнольдса рассчитывают по эквивалентному диаметру частицы и скорости газа во входном сечении.

Критический расход сушильного агента можно найти по критической скорости газа в тангенциальном канале из соотношения (4-132), а величины g_{m0} и g_m — по формулам (4-130) и (4-131). Уравнения (5-26) и (5-27) получены при следующих условиях: $Re=235—3800$; $Ar=1130—123000$; $D/d=68,2—333$; $h/D=0,058—0,160$; $g_m/g_{m0}=0,3—1,0$.

Для вибросушилок с продувкой слоя воздухом при сушке угля марки K получена обобщенная зависимость [173]

$$Nu = 1,16 Re (A/h)^{0,8} (fv/g)^{0,96}. \quad (5-28)$$

Формула (5-28) получена при $f=35-50$ Гц, $A=1,2-2,5$ мм. Размеры частиц угля 1—3, 3—5 и 1—5 мм.

М. Е. Сбродов [126] на основании данных по теплообмену между зерном и воздухом получил эмпирическую зависимость числа Нуссельта от числа Рейнольдса и относительного ускорения вибрации лотка

$$Nu = 0,142 Re (A\omega^2/g)^{0,04}. \quad (5-29)$$

В уравнениях (5-28) и (5-29) число Рейнольдса рассчитывают по скорости потока воздуха и размеру зерен. Иногда для расчета сушилок, различающихся сложной гидродинамической обстановкой, используют так называемые объемные коэффициенты теплообмена, при помощи которых можно непосредственно рассчитать требуемый объем сушилки. Объемный коэффициент связан с межфазным коэффициентом теплообмена соотношением

$$\alpha_v = \alpha (S/V_{ap}). \quad (5-30)$$

Приравняв объем аппарата к объему слоя со средним значением порозности $\bar{\epsilon}$ и введя дисперсность, можно представить формулу (5-30) в виде

$$\alpha_v = \alpha S (1 - \bar{\epsilon}) = \alpha S \bar{\kappa}. \quad (5-31)$$

Понятие объемного коэффициента теплообмена позволяет рассчитывать сушилки без учета всех сложностей действительной картины процесса сушки, что обусловливает широкое применение эмпирических зависимостей для расчета α_v . Однако многие предложенные соотношения пригодны только для идентичных условий (физические свойства материала и сушильного агента, геометрические характеристики аппаратов, условия ввода и вывода газа и продукта). По этой причине в случае сложной гидродинамики аппарата целесообразнее пользоваться непосредственно интенсивностью сушки, выражаемой напряжением объема сушилки по испарившейся влаге [82]

$$A_v = W/V_{p,z}\tau, \quad (5-32)$$

где $V_{p,z}$ — объем рабочей зоны сушилки; τ — длительность сушки.

Связь между напряжением сушилки по испарившейся влаге и объемным коэффициентом теплообмена имеет вид

$$A_v = \alpha_v \bar{\Delta}_t / r, \quad (5-33)$$

где $\bar{\Delta}_t$ — среднее значение движущей силы процесса сушки по температуре.

5.3. Движущая сила процесса конвективной сушки

Движущей силой процесса конвективной сушки является разность между равновесной и рабочей концентрациями влаги в сушильном агенте. Как отмечалось выше, равновесная концентрация определяется влагосодержанием на поверхности кон-

такта твердой и газовой фаз бесконечно тонкого слоя газа, равновесного с поверхностью продукта; рабочая концентрация определяется влагосодержанием газа в потоке. Таким образом, движущая сила процесса сушки в зависимости от способа выражения концентрации равна

$$\Delta C_{\Pi} = C_{\Pi'} - C_{\Pi}; \quad (5-34) \quad \Delta X = X' - X. \quad (5-35)$$

Движущую силу можно выразить также через разность температур, парциальных давлений или энталпий парогазовой смеси в потоке и на поверхности продукта [109], т. е. в общем случае

$$\Delta_{\Pi} = |\Pi' - \Pi|, \quad (5-36)$$

где Π' , Π — параметры сушильного агента (C_{Π} , X , p , t , I) на поверхности контакта фаз и в потоке газа соответственно.

Вследствие выравнивания концентраций и температур в процессе сушки движущая сила изменяется вдоль сушильного тракта, поэтому ее нужно вычислять совместно с кинетикой сушки материала, движущегося с потоком несущего газа, или рассчитывать как среднеинтегральную величину на весь процесс

$$\bar{\Delta}_{\Pi} = (\Pi_k - \Pi_0) \left| \int_0^k d\Pi / (\Pi' - \Pi) \right| = |(\Pi_k - \Pi_0)/m_{\Pi}|, \quad (5-37)$$

где $m_{\Pi} = \int_0^k d\Pi / (\Pi' - \Pi)$ — число единиц переноса.

При сушке высоковлажных материалов без большой погрешности можно принять изменение параметров газа и материала по закону прямой линии. В этом случае уравнение (5-37) интегрируется с получением среднелогарифмической величины движущей силы по начальным и конечным параметрам сушильного агента и материала. Таким образом, движущая сила по температуре для прямотока равна

$$\bar{\Delta}_t = \frac{(t_0 - t_0') - (t_k - t_k')}{\ln [(t_0 - t_k')/(t_k - t_k')]} \cdot \quad (5-38)$$

Более точные результаты получаются, если пренебречь начальным периодом прогрева материала и за начальную температуру его принять температуру мокрого термометра t_{mt} , т. е.

$$\bar{\Delta}_t = \frac{(t_0 - t_{mt}) - (t_k - t_k')}{\ln [(t_0 - t_{mt})/(t_k - t_k')]} \cdot \quad (5-39)$$

При выражении через концентрации

$$\bar{\Delta}_X = \frac{(X_{mt'} - X_0) - (X_k' - X_k)}{\ln [(X_{mt'} - X_0)/(X_k' - X_k)]} \cdot \quad (5-40)$$

Для противотока соответственно имеем

$$\bar{\Delta}_t = \frac{(t_0 - t_{\kappa'}) - (t_{\kappa} - t_{\text{МТ}})}{\ln [(t_0 - t_{\kappa'})/(t_{\kappa} - t_{\text{МТ}})]}; \quad (5.41)$$

$$\bar{\Delta}_X = \frac{(X_{\kappa'} - X_0) - (X_{\text{МТ}'} - X_{\kappa})}{\ln [(X_{\kappa'} - X_0)/(X_{\text{МТ}'} - X_{\kappa})]}. \quad (5.42)$$

Для точного расчета движущей силы следует построить на диаграмме состояния влажного газа графики действительного изменения состояния сушильного агента в потоке и зоне контакта с высушиваемым материалом. Для этого можно применить полюсный [91] или пошаговый [109] методы с учетом сорбционных свойств и нагрева материала. Однако графоаналитический метод построения линий изменения состояния влажного газа в сушилке, несмотря на удобство и доступность при инженерных расчетах, часто вызывает чисто технические затруднения из-за малого масштаба диаграммы влажного газа.

Наиболее точно задача решается на ЭВМ. Решению подлежит следующая система дифференциальных уравнений [93] с уравнениями связи, начальными и граничными условиями:

$$dt'/dx = -[\sigma/(c_t + c_{\text{ж}}C)](I_p - I)/(X' - X), \quad (5.43)$$

$$dI_p/dX = c_{\text{ж}}t' - q_c \quad (5.44)$$

$$dI/dX = dI_p/dX - [(c_t + c_{\text{ж}}C)/\sigma](dt'/dX) + q_{\text{дп}} - q_{\text{пт}}; \quad (5.45)$$

$$dC/dX = -\sigma; \quad (5.46) \quad \vee t = (I - r_0X)/(c_t + c_{\text{п}}X); \quad (5.47)$$

$$X = X_0 + \frac{1}{\sigma}(C_0 - C); \quad (5.48)$$

$$X' = (R_{\Gamma}/R_{\Pi}) [\varphi' p_{\text{H}}/(P - \varphi' p_{\text{H}})]; \quad (5.49)$$

$$\varphi' = f_1(C, t'); \quad (5.50) \quad p_{\text{H}} = f_2(t'); \quad (5.51)$$

$$q_c = q_{\text{c,ж}} + R_{\Pi}T' \ln \frac{1}{\varphi'}; \quad (5.52)$$

$$\Delta_X = X' - X; \quad (5.53) \quad \Delta_t = t - t'; \quad (5.54)$$

$$\bar{\Delta}_X = (X_{\kappa} - X_0) \left| \int_0^{\kappa} dX/(X' - X); \right. \quad (5.55)$$

$$\bar{\Delta}_t = (t_0 - t_{\kappa}) \left| \int_0^{\kappa} dt/(t' - t); \right. \quad (5.56)$$

$$\vee C_0 \leq C \leq C_{\kappa}; \quad C|_{X=X_0} = C_0; \quad (5.57)$$

$$t'|_{X=X_0} = t_0' = \theta_0; \quad \vee t|_{X=X_0} = t_0; \quad (5.58)$$

$$I_p|_{X=X_0} = I_{p_0} = c_t t_0' + (r_0 + c_{\text{п}} t_0') X_0 + (c_{\text{ж}} t_0' - q_{c_0}) (X_0' - X_0) \quad (5.59)$$

$$I|_{X=X_0} = I_0 = c_t t_0 + (r_0 + c_{\text{п}} t_0) X_0. \quad (5.60)$$

Функции (5.50) и (5.51) должны быть заданы в явном виде. Для воды, например, пригодна формула (1-21). Для описания изотерм десорбции необходимо подобрать наиболее подход-

дящую зависимость из представленных в гл. 1 (1-22) — (1-27), либо найти другую — более точную. В процессе расчета уточняется величина удельной энергии связанной влаги на всю испарившуюся влагу и сравниваются полученные значения $t'_{\kappa} = \theta_{\kappa}$ и t_{κ} с заданными при решении общего теплового баланса. При значительном расхождении корректируются эти параметры либо величина удельного расхода газа.

Локальные и среднеинтегральные величины движущей силы процесса сушки существенно зависят от гидродинамической установки в аппарате, обусловливающей перемешивание потоков дисперсной и газовой фаз. Представленная система уравнений (5-43) — (5-60) справедлива для описания процесса сушки в режиме идеального вытеснения газа из материала. При продольном перемешивании часть материала и сушильного агента возвращается к входным или проскальзывает к выходным сечениям аппарата, смешиваясь с компонентами потока и изменяя их параметры.

Решение системы (5-43) — (5-60) при наличии перемешивания потоков дает правильный ответ только в отношении конечных параметров газа и материала, так как в соответствии с первым законом термодинамики изменение потенциальных функций от каких-либо начальных состояний до конечных не зависит от пройденного пути. В связи с этим решение будет справедливым также для аппаратов с идеальным перемешиванием потоков газовзвесей, так как в режиме идеального перемешивания среднее значение движущей силы равно разности конечных параметров газа и материала. Действительно, если $\Pi' - \Pi = \Pi'_{\kappa} - \Pi_{\kappa} = \text{const}$, то интегрирование уравнения (5-37) дает

$$\bar{\Delta}_{\Pi} = \left| \frac{\Pi_{\kappa} - \Pi_0}{[1/(\Pi'_{\kappa} - \Pi_{\kappa})] \int_0^{\kappa} d\Pi} \right| = |\Pi'_{\kappa} - \Pi_{\kappa}|. \quad (5-61)$$

В общем случае для учета гидродинамической ситуации в сушильном аппарате система (5-43) — (5-60) должна быть дополнена уравнениями, выражающими кинетику изменения параметров газа и материала в условиях перемешивания потоков.

5.4. Обратное перемешивание потоков газа и материала в сушилках

Для характеристики перемешивания потоков в аппаратах промежуточного типа предложен ряд моделей: диффузационная (псевдодиффузионная), ячечная (псевдосекционная), циркуляционная (псевдоциркуляционная), комбинированная (смешанного типа), классификация и описание которых приведены в монографиях [43, 45, 81, 82]. Для сушильных аппаратов с осе-

вой симметрией потоков газовзвесей можно использовать диффузионную двухпараметрическую модель, учитывающую перемешивание потоков газовой и дисперсной фаз в продольном и радиальном направлении. Согласно этой модели, изменение концентрации C_m какого-либо компонента m в газовой фазе выражается следующим уравнением в частных производных:

$$\begin{aligned}\partial C_m / \partial \tau = & -v_m (\partial C_m / \partial x) + D_x (\partial^2 C_m / \partial x^2) + \\ & + (D_R / R) (\partial / \partial R) [R (\partial C_m / \partial R)],\end{aligned}\quad (5-62)$$

где v_m — скорость потока компонента m ; D_x , D_R — коэффициент продольного и радиального перемешивания компонента; x , R — продольная и радиальная координаты.

Так, изменение концентраций паров влаги и частиц материала в газе можно представить в следующем виде:

$$\begin{aligned}\partial C_{\Pi} / \partial \tau = & -w (\partial C_{\Pi} / \partial x) + D_{x,\Gamma} (\partial^2 C_{\Pi} / \partial x^2) + \\ & + (D_{R,\Gamma} / R) (\partial / \partial R) [R (\partial C_{\Pi} / \partial R)],\end{aligned}\quad (5-63)$$

$$\begin{aligned}\partial \kappa / \partial \tau = & -v (\partial \kappa / \partial x) + D_{x,T} (\partial^2 \kappa / \partial x^2) + \\ & + (D_{R,T} / R) (\partial / \partial R) [R (\partial \kappa / \partial R)],\end{aligned}\quad (5-64)$$

где $D_{x,\Gamma}$, $D_{R,\Gamma}$ — коэффициенты продольного и радиального перемешивания по газовой фазе; $D_{x,T}$, $D_{R,T}$ — то же, по дисперсной фазе; w , v — скорости потоков газа и материала; $\kappa = g_m / (\rho_m V)$ — концентрация материала в газе; g_m , V — удерживающая способность и объем аппарата соответственно.

Чтобы перейти к изменению движущих сил тепло- и массообмена, можно, используя уравнения связи и равновесия, выразить изменение концентрации материала в сушильном агенте через потенциальные параметры пограничного слоя газа. Обозначив параметр сушильного агента через Π , а пограничного (равновесного) слоя газа через Π' , получим соответственно

$$\begin{aligned}\partial \Pi / \partial \tau = & -w (\partial \Pi / \partial x) + D_{x,\Gamma} (\partial^2 \Pi / \partial x^2) + \\ & + (D_{R,T} / R) (\partial / \partial R) [R (\partial \Pi / \partial R)],\end{aligned}\quad (5-65)$$

$$\begin{aligned}\partial \Pi' / \partial \tau = & -v (\partial \Pi' / \partial x) + D_{x,T} (\partial^2 \Pi' / \partial x^2) + \\ & + (D_{R,T} / R) (\partial / \partial R) [R (\partial \Pi' / \partial R)].\end{aligned}\quad (5-66)$$

Коэффициенты перемешивания представляют в виде безразмерных комплексов — критериев Пекле ($Pe_x = v_m l / D_x$, $Pe_R = v_m R / D_R$), зависимости которых от размеров аппаратов и гидродинамических режимов для газовой и твердой фаз устанавливают экспериментально.

В зависимости от типа или конструкции аппарата перемешивание по твердой и газовой фазам может быть различным. Диффузионная модель может учитывать это обстоятельство. Например, если концентрация субстанции (параметры компонента) не изменяются по поперечному сечению потока, т. е. $D_R = 0$ и $\partial C_m / \partial R = 0$, то двухпараметрическая модель обращается в однопараметрическую

$$\partial C_m / \partial \tau = -v_m (\partial C_m / \partial x) + D_x (\partial^2 C_m / \partial x^2). \quad (5-67)$$

В отсутствие продольного перемешивания ($D_x=0$) приходим к модели идеального вытеснения

$$\frac{\partial C_m}{\partial \tau} = -v_m (\partial C_m / \partial x). \quad (5-68)$$

Если $D_x \rightarrow \infty$ (т. е. $Pe_x \rightarrow 0$), то диффузационная модель трансформируется в модель идеального перемешивания, согласно которой изменение концентрации вещества (параметра сущего агента) во времени есть величина постоянная

$$\frac{\partial C_m}{\partial \tau} = (1/\bar{\tau}_m) (C_{m0} - C_{mk}) = \text{const}, \quad (5-69)$$

где $\bar{\tau}_m$ — среднее время пребывания в аппарате соответствующей фазы ($\bar{\tau}_r = V/V_r$; $\bar{\tau}_m = g_m/G_m$).

При использовании ячеичной (псевдосекционной) модели поток условно разбивают на ряд последовательно соединенных ячеек (секций), в каждой из которых происходит идеальное перемешивание в отсутствие перемешивания между ячейками. Число ячеек n характеризует модель реального потока: при $n \rightarrow \infty$ ячеичная модель трансформируется в модель идеального вытеснения, а при $n \rightarrow 1$ — в модель идеального смешения. В общем случае при равенстве объемов ячеек имеем систему из n дифференциальных уравнений

$$(1/n) (\partial C_m / \partial \tau) = \tau_n (C_{m,i-1} - C_{m,i}); \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (5-70)$$

Перемешивание потоков газа и материала в сушильных аппаратах исследуют по кривым отклика на входной сигнал индикатора, вводимого в газовую или твердую фазу. В качестве индикатора берут вещество, отличающееся от веществ основного потока по окраске, электрической проводимости, оптической плотности, радиоактивности, причем его присутствие не должно влиять на гидродинамические характеристики основного потока, а измерение его концентрации не должно вызывать затруднений [36].

Изменение концентрации индикатора на входе может быть ступенчатым (мгновенный ввод и постоянная подача индикатора), импульсным (мгновенный ввод порции индикатора) или периодическим (например, синусоидальное изменение концентрации). Для получения кривой отклика на выходе непрерывно или в известные моменты времени измеряют концентрацию индикатора.

При создании входного сигнала ступенчатой формы относительная концентрация на выходе $C(\tau) = C_m(\tau)/C_{m0}$ изменяется в пределах от 0 до 1 (рис. 5-4, *a*), что соответствует интегральной функции распределения $F(\tau)$ [36]. В случае сигнала импульсной формы кривая отклика (рис. 5-4, *б*) характеризует дифференциальную функцию распределения $f(\tau)$, называемую также плотностью распределения времени пребывания компонентов потоков газовзвесей

$$f(\tau) = dF(\tau)/d\tau. \quad (5-71)$$

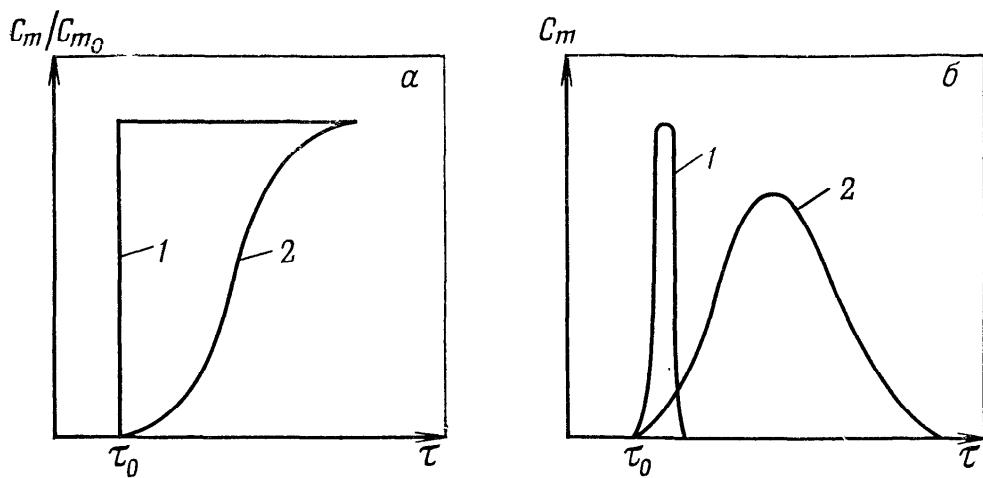


Рис. 5-4. Кривая отклика на входной сигнал ступенчатой (скачкообразной) (а) и импульсной (б) формы:

1 — входной сигнал; 2 — выходной сигнал

Для аппаратов идеального смешения интегральная и дифференциальная функция имеют вид [36, 43]

$$F(\tau) = 1 - \exp(-\tau/\bar{\tau}); \quad (5-72)$$

$$f(\tau) = dF(\tau)/d\tau = (1/\bar{\tau}) \exp(-\tau/\bar{\tau}). \quad (5-73)$$

Для аппаратов идеального вытеснения все компоненты потоков имеют одинаковое время пребывания, равное среднему времени пребывания ($\bar{\tau}_r = V/V_r$ или $\bar{\tau}_m = g_m/G_m$). Следовательно, для всех $\tau < \bar{\tau}$ величина $F(\tau) = 0$, а для всех $\tau \geq \bar{\tau}$ величина $F(\tau) = 1$, т. е. интегральная функция распределения для аппарата идеального вытеснения есть разрывная функция, имеющая только два значения: 0 и 1 [36]. На рис. 5-5, а эта функция соответствует линии $n = \infty$.

При дифференцировании разрывной функции приходим к дельта-функции Дирака

$$f(\tau) = dF(\tau)/d\tau = \delta(\tau - \bar{\tau}). \quad (5-74)$$

Значения функции (5-74) равны нулю при всех значениях $\tau < \bar{\tau}$ и $\tau > \bar{\tau}$. При значении $\tau = \bar{\tau}$

$$\delta(\tau - \bar{\tau}) = \delta(0) = \infty. \quad (5-75)$$

На рис. 5-5, б эта функция изображена стрелкой при $n = \infty$. Для аппарата промежуточного типа при использовании ячеичной модели интегральная функция распределения связывает изменение концентрации с числом ячеек n в виде ряда [36, 43]

$$F(\tau) = C_m(\tau)/C_{m_0} = 1 - \exp(-n\tau/\bar{\tau}) \{ 1 + n\tau/\bar{\tau} + \\ + (1/2!) (n\tau/\bar{\tau})^2 + \dots + [1/(n-1)!] (n\tau/\bar{\tau})^{n-1} \}, \quad (5-76)$$

где $\bar{\tau}$ — среднее время пребывания в одной ячейке.

Связь между распределением по дифференциальной кривой и числом ячеек определяется соотношением

$$f(\tau) = [n^n (\tau/\bar{\tau})^{n-1}/(n-1)!] \exp(-n\tau/\bar{\tau}). \quad (5-77)$$

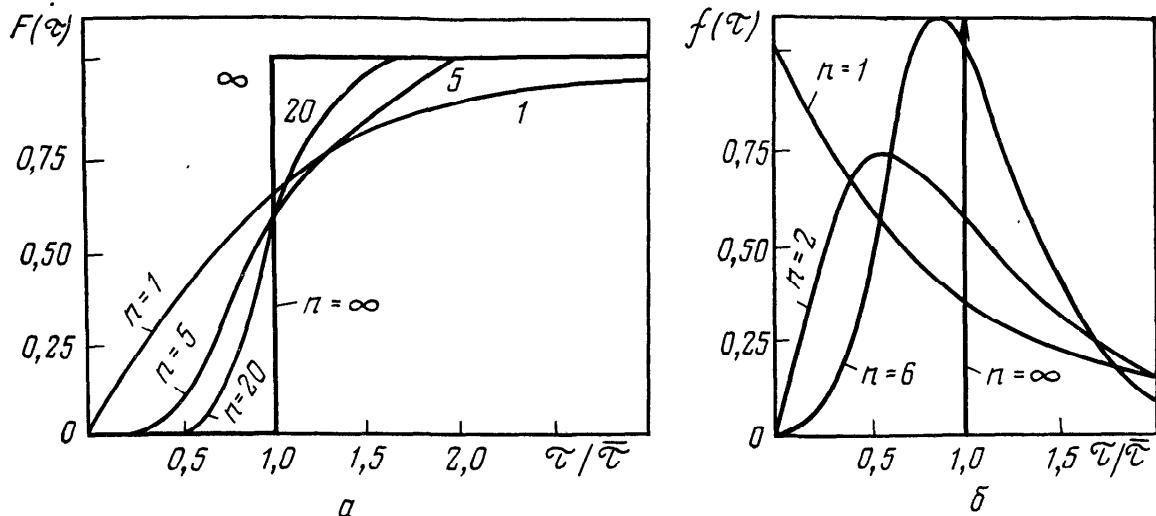


Рис. 5-5. Интегральная (а) и дифференциальная (б) функция распределения времени пребывания для ячеичной модели при различных значениях n

На рис. 5-5 приведены графики интегральной и дифференциальной функции распределения для разных чисел ячеек идеального перемешивания.

При использовании ячеичной модели задача сводится к экспериментальному определению числа псевдосекций идеального перемешивания. Так, применительно к перемешиванию воздуха в пневмотрубах-сушилках получена следующая эмпирическая зависимость [109]:

$$n = 7\omega^{0,34} (H/D)^{0,3}. \quad (5-78)$$

Между диффузионной и ячеичной моделями существует связь, которая выражается через дисперсию распределения σ^2 в следующем виде:

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} = \frac{2}{Pe} \left[1 - \frac{1 - \exp(-Pe)}{Pe} \right]. \quad (5-79)$$

Изменение величины движущей силы в зависимости от степени перемешивания удобно анализировать при помощи псевдоциркуляционной модели, позволяющей учитывать перемешивание как газовой, так и дисперсной фаз. Расчет движущей силы процесса сушки можно свести к расчету без рециркуляции при условии дополнительной увязки характеристик газа и материала с характеристиками рецикла [109]. В этом случае задача сводится к нахождению характеристик смеси во входном сечении аппарата и корректировке начальных условий системы уравнений (5-43)–(5-60).

Действительно, представим аппарат с перемешиванием фаз как аппарат с рециркуляцией газа и материала. Кратности рециркуляции по газовой и дисперсной фазам соответственно равны (3-36), (3-96)

$$r_g = L_{\text{пц}}/L; \quad r_T = G_{\text{пц}}/G_T.$$

При выражении $L_{\text{рц}}$, L , $G_{\text{рц}}$ и G_t через параметры сушильного агента и равновесного материалу газа в общем виде получаются следующие соотношения [109]:

$$\Pi_{\text{см}_0} = \bar{\Pi}_0 = (\Pi_0 + r_g \Pi_k) / (1 + r_g); \quad (5-80)$$

$$\Pi'_{\text{см}_0} = \bar{\Pi}'_0 = (\Pi'_0 + r_t \Pi'_k) / (1 + r_t). \quad (5-81)$$

Из соотношений (5-80) и (5-81) видно, что если $r_g \rightarrow 0$ и $r_t \rightarrow 0$, то $\bar{\Pi}_0 \rightarrow \Pi_0$ и $\bar{\Pi}'_0 \rightarrow \Pi'_0$, т. е. аппарат в гидродинамическом отношении приближается к аппаратам идеального вытеснения. Если $r_g \rightarrow \infty$ и $r_t \rightarrow \infty$, то $\bar{\Pi}_0 \rightarrow \Pi_k$ и $\bar{\Pi}'_0 \rightarrow \Pi'_k$, что соответствует приближению к режиму идеального смешения. Следовательно, в первом случае знаменатель $\Pi' - \Pi$, входящий в подынтегральную функцию соотношения (5-37), является величиной переменной, и число единиц переноса имеет минимальное значение. Во втором случае разность $\Pi' - \Pi = \Pi'_k - \Pi_k = \text{const}$ имеет минимальную величину, а число единиц переноса максимально.

Таким образом, движущая сила процесса сушки может изменяться от максимальной в режиме идеального вытеснения до минимальной в режиме идеального перемешивания. Для аппаратов промежуточного типа движущая сила имеет среднее значение между максимальным и минимальным и зависит от степени перемешивания. Между циркуляционной и диффузионной моделями установлена связь [43]

$$r_m = [1 - \exp(-Pe)]/[Pe - 1 + \exp(-Pe)]. \quad (5-82)$$

Циркуляционная модель оказалась удобной для описания перемешивания материала в виброожженном слое. Применив метод измерения электросопротивления виброожженного слоя высушиваемого материала, В. Ф. Сиренко [128] определил кратность внутренней рециркуляции и предложил уравнение для определения температуры материала в любом сечении слоя

$$\theta/\theta_k = \exp[ku(L-z)]/[V_m(1+r_t)c_{m\rho v}\epsilon], \quad (5-83)$$

где k — коэффициент теплопроводности; u — периметр сечения слоя; L — длина лотка; z — координата сечения слоя.

Для описания реальных аппаратов можно использовать также комбинированные модели, учитывающие локальные зоны идеального вытеснения, перемешивания, циркуляции, проскальзывания, застоя, байпасирования фаз и т. д.

Разновидностью псевдоциркуляционной модели является метод, в котором учитывается уменьшение движущей силы вследствие перемешивания через коэффициент использования движущей силы при идеальном вытеснении [166]

$$K_{d.c} = \Delta \Pi^P / \Delta \Pi^B, \quad (5-84)$$

где $K_{d.c}$ — коэффициент использования движущей силы; $\Delta \Pi^P$ — движущая сила в реальном аппарате; $\Delta \Pi^B$ — движущая сила в аппарате идеального вытеснения.

Таким образом, действительную движущую силу процесса сушки можно представить как произведение движущей силы и коэффициента использования движущей силы при идеальном вытеснении. Коэффициент $K_{д.с}$ учитывает гидродинамический режим в аппарате и зависит от скорости газа и частиц, плотности потока материала, габаритов и конструктивных особенностей сушильной камеры, что, в свою очередь, сказывается на гидроаэродинамических характеристиках потоков материала и газа. Количественное значение степени использования движущей силы $K_{д.с}$ можно определить экспериментально на ряде модельных и промышленных установок при рабочих режимах сушки.

Так, в результате обследования работы большого числа опытных и промышленных распылительных сушилок, диаметры сушильных камер которых составляют от 0,8 до 10 м, объемы от 0,48 до 1360 м³, после обработки на ЭВМ получены следующие корреляционные зависимости [102]:

для сушилок с $H/D < 1$

$$K_{д.с} = 1,36 \cdot 10^{-2} (L/G_{M.K}) (Hv_0/Dv_K)^{-0,45} Fr^{0,36}; \quad (5-85)$$

для сушилок с $H/D > 1$

$$K_{д.с} = 3,78 \cdot 10^{-3} (L/G_{M.K}) (H/D)^{0,9} (v_0/v_K)^{-0,45} Fr^{0,36}, \quad (5-86)$$

где D , H — диаметр и высота цилиндрической части камеры; v_0 , v_K — начальная и конечная скорости частицы; Fr — число Фруда, рассчитываемое по конечной скорости частицы среднего размера. Погрешность при расчете по формулам (5-85) и (5-86) не превышает 23 %.

5.5. Общая схема расчета процесса сушки

Изложенные выше основные теоретические положения сушки позволяют сформулировать общие принципы построения математических моделей процессов сушки дисперсных материалов. Это можно сделать, составляя и анализируя алгоритмы расчета, представляемые в виде блок-схем.

На рис. 5-6 показаны два основных варианта, имеющих практическое значение: расчет нового типоразмера сушилки и оценка эффективности аппарата, существующего в наличии или в каталоге стандартного оборудования, применительно к сушке нового материала или для изменившихся условий технологии старого продукта. Представленные на рисунке блок-схемы алгоритмов расчета изображены в виде ориентированных графов, вершины которых обозначают события или действия, а дуги — последовательность переходов или обратные связи.

При расчете нового типоразмера сушильного аппарата (рис. 5-6, а) на основе информации, полученной на стадии научно-исследовательских и опытно-технологических работ, формулируются исходные данные ИД, в которые входят тип и производительность сушилки, свойства высушиваемого материала как объекта сушки (влажность, гранулометрический состав, теплофизические характеристики, гигроскопические свойства, допустимая температура нагрева) и требования к качеству готового продукта (влажность, гранулометрический состав, структурные и морфологические характеристики).

Технологические и технико-экономические показатели процесса и качество готового продукта в большой степени зависят от правильного выбора

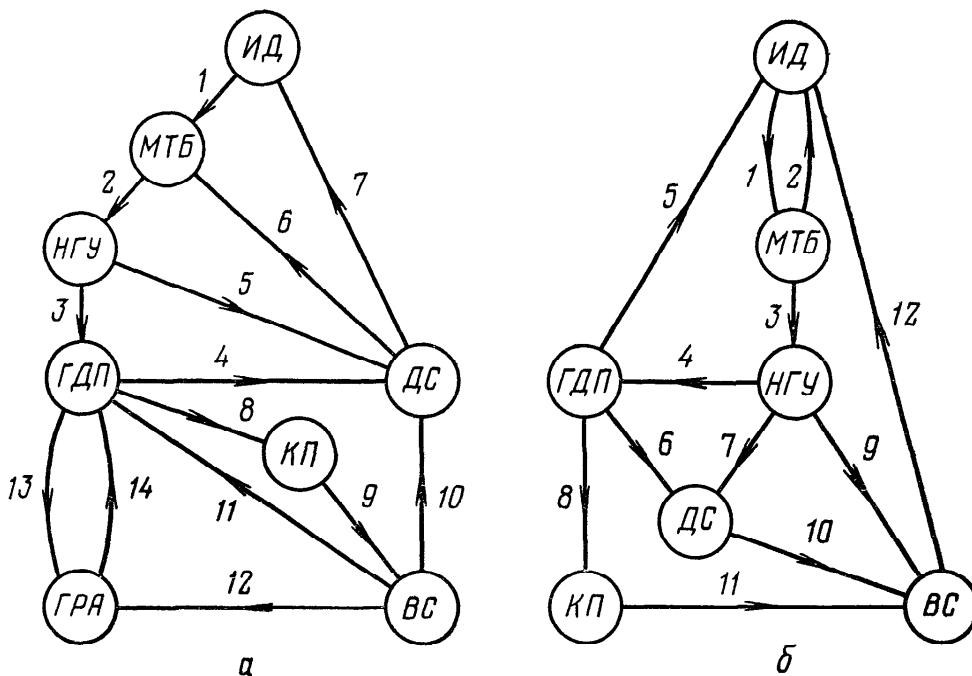


Рис. 5-6. Блок-схемы расчета процесса сушки:

а — расчет сушильного аппарата; *б* — оценка эффективности сушильного аппарата; ИД — исходные данные; МТБ — материальный и тепловой балансы; НГУ — начальные и граничные условия; ГДП — гидродинамические параметры; ДС — движущая сила; КП — коэффициенты переноса; ВС — время сушки; ГРА — геометрические размеры аппарата; 1—14 — номера, показывающие последовательность расчета

температурного режима сушки. Для улучшения технико-экономических показателей температура сушильного агента на выходе из сушилки должна быть по возможности низкой, но не ниже температуры, определяемой условиями равновесия высушиваемого материала с влажным воздухом для достижения требуемой остаточной влажности продукта. Температура сушильного агента на входе в аппарат должна быть как можно выше. Ограничение вносит возможность перегрева материала выше допустимой температуры для сохранения качественных показателей продукта.

При выборе температуры сушильного агента целесообразно руководствоваться упомянутым выше фактором термообработки (1-151), который можно рассматривать как обобщенный технологический параметр, характеризуемый соотношением между температурой сушильной среды и критической температурой превращения высушиваемого материала (температурой размягчения, плавления, химического или структурного превращения), между продолжительностью контакта и характеристическим временем превращения материала

$$\Phi_t = (t/t_{kp})(\tau - \tau^*)/\tau, \quad (5-87)$$

где t — температура среды; t_{kp} — критическая температура изменения свойств материала; τ — время термического воздействия, или время пребывания материала в зоне сушки; τ^* — время, характеризующее термостабильность материала (индукционный период физико-химических, структурных или химических превращений вещества, период релаксации и т. п.).

Формула (5-87) имеет смысл при $0 < \tau^* \ll \tau$; причем если $\tau^* \gg \tau$, то $\Phi_t \approx 0$ — термообработка проходит без последствий для продукта. Если $\tau^* \rightarrow 0$ или $\tau \gg \tau^*$, то

$$\Phi_t = t/t_{kp}, \quad (5-88)$$

т. е. величина фактора термообработки зависит только от температуры среды и критической температуры превращения вещества.

На следующем этапе расчета сушильного аппарата решаются уравнения материального и теплового баланса (МТБ), чтобы определить общеба-

лановые величины, необходимые для последующих расчетов — это уравнения (3-117), (3-125) или (3-30).

Входящая в уравнение (3-125) удельная теплота связанной влаги \bar{q}_c рассчитывается как среднеинтегральная величина по уравнению (3-138), однако вид функции $q_c(C)$, входящий в подинтегральное выражение, обычно неизвестен. Также неизвестны точная величина удельных тепловых потерь \bar{q}_{pt} и изменение температуры высушиваемого материала $\Delta\theta = \theta_k - \theta_0$. По этой причине параметрами \bar{q}_c , \bar{q}_{pt} и θ_k приходится задаваться либо рассчитывать их по приближенным соотношениям. Таким образом, на первом этапе решения уравнений МТБ имеют дело с неопределенностями, которые устраняются на последующих этапах расчета.

Следующим этапом построения полной математической модели является задание или вычисление начальных и граничных условий НГУ: θ_0 , ϕ_0' , X_0' , t_0 и других, необходимых для расчета гидродинамических параметров ГДП и движущей силы ДС процесса сушки. В результате гидродинамических расчетов уточняется гидродинамическая модель перемешивания потоков газа и высушиваемого материала, определяются скорости дисперсной и газовой фаз, необходимые при расчете ДС, коэффициентов переноса КП и геометрических размеров аппарата ГРА. Данные расчета ГДП и НГУ используются при расчете движущей силы решением системы уравнений (5-43)–(5-60). При решении этих дифференциальных уравнений рассчитывается точная величина \bar{q}_c по формуле (3-138) и уточняется конечная температура материала θ_k . При отклонении их значений более чем на 5% от заданных или при превышении θ_k предельно допустимой температуры нагрева для данного материала производится уточнение ИД и повторный расчет МТБ (обратная связь по дугам 6, 7).

Для расчета коэффициентов переноса КП на основе данных ГДП в зависимости от типа аппарата могут быть использованы теоретически обобщенные или экспериментальные уравнения (5-10), (5-13), (5-16), (5-20)–(5-29).

Данные расчета КП и ДС используются при вычислении времени сушки ВС. Например, интегрированием основного уравнения массоотдачи (2-8)–(2-9) или теплоотдачи (2-10) получаются уравнения для расчета времени, требуемого для сушки

$$\tau = \sigma p_v (X_k - X_0) / \beta_X s_y \bar{\Delta}_X; \quad (5-89)$$

$$\tau = \bar{c} \sigma p_v (t_0 - t_k) / \alpha s_y \bar{\Delta}_t. \quad (5-90)$$

В случае сушки материалов с большим внутренним сопротивлением влагопереносу решается внутренняя задача по методу, наиболее приемлемому для данного объекта сушки. Рассчитанное кинетическое время сушки сравнивают со временем пребывания материала, полученным в результате расчета ГДП для аппаратов объемного типа (дуга 11), либо непосредственно используют при расчете геометрических размеров аппаратов ГРА с явно выраженной протяженностью сушильного тракта (дуга 12). Дуги 13 и 14 между ГДП и ГРА показывают зависимость геометрических размеров аппарата от гидродинамики, а также возможность обратной связи при необходимости корректировки ГРА в соответствии с требованиями машиностроительных стандартов или особенностей конструкции. Расчетом ГРА заканчивается расчет собственно сушильного аппарата. Вспомогательное оборудование подбирается на основании данных ИД, МТБ и ГДП. Таким образом, разобранная нами блок-схема алгоритма расчета позволяет построить математическую модель для поиска оптимальных конструкторских решений на ЭВМ.

Алгоритм расчета процесса сушки при оценке эффективности типового аппарата (рис. 5-6, б) имеет качественное отличие уже в ИД, в состав которых входят ГРА и расход воздуха. Кроме того, могут быть ограничения, связанные с возможностями источников тепла и тяго-дутьевого оборудования, установленного на типовом аппарате. В зависимости от ситуации оценить эффективность можно по нескольким вариантам: например, определить производительность аппарата по заданному расходу и температуре сушиль-

ного агента, либо требуемую температуру воздуха по заданному его расходу и производительности по продукту, либо минимально достижимую влажность продукта по заданной производительности и параметрам сушильного агента, либо другие варианты.

На стадии решения общебалансовых соотношений дается первичная оценка применимости аппарата. Анализу подлежит уравнение энергетического баланса (3-30), из которого определяется σ , ΔI или ΔX в зависимости от постановки задачи. Дуга 2 на блок-схеме (см. рис. 5-6, б) показывает возможность корректировки ИД для достижения поставленной цели. Если сушилка удовлетворяет заданию по МТБ, то далее рассчитываются НГУ и ГДП. Если для заданной нагрузки по высушиваемому материалу гидравлическое сопротивление аппарата превышает напор установленного тяго-дутьевого оборудования, то следует вернуться к ИД для их корректировки (дуга 5), либо увеличить установленную мощность вентиляторов. Последний этап — расчет кинетики сушки для определения ВС. Если ВС превышает время пребывания материала в зоне сушки, определяемое из гидродинамических расчетов, то необходима дополнительная корректировка ИД (обратная связь по дуге 12). Рассмотренная схема легко поддается математическому моделированию для поиска оптимальных технологических вариантов.

Глава 6

Технология сушки дисперсных материалов

6.1. Классификация сушильных аппаратов

Проектировщик или производственник при принятии решения по аппаратурно-технологическому оформлению процесса сушки нового материала или по улучшению существующего процесса сталкивается с проблемой выбора наиболее приемлемого варианта из множества известных способов сушки и конструкций сушильных аппаратов и с необходимостью согласования требований к ним с разработчиком сушильной техники. Довольно часто выбирается надежный проверенный временем, но далеко не лучший, вариант вместо того, чтобы оценить возможные преимущества других более совершенных способов и устройств.

Для первичной оценки того или иного способа сушки служат классификации сушильных аппаратов, представляющие собой руководства, достаточно понятные для любого интересующегося и предназначенные для первого ознакомления с известными способами, их отличиями, достоинствами, недостатками и ограничениями в применении. Известны классификации сушилок [14, 66, 101, 125], в той или иной мере удовлетворяющие требованиям такого руководства. В основе любой из них лежат обычно наиболее важные признаки, несущие определенную информацию. Наиболее общую классификацию предложил П. Д. Лебедев [66], который разделил все известные типы сушилок по следующим информативным признакам:

<i>Признак классификации</i>	<i>Типы сушилок</i>
Давление в рабочем пространстве	Атмосферные, вакуумные, под избыточным давлением
Режим работы	Периодического или непрерывного действия
Вид теплоносителя	Воздушные, на дымовых или инертных газах, на насыщенном или перегретом паре, на жидких теплоносителях
Направление движения теплоносителя относительно материала	Прямоточные, противоточные, с перекрестным током, реверсивные
Характер циркуляции теплоносителя	С естественной и принудительной циркуляцией
Способ нагревания теплоносителя	С паровыми воздухоподогревателями, топочными устройствами, электронагревателями; комбинированные
Кратность использования теплоносителя	Прямоточные или рециркуляционные
Способ удаления влаги из сушилки	С отходящим теплоносителем, с продувочным воздухом; компенсационные, с химическим поглощением влаги
Способ подвода тепла к материалу	Конвективные, контактные, с лучистым нагревом (радиационные), с нагревом токами высокой частоты, с акустическим или ультразвуковым нагреванием
Вид высушиваемого материала	Для крупнодисперсных, тонкодисперсных, пылевидных, ленточных, пастообразных материалов, жидких растворов или супензий
Гидродинамический режим	С плотным неподвижным слоем, перемешивающим слоем, взвешенным слоем (псевдоожженный слой, фонтанирующий слой, пневмотранспорт, закрученные потоки), с распылением в потоке теплоносителя
Конструктивный тип сушики	Камерные, шахтные, ленточные, барабанные, трубчатые и т. д.

Объекты классификации можно детализировать более подробно по одному или нескольким признакам. Например, если гидродинамический режим представить как способ взаимодействия слоя дисперсного материала с греющей поверхностью или агентом сушики, то этот признак можно связать непосредственно с конструктивным типом сушилки:

<i>Тип сушилки по гидродинамическому режиму</i>	<i>Конструктивный тип сушилки</i>
Сушилки с неподвижным слоем материала	Полочные и камерные
Сушилки с неподвижным перемещающимся слоем материала	Вальцевые, ленточные, вальцеленточные, петлевые, шахтные, турбинные
Сушилки с механическим перемещающимся слоем материала	Валковые, шнековые, барабанные, роторные, вибрационные
Сушилки со взвешенным слоем материала	Пневматические (трубные, спиральные, вихревые), кипящего слоя, аэрофонтанные и др.

В свою очередь каждый конструктивный тип сушилки допускает более детальное деление на разновидности. Например, распылительные сушилки различаются по следующим способам распыления высушиваемого материала: центробежный дисковый, пневмофорсуночный, механический форсуночный и другие, а сушилки кипящего слоя могут быть однокамерными, многока-

мерными, с инертными телами, с насадкой, с греющими элементами и т. д.

Рассмотренные классификации дают представление о способах сушки и основных типах сушилок, но не дают указаний о выборе сушилки для конкретного материала, требующего сушки. Для выбора сушилки обычно связывают тип сушильного аппарата с характеристиками высушиваемого материала. По этому принципу построены классификации сушилок, приведенные в справочнике Перри [101], и книгах А. С. Гинзбурга [14], Б. С. Сажина [125] и др.

Эти классификации представляют собой справочные таблицы, строки которых заполнены типами сушилок, а графы — характеристиками высушиваемого материала (раствор, шлам, суспензия, порошкообразный, кусковой, штучный и т. д.). В пересечениях строк и граф помещены комментарии о возможностях применения, ограничениях или стоимости процесса.

Развитием подобного способа классификации является разработанная НИИхиммашем методика предварительного выбора типового сушильного аппарата в зависимости от масштаба производства, агрегатного состояния высушиваемого материала, его технологических, кинетических и других характеристик [123]. В несколько сокращенном виде эта классификация представлена в табл. 6-1.

В ней для каждого типа сушилки и показателя характеристики материала проставлен балл 0; 3 или 5. Если для заданных условий эксплуатации встречается 0, то возможность применения сушилки не рассматривается. При оценке 5 сушилка рекомендуется к применению, при оценке 3 применение допустимо, но требуются дополнительные меры подготовки высушиваемого материала или изменения в конструкции сушилки. Выбор типа аппарата определяется максимальной суммой баллов 3 и 5 в строке.

В табл. 6-1 отсутствуют графы непожароопасные, непылящие, нетоксичные, невзрывоопасные, поскольку для таких материалов пригодны все типы сушилок.

Область применения типовых сушильных аппаратов может быть расширена при использовании различных технологических приемов подготовки продукта или сочетания различных типов аппаратов в двух- или многоступенчатых сушилках. В случае применения комбинированных многоступенчатых сушилок каждая ступень выбирается в соответствии с табл. 6-1 подсчетом суммы баллов для соответствующей ступени, причем при выборе второй и последующей ступени анализируются уже такие свойства материала, которые он приобретает после подсушки в предыдущей ступени [123].

Окончательно тип аппарата выбирается на основе требований технологии и технико-экономического анализа после испытаний представительных образцов материала в масштабах модельных установок выбранных типов [93, 109, 125].

Таблица 6-1. Классификация применения сушильных аппаратов в зависимости от основных свойств высушиваемых материалов

Типы сушилок	Масштаб производства			Агрегатное состояние материала						Технологические характеристики материалов								Требуемое время сушки													
	малотонажные	среднетонажные	крупнотонажные	сыпучие			<0,75 мм	0,5—5 мм	<0,5 мм	пастообразные	жидкие	Допустимая температура нагрева, °C			<50	<100	>100	склонные к адгезии	несклонные к адгезии	склонные к коррозии	пылящие	пожароопасные	взрывоопасные	содержащие органические растворит.	токсичные	0,3—3 с	3—30 с	0,5—2 мин	2—20 мин	10—60 мин	>60 мин
				<0,75 мм	0,5—5 мм	<0,5 мм																									
Полочные	5	0	0	5	5	5	5	5	5	0	3	5	5	5	3	5	5	5	3	5	5	5	5	5	0	0	0	0	3 5 5		
Полочные вакуумные	5	0	0	5	5	5	5	5	5	3	5	5	5	3	3	5	5	5	5	5	5	5	5	5	0	0	0	0	3 5 5		
Распылительные с центробежным распылом	5	5	5	0	0	0	0	3	5	5	5	5	5	3	5	5	5	5	5	5	5	5	5	3	3	5	5	0	0 0 0		
То же, с форсуночным распылом	5	5	3	0	0	0	0	5	5	5	5	5	5	3	5	5	5	5	5	5	5	5	5	3	3	5	5	0	0 0 0		
Вальцевые	5	3	0	0	0	0	0	3	5	3	3	5	3	3	3	5	5	5	5	0	0	0	0	0	0	0	0	5 3 0 0 0			
Барабанные врачающиеся	0	3	5	5	5	3	3	0	5	5	5	5	5	3	5	3	3	3	3	3	3	3	3	0	0	0	0	0	3 5 5		
То же, с гранулированием	0	3	5	0	0	0	0	3	5	0	3	5	3	3	3	5	3	3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3 5 0			
То же, вакуумные	5	5	0	3	5	3	0	0	5	0	5	5	5	0	5	0	3	5	0	0	3	5	5	5	0	0	0	0	3 5 5		
Роторные барабанные	5	5	0	0	5	5	3	0	0	3	5	5	0	0	5	0	5	5	5	5	5	5	5	5	0	0	0	3 5 5 0			
То же, вакуумные	5	5	0	0	5	5	5	3	5	5	5	5	5	3	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	0	0	0	0	3 5 5		
Роторные камерные	5	5	3	5	5	5	0	0	3	5	5	5	3	5	5	5	5	5	0	5	5	5	5	5	0	0	0	3 5 3 0			
Шнековые	5	0	0	0	5	5	5	3	3	5	5	5	3	3	5	3	5	3	3	5	3	3	3	0	0	0	0	3 5 0			
Ленточные	5	5	3	5	5	0	3	0	5	3	0	5	5	5	3	5	5	3	3	0	0	3	0	0	0	0	0	3 5 0			
Вальцеленточные	5	5	3	0	0	0	5	0	0	5	0	0	5	5	5	5	5	5	3	0	0	3	0	0	0	0	3 5 0				
Вибрационные	5	5	0	0	5	5	0	0	3	5	5	5	5	5	5	5	3	3	5	5	0	0	0	0	0	5 5 5 0					
Псевдоожженного слоя	5	5	5	3	5	3	3	0	3	5	5	5	0	5	0	3	3	3	5	3	0	0	3	5	5	0	0	3 5 5 0			
То же, с инертным носителем	5	3	0	0	0	0	5	5	5	3	5	5	3	5	5	3	5	5	5	5	3	5	5	3	5	0	0	0	3 5 0 0		
Фонтанирующего слоя	5	5	0	0	5	5	5	5	5	3	5	5	0	5	0	3	5	5	5	3	0	0	3	5	5	0	0	3 5 5 0			
Вихревого слоя	5	5	0	0	5	5	3	0	3	5	5	5	0	5	0	0	5	5	5	5	3	3	5	3	3	0	0	0	3 5 0 0		
Трубные пневматические	0	5	5	0	5	5	3	0	3	5	5	5	5	0	5	5	3	5	5	3	5	5	5	3	5	0	0	0	0		
То же, с измельчением	0	5	5	5	0	0	0	0	3	5	5	5	0	5	5	5	3	5	5	5	3	5	3	5	3	0	0	0	0		
Циклонные комбинированные	5	5	0	0	5	5	3	0	3	5	5	5	0	5	3	3	5	5	5	5	3	5	3	5	0	0	0	0			
Сpirальные	5	5	0	0	5	5	3	0	3	5	5	5	0	5	0	3	5	5	5	5	5	5	5	5	0	0	0	0			
Струйные	0	5	5	0	3	5	5	0	3	5	5	5	5	0	5	5	5	5	5	5	5	5	5	3	5	0	0	0			
Со встречными закрученными потоками	5	5	5	0	0	5	3	0	3	5	5	5	0	5	0	5	5	5	5	3	3	5	3	3	0	0	0	0			

6.2. Технологические и технико-экономические аспекты выбора способа сушки

Технология сушки связана, с одной стороны, с совокупностью технических устройств, средств и приемов обработки объекта сушки, обеспечивающих наивыгоднейшие условия осуществления процесса, а с другой стороны, с изменением технологических и потребительских свойств высушиваемого материала. Многообразие способов сушки и типов сушильных аппаратов позволяет выбрать для любого высушиваемого материала наиболее рациональную технологию сушки, под которой подразумевается выполнение двух главных условий: 1) соответствие кинетики сушки балансовым условиям; 2) соответствие гидродинамических и термодинамических условий процесса сушки изменяющимся состояниям и свойствам высушиваемого материала.

Первое условие означает кинетическое соответствие объекта сушки выбранному типу сушильного аппарата, т. е. время пребывания материала в нем должно быть равным или несколько большим времени, требуемого для сушки до заданной влажности.

Выполнение второго условия обеспечивает соответствие параметров внешней среды механизму влагопереноса или кинетическим особенностям процесса сушки, а также исключает возможность порчи продукта на всей протяженности сушильного тракта. Например, для первого периода сушки приемлемы высокая температура сушильного агента и активная гидродинамика системы газ — твердое, в то время как для второго периода сушки более уместна умеренная температура газа и «спокойная» гидродинамическая обстановка. Кроме выполнения этих условий, при выборе способа сушки и аппаратурного оформления процесса необходимо руководствоваться следующими принципами:

минимизация стоимости сушки, т. е. уменьшение затрат энергии, капитальных затрат, расходов на обслуживание и ремонт;

полная безопасность процесса с соблюдением требований экологии;

обеспечение технологичности процесса, т. е. учет факторов, касающихся, например, организации движения потоков материала и газа в системе, простоты обслуживания и ремонта, а также специфических требований, например, получение продукта с заданными дисперсностью, гранулометрическим составом, плотностью и прочностью частиц, получение непылящего продукта.

Одним из основных критериев при выборе способа сушки является стоимость стадии сушки в общей технологической цепочке получения химической продукции. Естественно, предпочтение следует отдавать способу, обеспечивающему минималь-

ные капитальные и эксплуатационные затраты (энергетические, на обслуживание, амортизацию, ремонт и т. д.), входящие в себестоимость сушки.

Минимизация затрат на стадии сушки означает в первую очередь уменьшение энергозатрат и эффективное использование энергии. Это связано, прежде всего, с достижением минимально возможной влажности материала на стадии, предшествующей сушке, с применением максимально возможной температуры сушильного агента и максимальных температурных перепадов в сушилках.

Рис. 6-1 иллюстрирует зависимости производительности одной и той же пневмосушилки от температуры воздуха на входе в аппарат и влагосодержания исходного материала (данные Бендера и Мейера [179]).

Чем выше температура и меньше исходное влагосодержание, тем больше производительность, причем с уменьшением начальной влажности кривая зависимости производительности от температуры сушки становится более крутой. При заданной производительности это означает, что сушилка будет меньших габаритов (следовательно, дешевле) и для сушки потребуется меньшее количество воздуха, т. е. вспомогательное оборудование (вентиляторы, циклоны, фильтры) и установка в целом также потребует меньших капитальных и энергетических затрат.

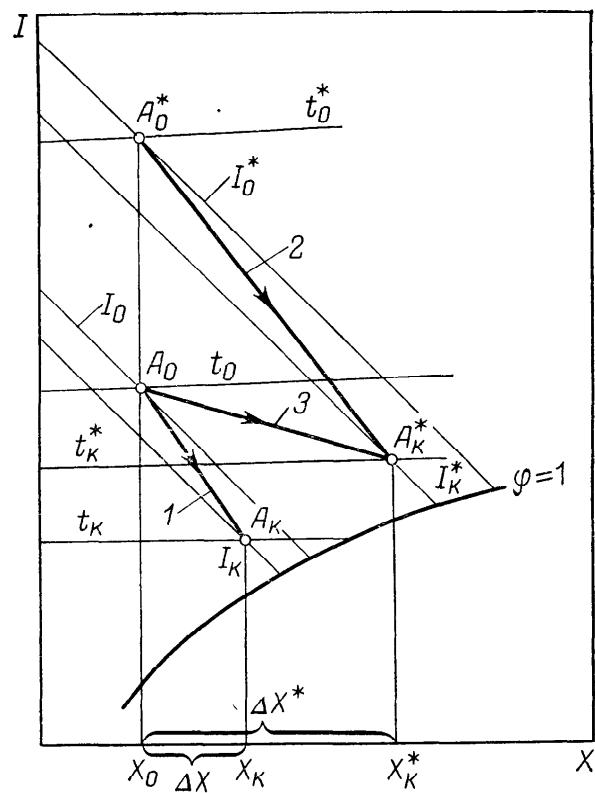
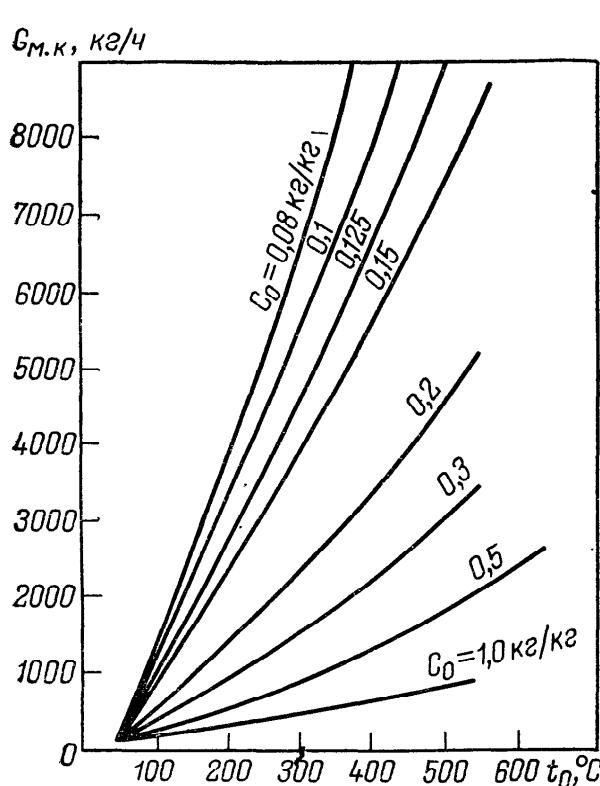


Рис. 6-1. Зависимость производительности пневмосушилки $G_{m.k}$ от температуры воздуха на входе t_0 в аппарат и влагосодержания исходного материала C_0

Рис. 6-2. Термодинамическое изображение процесса сушки на диаграмме $I-X$ для разных термических разновидностей:
1 — умеренная температура воздуха; 2 — высокая температура воздуха; 3 — умеренная температура воздуха при дополнительном подводе тепла

То же самое можно сказать и в отношении температурного перепада в сушилке, т. е. разности между температурами воздуха на входе в сушилку и выходе из нее. Чем больше эта разность, тем полнее используется энергия сушильного агента и тем меньше требуется его для сушки. Иногда с этой целью полезно применять частичную рециркуляцию сушильного агента, чтобы более полно использовать его тепло.

Уменьшение общего количества сушильного агента может быть достигнуто также подводом дополнительного тепла в зону сушки через специальные греющие элементы. В этой связи рассмотрим некоторые термические разновидности процесса конвективной сушки на диаграмме $I-X$.

На рис. 6-2 представлено термодинамическое изображение процесса сушки на диаграмме $I-X$ трех термических разновидностей: при умеренной температуре воздуха (1), при высокой температуре воздуха (2) и при умеренной температуре воздуха и дополнительном подводе тепла (3).

Из сравнения графиков видно, что процессы 1 и 2 существенно неравноценны по расходам воздуха. С учетом обратной пропорциональности между удельным расходом воздуха и разностью влагосодержаний его в начале и конце процесса сушки низкотемпературный режим требует больше воздуха. Однако ввод дополнительного тепла при умеренной температуре теплоносителя (кривая 3) позволяет существенно уменьшить потребление воздуха и сопоставить расход последнего с расходом воздуха при высокотемпературной сушке.

Для термоочувствительных материалов высокотемпературная сушка допустима в аппаратах с идеальным вытеснением сушильной и сушимой сред. В аппаратах с полным перемешиванием применяют теплоноситель с умеренной температурой, чтобы избежать локальных перегревов частиц. В последнем случае для повышения эффективности процесса целесообразно вводить в зону сушки дополнительное тепло. Так, по данным фирмы «Ниро Атомайзер», размещение обогреваемых поверхностей в кипящем слое суспензионного ПВХ позволяет вводить в процесс до 80% требуемого тепла и таким образом уменьшать расход воздуха в 4—5 раз по сравнению с расходом его для обычной сушки в кипящем слое при умеренной температуре теплоносителей.

Экономия энергетических и материальных затрат на сушку достигается при применении различных приемов энергосберегающей технологии сушки, рассмотренных ниже.

Важнейшим источником уменьшения себестоимости высушиваемого продукта является интенсификация процесса сушки, т. е. эффективное использование объема сушилки. Чем меньше размеры аппарата при одной и той же производительности, тем он менее металлоемок, требует меньших капитальных и других затрат. Объем рабочей зоны сушилки равен объему, занимае-

мому материалом в аппарате, т. е. объему слоя

$$V_{p.z} = V_{cl} = V_m/\kappa = g_m/\kappa \rho_v = G_t \tau / \kappa \rho_v. \quad (6-1)$$

Комбинируя уравнения (5-89) и (5-90) с соотношением (6-1), получим уравнения для расчета объема рабочей зоны сушилки

$$V_{p.z} = L (X_k - X_0) / \beta_X \kappa s_y \bar{\Delta}_X; \quad (6-2)$$

$$V_{p.z} = cL (t_0 - t_k) / \alpha \kappa s_y \bar{\Delta}_t. \quad (6-3)$$

Возможности интенсификации сушильных аппаратов видны из уравнений (6-2) и (6-3). Для уменьшения объема рабочей зоны необходимо уменьшать параметры, входящие в знаменатель. Учитывая, что α и $\beta_X \sim d^{0.5}$, а $s_y \sim d^{-1}$, запишем пропорциональность для объема рабочей зоны

$$V_{p.z} \sim (L/\kappa \bar{\Delta}_{(t,X)}) \sqrt{d/u}. \quad (6-4)$$

Из пропорциональности (6-4) видно, что для уменьшения габаритов сушилки нужно стремиться к уменьшению размеров частиц высушиваемого материала и увеличению концентрации его в рабочей зоне, т. е. в общем случае — к увеличению поверхности фазового контакта. Кроме того, необходимо увеличивать относительную скорость дисперсной и газовой фаз, а также движущую силу процесса сушки и уменьшать расход воздуха на сушку.

При разработке технологии сушки и конструкций аппаратов стремятся к усилению всех перечисленных факторов или части из них. Так, для увеличения дисперсности прибегают к тонкому диспергированию исходного материала при сушке методом распыления или к измельчению влажного материала в мельницах или дезинтеграторах, встроенных в пневмосушилку.

Увеличение скорости газа для повышения относительной скорости дисперсной и газовой фаз не всегда оправдано. Для сушилок кипящего слоя увеличение скорости не дает нужного эффекта, так как в этих сушилках относительная скорость фаз и пределы существования кипящего слоя ограничены скоростью витания частиц материала. Кроме того, повышение скорости газа способствует уменьшению концентрации твердой фазы в объеме аппарата. Для трубных пневмосушилок увеличение скорости газа эффективно только на начальном участке разгона (0,5—2 м), далее относительная скорость быстро уменьшается, приближаясь к скорости витания частиц.

Эффективное увеличение относительной скорости достигается при закручивании потока газовзвеси материала, при встречных или пересекающихся потоках газовзвесей, при наложении вибрации или акустических колебаний на высушиваемый материал в зоне сушки. Закручивание потоков особенно эффективно при сушке тонкодисперсных материалов; для них относительная скорость может превышать скорость витания частиц на несколько порядков.

Наиболее благоприятные условия для интенсификации, достигаемой увеличением концентрации материала в газовзвеси, создаются в сушилках кипящего слоя. Чем меньше относительная порозность слоя, тем эффективнее эти аппараты.

Увеличение концентрации материала в рабочей зоне пневмосушилок может быть достигнуто двумя способами: применением рециркуляции высушенного продукта и уменьшением скорости высушиваемых частиц, т. е. торможением их, обусловленным закручиванием потока сушильного агента в зоне сушки. Первый способ целесообразно применять при сушке паст, так как при смешении с сухим продуктом пастообразный материал приобретает сыпучие свойства и способность легко транспортироваться воздухом. Во втором способе сушильный тракт в пневмосушилке выполняется в виде спирального канала или вихревой камеры. В них эффект концентрирования, достигаемый торможением частиц в закрученном потоке, сочетается с эффектом увеличения относительной скорости дисперсной и газовой фаз.

Существенно влияет на интенсификацию сушки движущая сила процесса, определяемая в общем случае разностью потенциалов (температур или концентрации влаги) газа и материала

$$\bar{\Delta}_t \sim (t - \theta); \quad (6-5) \quad \bar{\Delta}_X \sim (X' - X); \quad (6-6)$$

Как видно из пропорциональности (6-5), движущая сила находится в прямой зависимости от разности температур газа и продукта. Величина этой разности существенно зависит от гидродинамической обстановки в аппарате. Для аппаратов идеального перемешивания движущая сила минимальна, для аппаратов идеального вытеснения она максимальна и может более, чем на порядок превышать движущую силу в аппаратах идеального перемешивания. Кроме того, идеальное вытеснение в условиях прямотока позволяет применить сушильный агент с более высокой температурой и тем самым уменьшить его расход. Наиболее благоприятные условия интенсификации увеличением движущей силы создаются в аппаратах, работающих в режиме пневмотранспорта (трубные и спиральные сушилки).

Объем рабочей зоны находится в прямой зависимости от расхода газа. Расход сушильного агента — балансовая величина, зависящая от количества тепла, требуемого для десорбции заданного количества влаги. Выше указывалось, что расход сушильного агента можно уменьшить, повысив его температуру или дополнительно подведя тепло в зону сушки через нагревательные элементы.

При выборе способа сушки для конкретного материала необходимо принимать во внимание весомость каждого параметра, входящего в соотношение (6-4), и учитывать свойства высушиваемого материала как объекта сушки.

Процесс сушки сопровождается термическим воздействием среды на материал, поэтому чрезмерное повышение температуры сушки может отрицательно сказаться на качестве продукта.

Кроме температуры, имеет значение организация потоков дисперсной и газовой фаз или место, момент времени (в отношении кинетики сушки) и продолжительность контакта.

Наиболее благоприятные условия взаимодействия фаз достигаются в прямоточных сушилках идеального вытеснения: газ при максимальной температуре контактирует с влажным холодным материалом, который прогревается до температуры мокрого термометра и в течение некоторого времени (до состояния критической влажности) находится при этой температуре. К концу контакта газ уже достаточно охлажден и не может перегреть сухой продукт выше допустимой температуры.

При идеальном перемешивании температура газа быстро снижается до постоянного минимального значения, и, на первый взгляд, складываются благоприятные условия для повышения его начальной температуры. Однако вследствие рециркуляции материала высушенные частицы могут многократно попадать в зону входа горячего газа и подвергаться перегреву. Поэтому при высоких требованиях к качеству продукта или при сушке термо чувствительных материалов приходится снижать температуру процесса.

Наиболее велика возможность перегрева в установках с противоточным движением фаз, когда сухой продукт контактирует с горячим газом при максимальной температуре. Поэтому противоток лучше всего применять для сушки термостойких материалов, хотя не исключена возможность применения его и для термолабильных материалов, когда требуется глубокая сушка. В последнем случае приходится снижать температуру сушильного агента.

Продолжительность контакта дисперсной и газовой фаз в сушилках различных типов может составлять от нескольких секунд до нескольких минут или даже часов, и степень влияния термического воздействия среды будет зависеть от термостабильности материала. Если материал термостабилен или продолжительность сушки намного меньше времени, требуемого для необратимого изменения его свойств, то температуру процесса можно значительно повысить.

В некоторых случаях, особенно при сушке нетермостабильных материалов, полезно охлаждать продукт после выхода его из сушилки, а для некоторых материалов оказывается полезна термообработка в процессе сушки, так как позволяет придать высушенному продукту новые нужные свойства. Степень термического воздействия среды на материал при сушке удобно оценивать при помощи обобщенного технологического параметра — фактора термообработки Φ_t , рассчитанного по формуле (5-87) или (5-88).

Рассмотренные в первых пяти главах вопросы статики, кинетики, динамики и гидродинамики в сочетании с изложенными в этой главе технологическими и технико-экономическими во-

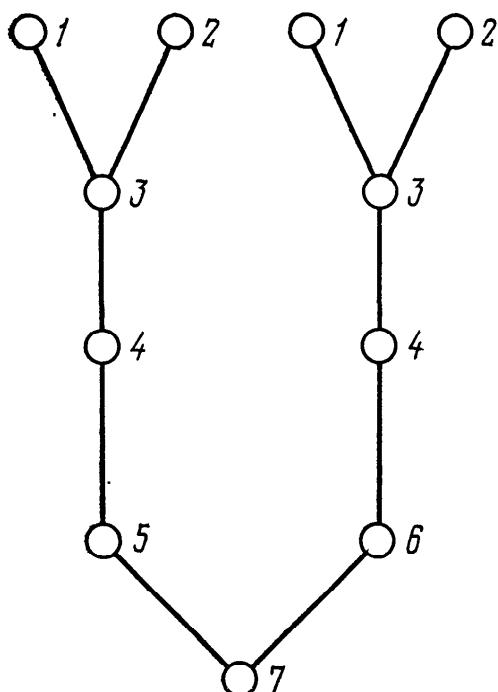


Рис. 6-3. Дерево целей, отображающее стратегию разработки аппаратурно-технологического оформления процесса сушки: 1 — анализ технических требований к высушиваемому материалу, технологии его получения и экологической ситуации; 2 — исследование материала как объекта сушки; 3 — выбор способа сушки; 4 — экспериментальная проверка на стендовой (пилотной) установке; 5 — подбор и оценка эффективности работы типового сушильного аппарата; 6 — разработка новой конструкции или типоразмера сушильного аппарата; 7 — проектирование установки

просами выбора способа сушки дают основание предложить определенную стратегию разработки аппаратурно-технологического оформления процесса сушки. Эта стратегия представлена на рис. 6-3 в виде дерева целей, изображающе-

го связанный ациклический граф, каждая вершина которого обозначает определенный этап разработки технологии сушки.

На первом этапе анализируют технические требования к высушиваемому материалу, технологию его получения и экологическую ситуацию. Результатом анализа является информация о способе синтеза и показателях качества готового продукта (содержание остаточной влаги и летучих, гранулометрический состав, требования к структуре и морфологии частиц), известных свойствах продукта (сыпучесть, теплостойкость, термостабильность, токсичность, пожаро- и взрывоопасность), мощности производства (малый, средний, крупный тоннаж), источниках энергии точки освоения производства (природный газ, пар, электроэнергия).

На этапе исследования высушиваемого материала как объекта сушки получают и анализируют информацию о теплофизических, термомеханических, структурно-морфологических и сорбционных характеристиках. На основе информации, полученной на этапах 1 и 2, выбирают способ сушки 3. На этом этапе анализируют технологические и технико-экономические показатели процесса, в результате чего обосновывают тип аппарата и режим сушки. Выбор способа сушки должен быть обоснован также энергетическим и эксергетическим анализом с учетом стоимости применяемого оборудования, вида энергии и эксплуатационных затрат.

При наличии нескольких вариантов НИИхиммаш рекомендует пользоваться методикой Государственного Комитета по науке и технике СССР проведения технико-экономического сравнения по величине приведенных затрат на стадии сушки [123]. Расчет проводится в объеме затрат, связанных с применением комплектной сушильной установки со всем вспомогательным оборудованием. Полные затраты рассчитывают по статьям: оборудование установки, электроэнергия приводов всех

механизмов, тепловая энергия (газ, мазут, уголь, пар, электроэнергия), вспомогательные материалы (вода, воздух), обслуживание (аппаратчики), ремонт (наладчики), здание, экспериментальные работы и проектирование (для вновь разрабатываемых), потери продукта (пылеунос, ухудшение качества), транспортировка и монтаж, пуско-наладочные работы.

Следующий этап дерева целей — экспериментальная проверка на стеновой (пилотной) или опытной установке (4), в ходе которой отрабатывается технология сушки. На этом этапе уточняются исходные данные на проектирование стадии сушки: выбирают окончательно тип сушилки и типоразмер аппарата, режим сушки, подбирают конструкционные материалы с требуемой коррозионной стойкостью, рассчитывают экономическую эффективность выбранного аппаратурного оформления процесса и др. Полученная на четвертом этапе информация обычно вполне достаточна для масштабного перехода, который может быть осуществлен по двум вариантам: подбор и оценка эффективности типового сушильного аппарата (5) и разработка новой конструкции (6). Подбор типового аппарата в этой схеме стоит на первом месте, так как на разработку нового аппарата требуется больше затрат средств и времени. Новый типоразмер целесообразно разрабатывать для крупнотоннажных производств или при невозможности экономически целесообразного подбора стандартного оборудования.

Последний этап — проектирование установки (7). Для этой стадии используют информацию всех предыдущих этапов разработки.

6.3. Принципы энергосберегающей технологии сушки

В современных условиях возрастающего потребления энергии, с одной стороны, и дефицита энергетических ресурсов, с другой, все более остро ставятся вопросы рационального использования энергии, утилизации и рекуперации тепла во всех процессах химической технологии, включая сушку.

Процесс конвективной сушки неизбежно сопровождается неполным использованием энергии теплоносителя, что связано с условиями гигротермического равновесия между высушенным материалом и сушильной средой. Однако утилизация и вторичное использование тепла отработанного сушильного агента до сих пор остаются проблематичными, так как существуют трудности, связанные со сравнительно невысоким потенциалом газового теплоносителя на выходе из сушилки. В этом отношении значительный интерес представляют способы утилизации и рекуперации тепла, содержащегося в отработанном сушильном агенте или в высушенному продукте, для нужд самого процесса сушки. Применительно к конвективной сушке дисперсных материалов наиболее реально рекуперацию тепла можно осуществить тремя способами: утилизацией физического тепла отходя-

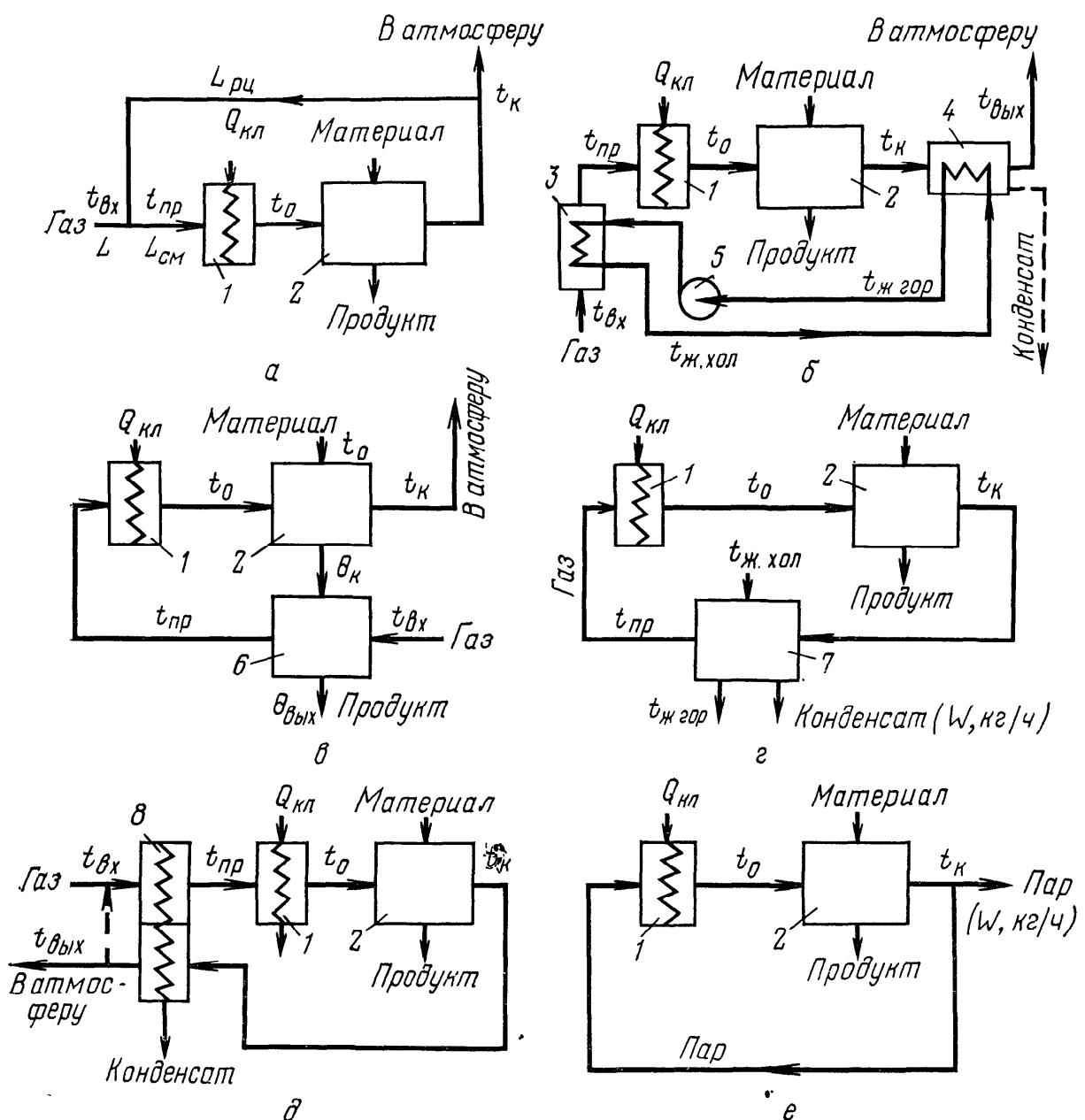


Рис. 6-4. Блок-схемы сушки с рекуперацией тепла при использовании рециркуляции газа (а), промежуточного жидкого теплоносителя (б), теплообмена сушильного агента с высушенным продуктом (в), замкнутого цикла сушильного агента (г), теплообмена с использованием тепловых труб (д) и перегретого пара в качестве сушильного агента (е):

1 — газоподогреватель; 2 — сушилка; 3, 4 — теплообменники поверхностного типа; 5 — насос; 6 — теплообменник системы газ — твердое; 7 — конденсатор; 8 — теплообменник с тепловыми трубами

щих газов, достигаемой их частичной рециркуляцией, утилизацией физического тепла отходящих газов с использованием промежуточного теплоносителя и утилизацией физического тепла высушенного продукта при прямом теплообмене с ним исходного сушильного агента (рис. 6-4).

Термический к. п. д. сушилки, характеризующий степень использования тепла сушильного агента, выражается в общем случае отношением тепла Q_d , отданного сушильным агентом для сушки материала (тепло десорбции), к теплу $Q_{кл}$, затраченному в газоподогревателе на нагрев сушильного агента (тепло калорифера). Тогда в соответствии с термодинамическим

анализом для всех схем сушки с рекуперацией тепла, представленных на рис. 6-4, термический к. п. д. процесса можно представить приближенным равенством

$$\eta_i = (t_0 - t_k)/(t_0 - t_{\text{пр}}), \quad (6-7)$$

где $t_{\text{пр}}$ — температура газа перед калорифером, достигаемая в результате рекуперации тепла.

Из уравнения (6-7) очевидно, что чем выше достигается $t_{\text{пр}}$ по сравнению с $t_{\text{вх}}$, тем выше термический к. п. д. процесса. Долю вновь используемого в процессе сушки тепла удобно характеризовать коэффициентом рекуперации

$$K_{\text{рк}} = Q_{\text{рк}}/Q_{\text{об}} = Q_{\text{рк}}/(Q_{\text{кл}} + Q_{\text{рк}}), \quad (6-8)$$

где $Q_{\text{рк}}$ — рекуперированное тепло; $Q_{\text{об}}$ — общие затраты тепла.

Пренебрегая изменением удельной теплоемкости сушильного агента, можно представить выражение для коэффициента рекуперации для всех схем через температуры газа

$$K_{\text{рк}} \approx (t_{\text{пр}} - t_{\text{вх}})/(t_0 - t_{\text{вх}}). \quad (6-9)$$

Способ рекуперации тепла частичной рециркуляцией сушильного агента (рис. 6-4, а) прост в осуществлении и дает большой эффект особенно при сушке термостабильных материалов. Зная кратность рециркуляции, можно из соотношения (3-41) рассчитать любой промежуточный параметр парогазовой смеси. Например, температура сушильного агента после смешения с рециркулятом равна

$$t_{\text{пр}} = (r_t t_k + t_{\text{вх}})/(1 + r_t). \quad (6-10)$$

Схему рекуперации тепла с использованием промежуточного жидкого теплоносителя (рис. 6-4, б) целесообразно применять при сушке высоковлажных материалов и при высокой температуре отработанного сушильного агента. В этой схеме жидкий теплоноситель (вода) циркулирует между двумя теплообменниками поверхностного типа, установленными в газовом тракте на входе в установку и выходе из нее. При достаточно глубоком охлаждении отходящих газов происходит конденсация испарившейся влаги и дополнительная передача тепла конденсации циркулирующему жидкому теплоносителю.

Требуемое количество жидкого теплоносителя и промежуточные параметры сушильного агента и поверхности теплообменников определяются из уравнений теплового баланса и теплопередачи. Без учета тепловых потерь тепло рекуперации согласно тепловому балансу составит

$$Q_{\text{рк}} = L (I_k - I_{\text{вых}}) = c_{\text{ж}} G_{\text{ж}} (t_{\text{ж.гор}} - t_{\text{ж.хол}}) = L (I_{\text{пр}} - I_{\text{вх}}), \quad (6-11)$$

откуда расход промежуточного теплоносителя

$$\begin{aligned} G_{\text{ж}} &= L (I_{\text{пр}} - I_{\text{вх}})/c_{\text{ж}} (t_{\text{ж.гор}} - t_{\text{ж.хол}}) = \\ &= L (I_k - I_{\text{вых}})/c_{\text{ж}} (t_{\text{ж.гор}} - t_{\text{ж.хол}}). \end{aligned} \quad (6-12)$$

Тепло рекуперации по уравнению (6-11) должно обеспечиваться в теплообменниках согласно уравнению теплопередачи

$$Q_{\text{рк}} = K S_{\text{ст}} \Delta t_{\text{ср}}, \quad (6-13)$$

где K — коэффициент теплопередачи через стенку теплообменника от газа к жидкости или от жидкости к газу; $S_{\text{ст}}$ — площадь поверхности стенки; $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур между теплоносителями.

Полнота передачи тепла характеризуется минимально достижимой разностью температур между холодным и горячим теплоносителями. Таким образом, температуры теплоносителей при противотоке можно представить как

$$t_{\text{ж.гор}} = t_{\text{k}} - \Delta t_{\text{min}}; \quad (6-14) \quad t_{\text{пр}} = t_{\text{ж.гор}} - \Delta t_{\text{min}}; \quad (6-15)$$

$$t_{\text{ж.хол}} = t_{\text{вх}} + \Delta t_{\text{min}}; \quad (6-16) \quad t_{\text{вых}} = t_{\text{ж.хол}} + \Delta t_{\text{min}}. \quad (6-17)$$

По заданным значениям Δt_{min} можно рассчитать требуемые поверхности теплопередачи. Теплообменники поверхностного типа способны обеспечивать реальные величины Δt_{min} на уровне 5—15 К. В этом случае даже при умеренных температурах сушильного агента ($t_0 = 150—200^\circ\text{C}$) можно обеспечить рекуперацию до 30% затраченного тепла.

Схему рекуперации тепла с использованием физического тепла высушенного продукта (рис. 6-4, в) целесообразно применять при сушке низковлажных материалов, когда большая часть подводимого в процессе сушки тепла расходуется на нагрев высушиваемого материала. В качестве теплообменника (газ — твердое), обеспечивающего контакт исходного сушильного агента с высушенным продуктом, можно использовать аппараты с кипящим слоем или пневмосушилки с активной гидродинамикой потоков газа и материала. Полный тепловой и материальный баланс теплообмена между дисперсной и газовой фазами можно представить в виде уравнения связи

$$I_{\text{пр}} - I_{\text{вх}} = (1/\sigma) (c_{\text{т}} + c_{\text{ж}} C_{\text{k}}) (\theta_{\text{k}} + \theta_{\text{вых}}). \quad (6-18)$$

Между тем, баланс по газовой фазе можно записать как

$$\begin{aligned} I_{\text{пр}} - I_{\text{вх}} &= c_{\text{г}} t_{\text{пр}} + r_0 X_{\text{вх}} + c_{\text{п}} t_{\text{пр}} X_{\text{вх}} - c_{\text{г}} t_{\text{вх}} - r_0 X_{\text{вх}} - c_{\text{п}} t_{\text{вх}} X_{\text{вх}} = \\ &= (c_{\text{г}} + c_{\text{п}} X_{\text{вх}}) (t_{\text{пр}} - t_{\text{вх}}). \end{aligned} \quad (6-19)$$

Совмещая уравнения (6-18) и (6-19), получаем

$$t_{\text{пр}} = t_{\text{вх}} + (1/\sigma) [(c_{\text{т}} + c_{\text{ж}} C_{\text{k}})/(c_{\text{г}} + c_{\text{п}} X_{\text{вх}})] (\theta_{\text{k}} - \theta_{\text{вых}}), \quad (6-20)$$

где $\theta_{\text{вых}} = t_{\text{вх}} + \Delta t$.

Теплообменные аппараты кипящего слоя или пневмоаппараты спирального и вихревого типа легко обеспечивают конечную разность температур $\Delta t = 5—10$ К. В этом случае количество рекуперированного тепла может составить 30—40%.

Большими возможностями рекуперации тепла обладают установки сушки с полностью замкнутым циклом теплоносителя (рис. 6-4, г). Тепло отработанного сушильного агента трансформируется в тепло воды и конденсата, отводимых в смеси или

по отдельности в зависимости от типа применяемого конденсатора (смешения, поверхностного типа). Нагретую воду можно использовать для технологических или энергетических нужд, например, для предварительного подогрева высушиваемого материала. Параметры газа, воды и конденсата на выходе из конденсатора можно рассчитать по соотношениям, рассмотренным в гл. 3.

Одним из перспективных способов повышения энергетической эффективности сушильных установок является применение тепловых труб для утилизации теплоты отработанного сушильного агента [15]. Тепловые трубы устанавливают в теплообменнике вертикально, внутри в нижней части труб происходит процесс испарения рабочего тела с поглощением подводимого извне тепла, а в верхней части труб — конденсация паров с выделением и передачей тепла наружу. Коэффициент теплопередачи в тепловых трубах может на несколько порядков превышать коэффициент теплопередачи обычной теплопроводностью [78].

На рис. 6-4, д показана блок-схема сушки с рекуперацией тепла при использовании теплопередачи через тепловые трубы. Такая схема работает аналогично схеме с промежуточным жидким теплоносителем (рис. 6-4, б), но по сравнению с последней она более экономична, компактна и может применяться в более широком интервале температур сушильного агента, так как в качестве рабочего тела можно использовать как низкокипящие (фреон), так и высококипящие (вода, дифенил) теплоносители. Принцип рекуперации тепла тепловыми трубами может быть реализован по схеме с полным выбросом сушильного агента и по схеме с полностью замкнутым циклом его.

Максимальные возможности рекуперации тепла достигаются при использовании в качестве сушильного агента перегретого пара. По схеме сушки в среде перегретого пара (рис. 6-4, е) можно просто отводить после сушилки излишек пара в количестве испарившейся из материала влаги. Тогда промежуточная температура сушильного агента $t_{\text{пр}} = t_k$ и в соответствии с соотношением (6-7) $\eta_i = 100\%$. Кроме того, отводимый вторичный пар нетрудно использовать для энергетических или технологических нужд производства.

В последние годы в технике сушки находят все более широкое применение тепловые насосные устройства (ТНУ), которые позволяют довести сушильные установки до высокого энергетического совершенства в отношении использования и рекуперации тепла. ТНУ работает аналогично холодильной компрессионной установке по термодинамическому циклу, обратному тепловому двигателю. В тепловом насосе теплота внешней среды, которой может быть наружный воздух или отработанный сушильный агент, в результате затраты механической энергии в компрессоре переходит от низкого температурного потенциала на более высокий температурный уровень рабочего сушильного агента [15, 42].

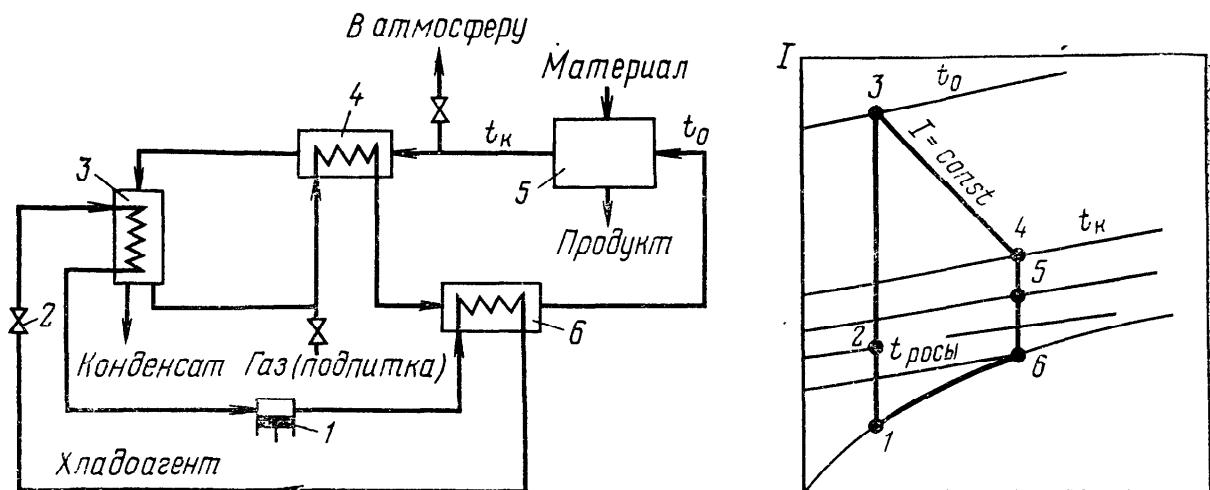


Рис. 6-5. Сушильная установка с тепловым насосом:

a — принципиальная блок-схема; 1 — компрессор; 2 — регулирующий вентиль; 3 — испаритель рабочего тела (охладитель и осушитель воздуха); 4 — теплообменник-рекуператор (для предварительного нагрева воздуха); 5 — сушилка; 6 — конденсатор рабочего тела (основной нагреватель воздуха); б — термодинамическое изображение процессов на диаграмме $I-X$; 1—2 — предварительный нагрев воздуха в теплообменнике-рекуператоре 4; 2—3 — основной нагрев воздуха в конденсаторе 6; 3—4 — процесс сушки в сушилке 5; 4—5 — охлаждение воздуха в теплообменнике 4; 5—6—1 — охлаждение и осушение воздуха в испарителе 3

Принципиальная блок-схема теплонасосной сушильной установки с воздушным теплообменником-рекуператором и термодинамическое изображение на диаграмме $I-X$ происходящих в ней процессов представлены на рис. 6-5 [15].

Рабочее тело (хладоагент) сжимается компрессором 1 до давления конденсации и, конденсируясь в конденсаторе 6, отдает тепло сушильному агенту. Затем хладоагент дросселируется через регулирующий вентиль 2 до давления, при котором поступает в испаритель 3 и испаряется за счет теплоты отработанного сушильного агента. Последний охлаждается ниже точки росы и осушается вследствие конденсации содержащихся в нем паров влаги. Конденсат отводится, а воздух поступает в теплообменник-рекуператор 4, в котором предварительно нагревается за счет тепла выходящего из сушилки сушильного агента. Далее воздух направляется в конденсатор теплового насоса, а нагревается до начальной температуры процесса сушки t_0 и подается в сушилку 5. Отработанный воздух с температурой t_k проходит через теплообменник 4, испаритель 3 и далее направляется в цикл.

Теплонасосные установки могут работать в режиме полностью замкнутого цикла или с выбросом части отработанного воздуха. При подаче в испаритель только наружного воздуха энергетическая эффективность применения ТНУ несколько снижается. Кроме того, возрастает вероятность обмораживания испарителя. Коэффициент энергетической эффективности ТНУ является величиной, обратной энергетическому к. п. д. теплового двигателя, поэтому он больше единицы

$$\varphi_i = Q_0/L > 1, \quad (6-21)$$

где Q_0 — тепло сушильного агента при поступлении в сушильную камеры; L — затраченная механическая энергия.

Учитывая, что теплота Q_0 достигается в результате затраты механической энергии L в компрессоре, можно записать

$$Q_0 = Q_k + L, \quad (6-22)$$

где Q_k — теплота внешней среды или отработанного сушильного агента.

Тогда

$$\Phi_i = Q_0 / (Q_0 - Q_k) = T_0 / (T_0 - T_k). \quad (6-23)$$

Из соотношения (6-23) следует, что для повышения энергетической эффективности ТНУ необходимо обеспечивать минимальную разность температур $T_0 - T_k$, т. е. иметь отработанный сушильный агент с повышенной температурой T_k . При этом желательно, чтобы его влагосодержание было повышенным с тем, чтобы использовать теплоту конденсации паров влаги для повышения общей эффективности сушильной установки. В сушильных установках с ТНУ можно достичнуть повышения температуры сушильного агента до 60—80 °С. При необходимости более высоких температур целесообразно применять высококипящие хладоагенты и комбинированный энергоподвод [15, 171].

В последние годы теплонасосные сушильные установки широко применяют в Швейцарии, ФРГ, США, главным образом, для сушки сельскохозяйственной продукции. Имеется положительный опыт использования ТНУ в нашей стране в технологии сушки кукурузы, винограда, чая [15]. Польза этого способа энергосбережения несомненна и для технологии сушки химической продукции.

Итак, на основе изложенных в этой главе рекомендаций и литературных данных, а также с учетом путей снижения всех видов экспергетических потерь (см. гл. 3), можно сформулировать следующие принципы энергосберегающей технологии сушки:

общие технологические — максимальное механическое обезвоживание материала перед сушкой, применение органических растворителей с низкой теплотой испарения;

кинетическое, гидродинамическое и термодинамическое соответствие;

эффективное использование объема рабочей зоны сушильного аппарата, интенсификация;

максимальная температура сушильного агента, минимальная температура отработанного сушильного агента (для установок с ТНУ t_k максимальна);

рециркуляция газа, замкнутый цикл газа, применение перегретого пара;

использование теплоты конденсации испаряемой влаги, применение рекуператоров тепла (тепловых труб, тепловых насосов и др.);

многозонная сушка с промежуточным подогревом сушильного агента;

дополнительный подвод тепла к высушиваемому материалу от поверхностей нагрева;

совмещение с сушкой других технологических процессов в одном аппарате (измельчение, грануляция, классификация, дегазация и др.);

соблюдение нормативов эксплуатации (герметизация, теплоизоляция, полная загрузка сушилки, предотвращение пересушки продукта, обеспечиваемое тщательным регулированием параметров).

Оценка технологии и техники сушки в химической промышленности и других отраслях народного хозяйства показывает, что реализация известных способов энергосбережения позволит получить экономию до 30% энергии и до 50% металла. Это равноценно обеспечению сушки всего прироста продукции в 12-й — 13-й пятилетках без дополнительных затрат топливно-энергетических и материальных ресурсов.

6.4. Сушка сыпучих материалов

В отличие от сушки пастообразных и жидких материалов условия сушки сыпучих материалов в большинстве случаев мало влияют на технологические или потребительские свойства высушенных продуктов. Кроме того, как видно из табл. 6-1, для них имеется больше возможностей при выборе типа сушильного аппарата. Поэтому при разработке технологии сушки сыпучих материалов ориентируются в первую очередь на возможность максимальной интенсификации процесса сушки.

Этот вопрос следует рассмотреть более подробно тем более, что к интенсивным сушилкам могут относиться аппараты с резко различающимися гидродинамическими режимами работы и величиной движущей силы процесса сушки, например, сушилки кипящего слоя и пневматические сушилки некоторых типов.

Действительно, если ориентироваться только на движущую силу процесса сушки, то пневматические сушилки с идеальным вытеснением дисперской и газовой фаз кажутся предпочтительнее сушилок с идеальным перемешиванием, так как обеспечивают максимальную движущую силу и возможность повышения начальной температуры и, следовательно, уменьшения требуемого расхода воздуха. Однако, если обратиться к концентрации дисперской фазы, то оказывается, что этот член пропорции (6-4) может вносить совершенно разный вклад в величину объема рабочей зоны аппарата в зависимости от способа сушки. Так, в пневмосушилках при сушке полимерных материалов концентрация в зависимости от свойств материала и режима сушки находится в пределах 10^{-5} — 10^{-3} м³/м³, в то время как сушилки кипящего и фонтанирующего слоя при обычных режимах псевдоожижения (порозность слоя $\epsilon = 0,55$ — $0,95$) обеспечивают кон-

центрацию от 0,05 до $0,45 \text{ м}^3/\text{м}^3$. Следовательно, сушилки кипящего слоя могут быть интенсивнее пневмосушилок более чем на 2—3 порядка.

Для сравнения представим себе, что мы уменьшили размер частиц высушиваемого материала или увеличили относительную скорость газа и материала на один порядок; как видно из пропорциональности (6-4) интенсивность сушки изменится лишь в $\sqrt{10} \approx 3$ раза. Вероятно, можно найти такие экстремальные условия, при которых совокупность факторов (диаметр частиц, относительная скорость фаз, движущая сила процесса, расход воздуха) будет превалировать над влиянием концентрации дисперсной фазы или способствовать увеличению ее в рабочей зоне пневмосушилки. Но даже и в этом случае достоинства сушилок кипящего слоя несомненны, особенно при реализации термической разновидности процесса сушки с дополнительным подводом тепла в слой высушиваемого материала.

Вопрос широкого применения способа сушки в кипящем слое связан в первую очередь со способностью дисперсного материала качественно псевдоожижаться (без пузырей, каналаобразования, отложений на газораспределительной решетке, чрезмерного пылеуноса) или с условиями, необходимыми для качественного псевдоожижения. В этом отношении представляло интерес оценить условия и пределы существования качественного псевдоожженного слоя. Такая оценка дана нами [93] для аппарата кипящего слоя производительностью 10 т/ч при сушке модельного материала, плотность и форма частиц которого соответствуют суспензионному ПВХ, но дисперсность широко варьируется. Оценивали площадь газораспределительной решетки и гидравлическое сопротивление сушилки в зависимости от дисперсности материала, которую характеризовали средним размером частиц, и порозности слоя для материала со свободной и связанный влагой.

Скорость псевдоожижения рассчитывали по универсальной формуле (4-108), а гидравлическое сопротивление слоя — по формуле (4-111).

Высоту слоя рассчитывали, исходя из площади решетки и объема слоя, обеспечивающего требуемое для сушки время пребывания частиц в сушилке. Причем для непористого материала решали задачу внешнего тепло- и массообмена; требуемый объем определяли по формуле (6-2). Для случая пористого материала продолжительность сушки находили из решения задачи тепло- и массопереноса. Результаты расчета представлены графически на рис. 6-6 для разных степеней псевдоожижения при $\epsilon = 0,65—1,0$.

Кривые зависимости площади псевдоожженного слоя от диаметра частиц в полулогарифмических координатах имеют гиперболическую форму. Верхние ветви гипербол соответствуют минимально допустимым размерам частиц; дальнейшее уменьшение размера частиц требует чрезмерного увеличения площади

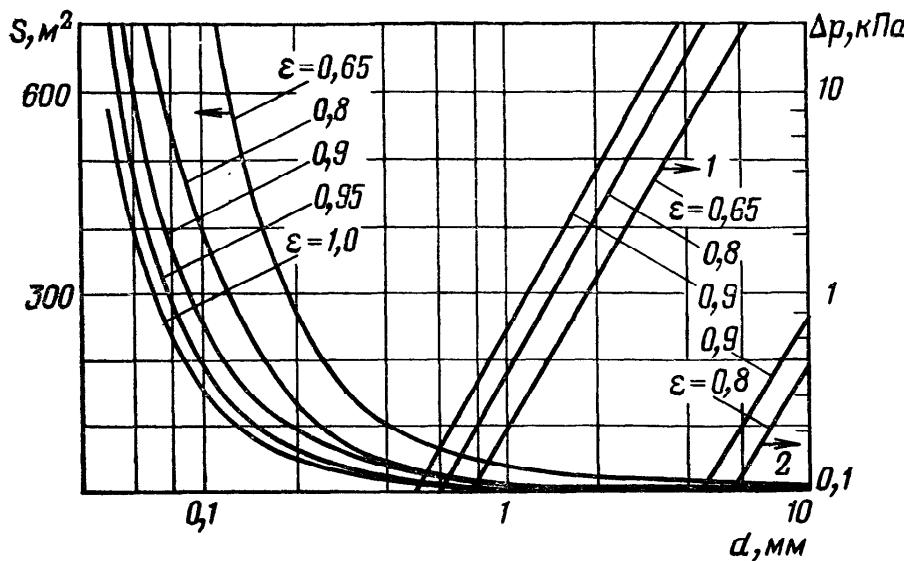


Рис. 6-6. Зависимости площади S и гидравлического сопротивления Δp псевдоожженного слоя от его порозности ε и диаметра высушиваемых частиц d :

1 — пористый материал; 2 — непористый материал

решетки, при сохранении же размеров площади неизбежен вынос частиц из слоя. Нижние (горизонтальные) ветви соответствуют размерам частиц, для которых требуемая площадь слоя минимальна и мало изменяется с увеличением диаметра частиц. Нижние ветви кривых отвечают оптимальной области размеров частиц, для которых требуется аппарат минимальных габаритов.

Как видно из графиков, для выбранного модельного материала минимально допустимый размер частиц лежит в пределах 100—150 мкм, а область оптимальных размеров начинается выше, примерно от 500 мкм. Между 100 и 500 мкм существует переходная область, для которой существенно изменяется требуемая площадь решетки в зависимости от диаметра частиц материала, но псевдоожженный слой можно еще применять для сушки. Эту область дисперсности материала можно назвать гидродинамически переходной. Для материалов с более высокой дисперсностью способ сушки в кипящем слое не приемлем, для них более подходит сушка в условиях пневмотранспорта.

Ограничение максимального размера частиц высушиваемого материала связано, очевидно, с гидравлическим сопротивлением псевдоожженного слоя, т. е. с энергозатратами на дутье и техническими возможностями тяго-дутьевого оборудования. Согласно формуле (4-111), гидравлическое сопротивление слоя не зависит непосредственно от размера частиц, но зависит от высоты слоя, которая является функцией времени сушки, связанного с размерами частиц и их внутридиффузионным сопротивлением. Предельное гидравлическое сопротивление псевдоожженного слоя в сушилках кипящего слоя можно установить из следующих соображений.

Суммарный напор двух вентиляторов при последовательной схеме обычно не превышает 10—12 кПа [118]. Гидравлическое сопротивление вспомогательного оборудования (калориферов, циклонов и т. п.) и коммуникаций составляет не менее 2 кПа. Гидравлическое сопротивление газораспределительной решетки (из опыта работы промышленных установок наиболее удачных конструкций) составляет, по данным Уайтхеда [111], 25—50% гидравлического сопротивления кипящего слоя. С учетом этого максимальное гидравлическое сопротивление слоя должно быть ограничено пределами 5—8 кПа.

Как видно из рис. 6-6, графическая зависимость гидравлического сопротивления кипящего слоя от диаметра высушиваемых частиц в логарифмических координатах имеет вид прямой линии. При сушке непористого материала пятикратное увеличение размеров частиц приводит к десятикратному повышению гидравлического сопротивления слоя. Установленному допустимому гидравлическому сопротивлению соответствует достаточно высокий предельный размер частиц материала: 40—70 мм. Даже для схемы с одним вентилятором предельный размер может быть принят не менее 20 мм. Для тонкопористых материалов этот размер частиц существенно ниже. В зависимости от внутридиффузионного сопротивления, требуемой остаточной влажности, порозности слоя и возможностей тяго-дутьевого оборудования он составляет 1—5 мм. Таким образом, кусковой материал, получающийся иногда вследствие уплотнения осадка фильтрации, должен быть измельчен перед сушкой.

Применение сушилок кипящего слоя ограничивается также допустимой шириной распределения частиц высушиваемого материала по размерам. Действительно, во избежание отложения продукта на газораспределительной решетке скорость псевдоожижения рассчитывают, ориентируясь на максимальный размер частиц. Поэтому возможен преждевременный вынос частиц меньших размеров из слоя и их недосыхание. При окончательном выборе способа сушки в кипящем слое необходимо оценить, исходя из расчета, количество мелкой фракции материала, выносимой из слоя, и сравнить с допустимым уносом.

Пневмосушилки разных типов целесообразно применять для высокодисперсных материалов, к которым необходимо отнести все материалы с частицами размером менее 100 мкм, а во многих случаях и материалы с гранулометрическим составом до 500 мкм. Пневмосушилки часто могут оказаться предпочтительнее и для сушки полидисперсных материалов, нормальное псевдоожижение которых затруднительно.

Для анализа технических возможностей пневмосушилок обратимся к рис. 6-7, который показывает изменение коэффициента скольжения, характеризующего относительную скорость дисперской и газовой фаз, в зависимости от радиуса закрутки потока для частиц разных диаметров. График построен по форму-

$$i = w_r / v$$

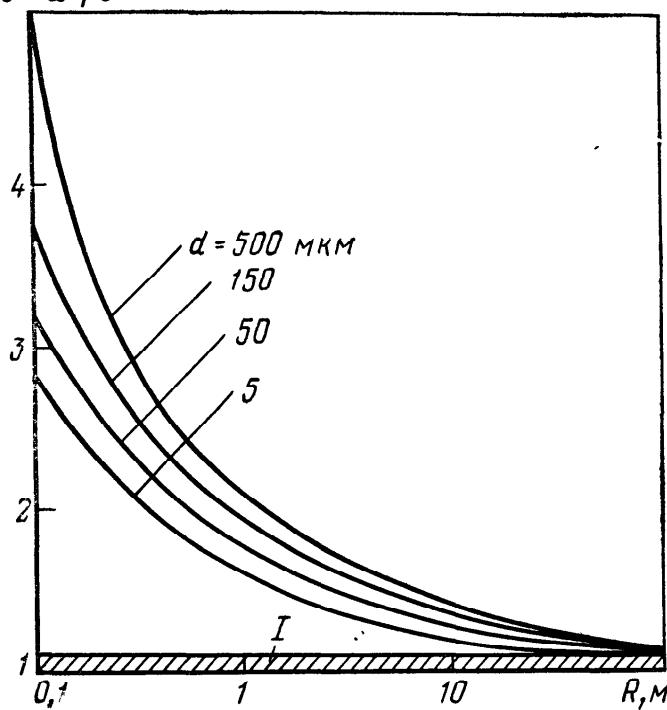


Рис. 6-7. Зависимость коэффициента скольжения i от радиуса закрутки R и диаметра частиц материала d (I — область, соответствующая скоростям витания частиц диаметром от 5 до 500 мкм)

ле (4-127) для спирального канала с экстраполированием до радиуса закрутки потока 100 м.

Если считать коэффициент скольжения фаз в сушилках с закрученными потоками мерой активности гидродинамического режима, то из графика видно резкое снижение активности с увеличением радиуса закрутки потока. Коэффициенты скольжения асимптотически приближаются при $R \approx 100$ м к значениям, соответствующим скоростям витания, т. е. к области гидродинамических режимов, характерных для прямоточных пневматических труб-сушилок. Применение закрученных потоков имеет практический смысл, если активность гидродинамического режима повышается хотя бы в 1,5 раза по сравнению с активностью при прямых потоках. Из графика видно, что этот предел соответствует радиусу канала приблизительно 6,5 м.

Из рис. 6-7 видно также, что большим диаметрам частиц соответствуют более высокие значения коэффициентов скольжения. Это означает, что в закрученном потоке газовзвеси происходит сепарация частиц высушиваемого материала по размерам, причем более крупные частицы подвергаются более интенсивному воздействию сушильной среды и дольше задерживаются в зоне сушки, т. е. наряду с активизацией гидродинамического режима в аппаратах с закрученными потоками создаются благоприятные условия для однородного высушивания материала, что немаловажно для качества продукта. Сепарационный эффект и коэффициент скольжения фаз уменьшаются с увеличением радиуса закрутки потока газовзвеси.

Поскольку радиус вращения потока газовзвеси влияет на производительность сушилок, это может быть причиной ее ограничения, так как с увеличением требуемого для десорбции влаги расхода сушильного агента неизбежно возрастают габариты аппарата, что приводит к снижению активности гидродинамического режима. Кроме того, существенно изменяются условия моделирования при переходе на крупномасштабный аппарат.

Для оценки требуемого напора тяго-дутьевого оборудования рассмотрим зависимости гидравлического сопротивления пнев-

мосушилок спирального и вихревого типов от радиуса закрутки потока и расходной концентрации материала в несущем газе. Эти графики (рис. 6-8 и 6-9) построены для нескольких разновидностей аппаратов с закрученными потоками по формулам и данным, приведенным в работах [26, 61, 93, 109].

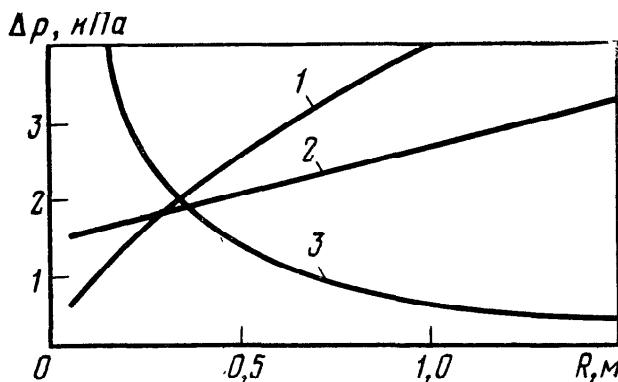
Из рис. 6-8 видно, что увеличение радиуса закрутки потока способствует снижению гидравлического сопротивления спиральных пневмосушилок и повышению сопротивления аппаратов вихревого типа. Это объясняется тем, что в цилиндрических полых аппаратах сравнительно много дополнительной энергии затрачивается на вихреобразование и перемешивание газа, причем эти затраты растут пропорционально увеличению радиуса вихря. В криволинейных каналах основную роль играет импульс энергии, поступающий на первоначальный поворот газового потока: с увеличением радиуса кривизны канала требуется меньшая величина этого импульса. При бесконечном радиусе кривизны криволинейный поток трансформируется в обычный прямой пневмотранспорт.

Что касается влияния расходной концентрации материала на гидравлическое сопротивление пневмосушилок с закрученными потоками и газовзвесей, то эта зависимость более сильно выражена для спиральных сушилок (см. рис. 6-9), причем при нагрузке, соответствующей $\gamma > 0,15$, гидравлическое сопротивление становится больше сопротивления вихревых камер.

Вихревые камеры практически нечувствительны к нагрузке. Наблюдается некоторое повышение перепада давлений согласно зависимости Л. М. Кочетова [61], который исследовал вихревые сушилки с вертикальной плоскостью закрутки потока. Для вихревых камер с горизонтальной плоскостью закрутки потока, по нашим данным [93] наблюдается тенденция к падению гидравлического сопротивления аппарата с увеличением нагрузки. В обоих случаях гидравлическое сопротивление ненагруженных камер значительно выше нагруженных. Так, согласно зависимостям Л. М. Кочетова, разность перепадов гидравлических сопротивлений для пустых и загруженных камер может превышать 100%.

Этот факт может показаться странным, так как в присутствии дисперсного материала в газе обычно повышается гидрав-

Рис. 6-8. Зависимость гидравлического сопротивления Δp пневмосушилок спирального и вихревого типов от радиуса закрутки потока R :
 1 — плоская горизонтальная вихревая камера [93]; 2 — плоская вертикальная вихревая камера [61]; 3 — плоский вертикальный спиральный канал [109]



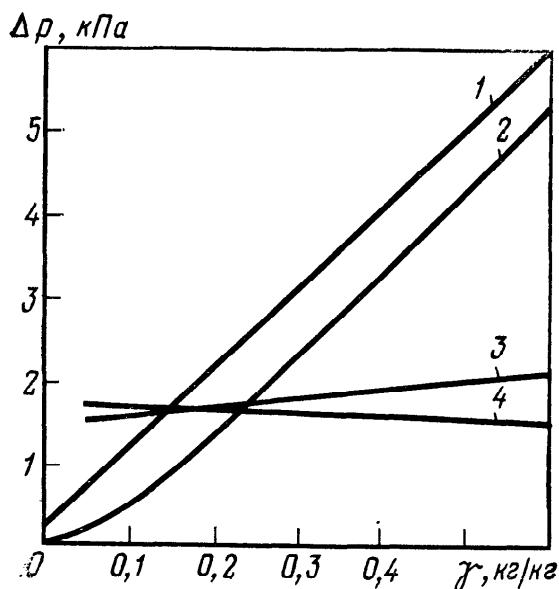


Рис. 6-9. Зависимость гидравлического сопротивления Δp пневмосушилок спирального и вихревого типов от расходной концентрации материала γ :

1 — плоский вертикальный спиральный канал [109]; 2 — плоский горизонтальный спиральный канал [93]; 3 — плоская вертикальная вихревая камера [61]; 4 — плоская горизонтальная вихревая камера [93]

лическое сопротивление потоков, поскольку увеличиваются затраты энергии на перемещение материала. Однако в вихревых камерах это повышение сопротивления в значительной мере компенсируется снижением скорости закрутки потока, что обусловлено тормозящим действием дисперсной фазы.

Из рассмотрения рис. 6-8 и 6-9 следует, что спиральные пневмосушилки предпочтительнее вихревых камер при высоких производительностях, когда требуется аппарат большого диаметра, и расходной концентрации до 0,15—0,2 кг/кг. Кроме того, имеет смысл применять спиральные сушилки при необходимости сушки материала в условиях идеального вытеснения дисперсной и газовой фаз.

К достоинствам вихревых сушилок следует отнести возможность выдержки высушиваемого материала в зоне сушки в течение времени, на 1—2 порядка превышающем время пребывания материала в спиральных сушилках. Это имеет решающее значение для сушки материалов с трудноудаляемой остаточной влагой. Однако часто оказывается целесообразным, особенно при сушке термочувствительных полимерных материалов, комбинировать различные виды аппаратов с закрученными потоками газовзвесей, чтобы достигнуть наибольшей эффективности процесса. Например, сочетание спирального канала с вихревой камерой позволило создать принципиально новые аппараты [108, 142], в которых интенсивно высушиваются многие материалы при оптимальных внешних условиях.

Важным вопросом технологии сушки дисперсных материалов во взвешенном состоянии является выделение высущенного продукта из потока несущего газа и санитарная очистка последнего перед выбросом в атмосферу. Особенно тщательная очистка газа от пыли продукта требуется при применении схем сушки с рециркуляцией или замкнутым циклом сушильного агента.

Согласно принципу минимизации затрат на сушку сепарацию продукта и пылеулавливание целесообразно осуществлять в самом сушильном аппарате. В случае сушки кусковых, гранулированных и зернистых непылящих материалов в шахтных, ленточных, барабанных, кипящего слоя и других сушилках удается обойтись без дополнительного пылеулавливающего оборудования.

ния. Для более дисперсных материалов разработаны пневмосушилки так называемого безуносного типа: вихревые со встречными закрученными потоками и спирально-вихревые, которые позволяют совмещать процесс сушки с сепарацией и пылеулавливанием многих продуктов (описание базовых конструкций этих сушилок приведено в следующей главе). Однако в практике сушки встречается множество высокодисперсных продуктов, для которых технологическое пылеулавливание непосредственно в аппарате оказывается недостаточно эффективным, и отработанный сушильный агент после выхода из сушилки требует дополнительной очистки от пыли.

В зависимости от характеристик дисперсного материала и требуемой степени очистки газа в промышленности используют различные способы пылеочистки газов: осаждение в гравитационном, центробежном, электрическом, магнитном, акустическом полях, фильтрование, мокрую очистку [74]. При выборе способа пылеулавливания предпочтение следует отдавать сухим методам, чтобы не создавать дополнительных проблем с очисткой промывных вод и утилизацией шлама. Из сухих способов наиболее дешевым является осаждение пыли в гравитационном или центробежном поле, но для санитарной очистки газа пригодны только центробежные пылеосадители, например, циклонного типа.

Расчет динамики дисперсной фазы в потоке газа, совершающего вращательное движение в циклоне, показывает возможность осаждения на стенку самых мелких пылевидных частиц всего за несколько циклов. Однако на практике даже самые лучшие по конструкции циклоны не обеспечивают 100%-ной степени очистки газов от сравнительно грубодисперсных продуктов (10—100 мкм). Поэтому в производственных условиях применяют громоздкие схемы пылеулавливания, включающие циклоны (одиночные и батарейные), рукавные фильтры, скруббера. При таком аппаратурном оформлении узла пылеулавливания требуются значительные производственные площади и затраты на обслуживание.

Причина низкой эффективности циклонов заключается в наличии осевого обратного вихря, который тем интенсивнее и распространяется тем ближе к нижней части циклона, чем больше скорость закручивания газовой струи. Этот вихрь срывает частицы, осевшие на стенки циклона, и увлекает их за собой. Уменьшение скорости закручивания потока приводит к уменьшению обратного вихря, но при этом снижается эффективность осаждения частиц на стенки. Увеличение скорости способствует увеличению зоны распространения и повышению интенсивности обратного вихря и, таким образом, также приводит к снижению эффективности улавливания.

Ослабление обратного вихря, по крайней мере в нижней (наиболее опасной в отношении срыва частиц со стенок) части циклона, возможно при обеспечении стока части газа через

нижний выгрузной патрубок циклона. Реализация этого способа повышения эффективности работы циклона возможна по схеме улавливания в циклонах с эжекционной разгрузкой уловленного материала (рис. 6-10).

Запыленный газ из сушилки поступает в основной циклон 1, под которым установлен эжектор (смеситель) 4. Из выгрузного патрубка циклона 1 уловленный материал вместе с частью газа отсасывается в виде газовзвеси в дополнительный циклон 3, в котором отделяется твердая фаза. Продукт выгружается, а воздух с остаточным содержанием пыли возвращается через инжектор (смеситель) 2 в основной циклон 1. Таким образом, часть подлежащего очистке газа циркулирует через циклоны 1 и 3, причем чем выше кратность рециркуляции газа, тем выше эффективность всего циклонного узла пылеулавливания. Можно допустить, что при бесконечном увеличении кратности рециркуляции газа эффективность пылеулавливания системы будет стремиться к 100%.

Как видно из рис. 6-10, отсос и циркуляция газа могут быть реализованы по нескольким схемам.

В первой схеме (рис. 6-10, а) для отсоса и рециркуляции газа используется входной инжектор 2, который по отношению к дополнительному циклону 3 является эжектором. Рабочим телом этого эжектора служит основной поток запыленного воздуха, поэтому с учетом низкого к. п. д. эжекционных насосов тяго-дутьевое оборудование должно обеспечивать достаточно высокий напор.

Если в основном пылегазовом тракте отсутствуют высоконапорные вентиляторы, то можно применить более экономичную схему с дополнительным высоконапорным вентилятором небольшой мощности, установленным на входе в эжектор под основ-

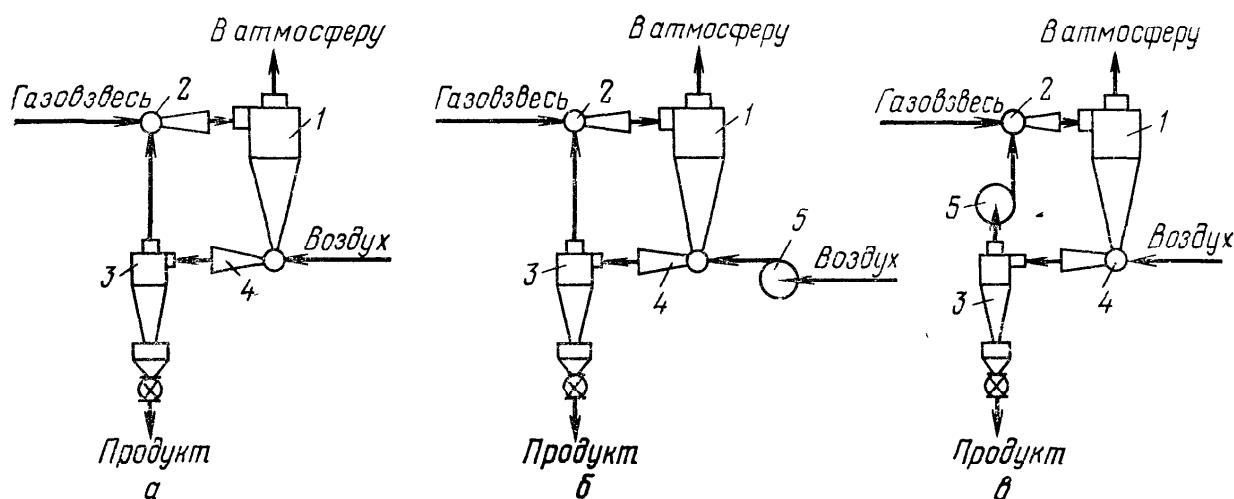


Рис. 6-10. Принципиальная схема узла пылеулавливания в циклонах с эжекционной разгрузкой:

а — эжектирование основным потоком газа; *б* — эжектирование дополнительным потоком газа; *в* — эжекция с помощью дополнительного вентилятора; 1 — основной циклон; 2 — эжектор (смеситель); 3 — дополнительный циклон; 4 — эжектор (смеситель); 5 — вентилятор

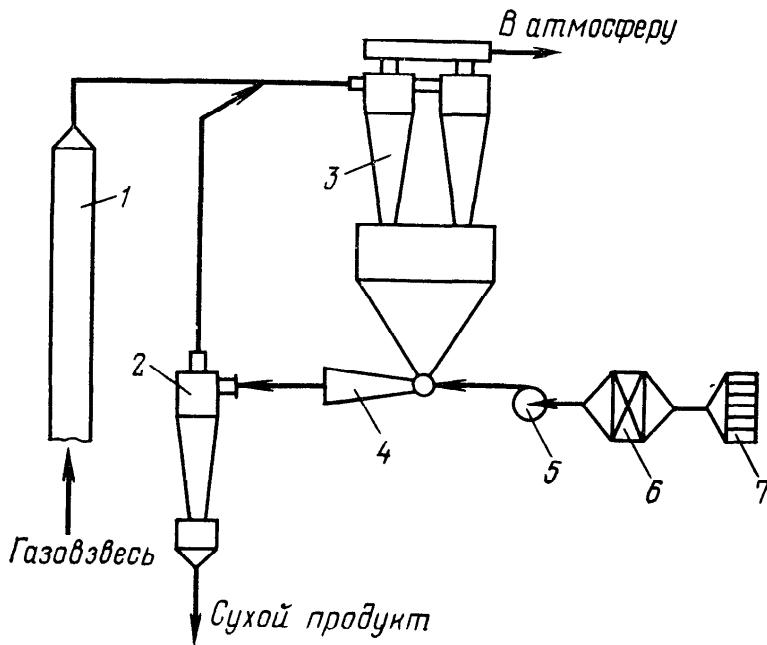
Рис. 6-11. Схема пылеулавливания ПВХ с эжекционной разгрузкой из циклона и пневмотрубой-сушилкой Дзержинского ПО «Капролактам»:

1 — труба-сушилка; 2 — дополнительный циклон; 3 — основная группа циклонов; 4 — эжектор; 5 — воздуходувка; 6 — калорифер; 7 — воздушный фильтр

ным циклоном (рис. 6-10, б). Производительность и напор дополнительного вентилятора подбирают достаточными для обеспечения эжекции и рециркуляции требуемого количества воздуха через дополнительный циклон. Такое исполнение целесообразно при нежелательности контакта запыленного газа с крыльчаткой и корпусом вентилятора. Когда такой контакт допустим, целесообразно устанавливать вентилятор непосредственно в циркуляционном контуре (рис. 6-10, в). Этот вариант наиболее экономичен, так как степень рециркуляции газа не зависит от к. п. д. эжектора. Инжектор 2 и эжектор 3 в этом случае могут быть заменены простыми смесителями, выполненными в виде тройников.

Описанные схемы испытывались нами на опытных и стендовых установках с циклоном ЦН-15 диаметром 150 мм и показали высокую эффективность пылеулавливания [93, 156, 158]. При изменении входной концентрации материала в газе от 10 до 100 г/м³ и при отсосе и рециркуляции 20—30% воздуха получены следующие результаты: при улавливании суспензионного ПВХ с медианным размером частиц $d_{50}=100—150$ мкм запыленность газа на выходе составляла 0—1 мг/м³, при улавливании сополимера винилхlorида с винилацетатом ВА-15 ($d_{50}=25—50$ мкм) — 6—12 мг/м³, а модифицированного мела ($d_{50}=3—4$ мкм) — 80—350 мг/м³, т. е. к. п. д. улавливания этих продуктов составлял 99,3—99,999%.

Схема пылеулавливания с эжекционным отсосом из циклона по варианту, показанному на рис. 6-10, б испытана в промышленных условиях с использованием пневмотрубы-сушилки Дзержинского ПО «Капролактам» производительностью 1 т/ч по сухому продукту. Эта сушилка имела неудовлетворительно работавшую громоздкую систему улавливания в составе циклона-разгрузителя, группового циклона и рукавного фильтра (концентрация пыли ПВХ на выбросе превышала 140 мг/м³). Новую схему (рис. 6-11) смонтировали на второй ступени сушилки 1. При этом были демонтированы и удалены из старой схемы одиночный циклон-разгрузитель диаметром 3 м и рукавный фильтр ФВЦ-180. В качестве основного циклона оставили групповой



циклон ЦН-15 (500 мм, 4 шт). Дополнительно смонтировали циклон 2 (ЦН-15, 500 мм), эжектор 4, вентилятор 5 (ВД-4), калорифер 6 и фильтр 7. Результаты испытания при сушке разных полимерных материалов приведены в табл. 6-2.

Как видно из табл. 6-2, запыленность воздуха, выбрасываемого в атмосферу ($5-12 \text{ мг}/\text{м}^3$), значительно ниже установленных регламентами норм для различных производств ПВХ ($60-140 \text{ мг}/\text{м}^3$). Даже при сушке высокодисперсных марок смол (сополимеры винилхлорида с винилацетатом марки ВА-15 и поливинилхлорида марки ПВХ С-64Н) достигнута эффективность улавливания в одном циклоне, превышающая эффективность рукавных фильтров и скрубберов.

Схемы пылеулавливания в циклонах с эжекционной выгрузкой материала хорошо вписываются в установки двухступенчатой пневмосушки при использовании в качестве дополнительного циклона сушилки безуносного типа, например, спирально-вихревой пневмосушки. Такая схема была реализована нами при реконструкции двухступенчатой сушилки по типу трубы — кипящий слой для супензионного ПВХ производительностью 2,62 т/ч на Днепродзержинском ПО «Азот» [156]. Вторая ступень (сушилка кипящего слоя) и узел санитарной очистки отработанного теплоносителя (рукавный фильтр с вентилятором) были заменены спирально-вихревой сушилкой безуносного типа КСВ-600, обвязанный по варианту рис. 6-10, в. Принципиальная технологическая схема установки сушики после реконструкции показана на рис. 6-12.

Сушильная установка при сохранении проектной производительности обеспечивала очистку отработанного сушильного воздуха от пыли ПВХ до концентрации не выше $18 \text{ мг}/\text{м}^3$ при регламентной норме $60 \text{ мг}/\text{м}^3$. При этом получена экономия электроэнергии, поскольку из схемы удален один хвостовой вентилятор и высвобождены пылеочистное оборудование (рукавный фильтр поверхностью 600 м^2) и производственные площади (около 60 м^2). В данной схеме сушилка второй ступени, кроме своей основной функции — досушки продукта, выполняет еще

Таблица 6-2. Результаты испытания схемы пылеулавливания ПВХ с эжекционным отсосом из циклонов на промышленной установке сушики Дзержинского ПО «Капролактам»

Смола	Расход воздуха, $\text{м}^3/\text{ч}$, на сушику/эжекцию	Средний размер частиц, мкм	Запыленность воздуха на входе, $\text{г}/\text{м}^3/\text{на выходе}, \text{мг}/\text{м}^3$	Эффективность улавливания, %
ПВХ С-63	10000/3200	100	95/5—12	99,99
	10000/0	100	95/1000	99,02
ВА-15	11000/3200	25	68/13—28	99,97
	11000/0	25	68/1000—1500	99,55
ПВХС-64Н	10200/3200	22	45/8—87	99,92
	10200/0	22	45/1000—1500	97,68

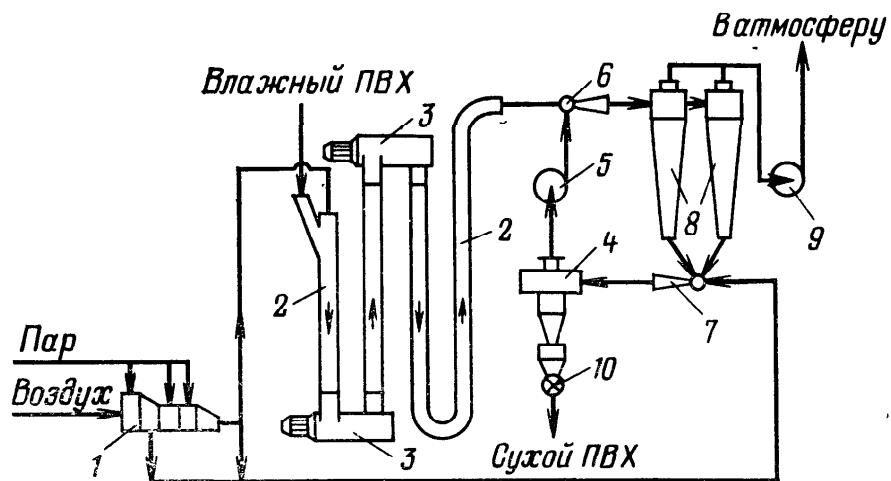


Рис. 6-12. Принципиальная технологическая схема сушки ПВХ на Днепродзержинском ПО «Азот»:

1 — паровой калорифер; 2 — труба-сушилка; 3 — поворотное устройство (лопастной ротор); 4 — спирально-вихревая сушилка; 5 — воздуходувка; 6 — смеситель-инжектор; 7 — смеситель-эжектор; 8 — циклон (2 шт.); 9 — дымосос; 10 — шлюзовый затвор

функцию сепарации высушенного продукта, а вместе с основными циклонами 8 — функцию санитарной очистки отработанного сушильного агента.

Вообще совмещение разных функций в одном устройстве способствует минимизации затрат на стадии сушки, поэтому при разработке технологии сушки стремятся к многофункциональности систем или отдельных аппаратов. Например, конденсатор смешения в установках сушки с замкнутым циклом газа целесообразно использовать для конечной очистки циркулирующего сушильного агента от пыли продукта.

6.5. Сушка жидких материалов

Для сушки жидких материалов, необходимо создать определенные гидродинамические условия: распыление, распределение тонким слоем, перемешивание в объеме, образование пенного слоя. В табл. 6-1 приведены сушилки некоторых типов, где реализуются указанные условия: распылительные, вальцевые, роторные вакуумные, шнековые сушилки. Кроме того, возможны комбинации распыления и нанесения тонких слоев жидкого материала на поверхность инертных тел или гранул высушиваемого материала в барабанных сушилках-грануляторах или сушилках с псевдоожженным слоем. Сушка в пенном слое осуществляется в пеносушилках, находящих применение в пищевой и мясомолочной промышленности.

Необходимость испарения большого количества влаги влечет за собой существенное повышение потребления тепловой энергии и расхода теплоносителя, что связано с увеличением габаритов сушильных аппаратов, а также с удорожанием систем очистки отработанного сушильного агента. Кроме того, сушка жидких материалов сопровождается формированием морфоло-

гической структуры частиц продукта, а в случае распылительной сушки — пылеобразованием.

Эти особенности обусловливают направления разработки и усовершенствования технологии и оборудования сушки жидких материалов: максимальное энергосбережение, интенсификация, решение проблемы очистки воздуха от пыли, формирование на стадии сушки требуемой дисперсности и структуры частиц готового продукта. Во многих случаях возможно комплексное решение указанных вопросов.

Высокой экономичностью отличаются вальцевые атмосферные или вакуумные сушилки, однако они малопроизводительны и имеют ограничения в применении, что связано со свойствами объектов сушки [82, 123]. То же самое можно сказать в отношении роторных и шнековых сушилок.

Наиболее универсальны распылительные сушилки, которые пригодны практически для любых жидкотекучих объектов сушки. Сушка в них достигается диспергированием жидкого материала, обеспечиваемым форсуночными, центробежными, дисковыми или акустическими устройствами в пространство сушильной камеры, в которую одновременно подается нагретый сушильный агент. Для однородного высушивания продукта необходимо хорошее перемешивание газов и распыленных капель материала, поэтому эти аппараты работают в режиме, близком к идеальному смешению. Во избежание попадания распыленного материала на стенки сушильная камера должна иметь достаточно большой объем что обуславливает низкую концентрацию частиц материала в рабочей зоне сушки. Поэтому в соответствии с пропорциональностью (6—4) основным способом интенсификации распылительных сушилок является повышение степени диспергирования высушиваемого материала. К тому же тонкое и однородное распыление позволяет высушивать материал при существенно меньшей конечной температуре сушильного агента, что дает повышение энергетического к. п. д. процесса сушки или снижение расхода сушильного агента.

Естественно, тонкое распыление материала приводит к интенсивному пылеобразованию. В технологии распылительной сушки с пылеобразованием борются, применяя агломерацию распыленного высушиваемого материала. Для этого в факел распыла вдувают пылевую фракцию высущенного продукта. В результате коалесценции сухих частиц с капельками влажного материала происходит укрупнение продукта, для сепарации которого не требуется сложная системы пылеулавливания. Типичная схема распылительной сушки с рециркуляцией пылевых фракций продукта на факел распыла приведена на рис. 6-13.

По данной схеме сухой продукт, уловленный в циклоне 5, выгружается в пневмотранспортный трубопровод, в который при необходимости может подаваться кондиционированный воздух для досушки или охлаждения продукта. Далее продукт поступает в пневмотранспортный циклон 7, где сепарируется. Мелкие

Рис. 6-13. Схема сушки распылением с рециркуляцией пылевых фракций и их агломерацией:

1 — воздухоподогреватель; 2 — сушилка; 3 — распылитель; 4 — основной вентилятор; 5 — основной циклон; 6 — пневмотранспортный вентилятор; 7 — пневмотранспортный циклон

фракции уносятся из циклона 7 с воздухом. Этот запыленный воздух вдувается в факел распыла. Часть воздуха может подаваться на вход основного циклона 5.

Нетрудно заметить, что в случае исключения шлюзового затвора под циклоном 5 и использования достаточно мощного вентилятора 6 мы придем к эффективной схеме пылеулавливания с эжекционной выгрузкой продукта, описанной выше (см. рис. 6-10, в).

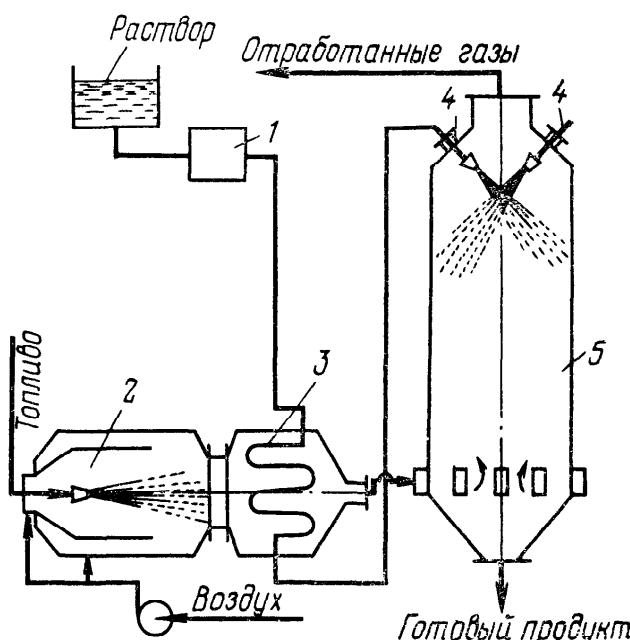
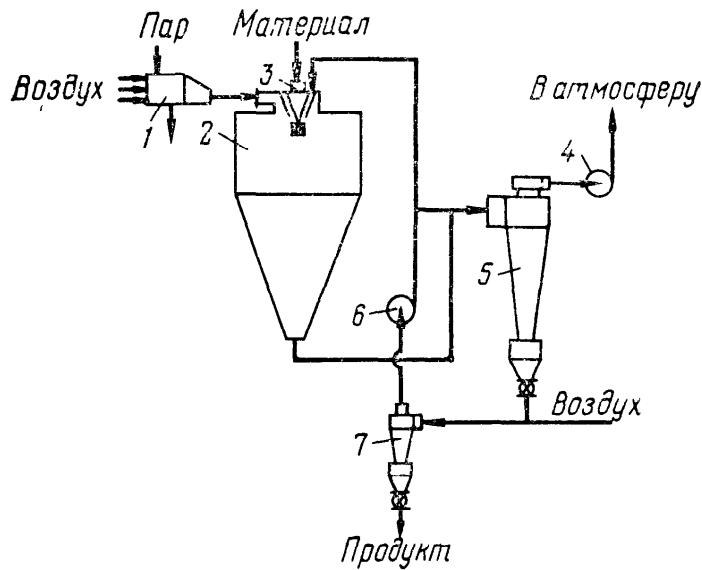
Для термостойких растворов интенсификация процесса распылительной сушки достигается при предварительном перегреве растворов [81]. По этому способу истинный раствор при давлении до 15 МПа перегревают до температуры, которая на несколько градусов ниже температуры кипения его при данном давлении, во избежание образования двухфазной системы в теплообменных трубах. При выходе перегретого раствора из сопла форсунки происходит бурное вскипание диспергированных капель с испарением влаги за счет аккумулированного тепла.

На рис. 6-14 показана схема сушки раствора по этому способу. Раствор прокачивается насосом высокого давления 1 через теплообменник 3, установленный на выходе из топки 2, и подается в распылительную сушильную камеру 5, где он диспергируется форсунками 4 и высушивается в токе вторично используемых топочных газов, выходящих из теплообменника. Сушилка работает по схеме противотока.

Предварительное использование тепла топочных газов в теплообменнике исключает

Рис. 6-14. Схема сушки термостойких растворов с предварительным перегревом:

1 — насос; 2 — топка; 3 — теплообменник; 4 — форсунки; 5 — сушильная камера



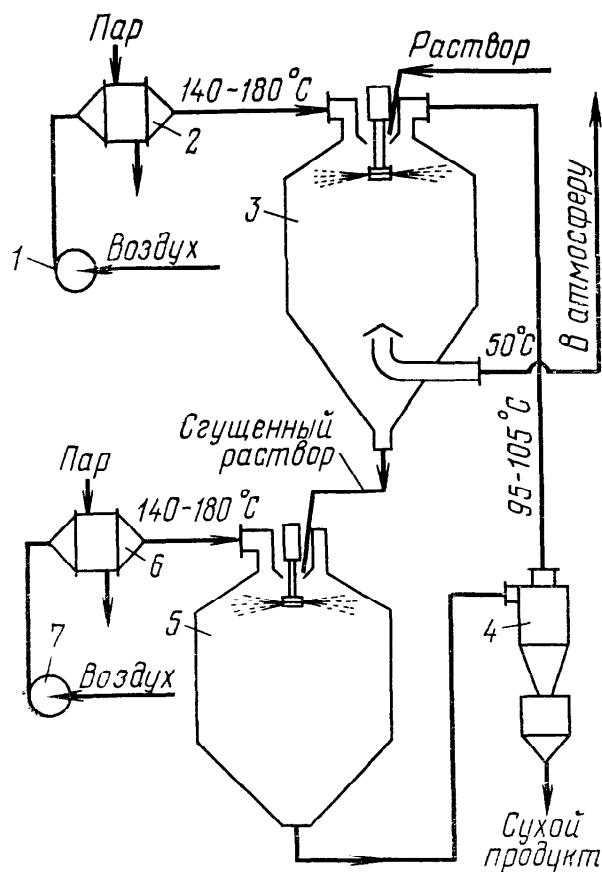


Рис. 6-15. Схема испарительно-сушильного агрегата для термочувствительных растворов:
1, 7 — вентиляторы; 2, 6 — калориферы; 3 — испарительная камера; 4 — циклон; 5 — сушильная камера

необходимость разбавления их холодным воздухом, что повышает эксергетический к. п. д. установки при той же температуре отходящих газов. При работе установки по принципу противотока можно значительно повысить влажность отходящих газов. Напряжение камеры по испаряемой влаге возрастает на величину, равную количеству влаги, испаряющейся в результате самовспашивания. Готовый продукт получается тонкодисперсным и однородным по размеру частиц.

Повышение эффективности лабильных материалов может быть достигнуто организацией двухступенчатой сушки. Для сушки высоковлажных химико-фармацевтических продуктов (пенициллин, стрептомицин, кровезаменители) институт технической теплофизики АН УССР разработал испарительно-сушильный агрегат с центробежным дисковым распылом (рис. 6-15), в котором процесс обезвоживания протекает в два этапа: упаривание раствора от начальной влажности 20—30 кг/кг до конечной 2,5—3 кг/кг в испарительной камере 3 и сушка раствора от влагосодержания 2,5—3 кг/кг до требуемой конечной влажности 0,5—1,5% в сушильной камере 5.

Нагретый воздух подается в камеры отдельными потоками. Отработанный в сушильной камере воздух при 95—105 °C проходит через циклон 4, освобождается от сухого продукта и поступает в испарительную камеру, смешиваясь со свежим теплоносителем. Исходный раствор распыливается дисковым распылителем в испарительной камере, в которой поддерживается режим, обеспечивающий полное использование потенциала сушки. Кроме того, в ней полностью улавливается пыль продукта, частично уносимая из циклона второй ступени. Отработанный в испарительной камере теплоноситель при 46—50 °C и относительной влажности 95—98% выбрасывается в атмосферу. Упаренный раствор поступает на диск центробежного распылителя сушильной камеры, в которой и происходит высушивание продукта до заданной конечной влажности.

Работа установки характеризуется высокой степенью использования тепла (к. п. д. равен 80—85 %) и практически безуспешным по пыли режимом работы. Установки подобного типа перспективны в химической технологии, особенно для обезвоживания высоковлажных сточных вод.

Способность жидкого материала налипать на поверхности твердых тел можно использовать не только для пылеулавливания или агломерации продукта, но и для получения его в гранулированном виде. На комбинации распыления и нанесения тонких слоев жидкости основано множество устройств, в которых совмещаются процессы сушки и гранулирования. Например, известен способ получения гранулированных удобрений в установке (рис. 6-16) с использованием барабанного гранулятора — сушилки, называемой БГС или сферодайзером (фирма «Пек», Франция) [82].

Аппарат БГС представляет собой обычную барабанную сушилку с периферийной подъемно-лопастной насадкой. В передней коробке барабана 3 установлены пневматические форсунки 2, которые распыливают исходную пульпу нитроаммофоски на подаваемую в барабан в качестве затравки пылевую и измельченную крупную фракцию сухого продукта. Аппарат работает при параллельном движении материала и агента сушки, подаваемого через боковую стенку передней коробки. Сушка и гранулирование в сферодайзере происходят в результате смачивания сухих гранул, ссыпающихся с лопаток и попадающих на факел распыла жидкой пульпы. Высушенный продукт подвергается рассеву: крупная фракция измельчается и вместе с мелкой фракцией и уловленной в циклоне 4 пылью возвращается в барабан 3.

Товарный продукт представляет собой гранулы размером 2—4 мм. Количество ретура составляет 1,5—2 кг на 1 кг готового продукта. Напряжение сушилки по испарившейся влаге при температуре газов 220—270 °C составляет 15—18 кг/(м³·ч), т. е. процесс проходит в 2—3 раза более интенсивно, чем в обычных распылительных сушилках.

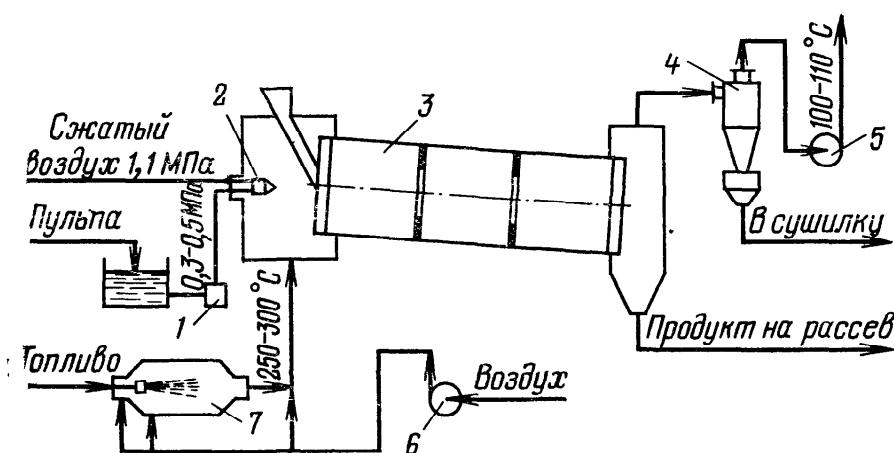


Рис. 6-16. Схема барабанной сушилки-гранулятора:

1 — насос; 2 — пневматическая форсунка; 3 — барабан; 4 — циклон; 5, 6 — вентиляторы; 7 — топка

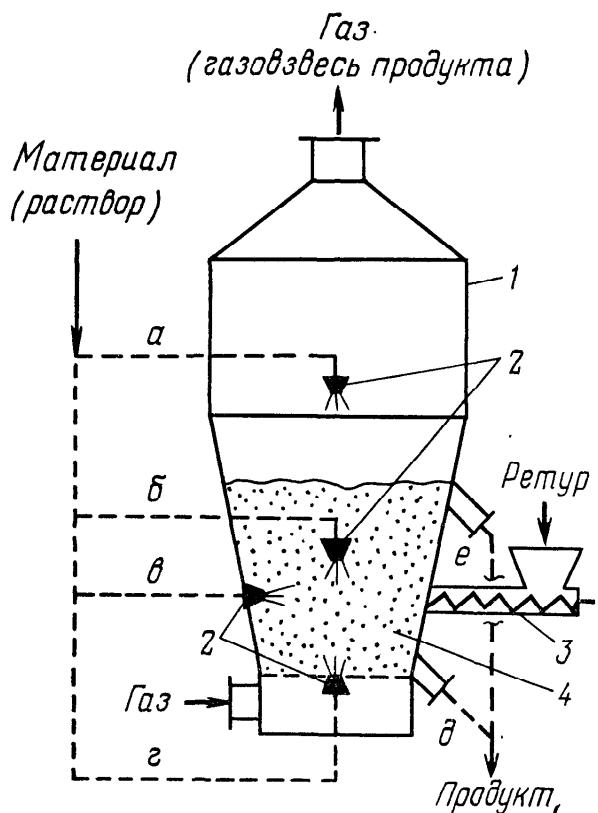


Рис. 6-17. Схема сушки жидких материалов во взвешенном слое высушиваемого материала или инертных тел при распылении раствора на слой (а) и в слой сверху (б), сбоку (в), снизу (г) с выгрузкой продукта на уровне решетки (д) или верха слоя (е):

1 — аппарат; 2 — форсунки; 3 — питатель для ретура; 4 — кипящий или фонтанирующий слой

Еще большие возможности интенсификации обеспечивает способ распыления жидкого материала во взвешенный слой высушиваемого материала или инертных тел. Такой процесс организуется в аппаратах кипящего или фонтанирующего слоя, в которых концентрация высушиваемого ма-

териала и соответственно напряжение объема рабочей зоны по испарившейся влаге на несколько порядков выше концентрации материала и интенсивности испарения влаги в обычных распылительных сушилках.

Принципиальная схема сушки распылением жидких материалов во взвешенном слое высушиваемого материала или инертных тел показана на рис. 6-17. Высушиваемый материал распыливается форсунками 2 на зеркало слоя 4 или внутрь его сверху, сбоку или снизу. Место установки форсунок в аппарате зависит от свойств высушиваемого материала и требований к готовому продукту. При распылении на слой можно использовать механическую форсунку. При распылении в слой целесообразно использовать пневматические форсунки, так как в плотной фазе кипящего слоя внешняя поверхность, образуемая факелом пневматического распыла, значительно больше поверхности факела, создаваемого механической форсункой [82].

В качестве слоя используют гранулы продукта либо инертный материал (кварцевый песок, фарфоровые, стеклянные или другие шарики, фторопластовую или капроновую крошку).

В первом случае готовый продукт в виде гранул выводится из сушилки через течки, установленные на уровне решетки или на уровне верха слоя. Мелкий продукт, уносимый отработанным газом, улавливается в циклоне или фильтре и может бытьведен в сушильный аппарат как ретур. Центрами гранулообразования служат пылевидные частицы и ретур, в качестве которого можно также использовать измельченный крупный продукт. Гранулирование протекает также вследствие агломерации мелких частиц [82, 118].

Во втором случае инертные частицы покрываются тонкой пленкой влажного материала, которая по мере высыхания истирается или откалывается при соударении инертных тел, и сухие частицы в виде пыли или чешуек выносятся отработанным газом в тракт сепарации и пылеулавливания продукта.

Когда требуется получить сухой продукт в непылящей форме или в виде гранул, используют первый способ. Однако он применим только для термоустойчивых материалов, способных образовывать достаточно прочные гранулы. Второй способ применяют при сушке термолабильных материалов, образующих в процессе сушки хрупкие продукты, а также, если требуется получить продукт в тонкодисперсном состоянии. Способом сушки распыления во взвешенном слое продукта или насадки удается высушивать широкий класс материалов: истинные и коллоидные растворы, суспензии, взвеси, пульпы (хлориды натрия и калия, флотоконцентраты, баривые ферриты, сульфаты и нитрат аммония, органические красители, пигменты, хлориды цинка и марганца, композиции синтетических моющих средств, растворы дубителя и т. д.) [118]. Высушенные по первому способу продукты имеют размер гранул от 1 до 5 мм, по второму — менее 50 мкм.

В зависимости от свойств материала и режима сушки съем влаги с 1 м³ аппарата составляет от 25 до 2500 кг/ч. Однако по сравнению с обычными распылительными сушилками эти аппараты имеют повышенное гидравлическое сопротивление и в связи с этим требуют более мощное тяго-дутьевое оборудование. В некоторых случаях при сушке термочувствительных материалов приходится применять сушильный агент с меньшей температурой (следовательно, расход его возрастает) [82]. Таким образом, при рассмотренном способе сушки расходуется больше электроэнергии, чем при обычном способе распылением. Поэтому в результате технико-экономических расчетов выбор способа сушки может оказаться в пользу традиционного распылительного.

В отличие от сушки твердых объектов при сушки жидким материалов распылением происходят глубокие структурные изменения, в процессе которых формируются важнейшие свойства высшенного продукта такие, как дисперсный состав, пористость и форма частиц, сыпучесть, склонность к пылению, растворимость и другие, определяющие качество готового продукта. Причем процесс формо- и структурообразования и конечные свойства сухого продукта зависят как от свойств самого объекта сушки, так и от условий проведения процесса распыления и сушки.

Особый интерес представляет тенденция образования полых частиц в процессе сушки распыленных капель самых разнообразных жидким материалов. Учитывая, что в одних случаях требуется получать крупные плотные частицы (синтетические моющие средства, удобрения), в других наоборот — мелкие легкие

полые частицы (фенолоформальдегидные смолы, ПВХ для ми-пластовых сепараторов), необходимо знать причины образования полых частиц при высушивании капель жидких объектов сушки, чтобы по возможности технологическими приемами и средствами управлять процессом формо- и структурообразования.

Существуют различные мнения о механизме образования полых структур частиц при сушке жидких материалов.

Фрасер, обсуждая различные механизмы процесса распыления жидкостей, допускает возможность получения полых капелек при волновом разрушении жидких пленок. Тонкие пленки, как и струйки, свободно движущиеся в газе, нестабильны и распадаются на капли. Если пленка с высокой скоростью входит в газовую среду, вихревое движение газовой фазы заставляет ее колебаться. Поэтому в пленке возникают напряжения, которые могут привести к распаду ее на капельки либо к свертыванию в полые струйки, которые, также являясь нестабильными образованиями, распадаются на полые капельки [101].

Факты образования полых капель не вызывают сомнения, а механизмы их формирования — особых возражений. Однако образование полых частиц чаще всего наблюдается при сушке определенных продуктов, таких как мыла, желатин, детергенты, растворы полимеров и т. п. Из истинных растворов, суспензий, и других материалов при низкой температуре сушильной среды обычно получаются сплошные частицы и агломераты.

Маршалл объясняет формирование полых частиц при сушке коллоидных растворов образованием на поверхности капель эластичной паронепроницаемой пленки. Жидкость испаряется внутри частицы, расширяя при этом ее наружную оболочку и образуя полую сферу. Иногда скорость образования пара внутри частицы достаточна для того, чтобы вынуть отверстие в стенке сферической оболочки. Тогда получается частица в форме наперстка или горшка [151].

По Томану [146], полые и горшковидные частицы образуются в результате продавливания пленки внутрь капельки, вызываемого отрицательным давлением в жидкой фазе, которое возникает в том случае, если первый скаляр тензора напряжения, характеризующего состояние интерциркулярной жидкости, положителен. В зависимости от того, какого рода причина понижения давления, возникающую разность давлений в частице называют осмотическим давлением, давлением набухания или дефицитом давления диффузии. Кроме того, если подсохшая оболочка на капле имеет пористую структуру, и жидкость в порах образует мениски, то действует отрицательное капиллярное давление, сжимающее и продавливающее во внутрь частицы достаточно эластичную оболочку.

В. Г. Жигалов [32], изучая условия получения полых микросфер из фенолоформальдегидных смол, пришел к выводу, что полые частицы получаются вследствие гидромеханического

внедрения воздуха в капли в момент распыления жидкости. При сушке и термообработке пузырьки воздуха расширяются, образуя полую или ячеистую структуру частиц. Таким образом, механизм формирования полых структур, трактуемый В. Г. Жигаловым, соответствует представлениям Фрасера и Маршалла.

В более поздних исследованиях Маршалл и Чарлзворт [181] предложили схему формо- и структурообразования частиц при сушке капель суспензий, коллоидных и истинных растворов, согласно которой образование той или иной структуры частицы определяется свойствами корочки или пленки, образующейся на поверхности капли (жесткая пористая, жесткая малопористая, эластичная) и температурой окружающей среды (меньше и больше температуры кипения жидкости).

Если корочка жесткая и пористая, то, независимо от температуры сушки, получаются сферические частицы — агломераты. Если корочка жесткая и малопористая, то при $t < \theta_{kp}$ получается недеформированная или малодеформированная частица иногда с шероховатой поверхностью вследствие выделившихся на ней кристаллов солей. При $t > \theta_{kp}$ происходит образование пузырьков и в частицах, которые могут быть сильно разрушены. Если корочка эластичная непористая, то при $t < \theta_{kp}$ происходит ее сжатие и образуется смятая (сморщенная) частица. При $t > \theta_{kp}$ происходит образование пузырьков и последующее раздувание частицы с разной степенью деформации ее поверхности.

А. А. Долинский с сотр. [31] отводит определяющую роль в формо- и структурообразовании частиц из капель двум стадиям (периодам): периоду коркообразования на поверхности капли и периоду кипения. Причиной коркообразования может быть кристаллизация, коагуляция, деструкция растворенного или взвешенного вещества на поверхности капли при контакте с высокотемпературной окружающей средой. Свойства образующейся корки (пористость, эластичность, прочность) и интенсивность кипения, а также соотношение между длительностями периодов коркообразования и кипения определяют конечную форму и структуру частицы.

По нашему мнению, все приведенные предпосылки и теории являются правильными, поэтому ни одной из них нельзя отдать предпочтение. Каждый из рассмотренных механизмов вносит свой вклад в формо- и структурообразование частиц при сушке капель жидких материалов. Причем в зависимости от конкретных свойств объектов сушки и условий тепло- и массообмена с окружающей средой может превалировать тот или иной механизм структурообразования.

Например, не вызывает сомнений внедрение пузырьков воздуха в капельки при распылении жидкости (Фрасер — Жигалов). Однако, чтобы удержать захваченный воздух внутри капли, жидкость должна обладать высокой вязкостью и способностью образовывать на поверхности пленку или достаточно

плотную корку. Этим требованиям отвечают коллоидные растворы высокомолекулярных соединений.

После образования твердофазного поверхностного слоя в нем должны действовать одновременно силы, обусловленные внутренним испарением и раздуванием оболочки (по Маршаллу) и продавливанием корки внутрь частицы (по Томану). Преобладание того или иного механизма зависит не только от свойств объекта сушки, но и от степени эквивалентности тепло- и массообмена между высыхающей каплей и окружающей средой.

Если количество тепла, подводимого к капле от газа, равно количеству тепла, отводимого от капли с испаряющейся влагой, (эквивалентный тепло-массообмен), то в формировании структуры частицы будет преобладать механизм Томана. Если же количество тепла, передаваемого от газа к капле, больше количества тепла, отводимого с испаряемой влагой (неэквивалентный тепло-массообмен), то избыток тепла пойдет на нагрев капли и приведет к внутреннему парообразованию, нередко сопровождающему кипением жидкой фазы. В последнем случае давление паров при наличии плохопаропроницаемой эластичной пленки неизбежно приведет к раздутию частицы, а при жесткой непористой корке — к разрушению, т. е. будет преобладать механизм Маршалла.

С учетом этих представлений и предпосылок рассмотрим процесс формо- и структурообразования частиц на примере исследования В. М. Ульянова и Ю. В. Овчинникова [151], выполненного методами оптической и электронной микроскопии высыхающих капель латексов и сухих образцов полимеров, полученных сушкой распылением различных эмульсионных полимеров и сополимеров.

Полимерные латексы представляют собой устойчивые взвеси в воде сферических полимерных глобул (латексных частиц) диаметром от 0,05 до 2 мкм, которые значительно крупнее частиц коллоидных растворов, но существенно мельче частиц обычных суспензий или расслаивающихся взвесей. Полимерные частицы в зависимости от температуры перехода в высокоэластичное ($t_g \ll \theta < t_f$) или вязкотекучее ($\theta \gg t_f$) состояние полимера и от температуры среды могут образовывать жесткую или эластичную корку на поверхности капли латекса. Кроме того, в водной фазе содержится растворенный эмульгатор — высокомолекулярное соединение типа синтетического мыла, т. е. при упаривании водная фаза может постепенно трансформироваться в коллоидный раствор. Таким образом, латексы одновременно обладают свойствами суспензий и коллоидных растворов, и структурные превращения при их сушке могут идти по любому из рассмотренных механизмов.

Согласно представлениям В. М. Ульянова и Ю. В. Овчинникова, при тепло-массообмене капли латекса с сушильным агентом испарение влаги приводит к повышению концентрации твер-

дой фазы, в первую очередь в поверхностном слое, потому что испарение жидкой фазы происходит с поверхности капли. Латексные частицы агрегируются и образуют на поверхности капли плотную упаковку в виде свода, способного противостоять силам сжатия. Влага будет испаряться через поры, образованные соприкасающимися глобулами. Силы поверхностного натяжения при отрицательной кривизне менисков стремятся удержать в порах и растянуть межглобулярную жидкость, которая оказывается под отрицательным давлением. Величина отрицательного давления и, таким образом, внешнее давление на свод, оцененное по формуле Лапласа, при диаметре латексных частиц 0,05—2 мкм оказалось в интервале 1—35 МПа. Столь значительные силы не могут не влиять на процесс структурообразования.

Из теории устойчивости оболочек известно, что при достижении внешнего давления определенной величины, называемой критическим, оболочка теряет форму, т. е. сминается и продавливается, образуя некоторое количество волн смятия, зависящее от толщины и радиуса оболочки. Величину критического давления для сферических оболочек можно рассчитать по формуле [39]

$$p_{\text{кр}} = (2E/\sqrt{3(1-\mu^2)}) (\delta/R_{\text{об}})^2, \quad (6-24)$$

где E — модуль упругости; μ — коэффициент Пуассона; $R_{\text{об}}$, δ — радиус и толщина оболочки соответственно.

Оценка по формуле (6-24) для капель латекса ПММА радиусом от 1 до 50 мкм и толщиной оболочки от 0,1 до 0,5 мкм дает величины критического давления от 1500 МПа до 25 кПа.

После образования сводоподобной корочки процесс формирования морфологической структуры частицы зависит от условий тепло-массообмена с окружающей средой (рис. 6-18).

Эквивалентный тепло-массообмен характерен для умеренных температур теплоносителя или для широкопористой оболоч-

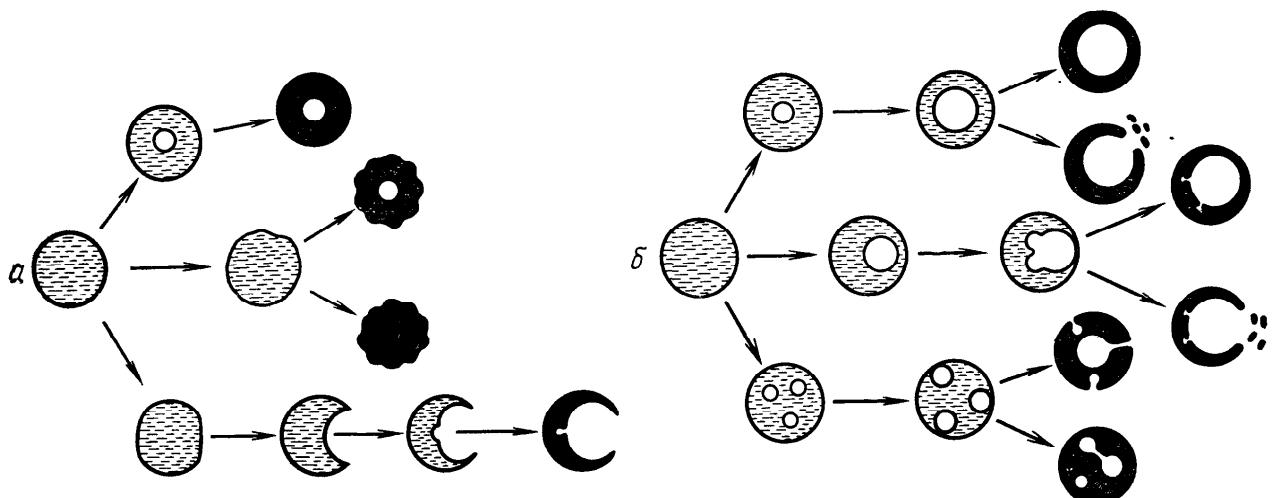


Рис. 6-18. Схема формирования макроструктуры частиц эмульсионных полимеров при сушке латексов распылением в условиях эквивалентного (а) и неэквивалентного (б) тепло-массообмена

ки, когда испаряемая влага успевает насыщать окружающий слой газа, и капля нагревается до температуры адиабатического испарения жидкости. Если $p \geq p_{\text{кр}}$, то свод оболочки будет продавливаться в одном или нескольких местах в зависимости от ее радиуса и толщины. Если число волн смятия больше единицы, то на поверхности получаются вмятины и к моменту полной агломерации глобул (т. е. когда все латексные глобулы сблизятся) частица окажется сморщенной или в виде многогранника (рис. 6-18, а).

Если вмятина одна или одна из вмятин больше других, то по мере испарения жидкости оболочка может продавливаться глубоко внутрь капли, образуя подобие «горшка». С внутренней стороны горшка вследствие обратной кривизны продавленного свода может произойти расклинивание глобул, тогда образуются дополнительные пустоты. Внутри сформировавшейся частицы могут оказаться замкнутые пустоты, получающиеся в результате захвата воздуха в момент распыления [32, 101] или вследствие десорбции из жидкой фазы растворенных газов. По мере испарения влаги из корочки и появления в ней газовой фазы между латексными глобулами начинают действовать силы прилипания. Для двух контактирующих глобул радиусом R сила прилипания равна

$$F = 2\pi K\sigma R, \quad (6-25)$$

где K — коэффициент, зависящий от количества стыковой жидкости; K изменяется от 0 до 1,08.

Под действием сжимающих сил и сил прилипания, обусловленных отрицательным капиллярным давлением, происходит усадка, сопровождающаяся растрескиванием, а иногда и раскалыванием высыхающей частицы-агломерата. Из соотношения (6-25) видно, что растрескивание и раскалывание частиц-агломератов, сформированных из крупнодисперсных латексов, должно проявляться сильнее, так как сила прилипания прямо пропорциональна радиусу глобулы. Действительно, при сушке латекса микросусpenзионного ПВХ с глобулами размер около 2 мкм происходит почти полный развал высущенных частиц на исходные глобулы.

Второй случай — неэквивалентный тепло- и массообмен — типичен для высоких температур теплоносителя, мелкодисперсных латексов и низкой температуры стеклования (t_g) полимерной фазы, когда испаряющаяся через поры влага не успевает насыщать окружающий слой газа, и капля нагревается выше температуры адиабатического испарения жидкости. При этом из жидкой фазы десорбируются растворенные газы, которые скапливаются в газовых пузырьках внутри капли. Латексные глобулы укладываются в свод на поверхности пузырьков так же, как и на поверхности капли. В порах этой укладки действуют капиллярные силы, но они направлены на расклинивание глобул в своде, поэтому в условиях интенсивного подвода теп-

ла, влага будет испаряться в пузырьки и расширять их. В результате расклинивания глобул в упаковке свода оболочки пузырька продавливается, и тогда образуются дополнительные пустоты в структуре частицы. В зависимости от скорости внутреннего парообразования и прочности оболочек может быть много вариантов формирования структуры зерна (см. рис. 6-18).

В одних случаях внутренняя оболочка просто продавливается с образованием дополнительных пустот, в других — расширяется до тех пор, пока не сомкнется с внешней, и тогда пар, находящийся под избыточным давлением, может выйти через капилляры наружу или пробить в стенке отверстие. Если парообразование происходит очень интенсивно (с кипением), то через образовавшееся отверстие выбрасывается некоторое количество латекса, а частица может быть разорвана на осколки, имеющие форму скорлупы. При нагревании внешней оболочки до температуры $\theta \geq t_g$ или $\theta \geq t_f$ глобулы спекутся или сплавятся в своде с образованием эластичной пористой или непористой пленки. В этом случае произойдет раздувание частицы по механизму Маршалла. Раздувание может произойти и в результате концентрирования в поверхностном слое коллоидной составляющей жидкой фазы (эмulsionатора).

Во всех случаях на внешнюю оболочку одновременно действуют силы сжатия, которые могут продавливать ее. Частицы формируются в виде полых сфер правильной или неправильной формы с отверстиями в стенках или без отверстий. На заключительном этапе, когда все латексные глобулы сконгелируют, высушенная частица может растрескиваться под действием сил прилипания.

Разумеется, представленные на рис. 6-18 схемы формирования макроструктуры частиц далеко не исчерпывают всего разнообразия встречающихся на практике форм, но все они могут быть объяснены на основе предложенного механизма формирования морфологической структуры частиц-агломератов.

В реальных распылительных сушилках возможны самые разнообразные условия: полидисперсность распыленной жидкости, разные температуры в различных зонах сушилки, например, в середине и на краю факела распыла, неравномерность смешения распыленных капель с теплоносителем и т. п. Высушиваемая частица может попасть из менее нагретой зоны в более нагретую и наоборот. Мелкие капельки высушиваются и формируются в частицы при более высокой температуре сушильного агента, чем крупные (или наоборот, в зависимости от организации потоков дисперсной и газовой фаз в аппарате: прямоток, противоток). Этим объясняется многообразие форм высушенных частиц даже для одного продукта: это же обуславливает технологические трудности управления морфологической структурой частиц на стадии сушки распылением.

Тем не менее, зная закономерности и особенности формо- и структурообразования, можно направленно получать в процессе

сушки жидким материалов распылением частицы требуемой структуры: полые, сплошные, плотные, пористые и т. д. Так, для уменьшения количества и объема пустот в частицах, предотвращения образования осколочных форм, получения сферических частиц перспективны следующие технологические приемы:

введение в исходный материал поверхностно-активных веществ (ПАВ), снижающих поверхностное натяжение жидкости; уменьшение размера капель;

создание мягких условий сушки на ранних стадиях формообразования, чтобы избежать вскипания жидкости внутри еще не сформировавшейся частицы.

При снижении поверхностного натяжения жидкой фазы в латексах, согласно формуле (6-25), уменьшаются силы прилипания, действующие между контактирующими глобулами, что снижает внутренние напряжения в частицах-агломератах, способствующие их разрушению. Действительно, микросус펜зионный ПВХ имеет пониженное количество эмульгатора, являющегося ПАВ по отношению к воде, и крупные глобулы. При сушке распылением этого латекса образуется большее число осколочных частиц по сравнению с сушкой обычных латексов эмульсионного ПВХ.

Что касается степени насыщенности частиц пустотами, то она, по-видимому, зависит от природы ПАВ, так как среди них имеются как пенообразователи (мыла), так и пеногасители (жиры, полисилоксановые жидкости). Показательно в этом отношении проведенное В. Г. Жигаловым [32] исследование роли ПАВ в получении полых частиц из фенолоформальдегидных смол: Все исследованные им ПАВ в 2—3 раза снижают поверхностное натяжение воды, но некоторые из них, например, полидиметилсилоксан ПМС-400, уменьшают число пузырьков в капельках, другие, например, пенорегулятор КЭП-1, способствуют при распылении бакелитовой композиции внедрению воздуха в капельки. В соответствии с представлениями Фрасера — Жигалова о механизме захвата воздуха капельками жидкости в процессе распыления причина различий заключается в условиях пеногенерации, так как ПМС-400 является пеногасителем, а КЭП-1 — типичным пенообразователем.

По данным А. А. Долинского и Г. К. Иваницкого [31], введение ионогенных ПАВ в композиции синтетических моющих средств (СМС) и истинных растворов способствует получению более плотных и сферических частиц. Анализ термограмм показывает сильное влияние ПАВ на кинетику сушки капель: в большинстве случаев процесс обезвоживания протекает без стадии кипения, что и обуславливает получение монолитных частиц.

По нашим наблюдениям величина поверхностного натяжения жидкой фазы в латексе ПВХ сильно влияет на плотность высушившихся частиц при сравнительно низкой температуре сушки. При уменьшении поверхностного натяжения существенно увеличивается насыпная плотность высушенного ПВХ. Это можно

объяснить уменьшением давления на свод оболочки, согласно формуле Лапласа — Жюрена, и соответственно меньшей степенью образования продавленных горшковидных частиц.

Уменьшение размера капель при сушке распылением латексов полимеров способствует снижению числа частиц осколочной формы вследствие того, что в образующихся сферических агломератах из-за малых размеров практически отсутствует четкая граница зоны испарения, поэтому в высыхающей частице значительно уменьшаются разрушительные внутренние напряжения, или они успевают релаксировать при исчезновении жидкой фазы. Если температура теплоносителя достаточно высока, то поверхностный слой глобул малых частиц успевает спечься или сплавиться в эластичную пленку до полного испарения влаги. Тогда может произойти некоторое раздувание мелких частиц при сохранении их сферической формы. В частности, этим можно объяснить меньшую плотность высушенных мелких частиц по сравнению с плотностью крупных при полидисперсном распылении латексов.

Что касается полимерных растворов, то в случае малых размеров капелек в них не успевают возникнуть большие градиенты температуры и влажности. При таких условиях весь растворитель испаряется практически одновременно с образованием пленки на поверхности капли, и сильного раздутья частицы не происходит.

Мягкие условия сушки на ранних стадиях формообразования частиц обеспечивают эквивалентность тепло- и массообмена процесса обезвоживания без перегрева частиц. Мягкие условия сушки достигаются при снижении температуры сушильного газа и повышении его относительной влажности. А. А. Долинский [31] показал, что мягкие условия необходимы только на стадии кипения, а на стадии коркообразования в начале процесса и на стадии сушки в конце можно применять теплоноситель с повышенной температурой.

Одним из способов создания мягких условий на ранних стадиях сушки является использование противоточного движения распыленного материала и теплоносителя. В случае высокой степени диспергирования материала можно применить кратковременный противоток при фонтанообразном распылении, когда оно осуществляется снизу вверх навстречу потоку сушильного агента, а газовзвесь сухих частиц выходит из нижней части аппарата. Такая организация потоков создает условия для пребывания капель первоначально в атмосфере охлажденного и насыщенного газа, т. е. позволяет избежать вскипания жидкости на ранней неблагоприятной для формо- и структурообразования стадии. Сравнительные эксперименты по сушке латекса ПВХ в условиях прямотока и с применением фонтанного распыления показали значительно более сферическую форму частиц и меньшее число осколков во втором случае. Насыпная плотность продукта также увеличилась на 10—15% по сравнению с насып-

ной плотностью порошка, полученного в условиях прямотока, что свидетельствует об уменьшении количества полых, раздутих частиц.

Вместо противотока для получения плотной структуры частиц могут быть использованы и другие технологические приемы, такие как частичная рециркуляция сушильного агента с подачей влажного отработанного газа в основание факела распыла или с подачей влажного пара растворителя в зону распыления. Оба приема были успешно опробованы нами: первый — при сушке микросус펜зионного ПВХ, второй — при сушке раствора в метилэтилкетоне композиций электрографических тонеров на основе полистирола и сажи.

А. А. Долинский и Г. К. Иваницкий [31] описывают успешное применение способа искусственного увлажнения сушильного агента при сушке СМС с целью получения плотных сферических монодисперсных частиц.

6.6. Сушка пастообразных материалов

Сушка пастообразных материалов осложнена их комкованием и налипанием на рабочие органы аппаратов и вспомогательных устройств, трудностями питания и равномерного распределения высушиваемого материала в сушильном агенте или рабочей зоне сушилки. Во многих случаях высушенный продукт требуется получить определенного качества, например, в гранулированном, порошкообразном либо тонкодисперсном виде. Эти проблемы решаются технологическими приемами, техническими средствами или их совокупностью.

Из табл. 6-1 видно, что в сушильных аппаратах всех типов можно сушить пастообразные материалы, но одни сушилки требуют предварительной подготовки исходного материала к сушке, другие подготовки не требуют, так как имеют в рабочей зоне необходимые приспособления или устройства для обработки пастообразных объектов сушки.

Исходный пастообразный материал может быть подготовлен к сушке следующими способами: смешение с водой или с соответствующим разбавителем, оживление перемешиванием (для тиксотропных материалов), смешение с сухим продуктом (ретур), применение сетчатого носителя, холодное формование (без подсушки) и формование с подсушкой.

В первом случае получается жидкотекучий материал, который можно высушивать любым способом, пригодным для жидких объектов сушки (см. п. 6.5). Естественно, что при применении этого способа увеличивается энергопотребление сушильной установки, поскольку необходимо испарять дополнительно вводимую воду.

Широкое применение распылительной сушильной техники за последние 25—30 лет привело к использованию ее для сушки густых паст, получаемых после механического обезвоживания

суспензий, без разбавления их водой. Такая организация метода сушки стала возможной с применением специальных распылителей паст [176, 186, 193, 194, 195]. Большинство распылителей паст может работать только с достаточно гомогенными пастами [176, 186], способными перекачиваться насосами. Высоковязкие и тиксотропные материалы требуют сложных дополнительных устройств в виде смесителей, шнеков и т. п. [193, 194]. Во всех случаях, однако, проблема сушки распылением паст, в частности, тиксотропных, — технически разрешимая задача [195].

Явно выраженные тиксотропные свойства фильтровальных осадков побуждают к технологии выделения, в соответствии с которой центрифугу или фильтр располагают над сушилкой, а осадок направляют в распылитель через устройство для перемешивания и гомогенизации. Ожиженный материал можно распылить пневмофорсункой.

В качестве иллюстрации этой технологии рассмотрим разработанную нами простую и надежную в работе конструкцию распылителя паст [154], снабженную бункером и мешалкой для гомогенизации тиксотропного материала (рис. 6-19).

Материал поступает в бункер 3, где перемешивается мешалкой 4, укрепленной на вертикальном валу 5. Перемешиванием достигаются оживление скомковавшегося тиксотропного материала и гомогенизация пасты. Получаемая однородная паста шнеком 6 продвигается по втулке 7 к отбойнику 10, по ко-

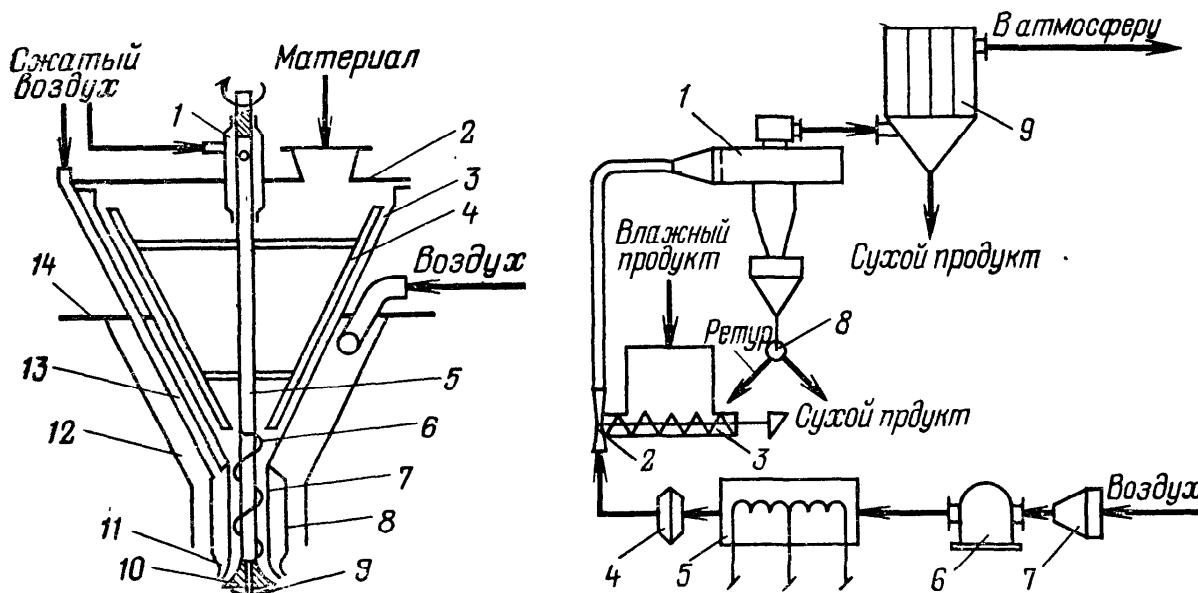


Рис. 6-19. Распылитель паст:

1 — опорный стакан; 2 — крышка; 3 — бункер; 4 — мешалка; 5 — вал; 6 — шнек; 7 — втулка; 8 — обойма; 9 — насадок; 10 — отбойник; 11 — сопло; 12 — кожух; 13 — трубка; 14 — опорный фланец

Рис. 6-20. Принципиальная технологическая схема установки со спиральной пневмосушилкой при рециркуляции продукта:

1 — спиральная пневмосушилка; 2 — эжектор; 3 — дозатор; 4 — искрогаситель; 5 — электроподогреватель; 6 — воздуходувка; 7 — фильтр; 8 — распределительное устройство; 9 — рукавный фильтр

торому распределяется тонким слоем. Распыливающий воздух по трубке 13 поступает в кольцевое пространство, образованное втулкой 7 и обоймой 8, и далее выходя из кольцевого сопла 11, направляется вдоль поверхности отбойника 10, захватывая и распыляя пасту. Дополнительно сжатый воздух подводится через опорный стакан 1, канал в вале 5 и отбойник 10 к насадку 9 и через кольцевой зазор, образованный отбойником и насадком, вдувается под основание факела распыла, компенсируя эжектирующее действие основного потока распыливающего воздуха.

Производительность распылителя регулируют изменением скорости вращения вала: требуемая дисперсность и желаемая форма факела распыла достигаются изменением давления воздуха, формы отбойника, ширины щели сопла, а также количества дополнительного воздуха.

Распылители испытан при сушке распылением паст сopolимеров винилхлорида, винилиденхлорида, винилацетата, акрилонитрила (ВХВД-40, А-15, СХН-60), представляющих собой спрессовавшиеся на фильтре осадки влажностью около 50 %. Опытный образец производительностью 50—60 кг/ч обеспечил высоко- и монодисперсное распыление (средний размер частиц 4—8 мкм) при небольших давлениях (0,2—0,3 МПа) и удельных расходах (0,5—1,5 нм³/кг) распыливающего воздуха.

Поскольку распылитель устанавливался на входе сушильного агента, происходили спекание сopolимеров и забивка шнека и отбойника. Поэтому на распылитель был установлен защитный кожух 12, продуваемый холодным воздухом от входного вентилятора или отработанным сушильным агентом после очистки его в рукавном фильтре.

Смешение исходного материала с частью высушенного продукта придает пастообразному материалу сыпучесть, что облегчает его дозирование и равномерное распределение в сушильном агенте. Применение ретура сухого продукта позволяет высушивать пастообразные материалы в сушилках любого типа для сыпучих материалов. Особенно эффективен этот технологический прием при сушке термо чувствительных объектов, когда нельзя использовать теплоноситель высоких параметров, а также при необходимости получения продукта с низким остаточным влагосодержанием.

Технологические возможности применения ретура исследованы [93] при сушке ряда высоковлажных сopolимеров на экспериментальной установке со спиральной пневмосушилкой, принципиальная схема которой приведена на рис. 6-20.

Установка состоит из пневмосушилки 1, конструкция которой показана на рис. 7-28, рукавного фильтра 9 и винтового дозатора 3. Высушенный материал выгружается из бункера сушилки через секторный затвор и распределительное устройство 8, которым можно устанавливать требуемое соотношение сухого продукта на выгрузку и ретур. Это соотношение зависит от продол-

Рис. 6-21. Зависимость конечной влажности продукта w_k от числа рециркуляции r_m при сушке в спиральной сушилке сополимеров:

1 — СХН-60; 2 — А-15-КР; 3 — А-15-ОМ

жительности открытия и закрытия клапана распределительного устройства; открывание и закрывание клапана осуществляется двумя соленоидами, питаемыми с командного электрического прибора. Сушке подвергали сополимеры винилхлорида, винилацетата, винилиденхлорида и акрилатов СХН-60, А-15, А-15-КР, А-15-ОМ, ВХВД-40, МА-20.

Сополимеры СХН-60, А-15, ВХВД-40 и МА-20 после электролитной коагуляции латекса и выделения на друк-фильтре представляют собой комкообразные тиксотропные пасты влажностью 38—67 %, содержащие крупные спрессовавшиеся куски размерами до 40 мм. Сополимер А-15-КР — пастообразный или тиксотропный кусковой материал влажностью 40—45 % получается при высаждении полимеризата из раствора в ацетоне изопропиловым спиртом с последующей фильтрацией и промывкой водой. Размер частиц, составляющих куски, не превышает 10 мкм, однако в массе содержится около 20 % твердых, близких к кристаллическому состоянию кусков размерами до 20 мм.

Все эти материалы сушить в пневмосушилке при непосредственной подаче невозможно. Вследствие тиксотропности материалы разжижаются в дозаторе и подаются в поток теплоносителя отдельными комками, налипающими на стенки канала и забивающими его. Однако при смешении с 15—20 % сухого продукта исходные материалы приобретают сыпучие свойства.

Сополимеры сушили в интервале чисел рециркуляции r_m от 1 (отсутствие ретура) до 2,4. На рис. 6-21 приведены графики зависимости конечной влажности продукта от числа рециркуляции для сополимеров СХН-60, А-15-КР и А-15-ОМ, выделенных разными способами, коагуляцией латекса, высаждением из раствора, распылительной сушкой латекса с последующим омылением (щелочной обработкой) порошка.

Из графиков видно, что увеличение степени рециркуляции материала способствует более глубокому высушиванию продукта, причем во всех случаях требуемая конечная влажность достигается при числе рециркуляции $r_m > 2$. Различный ход кривых обусловлен физико-механическими свойствами продуктов и способом предшествующей обработки материала. Оптимальные режимы сушки, обеспечивающие требуемую конечную влажность продукта, и технико-экономические показатели процесса приведе-

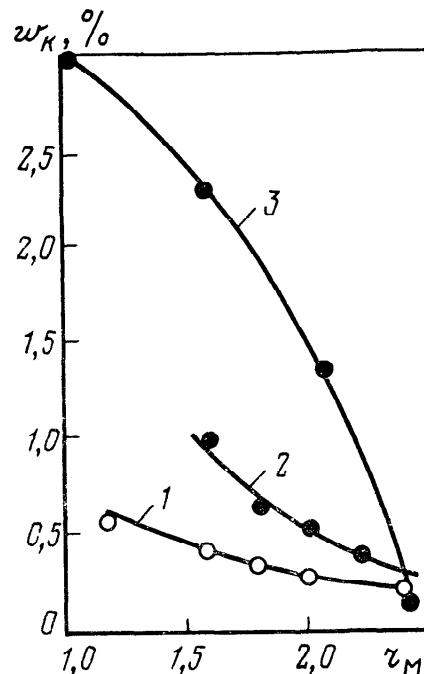


Таблица 6-3. Результаты сушки сополимеров в спиральной пневмосушилке с рециркуляцией продукта

Сополимер	Влажность, % начальная/конечная	Производительность по сухому продукту, кг/ч	Температура воздуха, °С на входе/на выходе	Расход воздуха, м ³ /ч	Число рециркуляции	Удельный расход на 1 кг испарившейся влаги тепла, кДж/кг/воздуха, кг/кг	Напряжение сушилки по испарившейся влаге, кг/(м ³ ·ч)
МА-20	38/0,4	6,0	135/60	200	2,0	8280/72	58
А-15	45/0,3	3,5	140/60	200	2,0	9565/176	60
СХН-60	48/0,3	1,4	150/90	200	2,2	20480/172	30
А-15-КР	45/0,3	4,1	120/60	200	2,4	6870/69	78
ВХВД-40	67/1,0	3,0	120/50	200	3,2	10050/100	42

ны в табл. 6-3. Из таблицы видно, что сополимеры с начальной влажностью 38—45% высушиваются при $r_m=2—2,4$. При более высокой влажности требуется существенно большая степень рециркуляции продукта (для ВХВД-40 при $w_0=67\%$ величина $r_m=3,2$). Увеличение числа рециркуляции способствует некоторому ухудшению технико-экономических показателей процесса, что видно из табл. 6-4 на примере сушки сополимера А-15-КР.

Высущенный в условиях ретура продукт имеет меньшее количество комков, материал существенно измельчается вследствие истирания частиц. Однако прочные стекловидные комки не поддаются разрушению ни в дозаторе, ни в сушилке, поэтому с целью гомогенизации всего материала необходимо предусматривать перед дозатором специальное протирочное устройство, либо эту операцию проводить в самом дозаторе. По второму варианту разработан грануляционно-сушильный агрегат для сополимеров ВХ и акрилатов производительностью 300 кг/ч. Опыты, проведенные на грануляторе, показали возможность гомогенизации и грануляции сополимеров А-15-КР, ВХВД-40 и других с гранулами минимального размера (до 1—3 мм). Твердые

Таблица 6-4. Технико-экономические показатели процесса сушки сополимера А-15-КР в спиральной пневмосушилке с рециркуляцией продукта

Число рециркуляции	Влажность, % начальная/конечная	Напряжение сушилки по влаге, кг/(м ³ ·ч)	Удельные затраты на 1 кг влаги тепла, кДж/воздуха, кг
1,6	45/0,98	108	4960/50
1,8	45/0,68	89	6050/60
2,0	45/0,52	82	6540/65
2,2	45/0,39	80	6700/67
2,4	45/0,30	79	6880/69

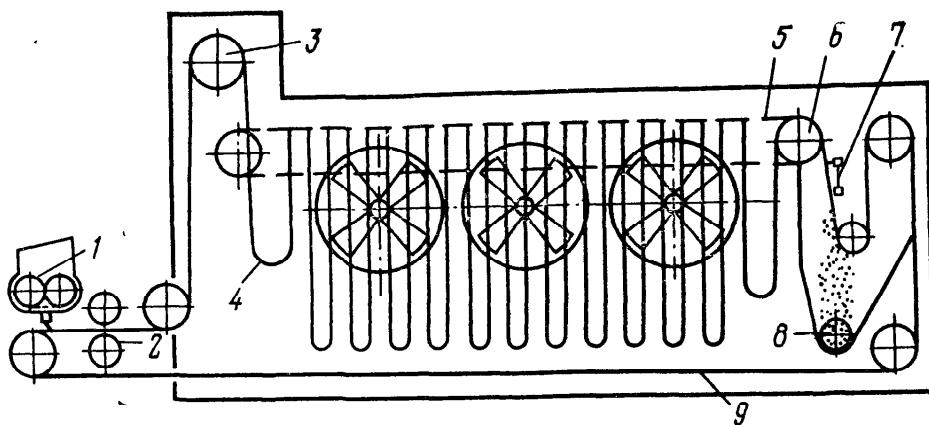


Рис. 6-22. Петлевая сушилка для пастообразных материалов:

1 — питатель; 2 — прижимные вальцы; 3 — направляющий барабан; 4 — сетчатая лента с пастой; 5 — цепной транспортер; 6 — разгрузочный ролик; 7 — ударники; 8 — шнек; 9 — пустая сетка

куски, проходя через фильтры гранулятора, размалываются в мелкую крошку.

Сушка пастообразных материалов с применением сетчатого носителя организуется по аналогии с сушкой тонких плоских гибких материалов (ткани, пленка, бумага) в ленточных и петлевых сушилках. Для этого материал вмазывается в специальную объемную сетку, которая в виде бесконечной ленты движется через сушильную зону. Высохший продукт выколачивается из ленты ударным приспособлением.

Петлевые сушилки находят применение для сушки литопона (смесь BaSO_4 и ZnS), химически осажденного мела, азокрасителей некоторых видов, бланфикса. Схема петлевой сушилки для паст приведена на рис. 6-22.

Паста через щелевую насадку питателя 1 равномерно поступает на движущуюся сетчатую ленту 4. При прохождении через вальцы 2 паста вдавливается в ячейки сетки, образуя слой толщиной от 5 до 25 мм (в зависимости от глубины ячейки, скорости ленты и скорости питания материала). Лента направляется в сушилку, где образует петли, обеспечиваемые выступами на специальных планках, встроенных поперек ленты на расстоянии один от другого, равном двойной высоте петли. Выступы планок опираются на несущий цепной транспортер 5. Вследствие разности скоростей цепи и ленты последняя укладывается в петли. При выходе из сушильной зоны петли выбираются специальным роликом 6 и направляются к ударникам 7, которые выбивают сухой продукт из ячеек сетки в бункер.

Петлевые сушилки работают с частичной рециркуляцией отработанного воздуха. В зависимости от свойств материала процесс ведут в двух, трех и более зонах с различными температурами и влажностями воздуха. Нагрузка по сухому продукту составляет 5—15 кг на 1 м^2 сетки. Температура сушильного агента 250—300 °С. Производительность сушилок 1,5—3 т/ч. К недостаткам этих сушилок следует отнести малую интенсивность сушки, частые поломки сетки, выкрашивание из нее продукта и,

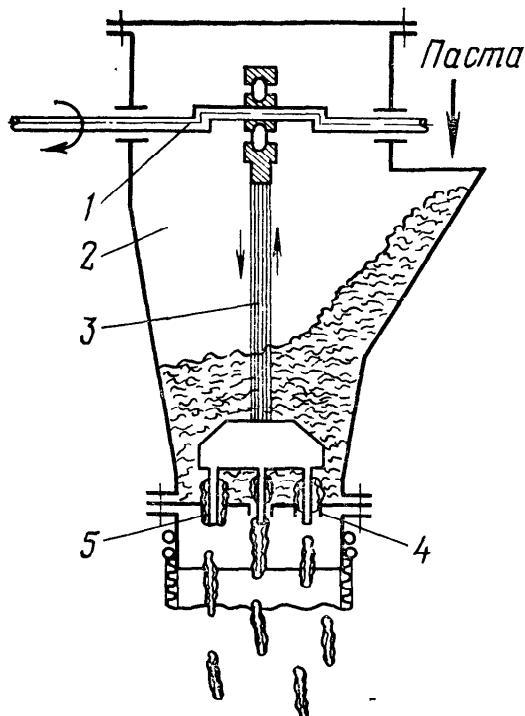


Рис. 6-23. Стержневой вибропитатель для тиксотропных паст:
1 — вал; 2 — бункер; 3 — шток; 4 — матрица; 5 — стержень

как следствие, засорение камеры [82]. По этим причинам петлевые сушилки вытесняются более интенсивными сушилками, например сушилками с кипящим слоем материала или со слоем инертной насадки.

Сушку пастообразных материалов с предварительным формированием холодным способом и с подсушкой можно организовать в кипящем слое либо в неподвижном слое, пере-

мещаемом на сетчатой ленте. Для холодного формования можно использовать пресс-формовочные шнековые грануляторы, таблетирующие машины, валки с желобчатыми кольцевыми пазами. Если паста достаточно подвижна или материал обладает тиксотропными свойствами, то для формования гранул можно применять вибропитатель с перфорированным дном. Для повышения равномерности питания в перфорацию могут быть помещены вибрирующие стержни.

Технология сушки пастообразных пигментов, красителей и катализаторов в кипящем слое с подачей материала в слой стержневым вибропитателем разработана в ЛТИ им. Ленсовета [82]. Для высушивания применяли конически-цилиндрические аппараты. Схематическое устройство стержневого вибропитателя показано на рис. 6-23.

Бункер 2 имеет дно-матрицу 4 с отверстиями, в которых возвратно-поступательно перемещаются стержни 5. Движение стержням сообщается штоком 3, эксцентрично соединенным с валом 1, который гибко связан с валом электродвигателя. Производительность питателя регулируется числом оборотов вала 1. Гранулы пасты из стержневого вибропитателя падают в слой высушиваемого материала, при этом они опудриваются пылью продукта, неизбежно присутствующей в слое; этим предотвращается их слипание или налипание на стенки сушильной камеры.

В результате сушки различных пигментов (сиена натуральная, марс коричневый, бланфикс, кобальт зеленый, белила и др.) при температуре воздуха на входе от 150 до 360 °C, на выходе — от 70 до 100 °C происходило высушивание материала от начальной влажности $w_0 = 30—90$ до конечной — $w_k = 0—13\%$. При этом получались сухие гранулы диаметром от 1 до 5 мм.

Густые неподвижные пасты как правило формуются холода-

ным способом без подсушки. При сушке на ленточной сушилке их укладывают на ленту равномерным слоем толщиной до 50 мм [172]. Принципиальная схема ленточной сушилки представлена на рис. 6-24. В сушилке могут быть одна, две или несколько лент, расположенных одна над другой. Равномерность сушки обеспечивается строго регулируемой температурой. В камеры, которые могут быть многозонными, встроены циркуляционные вентиляторы.

Для сушки густых малоподвижных пастообразных материалов ленточную сушилку комбинируют с вальцеленточной сушилкой, которая позволяет провести предварительную подсушку и формование материала [172]. Валок вальцеленточной сушилки имеет диаметр 500—1500 мм. На поверхности валка с шагом 10—20 мм проточены кольцевые канавки трапецидальной формы глубиной до 12 мм. Валок обогревается паром.

Схема формования брикета видна из рис. 6-25. Паста поступает в бункер, а затем прижимным валиком 2 вмазывается в канавки барабана 3. Другой валик 1 с кольцевыми ребрами вжимает пасту в канавки. За один оборот паста подсушивается и удаляется гребенчатым ножом 4. Полученные брикетики длиной 10—50 мм подаются лентой 5 на транспортер ленточной сушилки 6. По такой схеме сушат АВС-пластики на Узловском ПО «Пластик». Производительность сушилки 3 т/ч. Температура воздуха по зонам от 60 до 90 °С. Воздух циркулирует через слой брикетиков, лежащих на сетчатой ленте. Высушенные брикетики при необходимости подвергают измельчению на турбомельницах.

Сушилки, позволяющие высушивать пастообразные материалы без предварительной подготовки, как правило, имеют внутри неподвижно закрепленную (гребки, лопасти, мешалки) или свободно перемещающуюся насадку (шарики, гранулы).

Так, барабанные сушилки с винтовой распределительной и подъемно-лопастной насадкой позволяют сушить в них густые

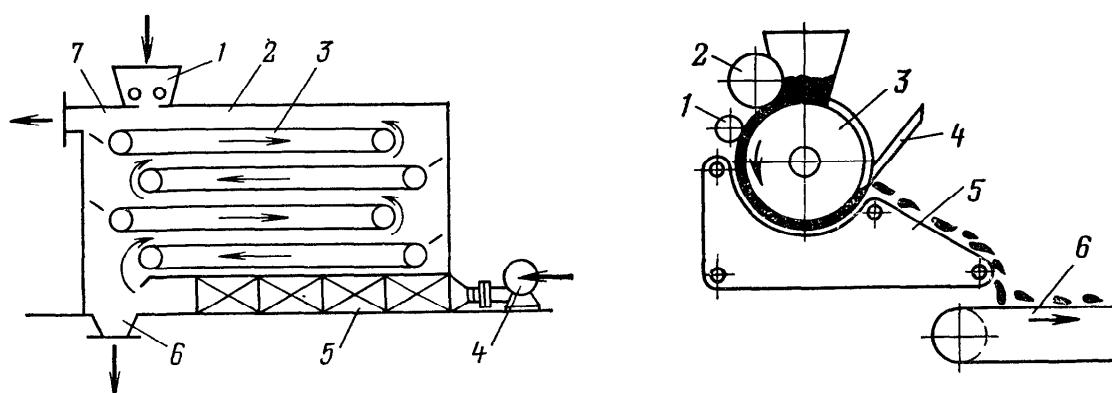


Рис. 6-24. Ленточная сушилка:

1 — загрузочный бункер; 2 — камера; 3 — ленточный транспортер; 4 — вентилятор; 5 — калориферы; 6 — разгрузочный бункер; 7 — газоход для отработанного воздуха

Рис. 6-25. Схема формования пасты на вальцеленточной сушилке:

1, 2 — прижимные валики; 3 — валок (барабан); 4 — гребенчатый нож; 5 — лента; 6 — ленточная сушилка

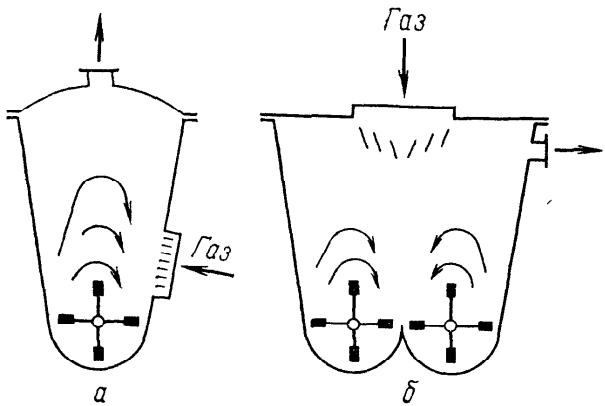


Рис. 6-26. Однороторная (а) и двухроторная (б) камерные сушилки с механически взвешенным слоем

неподвижные и малоподвижные пасты. Если материал обладает большой адгезией, то на начальном участке барабана подвешивают цепи, которыми разрушаются комки и снимаются наросты со стенок барабана [82]. Для этой же цели иногда за винтовой распределительной насадкой устанавливают самоочищающиеся прямые поворотные лопатки, а наружную обечайку барабана снабжают ударными приспособлениями. Основные виды насадок барабанных сушилок рассмотрены в гл. 7.

Для этой же группы пастообразных материалов можно использовать одно- и двухроторные камерные сушилки конструкции НИИХиммаша [53] (рис. 6-26). Вращение ротора, имеющего чередующиеся короткие лопасти, с частотой от 195 до 480 об/мин способствует разрушению комков материала и переводу его в фонтанирующее состояние. Процесс сушки проходит с высокой интенсивностью [до 70 кг/(м³·ч) испарившейся влаги]. Разработан типовой ряд сушилок этого вида с одним или двумя роторами диаметром от 0,2 до 1 м, длиной от 2 до 6 м, объемом камеры от 0,6 до 25 м³, производительностью от 50 до 3000 кг/ч.

Для сушки тиксотропных и вязкотекучих пастообразных материалов без их предварительной подготовки можно использовать шнековые сушилки, представляющие собой горизонтальные аппараты с кондуктивным подводом тепла через греющую рубашку. Высушиваемый материал транспортируется одним или двумя шнеками от места загрузки к выгрузному патрубку. При продвижении паста перемещивается, подсыхает и становится сыпучей, комки перетираются шнеком. Подвижные пастообразные материалы с высокой интенсивностью высушиваются в аппаратах с незакрепленной инертной насадкой: сушилках кипящего и вихревого слоя.

При сушке вязких паст в отличие от сушки жидкых веществ, подаваемый в движущийся слой материал не покрывает пленкой инертные частицы, а находится между ними [118]. Поверхность высушиваемого материала более чем на порядок превышает поверхность инертных тел, и процесс протекает более интенсивно, так как инертные тела перемалывают частицы пасты и предотвращают образование комков. Сухой продукт, получаемый в тонкодисперсном виде, выносится из слоя сушильным агентом и улавливается в отдельном тракте пылеулавливания.

На рис. 6-27 показан принцип реализации этого способа сушки паст в фонтанирующем [118] и вихревом слое [62]. В каче-

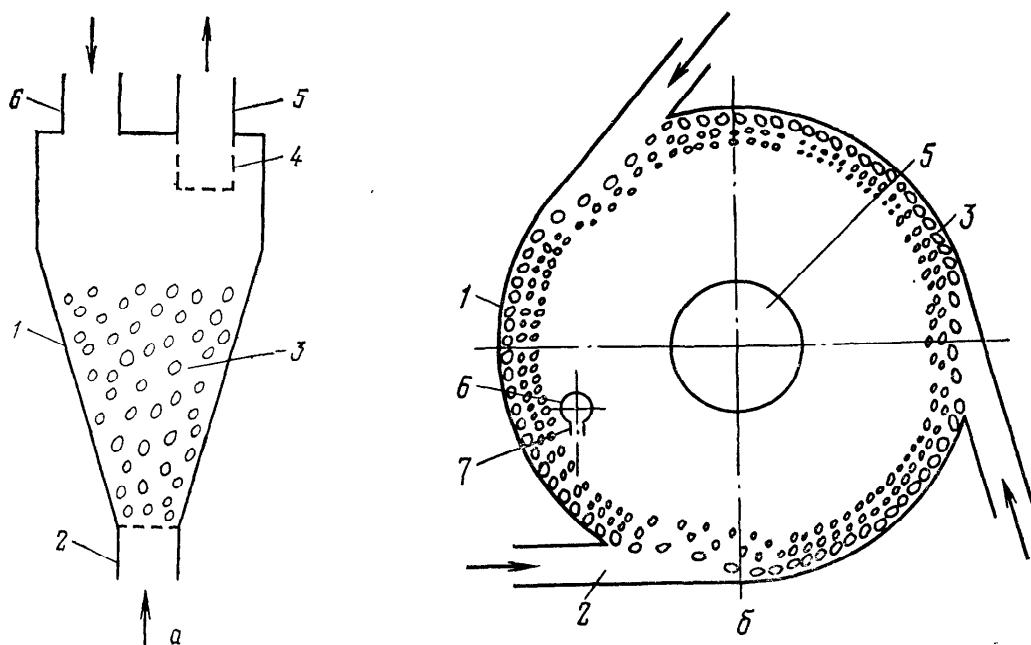


Рис. 6-27. Схема сушки в аэрофонтанной (а) и вихревой (б) сушилках с инертной насадкой для сушки подвижных паст:

1 — корпус; 2 — газоввод; 3 — слой инертной насадки; 4 — отбойная решетка; 5 — вывод газовзвеси продукта; 6 — ввод пасты; 7 — щелевой распределитель

стве инертной насадки используются стеклянные или корундовые шарики, крупный кварцевый песок, капроновая или фторопластовая крошка. Поскольку высушенный продукт получается в тонкодисперсном состоянии, способ сушки паст на взвешенном слое инертных тел получил большое распространение в анилиновокрасочной и лакокрасочной промышленности для сушки пигментов и красителей. Имеется положительный опыт использования этого способа для сушки ванадиевого катализатора, химических реагентов, яичного белка, медицинских препаратов, шлама сточных вод в целлюлозно-бумажном производстве и др. [118].

6.7. Сушка кусковых материалов

К кусковым относятся материалы с частицами размером более 5 мм (кусочки агломераты, гранулы, таблетки). При наличии внутренней влаги кусковые материалы требуют сравнительно много времени для сушки. Продолжительность и параметры сушки должны строго контролироваться во избежание недосушивания, чрезмерного пересушивания, нежелательного растрескивания и разрушения готового продукта. Такие условия обеспечивают сушилки с неподвижным или перемешиваемым слоем материала: полочные (периодического и непрерывного действия), ленточные, шахтные, барабанные, шнековые, роторные, вибрационные сушилки.

В полочных и ленточных сушилках высушиваемый материал распределяется слоем высотой от 10 до 150 мм (нагрузка от 1,5 до 100 кг/м²) в зависимости от свойств объекта сушки и кон-

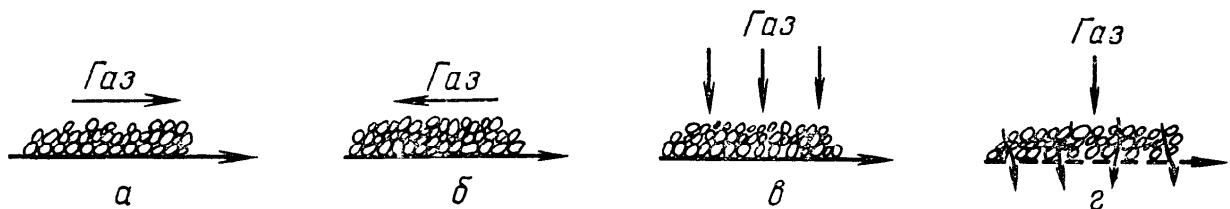


Рис. 6-28. Схема взаимодействия газа с неподвижным слоем дисперсного материала:

а — параллельный прямоток; *б* — параллельный противоток; *в* — перекрестный перпендикулярный ток; *г* — перекрестный ток сквозной продувкой

структурных особенностей сушильного аппарата. Термо для сушки может подводиться к слою конвективным, кондуктивным, индукционным (токами высокой частоты) или радиационным (инфракрасным излучением) способами нагрева.

Для конвективной сушки скорость газа во избежание возможного пылеуноса выбирают небольшой (0,5—1,5 м/с). Поток газа по отношению к слою высушиваемого материала может направляться параллельным током (прямо- или противотоком) и перекрестным током (перпендикулярным обдувом или сквозной продувкой), как показано на рис. 6-28.

Способ контактирования сушильного агента со слоем твердой фазы выбирают, исходя из свойств высушиваемого материала и требований к качеству готового продукта. Например, для крупных или штучных непылящих материалов лучше применять перпендикулярный сопловой обдув или сквозную продувку слоя с большой скоростью газа, так как в этих условиях существенно повышаются коэффициенты тепло- и массообмена и степень использования потенциала сушильного агента.

Интенсивность сушки в полочных сушилках с параллельным током газа невелика. Даже в сушилках с механизированным перемещением материала с полки на полку (турбинные, тарельчатые сушилки) напряжение по испарившейся влаге составляет 3—8 кг/(м²·ч). Намного интенсивнее ленточные сушилки, так как в них можно осуществить сквозную продувку или сопловой обдув высушиваемого материала, поэтому напряжение по испарившейся влаге возрастает до 30—60 кг/(м²·ч).

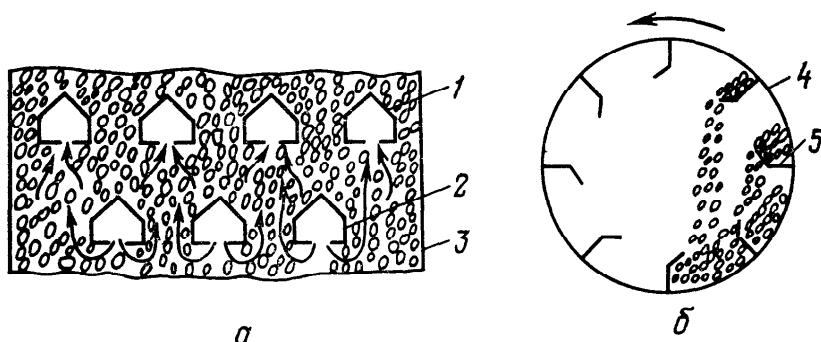


Рис. 6-29. Схема взаимодействия газа с движущимся слоем дисперсного материала в шахтной (*а*) и барабанной (*б*) сушилках:

1 — отсасывающий короб; *2* — нагнетательный короб; *3* — стенка шахты; *4* — обечайка барабана; *5* — насадка

Организация движения материала и газа в шахтных и барабанных сушилках показана на рис. 6-29. В шахтной сушилке осуществляется сквозная продувка газом медленно движущегося слоя высушиваемого материала. Причем для отдельных слоев имеет место противоточное движение дисперсной и газовой фаз, а в целом для всего материала, находящегося в шахте — перекрестный ток. В барабанной сушилке газ по отношению к материалу, лежащему на стенках барабана и лопатках насадки движется параллельным прямо- или противотоком, в то время как для сыплющихся с лопаток слоев материала осуществляется локальный перекрестный ток сквозной продувкой газа.

Интенсивность сушки в шахтных сушилках составляет 20—50, а в барабанных 4—120 кг/(м³·ч) в зависимости от свойств высушиваемого материала и режима сушки, т. е. одного порядка, но в барабанных сушилках продукт значительно в меньшей степени подвержен локальным перегревам, так как хорошо перемешивается и лучше контактирует с сушильным агентом.

Наилучшие условия для перемешивания материала и контакта его с сушильным агентом достигаются в сушилках кипящего слоя. Выше было показано, что, если высушиваемый материал содержит поверхностную или слабо связанную внутреннюю влагу, то способ сушки в кипящем слое приемлем для материалов с размерами частиц до 70 мм, т. е. для кусковых материалов. По данным М. В. Лыкова [82] удельный съем влаги при сушке различных материалов в кипящем слое превышает интенсивность сушки в барабанных сушилках на порядок.

Если в технологии сушки кускового материала требуется или допускается получать готовый продукт в мелкодисперсном виде, то высушиваемый материал перед подачей в сушилку или в сушильном аппарате подвергают измельчению. Измельчение является наиболее эффективным способом интенсификации процесса сушки, что обусловлено не только увеличением общей поверхности тепло-массообмена пропорционально размеру частиц в степени 0,5 в соответствии с выражением (6-4), но и неуставновившимся состоянием пограничного слоя парогазовой смеси при образовании новой поверхности.

В некоторых случаях кусковые материалы, получающиеся вследствие спрессовывания осадков в фильтрах и центрифугах, достаточно подвергнуть дезагрегации на составляющие частицы. Для этой цели оказываются подходящими сушилки со взвешенным слоем некоторых типов, имеющие мешалки или роторы с достаточно высокой скоростью вращения. Например, упомянутую выше роторную камерную сушилку НИИхиммаша вполне можно использовать для сушки с дезагрегацией кусковых осадков фильтрования. Известна также сушилка кипящего слоя с высокооборотной мешалкой, разработанная НИИхиммашем для использования в качестве первой ступени комбинированных аэрофонтанных и циклонных сушилок [124]. Схематическое устройство этой сушилки показано на рис. 6-30.

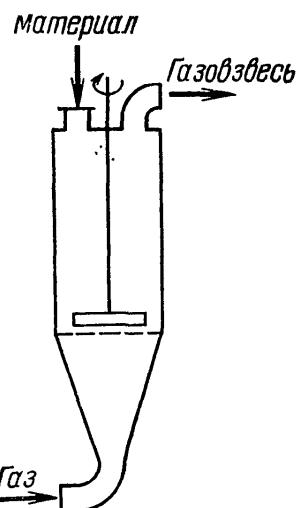


Рис. 6-30. Сушилка кипящего слоя с высокооборотной мешалкой

Сушильная камера представляет собой цилиндрический аппарат с решеткой. Над решеткой размещена двухлопастная высокооборотная (150—600 об/мин) мешалка. Кусковой (скомковавшийся) материал подается в камеру и дезагрегируется мешалкой. Измельченный высушенный (подсушенный) материал выносится газовым потоком из сушилки в систему пылеулавливания (или во вторую ступень сушильной установки). Крупные куски материала остаются в аппарате до тех пор, пока не измельчатся мешалкой. Эти аппараты используют для сушки различных полимерных материалов (поливинилацеталь, полистирол) красителей, химических реагентов, солей [124].

В тех случаях, когда высокооборотные мешалки и роторы не могут обеспечить дезагрегацию материала, применяют механическое или пневматическое измельчение. При сушке крупнокусковых материалов чаще всего используют механический способ измельчения при помощи мельниц ударного действия: молотковых, аэробильных, дисембраторов, дезинтеграторов. В крупнотоннажных производствах и в отсутствие особых требований к дисперсности готового продукта применяют молотковую дробилку. При необходимости получения тонкоизмельченного продукта с низким остаточным влагосодержанием допустимо применение более сложного устройства по типу дезинтегратора. В большинстве случаев достаточно эффективны аэробильные мельницы и дисембраторы. Иногда измельчители играют роль забрасывателей материала в сушилки кипящего слоя или в пневмотрубы-сушилки [9, 124].

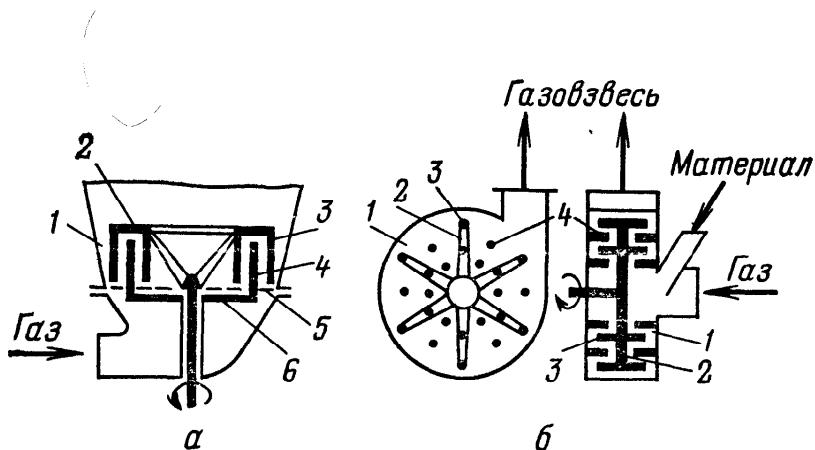


Рис. 6-31. Измельчители типа дисембратора с вертикальным (а) и горизонтальным (б) валом для сушильных аппаратов:

1 — корпус; 2 — ротор; 3 — подвижные штифты; 4 — неподвижные штифты; 5 — решетка; 6 — штанга

Рис. 6-32. Пневмосушилка с измельчителем:

1 — топка; 2 — пневмотруба; 3 — сепаратор; 4 — дымосос; 5 — циклон; 6 — шнек-смеситель; 7 — мельница; 8 — питатель; 9 — транспортер

На рис. 6-31 приведены конструкции измельчителей типа диссембратора с вертикальной и горизонтальной осями вращения ротора. Измельчители с вертикальным ротором удобно встраивать в сушилки с кипящим или аэрофонтанным слоем по аналогии с устройством, имеющим быстроходную мешалку (см. рис. 6-30). Измельчители с горизонтальным ротором удобно устанавливать в трубные пневматические сушилки в основном или вспомогательном контуре.

На рис. 6-32 показана схема трубной пневмосушилки с измельчением материала [82]. Сушильный агент из топки 1 поступает в пневмотрубу 2 и частично в мельницу 7. Через мельницу 7 проходит смесь исходного материала с крупной фракцией продукта из сепаратора 3 и ретуром готового продукта из циклона 5. Измельченная смесь выходит из мельницы в виде газовзвеси и вдувается в пневмотрубу 2. В этой схеме мельница установлена во вспомогательном контуре. Прохождение всего потока газов через размольное устройство нецелесообразно из-за больших гидравлических сопротивлений.

В некоторых случаях измельчитель с горизонтальным ротором может быть встроен в сушильную камеру. Удачное техническое решение такого типа реализовано в вихревой сушилке с измельчителем типа диссембратор разработки НИИХиммаша [124] (рис. 6-33).

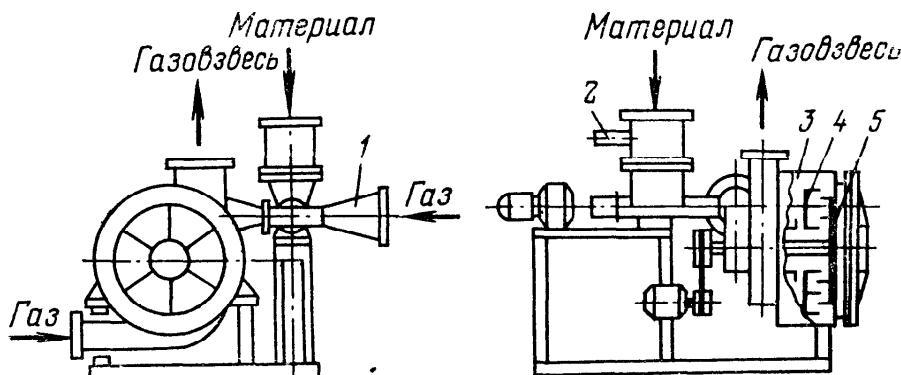
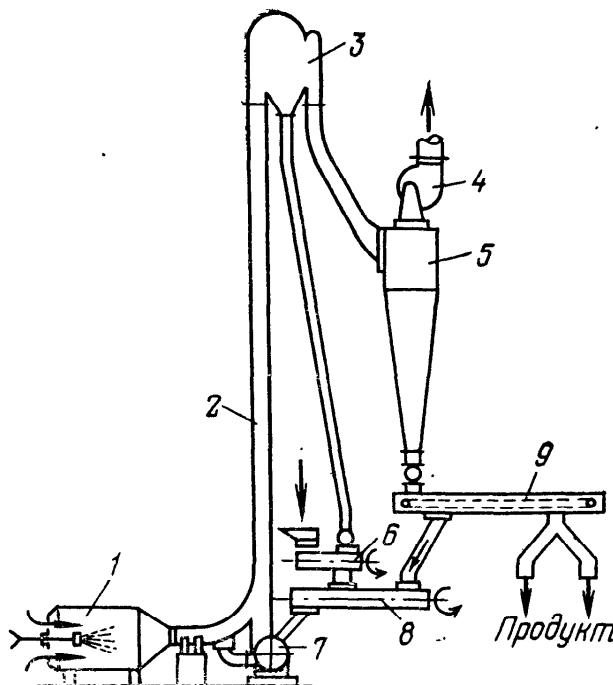


Рис. 6-33. Вихревая сушилка с измельчителем:

1 — эжектор; 2 — питатель; 3 — корпус сушилки; 4 — статор измельчителя; 5 — ротор измельчителя

Поток горячего теплоносителя поступает в эжектор 1 и подхватывает исходный материал, подаваемый винтовым питателем 2. Образующаяся газовзвесь поступает в вихревую сушильную камеру. В нижнюю часть корпуса по тангенциальному патрубку поступает второй поток теплоносителя. В корпусе 3 размещены статор 4 и ротор 5 дисмембратора, вращающегося с частотой 500 об/мин. Материал с потоком воздуха по центральной трубе попадает в центр беличьего колеса дисмембратора и, измельчаясь и подсыхая, поступает на его периферию и в вихревую камеру, куда подается второй поток теплоносителя. Высушенный продукт потоком отработанного воздуха через улитку, примыкающую к торцевой стенке вихревой камеры, выносится из сушилки в тракт пылеулавливания.

Сушилки с измельчителями ударного действия позволяют получать сухие продукты с частицами размером менее 40 мкм. Производительность сушилок достигает 40 т/ч.

6.8. Сушка в замкнутом цикле газа и в среде перегретого пара

Сушку дисперсных материалов с использованием частично или полностью замкнутого цикла газа так же, как и в среде перегретых паров воды или растворителей, применяют для решения как чисто технологических задач (например, возврат растворителей в производство, избежание окисления продукта кислородом воздуха и т. п.), так и вопросов безопасности, безотходности, энергосбережения и экологической чистоты сушильных установок.

Частичную рециркуляцию сушильного агента осуществляют при необходимости регулирования влажности газа, вступающего в контакт с высушиваемым материалом, и для максимального использования потенциала сушильного газа (согласно принципу энергосбережения) при сушке трудносохнущих материалов, когда газ не успевает насытиться влагой за один цикл контакта. В случае применения газа в качестве подогревателя топки этот способ может обеспечить самоинертизацию сушильного агента, т. е. существенное снижение содержания в нем кислорода. Самоинертизация достигается рециркуляцией топочных газов при относительно малом количестве выбросов в выхлопную трубу и замене их эквивалентным количеством свежего воздуха, добавляемого в топку. Во многих случаях снижение содержания кислорода в сушильном агенте позволяет повысить его температуру без ущерба качеству продукта.

Преимущества подобной схемы анализируются в работе Нодена [190] на примере пневматической трубы-сушилки (рис. 6-34). Сравнение работы сушилок по схемам с частично замкнутым циклом и с полным выбросом сушильного агента при одинаковой производительности свидетельствует о более высоком

Рис. 6-34. Схема пневматической трубы-сушилки с частично замкнутым циклом и самоинертизацией сушильного агента:

1 — труба-сушилка; 2 — циклон; 3, 9 — шлюзовые затворы; 4, 5 — вентиляторы; 6 — топка; 7 — смеситель для ретура; 8 — питатель

кой эффективности первой схемы: ее термический к.п.д. возрастает от 62,4 до 87,9 %.

В третьей главе рассмотрен процесс сушки с замкнутым циклом сушильного агента по двум схемам конденсации испарившейся влаги: в конденсаторе поверхностного типа и конденсаторе смешения. По первой схеме, например, осуществлена сушка флотоконцентратов сланца и аминоэнантной кислоты [118]. Для сушки полимерных материалов следует отметить систему «Рурхимия» для полиолефинов производительностью до 6000 кг/ч [186]. Этот вариант конденсации был исследован нами при сушке сopolимеров винилхлорида и акрилатов на экспериментальной установке с замкнутым циклом газа, схема которой представлена на рис. 6-35.

В качестве сушильного аппарата 1 использована комбинированная спирально-вихревая сушилка (КСВ) — аппарат безуносного типа [108], что позволило исключить из схемы циклон. Для тонкой очистки отработанного сушильного агента установлен рукавный фильтр 4. Чтобы обеспечить возможность сушки комкующихся и липких материалов, между дозатором 13 и смесителем-инжектором 12 установлен подсушиватель-дезагрегатор 14, снабженный мешалкой и скребком.

В качестве объектов сушки использованы сopolимеры винилхлорида с метилакрилатом (МА-20, МА-50), винилиденхлоридом (ВХВД-40), акрилонитрилом (СХН-60), метилметакрилата с метакриловой кислотой (М-14) и бутилметакрилатом (М-40БМ, ПБМА) с частицами средним эквивалентным диамет-

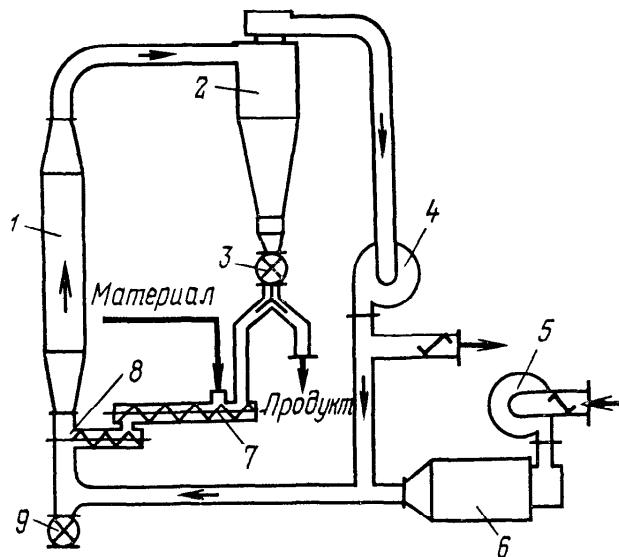
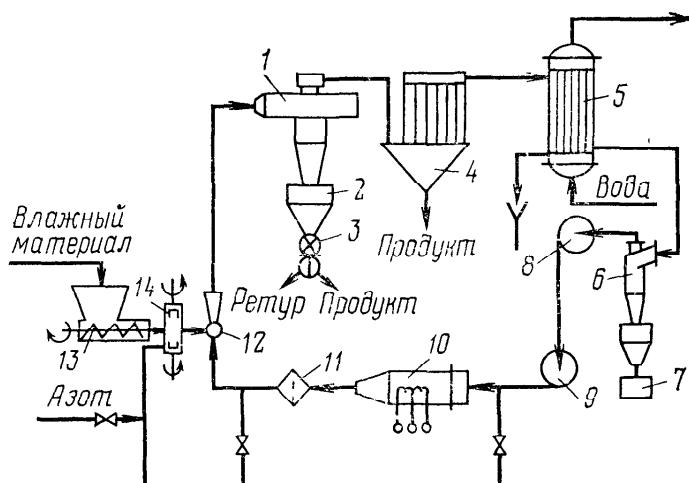


Рис. 6-35. Схема экспериментальной установки спирально-вихревой пневмосушилки с замкнутым циклом газа с использованием конденсатора поверхностного типа:

1 — сушилка; 2 — бункер; 3 — затвор-делитель; 4 — рукавный фильтр; 5 — конденсатор; 6 — сепаратор влаги; 7 — сборник конденсата; 8, 9 — вентиляторы; 10 — электронагреватель; 11 — искрогаситель; 12 — смеситель-инжектор; 13 — дозатор; 14 — подсушиватель-дезагрегатор



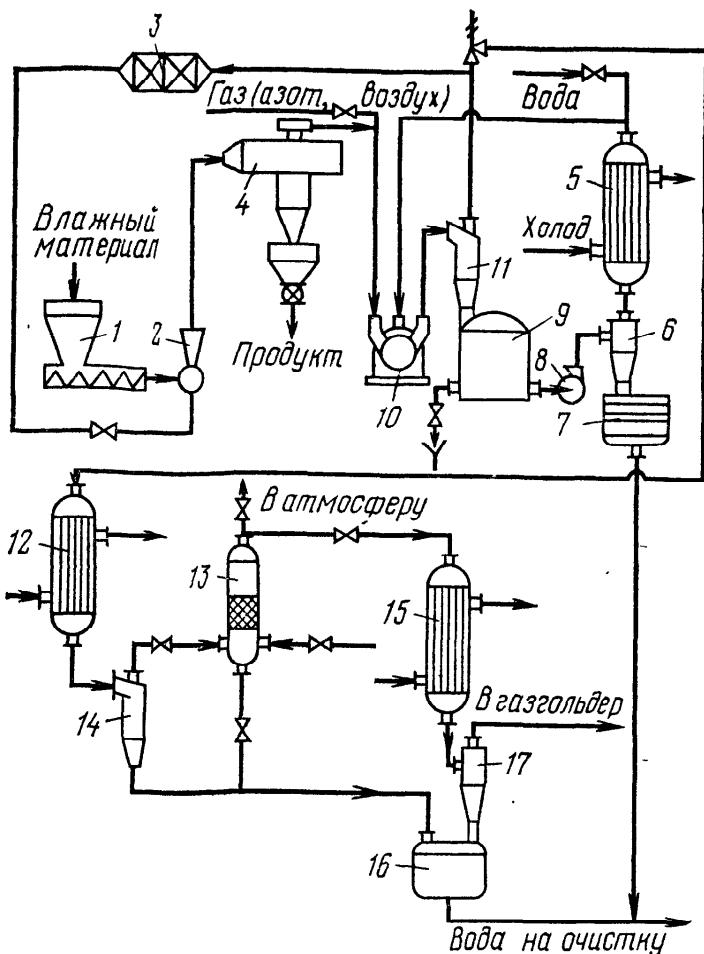


Рис. 6-36. Принципиальная схема опытной установки спирально-вихревой сушилки с замкнутым циклом теплоносителя и узлом адсорбции мономеров:
 1 — дозатор; 2 — смеситель-инжектор; 3 — электронагреватель; 4 — сушилка; 5 — холодильник; 6 — гидроциклон; 7 — фильтр для конденсата; 8 — насос; 9 — водоотделитель; 10 — водокольцевой компрессор; 11, 14, 17 — сепараторы влаги; 12, 15 — холодильники-конденсаторы; 13 — адсорбер; 16 — сборник

ром от 25 до 300 мкм, содержащие мелкие фракции (3—10 мкм). Цель опытов заключалась в оценке эффективности кожухотрубчатого теплообменника в качестве конденсатора паров влаги и надежности систем пылеулавливания.

Практически во всех опытах была достигнута заданная коначная влажность продукта: конденсация паров влаги в конденсаторе поверхностного типа достаточно эффективна для нормальной работы установки. Замеры запыленности циркулирующего сушильного агента показали, что после фильтра концентрация пыли в газе составила от 0,3 до 75, а после конденсатора от 0—0,3 мг/м³. Таким образом, значительная часть пыли улавливается пленкой конденсата, стекающей по поверхности трубок конденсатора. Эффективность очистки газа составила 99,99—100%, что вполне достаточно для обеспечения сушки полимерных материалов без загрязнения готового продукта подгарами.

Сушку с замкнутым циклом газа по схеме с конденсатором смешения применяют при получении полиэтилена, полипропилена и других полимерных материалов [88, 124, 188]. Для отработки технологии сушки ПВХ и сополимеров винилхлорида и акрилатов, содержащих остаточные мономеры, нами была применена схема установки на базе сушилки КСВ, скруббера, играющего роль конденсатора и пылеуловителя, и конденсационно-адсорбционной системы улавливания мономеров. Функции пылеуловителя и конденсатора с достаточно высокой эффективностью совмещал водокольцевой компрессор ВК-3, примененный в качестве газодувки.

Установка (рис. 6-36) работает следующим образом. Влажный материал дозатором 1 подается в инжектор 2, в котором смешивается с нагретым в электронагревателе 3 циркулирую-

щим газом (азот или воздух). Образующаяся газовзвесь поступает в сушилку 4, где происходит сушка материала и выделение сухого продукта из отработанного газа. Последний отсасывается водокольцевым компрессором 10, в котором промывается водой, циркулирующей через систему охлаждения и фильтрации при помощи насоса 8. Очищенный и осушенный газ возвращается в цикл, а сконденсированная вода вместе со шламом (уловленной пылью полимера), выводится из системы на утилизацию отходов производства.

В процессе сушки в циркулирующем сушильном агенте постепенно накапливаются газообразные мономеры (ВХ, акрилаты), десорбирующиеся из полимера. При повышении заданного уровня концентрации мономера в газе по сигналу газоанализатора открывается клапан подпитки системы азотом или воздухом, и циркулирующая парогазовая смесь разбавляется. Излишек смеси при этом сбрасывается через дыхательный клапан в систему улавливания мономеров. Схема может работать также по варианту с постоянной подпиткой и сбросом газа.

В системе улавливания парогазовая смесь проходит через холодильник-конденсатор 12 поверхностного типа, в котором происходит конденсация влаги, и через сепаратор 14 направляется в адсорбер 13, в котором очищается от мономеров, затем выбрасывается в атмосферу. По мере накопления мономера адсорбент регенерируется острым водяным паром. Отогнанный мономер направляется в газгольдер.

Эффективность улавливания твердой фазы при сушке ПВХ и сopolимера ВА-15 составила: 99,85% в сушилках, 99,19% в водокольцевом компрессоре с сепаратором циклонного типа и всей системы 99,999%, а следовательно в этой установке можно высушивать полимерные материалы без ухудшения их качества. Эффективность улавливания ВХ в системе адсорбции при сушке ПВХ превысила 96%. Содержание ВХ в выбрасываемом из адсорбера газе составила 3,4 мг/м³, что намного ниже ПДК для ВХ в производственных помещениях (12,5 мг/м³). Потери винилхлорида с выбрасываемыми газами не превышали 8,5 мг/т сухого продукта. При сушке сopolимеров М-14 и ПБМА содержание мономеров в пробах воздуха, отобранных из системы перед адсорбераом, составляло 0,01—0,035 мг/м³, а в газовых выбросах после адсорбера мономеры не были обнаружены.

Согласно принципам энергосбережения в схемах сушки с замкнутым циклом газа целесообразно использовать тепло конденсации для сушки. Этим условиям отвечает, например, установка фирмы «Ниро Атомайзер» (Дания) для досушки полипропилена (рис. 6-37) [88]. Рекуперация тепла происходит в теплообменнике 4, через который сушильный газ (азот) проходит дважды: в трубном пространстве перед подачей в скруббер-конденсатор 7 и в межтрубном пространстве после охлаждения и осушки в скруббере. При этом экономятся тепло и холод. Согласно данным этой фирмы, схема с рекуперацией

тепла позволяет снизить общее потребление его на сушку с $8,17 \cdot 10^5$ до $3,77 \cdot 10^5$ и потребление холода с $6,91 \cdot 10^5$ до $2,72 \cdot 10^5$ кДж/ч при производительности 8000 кг/ч.

Особый интерес представляет использование в качестве сильного агента перегретого пара. Исследование сушки перегретым паром геля кремневой кислоты, силиката кальция, активного угля, гексановой вытяжки соевых хлопьев описано в работе [118]. В качестве теплоносителя используют и перегретый пар растворителей, например гептан при сушке полиолефинов [124]. Басел и Грей [178] применили такой метод для сушки полипропилена, полиэтилена, поливинилового спирта и полистирола в псевдоожженном слое. Широкие исследования в области сушки дисперсных материалов перегретым паром нашли отражение в работах советских исследователей М. В. Лыкова, Б. И. Леончика, О. Л. Данилова, А. А. Долинского, Ю. И. Воловика и др. [25, 30, 31, 80, 81, 82, 87, 147].

Перегретый водяной пар имеет ряд существенных преимуществ перед другими теплоносителями, используемыми в качестве агентов конвективной сушки [77, 87]. Важнейшие из них следующие:

высокий энергетический к. п. д. процесса, обусловленный возможностью энергетического использования вторичного пара и сохранением основного пара в контуре циркуляции;

уменьшение требуемого количества пара в контуре циркуляции,

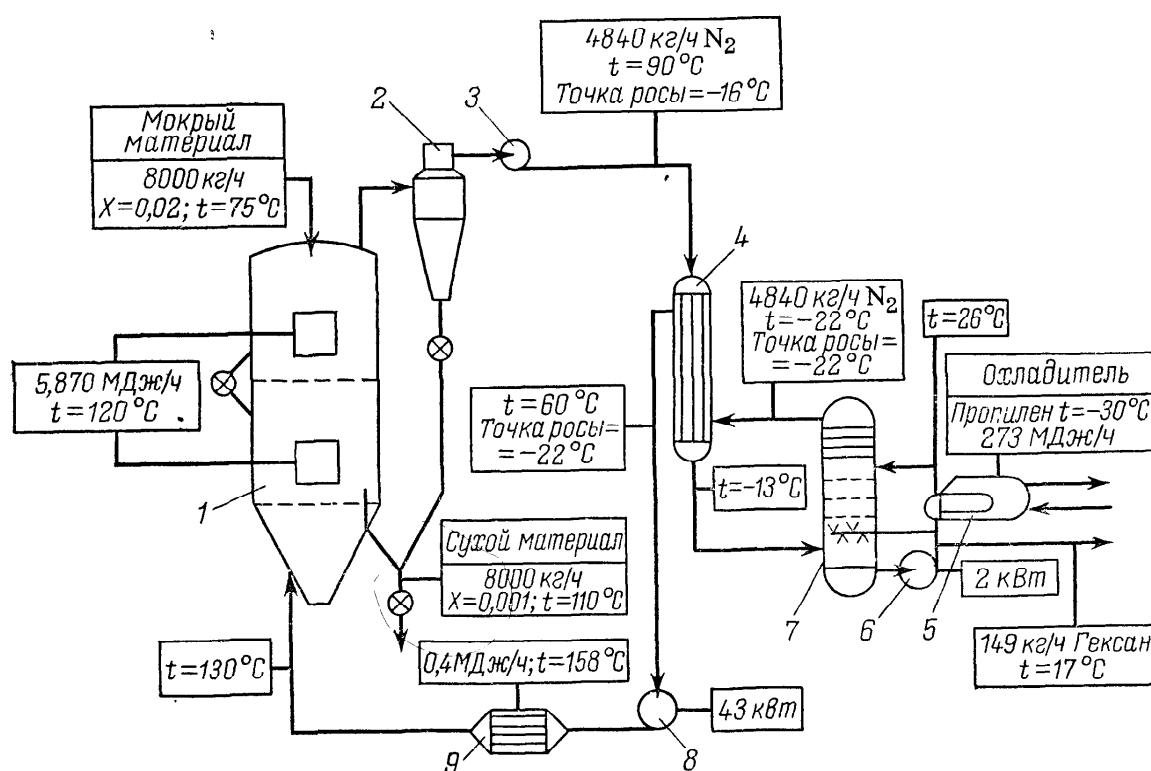


Рис. 6-37. Принципиальная схема сушильной установки для полипропилена с замкнутым циклом газа и рекуперацией тепла фирмы «Ниро Атомайзер» (Дания):

1 — двухкамерная сушилка кипящего слоя; 2 — циклон; 3, 8 — вентиляторы; 4 — рекуператор; 5 — холодильник; 6 — насос; 7 — скруббер-конденсатор; 9 — калорифер

Рис. 6-38. Схема установки для сушки полимерных материалов перегретыми парами растворителя:

1 — сушилка кипящего слоя; 2 — циклон; 3 — скруббер-конденсатор; 4 — газодувка; 5 — пароперегреватель; 6 — насос; 7 — холодильник

ции, что обусловлено более высокой удельной теплоемкостью пара по сравнению с теплоемкостью воздуха;

более высокая интенсивность сушки, обеспечиваемая увеличением коэффициента теплоотдачи от сушильного агента к материалу;

отсутствие кислорода в сушильной среде, что позволяет существенно повысить температуру сушки или уменьшить опасность воспламенения при сушке пожароопасных материалов;

улучшение качественных показателей высушенного продукта, поскольку уменьшаются градиенты влагосодержания и повышается пластичность материала (уменьшение усадочных деформаций или устранение их нежелательных последствий).

На рис. 6-38 показана схема установки для сушки полимерных материалов перегретыми парами растворителя, описанная в работе [118]. Сушка полипропилена от растворителя (смесь из 80% гексана и 20% изопропилового спирта) происходит в цилиндрической сушилке кипящего слоя. Материал подается в слой, который продувается парами растворителей. Пары проходят через циклон 2 и поступают в скруббер-конденсатор 3, где очищаются от унесенной пыли и частично конденсируются. Растворитель, испаряется из материала, выводится из скруббера, а циркулирующие пары нагреваются в пароперегревателе 5 и возвращаются в сушилку. Сухой продукт выводится через азотный очиститель, в котором нагретым азотом производится отдувка остатков растворителя. Мощность установки 22 700 т/год.

Считается, что этот метод экономичнее других методов сушки полимерных материалов при необходимости рекуперации органических растворителей, так как процесс проходит с высокой интенсивностью и требует меньшего объемного расхода парового сушильного агента на сушку [118, 178].

Для оценки возможностей сушки в среде перегретого водяного пара полимерных материалов, содержащих остаточные мономеры, нами проведены опыты с суспензионным ПВХ и сополимером М-14 на установке, показанной на рис. 6-36. Содержание воздуха и инертных газов в замкнутом контуре поддерживали не более 5%, периодически продувая систему паром из внешнего источника. Во всех опытах полимерные материалы были высушены до требуемой конечной влажности за один проход без ухудшения качества готового продукта. Следует отме-

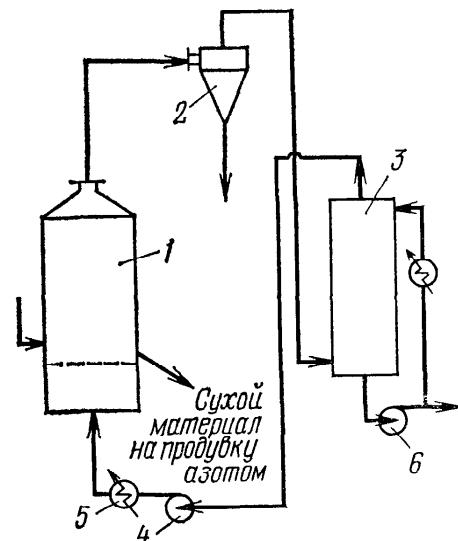


Таблица 6-5. Результаты замеров запыленности теплоносителя при сушке ПВХ перегретым паром

Параметры сушки				Запыленность пара, мг/кг пара*	Эффективность** улавливания, %
M_0 , кг/ч	t_0 , °C	t_k , °C	$G_{\text{м.к.}}$, кг/ч		
161	160	115	8,8	59000/95,7/0	99,83/100
169	170	110	9,3	51700/99,3/0	99,81/100
159	180	120	10,2	67000/98,2/0	99,85/100

* До сушки/после сушилки/после скруббера.
 ** Сушилки/скруббера.

тить резкое (от 400 до 1 млн^{-1}) снижение содержания остаточных мономеров в высушенных полимерных порошках, что позволяет совместить дегазацию и сушку синтетических смол на одной стадии.

При проведении опытов по сушке полимерных материалов в среде перегретого водяного пара исследовали эффективность пылеулавливания комбинированной спирально-вихревой сушилки и узла мокрого пылеулавливания. Содержание пыли в потоке перегретого водяного пара определяли методом отбора и конденсации пробы запыленного пара с последующей фильтрацией полученного конденсата. Результаты измерений при сушке ПВХ приведены в табл. 6-5, из которой видно, что спирально-вихревая пневмосушилка полностью обеспечивает технологическое улавливание полимера. Для полной очистки пара от остаточной пыли достаточно одной ступени промывки водой.

Таким образом, проведенные опыты показали как принципиальную возможность, так и целесообразность использования перегретого водяного пара для сушки полимерных материалов.

Глава 7

Конструкции сушилок и их расчет

7.1. Аппараты для сушки в неподвижном слое

Существует обширный класс сушильных аппаратов, в которых высушиваемый дисперсный (кусковой, зернистый, волокнистый, сформованный пастообразный) материал находится в зоне сушки в виде неподвижного, малоподвижного или медленно перемещаемого слоя: ленточные, полочные, шахтные сушилки, их разновидности и модификации. Эти сушилки, несмотря на

развитие высокоинтенсивных сушильных аппаратов с перемешиваемым или взвешенным слоем высушиваемого материала, широко применяют в химической и других отраслях промышленности, а в некоторых случаях они являются незаменимыми, например, при сушке формованных, штучных и волокнистых объектов сушки, а также материалов, содержащих трудноудаляемую влагу.

Отличительная особенность сушилок этого класса — наличие камеры с прямоугольным или круглым поперечным сечением, поэтому многие из этих сушилок иногда называют камерными. Внутри камеры находятся слои материала, к которым подводится тепло конвективным, кондуктивным, радиационным, высокочастотным или комбинированным способом, и устройства для удаления паров влаги и транспорта продукта. По конструктивным признакам все камерные сушилки можно разделить на полочные, шахтные, вальцевые и ленточные.

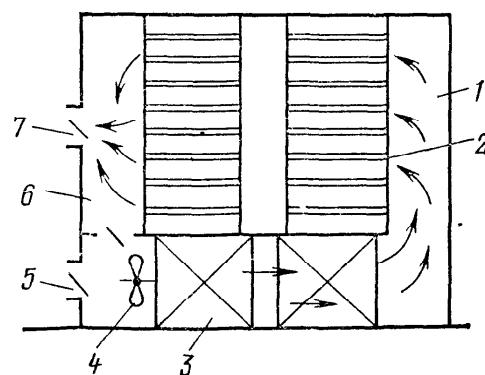
Простейшими камерными сушилками периодического действия являются *полочные*, называемые также *сушильными шкафами* (рис. 7-1) [106].

Высушиваемый материал, помещенный на противни, лотки или в капроновые мешки, располагается на полках 2, смонтированных внутри камеры 1. Сушильный агент (воздух) циркулирует между полками над слоями материала. Свежий воздух засасывается вентилятором 4 через окно 5 и подогревается в калориферах 3; через окно 7 отработанный воздух выбрасывается в атмосферу. Рециркуляция воздуха осуществляется через окно 6. Шиберами, имеющимися в окнах 5, 6 и 7, можно устанавливать оптимальные гигротермические условия сушки материала.

Камерные полочные сушилки применяют главным образом для сушки материалов, характеризуемых длительностью процесса в малотоннажных производствах или требующих сложного индивидуального режима [106]. Существует большое число схем и типов полочных сушилок, различающихся направлением циркуляции воздуха, кратностью циркуляции, способом загрузки материала [172]. Разновидностью полочных сушилок являются вакуум-сушильные шкафы с достаточно герметичной камерой и обогреваемыми водой или паром полками.

Для ускорения загрузки и выгрузки полочных сушилок высушиваемый материал может быть уложен в вагонетки или тележки, периодически закатываемые в камеры. Вагонеточный способ загрузки и транспортирования высушива-

Рис. 7-1. Камерная полочная сушилка:
1 — камера; 2 — полки; 3 — калориферы; 4 — вентилятор;
5 — окно для забора свежего воздуха;
6 — окно для регулирования потока воздуха;
7 — окно для выброса отработанного воздуха



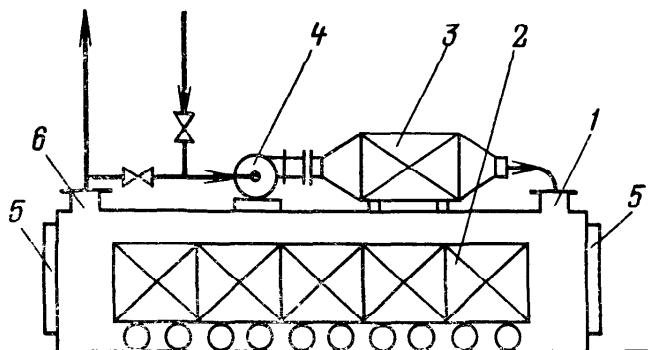


Рис. 7-2. Туннельная сушилка:
1 — камера; 2 — тележка; 3 — калорифер; 4 — вентилятор; 5 — двери; 6 — газоход для отработанного воздуха

Камеры 1 этих сушилок выполняют удлиненными в форме туннеля. Тележки 2 с материалом, разложенным на полках, передвигаются с периодическими остановками вдоль рабочей зоны камеры. Воздух засасывается вентилятором 4 и направляется через калориферы 3 в сушильную камеру. Отработанный воздух выбрасывается через газоход 6. В сушилке возможна рециркуляция воздуха. Сушильный агент можно направлять как прямотоком, так и противотоком по отношению к высушиваемому материалу. Для термолабильных материалов применяют многозонные туннельные сушилки или промежуточный подогрев воздуха, который движется перекрестным током по отношению к материалу.

Скорость газов во избежание расслоения теплых и холодных потоков по сечению камеры принимают не менее 2—3 м/с [172]. Если же материал пылящий, а также при опасности опрокидывания сформованных изделий скорость газов снижают до 1—1,5 м/с [82]. В этом случае применяют многозонные камеры с уплотнителями между вагонетками и стенками туннеля. Длина туннеля достигает 70, а высота 2,5 м. Длительность сушки составляет 10—200 ч в зависимости от вида материала и условий сушки. Производительность туннельных сушилок, например, при сушке бобин и куличей вискозного шелка достигает 5 т/сут, но может быть и выше.

Интенсификация туннельных сушилок достигается разбивкой камеры на зоны с индивидуальными режимами сушки. Способ пародепрессионной сушки вискозы разработал институт технической теплофизики АН УССР [172]. По этому методу в качестве теплоносителя используется воздух с повышенной влажностью (до 0,12 кг/кг), что позволяет повысить и его температуру (от 55 до 120 °C). Куличи, заключенные в паропроницаемые оболочки, находятся в атмосфере паров влаги, испаряющейся из материала. С увеличением парциального давления пара повышается температура материала и ускоряется перенос влаги от его поверхности. Это позволило уменьшить длину сушилки с 65 до 20 м, а длительность сушки сократить с 200 до 18 ч.

Стремление к механизации привело к созданию камерных полочных сушилок непрерывного действия: сушилки с опрокидывающимися полками, турбинные и тарельчатые. В них высу-

емого материала привел к созданию разнообразных конструкций *туннельных сушилок* непрерывного действия (рис. 7-2) [106].

шиваемый материал перемещается по полкам тем или иным способом от места загрузки к месту выгрузки.

Сушилки с опрокидывающимися полками используют для сушки сыпучих материалов. В этих сушилках слои материала периодически пересыпаются с полки на полку, а сушильный агент направляется снизу вверх, циркулируя между полками. Из сушилок этого типа наиболее известна сушилка системы В. И. Строганова (рис. 7-3) [172].

Высушиваемый материал специальным питателем подается равномерным слоем на полки 1, которые образованы системой пластин, способных поворачиваться на 90°. При синхронном повороте всех пластин, образующих полку, материал пересыпается на лежащую ниже полку, а пластины возвращаются в исходное положение. Последовательность и периодичность поворота обеспечивается специальным цепным приводом. Воздух подается вентилятором 2 через калорифер 3 в нижнюю часть камеры и проходит между полками по зонам, постепенно поднимаясь вверх. По характеру движения материала внутри камеры эти сушилки называют также шахтными. Их используют для сушки полистирола, винифлекса, крошки каучука, катализаторов. Производительность сушилок достигает 1000 кг/ч по испарившейся влаге, длительность сушки 20—50 мин. Сушилки с опрокидывающимися полками отличаются невысокой интенсивностью, повышенной металлоемкостью, низкой эксплуатационной надежностью и сложностью ремонта, поэтому они почти везде вытеснены более эффективными сушилками со взвешенным слоем высушиваемого материала.

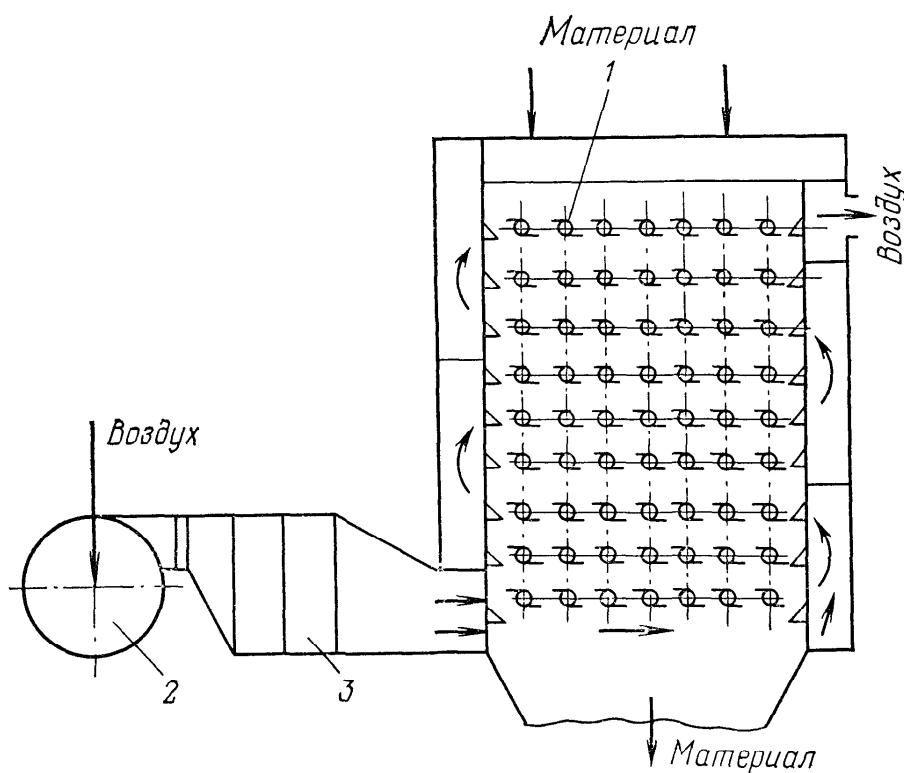


Рис. 7-3. Камерная сушилка с опрокидывающимися полками системы В. И. Строганова:

1 — полки; 2 — вентилятор; 3 — калорифер

Турбинные сушилки применяют для сушки и прокаливания сыпучих, кусковых и пастообразных материалов (сульфат аммония, литопон, динатрийфосфат, уголь и др.) [172]. На рис. 7-4 показана схема турбинной сушилки [82].

Сушилка состоит из цилиндрической камеры 1 диаметром от 6 до 12 м и высотой от 5 до 15 м, внутри которой имеется круглая рама 2, вращающаяся вокруг вертикальной оси со скоростью 0,25—2 об/мин. На раме укреплено от 20 до 35 кольцевых тарелок 3, состоящих из секторов. Внутри рамы расположено несколько турбин 4, вращающихся со скоростью до 60 об/мин. Турбины обеспечивают движение и циркуляцию газов в сушилке со скоростью до 2 м/с. На корпусе сушилки под каждым рядом тарелок укреплены разравнивающие скребки 5 и сбрасыватели 6, которые смешены по этажам тарелок по спирали. Аналогично смешены зазоры между секторами тарелок, поэтому материал с конца верхнего сектора падает на начальный участок нижележащего сектора.

Материал поступает в сушилку сверху через шлюзовый затвор. При вращении рамы он распределяется по тарелкам ровным слегка перемещаемым слоем и через зазоры между секторами ссыпается с тарелки на тарелку. Высушенный продукт

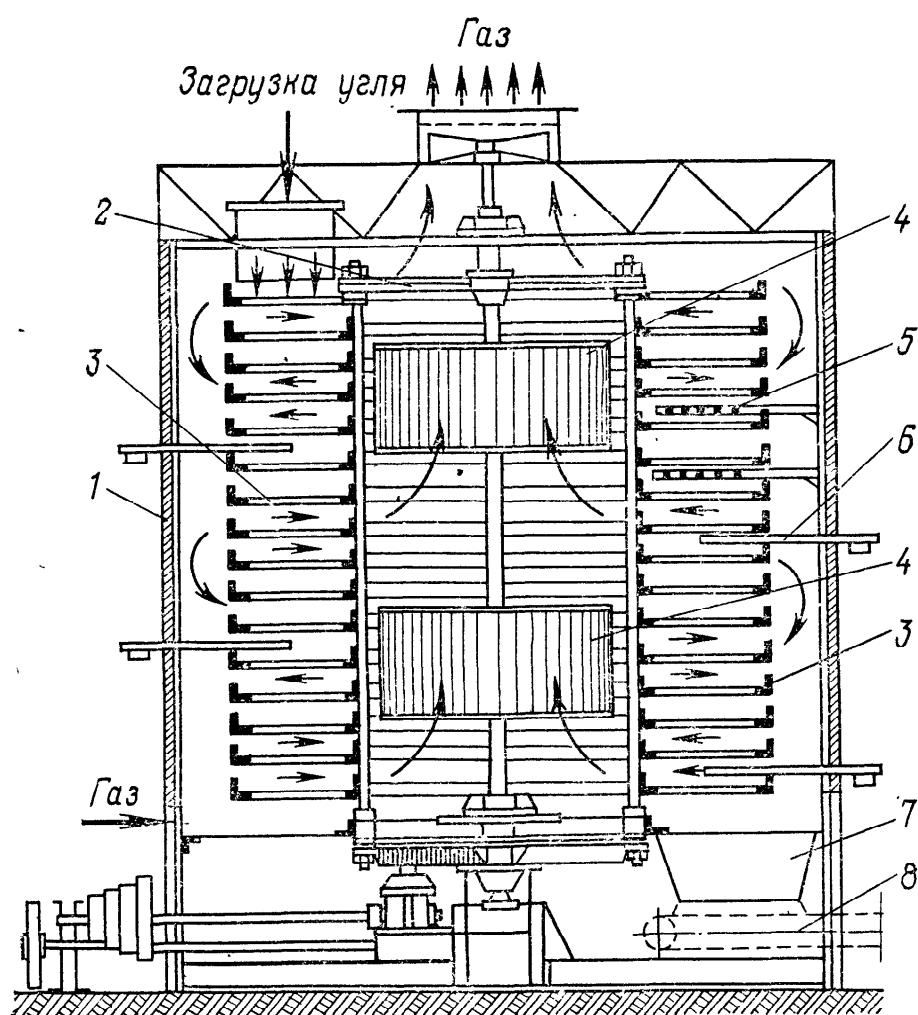


Рис. 7-4. Турбинная сушилка:

1 — камера; 2 — рама; 3 — кольцевые тарелки; 4 — турбины; 5 — скребки; 6 — сбрасыватель; 7 — разгрузочный желоб; 8 — транспортер

Рис. 7-5. Шахтная сушилка:

1 — сушильная камера; 2 — газораспределительный канал; 3 — трубчатка; 4 — коллектор газа; 5 — нагнетательные короба; 6 — отсасывающие короба; 7 — разгрузочный затвор

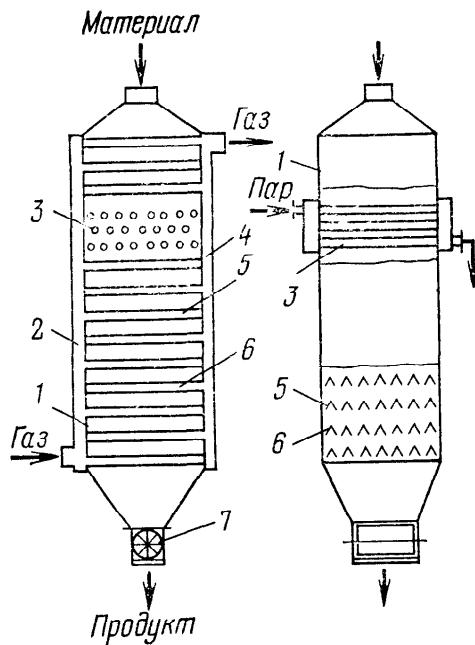
сыпается в разгрузочный желоб 7 и транспортером 8 выводится из сушилки. При необходимости прокалки или охлаждения высушенного продукта камеру разделяют на отдельные зоны горизонтальными перегородками с индивидуальным режимом процесса в каждой зоне.

Производительность турбинных сушилок при сушке сульфата аммония и бурых углей составляет 8—12 т/ч. По данным М. В. Лыкова [82], напряжение рабочей поверхности тарелок по влаге при сушке бурых углей находится в пределах 7,8—8,5 кг/(м²·ч), а при сушке некоторых солей $A_F = 12—14 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Общая поверхность тарелок достигает 1000 м²; коэффициент заполнения их материалом составляет 0,67—0,8. Турбинные сушилки отличаются равномерностью сушки, легкостью регулирования процесса. Основные недостатки — малая интенсивность сушки, сложность и громоздкость конструкции.

Тарельчатые сушилки в отличие от турбинных основаны на принципе кондуктивного подвода тепла к высушиваемому материалу, перемещаемому скребками последовательно сверху вниз через ряд кольцевых полых обогреваемых паром полок. Воздух омывает каждую тарелку с материалом и уносит влагу в атмосферу. Достоинство этих сушилок — небольшой унос пыли материала вследствие малых скоростей воздуха между тарелками и экономичность, расход тепла составляет 3—3,5 МДж/кг испарившейся влаги при температуре отработанного воздуха 75—80 °С [82].

К недостаткам следует отнести низкую интенсивность процесса и значительную металлоемкость сушилки. Однако тарельчатые сушилки находят применение в малотоннажных производствах для сушки пылящих продуктов. Известны варианты вакуумных тарельчатых сушилок фирмы «Краус Маффей Империал» (ФРГ) для полиэтилена и других продуктов.

Шахтные сушилки не имеют транспортных средств. Материал в них перемещается сверху вниз под действием силы тяжести, свободно падая или пересыпаясь с полки на полку, или заполняя сплошным слоем все пространство сушильной камеры. Естественно, что этот способ транспортирования пригоден для хорошо сыпучих кусковых и зернистых материалов.



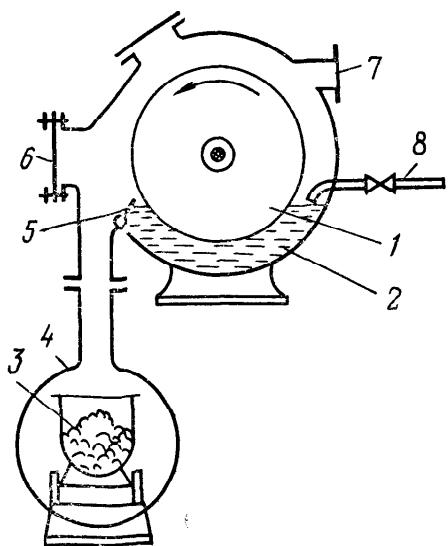


Рис. 7-6. Вальцовая сушилка:
1 — барабан (валец); 2 — корыто; 3 — тележка;
4 — короб; 5 — нож; 6 — смотровое окно; 7 — па-
трубок для присоединения к вакуум-насосу; 8 —
питательная труба

Показанная на рис. 7-5 шахтная сушилка работает следующим образом. Высушиваемый материал поступает в аппарат сверху и «стержнеобразно» движется вниз, заполняя весь объем сушильной камеры 1. Вначале материал нагревается паром, проходящим в трубчатке 3, а затем горячими газами, подводимыми через нагнетательные короба 5. Сухой продукт удаляется через разгрузочный затвор 7, производительность которого определяет скорость перемещения высушиваемого материала и время пребывания его в аппарате. Наличие чередующихся нагнетательных 5 и отсасывающих 6 коробов допускает большое число вариантов сушки с промежуточным подогревом и рециркуляцией сушильного агента в различных зонах. Во избежание повышенного гидравлического сопротивления скорость газа в слое поддерживают обычно 0,2—0,3 м/с, а расстояние между нагнетательными и отсасывающими коробами принимают порядка 200 мм. Расстояние между коробами в плане должно быть достаточным для прохождения материала без зависания и свodoобразования (обычно не менее 90 мм).

К недостаткам шахтных сушилок относятся малая интенсивность процесса сушки и неравномерность высушивания продукта, обусловленная наличием застойных зон, свodoобразованием, неравномерным распределением пылевых фракций. В одних застойных зонах может происходить «запаривание» материала, в других — его перегрев и даже возгорание [82].

Для сушки жидких и пастообразных материалов в тонком слое применяют атмосферные или вакуумные одно- и двухвальцовые сушилки (рис. 7-6) [106].

Внутри вакуумной камеры медленно (1—13 об/мин) вращается полый обогреваемый изнутри паром барабан 1, который частично погружен в высушиваемую супензию или пасту, подаваемую через трубу 8 в корыто 2. Материал смачивает поверхность барабана и сушится в тонком слое. Образующаяся корка сухого продукта снимается ножом 5, при этом измельчается и ссыпается в тележку 3, установленную в герметичном коробе 4. Пары воды и воздух отсасываются вакуум-насосом через патрубок 7.

Напряжение вальцовых сушилок по влаге в зависимости от свойств высушиваемого материала, требуемой остаточной влажности и режима сушки составляет 14—100 кг/(м²·ч). Вальцо-

вые сушилки экономичны, но малопроизводительны и малопригодны для сушки коррозионных материалов вследствие быстрого износа поверхности вальцев [82].

Ленточная сушилка представляет собой коридор, в котором размещен ленточный транспортер, несущий высушиваемый материал. Ленточные сушилки могут работать с рециркуляцией и промежуточным подогревом воздуха. В качестве агента сушки используются воздух, топочные газы или перегретый пар. Известны также вакуумные ленточные сушилки с радиационным подводом тепла [82].

В зависимости от свойств высушиваемого материала транспортеры выполняют в виде металлической плетеной сетки, перфорированной ленты, отдельных прямоугольных лотков с укрепленной в них сеткой либо в виде пластинчатой ленты. Сушилки для зернистых кусковых и волокнистых материалов работают с продувкой слоя материала потоком агента сушки, но для пастообразных материалов может применяться обдув сформованного слоя, как, например в петлевой сушилке (см. рис. 6-22).

В ленточных сушилках может быть один или несколько расположенных друг над другом транспортеров с регулируемой в пределах 0,1—0,3 м/мин скоростью движения, а также одна или несколько зон сушки, различающихся направлением газового потока, его температурой, влажностью и скоростью прохождения через слой материала. В многоленточной однозонной сушилке (см. рис. 6-24) сушильный агент используется многократно, проходя снизу вверх последовательно через несколько транспортеров с материалом. Можно подогревать его перед каждым слоем, если установить калориферы между лентами, а можно и разбавлять его свежим воздухом, подаваемым извне.

В одноленточной многозонной сушилке материал перемещается ленточным пластинчатым транспортером с живым сечением пластин 25% (рис. 7-7) [82]. Каждая зона работает при от-

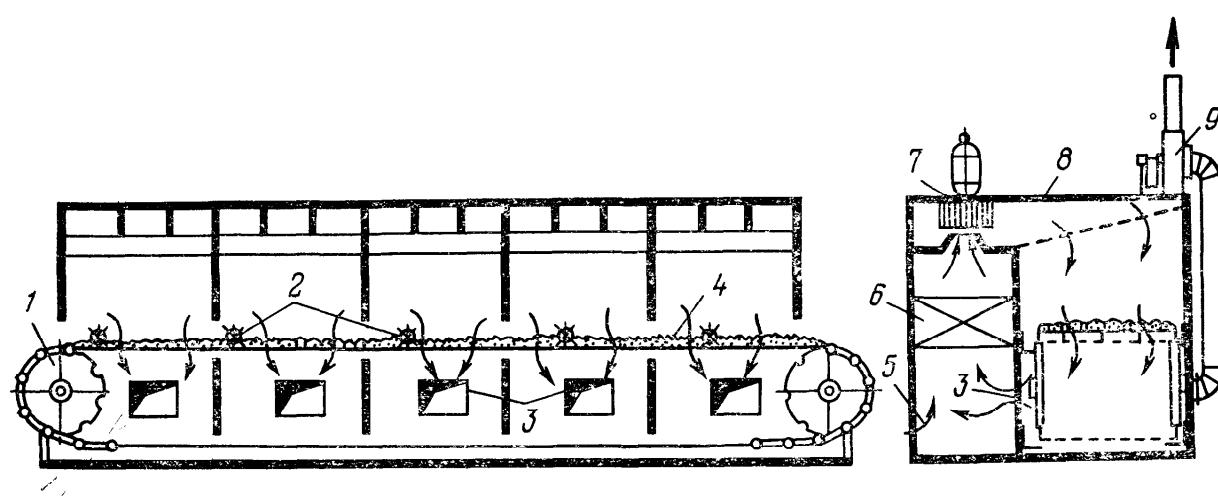


Рис. 7-7. Одноленточная многозонная сушилка:

1 — пластинчатый транспортер; 2 — рыхлители; 3 — окно; 4 — материал; 5 — окно для подсоса воздуха; 6 — паровой калорифер; 7 — циркуляционный вентилятор; 8 — распределительный клапан; 9 — отсасывающий вентилятор

дельно заданных гидродинамическом и температурном режимах. Воздух, нагреваемый в калорифере 6, центробежным вентилятором 7 подается в распределительный канал 8 и проходит далее через слой материала 4 сверху вниз. Через окна 3 воздух возвращают на рециркуляцию. Часть отработанного воздуха выбрасывается вентилятором 9. Свежий воздух подсасывается через окно 5. Для выравнивания влажности материала по высоте слоя через каждые 5—6 м длины ленты установлены ворошиители, представляющие собой два валка с пальцами.

Интенсивность сушки в ленточных сушилках колеблется в пределах 5—30 кг/(м²·ч) в зависимости от свойств высушиваемого материала и режима сушки. Отечественной промышленностью выпускаются сушилки типового ряда с шириной ленты от 1,2 до 2,8 м, рабочей площадью от 10 до 400 м² и временем пребывания материала в зоне сушки от 1 до 40 ч.

Расчет. Сушильные аппараты с неподвижным слоем высушиваемого материала рассчитывают в соответствии с общей схемой расчета процесса сушки, рассмотренной выше (см. рис. 5-6).

При расчете общебалансовых величин необходимо учитывать широко применяемые рециркуляцию и промежуточный подогрев сушильного агента, а при расчете движущей силы процесса сушки (если решается внешняя задача) следует проанализировать организацию движения сушильного агента по отношению к объекту сушки: прямоток, противоток, перекрестный ток. Особенностью сушилок рассмотренного типа является высокая степень перемешивания сушильного агента, в то время как высушиваемый материал находится в условиях идеального вытеснения, а в сушилках периодического действия все частицы материала выдерживаются в сушилке одинаковое время.

На основании данных баланса и расчета кинетики сушки выбирают типоразмер или рассчитывают новую конструкцию сушильного аппарата, обеспечивающую условия кинетического соответствия. Следует отметить еще одну особенность расчета сушилок рассматриваемого типа: высокая точность расчета требуемого времени пребывания материала в зоне сушки, однако точный расчет кинетики сушки до сих пор вызывает затруднения. Поэтому, несмотря на множество теоретических разработок, наиболее надежным считается использование в расчетах опытных данных по кинетике сушки конкретных материалов, полученных на модельных установках в близких к реальным условиям.

По известному времени сушки τ и заданной производительности сушилки G_m определяют количество материала в аппарате:

$$g_m = G_m \tau. \quad (7-1)$$

Для камерных полочных сушилок по величине загрузки g_m и заданной высоте слоя h рассчитывают требуемую площадь полок:

$$S = g_m / \rho_{nc} h. \quad (7-2)$$

Далее подбирают типоразмер сушильного шкафа и число шкафов

$$N = S / S_{тип}. \quad (7-3)$$

Для туннельных сушилок по величине g_m и загрузке одной тележки g_m' рассчитывают число тележек в коридоре

$$n = g_m / g_m'. \quad (7-4)$$

Если тележки стоят в несколько рядов, то рассчитывают их число в ряду

$$n_{\text{ряд}} = n/z, \quad (7-5)$$

где z — число рядов. По длине тележки $l_{\text{тел}}$ находят длину туннеля

$$l_{\text{суш}} = n_{\text{ряд}} l_{\text{тел}}. \quad (7-6)$$

Для турбинных и тарельчатых сушилок по геометрическим размерам тарелок и высоте слоя рассчитывают число тарелок

$$n = g_m / 0,785 (D_n^2 - D_b^2) \rho_{\text{nc}} h. \quad (7-7)$$

В случае шахтных сушилок рассчитывают объем слоя

$$V_{\text{сл}} = g_m / \rho_{\text{nc}}. \quad (7-8)$$

По балансовому расходу и выбранной скорости газа находят площадь поперечного сечения слоя и его высоту

$$S_{\text{сл}} = V_g / w; \quad (7-9) \quad H = V_{\text{сл}} / S_{\text{сл}}. \quad (7-10)$$

Из условия заданного гидравлического сопротивления рассчитывают толщину слоя h между коробами и их число

$$n = H/h. \quad (7-11)$$

Для ленточных сушилок по заданной удельной нагрузке материала на ленту g_m^* или заданной высоте h слоя материала рассчитывают требуемую поверхность ленты

$$S_{\text{л}} = g_m / g_m^* = g_m / \rho_{\text{nc}} h. \quad (7-12)$$

Далее выбирают ширину и находят общую длину транспортера $l_{\text{общ}}$. Скорость ленты для обеспечения заданной производительности составит

$$v = l_{\text{общ}} / \tau. \quad (7-13)$$

Пример 7-1. Рассчитать ленточную сушилку для карбоксилсодержащего сополимера винилхлорида с винилацетатом А-15-КС по следующим данным:

Производительность $G_{\text{м.к}}$, кг/ч	500
Влажность, %	
начальная w_0	20
критическая $w_{\text{кр}}$	10
конечная w_k	0,5
равновесная w_p	0,1
Начальная температура материала θ_0 , °C	20
Допустимая температура нагрева сополимера $\theta_{\text{доп}}$, °C	55
Удельная теплоемкость сополимера c_t , кДж/(кг·К)	1,2
Насыпная плотность продукта ρ_{nc} , кг/м³	600
Плотность частиц продукта $\rho_{\text{м.к}}$, кг/м³	1050

Гранулометрический состав:

Номер сита, мм	1,25	0,63	0,315	0,16	0,056
остаток, %	2,5	2,5	87,5	5	2,5 0

Фактор формы частиц f	
Сушильный агент — атмосферный воздух при начальном влагосодержании X_0 , кг/кг	1,5
	0,01

Материал непористый, но часть влаги ($< w_{\text{кр}}$) растворена в сополимере. По экспериментальным данным представительная пробы материала (35 кг) высохла при температуре воздуха 50 °C от начальной влажности $w_0^{\text{оп}} = 16\%$

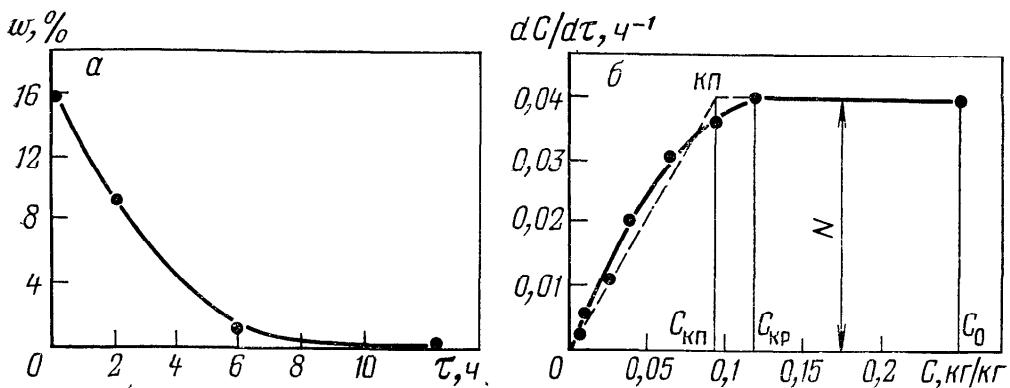


Рис. 7-8. Кинетика (а) и кривая скорости (б) сушки сополимера А-15-КС (к примеру 7.1)

до критической (10%) за время $\tau_1^{\text{оп}} = 2$ ч, а от критической влажности до равновесной $w_p = 0,1\%$ — за 10,5 ч. Кинетика процесса сушки приведена на рис. 7-8, а.

Для удобства расчетов переведем по формуле (1-5) относительные влажности материала в абсолютные влагосодержания

$$C_0 = w_0 / (100 - w_0) = 20 / (100 - 20) = 0,25 \text{ кг/кг};$$

$$C_{kp} = 10 / (100 - 10) = 0,111 \text{ кг/кг}; \quad C_k = 0,5 / (100 - 0,5) = 0,005 \text{ кг/кг}$$

$$C_p = 0,1 / (100 - 0,1) = 0,001 \text{ кг/кг}.$$

Изменение влагосодержания материала

$$\Delta C = C_0 - C_k = 0,25 - 0,005 = 0,245 \text{ кг/кг}.$$

Производительность сушилки по сухому продукту, исходному материалу и испарившейся влаге рассчитаем по формуле (3-116) — (3-118)

$$G_t = G_{m,k} / (1 + C_k) = 500 / (1 + 0,005) = 497,5 \text{ кг/ч};$$

$$W = G_t \Delta C = 497,5 \cdot 0,245 = 122 \text{ кг/ч};$$

$$G_{m0} = G_{m,k} + W = 500 + 122 = 622 \text{ кг/ч}.$$

Температурный режим сушки выберем по фактору термообработки из условия $\Phi_t \ll 1$. Учитывая, что в ленточной сушилке $\tau \gg \tau^*$ и обеспечивается высокая степень перемешивания воздуха, воспользуемся формулой (5-88)

$$\Phi_t = \bar{t} / \theta_{\text{доп}} = [(t_0 + t_k) / 2\theta_{\text{доп}}] \leqslant 1.$$

Принимаем $t_k = 40^\circ\text{C}$. Тогда $t_0 = 2\theta_{\text{доп}} - t_k = 2 \cdot 55 - 40 = 70^\circ\text{C}$. Температуру продукта на выходе из сушилки примем

$$\theta_k = 0,9t_k = 0,9 \cdot 40 = 36^\circ\text{C}.$$

Согласно формуле (3-103) удельный расход тепла на нагрев материала составит

$$q_m = (c_t + c_{\text{ж}}C_k) \Delta \theta / \Delta C = (1,2 + 4,187 \cdot 0,005) (36 - 20) / 0,245 = 79,7 \text{ кДж/кг}.$$

Среднюю удельную теплоту связанный влаги определим по формуле (3-140)

$$\bar{q}_c = (a/2) (C_{kp} - C_k)^2 / \Delta C = 4200 (0,111 - 0,005)^2 / 2 \cdot 0,245 = 96,3 \text{ кДж/кг}.$$

Принимаем удельные тепловые потери $q_{pt} = 250$ кДж/кг. При установленном процессе расход тепла на нагрев транспортных средств отсутствует. Во избежание попадания пыли термоочувствительного продукта на калориферы дополнительное тепло не подводится. Тогда изменение энталпии сушильного

агента рассчитаем по формуле (3-125)

$$\Delta = C_{жк} \theta_0 - q_m - \bar{q}_c - q_{пт} = \\ = 4,187 \cdot 20 - 79,7 - 96,3 - 250 = -342,3 \text{ кДж/кг.}$$

Энталпия воздуха в начале процесса (3-126) — (3-127)

$$I_0 = c_{т} t_0 + (r_0 + c_{п} t_0) X_0 = 1,006 \cdot 70 + (2495 + 1,965 \cdot 70) 0,01 = 96,7 \text{ кДж/кг.}$$

Энталпия пара, содержащегося в воздухе, в конце процесса (3-129)

$$I_{п.к} = r_0 + c_{п} t_k = 2495 + 1,965 \cdot 40 = 2573,6 \text{ кДж/кг.}$$

Энталпия воздуха в конце процесса (3-130)

$$I_k = \frac{c_{т} t_k \Delta + I_{п.к} (X_0 \Delta - I_0)}{\Delta - I_{п.к}} = \\ = \frac{1,006 \cdot 40 (-342,3) + 2573,6 [0,01 (-342,3) - 96,7]}{-342,3 - 2573,6} = 93,1 \text{ кДж/кг.}$$

Влагосодержание воздуха в конце процесса (3-131)

$$X_k = (I_k - I_0) / \Delta + X_0 = \frac{93,1 - 96,7}{-342,3} + 0,01 = 0,02 \text{ кг/кг;}$$

изменение влагосодержания воздуха $\Delta X = X_k - X_0 = 0,02 - 0,01 = 0,01 \text{ кг/кг};$
удельный расход воздуха (3-21)

$$\sigma = \Delta C / \Delta X = 0,245 / 0,01 = 24,5 \text{ кг/кг;}$$

расход воздуха (3-18): $L = \sigma G_t = 24,5 \cdot 497,5 = 12189 \text{ кг/ч.}$

Кинетику сушки рассчитаем по методу А. В. Лыкова. Графическим дифференцированием опытной кривой кинетики сушки (рис. 7-8, а) построим кривую скорости сушки (рис. 7-8, б), которую заменим прямой, проведенной с минимальной погрешностью. Новая критическая точка к. п. соответствует критическому приведенному влагосодержанию $C_{к.п} = 0,09 \text{ кг/кг.}$ Скорость сушки в первый период для опытных данных рассчитаем из соотношения (2-47); учитывая, что $C_0^{оп} = w_0^{оп} / (100 - w_0^{оп}) = 16 / (100 - 16) = 0,19 \text{ кг/кг,}$ находим

$$N = (C_0^{оп} - C_{к.п}) / \tau_I^{оп} = (0,19 - 0,09) / 0,0395 = 0,0395 \text{ ч}^{-1}.$$

Тогда длительность первого периода сушки для промышленной сушилки от $C_0 = 0,25$ до $C_{к.п} = 0,09 \text{ кг/кг}$ составит

$$\tau_I = (C_0 - C_{к.п}) / N = (0,25 - 0,09) / 0,0395 = 4,05 \text{ ч.}$$

Коэффициент сушки согласно (2-38): $K = N / (C_{к.п} - C_p) = 0,0395 / (0,09 - 0,001) = 0,4438 \text{ ч}^{-1}.$

Длительность второго периода сушки (2-40):

$$\tau_{II} = (1/K) \ln [(C_{к.п} - C_p) / (C_k - C_p)] = \\ = (1/0,4438) \ln [(0,09 - 0,001) / (0,005 - 0,001)] = 6,99 \text{ ч.}$$

Полное время сушки

$$\tau = \tau_I + \tau_{II} = 4,05 + 6,99 = 11,04 \text{ ч.}$$

Количество сухого материала в сушилке (7-1)

$$g_t = G_t \tau = 497,5 \cdot 11,04 = 5492 \text{ кг.}$$

Принимаем нагрузку сухого материала на ленту $g_t^* = 55 \text{ кг/м}^2.$ Тогда требуемая поверхность ленты (7-12)

$$S_l = g_t / g_t^* = 5492 / 55 = 99,85 \text{ м}^2.$$

Таблица 7-1. Результаты расчета ленточной сушилки

Номер фракции i	$\delta_i \cdot 10^3$, м	δ_i^3	A_g	Re_B	u_B , м/с
1	0,11	$1,33 \cdot 10^{-12}$	42	1,68	0,26
2	0,24	$1,38 \cdot 10^{-11}$	438	11,2	0,79
3	0,47	$1,04 \cdot 10^{-10}$	3297	40,1	1,45
4	0,94	$8,3 \cdot 10^{-10}$	26311	125,7	2,27
5	1,6	$4,1 \cdot 10^{-9}$	129970	288,2	3,05

По каталогу [132] выбираем пятиярусную ленточную сушилку ЛС 2,0-10НК-01, поверхность транспортера которой 100 м^2 и общая длина его 50 м. Скорость ленты для заданной производительности составит (7-13):

$$v = l_{\text{общ}}/\tau = 50/11,04 = 4,53 \text{ м/ч} = 0,075 \text{ м/мин.}$$

Нагрузка на ленту в начале и конце процесса

$$g_{m0}^* = g_t^* (1 + C_0) = 55 (1 + 0,25) = 68,8 \text{ кг/м}^2;$$

$$g_{m,k}^* = g_t^* (1 + C_k) = 55 (1 + 0,005) = 55,3 \text{ кг/м}^2,$$

что допустимо.

Высота слоя материала на ленте

$$h = g_{m,k}^*/\rho_{\text{nc}} = 55,3/600 = 0,092 \text{ м} = 92 \text{ мм},$$

что в пределах рекомендуемых величин.

Условная скорость воздуха в свободном сечении сушилки ($S_{cB} = 10 \text{ м}^2$) при условиях конца процесса

$$w = V_r/S_{cB} = L (1 + X_k)/\rho_k S_{cB} = \frac{12,189 (1 + 0,02)}{1,128 \cdot 10 \cdot 3600} = 0,306 \text{ м/с.}$$

Для оценки уноса материала с отработанным воздухом рассчитаем скорость витания частиц для заданного распределения по размерам, используя формулу (4-22):

$$Re_B = (\sqrt{367 + k_3 A_g / k_1 k_2} - 19,15) / 0,588 k_3;$$

$$u_B = Re_B v / \delta,$$

где $k_3 = 11 - 10/f = 11 - 10/1,5 = 4,3$; $k_1 = 1$; $k_2 = 1$.

Средние размеры частиц по фракциям i (1-94) $\delta_1 = (0,056 + 0,16)/2 = 0,11 \text{ мм}$; соответственно $\delta_2 = 0,24$; $\delta_3 = 0,47$; $\delta_4 = 0,94$; $\delta_5 = 1,6 \text{ мм}$.

Критерий Архимеда

$$\begin{aligned} Ar_i &= (g \delta_i^3 / v^2) (\rho_m - \rho) / \rho = \\ &= [9,81 \delta_i^3 / (19,96 \cdot 10^{-6})^2] (1050 - 1,128) / 1,128 = 3,17 \cdot 10^{13} \delta_i^3. \end{aligned}$$

Результаты расчета сводим в табл. 7-1.

Из таблицы видно, что возможен унос с отработанным воздухом частиц первой фракции, содержание которой в материале 2,5%. Практически с учетом неподвижности слоя материала унос будет значительно меньше, поэтому на выходе отработанного воздуха достаточно установить фильтр для санитарной очистки.

7.2. Барабанные сушилки

К барабанным относят горизонтальные цилиндрические сушилки с вращающимся или неподвижным корпусом. В первом случае вместе с барабаном вращается внутренняя насадка,

обеспечивающая перемешивание материала, во втором — специальное перемешивающее устройство. По способу подвода тепла барабанные сушилки делятся на конвективные (так называемые прямого действия), контактные (непрямого действия) и комбинированные (смешанного действия).

Барабанные конвективные сушилки находят широкое применение в химической промышленности для сушки кусковых, кристаллических и зерновых материалов (фторид алюминия, сложные и простые удобрения, фосфоритная мука, колчедан, ПВХ и т. д.), как правило, в крупнотоннажных производствах. Это объясняется тем, что процесс в этих сушилках протекает экономично, так как агент сушки с высокой температурой движется параллельно с материалом; достигается большая производительность единичного аппарата: сушилки вполне надежны в эксплуатации. Барабанные сушилки выпускают диаметром до 5 м и длиной до 40 м.

Основной элемент барабанной сушилки — сушильная камера — представляет собой наклонный вращающийся барабан, на корпус которого надеты два бандажа и зубчатый венец. Бандажами барабан опирается на свободно вращающиеся ролики, установленные на рамках опорной и опорно-упорной станций. Два упорных ролика на раме опорно-упорной станции ограничивают осевое смещение барабана. Барабан вращается вокруг своей оси со скоростью 0,5—8 об/мин. Оба конца барабана имеют различные уплотнения (сальниковые, манжетные, секторные, лабиринтные и др.) в зависимости от температуры поверхности корпуса и диаметра барабана. Уплотнения предотвращают большие подсосы воздуха извне и уменьшают расход энергии на вентилятор.

Внутри корпуса в зависимости от свойств высушиваемого материала устанавливают различные насадки и другие внутренние устройства, способствующие равномерному распределению по сечению материала и интенсивному перемешиванию его в процессе сушки. Вид насадки соответствует свойствам высушиваемого материала. Если во время сушки свойства материала изменяются, то форму насадки принимают разной по длине барабана.

Некоторые конструкции внутренних насадок барабанов и их размеры показаны на рис. 7-9. Со стороны загрузочной камеры на длине, равной половине диаметра, размещают распределительную насадку в виде винтовых лопастей (рис. 7-9, а). На рис. 7-9, з показаны самоочищающиеся поворотные лопатки. Их устанавливают за винтовой распределительной насадкой при сушке мажущихся материалов. При сушке достаточно сыпучих материалов за винтовой насадкой помещают периферийную подъемно-лопастную насадку. Форма лопаток может быть различной (рис. 7-9, б—г, и). В конце барабана устанавливают секторную насадку (рис. 7-9, д, е) с пятью или шестью секторами. Если материал хорошо сыпуч, за винтовой насадкой по-

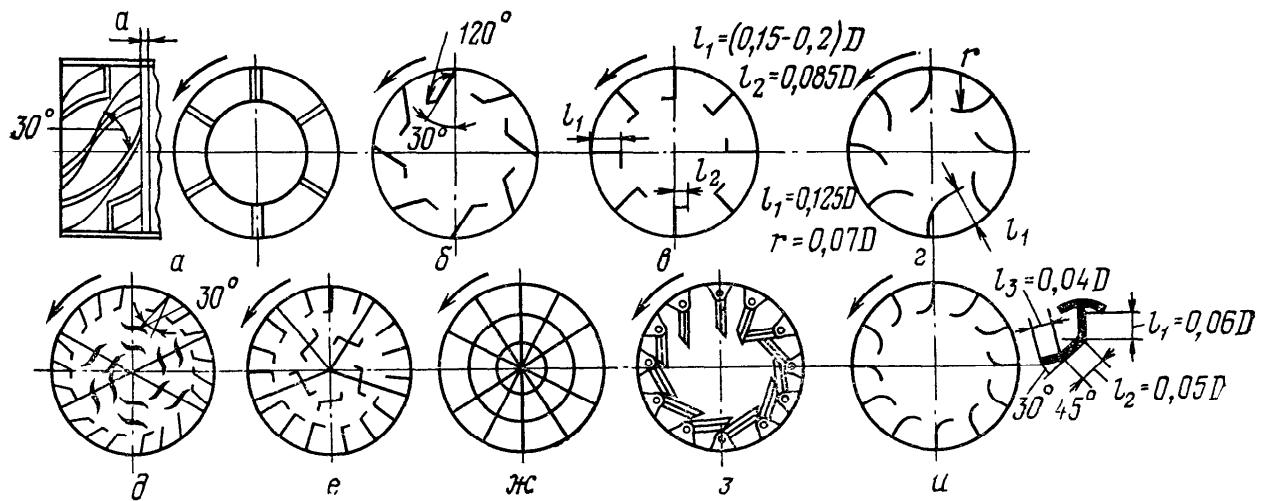


Рис. 7-9. Схемы некоторых внутренних насадок барабанных сушилок:
а — винтовая распределительная (приемно-винтовая); б, в, г, и — подъемно-лопастная;
д, е — лопастная секторная; ж — секторная (перевалочная); з — самоочищающиеся лопатки

мешают секторную, которая лучше интенсифицирует процесс сушки и способствует снижению расхода электроэнергии на вращение барабана. Для хорошо сыпучих материалов можно использовать насадку, подобную показанной на рис. 7-9, ж. При сушке липких материалов внутренняя насадка может быть выполнена в виде цепей, обеспечивающих самоочистку. Снаружи барабан снабжают ударными приспособлениями: молотками, билами.

Интенсификация барабанных конвективных сушилок обеспечивается усовершенствованием конструкции внутренней насадки, увеличивающей количество сыпи. Для оценки эффективности насадки предложена приближенная зависимость [56]

$$K_{\text{эфф}} = 0,45n \sqrt{h}, \quad (7-14)$$

где n — частота вращения, об/мин; h — средняя высота сыпи, м.

Коэффициент $K_{\text{эфф}}$ характеризует отношение объема материала, находящегося в сыпи, к полному объему материала в аппарате. Для стандартных аппаратов $K_{\text{эфф}}=0,1$. Предложенная НИИхиммашем центральная распределительная насадка, образующая ряд поперечных завес, позволила увеличить $K_{\text{эфф}}$ с 0,1 до 0,3, что дало возможность сократить длину аппарата в 2—2,5 раза [56].

Другой важной характеристикой барабанной сушилки является коэффициент заполнения β_m . Чем выше β_m , тем больше поверхность высушиваемого материала участвует в тепло-массообмене с сушильным агентом и тем эффективнее используется рабочий объем барабана. Величина β_m зависит от конструкции насадки; по практическим данным $\beta_m=0,15—0,35$.

На рис. 7-10 показана типичная схема установки барабанной конвективной сушилки, работающей на смеси топочных га-

зов с воздухом. Материал поступает в сушилку через питатель-дозатор 5. Газы, получаемые сжиганием в топке 2 жидкого топлива, подают в камеру и далее в барабан 4. В сушилке материал и агент сушки движутся параллельно. Высушенный материал из камеры через затвор-мигалку 7 направляется на ленточный транспортер 13; отработанные газы поступают в циклон-пылеотделитель 8, откуда дымососом 9 подаются в мокрый скруббер 10 и далее отводятся в атмосферу. Сушилка работает под небольшим разрежением.

Барабанные сушилки с непрямым нагревом (контактные) бывают атмосферные и вакуумные.

Из атмосферных сушилок наибольшее распространение получили трубчатые паровые: трубы, обогреваемые изнутри паром, расположены в один или несколько концентрических рядов по всей длине и врачаются вместе с барабаном. Эти аппараты особенно пригодны для сушки высокодисперсных неслипающихся материалов с содержанием растворителя, подлежащего рекуперации.

Барабанные вакуумные сушилки работают, как правило, периодически. Их применяют для удаления из термочувствительных материалов воды и органических растворителей, а также для сушки токсичных материалов (ядохимикатов, гербицидов, полимерных, фармацевтических материалов) [125]. Конструктивно вакуумные сушилки выполняют с вращением корпуса или ротора. Барабанные вакуумные сушилки типа ВБС с вращающимся корпусом отличаются хорошей герметичностью, что позволяет применять глубокий вакуум (остаточное давление до 0,1 кПа) и сушить высокотоксичные материалы. Однако высушиваемый материал должен иметь хорошую сыпучесть. Из вакуумных сушилок с мешалками находит применение барабанная вакуумная сушилка с гребковым ротором, известная под названием «Венулет».

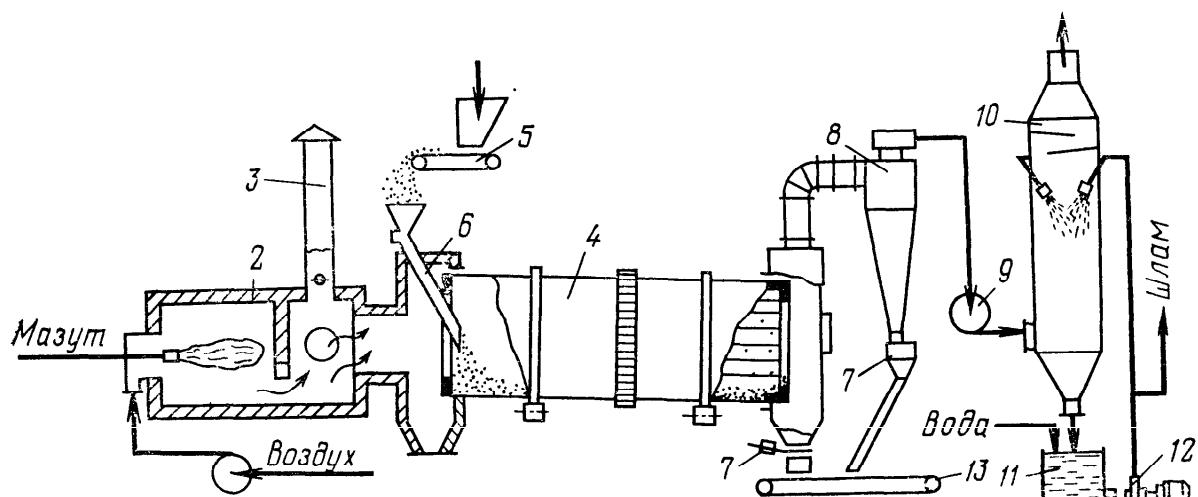


Рис. 7-10. Схема установки барабанной конвективной сушилки:
 1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — растопочная труба; 4 — барабанная сушилка; 5 — питатель-дозатор; 6 — охлажденная течка; 7 — затвор; 8 — циклон; 9 — дымосос; 10 — мокрый скруббер; 11 — емкость; 12 — насос; 13 — транспортер

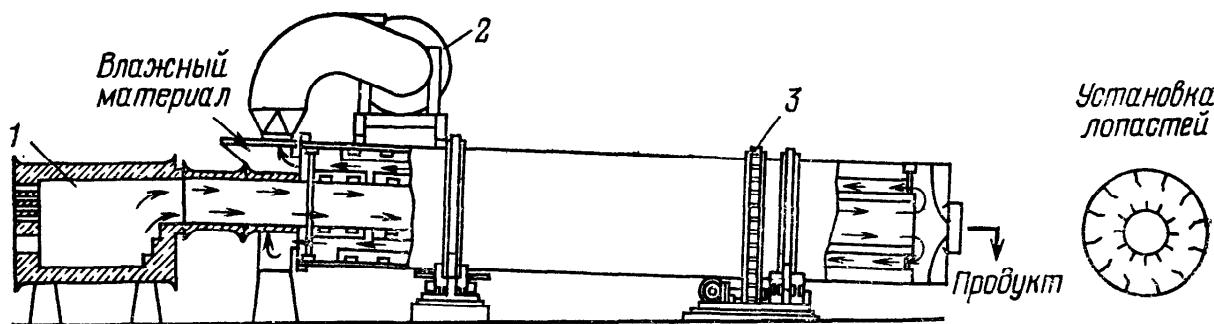


Рис. 7-11. Барабанная сушилка с комбинированным подводом тепла:
1 — топка; 2 — дымосос; 3 — барабан

В барабанных вакуумных сушилках материал высушивается при перемешивании за счет тепла от нагретых поверхностей. Барабанные вакуумные сушилки малопроизводительны (загрузка материала от 0,5 до 2,5 т в зависимости от типоразмера; продолжительность сушильного цикла 6—10 ч, но может быть и большей), поэтому могут применяться в малотоннажных производствах.

Барабанные сушилки с комбинированным обогревом (рис. 7-11) находят применение при сушке термоустойчивых материалов, так как процесс осуществляется в противотоке с сушильным агентом и в контакте с горячими стенками.

Высушиваемый материал перемещается в кольцевом пространстве между стенками барабана и центральной трубы. Дымовые газы из топки 1 поступают внутрь трубы и отдают часть тепла высушиваемому материалу через стенку. Затем газы поступают в кольцевое пространство, вступая в прямой контакт с материалом. Процесс сушки проходит интенсивно, с малым расходом сушильного агента, следовательно, и с минимальным пылеуносом.

Расчет. Рассчитать барабанную сушилку через межфазные коэффициенты тепло- и массообмена практически невозможно, так как структура взвешенного слоя такова, что материал большую часть времени пребывания в зоне сушки находится в плотном слое и частицы омываются сушильным агентом кратковременно, лишь в момент пересыпания их с насадки на насадку. Поэтому барабанные сушилки принято рассчитывать через напряжение рабочего объема по испарившейся влаге. Следовательно, зная напряжение сушилки по испарившейся влаге, можно найти рабочий объем барабана

$$V_{\text{ап}} = W/A_v. \quad (7-15)$$

Требуемое поперечное сечение барабана можно рассчитать, зная максимально допустимую скорость газов на выходе из барабана

$$S_{\text{ап}} = V_r / (1 - \beta_m) w, \quad (7-16)$$

где w — максимально допустимая скорость газов в аппарате, зависящая от насыпной плотности материала, м/с. Принимается в соответствии с данными табл. 7-2.

Длина барабана составит

$$l_{\text{ап}} = V_{\text{ап}} / S_{\text{ап}}. \quad (7-17)$$

Таблица 7-2. Максимально допустимая скорость газов w , м/с,
в зависимости от насыпной плотности материала

Размер частиц, мм	Насыпная плотность материала, кг/м ³				
	350	1000	1400	1800	2200
Менее 0,3	0,5	2,0	3,0	4,0	5,0
От 0,3 до 2	0,5—1	2—5	3—7,5	4—10	5—12
Более 2	1,3	5,3	8,0	10,5	13,0

Напряжение сушилки по испарившейся влаге принимают, исходя из опытных данных, полученных на пилотной (масштабной) установке. При ориентировочном выборе можно полагаться на приведенные в табл. 7-3 обобщенные данные по величинам A_v барабанных сушилок, работающих в промышленности.

Для барабанных сушилок с подъемно-лопастной и комбинированной насадкой можно рассчитать число оборотов барабана и время пребывания в нем материала по эмпирическим формулам А. П. Ворошилова. Число оборотов аппарата

$$n = mkl_{\text{ап}}/\tau D_{\text{ап}} \operatorname{tg} \alpha, \quad (7-18)$$

где m , k — коэффициенты, зависящие от типа насадки и направления движения газа; τ — время пребывания материала в барабане, мин; α — угол наклона барабана.

При насадке типов b , v , g , u (см. рис. 7-11) $m=0,6$, $k \geq 0,2$ (прямоток), $k=0,5$ (противоток); при насадке типа ∂ , e , φ $m=0,75—1,0$, $k \geq 0,7$ (прямоток), $k \leq 2,0$ (противоток).

Время сушки приближенно рассчитывают по формуле (в мин)

$$\tau_{\text{суш}} = 120 \beta_{\text{м0нс}} (w_0 - w_k)/A_v [120 - (w_0 - w_k)]. \quad (7-19)$$

Время пребывания материала в барабане можно найти из выражения

$$\tau = V_{\text{ап}} \beta_{\text{м}} / V_{\text{м}} = V_{\text{м}}^*/V_{\text{м}}, \quad (7-20)$$

где $V_{\text{м}}$ — объемная подача материала, м³/мин.

Так же трудно по коэффициентам теплопередачи рассчитать контактные сушилки. Поэтому расчет ведут по экспериментально найденным данным по кинетике сушки и напряжению поверхности нагрева по влаге A_s .

Пример 7.2. Рассчитать барабанную сушилку для сушки сульфата аммония в летних условиях работы. Место установки барабана — г. Одес-

Таблица 7-3. Значения A_v при различной влажности материала, (кг/(м³·ч)

Температура сушильного агента на входе в барабан, t_0 , °C	Влажность материала w_0 , %		
	<10	10—40	>40
80—150	1—8	6—15	10—20
150—250	10—20	15—40	30—50
150—400	15—30	25—60	50—75
400—650	20—40	30—90	80—120
650—1000	30—60	50—100	80—180

са. Исходные данные:

Производительность по готовому продукту $G_{м.к}$, кг/ч	3300
Начальная влажность материала w_0 , %	4
Конечная влажность продукта w_k , %	0,46
Средняя плотность продукта ρ_m , кг/м ³	1750
Насыпная плотность продукта (среднее значение) $\rho_{нс}$, кг/м ³	820
Теплоемкость сернокислого аммония c_t , кДж/(кг·К)	1,47
Начальная температура материала θ_0 , °C	22,6
Конечная температура продукта θ_k , °C	60
Унос высушенного продукта из барабана $K_{ун}$, %	10
Температура воздуха, °C:	
начальная t_0	120
конечная t_k	60
Температура наружного воздуха $t_{вх}$ [101], °C	22,6
Относительная влажность наружного воздуха $\Phi_{вх}$ [101]	0,61
Барометрическое давление P	99,3 кПа (745 мм рт. ст.)
Коэффициент заполнения барабана:	
насадкой β_n	0,05
материалом β_m	0,2
Напряжение рабочего объема барабана по испарившейся влаге A_v , кг/(м ³ ·ч)	9—11
Материал	Мелкий, кристаллический
Сушилка	Прямоточная
Система насадки	Распределительная

Пересчитаем влагосодержание материала

$$C_0 = w_0 / (100 - w_0) = 4 / (100 - 4) = 0,0412 \text{ кг/кг.}$$

Соответственно $C_k = 0,0045$ кг/кг. Решая уравнения материального баланса (3-116)—(3-117), найдем: $G_t = 3280$ кг/ч; $W = 120$ кг/ч; $G_{м.0} = 3420$ кг/ч. Унос материала из сушки с отработанным воздухом

$$G_{ун} = K_{ун} G_{м.к} = 0,1 \cdot 3300 = 330 \text{ кг/ч.}$$

Требуемый рабочий объем барабана

$$V_{ап} = W / A_v = 120 / 11 = 10,9 \text{ м}^3.$$

Согласно нормам НИИХиммаша [135], полученному значению рабочего объема барабана соответствуют размеры: $D_{ап} = 1600$ мм и $l_{ап} = 6000$ мм. Уточняем объем выбранного барабана:

$$V_{ап} = \pi D_{ап}^2 l_{ап} / 4 = 3,14 \cdot 1,6^2 \cdot 6 / 4 = 12 \text{ м}^3.$$

Тогда напряжение объема барабана по испарившейся влаге

$$A_v = W / V_{ап} = 120 / 12 = 10 \text{ кг/(м}^3\cdot\text{ч}).$$

Определим параметры воздуха, поступающего в калорифер. Давление насыщенного водяного пара при $t_{вх} = 22,6$ °C составляет 2,64 кПа. Влагосодержание (1-49)

$$X_{вх} = 0,622 \Phi_{вх} p_n / (P - \Phi_{вх} p_n) = \\ = 0,622 \cdot 0,61 \cdot 2,64 / (99,3 - 0,61 \cdot 2,64) = 0,0108 \text{ кг/кг.}$$

Энтальпия наружного воздуха (3-8)

$$I_{\text{вх}} = c_{\Gamma} t_{\text{вх}} + (r_0 + c_{\Pi} t_{\text{вх}}) X_{\text{вх}} \Rightarrow \\ = 1,006 \cdot 22,6 + (2495 + 1,965 \cdot 22,6) 0,0108 = 49,8 \text{ кДж/кг.}$$

Учитывая, что $X_0 = X_{\text{вх}}$, найдем энтальпию нагретого воздуха на входе в сушилку

$$I_0 = c_{\Gamma} t_0 + (r_0 + c_{\Pi} t_0) X_0 = \\ = 1,006 \cdot 120 + (2495 + 1,965 \cdot 120) 0,0108 = 150 \text{ кДж/кг.}$$

Удельный расход тепла на нагрев высушиваемого материала по (3-132)

$$q_m = (c_{\Gamma} + c_{\text{ж}} C_k) (\theta_k - \theta_0) / (C_0 - C_k) = \\ = (1,47 + 4,187 \cdot 0,0046) (60 - 22,6) / (0,0412 - 0,0046) = 1515 \text{ кДж/кг.}$$

Удельный расход тепла на компенсацию энергии связи влаги с материалом по (3-139):

$$\bar{q}_c = (a/2) (C_0 - C_k) = (4187/2) (0,0412 - 0,0046) = 76,6 \text{ кДж/кг.}$$

Удельные тепловые потери примем равными $q_{\text{ппт}} = 125$ кДж/кг. Тогда изменение потенциала воздуха относительно испарившейся влаги равно (3-125)

$$\Delta = c_{\text{ж}} \theta_0 - (q_m + \bar{q}_c + q_{\text{ппт}}) = \\ = 4,187 \cdot 22,6 - (1515 + 76,6 + 125) = -1622 \text{ кДж/кг.}$$

Энтальпия пара при конечной температуре по (3-129):

$$I_{\text{п.к}} = r_0 + c_{\Pi} t_k = 2495 + 1,965 \cdot 60 = 2613 \text{ кДж/кг.}$$

Конечная энтальпия влажного воздуха по (3-130):

$$I_k = [c_{\Gamma} t_k \Delta + I_{\text{п.к}} (X_0 \Delta - I_0)] / (\Delta - I_{\text{п.к}}) = \\ = \frac{1,006 \cdot 60 (-1622) + 2613 [0,0108 (-1622) - 150]}{-1622 - 2613} = 126,5 \text{ кДж/кг;}$$

Конечное влагосодержание воздуха по (3-131):

$$X_k = (I_k - I_0) / \Delta + X_0 = (126,5 - 150) / (-1622) + 0,0108 = 0,0253 \text{ кг/кг;} \\ , \Delta X = X_k - X_0 = 0,0253 - 0,0108 = 0,0145 \text{ кг/кг.}$$

Расход тепла в калорифере по (3-124):

$$Q_{\text{кл}} = q_i W = [(I_0 - I_{\text{вх}}) / (X_k - X_0)] W = \\ = (150 - 49,8) / 0,0145 \cdot 120 = 830000 \text{ кДж/кг.}$$

Расход воздуха по (3-117):

$$L = W / \Delta X = 120 / 0,0145 = 8280 \text{ кг/ч.}$$

Физические константы воздуха при средних параметрах процесса $\bar{t} = (120 + 60) / 2 = 90^{\circ}\text{C}$ и $\bar{x} = (0,0108 + 0,0253) / 2 = 0,018 \text{ кг/кг}$ составляют $\bar{\rho} = 0,945 \text{ кг/м}^3$ и $\bar{v} = 2,24 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$,
Объемный расход воздуха

$$V = L (1 + \bar{X}) / \bar{\rho} = 8280 (1 + 0,018) / 0,945 = 8920 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Время сушки определим по формуле (7-19)

$$\tau_{\text{суш}} = \frac{120 \beta_{\text{МРНС}} (w_0 - w_k)}{A_v [200 - (w_0 - w_k)]} = \frac{120 \cdot 0,2 \cdot 820 (4 - 0,46)}{10 [200 - (4 - 0,46)]} = 35,5 \text{ мин.}$$

Объем материала, находящегося в барабане

$$V_m^* = (G_{M0} + G_{M,K} - G_{yH}) \tau_{cush} / 2\rho_{HC} \cdot 60 = \\ = (3420 + 3300 - 330) 35,5 / 2 \cdot 820 \cdot 60 = 2,3 \text{ м}^3.$$

Время пребывания материала в аппарате (проверка)

$$\tau = V_m^* / V_m = 2V_m^* \rho_{HC} / (G_{M0} + G_{M,K} - G_{yH}) = \\ = 2 \cdot 2,3 \cdot 820 \cdot 60 / (3420 + 3300 - 330) = 35,4 \text{ мин} \approx \tau_{cush}.$$

Уточним коэффициент заполнения барабана материалом

$$\beta_m = V_m^* / V_{app} = 2,3 / 12 = 0,192,$$

что близко к принятому в исходных данных.

Приняв угол наклона барабана $\alpha=3^\circ$, $m=1,0$, $k=0,7$, определим скорость вращения барабана по формуле (7-18):

$$n = m k l_{app} / \tau_{cush} D_{app} \operatorname{tg} \alpha = 1 \cdot 0,7 \cdot 6 / 35,5 \cdot 1,6 \cdot 0,052 = 1,5 \text{ об/мин.}$$

Скорость воздуха в свободном сечении барабана

$$\omega = V / S_{app} (1 - \beta_m - \beta_n) = \\ = 8920 \cdot 4 / 3600 \cdot 3,14 \cdot 1,6^2 (1 - 0,192 - 0,05) = 1,63 \text{ м/с.}$$

Сопоставляя полученное значение с приведенным выше табличными данными, видим, что частицы размерами по крайней мере более 0,3 мм выноситься из барабана не будут. Для точного нахождения предельного размера уносимых с воздухом частиц рассчитаем скорость витания частиц нескольких диаметров (около 0,3 мм), используя формулу (4-34) и принимая фактор формы $\Psi=0,65$ ($k_3=4,5$). Результаты расчета приведены ниже:

Размер частиц, мм	Ar	Re	$U_b, \text{м/с}$
0,35	1555	25,24	2,26
0,30	977	18,90	1,63
0,25	566	13,14	1,175

Таким образом, предельный размер частиц, уносимых отработанным воздухом в систему пылеочистки, составляет 0,3 мм.

7.3. Распылительные сушилки

Распылительная сушилка представляет собой цилиндрическую вертикальную камеру, в которой осуществляется тепло- и массообмен между распыленными каплями жидкого или пастообразного материала и сушильным агентом. Время пребывания материала в сушильной камере составляет обычно 15—40 с, в зависимости от степени диспергирования, скорости газа, объема камеры и ее конструктивных особенностей.

Для распыления можно использовать гидравлические (механические) и пневматические форсунки или центробежные (дисковые) распылители. В последние годы находят применение акустическое, ультразвуковое, электрическое и пульсационное распыливание [99]. Механические форсунки могут быть струйными или центробежными. В последних жидкость перед выходом из сопла закручивается: что способствует турбулизации струи и увеличению ширины факела распыла. Производи-

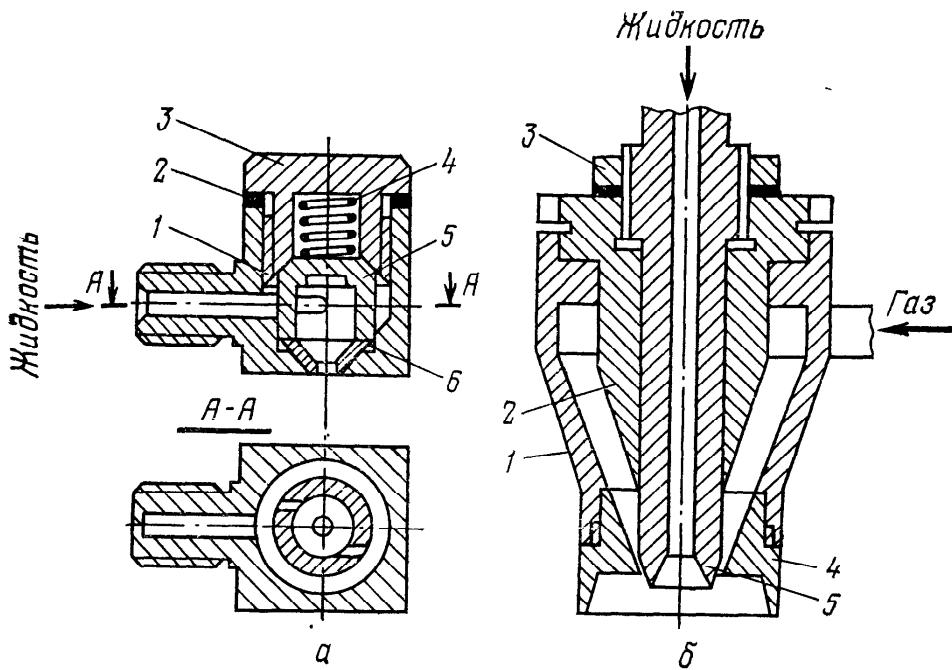


Рис. 7-12. Форсунки для распылительных сушилок:

a — гидравлическая центробежная; 1 — корпус; 2 — прокладка; 3 — пробка; 4 — пружина; 5 — завихритель; 6 — сопло; *b* — пневматическая; 1 — корпус; 2 — направляющая; 3 — контргайка; 4 — наконечник; 5 — сопло

тельность механических форсунок составляет 4000 кг/ч и более. Достоинствами механических форсунок являются простота их изготовления и обслуживания, низкие энергозатраты на распыление и невысокие эксплуатационные расходы. Основные недостатки — трудность регулирования производительности и ненадежная работа при распылении суспензий вследствие забивания канавок твердыми частицами и эрозионного износа сопла.

Для уменьшения эрозионного износа применяют сопловые вкладыши из твердых материалов (карбида вольфрама, рубина, сапфира). В высокопроизводительных форсунках с соплом большого диаметра эрозионный износ мало влияет на показатели работы. Механические форсунки непригодны для распыления высоковязких растворов и паст.

На рис. 7-12, *a* показана типичная конструкция гидравлической центробежной форсунки, применяемой при сушке синтетических моющих средств. Диаметр сопла форсунки 2,5—3,5 мм, при давлении подаваемой жидкости 6—9 МПа обеспечивается распыление от 400 до 1000 кг/ч пульпы. Форсунка проста в изготовлении и обслуживании. Обычно эти форсунки устанавливают по периметру сушильной камеры (до 20 шт.), что позволяет отключать и чистить их поочередно без нарушения технологического режима сушки.

Пневматические форсунки работают по принципу распыления жидкости высокоскоростной струей газа или пара, подаваемого под давлением 0,1—1 МПа. Производительность пневмофорсунок достигает 12 т/ч [99], они отличаются высокой универсальностью в отношении регулирования формы факела, про-

изводительности, дисперсности распыла и возможностей распыления высоковязких паст и суспензий.

Известно множество конструкций пневматических форсунок, но все они делятся по способу смешения распыливающего газа и распыляемого материала на два основных класса: форсунки внешнего и внутреннего смешения. В распылительных сушилках применяют, главным образом, пневмофорсунки, внешнего смешения. На рис. 7-12, б показана одна из наиболее удачных конструкций [155] форсунок этого класса.

Отличительными особенностями этой форсунки являются возможность регулировки кольцевого воздушного зазора и надежная центровка сопла 5. Сопло имеет острые кромки, что позволяет получать высокодисперсный и однородный распыл. Кромки сопла защищены от случайных повреждений высокими бортами наконечника 4, играющими роль защитного стакана. Кроме того, стакан защищает сопловую часть от обрастиания высохшим продуктом. Форсунка имеет большой срок службы, так как сопловая часть легко поддается восстановлению простой токарной обработкой. Пневматические форсунки также, как и гидравлические, могут быть установлены по одной или объединены в блоки до 50 шт.

Центробежные дисковые распылители работают по принципу сброса струек или пленок жидкости с быстро вращающегося диска в относительно неподвижный воздух. Частота вращения дисков составляет от 4000 до 50000 об/мин в зависимости от диаметра, который может быть от 50 до 350 мм. Производительность промышленных центробежных распылителей составляет 40 т/ч и более. Фирма «Ниро Атомайзер» (Дания) разработала центробежный распылитель производительностью 200 т/ч [109].

Распылительные диски по конструкции делятся на три основные группы: гладкие, лопастные и сопловые (рис. 7-13). Выбор типа и конкретной конструкции диска определяются, с одной стороны, желанием иметь высокую эксплуатационную надежность распылителя с минимальным контролем состояния дискового элемента и простым обслуживанием его (чистка, замена, ремонт), с другой — стремлением к тонкому и однородному распылению исходного материала, если не предъявляются дополнительные требования к дисперсному составу продукта. Гладкие диски просты по устройству и практически не подвержены забиванию, но дают грубый полидисперсный распыл. Наиболее тонкое и однородное распыление обеспечивают сопловые диски, но они в максимальной степени подвержены засорению и забивке отверстий или каналов.

Гладкие диски (рис. 7-13, а—в) могут быть тарельчатыми (а), чашечными (б) и плоскими (в). Чашечные диски дают несколько более тонкий распыл, что обусловлено срезающим действием острой периферийной кромки. Для гладких дисков характерен неравномерный факел и ограниченная производи-

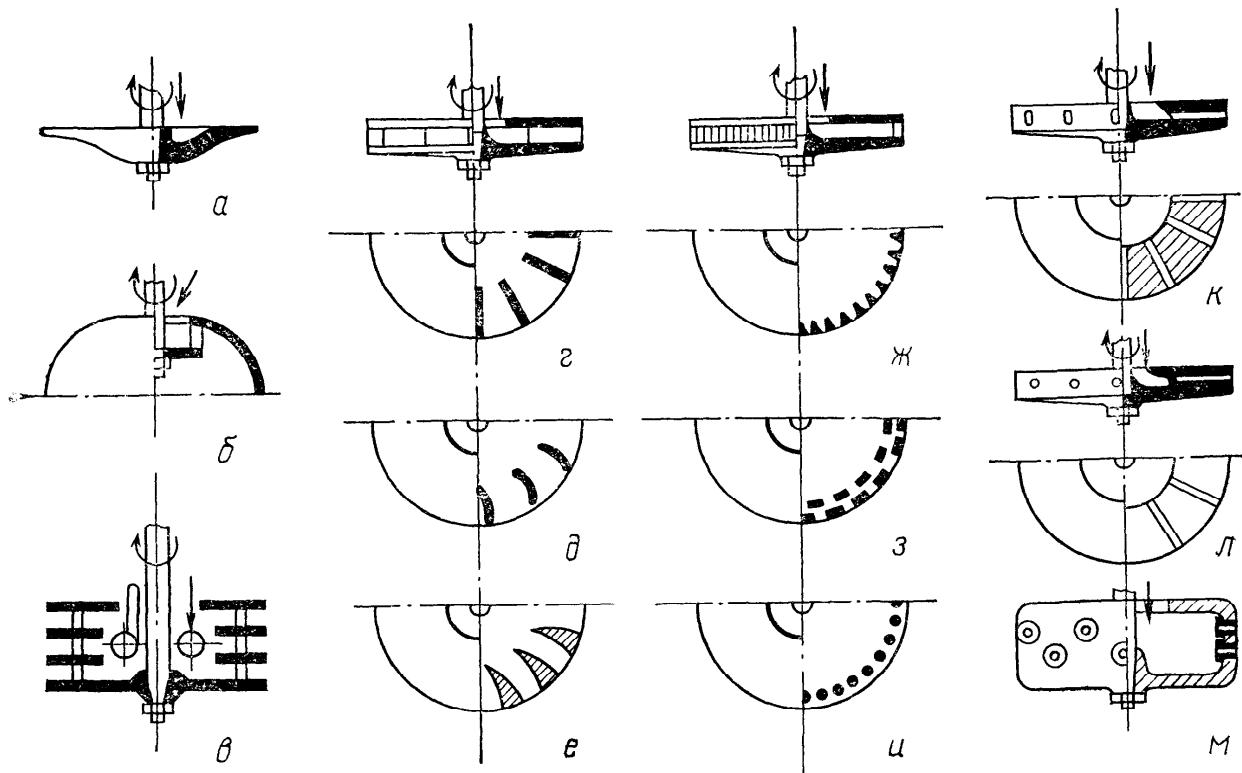


Рис. 7-13. Схемы распылительных дисков:
а, б — гладкие; г—и — лопастные; к, м — сопловые

тельность. Для повышения производительности диски собирают в пакет, получая многоярусные диски (рис. 7-13, в).

Более широкий и равномерный факел получается при применении лопастных дисков. На рис. 7-13, г показан диск с прямыми лопатками. Для уменьшения эрозии лопаток под ударным воздействием входящей жидкости лопатки выполняют изогнутыми (рис. 7-13, д). В некоторых случаях передние стороны лопаток защищают пластинами из износостойкого материала (стеллита или карбida кремния) (рис. 7-14, е) [99]. При необходимости тонкого распыления высоковязких жидкостей применяют диски с призматическими пальцами по периферии, образующими узкие щели (рис. 7-13, ж). Если жидкость содержит абразивные компоненты, то диски выполняют в виде дисмембраторов с пальцами прямоугольного или круглого поперечного сечения (рис. 7-13, з, и). Лопастные диски характеризуются повышенным вентиляционным эффектом, что не всегда желательно для технологий сушки. Кроме того, вентиляционный эффект приводит к необходимости увеличения мощности привода.

Наиболее качественное однородное распыление при минимальном вентиляционном эффекте дают сопловые диски (рис. 7-13, к, м). Они могут иметь каналы прямоугольного (к) или круглого (л) сечения. Для абразивных материалов диски могут выполняться в виде стаканов со сменными антиабразивными соплами в стенках.

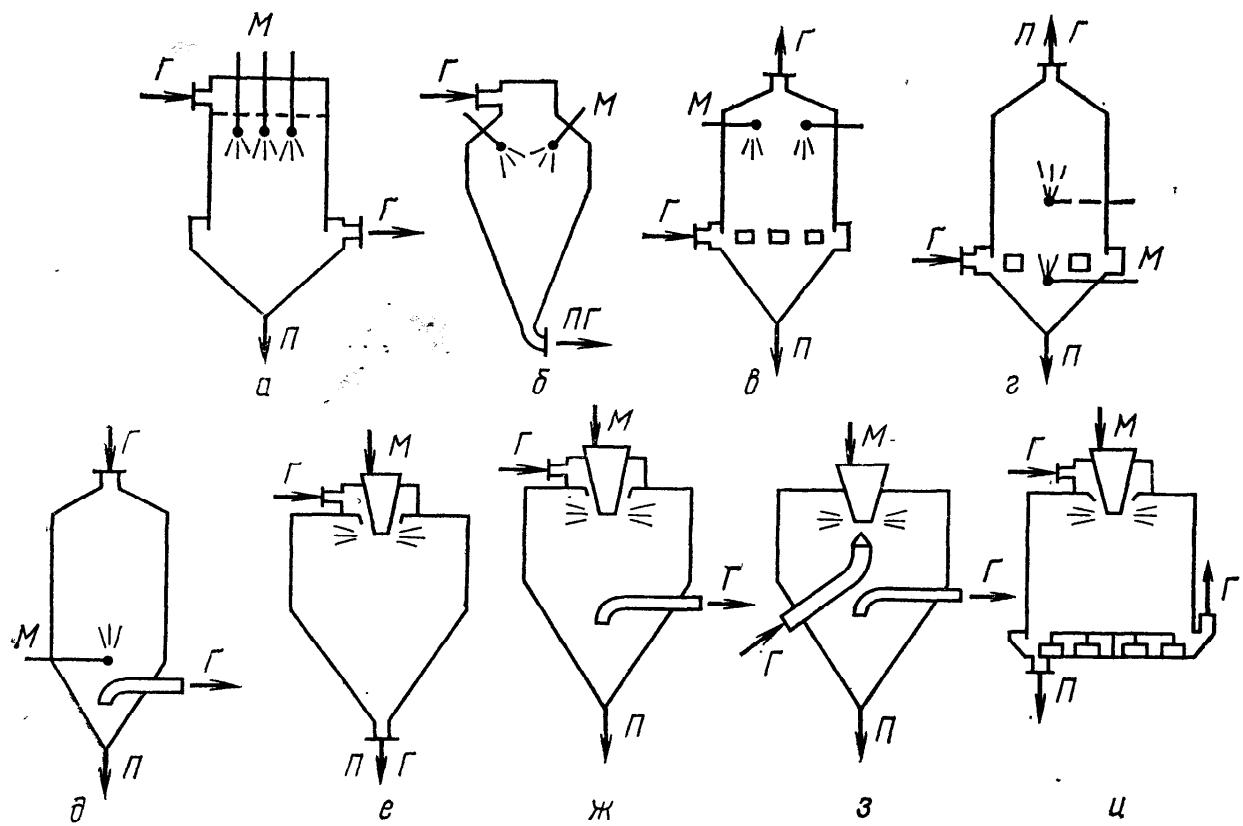


Рис. 7-14. Схемы сушильных камер:

a, б — форсуночная с нисходящим прямотоком; в — форсуночная с противотоком; г — форсуночная с восходящим прямотоком; д — форсуночная с фонтанообразным распылением; е — дисковая с подачей газа на факел; ж — дисковая с подачей газа на факел и раздельным выводом газа и продукта; з — дисковая с подачей газа под факел и раздельным выводом газа и продукта; и — дисковая с плоским днищем; Г — газ; М — материал; П — продукт

Для повышения производительности все рассмотренные диски можно выполнять многоярусными, аналогично показанным на рис. 7-13, в, м.

Конструктивное оформление сушильных камер зависит от типа, числа и места установки распылителей, а также от места и способа ввода и вывода газа и материала (рис. 7-14). Выбор той или иной конструкции обусловлен технологическими требованиями и свойствами высушиваемого материала.

На рис. 7-14 *a, б* показаны схемы прямоточных сушилок с форсуночным распылом и движением газа и материала сверху вниз. Более удачна конструкция с равномерным распределением газа и раздельным выводом газа и продукта (рис. 7-14, *a*). На рис. 7-14, *б* показана схема сушилки фирмы «Нубилоза» (ФРГ). Тангенциальный подвод газа нельзя признать удачным по следующим причинам. При закручивании всего потока газа в камере возникают значительные перепады давлений с понижением давления в направлении к осевой линии и верхней части сушилки. Вследствие этого в камере создаются мощные циркуляционные потоки, выносящие сухой продукт в зону высоких температур в верхней части камеры, где возможны перегрев и деструкция продукта. Этот недостаток может быть устранен разделением вводимого газа на два коаксиальных потока и закручиванием их в разных направлениях с целью уничи-

тожения центрального вихря. При этом на входе потока газа в камеру желательно установить подпорную решетку с гидравлическим сопротивлением 100—200 Па.

Также нельзя признать целесообразным совместный вывод отработанных газов и сухого продукта. Нередки случаи обвалов продукта, отложившегося на стенках, и забивания газовыводящего отверстия, что приводит к полной остановке процесса. Этот недостаток может быть устранен только разделением вывода газа и продукта.

На рис. 7-14, *в* дана схема сушилки с противоточным движением фаз, когда сушильный агент движется снизу вверх, а диспергированный материал — сверху вниз. Такое движение потоков достигается при условии достаточно грубого распыла, обеспечивающего получение частиц, скорость витания которых превышает скорость газа. Противоток применяют для достаточно термостойких продуктов, когда требуется увеличить насыпную плотность порошка или совместить сушку и прокалку продукта, а также при необходимости глубокой сушки материалов с трудноудаляемой влагой. В частности, этот метод широко используют при сушке детергентов (моющих средств).

Известны сушильные камеры, в которых возможно не только встречное движение взаимодействующих фаз, но и движение, направленное в одну сторону (рис. 7-14, *г*) — восходящий прямоток [109]. После распыления материала происходит фракционирование частиц в восходящем потоке сушильного агента, причем мелкие частицы увлекаются вверх и удаляются из камеры вместе с отработанным теплоносителем, а крупные оседают на дно камеры. Частицы средних размеров перемещаются сначала вниз, а после высыхания — вверх. Частицы, оседающие на дно камеры, попадают в зону высоких температур и подвергаются тепловому воздействию, как и в противоточных камерах. Частицы, движение которых направлено снизу вверх, находятся в более благоприятных температурных условиях достаточно охладившегося сушильного агента. Скорость подъема крупных частиц меньше, а время пребывания их в камере больше времени пребывания мелких частиц. В результате этого все частицы подвергаются приблизительно одинаковому тепловому воздействию со стороны сушильного агента.

Высота сушильной камеры в данном случае определяется суммой высот противоточной зоны сушки крупных фракций материала (ниже распылителя) и прямоточной зоны сушки мелких фракций (выше распылителя). Уровень расположения распылителя в камере зависит от соотношения скоростей движения сушильного агента и осаждения самых крупных частиц. При увеличении производительности камеры, достигаемом применением более тонкого распыления, распылитель необходимо устанавливать ниже. Тогда высота прямоточной зоны увеличивается, а противоточной — уменьшается. Наконец, когда скорость сушильного агента настолько велика, что весь высуши-

ваемый материал выносится вверх, распылитель должен быть установлен в нижней части камеры, вблизи ввода сушильного агента. В таких камерах создается приблизительно одинаковая степень теплового воздействия сушильного агента на частицы разного диаметра. Таким образом, описанная конструкция сушилки обеспечивает широкие возможности при сушке термочувствительных продуктов.

Конструкция сушилки, показанная на рис. 7-14, *δ*, характеризуется тем, что движение распыленного материала осуществляется фонтанообразно навстречу подаваемому сверху сушильному агенту. При этом объем сушильной камеры используется как бы дважды: при движении материала вверх (противоток) и при движении его вниз (прямоток). Таким образом, камеры данного типа обеспечивают максимальное время пребывания материала в зоне сушки и высокие напряжения по испаряемой влаге. Вследствие сепарации частиц разного размера мелкие частицы проходят меньший путь и быстрее покидают зону сушки. Тем самым достигается равномерная и интенсивная сушка материала, что особенно важно для термочувствительных продуктов. Конструкции сушилок (рис. 7-14, *г*, *δ*) широко применяют также для сушки керамических суспензий, каолина и других подобных материалов.

Сушилки с центробежными дисковыми распылителями (рис. 7-14, *е—и*) работают, как правило, по прямоточной схеме. Применение дискового распыления обусловливает большой диаметр сушильной камеры и, как следствие, — невысокую скорость газа по сечению камеры. При этом способ ввода и распределения сушильного агента в камере существенно влияет на процесс сушки дисперсного материала.

Специфика процесса в данном случае заключается в создании интенсивных радиальных потоков газа от диска к стенкам камеры и от стенок к диску, что объясняется вентиляционным эффектом последнего. В плоскости факела возникает разрежение, вызывающее подсосы и циркуляцию газа как из зоны над факелом, так и из нижней зоны. Если диск расположен вблизи потолка камеры, то при недостаточном подводе сушильного агента в зону между потолком и факелом в ней создается разрежение, вызывающее искривление траектории полета капель и частиц и отложение материала на потолке камеры.

Наиболее благоприятные условия возникают при подводе газа к корню факела распыла, так как при этом максимально используется горизонтальный участок полета капель с большой скоростью, сокращается диаметр факела и обеспечивается подача газа к диску для компенсации эффекта самовентиляции. Такая схема газоввода является наиболее распространенной. При сушке термочувствительных продуктов газ подводят к нижней стороне факела распыла (рис. 7-14, *з*) или же охлаждают потолок, подавая в специальную полость в нем холодный воздух или воду.

Как при верхнем, так и при нижнем способе подвода газа поток его закручивается распределительными лопатками. Направление закручивания должно совпадать с направлением вращения диска; в противном случае факел распыла имеет неблагоприятную форму вследствие резкого отклонения траектории капель от горизонтальной плоскости вверх или вниз.

Большой диаметр камер с дисковым распылением влечет за собой значительное увеличение габаритов конической части, что вызывает неудобства при размещении установки в производственном помещении и удорожает конструкцию. В связи с этим днища сушильных камер высокой производительности стремятся обычно делать плоскими или с большим углом конуса, используя специальные устройства для эвакуации осевшего сухого продукта. На рис. 7-14, и показана конструкция сушилки, из которой сухой продукт отводится гребковыми элементами, установленными на вращающихся штангах. Иногда продукт с плоского днища камеры собирается вращающимся пылеулавливанием.

Распылительным сушилкам присущи недостатки, связанные со спецификой процесса: сравнительно небольшая удельная производительность, большой удельный расход сушильного агента, высокая дисперсность высушиваемого продукта, обуславливающая большие капитальные затраты на сооружение установок пылеулавливания и высокие эксплуатационные расходы.

Одним из направлений интенсификации и повышения эффективности распылительных сушилок является применение перегрева жидкого материала перед сушкой (для термостойких продуктов), а также организация процесса в режиме выпарки (двухстадийный процесс), применение способов и приемов агломерирования пыли и рациональных схем пылеулавливания (см. гл. 6).

Интенсификация процесса распылительной сушки достигается применением закрученных потоков теплоносителя, устройств для задержки и рециркуляции высушиваемого материала в сушильной камере, устройств, предотвращающих отложение материала на стенки сушильной камеры и устройств для очистки поверхностей от налипаний в процессе сушки.

На рис. 7-15 показана распылительная сушилка с комбинированным газораспределением, разработанная в НИОПиК для сушки супензий красителей [16]. Особенность системы газораспределения состоит в том, что сушильная камера оборудована двумя газораспределителями: центральным и тангенциальным. Центральный газораспределитель принципиально не отличается от обычных газораспределителей, подводящих сушильный агент к корню факела распыла; он предназначен для равномерного распределения теплоносителя по факелу распыленного материала. Тангенциальный газораспределитель позволяет вводить теплоноситель в сушильную камеру в виде плоских вы-

сокоскоростных струй, расположенных по периферии камеры и направленных таким образом, что каждая струя перекрывает зону действия соседней.

Таким образом, в периферийной зоне сушильной камеры частицы высушиваемого материала движутся по спиральной траектории с высокой относительной скоростью. Соответственно увеличиваются и коэффициенты тепло- и массообмена, что позволяет подать в сушилку большее количество теплоносителя. При этом продолжительность пребывания частиц во взвешенном состоянии не уменьшается, так как удлиняется их путь. Периферийный газораспределитель предотвращает также отложение влажного продукта на стенки камеры. Напряжение по испаряемой влаге для данной сушилки в 2,5—3 раза больше, чем для сушилок с обычным газораспределением.

Принцип закручивания потоков газа использован также в распылительных вихревых сушилках, разработанных в институте тепло- и массообмена АН БССР П. С. Куцем с авторами [125].

Проблему получения непылящего сухого продукта решают различными методами агломерирования продукта в процессе сушки. Наиболее распространен метод вдува в факел распыла мелкой пыли продукта, взятой из второй ступени пылеулавливания.

Оригинальная вихревая распылительная сушилка с устройством для одновременной агломерации продукта разработана в Московском технологическом институте мясной и молочной промышленности (МТИММП) Ю. В. Космодемьянским [59]. Принципиальная схема сушильной камеры представлена на рис. 7-16.

Сушильная камера 1 разделена горизонтальной перегородкой 3 на две зоны: верхнюю — цилиндрическую и нижнюю — коническую. Сушильный агент подается в верхнюю зону закрученным потоком через газоподводящее устройство 8 навстречу форсунке 2 материала. Высущенный продукт центробежными силами отбрасывается к стенкам камеры и ссыпается через зазор между корпусом и перегородкой 3 в коническую часть сушилки. В нижней зоне враще-

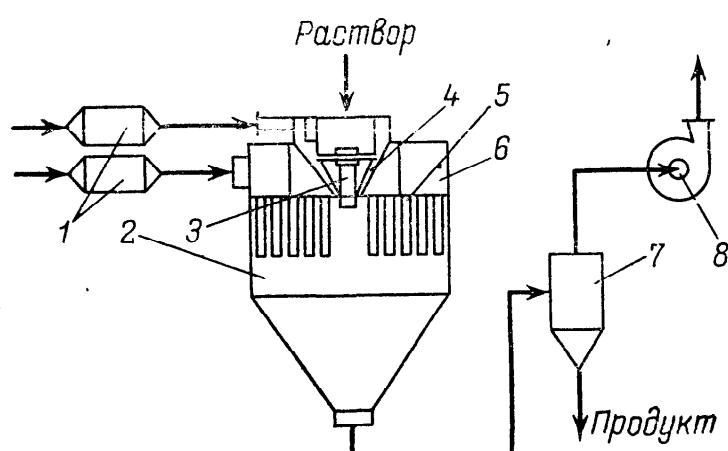


Рис. 7-15. Распылительная сушилка с комбинированным распределением газа:
1 — калориферы; 2 — сушильная камера; 3 — центробежный распылитель; 4 — центральный газораспределитель; 5 — тангенциальный газораспределитель; 6 — короб; 7 — циклон; 8 — вентилятор

Рис. 7-16. Распылительная сушилка-агломератор:

1 — сушильная камера; 2 — форсунка; 3 — перегородка; 4 — лопатки; 5 — центральная труба; 6 — затвор; 7 — сепарационная труба; 8 — газоподводящее устройство; 9 — газовыводящее устройство

нию потока газа препятствуют демпфирующие лопатки 4. Вследствие разности статических составляющих напора газ из нижней зоны через центральную трубу 5 рециркулирует в верхнюю зону, увлекая за собой мелкие фракции продукта, которые таким образом доставляются к факелу распыла и агломерируются. Дополнительно продукт сепарируется в сепарационной трубе 7, что обеспечивается подсосом через нее некоторого количества воздуха, которое можно регулировать в зависимости от скорости витания частиц требуемого предельно минимального размера. Агломерированный сухой материал в виде готовой продукции выгружается через секторный затвор 6, а мелкий продуктозвращается на факел распыла.

Достоинствами аппарата являются закручивание потока (элементы с активной гидродинамикой), эффективное использование объема камеры (фонтанообразный факел распыла) и отсутствие уноса пыли. Сочетание всех этих положительных качеств делает сушилку Ю. В. Космодемьянского перспективной для применения в химической технологии, в частности при получении катализаторов заданного гранулометрического состава. На установке, созданной в МТИММПе, удается получить готовый продукт (сухое молоко, дрожжи, сухой бульон и др.) в виде частиц размером до 2—5 мм. Разработана промышленная сушилка описанного типа объемом 10 м³ и производительностью 150 кг/ч по испаряемой влаге.

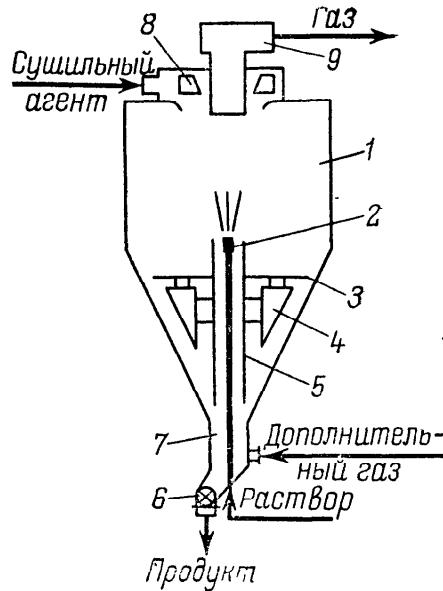
Для сушки материалов с повышенными адгезионными свойствами применяют устройства, очищающие стенки сушильной камеры: вибраторы, механические била, цепи, подвешенные на вращающемся кольце, «аэродинамическую метлу», т. е. трубу с воздушными соплами, обращающуюся по внутреннему períметру камеры, и др.

Расчет. Распылительные сушилки рассчитывают по описанной выше схеме (см. рис. 5-6) с учетом следующих особенностей:

диаметр капель определяют расчетом, исходя из условий распыления материала;

диаметр сушильной камеры определяется величиной радиуса факела распыла при условии отсутствия попадания капель высушиваемого материала на стенки;

высоту камеры находят, исходя из времени движения частиц высушиваемого материала, которое должно быть равно или больше требуемого по кинетике времени сушки.



Известно много теоретических и экспериментальных зависимостей, полученных для разных способов распыления [81, 99, 169]. Так, Ю. И. Хавкин в монографии [169] приводит до 14 формул разных авторов для расчета диаметра капель при распылении жидкостей гидравлическими центробежными форсунками. В частности, средний объемно-поверхностный диаметр капель можно рассчитать по формуле Л. А. Витман, Б. Д. Кацнельсона и И. И. Палеева

$$d_{3,2} = b / 0,11 \text{Re}^{0,34}, \quad (7-21)$$

причем

$$\text{Re} = 4G_{\text{M}0}/\pi\rho_{\text{M}0}vd_c; \quad (7-22)$$

$$b = [d_c/2 \cos(\alpha/2)] (1 - \sqrt{1 - \mu \cos(\alpha/2)}), \quad (7-23)$$

где b — толщина пленки жидкости, сходящей с периметра отверстия сопла; d_c — диаметр сопла; μ — коэффициент расхода сопла; α — угол раскрытия факела.

Для расчета распыления жидкостей пневматическими форсунками внутреннего смешения широко известна формула Нукиямы и Танасавы [81], которая в размерности СИ имеет вид

$$d_{3,2} = (0,0185/u_0) \sqrt{\sigma_{\text{ж}}/\rho_{\text{M}0}} + 11,245 (\mu_{\text{ж}}/\sqrt{\sigma_{\text{ж}}\rho_{\text{M}0}})^{0,45} (V_{\text{M}0}/V_r)^{1,5}, \quad (7-24)$$

где u_0 — начальная относительная скорость газа и жидкости; $\sigma_{\text{ж}}$, $\mu_{\text{ж}}$ — коэффициенты поверхностного натяжения и вязкости жидкости; $V_{\text{M}0}$, V_r — объемный расход жидкости и распыливающего газа.

Для расчета среднего медианного диаметра капель при распылении низковязких жидкостей [$\mu_{\text{ж}}/(\rho\sigma_{\text{ж}}d_c) < 0,42$] форсунками внешнего смешения И. Г. Плит с авт. [103] предложил следующую зависимость:

$$d_{50}/d_c = 0,21 (\sigma_{\text{ж}}/\rho w_0^2 d_c) (D_{\text{ж}}/d_c)^{0,7} [1 + 520 \cdot (\mu_{\text{ж}}^2/\rho\sigma_{\text{ж}}d_c)^{0,03} (d_c/D_{\text{ж}})]; \quad (7-25)$$

для высоковязких жидкостей [$\mu_{\text{ж}}^2/(\rho\sigma_{\text{ж}}d_c) > 0,42$].

$$d_{50}/d_c = 0,21 (\sigma_{\text{ж}}/\rho w_0^2 d_c)^{0,3} (D_{\text{ж}}/d_c)^{0,7} \times \\ \times [1 + 2300 (\mu_{\text{ж}}^2/\rho\sigma_{\text{ж}}d_c)^{0,03} (d_c/D_{\text{ж}})^{1,3}], \quad (7-26)$$

где w_0 — скорость истечения газа; $D_{\text{ж}}$ — эквивалентный диаметр подводящих закручивающих каналов; $D_{\text{ж}}$ — диаметр камеры закручивания.

При распылении дисками наиболее надежной для расчета размеров капель считается формула Фрасера, Эйзенклама и Домбровского [81, 139]

$$d_{3,2} = 0,55 (G_{\text{M}0}v_{\text{ж}}/d_{\text{д}})^{0,2} (1/n)^{0,6} (1/\rho_{\text{M}0})^{0,3} (\sigma_{\text{ж}}/l)^{0,1}; \quad (7-27)$$

$$\delta_{\text{max}} = 3d_{3,2}, \quad (7-28)$$

где $d_{\text{д}}$ — диаметр диска; n — число оборотов диска в 1 мин; l — смоченный периметр диска; для лопастных и сопловых дисков соответственно

$$l = zh; \quad (7-29) \quad l = z\pi(d_c/2), \quad (7-30)$$

где z — число каналов; h — высота лопасти.

Диаметр аппарата можно рассчитать двумя способами: по длине участка торможения капель максимального размера в радиальном направлении, рассчитанного, например, по формулам (4-83)–(4-85), или по радиусу факела, найденного по эмпирическим экспериментально полученным зависимостям. В частности, хорошо зарекомендовала себя формула А. А. Долинского, в которой учитывается гидродинамика движения материала и интенсивность испарения жидкой фазы [81]

$$R_{\Phi}/d_{3,2} = 0,33 (\rho_{\text{M}0}/\rho) \text{Re}^{0,35} G u^{-0,4} K_0^{0,2}. \quad (7-31)$$

В формуле (7-31) число Рейнольдса рассчитывают по окружной скорости диска и среднему объемно-поверхностному диаметру капель, числа Гух-

мана и Коссовича — по средней температуре газа в камере

$$Gu = [0,5(T_0 + T_k) - T_{mt}]/T_0;$$

$$Ko = r(C_0 - C_k)/0,5(T_0 + T_k).$$

Высоту камеры можно определить, решая уравнения гидродинамики частиц (4-38) — (4-43). При этом высота, рассчитанная по времени сушки частиц максимального размера, часто оказывается чрезмерно большой. Поэтому, учитывая, что конечная влажность равна среднемассовому влагосодержанию всех частиц в распределении, кинетическое время сушки или высоту камеры усредняют, применяя различные способы.

Что касается требуемого для сушки времени, то во многих случаях, особенно при сушке высоковлажных материалов и материалов первой группы (по классификации К. Д. Малецкой и А. А. Долинского), оно может быть рассчитано по уравнениям тепло- или массообмена, например, по (5-10), (5-13), (5-16). Для материалов второй и третьей групп предпочтительнее пользоваться временем сушки, рассчитанным из экспериментально снятой кинетики сушки капель по методу А. А. Долинского с авторами [30, 31].

Пример 7.3. Оценить возможность и условия применения распыльной сушилки РЦ10-550ВК для сушки латекса микросусpenзионного ПВХ. Исходные данные следующие:

Производительность по готовому продукту $G_{m.k}$, кг/ч	1800
Влагосодержание материала, кг/кг:	
начальное C_0	1,222
максимальное гигроскопическое C_{mg}	0,005
конечное C_k	0,003
Коэффициент поверхностного натяжения латекса $\sigma_{ж}$, Н/м	0,037
Кинематическая вязкость суспензии $\nu_{ж}$, м ² /с	$3,05 \cdot 10^{-6}$
Удельная теплоемкость ПВХ c_t , кДж/(кг·К)	1,2
Плотность, кг/м ³ :	
латекса ρ_{mo}	1090
частиц продукта $\rho_{m.k}$	1000
ПВХ ρ_t	1400
Температура материала начальная θ_0 , °C	20
Температура воздуха (опытные данные), °C:	
на входе t_0	150
на выходе t_k	60
Влагосодержание исходного воздуха X_0 , кг/кг	0,01
Атмосферное давление P , кПа	100
Объем сушильной камеры V_{ap} , м ³	550
Диаметр D_{ap} , м	10
Высота H_{ap} , м	7
Диаметр диска распылителя d_d , м	0,25
Смоченный периметр l , м	0,375
Частота вращения диска n , об/мин	8000

Изменение влагосодержания

$$\Delta C = C_0 - C_k = 1,222 - 0,003 = 1,219 \text{ кг/кг};$$

Температуру продукта в конце процесса принимаем $\theta_k = 0,8 t_k = 0,8 \cdot 60 = 48$ °C. Тогда $\Delta\theta = \theta_k - \theta_0 = 48 - 20 = 28$ K

Начальная энталпия воздуха

$$I_0 = c_{rt}t_0 + (r_0 + c_{pt}t_0)X_0 = 1,006 \cdot 150 + (2495 + 1,965 \cdot 150)0,01 = 178,8 \text{ кДж/кг}.$$

Конечная энталпия пара в воздухе

$$I_{\text{п.к}} = r_0 + c_{\text{п}} t_{\text{k}} = 2495 + 1,965 \cdot 60 = 2613 \text{ кДж/кг}$$

Поскольку величина $C_{\text{мг}}$ весьма мала, удельной теплотой связанной влаги пренебрегаем. Принимаем тепловые потери $q_{\text{пп}}=350 \text{ кДж/кг}$. Тогда удельный расход воздуха согласно соотношению (3-31) составит

$$\sigma = \frac{(c_{\text{т}} + c_{\text{ж}} C_{\text{к}}) \Delta \theta + (I_{\text{п.к}} - c_{\text{ж}} \theta_0 + q_{\text{пп}}) \Delta C}{I_0 - c_{\text{т}} t_{\text{k}} - I_{\text{п.к}} X_0} =$$

$$= \frac{(1,2 + 4,187 \cdot 0,003) 28 + (2613 - 4,187 \cdot 20 + 350) 1,219}{178,8 - 1,006 \cdot 60 - 2613 \cdot 0,01} = 38,4 \text{ кг/кг.}$$

Изменение влагосодержания воздуха, согласно (3-21): $\Delta X = \Delta C / \sigma = 1,219 / 38,4 = 0,032 \text{ кг/кг}$.

Конечное влагосодержание воздуха: $X_{\text{k}} = X_0 + \Delta X = 0,01 + 0,032 = 0,042 \text{ кг/кг}$.

Определим параметры паро-газовой пленки на частицах продукта в конце процесса при принятой его температуре. Воспользуемся формулой (1-27) и данными табл. 1-4 для ПВХ С-70. Равновесная относительная влажность

$$\varphi'_{\text{k}} = 1 - \exp \left[-C_{\text{k}}^{p+q\theta_{\text{k}}} \exp(m+n\theta_{\text{k}}) \right] =$$

$$= 1 - \exp[-0,003^{1,315+0,00038 \cdot 48} \exp(8,3 + 0,0122 \cdot 48)] = 0,96.$$

Давление насыщенного пара (1-21):

$$P'_{\text{н.к}} = \frac{2}{15} \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{\theta_{\text{k}} + 233,84} \right) =$$

$$= \frac{2}{15} \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{48 + 233,84} \right) = 11,2 \text{ кПа.}$$

Влагосодержание парогазовой пленки в конце процесса (1-49)

$$X'_{\text{k}} = (M_{\text{п}}/M_{\text{г}}) [p'_{\text{н.к}} \varphi'_{\text{k}} / (P - p'_{\text{н.к}} \varphi'_{\text{k}})] =$$

$$= (18/29) [11,2 \cdot 0,96 / (100 - 11,2 \cdot 0,96)] = 0,075 \text{ кг/кг},$$

$X'_{\text{k}} > X_{\text{k}}$, следовательно, изменения данных и пересчет баланса не требуется.

Далее по формулам (3-116)–(3-118), (3-121) определяем материальные потоки: $G_{\text{т}}=1795 \text{ кг/ч}$; $G_{\text{м0}}=3988 \text{ кг/ч}$; $W=2188 \text{ кг/ч}$ и $L=68928 \text{ кг/ч}$.

Объемный расход воздуха на сушку

$$V_0 = L(1 + X_0)/\rho_0 = 68928 (1 + 0,01)/1,293 = 53842 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Средние параметры воздуха в камере

$$\bar{t} = (t_0 + t_{\text{k}})/2 = (150 + 60)/2 = 105 \text{ }^{\circ}\text{C};$$

$$\bar{X} = (X_0 + X_{\text{k}})/2 = (0,01 + 0,042)/2 = 0,026 \text{ кг/кг.}$$

Теплофизические характеристики воздуха при начальных и средних параметрах

$$\rho_{150} = 0,818 \text{ кг/м}^3; \quad v_{150} = 2,87 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\rho_{105} = 0,908 \text{ кг/м}^3; \quad v_{105} = 2,4 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с.}$$

По формулам (7-27) и (7-28) определяем средний и максимальный начальные диаметры капель

$$\begin{aligned} d_0 &= 0,55 (G_{M0} v_{jk}/d_d)^{0,2} (1/n)^{0,6} (1/\rho_{M0})^{0,3} (\sigma_{jk}/l)^{0,1} = \\ &= 0,55 [(3988 \cdot 3,05 \cdot 10^{-6})/0,25]^{0,2} (1/8000)^{0,6} (1/1090)^{0,3} \times \\ &\quad \times (0,037/0,375)^{0,1} = 1,33 \cdot 10^{-4} \text{ м}; \\ d_{\max} &= d_0^* = 3d_0 = 3 \cdot 1,33 \cdot 10^{-4} = 4 \cdot 10^{-4} \text{ м}. \end{aligned}$$

Начальную скорость капель примем равной окружной скорости диска

$$v_{r_0} = v_{r_0}^* = \pi d_d n / 60 = 3,14 \cdot 0,25 \cdot 8000 / 60 = 105 \text{ м/с.}$$

По формулам (4-32), (4-36) и (4-37) определяем постоянные интегрирования уравнения (4-31), считая форму капель сферической и пренебрегая условиями стесненности потока:

$$a = \frac{0,346 \rho_{150}}{d_0^* (\rho_{M0} - \rho_{150})} = 0,346 \cdot 0,818 / 4 \cdot 10^{-4} (1090 - 0,818) = 0,65;$$

$$b = \frac{65 v_{150}}{d_0^*} = 65 \cdot 2,87 \cdot 10^{-5} / 4 \cdot 10^{-4} = 4,66;$$

$$\Delta = -4ag - a^2b^2 = -4 \cdot 0,65 \cdot 9,81 - 0,65^2 \cdot 4,66^2 = -34,68;$$

$$c = \sqrt{|\Delta|} = \sqrt{34,68} = 5,89.$$

Скорость витания (4-45)

$$u_v^* = (c - ab) / 2a = (5,89 - 0,65 \cdot 4,66) / 2 \cdot 0,65 = 2,2 \text{ м/с.}$$

Принимаем скорость капли в конце участка торможения $v_{r_K}^* = u_v = 2,2 \text{ м/с.}$

Время торможения (4-83):

$$\tau_r = \frac{1}{ab} \ln \frac{v_{r_0} (v_{r_K}^* + b)}{v_{r_K}^* (v_{r_0} + b)}$$

$$\tau_r = (1/0,65) 4,66 \ln [105 (2,2 + 4,66) / 2,2 (105 + 4,66)] = 0,36 \text{ с.}$$

Путь торможения (4-85)

$$\begin{aligned} r &= \frac{1}{a} \ln \frac{(v_{r_0} + b) \exp(ab\tau) - v_{r_0}}{b} - b\tau = \\ &= (1/0,65) \ln \frac{(105 + 4,66) \exp(0,65 \cdot 4,66 \cdot 0,36) - 105}{4,66} - 4,66 \cdot 0,36 = 4,26 \text{ м.} \end{aligned}$$

Диаметр факела распыла: $D_F = 2r + d_d = 2 \cdot 4,26 + 0,25 = 8,77 \text{ м}$; $D_F < D_{ap}$ с запасом $10/8,77 = 1,14$, т. е. 14%.

Площадь поперечного сечения камеры и скорость газа при средних параметрах соответственно равны

$$S_{ap} = \pi D_{ap}^2 / 4 = 3,14 \cdot 10^2 / 4 = 78,5 \text{ м}^2;$$

$$\bar{w} = L (1 + \bar{X}) / \rho_{105} S_{ap} = 68928 (1 + 0,026) (0,908 \cdot 78,5 \cdot 3600) = 0,275 \text{ м/с.}$$

Объемная плотность частиц продукта в начале и конце процесса (1-131) составит

$$\rho_{v_0} = \rho_{M0} / (1 + C_0) = 1090 / (1 + 1,222) = 490 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{v_K} = \rho_{M_K} / (1 + C_K) = 1000 / (1 + 0,003) = 997 \text{ кг/м}^3.$$

Относительную пористость частиц рассчитаем из соотношения (1-129)

$$\Pi = 1 - \rho_{v_k}/\rho_t = 1 - 997/1400 = 0,288.$$

Учитывая, что $\rho_{v_k} = \rho_{v_k}$, найдем критическое влагосодержание (1-135)

$$C_{kp} = \Pi \rho_{jk}/\rho_{v_k} = 0,288 \cdot 1000/997 = 0,289 \text{ кг/кг.}$$

и плотность частиц при влагосодержании C_{kp} (1-136)

$$\rho_{m,kp} = \rho_t (1 - \Pi) + \rho_{jk} \Pi = 1400 (1 - 0,288) + 1000 \cdot 0,288 = 1285 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда размер частиц к моменту агломерации (1-137)

$$d_k = d_0 \sqrt[3]{\frac{\rho_{m0} (1 + C_{kp})}{\rho_{m,kp} (1 + C_0)}} = \\ = 1,33 \cdot 10^{-4} \sqrt[3]{1090 (1 + 0,289)/1285 (1 + 1,222)} = 1,05 \cdot 10^{-4} \text{ м},$$

соответственно $d_k^* = 3,15 \cdot 10^{-4}$ м.

Далее по формуле (4-28) определяем скорость витания и параметры движения частиц при средней температуре газа

$$Ar_0 = \frac{gd^3}{v_{105}^2} \cdot \frac{\rho_{m0} - \rho_{105}}{\rho_{105}} = \\ = \frac{9,81 (1,33 \cdot 10^{-4})^3}{(2,4 \cdot 10^{-5})^2} \cdot \frac{1090 - 0,908}{0,908} = 48,1;$$

$$Ar_k = 21,7; \quad Ar_0^* = 1308; \quad Ar_k^* = 586;$$

$$Re_0 = \frac{\sqrt{367 + Ar_0} - 19,15}{0,588} = \frac{\sqrt{367 + 48,1} - 19,15}{0,588} = 2,08;$$

$$Re_k = 0,96; \quad Re_0^* = 37; \quad Re_k^* = 19,9;$$

$$u_0 = Re_0 v_{105}/d_0 = 2,08 \cdot 2,4 \cdot 10^{-5}/(1,33 \cdot 10^{-4}) = 0,375 \text{ м/с};$$

$$u_k = 0,219; \quad u_0^* = 2,22; \quad u_k^* = 1,52 \text{ м/с.}$$

Средние значения скорости

$$\bar{u} = (u_0 - u_k)/\ln(u_0/u_k) = (0,375 - 0,219)/\ln(0,375/0,219) = 0,29 \text{ м/с}; \\ \bar{u}^* = 1,85 \text{ м/с};$$

$$\bar{v} = \bar{w} + \bar{u} = 0,275 + 0,29 = 0,565 \text{ м/с}; \quad \bar{v}^* = 0,275 + 1,85 = 2,125 \text{ м/с.}$$

Удельная поверхность частиц (1-89):

$$s_{y0} = 6/d_0 = 6/1,33 \cdot 10^{-4} = 4,51 \cdot 10^4 \text{ м}^{-1};$$

$$s_{y,k} = 5,71 \cdot 10^4; \quad s_{y0}^* = 1,5 \cdot 10^4; \quad s_{y,k}^* = 1,9 \cdot 10^4 \text{ м}^{-1}.$$

Коэффициент диффузии пара в воздух при средней температуре парогазовой пленки

$$\bar{\theta} = (t_{mt} + \theta_k)/2 = (41 + 48)/2 = 45^\circ\text{C}; \\ \bar{t}_{pl} = (\bar{\theta} + \bar{t})/2 = (45 + 105)/2 = 75^\circ\text{C}; \\ D_{75} = D_0 (P_0/P) (T/T_0)^{1,5} = \\ = 2,2 \cdot 10^{-5} [101,325/100] [(273 + 75)/273]^{1,5} = 3,21 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Критерий Прандтля

$$Pr_d = v_{75}/D_{75} = 2,05 \cdot 10^{-5}/3,21 \cdot 10^{-5} = 0,64.$$

Критерий Нуссельта (5-10)

$$Nu_{d,0} = 2 + 0,51 Re_0^{0,52} Pr_d^{0,33} = 2 + 0,51 \cdot 2,08^{0,52} \cdot 0,64^{0,33} = 2,64;$$

$$Nu_{d,k} = 2,43; \quad Nu_{d,o}^* = 4,88; \quad Nu_{d,k}^* = 4,08.$$

Коэффициент массоотдачи ($\rho_{75} = 1,0 \text{ кг/м}^3$)

$$\beta_{x_0} = Nu_{d,0} D_{75}/d_0 \rho_{75} = 2,64 \cdot 3,21 \cdot 10^{-5} / 1,33 \cdot 10^{-4} = 0,637 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с});$$

$$\beta_{x_k} = 0,743; \quad \beta_{x_0}^* = 0,392; \quad \beta_{x_k}^* = 0,416 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с})$$

Проведем осреднение параметров процесса в комплексе B

$$B = \rho_{v_0}/\beta_{x_0} s_{y_0} = 490/0,637 \cdot 4,51 \cdot 10^4 = 0,017;$$

$$B_k = 0,024; \quad B_0^* = 0,083; \quad B_k^* = 0,126;$$

$$\bar{B} = (B_k - B_0)/\ln(B_k/B_0) = (0,024 - 0,017)/\ln(0,024/0,017) = 0,02;$$

$$\bar{B}^* = 0,103.$$

Движущую силу процесса сушки определим с учетом перемешивания потоков. Начальное состояние материала будем считать по температуре мокрого термометра $t_{MT} = 41^\circ\text{C}$. Тогда согласно (1-21), (1-49) и (5-40) имеем

$$p_{MT}' = \left(\frac{2}{15} \right) \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{t_{MT} + 233,84} \right) = 7,8 \text{ кПа};$$

$$X_{MT}' = 0,622 [p_{MT}' \varphi / (P - p_{MT}' \varphi)] = \\ = 0,622 (7,8 \cdot 1,0) / (100 - 7,8 \cdot 1,0) = 0,053 \text{ кг/кг.}$$

Движущая сила процесса для условий идеального вытеснения (5-40)

$$\bar{\Delta}_X^B = [(X'_{MT} - X_0) - (X_k' - X_k)] / \ln [(X_{MT}' - X_0) / (X_k' - X_k)] = \\ = [(0,053 - 0,01) - (0,075 - 0,042)] / \ln \times \\ \times [(0,053 - 0,01) / (0,075 - 0,042)] = 0,038 \text{ кг/кг.}$$

Число Фруда

$$Fr = \bar{v}_k^2 / gd_k = (\bar{w} + u_k)^2 / gd_k = \\ = (0,275 + 0,219)^2 / 9,81 \cdot 1,05 \cdot 1,05 \cdot 10^{-4} = 237.$$

Коэффициент использования движущей силы (5-85):

$$K_{d,c} = 1,36 \cdot 10^{-2} (L/G_{M,k}) (H_{v_0}/D_{ap} v_k)^{-0,45} \cdot Fr^{0,36} = \\ = 1,36 \cdot 10^{-2} \cdot 68928/1800 [7,105/10 (0,275 + 0,219)]^{-0,45} \cdot 237^{0,36} = 0,393.$$

Истинная движущая сила (5-84)

$$\bar{\Delta}_x^p = K_{d,c} \bar{\Delta}_X^B = 0,393 \cdot 0,038 = 0,015 \text{ кг/кг.}$$

Время сушки согласно (5-89) и с учетом комплекса B

$$\tau = \sigma \bar{B} \bar{\Delta}_X^B / \bar{\Delta}_x^p = 38,4 \cdot 0,02 \cdot 0,032 / 0,015 = 1,64 \text{ с;}$$

$$\tau^* = 38,4 \cdot 0,103 \cdot 0,032 / 0,015 = 8,44 \text{ с.}$$

Высота рабочей зоны

$$H = \bar{v} \tau = 0,565 \cdot 1,64 = 0,93 \text{ м.}$$

$$H^* = \bar{v}^* \tau^* = 2,125 \cdot 8,44 = 17,94 \text{ м;}$$

рабочая высота

$$H_{\text{раб}} = (H^* - H) / \ln(H^*/H) = (17,94 - 0,93) / \ln(17,94/0,93) = 5,75 \text{ м.}$$

$H_{раб} < H_{ап} = 7$ м, следовательно, при заданных и рассчитанных условиях можно применить сушилку РЦ10-550ВК для сушки микросуспензионного ПВХ.

7.4. Трубные пневматические сушилки

Наиболее простыми пневмосушилками являются пневмотрубы, в которых материал вместе с потоком транспортирующего газа движутся прямолинейно, чаще всего, снизу вверх. Поток газо-взвеси перемещается в режиме, близком к режиму идеального вытеснения. Пребывание материала в зоне сушки кратковременно, обычно не более нескольких секунд. Количество одновременно находящегося в системе материала невелико. Эти особенности позволяют использовать пневмотрубы для сушки обширной группы дисперсных материалов химической промышленности (порошкообразные, зернистые, гранулированные и т. д.), в том числе и взрывоопасных.

Трубы-сушилки могут быть самых разнообразных конструкций, в зависимости от свойств высушиваемого материала и требований к высушенному продукту. К наиболее простым относятся одноступенчатые трубы-сушилки. На рис. 7-17 представлена схема пневматической трубы-сушилки ТС-1-375 конструкции НИИхиммаша, разработанная для сушки кремнефторида аммония [124]; производительность сушилки 2 т/ч.

Влажный материал из бункера 2 с ворошителем двухшnekовым питателем 1 подается в нижнюю часть трубы-сушилки 3, где подхватывается воздухом, подогретым в калорифере 8, и транспортируется вверх. В процессе транспортирования материал высушивается, а воздух насыщается влагой и охлаждается. В циклоне 4 и батарейном циклоне 5 продукт выделяется из воздуха, а отработанный очищенный воздух отсасывается вентилятором 6 в атмосферу.

Конструктивными особенностями данной сушилки являются расширитель (аэрофонтан) в средней части трубы и «карман»

в нижней ее части. Расширитель создает условия нестационарности гидродинамического режима, т. е. интенсифицирует процесс сушки, а также способствует задержанию крупной фракции материала в зоне сушки. Карман играет роль се-

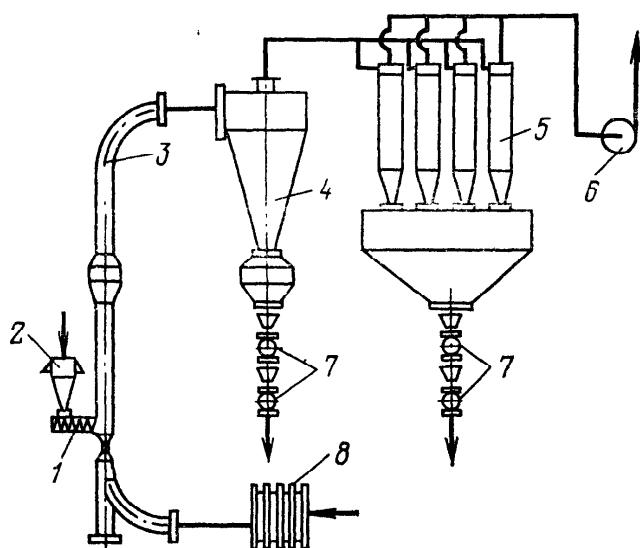


Рис. 7-17. Схема трубной пневматической сушилки ТС-1-375:
1 — питатель; 2 — бункер; 3 — труба-сушилка; 4 — циклон; 5 — батарейный циклон; 6 — вентилятор; 7 — шлюзовые затворы; 8 — калориферы

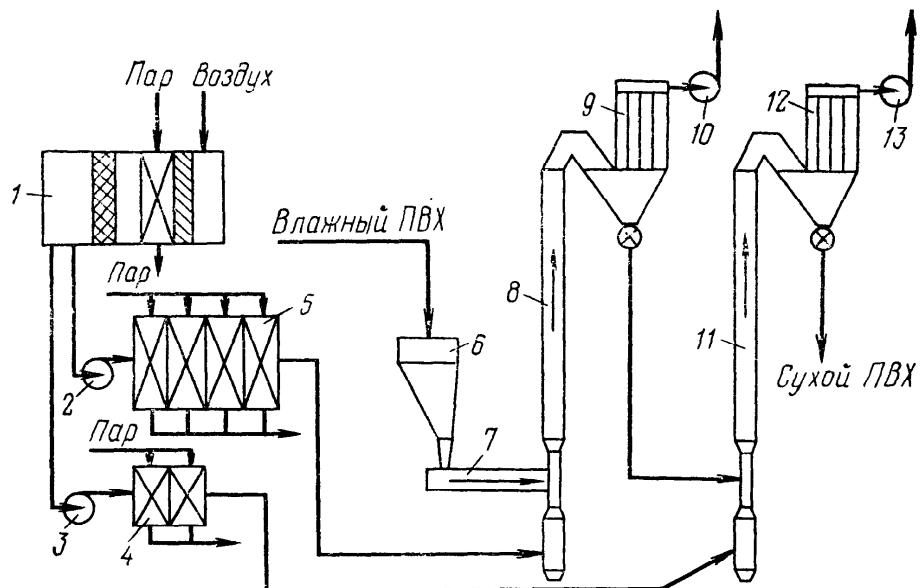


Рис. 7-18. Принципиальная схема установки двухступенчатой трубной пневматической сушилки для супензионного ПВХ на Зиминском химическом заводе:

1 — фильтр для очистки воздуха; 2, 3, 10, 13 — вентиляторы; 4, 5 — калориферы; 6 — бункер питательный; 7 — питатель вибрационный; 8 — труба-сушилка первой ступени; 9, 12 — фильтры рукавные; 11 — труба-сушилка второй ступени

паратора и ловушки для крупных комков материала, предохраняя их от перегрева и разложения.

В химической промышленности применяют также многоступенчатые трубы-сушилки. Преимуществом этих сушилок является то, что, создавая на каждой ступени наиболее благоприятный режим сушки, можно высушить материал до низкой остаточной влажности при минимальных затратах тепла. На первой ступени сушки происходит, как правило, съем основного количества влаги. Для этого в сушилку подается сушильный агент с максимально возможной температурой. Температура отработанного газа при этом сравнительно низкая. Вторая ступень используется для окончательной сушки материала. Считается, что оптимальное число ступеней для многоступенчатых сушилок равно двум. Если материал не высушивается в двух ступенях, то во избежание роста капитальных и эксплуатационных затрат целесообразно использовать сушилку другого типа.

На рис. 7-18 представлена схема установки двухступенчатой трубной пневмосушилки Зиминского химического завода для супензионного ПВХ производительностью 10—11 т/ч. Каждая ступень установки имеет самостоятельную систему очистки, подогрева и подачи теплоносителя. Выделение подсущенного материала и высушенного продукта из потока отработанного воздуха, а также санитарная очистка последнего от пыли производится в рукавных фильтрах, оборудованных системой регенерации фильтровальной ткани обратной импульсной продувкой сжатым воздухом.

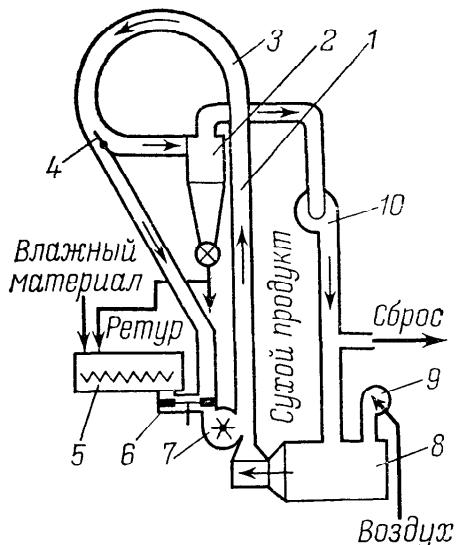


Рис. 7-19. Пневматическая труба-сушилка фирмы «Барр-Мерфи» (Англия):

1 — труба-сушилка; 2 — циклон; 3 — кольцевой канал; 4 — клапан для регулирования рециркуляции крупной фракции продукта; 5 — смеситель; 6 — питатель; 7 — дезинтегратор; 8 — топка; 9 — поточный вентилятор; 10 — основной вентилятор

Несмотря на относительную конструктивную простоту пневмотруб-сушилок, их аппаратурно-технологическое оформление продолжают совершенствовать. Так, применяя рециркуляцию газа и продукта, сепарацию и измельчение высушиваемого материала, можно значительно расширить пределы

использования одноступенчатых пневмосушилок. В качестве примера можно привести пневматическую трубу-сушилку фирмы «Барр-Мерфи» (Англия), схема которой приведена на рис. 7-19. Особенностью этой пневмосушилки является кольцевой изгиб пневмотракта в верхней части, который обеспечивает сепарацию к внешней стенке крупных частиц и комков материала, которые по спускной трубе попадают в измельчитель, встроенный в нижний начальный участок пневмотракта. Измельченный материал вновь поступает в сушильный тракт, при этом достигается однородное высушивание продукта.

При необходимости сушки материала до низкого остаточного влагосодержания предусмотрен ретур (возврат) части сухого продукта на смешение с исходным материалом. В этом случае для полного использования тепла и влагоемкости сушильного агента предусмотрена его рециркуляция с возможностью смешения со свежим теплоносителем.

Таким образом, трубная пневмосушилка может находить применение как многофункциональный аппарат. Другим примером многофункциональности сушилок этого типа может служить использование воздухоструйных мельниц для совмещения высокоинтенсивного процесса сушки с тонким измельчением материала. На рис. 7-20 представлена схема установки с пневматической сушилкой для сушки осадков сточных вод, разработанная НИИХиммашем, в которой одновременно осуществляются сушка и дезагрегация комков материала в потоке двух встречных струй газовзвеси [124].

Основной частью сушилки со встречными струями являются две разгонные трубы 5, расположенные на одной оси. К наружным торцам труб примыкают две газовые топки 4. Внутренние торцы разгонных труб сушилки входят в смесительную камеру, над которой расположена пневмотруба 9. Из бункера 1 влажный осадок двумя шнековыми питателями 3 подается в разгонные трубы 5. Сушильный агент (дымовые газы с температурой 600—800 °C) со скоростью 170—200 м/с через сопловые отвер-

стия на стыке топок с сушилкой поступает в разгонные трубы и подхватывает влажный осадок. При ударном слиянии двух потоков происходит диспергирование осадка и его интенсивная сушка. Далее газовзвесь по пневмотрубе 9 поступает в классификатор 10, в котором частицы разделяются по фракциям и одновременно досушиваются. В наружном конусе классификатора выделяется крупная фракция осадка, которая возвращается в бункер 1 влажного продукта на доизмельчение и досушку. Мелкая фракция отделяется от потока в верхней части внутреннего конуса классификатора и транспортируется питателем 8 в бункер 7 сухого осадка и в бункер 2 ретура. Готовый продукт из батарейного циклона 11 поступает в бункер 7 и затем шнековым питателем 6 выгружается из установки. Установка оборудована системой санитарной очистки отходящих газов — скруббер Вентури и сепаратор. Производительность установки 1250—1900 кг/ч по сухому осадку (3500—5000 кг/ч — по испаряемой влаге).

Расчет. Трубные пневматические сушилки с достаточной протяженностью сушильного тракта ($H/D > 10$) относятся к аппаратам идеального вытеснения, поэтому движущую силу процесса сушки можно рассчитывать, не учитывая перемешивание потоков. Достаточно просто определяются гидродинамические параметры потоков дисперсной и газовой фаз и время пребывания высушиваемого материала в зоне сушки, которое можно вычислить с

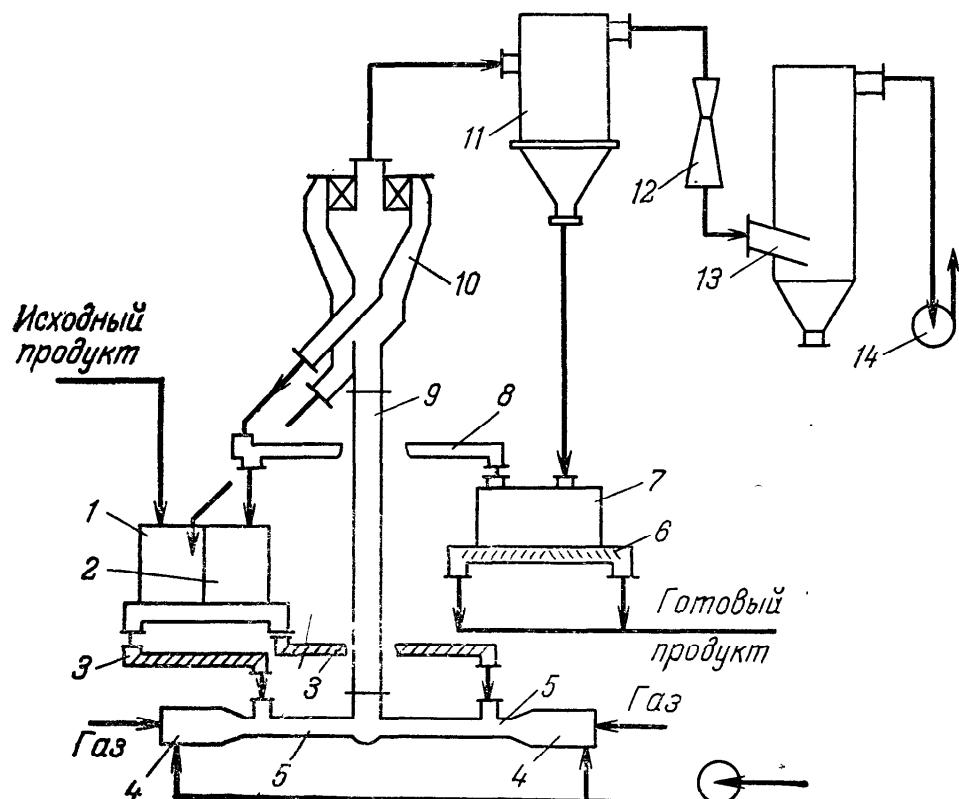


Рис. 7-20. Схема установки сушки и дезагрегации осадков сточных вод:
 1 — бункер для влажного осадка; 2 — бункер для ретура; 3, 6 — шнековые питатели; 4 — газовые топки; 5 — разгонная труба-сушилка; 7 — бункер для сухого осадка; 8 — питатель сухого осадка; 9 — пневмотруба-сушилка; 10 — классификатор; 11 — батарейный циклон; 12 — скруббер Вентури; 13 — сепаратор; 14 — дымосос

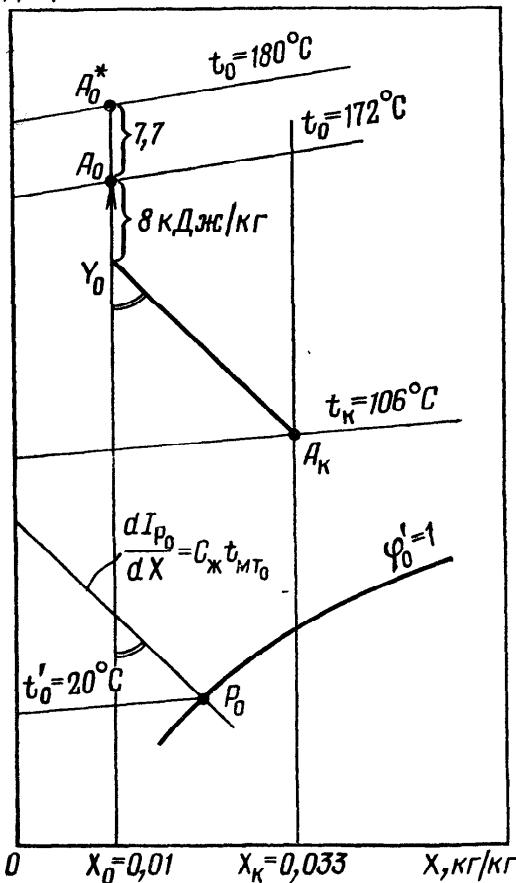


Рис. 7-21. Определение конечной температуры газа на диаграмме $I-X$ (к примеру 7-4)

высокой точностью аналитическим решением дифференциального уравнения (4-31) как для участка разгона, так и для участка стабилизированного движения.

Поскольку концентрация дисперсной фазы в несущем газе невысока, коэффициент внешнего тепло- и массопереноса можно определять по уравнениям (5-10), (5-13) и (5-16) или с учетом неэквивалентности тепло-массообмена дополнительно по уравнениям (5-18) и (5-19). Однако, если высушиваемый материал имеет высокое сопротивление внутреннему влагопереносу или склонен к комкованию и агломерации, то необходимо получить кривые кинетики сушки в условиях, близких к реальным. Для приближенной оценки времени сушки можно пользоваться зависимостями для эффективных коэффициентов тепло- и массообмена типа (5-20) — (5-29).

Пример 7.4. Рассчитать прямоточную пневматическую трубу-сушилку для высушивания буры ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$). Исходные данные следующие:

Производительность по сухому веществу G_t , кг/ч	50
Влажность продукта, кг/кг:	
начальная C_0	0,42
конечная C_k	0,006
критическая C_{kp}	0,125
Средний (эквивалентный) размер частиц d , мкм	125
Фактор формы частиц f	1,25
Максимальный размер агрегатов частиц d_{max} , мм	4
Удельная теплоемкость продукта c_t , кДж/(кг·К)	1,61
Плотность продукта $\rho_{m,k}$, кг/м ³	1713
Начальная температура материала θ_0 , °C	20
Расход воздуха (сухого) L , кг/ч	900
Начальное влагосодержание воздуха X_0 , кг/кг	0,01
Средняя температура воздуха в калорифере t , °C	180
Атмосферное давление P , кПа	100

Находим балансовые величины:

удельный расход воздуха: $\sigma = L/G_t = 900/50 = 18$; $G_{m,k} = 50,3$ кг/ч; $W = 20,7$ кг/ч; $G_{m,0} = 71$ кг/ч; изменение влагосодержания воздуха в сушилке

$$\Delta X = (C_0 - C_k)/\sigma = (0,42 - 0,006)/18 = 0,023 \text{ кг/кг};$$

$$X_k = X_0 + \Delta X = 0,01 + 0,023 = 0,033 \text{ кг/кг}.$$

Принимаем конечную температуру продукта $\theta_k = 90$ °C. Согласно опытным данным, заданной конечной влажности $C_k = 0,006$ кг/кг и изотерме 90 °C соответствует относительная влажность газа $\phi_k' = 0,08$. При 90 °C давление паров воды $P_k' = 70$ кПа. Следовательно, влагосодержание пограничного слоя

газа, согласно (1-49)

$$X_{k'} = 0,622 [\varphi_k' p_k' / (P - \varphi_k' p_k')] = 0,622 [(0,08 \cdot 70) / (100 - 0,08 \cdot 70)] = 0,0369 \text{ кг/кг.}$$

Таким образом, $X_{k'} > X_k$, т. е. обеспечивается заданная конечная влажность продукта. Если окажется, что $X_{k'} < X_k$, то нужно увеличить конечную температуру продукта или увеличить расход воздуха на сушку. Находим наклон линии равновесных энталпий в начале процесса по уравнению (3-24). При $C_0=0,42$ и $\theta_0=20^\circ\text{C}$ относительная влажность газа $\varphi_0=1$, следовательно, $q_c=0$. Тогда.

$$dI_{p0}/dX = c_{jk}\theta_0 = 4,187 \cdot 20 = 83,7 \text{ кДж/кг,}$$

т. е. линия равновесных энталпий совпадает с линией мокрого термометра при 20°C .

Принимая удельные потери тепла в сушилке $q_{pt}=335 \text{ кДж/кг}$, отложим на диаграмме $I-X$ от точки $A_0^*(t_0^*, X_0)$ вниз по вертикали отрезок $A_0^*A_0$ (рис. 7-21):

$$A_0^*A_0 = q_{pt}\Delta X = 335 \cdot 0,023 = 7,7 \text{ кДж/кг.}$$

Получаем $t_0=172^\circ\text{C}$. Чтобы найти температуру газа на выходе, определим отрезок A_0Y_0 по формуле (3-33):

$$A_0Y_0 = (1/\sigma) (c_t + c_{jk}C_k) (\theta_k - \theta_0) + \bar{q}_c\Delta X,$$

где $\bar{q}_c = a(C_{kp} - C_k)^2/2(C_0 - C_k)$; $a = 4187 \text{ кДж/кг}$;

$$A_0Y_0 = (1/18) (1,61 + 4,187 \cdot 0,006) (90 - 20) + \\ + [4187 (0,125 - 0,006)^2/2 (0,42 - 0,006)] 0,023 = 8 \text{ кДж/кг.}$$

Отложив от точки A_0 вниз отрезок A_0Y_0 и проведя линию Y_0A_k параллельно линии мокрого термометра при 20°C до пересечения с вертикалью $X_k=0,033 \text{ кг/кг}$, определим из диаграммы $I-X$ температуру газа на выходе из сушилки: $t_k=106^\circ\text{C}$.

Если t_k окажется меньше θ_k , необходимо вновь провести построение на диаграмме $I-X$, задаваясь более низкой температурой продукта или более высокой температурой воздуха на входе, либо более высоким значением σ . Свойства продукта и возможности подогрева воздуха ограничивают выбор t_0 и θ_k .

Для последующих расчетов определим физические константы сушильного агента и материала при усредненных температуре и влагосодержании воздуха и продукта.

При $\bar{t}=(180+106)/2=143^\circ\text{C}$ и $\bar{X}=(0,01+0,033)/2=0,0215 \text{ кг/кг}$ величина $\rho=\rho_{143}=0,828 \text{ кг/м}^3$; $v=v_{143}=2,82 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$; $\bar{c}=1,048 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$.

При $\bar{t}'=(t_0'+t_k')/2=(20+90)/2=55^\circ\text{C}$ и $\bar{t}_{пл}=(\bar{t}+\bar{t}')/2=(143+55)/2=99^\circ\text{C}$ величина $v=v_{99}=2,3 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$; $\lambda=\lambda_{99}=3,2 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$; $\bar{a}=a_{99}=3,34 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$.

Объемная плотность материала (1-131)

$$\rho_v = \rho_{m,k}/(1 + C_k) = 1713/(1 + 0,006) = 1703 \text{ кг/м}^3;$$

средняя плотность материала

$$\bar{\rho}_m = \rho_v (1 + \bar{C}) = 1703 [1 + (0,42 + 0,006)/2] = 2066 \text{ кг/м}^3.$$

Объемный расход газа

$$V = L (1 + \bar{X})/\bar{\rho} = 900 (1 + 0,0215)/0,828 = 1110 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Для определения скорости газа в трубе рассчитаем скорость витания максимально крупной частицы (агрегата).

Критерий Архимеда

$$\text{Ar}_{\max} = g d_{\max}^3 (\bar{\rho}_m - \rho_{143}) / v_{143}^2 \rho_{143} = \\ = 9,81 (4 \cdot 10^{-3})^3 (2066 - 0,828) / (2,82 \cdot 10^{-5})^2 0,828 = 1,97 \cdot 10^6.$$

Критерий Рейнольдса по (4-22) при $k_1=1$ и $k_2=1$

$$\text{Re}_{\max} = \frac{\sqrt{367 + k_3 \text{Ar}_{\max}} - 19,15}{0,588 k_3} = \\ = \frac{\sqrt{367 + 3 \cdot 1,97 \cdot 10^6} - 19,15}{0,588 \cdot 3} = 1367,$$

где, согласно (4-26), $k_3 = 11 - 10/f = 11 - (10/1,25) = 3$.

Скорость витания

$$u_{v_{\max}} = \text{Re}_{\max} v_{143} / d_{\max} = 1367 \cdot 2,82 \cdot 10^{-5} / 4 \cdot 10^{-3} = 9,64 \text{ м/с};$$

Скорость воздуха примем: $w = 2u_{v_{\max}} = 2 \cdot 9,64 = 19,28 \approx 20 \text{ м/с}$.

Диаметр трубы-сушилки

$$D_{\text{ап}} = \sqrt{4V/\pi w} = \sqrt{4 \cdot 1110 / 3,14 \cdot 20 \cdot 3600} = 0,14 \text{ м.}$$

Пренебрегая стесненностью потока, рассчитаем параметры движения частиц среднего диаметра. Константы интегрирования по (4-32), (4-36) и (4-37):

$$a = 0,346 k_3 \rho_{143} / d (\bar{\rho}_m - \rho_{143}) = \\ = 0,346 \cdot 3 \cdot 0,828 / 1,25 \cdot 10^{-4} (2066 - 0,828) = 3,33; \\ b = 65 v_{143} / k_3 d = 65 \cdot 2,82 \cdot 10^{-5} / 3 \cdot 1,25 \cdot 10^{-4} = 4,89; \\ \Delta = -4ag - a^2 b^2 = -4 \cdot 3,33 \cdot 9,81 - 3,33^2 \cdot 4,89^2 = -396; \\ c = \sqrt{|\Delta|} = \sqrt{396} = 19,9; \\ A = (ab + c) / 2a = (3,33 \cdot 4,89 + 19,9) / 2 \cdot 3,33 = 5,43; \\ B = (ab - c) / 2a = (3,33 \cdot 4,89 - 19,9) / 2 \cdot 3,33 = -0,543.$$

Скорость витания $u_v = -B = 0,543 \text{ м/с}$.

Относительную скорость частиц в конце участка разгона принимаем

$$u_k = u_v / 0,95 = 0,543 / 0,95 = 0,57 \text{ м/с.}$$

Учитывая, что $\Delta < 0$ и $u_0 = w$, по формуле (4-38) определим время прохождения частицами разгонного участка

$$\tau = (1/c) \ln [(u_k + A)(u_0 + B) / (u_k + B)(u_0 + A)] = \\ = (1/19,9) \ln [(0,57 + 5,43)(20 - 0,543) / (0,57 - 0,543)(20 + 5,43)] = 0,258 \text{ с.}$$

Высота участка разгона (4-40):

$$H_p = w\tau - \left[\frac{1}{a} \ln \frac{(u_0 + A) \exp(c\tau) - (u_0 + B)}{A - B} - A\tau \right] = \\ = 20 \cdot 0,258 - \left[\frac{1}{3,33} \ln \frac{(20 + 5,43) \exp(19,9 \cdot 0,258) - (20 - 0,543)}{5,43 + 0,543} - \right. \\ \left. - 5,43 \cdot 0,258 \right] = 4,58 \text{ м.}$$

Среднелогарифмическое значение относительной скорости на участке разгона

$$u_p = (u_0 - u_k) / \ln(u_0/u_k) = (20 - 0,57) / \ln(20/0,57) = 5,46 \text{ м/с.}$$

Коэффициент теплообмена определим по формуле (5-13). На участке разгона частиц имеем

$$\begin{aligned} \text{Nu}_p &= 2 + 0,51 \text{Re}^{0,52} \text{Pr}^{0,33} = 2 + 0,51 (\bar{u}_p d / v_{99})^{0,52} (v_{99} / a_{99})^{0,33} = \\ &= 2 + 0,51 (5,46 \cdot 1,25 \cdot 10^{-4} / 2,3 \cdot 10^{-5})^{0,52} (2,3 \cdot 10^{-5} / 3,34 \cdot 10^{-5})^{0,33} = 4,63; \\ \alpha_p &= \text{Nu}_p \lambda_{99} / d = 4,63 \cdot 3,2 \cdot 10^{-2} / 1,25 \cdot 10^{-4} = 1185 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К}). \end{aligned}$$

На участке стабилизированного движения ($u_{ct} = u_k$)

$$\begin{aligned} \text{Nu}_{ct} &= 2 + 0,51 (u_{ct} d / v_{99})^{0,52} (v_{99} / a_{99})^{0,33} = \\ &= 2 + 0,51 (0,57 \cdot 1,25 \cdot 10^{-4} / 2,3 \cdot 10^{-5})^{0,52} (2,3 \cdot 10^{-5} / 3,34 \cdot 10^{-5})^{0,33} = 2,81, \\ \alpha_{ct} &= \text{Nu}_{ct} \lambda_{99} / d = 2,81 \cdot 3,2 \cdot 10^{-2} / 1,25 \cdot 10^{-4} = 719 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К}). \end{aligned}$$

Среднее значение коэффициента теплообмена

$$\bar{\alpha} = (\alpha_p + \alpha_{ct}) / 2 = (1185 + 719) / 2 = 952 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К}).$$

Движущую силу процесса сушки определим как среднелогарифмическую величину по (5-39):

$$\begin{aligned} \bar{\Delta}_t &= [(t_0 - t_{mt}) - (t_k - t_{k'})] / \ln [(t_0 - t_{mt}) / (t_k - t_{k'})] = \\ &= [(180 - 44) - (106 - 90)] / \ln [(180 - 44) / (106 - 90)] = 56,1 \text{ К}. \end{aligned}$$

Удельная поверхность материала (1-89):

$$s_y = 6f/d = (6 \cdot 1,25) / (1,25 \cdot 10^{-4}) = 6 \cdot 10^4 \text{ м}^{-1}.$$

Длительность сушки, согласно (5-90)

$$\begin{aligned} \tau &= \bar{c} \sigma \rho_v (t_0 - t_k) / \bar{\alpha} s_y \bar{\Delta}_t = \\ &= 1048 \cdot 18 \cdot 1703 (180 - 106) / 952 \cdot 6 \cdot 10^4 \cdot 56,1 = 0,742 \text{ с}. \end{aligned}$$

Время движения частиц на участке стабилизированного движения

$$\tau_{ct} = \tau - \tau_p = 0,742 - 0,258 = 0,484 \text{ с}.$$

Скорость подъема материала на участке стабилизированного движения

$$v_{ct} = w - u_{ct} = 20 - 0,57 = 19,43 \text{ м/с}.$$

Высота участка стабилизированного движения

$$H_{ct} = v_{ct} \tau_{ct} = 19,43 \cdot 0,484 = 9,4 \text{ м}.$$

Общая высота трубы-сушилки

$$H = H_p + H_{ct} = 4,58 + 9,4 = 13,98 \approx 14 \text{ м}.$$

Оценим составляющие падения давления и общее гидравлическое сопротивление трубы-сушилки.

Критерий Рейнольдса для трубы

$$\text{Re}_{ap} = w D_{ap} / v_{143} = 20 \cdot 0,14 / 2,82 \cdot 10^{-5} = 9,93 \cdot 10^4.$$

Коэффициент трения газового потока рассчитываем по формуле (4-59)

$$\lambda_{tr} = 0,3164 \text{Re}_{ap}^{-0,25} = 0,3164 (9,93 \cdot 10^4)^{-0,25} = 0,0178.$$

Среднее значение скорости частиц на участке разгона

$$\bar{v}_p = w - \bar{u}_p = 20 - 5,46 = 14,54 \text{ м/с}.$$

Средний коэффициент скольжения на участке разгона

$$i_p = w / \bar{v}_p = 20 / 14,54 = 1,38;$$

на участке стабилизированного движения

$$i_{ct} = \omega/v_{ct} = 20/19,43 = 1,03.$$

Расходная концентрация материала в газе

$$\gamma = \frac{0,5 (G_{M0} + G_{M.K})}{L (1 + X)} = \frac{0,5 (71 + 50,3)}{900 (1 + 0,0215)} = 0,066.$$

Истинная концентрация материала в потоке газа по участкам (4-67)

$$\kappa_p = i_p (\rho_{143}/\bar{\rho}_M) \gamma = 1,38 \cdot 0,828 \cdot 0,066 / 2066 = 3,65 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$\kappa_{ct} = i_{ct} (\rho_{143}/\bar{\rho}_M) \gamma = 1,03 \cdot 0,828 \cdot 0,066 / 2066 = 2,72 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Среднее значение концентрации

$$\bar{\kappa} = (\kappa_p + \kappa_{ct})/2 = (3,65 \cdot 10^{-5} + 2,72 \cdot 10^{-5})/2 = 3,19 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Потери напора в результате трения газового потока (4-55)

$$\Delta p_1 = \lambda_{tr} \frac{H}{D_{ap}} (1 - \bar{\kappa}) \frac{\rho_{143} w^2}{2} = \\ = 0,0178 \cdot 14 (1 - 3,19 \cdot 10^{-5}) \cdot 0,828 \cdot 20^2 / 0,14 \cdot 2 = 295 \text{ Па.}$$

Статический напор газового потока (4-57)

$$\Delta p_3 = \rho_{143} (1 - \bar{\kappa}) g H = 0,828 (1 - 3,19 \cdot 10^{-5}) 9,81 \cdot 14 = 114 \text{ Па.}$$

Средняя скорость частиц по всей высоте трубы

$$\bar{v} = (\bar{v}_p H_p + v_{ct} H_{ct}) / H = 14,54 \cdot 4,6 + 19,43 \cdot 9,3 / 14 = 17,8 \text{ м/с.}$$

Критерий Фруда для частицы

$$Fr = \bar{v}^2 / gd = 17,8^2 / 9,81 \cdot 1,25 \cdot 10^{-4} = 2,58 \cdot 10^5.$$

Модифицированный коэффициент сопротивления (4-63)

$$\lambda_{tr}^* = 27 Fr^{-0,75} = 27 (2,58 \cdot 10^5)^{-0,75} = 2,36 \cdot 10^{-3}.$$

Сопротивление, обусловленное трением материала (4-62)

$$\Delta p_4 = \lambda_{tr}^* \frac{H}{D_{ap}} \bar{\rho}_M \bar{\kappa} \frac{\bar{v}^2}{2} = \\ = \frac{2,36 \cdot 10^{-3} \cdot 14 \cdot 2066 \cdot 3,19 \cdot 10^{-5} \cdot 17,8^2}{0,14 \cdot 2} = 2,46 \text{ Па.}$$

Потеря давления на поддержание взвешенного материала на участке стабилизированного движения

$$\Delta p_5 = \bar{\rho}_M \bar{\kappa} g H_{ct} = 2066 \cdot 3,19 \cdot 10^{-5} \cdot 9,81 \cdot 9,4 = 6,07 \text{ Па.}$$

То же, на участке нестабилизированного движения (4-70)

$$\Delta p_6 = \frac{(\bar{\rho}_M - \bar{\rho}) \bar{G}_M}{\bar{\rho}_M S_{ap}} \cdot \frac{u_B}{2} \ln \frac{(v_K - \omega - u_B) (v_0 - \omega + u_B)}{(v_K - \omega + u_B) (v_0 - \omega - u_B)} = \\ = \frac{(2066 - 0,828) (71 + 50,3) \cdot 0,543}{2066 \cdot 0,785 \cdot 0,14^2 \cdot 2 \cdot 3600 \cdot 2} \times \\ \times \ln \frac{(19,43 - 20 - 0,543) (0 - 20 + 0,543)}{(19,43 - 20 + 0,543) (0 - 20 - 0,543)} = 1,09 \text{ Па.}$$

Динамическая потеря напора на участке разгона (4-71)

$$\Delta p_7 = \bar{G}_m (v_k - v_0) / S_{ap} = \\ = 0,5 (71 + 50,3) (19,43 - 0) / (0,785 \cdot 0,14^2 \cdot 3600) = 21,3 \text{ Па.}$$

По данным расчета наибольший вклад в гидравлическое сопротивление вносят потери на трение и статический напор газа. Полное гидравлическое сопротивление трубы:

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_3 + \Delta p_4 + \Delta p_5 + \Delta p_6 + \Delta p_7 = \\ = 295 + 114 + 2,46 + 6,07 + 1,09 + 21,3 = 440 \text{ Па (44 мм вод. ст.)}$$

Пример 7.5. По данным примера 7.4 рассчитать высоту сушилки при условии рециркуляции материала с кратностью $r_t = 1,5$.

Удельный расход газа на смесь материала, согласно (3-99), составит

$$\sigma_{cm} = \sigma / (1 + r_t) = 18 / (1 + 1,5) = 7,2.$$

Начальная влажность смеси материала по уравнению (3-102)

$$\bar{C}_0 = (C_0 + r_t \bar{C}_k) / (1 + r_t) = (0,42 + 1,5 \cdot 0,006) / (1 + 1,5) = 0,1716 \text{ кг/кг.}$$

Так как $\bar{C}_0 < C_{kp}$, энергия связи для смеси материала по (3-111) будет равна

$$\bar{q}_{c,cm} = a (C_{kp} - \bar{C}_k)^2 / 2 (1 + r_t) (C_0 - \bar{C}_k) = \\ = 4187 (0,125 - 0,006)^2 / 2 (1 + 1,5) (0,42 - 0,006) = 28,6 \text{ кДж/кг.}$$

Коэффициент относительного изменения теплоемкости материала по уравнению (3-105)

$$k_{cm} = (c_t + c_{jk} C_0) (1 + C_0) / (c_t + c_{jk} \bar{C}_k) (1 + \bar{C}_k) = \\ = (1,61 + 4,187 \cdot 0,42) (1 + 0,42) / (1,61 + 4,187 \cdot 0,006) (1 + 0,006) = 2,9.$$

Начальная температура смеси по уравнению (3-106)

$$\bar{\theta}_0 = (k_{cm} \theta_0 + r_t \bar{\theta}_k) / (k_{cm} + r_t) = (2,9 \cdot 20 + 1,5 \cdot 90) / (2,9 + 1,5) = 43,9^\circ\text{C}.$$

При $\bar{C}_0 > C_{kp}$ энергия связи $\bar{q}_{c,0} = 0$, т. е. наклон линии равновесных энталпий совпадает с линией мокрого термометра при $43,9^\circ\text{C}$. Тогда по формуле (3-115) определим отрезок $A_0 Y_0$ по диаграмме $I-X$

$$A_0 Y_0 = [k_{cm} (1 + r_t) / \sigma (k_{cm} + r_t)] (c_t + c_{jk} \bar{C}_k) (\bar{\theta}_k - \theta_0) + \bar{q}_{c,cm} \Delta X = \\ = [2,9 (1 + 1,5) / 18 (2,9 + 1,5)] (1,61 + 4,187 \cdot 0,006) (90 - 20) + \\ + 28,6 \cdot 0,023 = 11,14 \text{ кДж/кг.}$$

Проведем из точки Y_0 линию параллельно линии мокрого термометра при $43,9^\circ\text{C}$ до пересечения с вертикалью $X_k = 0,033 \text{ кг/кг}$ и найдем $t_k = 104^\circ\text{C}$.

Движущая сила процесса сушки по (5-39)

$$\bar{\Delta}_t = [(t_0 - t_{mt}) - (t_k - t_{k'})] / \ln [(t_0 - t_{mt}) / (t_k - t_{k'})] = \\ = [(180 - 44) - (104 - 90)] / \ln [(180 - 44) / (104 - 90)] = 53,7 \text{ К.}$$

Время, требуемое для сушки, равно

$$\tau = \bar{c} \bar{\sigma}_{cm} \rho_v (t_0 - t_k) / \bar{\alpha} s_y \bar{\Delta}_t = \\ = 1048 \cdot 7,2 \cdot 1073 (180 - 104) / (952 \cdot 6 \cdot 10^4 \cdot 53,7) = 0,318 \text{ с.}$$

Время движения частиц на участке стабилизированного движения

$$\tau_{st} = \tau - \tau_p = 0,318 - 0,258 = 0,06 \text{ с.}$$

Высота участка стабилизированного движения

$$H_{\text{ст}} = v_{\text{ст}} \tau_{\text{ст}} = 19,43 \cdot 0,06 = 1,17 \text{ м.}$$

Общая высота сушилки

$$H = H_p + H_{\text{ст}} = 4,58 + 1,17 = 5,75 \text{ м.}$$

Таким образом, применение ретура продукта с кратностью 1,5 позволяет уменьшить высоту сушилки в 2,4 раза, т. е. значительно интенсифицировать процесс сушки.

7.5. Спиральные пневматические сушилки

Как отмечалось выше, интенсификация тепло- и массообмена в потоках газовзвесей может быть достигнута искусственным увеличением относительной скорости движения частиц в газе при воздействии силы, не оказывающей влияния на газовую среду. Наиболее простым и радикальным способом увеличения относительной скорости движения частиц в газе является использование центробежной силы, возникающей при движении газовзвеси по криволинейному пути.

Применительно к пневмотранспорту закручивание может быть осуществлено по винтовой траектории (объемной спирали) или по траектории плоской спирали. Двигаясь по криволинейной траектории, частицы материала отбрасываются на внешнюю стенку канала, соударяясь между собой и стенкой; при этом скорость их движения уменьшается, что приводит к концентрированию газовзвеси и интенсификации межфазного тепло- и массообмена.

Постоянный контакт со стенкой может служить причиной налипания на нее частиц при сушке липких материалов. В этом случае перед вводом в спиральный канал материал целесообразно подсушивать на прямом начальном участке пневмотранспорта. В то же время движение частиц в пристенной области позволяет создать в сушилке благоприятные условия для контактного подвода дополнительного тепла к материалу. Дисперсная фаза, двигаясь в пристенной зоне аппарата, активно воздействует на пограничный слой, турбулизируя его, что способствует значительному повышению коэффициента теплоотдачи от стенки газовзвеси. Поскольку концентрация дисперсного материала в пристенной зоне значительно выше, чем в прямых пневмотрубах, то и коэффициент кондуктивного теплообмена намного выше. Коэффициент теплоотдачи от стенки аппарата к газовзвеси может достигать 230—350 Вт/(м²·К) [62]. Указанные возможности реализованы, например, в сушилках фирмы «Карл Фишер» и «Рурхимия» (ФРГ).

На рис. 7-22 приведена схема установки, разработанной фирмой «Карл Фишер» для сушки полиэтилена, поливинилхлорида, полистирола и других полимерных материалов. Предварительная подсушка материала в прямой пневмотрубе сочетается с досушкой его в спиральном канале. Материал, подавае-

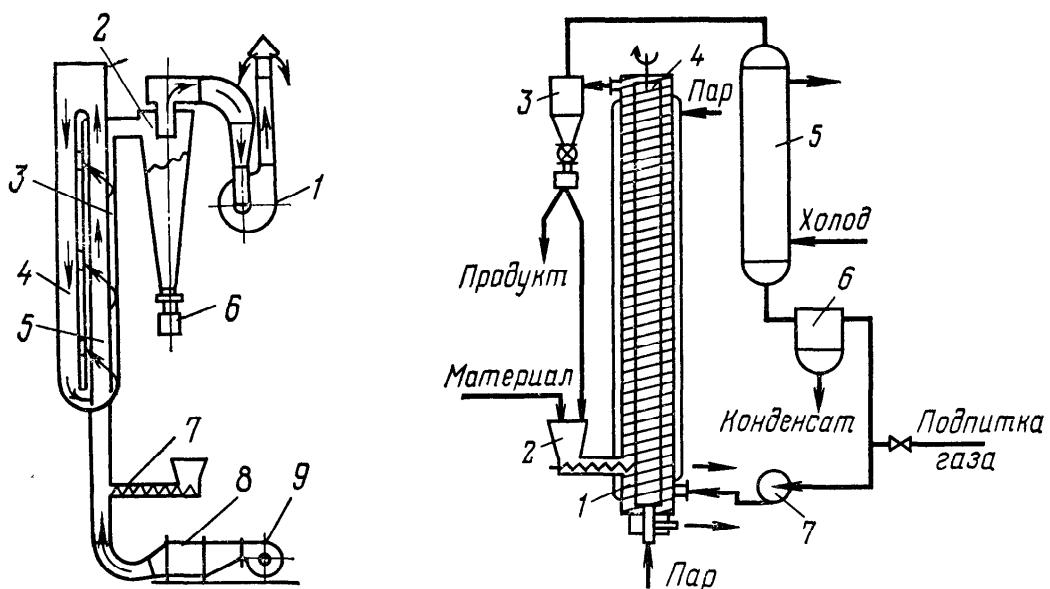


Рис. 7-22. Сушилка с двойной трубой и винтовой вставкой:

1, 9 — вентиляторы; 2 — циклон; 3 — спиральный канал; 4 — нисходящий пневмотракт;
5 — восходящий пневмотракт; 6 — затвор; 7 — питатель; 8 — калорифер

Рис. 7-23. Сушилка в виде трубы с винтовой вставкой:

1 — труба; 2 — питатель; 3 — циклон; 4 — вытеснитель; 5 — холодильник-конденсатор; 6 — каплеотделитель; 7 — газодувка

мый питателем 7, транспортируется потоком нагретого газа по восходящему 5 и нисходящему 4 участкам прямого пневмотракта. После этого материал движется вместе с газом в спиральном канале 3, обеспечивающем более длительную и интенсивную обработку продукта. Направляющая спираль расположена вокруг восходящего участка пневмотрубы; угол подъема витков 30—45°. На наружной трубе спирального канала можно установить паровую рубашку для контактного подвода тепла.

Интересной конструкцией, эффективно использующей контактную теплоотдачу в условиях закрученного потока, является сушилка системы «Рурхимия» [186]. Она представляет собой (рис. 7-23) вертикальную трубу 1 диаметром до 2 м и длиной до 25 м. Коаксиально размещена внутренняя труба — вытеснитель 4, снабженный спиральными поверхностями в виде четырехзаходного винта. Вытеснитель вращается со скоростью до 10 об/мин для предотвращения налипания материала на стенки аппарата. Наружная труба и вытеснитель обогреваются паром. Материал, подаваемый питателем 2, транспортируется потоком газа по спиральной траектории в пространстве между трубами и винтовой лентой. Высущенный продукт выносится в циклон 3, где отделяется от транспортирующего газа, который циркулирует в системе, осушаясь в холодильнике-конденсаторе 5. Газ нагревается главным образом за счет тепла, подводимого к вытеснителю. Часть тепла передается материалу кондуктивной теплопередачей. Отсутствие калорифера и относительно небольшие расходы газа делают такие аппараты особенно эффективными при сушке химических материалов от органических растворителей в замкнутом цикле инертного газа.

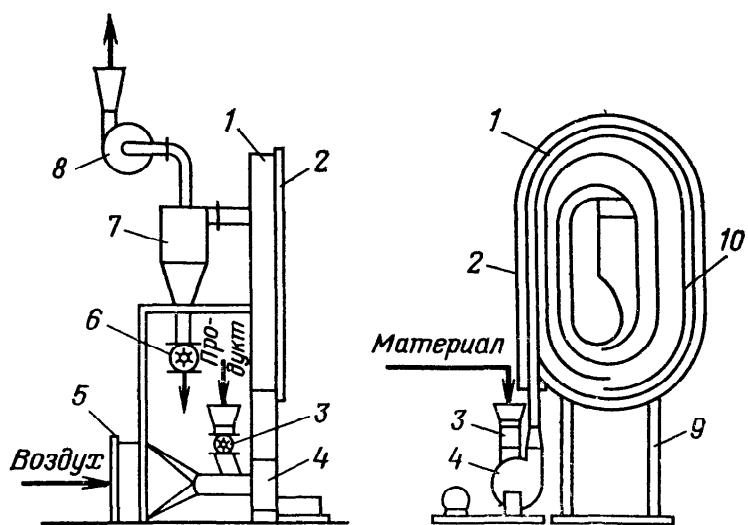


Рис. 7-24. Спиральная пневмосушилка с плоским каналом фирмы «Проктор-Марк»:

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — питатель; 4, 8 — вентиляторы; 5 — калорифер; 6 — шлюзовый затвор; 7 — циклон; 9 — рама; 10 — спиральная лента

становок по полиэтилену и полипропилену при начальном влагосодержании 0,3—0,4 кг/кг достигает 3000—6000 кг/ч. Однако конечное влагосодержание продукта сравнительно высоко (до 0,5—1 %), что объясняется большой относительной влажностью газа. Поэтому при необходимости сушки до более низкой остаточной влажности материал подвергают досушке в другом аппарате.

Аналогичные конструкции разработаны в МИТХТ. На основании исследований А. М. Розенкранц определил оптимальные типы винтовых вставок, области применения сушилок данного типа, разработал метод их расчета [115].

Недостатками сушилок с винтовыми вставками являются высокое гидравлическое сопротивление (до 20 кПа и более) и негерметичность спиральных каналов, что вызывает проскоки газовой фазы и уменьшение движущей силы процесса сушки. Кроме того, затруднена чистка внутренних поверхностей. Для разборки аппаратов требуются большие габариты производственных помещений.

От этих недостатков свободны спиральные сушилки с каналами, размещенными в одной плоскости. На рис. 7-24 представлена пневмосушилка для дисперсных материалов фирмы «Проктор-Марк», сушильный тракт которой выполнен в виде плоской спирали в вертикальной плоскости. Спиральный канал переменного сечения образован закручивающейся к центру спиральной лентой 10. В нижних витках спирального канала имеются щели для сепарации и возврата крупных частиц во внешние витки на досушку. Газовзвесь с последнего витка спирали через поворотное устройство поступает в циклон 7. Съемная плоская крышка 2 облегчает осмотр и чистку спирального канала.

Вытянутая по вертикали форма спирали и переменное сечение канала создают значительную нестационарность гидродинамического режима движения газовзвеси, способствуя интенсивному протеканию тепло-массообмена. Следует отметить, однако, что щели в нижних витках спирали, способствуя досушке крупных частиц материала, снижают движущую силу процесса,

Сушилки системы «Рурхимия» используются при сушке полиолефинов. Производительность таких устан-

что вызвано рециркуляцией части газа и материала, и могут служить причиной перегрева последнего.

Авторами с сотрудниками НИИполимеров и МИХМа разработана конструкция пневмосушилки с плоским спиральным каналом в горизонтальной плоскости, плавно переходящим в сепарирующую камеру, конструктивно оформленную в виде циклона (рис. 7-25). Аппарат состоит из корпуса 1, в котором днище 8, крышка 2 и спиральная лента 3 образуют спиральный канал 5, плавно переходящий в сепарирующую камеру 7.

Достоинства данной сушилки в том, что она компактна и относится к аппаратам безуносного типа. Причем эффективность ее оказалась значительно выше эффективности типовых циклонов при одинаковом диаметре сепарирующей части. Так, при сушке супензионного ПВХ ($d_{50}=100$ мкм) эффективность разделения дисперсной и газовой фаз в этой сушилке составила 99,99%, что позволило исключить из технологической схемы установки циклоны и фильтры для санитарной очистки отработанного сушильного агента перед выбросом его в атмосферу и, таким образом, существенно уменьшить общие энергетические затраты на сушку. Столь резкое возрастание степени улавливания продукта из потока воздуха в циклонной части спиральной пневмосушилки можно объяснить эффектом концентрирования высушиваемого материала в пристенном слое при движении газовзвеси в спиральном канале и коагуляцией наиболее мелких частиц по градиентному, турбулентному и кинематическому механизмам [148].

Недостатком спиральных пневмосушилок с плоской спиралью, закрученной к сепарирующей камере, является ограничение верхнего предела производительности. С ростом производительности повышается расход сушильного агента и соответственно возрастают проходное сечение канала, диаметр сепаратора и максимальный предельный радиус сушилки. Расчет показывает, что практическое использование сушилок этого типа с приемлемым радиусом 1,5—2 м ограничено расходом сушильного агента 12—15 тыс. м³/ч.

Гидравлическое сопротивление этих сушилок 1500—3000 Па, при-

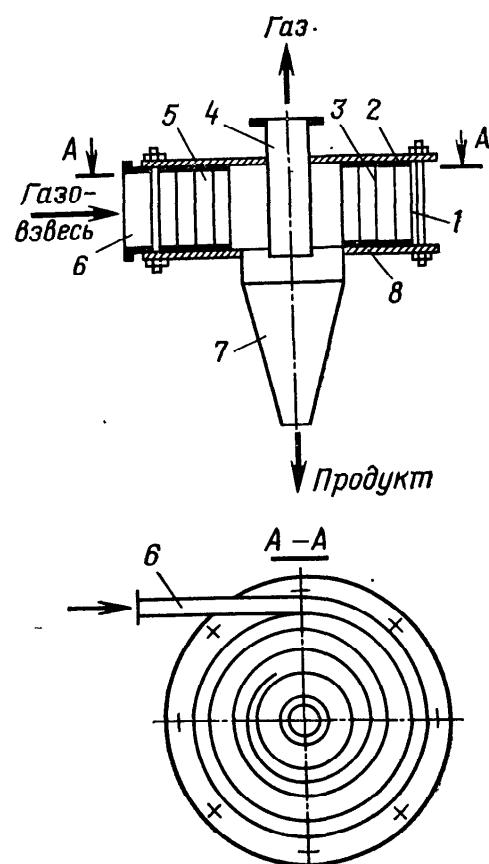


Рис. 7-25. Пневмосушилка с плоским спиральным каналом и циклонным сепаратором:

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — спиральная лента; 4 — выхлопная труба; 5 — спиральный канал; 6 — входной штуцер; 7 — сепарирующая камера; 8 — днище

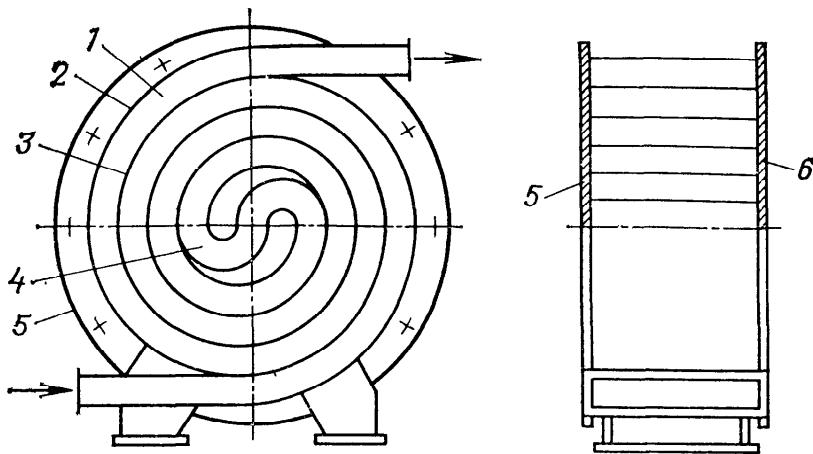


Рис. 7-26. Пневмосушилка с каналом в виде плоской бифилярной спирали:
1 — спиральный канал; 2, 3 — спиральные ленты; 4 — S-образный переход; 5 — стенка;
6 — крышка

чем 30—40% его приходится на сопротивление циклонного сепаратора. Длина спирального канала в зависимости от высушиваемого материала составляет 10—20 м, что обеспечивает время пребывания материала в сушилке 1—2 с.

Рассмотренные в гл. 6 основные условия и принципы рациональной технологии сушки нашли отражение при разработке технологии и аппаратурного оформления одноступенчатой сушилки супензионного ПВХ и подобных ему продуктов, так как большинство из известных способов сушки этого полимерного материала предусматривает двухступенчатую сушку даже в случае применения псевдоожженного слоя. Переход на одноступенчатую сушку позволяет уменьшить число аппаратов установки, снизить ее металлоемкость, тепловые потери и энергозатраты на тяго-дутьевое оборудование. Для решения этой задачи предложена спиральная пневмосушилка конструкции МИХМа и НИИполимеров (рис. 7-26) [149].

Сушильный тракт выполнен в виде плоской бифилярной спирали, расположенной в вертикальной плоскости. Сушильный спиральный канал 1 прямоугольного сечения образован спиральными лентами 2 и 3, стенкой 5 и крышкой 6. Спиральные листы навиты концентрически так, что образуют в центре плавный S-образный переход 4, а на периферии корпуса — входной и выходной патрубки. Влажный материал, взвешенный в газе, транспортируется от входного патрубка к выходному и высушивается, проходя путь от периферии к центру, а затем от центра к периферии. Изменение кривизны траектории частиц создает условия нестационарности гидродинамического режима и интенсификации тепло- и массообмена при идеальном вытеснении фаз, т. е. при максимальной движущей силе процесса сушки. Бифилярная навивка канала обеспечивает рекуперацию тепла по длине сушильного канала и снижение тепловых потерь в окружающую среду. Кроме того, при такой навивке выравнивается и существенно увеличивается движущая сила про-

Рис. 7-27. Определение геометрических соотношений спиральной пневмосушилки с бифилярным каналом

цесса по сравнению с движущей силой в сушилках с идеальным вытеснением фаз других типов.

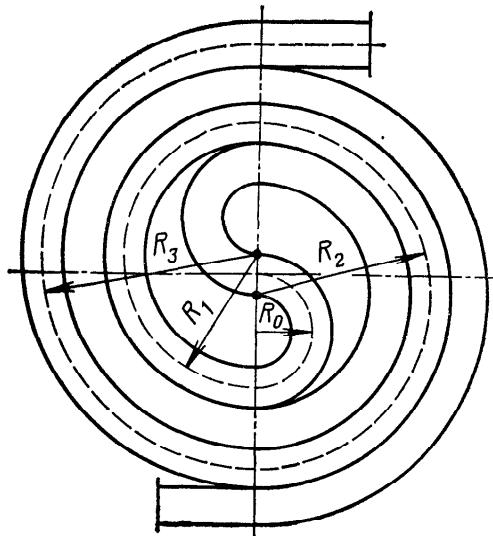
Действительно, начальные витки канала контактируют с выходными, поэтому заключительная стадия процесса конвективной сушки проходит в условиях дополнительного подвода тепла через спиральную перегородку. Вследствие перераспределения тепла процесс сушки на диаграмме $I-X$ изображается с уменьшением энталпии сушильного агента в начале процесса и увеличением в конце. Таким образом, движущая сила стремится к сохранению постоянной величины на всем протяжении процесса сушки, и для завершения процесса сушки не требуется подвода свежего теплоносителя или второй ступени сушки.

Высокие технико-экономические показатели спиральных сушилок с бифилярным каналом позволяют получить значительный экономический эффект при их использовании для производства продуктов химической, пищевой, сельскохозяйственной и других отраслей промышленности.

На основе проведенных исследований по сушке ПВХ и сополимеров ВХ на опытной установке спиральной пневмосушилки Дзержинским филиалом НИИхиммаша разработаны проекты сушильных установок двух типоразмеров производительностью 300 кг/ч для сополимера ВХВД-40 и 3 т/ч для суспензионного ПВХ. Опытно-промышленный образец испытан с положительным результатом в Волгоградском ПО «Химпром».

В промышленности освоены спиральные пневмосушилки данного типа как малотоннажные (до 200 кг/ч при сушке химреактивов на Московском химическом заводе имени Войкова), так и крупнотоннажные (5 т/ч при сушке отрубей на Ильиногорском комбикормовом заводе). Бифилярное размещение спирального канала позволяет сохранять высокую интенсивность процесса при расходе воздуха 30—35 тыс. м³/ч и выше, что обеспечивает применение сушилок данного типа для средне- и крупнотоннажных производств, где они могут дать большой экономический эффект. Гидравлическое сопротивление этих сушилок невелико и составляет 1000—2500 Па при длине спирального канала от 10 до 25 м.

Расчет. Так же как и трубные пневмосушилки, спиральные сушилки относятся к аппаратам идеального вытеснения; для них справедливы в основном изложенные выше особенности расчета. Однако имеются и различия. Так, гидродинамические параметры рассчитывают по экспериментально полученным зависимостям для коэффициента скольжения фаз. Коэффициенты



переноса, как правило, рассчитывают, исходя из экспериментально найденных эффективных значений, что связано с неоднородной структурой потоков газовзвесей в закрученном потоке. Для аппаратов спирального типа специчен расчет геометрических размеров, поэтому приведем расчетные соотношения.

Для спиральных каналов с бифилярной навивкой спиралей справедлива следующая зависимость для расчета числа полувитков одной ветви (рис. 7-27):

$$n = (1/b') \{ \sqrt{2(R_0 + b')^2 - h[2R_0 - l/2\pi]} - (2R_0 + b') \}, \quad (7-32)$$

где $b' = b + \delta$ — ширина спирального канала с учетом толщины стенки δ ; R_0 — минимальный начальный радиус спирального канала по средней линии; l — общая длина спирального канала.

Длину спирального канала можно рассчитать по размерам и числу полувитков спирали как

$$l = 2\pi [b'n^2 + (4R_0 + 2b')n + 2R_0]. \quad (7-33)$$

Наибольший радиус спирального канала

$$R_{\max} = 2(R_0 + Nb'), \quad (7-34)$$

где $N = 2n$ — число витков одной ветви.

Средний радиус вращения

$$\bar{R} = (R_0 + R_{\max})/2. \quad (7-35)$$

Для спирального канала обычной накрутки (см. рис. 7-25) запишем следующие соотношения для геометрических размеров:

ширина спирального канала

$$b = \sqrt{S_{\text{сп}}/K}, \quad (7-36)$$

где $S_{\text{сп}}$ — площадь поперечного сечения канала; $K = H/b = 1,5—4$ — отношение сторон сечения, которое принимается в зависимости от дисперсности материала (меньшее значение берется для более грубодисперсных материалов); высота канала

$$H = S_{\text{сп}}/b, \quad (7-37)$$

начальный радиус канала (по средней линии)

$$R_0 = (D_k + b)/2, \quad (7-38)$$

где D_k — диаметр сепарационной камеры;
шаг спирали

$$b' = b + \delta, \quad (7-39)$$

где δ — толщина стенки;

число витков спирального канала

$$n = (l - 2\pi b')/2\pi (R_0 + b'); \quad (7-40)$$

длина спирального канала

$$l = 2\pi [nR_0 + b'(n + 1)]; \quad (7-41)$$

максимальный радиус спирального канала

$$R_{\max} = R_0 + nb'. \quad (7-42)$$

Пример 7.6. Рассчитать спиральную пневмосушилку (см. рис. 7-26) для сушки суспензионного поливинилхлорида по следующим исходным данным:

Производительность по готовому продукту $G_{\text{м.к.}}$, кг/ч	3000
Влажность продукта, кг/кг:	
начальная C_0	0,35
критическая $C_{\text{кр}}$	0,05
конечная C_k	0,003
Средний размер частиц ПВХ d , мкм	120
Коэффициент сферичности частиц ψ	0,68
Удельная теплоемкость продукта c_t , кДж/(кг·К)	1,2
Плотность продукта $\rho_{\text{м.к.}}$, кг/м ³	1200
Начальная температура материала θ_0 , °C	20
Конечная температура продукта θ_k , °C	60
Начальное влагосодержание воздуха X_0 , кг/кг	0,008
Начальная температура воздуха t_0 , °C	180
Эффективное значение межфазного коэффициента теплообмена $a_{\text{эф}}$ по опытным данным, Вт/(м ² ·К)	200

Решая уравнения материального и теплового баланса, находим: $G_t = 2990$ кг/ч; $W = 1038$ кг/ч; $G_{\text{м.0}} = 4038$ кг/ч; $\bar{q}_c = 14$ кДж/кг; $\Delta X = 0,0373$ кг/кг; $X_k = 0,0453$ кг/кг; $L = 27\,800$ кг/ч; $\sigma = 9,3$.

На основании опытных данных принято: $q_{\text{пт}} = 300$ кДж/кг, $t_k = 70$ °C.

Для уточнения принятой температуры воздуха на выходе из сушилки определим отрезок $A_0 Y_0$ по уравнению (3-33). С учетом тепловых потерь получим

$$A_0 Y_0 = (1/\sigma) (c_t + c_{\text{ж}} C_k) (\theta_k - \theta_0) + (\bar{q}_c + q_{\text{пт}}) \Delta X = \\ = (1/9,3) (1,2 + 4,187 \cdot 0,006) (60 - 20) + (14 + 300) 0,0373 = 16,72 \text{ кДж/кг.}$$

Отложив отрезок $A_0 Y_0$ на диаграмме $I-X$, проведем прямую параллельно линии мокрого термометра при 20 °C (так как $q_{\text{с.0}} = 0$) до пересечения с вертикалью $X_k = 0,0453$ кг/кг. Получим $t_k = 72$ °C. Движущую силу процесса сушки определим как среднелогарифмическую величину (5-39)

$$\bar{\Delta}t = \frac{(t_0 - t_{\text{м.т}}) - (t_k - t_k')}{\ln [(t_0 - t_{\text{м.т}})/(t_k - t_k')]} = \frac{(180 - 43) - (72 - 60)}{\ln [(180 - 43)/(72 - 60)]} = 51,5 \text{ К.}$$

Удельная поверхность материала (1-89)

$$s_y = 6/\psi d = 6/(0,68 \cdot 1,2 \cdot 10^{-4}) = 7,35 \cdot 10^4 \text{ м}^{-1}.$$

При средних температуре и влажности воздуха

$$\bar{t} = (180 + 72)/2 = 126 \text{ °C}; \quad \bar{X} = (0,008 + 0,0453)/2 = 0,0268 \text{ кг/кг};$$

Средние плотность, теплоемкость и вязкость воздуха составляют: $\bar{\rho} = 0,86$ кг/м³; $\bar{c} = 1059$ Дж/(кг·К); $\bar{v} = 2,6 \cdot 10^{-5}$ м²/с.

Объемная плотность материала по (1-131)

$$\rho_v = \rho_{\text{м.к.}}/(1 + C_k) = 1200/(1 + 0,006) = 1195 \text{ кг/м}^3.$$

Продолжительность сушки (5-90):

$$\tau = \bar{c} \bar{\rho} v (t_0 - t_k) / (\alpha_{\text{эф}} s_y \bar{\Delta}t) = \\ = 1059 \cdot 9,3 \cdot 1195 (180 - 72) / (200 \cdot 7,35 \cdot 10^4 \cdot 51,5) = 1,69 \text{ с.}$$

Плотность материала при среднем влагосодержании $\bar{C} = (0,35 + 0,003)/2 = 0,177$ кг/кг составляет

$$\bar{\rho}_{\text{м}} = \rho_v (1 + \bar{C}) = 1195 (1 + 0,177) = 1400 \text{ кг/м}^3.$$

Принимая средний радиус спирали канала $\bar{R}=1,25$ м и скорость газа $w=22$ м/с, по формуле (4-124) определим приведенный коэффициент сопротивления

$$K = 2,5 \cdot 10^{-3} d^{-0,8} = 2,5 \cdot 10^{-3} (1,2 \cdot 10^{-4})^{-0,8} = 3,42,$$

а по соотношению (4-125) — коэффициент скольжения

$$i = 1 + \sqrt{\frac{K}{0,75} \frac{\bar{\rho}_m d}{\bar{\rho} \bar{R}}} = 1 + \sqrt{\frac{3,42 \cdot 1400 \cdot 1,2 \cdot 10^{-4}}{0,75 \cdot 0,86 \cdot 1,25}} = 1,844.$$

Скорость частиц в канале: $v=w/i=22/1,844=11,93$ м/с.

Длина спирального канала: $l=v\tau=11,93 \cdot 1,69=20,16$ м. Объемный расход воздуха при средних параметрах

$$V = L (1 + \bar{X}) / \bar{\rho} = 27\,800 (1 + 0,0268) / 0,86 = 33\,192 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Площадь поперечного сечения канала

$$S_{ap} = V/w = 33\,192 / 22 \cdot 3600 = 0,419 \text{ м}^2.$$

Принимая отношение $H/b=4$, найдем геометрические размеры сушилки (см. рис. 7-27). Из соотношений $bH=S_{ap}$ и $H/b=4$ очевидно

$$b = \sqrt{S_{ap}} / 2 = \sqrt{0,419} / 2 = 0,324 \text{ м};$$

$$H = 4b = 4 \cdot 0,324 = 1,296 \text{ м}.$$

Принимаем $R_0=0,4$ м, толщину спиральной ленты $\delta=3$ мм. Тогда $b'=b+\delta=0,324+0,003=0,327$ м, и число полувитков одной ветви спирального канала согласно (7-32) составит

$$\begin{aligned} n &= (1/b') \{ \sqrt{(2R_0 + b')^2 - b' [2R_0 - l/2\pi]} - (2R_0 + b') \} = \\ &= (1/0,327) \{ \sqrt{(2 \cdot 0,4 + 0,327)^2 - 0,327 [2 \cdot 0,4 - 20,16/2 \cdot 3,14]} - \\ &\quad - (2 \cdot 0,4 + 0,327) \} = 0,94. \end{aligned}$$

Число витков одной ветви $N=2n=2 \cdot 0,94=1,88$. Принимаем $N=2$. Тогда $n=1$, и длина канала составит (7-33)

$$\begin{aligned} l &= 2\pi [b'n^2 + (4R_0 + 2b')n + 2R_0] = \\ &= 2 \cdot 3,14 [0,327 \cdot 1^2 + (4 \cdot 0,4 + 2 \cdot 0,327) 1 + 2 \cdot 0,4] = 21,24 \text{ м}. \end{aligned}$$

Наибольший радиус спирали (7-34)

$$R_{max} = 2(R_0 + Nb') = 2(0,4 + 2 \cdot 0,327) = 2,108 \text{ м}.$$

Средний радиус вращения

$$\bar{R} = (R_0 + R_{max}) / 2 = (0,4 + 2,108) / 2 = 1,254, \text{ что близко к принятому.}$$

Для определения гидравлического сопротивления сушилки рассчитаем эквивалентный диаметр канала

$$D_e = 2bH/(b + H) = 2 \cdot 0,324 \cdot 1,296 / (0,324 + 1,296) = 0,518 \text{ м};$$

$$Re = w D_e / v = 22 \cdot 0,518 / (2,6 \cdot 10^{-5}) = 4,38 \cdot 10^5.$$

Истинная концентрация материала (4-67)

$$\begin{aligned} \kappa &= i (\bar{\rho} / \bar{\rho}_M) \gamma = i (\bar{\rho} / \bar{\rho}_M) (G_{M0} + G_{M,K}) / 2L (1 + \bar{X}) = \\ &= 1,844 \cdot 0,86 (4038 + 3000) / 1400 \cdot 2 \cdot 27\,800 (1 + 0,0268) = 1,4 \cdot 10^{-4}. \end{aligned}$$

Коэффициент трения газа (4-128)

$$\lambda_{tr} = 0,0815 Re^{-0,13} = 0,0815 (4,38 \cdot 10^5)^{-0,13} = 0,0151.$$

Перепад давления в сушилке по чистому воздуху (4-55)

$$\Delta p_1 = \lambda_{\text{тр}} (l/D_s) (1 - \kappa) (\bar{\rho} \omega^2 / 2) = 0,0151 \cdot 21,24 (1 - 1,4 \cdot 10^{-4}) 0,86 \cdot 22^2 / (0,518 \cdot 2) = 128,8 \text{ Па.}$$

Перепад давления, обусловленный присутствием в газовом потоке материала (4-129)

$$\Delta p_m = \bar{\rho}_m \kappa l v^2 / R = 1400 \cdot 1,4 \cdot 10^{-4} \cdot 21,24 \cdot 11,93^2 / 1,254 = 472,5 \text{ Па.}$$

Модифицированный коэффициент сопротивления, обусловленный трением материала о стенки (4-63)

$$\lambda_{\text{тр}}^* = 27 Fr^{-0,75} = 27 [v^2 / (gd)]^{-0,75} = 27 [11,93^2 / 9,81 \cdot 1,2 \cdot 10^{-4}]^{-0,75} = 4,16 \cdot 10^{-3}$$

и соответствующий перепад давления (4-62)

$$\Delta p_4 = \lambda_{\text{тр}}^* (l/D_s) \bar{\rho}_m \kappa v^2 / 2 = 4,16 \cdot 10^{-3} \cdot 21,24 \cdot 1400 \cdot 1,4 \cdot 10^{-4} \cdot 11,93^2 / (0,518 \cdot 2) = 2,4 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление спиральной сушилки

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_m + \Delta p_4 = 128,8 + 472,5 + 2,4 = 604 \text{ Па.}$$

7.6. Вихревые и спирально-вихревые сушилки

Вихревые и циклонные сушилки относятся к аппаратам с закрученными потоками газовзвесей. Они отличаются от спиральных сушилок тем, что газовзвесь движется не по каналу, а в полом цилиндрическом или цилиндро-коническом корпусе и совершает вращательное или спиралеобразное движение, что достигается тангенциальным вводом или применением газораспределительного устройства, обеспечивающего интенсивное закручивание потоков.

Достоинством сушилок этого класса являются простота конструкции и на порядок большее время пребывания материала в зоне сушки по сравнению со временем пребывания в спиральных сушилках, что позволяет высушивать в них тонкопористые материалы с высокой энергией связи влаги до низкого остаточного влагосодержания. К недостаткам можно отнести снижение движущей силы процесса сушки вследствие интенсивного перемешивания и высокое гидравлическое сопротивление, поэтому, как было показано выше, ограничение по верхнему пределу мощности для них более существенно, чем для спиральных пневмосушилок. Последний недостаток можно частично устранить секционированием аппарата или компоновкой сушилок в блоки по параллельной схеме.

Одной из наиболее простых по конструкции сушилок с закрученным потоком теплоносителя является циклонная сушилка конструкции НИИХиммаша [124] (рис. 7-28). Она представляет собой вертикальный цилиндро-конический аппарат с тангенциальным вводом газовзвеси в верхнюю часть цилиндра, снабженного опущенной почти до дна выводной трубой. Поток

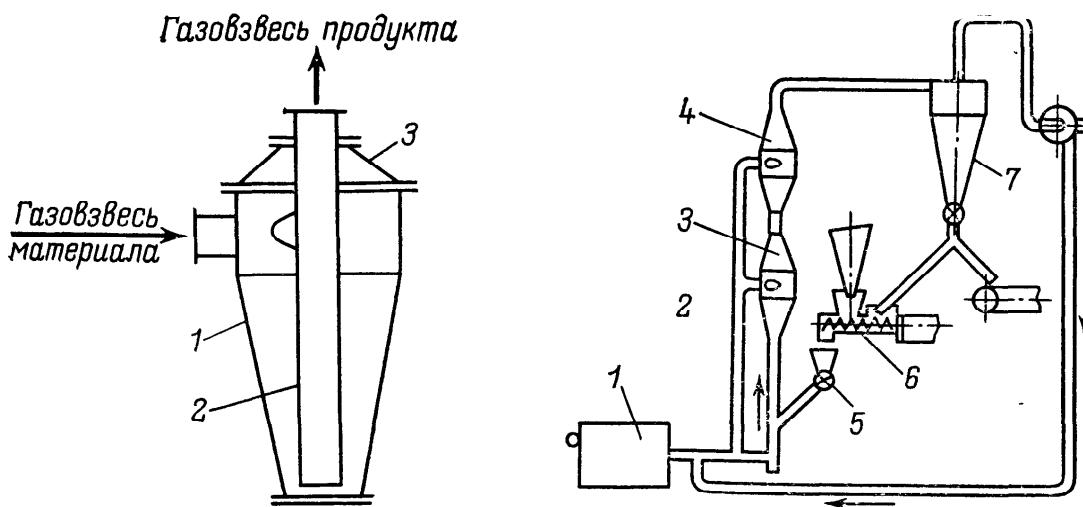


Рис. 7-28. Циклонная сушилка:

1 — корпус; 2 — выводная труба; 3 — крышка

Рис. 7-29. Пневмосушилка фирмы «Далглиш» (Англия):

1 — топка; 2 — вертикальная пневмотруба; 3, 4 — расширители; 5 — секторный затвор; 6 — питатель; 7 — циклон

дисперсного материала движется спиралеобразно вниз и выносится газом через выводную трубу в систему пылеулавливания. Такая конструкция позволяет обеспечить нестационарные условия взаимодействия фаз (и, следовательно, высокую интенсивность тепло- и массообмена), а также гарантированное время пребывания материала в аппарате, достаточное для высушивания продуктов со слабосвязанной влагой. Недостатком циклонных сушилок является то, что их можно успешно использовать только для хорошо сыпучих материалов, не обладающих заметными адгезионно-когезионными свойствами. Для подобных материалов необходим прямой участок пневмотранспорта, чтобы обеспечить их подсушку, либо нужно применять рециркуляцию продукта.

Примером такого технического решения может служить сушилка, разработанная фирмой «Далглиш» (рис. 7-29) [193], предназначенная для сушки различных дисперсных материалов, в том числе пастообразных и термочувствительных. Сушилка состоит из вертикальной трубы 2, в средней части которой имеются биконические расширители 3 и 4, снабженные тангенциальными газоходами, по которым поступает дополнительный поток нагретого газа. Влажный материал питателем 6 подается через загрузочную воронку и секторный затвор 5 в нижнюю часть трубы 2 и транспортируется вверх потоком воздуха, нагреваемого в топке 1. Закручивание газа в расширителях способствует тому, что крупные частицы, требующие большего времени сушки, дольше задерживаются в аппарате, контактируя с потоками свежего горячего газа, поступающего в расширители через тангенциальные газоходы, что приводит к выравниванию остаточного влагосодержания высшенного продукта. Продукт отделяется в циклоне 7, его можно частично возвращать

на смешение с исходным материалом для снижения начального влагосодержания и уменьшения адгезионных свойств. Установка может работать как с полным выбросом сушильного агента, так и с частичной рециркуляцией его. Сушилки выпускаются различной производительности от 45 до 1000 кг/ч по испарившейся влаге. Высота их 7—25 м.

Вихревые сушилки более компактны по сравнению с циклонными, характеризуются лучшей сепарирующей и большей удерживающей способностью. На рис. 7-30 показана вихревая сушилка системы «Конвекс» [185]. Аппарат с вертикальной осью закрутки газовзвеси представляет собой цилиндрическую камеру 3 с входным патрубком 1 и съемной крышкой 4. Отверстие в днище камеры соединяет ее с улиткой 6 и выходным патрубком 7. Отбойное кольцо 5, имеющее экраный выступ овальной формы, выполнено сменным для регулирования удерживающей способности камеры. Труба 2 служит для перекрытия мертвозды вихря. Газовзвесь влажного материала входит тангенциально в вихревую камеру и закручивается. Частицы больше определенного критического размера сепарируются, образуя вращающееся кольцо. Вновь вводимый материал постоянно вытесняет циркулирующие во внутренних слоях частицы, которые захватываются воздухом и выносятся через центральное отверстие в улитку 6, из которой через выходной патрубок 7 выводятся наружу.

Циркулирующее кольцо газовзвеси характеризуется высокой концентрацией материала, поэтому удельная поверхность контакта фаз в аппарате возрастает. Кроме того, сепарационное действие центробежного поля способствует более длительному нахождению крупных частиц в зоне сушки, что обеспечивает равномерное остаточное влагосодержание материала.

Сушилки данного типа можно применять для сушки большого числа продуктов. Так, хорошие результаты получены при

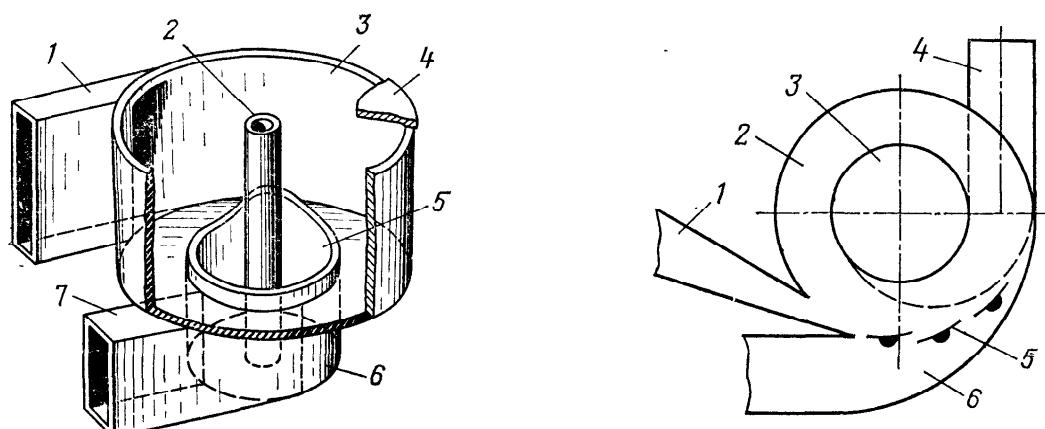


Рис. 7-30. Вихревая сушилка системы «Конвекс»:
1 — входной патрубок; 2 — труба; 3 — вихревая камера; 4 — крышка; 5 — отбойное кольцо; 6 — улитка; 7 — выходной патрубок

Рис. 7-31. Вихревая камера пневмосушилки конструкции НИИХиммаша:
1 — дополнительный тангенциальный газоввод; 2 — корпус; 3 — выходное отверстие; 4 — улитка; 5 — регулирующие пластины; 6 — газораспределительный короб

сушке древесной щепы, сусpenзионного ПВХ, а также ряда продуктов с очень тонкопористой структурой [185].

Вихревые сушилки, разработанные в НИИхиммаше [62], отличаются от сушилки «Конвекс» в основном горизонтальным расположением оси цилиндрической (в форме диска) вихревой камеры. Они имеют ряд модификаций, расширяющих возможность применения их для сушки самых разнообразных продуктов. Базовая конструкция вихревой камеры НИИхиммаша схематично представлена на рис. 7-31.

В нижней части корпуса 2 расположено жалюзийное устройство, состоящее из нескольких вогнутых пластин 5, поворачивающихся вокруг неподвижных осей. К жалюзийному устройству примыкает газораспределительный короб 6. В камере можно расположить дополнительный тангенциальный газоход 1 для пневматической подачи материала в аппарат. В центральной части торцовой стенки аппарата имеется отверстие 3, к которому примыкает улиткообразный канал 4 для вывода газовзвеси.

Влажный порошкообразный материал подается питателем в боковую часть камеры и под действием газовых струй, истекающих в камеру через тангенциальные щели, образованные пластинами 5, вовлекается во вращательное движение. Отбрасываемый к стенке материал образует в аппарате кольцевой вращающийся слой, который пронизывают струи газа, выходящего через тангенциальные щели. Скорость истечения газа 50—80 м/с, максимальная скорость движения материала в аппарате не превышает 10 м/с. Это обеспечивает большие относительные скорости движения фаз и, следовательно, высокую интенсивность процессов тепло- и массопереноса.

Толщина слоя материала, накапливаемого в аппарате, возрастает с увеличением размера частиц обрабатываемого материала. В промышленных аппаратах толщина кольцевого вращающегося слоя достигает 100—150 мм. Это позволяет накапливать в аппарате большое количество материала и обеспечивать длительное время пребывания его в камере. Среднее время пребывания материала в вихревых камерах 10—20 с для частиц размером 0,1—0,2 мм и достигает 2—3 мин для частиц размером 3—4 мм. Различие между временем пребывания крупных и мелких частиц дает возможность использовать вихревые камеры для однородной сушки полидисперсных материалов.

Известен ряд модификаций описанной базовой конструкции вихревой сушилки НИИхиммаша, позволяющих обрабатывать материалы с повышенной адгезионной способностью, жидкой или пастообразной консистенции, кусковые и агрегированные материалы. Для этого внутри камеры помещают мешалку со скребками или измельчитель типа дисембратор, или насадку в виде гранул из инертного материала [124]. Некоторые модификации этих сушилок рассмотрены в гл. 6 (см. рис. 6-27, б и 6-33).

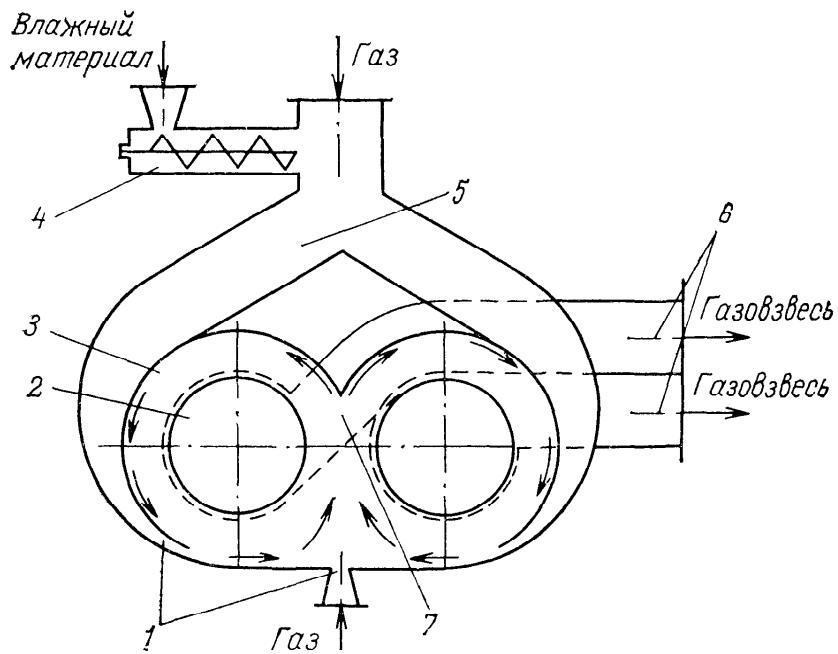


Рис. 7-32. Двухкамерная вихревая сушилка:

1 — щелевые вводы; 2 — выхлопные патрубки; 3 — вихревая камера; 4 — питатель; 5 — обводные газоходы; 6 — отводящие улитки; 7 — гребень

Несмотря на высокую интенсивность вихревых сушилок, они допускают возможность дополнительной интенсификации процесса сушки дисперсных материалов. В качестве примера можно привести конструкцию сушилки Г. С. Федорова и В. А. Шуляка [164]. Предложенное ими устройство (рис. 7-32) состоит из двух сопряженных вихревых камер 3 с тангенциальными щелевыми газораспределительными устройствами 1, обеспечивающими многократное соударение встречно врачающихся потоков газовзвесей. Качество сушки можно регулировать, изменяя соотношение потоков теплоносителя, циркулирующих внутри устройства. Регулировка осуществляется положением заслонок 1 и выхлопных патрубков 2 для вывода газовзвеси продукта.

Эффективность использования сушилок вихревого типа в установках сушки существенно снижается вследствие громоздкости современного пылеотделительного оборудования — циклонов и фильтров. Поэтому на современном этапе развития сушильной техники стремятся к созданию сушильных аппаратов безуносного типа.

Так, фирма «Шильде» (ФРГ) разработала ряд конструкций аппаратов безуносного типа [184а, 193]. Отличительной особенностью их является вертикальная вихревая камера с большим отношением высоты к диаметру. Газ вводится тангенциально через ряд сопел, расположенных равномерно по высоте. Автоматически управляемые клапаны позволяют подавать газ поочередно на отдельные группы сопел и тем самым формировать кольцеобразное или спиралеобразное движение материала, а также регулировать время пребывания его в аппарате. Высушенный продукт и отработанный газ выводятся раздельно.

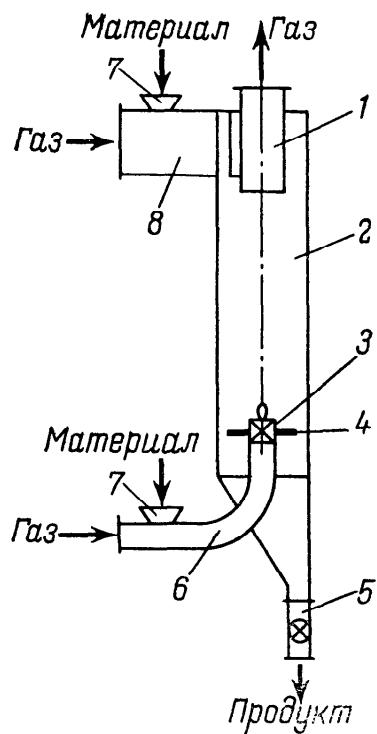


Рис. 7-33. Сушилка со встречными закрученными потоками теплоносителя ВЗП:
1 — выхлопная труба; 2 — сушильная камера; 3 — завихритель; 4 — отбойная шайба; 5 — выгрузочное устройство; 6 — газоподводящая труба первого потока теплоносителя; 7 — питатели; 8 — тангенциальный газоввод второго потока

В НИИХИММАШе разработана вихревая сушилка безуносного типа со встречными закрученными потоками ВЗП [124]. В МТИ под руководством Б. С. Сажина отработан ряд типовых конструкций ВЗП разного назначения. Основы теории и методы расчета представлены в книге [125]. Типичная конструкция аппарата со встречными закрученными потоками теплоносителя изображена на рис. 7-33.

Аппарат представляет собой вертикальную цилиндрическую камеру 2, в нижнюю часть которой по трубе 6 подводится первый поток теплоносителя, закручиваемый лопастным завихрителем 3 с вытеснителем, предотвращающим проскок материала по центральной части камеры. На трубе ввода первичного потока ниже завихрителя укреплена отбойная шайба 4. Второй поток теплоносителя вводится тангенциально в верхнюю часть камеры. Ввод второго потока может быть сосредоточенным (через один тангенциальный канал 8, как показано на рис. 7-33) и рассредоточенным (по нескольким тангенциальным каналам-соплам, которые могут быть наклонены к вертикальной оси аппарата). Отработанный в аппарате теплоноситель выводится через выхлопную трубу 1, расположенную в верхней части аппарата. Дисперсный материал может подаваться в аппарат с первым, со вторым, а также с обоими потоками теплоносителя одновременно через питатели 7. Высушенный дисперсный материал выводится из нижней камеры через выгрузочное устройство 5.

Влажный дисперсный материал образует с подаваемым в камеру воздухом газовзвесь, которая закручивается лопаточным или тангенциальным завихрителем. Причем первичный закрученный поток газовзвеси направлен вверх по центральной части аппарата, а вторичный, закрученный в ту же сторону, направлен вниз. Частицы дисперсного материала из внутреннего потока под действием центробежных сил отбрасываются к периферии аппарата и транспортируются вторичным потоком в нижнюю часть камеры, откуда удаляются в бункер. Взаимодействие двух встречных закрученных потоков создает благоприятные условия для разделения дисперсной и газовой фаз, что обусловливает высокую эффективность пылеулавливания в этих аппаратах.

Для термолабильных материалов с длительным вторым периодом сушки рациональна конструкция пневмосушилки, в ко-

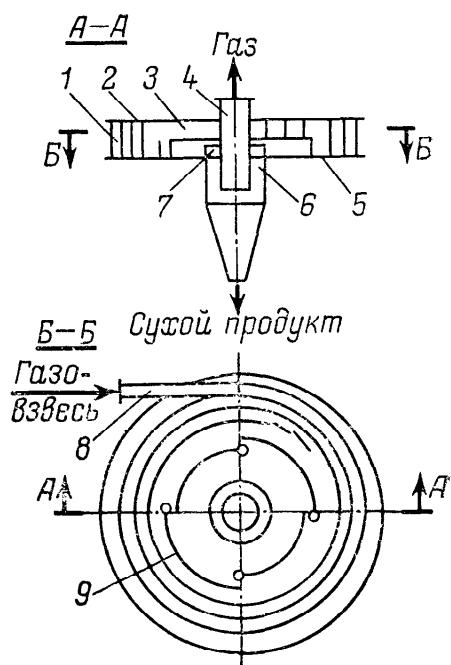
торой спиральный канал идеального вытеснения присоединен к вихревой камере идеального перемешивания фаз. Такая комбинация позволяет использовать высокотемпературный сушильный агент для удаления свободной и слабосвязанной влаги материала из спирального канала с последующей досушкой продукта в вихревой камере охладившимся сушильным агентом в течение более длительного времени при «мягких» температурных условиях. Эта задача применительно к аппаратам безуносного типа решена разработкой комбинированной спирально-вихревой пневмосушилки (КСВ) [108], конструкция которой показана на рис. 7-34.

В пневмосушилке имеется сушильный спиральный канал 1 прямоугольного сечения, образованный вертикальной спиральной перегородкой, плоским днищем 5 и съемной крышкой 2. В центре пневмосушилки установлена разгрузочная циклонная камера 6, образующая с последним витком спирали вихревую камеру 3, в которой размещены элементы регулирования 9, представляющие собой противолежащие секции спирали, установленные на шарнирах. Между вихревой и циклонной камерами имеется съемный порожек 7. Изменяя высоту порожка, можно регулировать общее время пребывания всего материала в сушилке. Время пребывания в вихревой камере отдельных фракций материала регулируется положением элементов 9.

Газовзвесь высушиваемого полидисперсного материала поступает в спиральный сушильный канал 1, где происходит подсушка материала, а затем попадает в центральную часть сушилки (вихревую камеру 3), где более мелкие фракции, проходя между секциями элементов регулирования 9, оттесняются направленным стоком к выходу из пневмосушилки в осадительный циклон 6, а более крупные фракции некоторое время циркулируют между секциями 9 и последним витком спирали. Подбирая величины зазоров между концами секций 9, устанавливают оптимальное время пребывания каждой фракции в пневмосушилке, что позволяет обеспечивать равномерную сушку всех фракций, интенсифицировать тепло- и маскообмен и повышать качество готового продукта.

Рассмотренная базовая конструкция сушилки КСВ послужила прототипом для большого числа модификаций высокоинтенсивных пневмосушилок безуносного типа [93]. На основе

Рис. 7-34. Комбинированная спирально-вихревая пневмосушилка (КСВ) с сепаратором:
1 — спиральный канал; 2 — крышка; 3 — вихревая камера;
4 — выхлопная труба; 5 — днище; 6 — циклонная камера;
7 — порожек; 8 — патрубок; 9 — элементы регулирования



опыта эксплуатации их в производствах полимерных материалов НИИхиммашем, МИХМом и НИИполимерами разработан типовой ряд из пяти основных типоразмеров (по диаметру циклонной части КСВ-200, 400, 600, 800 и 1000 мм) для широкого использования в химической промышленности и других отраслях народного хозяйства.

Расчет. Схема расчета сушилок вихревого типа не отличается от общей схемы, рекомендованной в гл. 5. Кинетику процесса сушки и гидродинамические параметры рассчитывают с учетом специфики конструкции рассчитываемого аппарата (см. гл. 4 и 5). Некоторые особенности имеет расчет комбинированной спирально-вихревой сушилки, так как требуется при соблюдении балансовых условий точно рассчитать параметры сушильного агента и высушиваемого материала на границе двух существенно различающихся гидродинамически и термодинамически рабочих зон сушилки. Процедура этого метода расчета показана ниже (в примере 7.9). Разработана также программа расчета сушилок КСВ на ЭВМ.

Пример 7.7. Рассчитать вихревую сушилку производительностью 500 кг/ч для сушки сopolимера стирола по следующим исходным данным:

Начальное влагосодержание материала C_0 , кг/кг	0,12
Конечное влагосодержание продукта C_k , кг/кг	0,008
Критическое влагосодержание C_{kp} , кг/кг	0,008
Средний эквивалентный диаметр частиц d , мкм	200
Факторы формы (коэффициент сферичности) ψ	0,75
Плотность частиц продукта $\rho_{m,k}$, кг/м ³	1080
Теплоемкость сухого продукта c_t , кДж/(кг·К)	1,25
Начальная температура материала θ_0 , °C	20
Начальное влагосодержание воздуха X_0 , кг/кг	0,01
Начальная температура газа (воздуха), t_0 , °C	165

Учитывая, что часть влаги растворена в полимерной фазе, принимаем конечную температуру газа $t_k=105$ °C, конечную температуру продукта на 30 °C ниже температуры отходящих газов $\theta_k=75$ °C. Принимая потери тепла равными 15 % от начального теплового потока и учитывая, что $q_c=0$, определим балансовые величины: $G_t=496$ кг/ч; $W=55,6$ кг/ч; $G_{m0}=555,6$ кг/ч; $L=4600$ кг/ч; $\sigma=9,28$; $X_k=0,0221$ кг/кг.

Параметры газа в условиях входа (при $t_0=165$ °C): $\rho_0=0,81$ кг/м³; $v_0=2,97 \cdot 10^{-5}$ м²/с.

При среднем влагосодержании

$$\bar{X} = 0,5 (X_0 + X_k) = 0,5 (0,01 + 0,0221) = 0,016 \text{ кг/кг}$$

теплоемкость газа составит

$$\bar{c} = c_g + c_p \bar{X} = 1,006 + 1,965 \cdot 0,016 = 1,037 \text{ кДж/(кг·К)}.$$

При средней температуре парогазовой пленки на поверхности частиц

$$\bar{t} = 0,5 (\theta_0 + t_k) = 0,5 (20 + 75) = 47,5 \text{ °C}$$

теплопроводность пограничного слоя газа $\lambda=2,68 \cdot 10^{-2}$ Вт/(м·К).

Объемная плотность материала

$$\rho_v = \rho_{m,k} / (1 - C_k) = 1080 / (1 + 0,008) = 1070 \text{ кг/м}^3.$$

Начальная плотность материала

$$\rho_{m0} = \rho_v (1 + C_0) = 1070 (1 + 0,12) = 1200 \text{ кг/м}^3.$$

На основании рекомендаций Л. М. Кочетова [61] выбираем вихревую камеру диаметром $D=800$ мм с геометрическими соотношениями: $\Sigma h=90$ мм; $\Sigma h/D=0,112$; $D_0/D=0,4$. Число тангенциальных газовводов $n=3$.

Критерий Архимеда в условиях входа

$$\text{Ar} = \frac{gd^3}{\rho_0 v_0^2} = 9,81 \cdot (2 \cdot 10^{-4})^3 \cdot (1200 - 0,81) / (2,97 \cdot 10^{-5})^2 \cdot 0,81 = 132.$$

Из уравнения (4-132) находим критическую скорость истечения газа:

$$\begin{aligned} \text{Re}_{kp} &= 0,29 \left[D \left(\sum h \right)^{-0,64} (D/d)^{1,3} \text{Ar}^{0,6} \right] = \\ &= 0,29 (0,8/0,09)^{-0,64} [0,8/(2 \cdot 10^{-4})]^{1,3} 132^{0,6} = 67200; \\ w_{kp} &= \text{Re}_{kp} v_0 / \sum h = 67200 \cdot 2,97 \cdot 10^{-5} / 0,09 = 22,2 \text{ м/с.} \end{aligned}$$

Принимаем скорость газа на входе: $w_0 = 2 w_{kp} = 2 \cdot 22,2 = 45 \text{ м/с.}$
Ширина камеры

$$\begin{aligned} b &= L (1 + X_0) / \rho_0 w_0 \sum h = \\ &= 4600 (1 + 0,01) / 3600 \cdot 0,81 \cdot 45 \cdot 0,09 = 0,394 \text{ м;} \\ b/D &= 0,394 / 0,8 = 0,493, \end{aligned}$$

т. е. в пределах оптимальных значений. Кинетическая энергия газовой струи при критической скорости истечения равна

$$E_{kp} = L (1 + X_0) w_{kp}^2 / 2 = 4600 (1 + 0,01) 22,2^2 / 3600 \cdot 2 = 324 \text{ Вт.}$$

Удерживающая способность камеры при критической скорости истечения газа по формуле (4-130) равна

$$g_{kp} = A \cdot 10^{-3} E_{kp} D^{-0,55} n^{0,15} = 2,65 \cdot 10^{-3} \cdot 324 \cdot 0,8^{-0,55} \cdot 30^{0,15} = 1,15 \text{ кг.}$$

Расходная концентрация материала в газе

$$\begin{aligned} \gamma &= 0,5 (G_{m0} + G_{m,k}) / [L (1 + \bar{X})] = \\ &= 0,5 (555,6 + 500) / [4600 (1 + 0,016)] = 0,113. \end{aligned}$$

Удерживающая способность камеры при рабочей скорости по формуле (4-131)

$$\begin{aligned} g_m &= g_{kp} \left[1 + B (w_{kp}/w_0)^2 \cdot 5 \gamma^{0,55} (\omega_{kp}/\omega_0) \right] = \\ &= 1,15 [1 + 0,8 (22,2/45)^2 \cdot 5 \cdot 0,113^{0,55} (22,2/45)] = 1,24 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Среднее время пребывания материала в аппарате

$$\tau = \bar{t} = g_m / \bar{G}_m = 1,24 \cdot 3600 / 0,5 (500 + 555,6) = 8,5 \text{ с.}$$

Коэффициент межфазного теплообмена определим по уравнению (5-26)

$$\begin{aligned} Nu &= 0,047 \text{Re} \text{Ar}^{-0,1} (D/d)^{-0,3} \left(\sum h/D \right)^{0,15} (g_m/g_{kp})^{-0,6} = \\ &= 0,047 \cdot 303 \cdot 132^{-0,1} (800/0,2)^{-0,3} (90/800)^{0,15} (1,24/1,15)^{-0,6} = 0,5, \end{aligned}$$

где $\text{Re} = w_0 d / v_0 = 45 \cdot 2 \cdot 10^{-4} / 2,97 \cdot 10^{-5} = 303$.

Отсюда $\alpha = Nu \lambda / d = 0,5 \cdot 2,68 \cdot 10^{-2} / 2 \cdot 10^{-4} = 67 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

Удельная поверхность высушиваемого материала (1-89)

$$s_y = 6 / \psi d = 6 / (0,75 \cdot 2 \cdot 10^{-4}) = 4 \cdot 10^4 \text{ м}^{-1}.$$

Движущая сила процесса сушки (5-61): $\Delta_t = t_k - \theta_k = 105 - 75 = 30 \text{ К.}$

Требуемое время сушки (5-90)

$$\begin{aligned} \tau &= \bar{c} \sigma \rho_v (t_0 - t_{ik}) / \alpha s_y \Delta_t = \\ &= 1037 \cdot 9,28 \cdot 1070 (165 - 105) / 67,4 \cdot 4 \cdot 10^4 \cdot 30 = 7,7 \text{ с,} \end{aligned}$$

что меньше среднего времени пребывания материала в сушилке.

Пример 7.8. По данным примера 7.7 рассчитать среднее время пребывания высушиваемого материала в циклонной сушилке диаметром $D = 800$ мм, высотой $H = 4$ м. Скорость воздуха на входе в аппарат $w_0 = 25$ м/с.

Определяем критерий Рейнольдса:

$$Re = w_0 d / v_0 = 25 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} / 2,97 \cdot 10^{-5} = 168.$$

Коэффициент гидродинамического сопротивления с учетом формы частиц определим по формулам (4-21) и (4-26) ($k_1 = 1$; $k_2 = 1$):

$$\xi = 0,462k_3 + 30/Re = 0,462(11 - 10\psi) + 30/Re = \\ = 0,462(11 - 10 \cdot 0,75) + 30/168 = 1,8.$$

Критерий Стокса определим по формуле (4-141) с учетом $n = 1$
 $Sk = w_0 \rho_M d^2 / \xi \rho_0 v_0 D = 25 \cdot 1200 (0,2 \cdot 10^{-3})^2 / 1,8 \cdot 0,81 \cdot 2,97 \cdot 10^{-5} \cdot 0,8 = 34,6$.

Критерий Фруда

$$Fr = w_0^2 / gD = 25^2 / 9,81 \cdot 0,8 = 79,6.$$

Время пребывания материала в сушилке рассчитаем по формуле (4-140):

$$w_0 \bar{\tau} / H = A Fr^{0,5} Sk^{0,4} \gamma^{-m} = 0,19 \cdot 79,6^{0,5} \cdot 34,6^{0,4} \cdot 0,113^{-0,54} = 22,7;$$

$\bar{\tau} = 22,7 H / w_0 = 22,7 \cdot 4 / 25 = 3,6$ с, что меньше требуемого времени сушки $\tau = 7,7$ с.

Пример 7.9. Рассчитать спирально-вихревую пневмосушилку для сополимера винилхлорида с акрилонитрилом марки CHX-60 по следующим исходным данным:

Производительность по готовому продукту $G_{м.к}$, кг/ч	25
Влагосодержание продукта, кг/кг:	
начальное C_0	0,333
критическое C_{kp}	0,018
конечное C_k	0,003
Начальная температура материала θ_0 , °C	20
Допустимая температура нагрева материала $\theta_{доп}$, °C	85
Удельная теплоемкость сухого материала c_t , кДж/(кг·°К)	1,5
Объемная плотность материала ρ_v , кг/м³	1040
Средний эквивалентный диаметр частиц d , мм	0,2
Максимальный диаметр частиц d_{max} , мм	1,0
Фактор формы частиц f	2,4
Температура воздуха на входе в сушилку t_0 , °C	165
Начальное влагосодержание воздуха X_0 , кг/кг	0,01
Атмосферное давление P , кПа	100

Рассчитаем материальный и тепловой балансы, начальные и граничные условия на весь процесс сушки.

В связи с тем, что материал трудносохнущий, принимаем $t_k = 80$ °C, а $\theta_k = 0,75$ $t_k = 0,75 \cdot 80 = 60$ °C. Условия равновесия в конце сушки определяются по формулам (1-27), (1-21) и (2-1)

$$\Phi_k' = 1 - \exp [-C_p^{p+q\theta_k} \exp (m + n\theta_k)] = \\ = 1 - \exp [-0,0031^{6023-0,00618 \cdot 60} \exp (7,7302 - 0,0232 \cdot 60)] = 0,357; \\ p'_{H.K} = (2/15) \exp [18,5916 - 3991,11/(\theta_k + 233,84)] = \\ = (2/15) \exp [18,5916 - 3991,11/(60 + 233,84)] = 19,97 \text{ кПа}; \\ X_k' = (R_g / R_p) [p'_{H.K} \Phi_k' / (P - p'_{H.K} \Phi_k')] = \\ = 0,287 \cdot 19,97 \cdot 0,357 / [0,462 (100 - 19,97 \cdot 0,357)] = 0,0478 \text{ кг/кг.}$$

В результате балансовых расчетов по методу, изложенному в примере 7.3, получено $\Delta C = 0,33 \text{ кг/кг}$; $\bar{q}_c = 1,43 \text{ кДж/кг}$; $I_0 = 194,2 \text{ кДж/кг}$; $\sigma = 11,74$; $\Delta X = 0,0281 \text{ кг/кг}$; $X_k = 0,0381 \text{ кг/кг} < X'_k$ (если бы получилось $X_k \geq X'_k$, это потребовало бы повторить расчет, увеличив θ_k); $G_t = 24,92 \text{ кг/ч}$; $G_{m0} = -32,2 \text{ кг/ч}$; $W = 8,22 \text{ кг/ч}$; $L = 293 \text{ кг/ч}$.

Для расчета материального баланса, начальных и граничных условий спирального канала сушилки зададимся промежуточным значением влажности материала $C_{np} = 0,15 \text{ кг/кг}$. Тогда

$$\begin{aligned}\Delta C_{cp} &= C_0 - C_{np} = 0,333 - 0,15 = 0,183 \text{ кг/кг}; \\ \Delta X_{cp} &= \Delta C_{cp}/\sigma = 0,183/11,74 = 0,0156 \text{ кг/кг}; \\ X_{np} &= X_0 + \Delta X_{cp} = 0,01 + 0,0156 = 0,0256 \text{ кг/кг}.\end{aligned}$$

Так как $C_{np} > C_k$, промежуточная температура материала

$$\theta_{np} \approx t_{mt} - 2 = 42 - 2 = 40^\circ\text{C}.$$

Промежуточную энталпию воздуха определим из уравнения материального и теплового баланса (3-30) с учетом $q_{c, cp} = 0$

$$\begin{aligned}I_{np} &= I_0 - (1/\sigma) (c_r + c_{jk} C_{np}) (\theta_{np} - \theta_0) + (c_{jk} \theta_0 - q_{pt}) \Delta X_{cp} = \\ &= 194,2 - (1/11,74) (1,5 + 4,187 \cdot 0,15) (40 - 20) + \\ &\quad + (4,187 \cdot 20 - 350) 0,0156 = 186,4 \text{ кДж/кг}.\end{aligned}$$

Из уравнения энталпии влажного газа (3-8)

$$\begin{aligned}t_{np} &= (I_{np} - r_0 X_{np}) / (c_r + c_p X_{np}) = \\ &= (186,4 - 2495 \cdot 0,0256) / (1,006 + 1,965 \cdot 0,0256) = 116^\circ\text{C}; \\ \rho_{np} &= \rho_{116} = 0,91 \text{ кг/м}^3; \quad \mu_{np} = \mu_{116} = 2,26 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с} \\ p'_{n,np} &= 7,4 \text{ кПа}; \quad X'_{np} = 0,0496 \text{ кг/кг} > X_{np}\end{aligned}$$

(при $X'_{np} \leq X_{np}$ следует увеличивать θ_{np}).

При необходимости можно проверить материальный баланс для спирального канала по формуле (3-31): если выполняется условие $\sigma_{cp} = \sigma$ с погрешностью не более 1%, следовательно, балансовые условия процесса обеспечиваются. Тогда

$$\begin{aligned}G_{m,np} &= G_t (1 + C_{np}) = 24,92 (1 + 0,15) = 28,66 \text{ кг/ч}. \\ W_{cp} &= G_r \Delta C_{cp} = 24,92 \cdot 0,183 = 4,56 \text{ кг/ч}.\end{aligned}$$

Далее рассчитываем гидродинамические параметры спирального канала. При $\bar{X}_{cp} = 0,5(X_0 + X_{np}) = 0,5(0,01 + 0,0256) = 0,0178 \text{ кг/кг}$ и при $\bar{t} = 0,5(t_0 + t_{np}) = 0,5(165 + 116) = 140^\circ\text{C}$ $\rho_{cp} = \rho_{140} = 0,854 \text{ кг/м}^3$, $\mu_{cp} = \mu_{140} = 2,37 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$, расходная концентрация материала в газе

$$\begin{aligned}\gamma_{cp} &= 0,5 (G_{m0} + G_{m,np}) / L (1 + \bar{X}_{cp}) = \\ &= 0,5 (32,2 + 28,66) / 293 (1 + 0,0178) = 0,102.\end{aligned}$$

Принимаем $w_{cp} = 25 \text{ м/с}$. Тогда

$$Re_q = w_{cp} d \bar{\rho}_{cp} / \bar{\mu}_{cp} = 25 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,854 / 2,37 \cdot 10^{-5} = 180.$$

Коэффициент гидродинамического сопротивления (4-21) ($k_1 = 1$, $k_2 = 1$): $\xi = 0,462 (11 - 10/f) + 30/Re_q = 0,462 (11 - 10/2,4) + 30/180 = 3,32$.

Расход воздуха на выходе из сушилки

$$V_k = L (1 + X_k) / \rho_{80} = 293 (1 + 0,0381) / 1,0 = 304 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Диаметр циклонной части сушилки (эмпирическая зависимость): $D_u = 0,01 V_k^{0,5} = 0,01 \cdot 304^{0,5} = 0,174 \text{ м}$. Принимаем $D_u = 200 \text{ мм}$.

Средний радиус спирального канала (эмпирическое соотношение):

$$\bar{R}_{\text{сп}} = 0,75D_{\text{ц}} + (0,2 \div 0,3) = 0,75 \cdot 0,2 + 0,25 = 0,4 \text{ м};$$

$$Fr = w_{\text{сп}}^2 / g \bar{R}_{\text{сп}} = 25^2 / 9,81 \cdot 0,4 = 159.$$

При $\bar{C}_{\text{сп}} = 0,5 (C_0 + C_{\text{пр}}) = 0,5 (0,333 + 0,15) = 0,242 \text{ кг/кг}$

$$\bar{\rho}_{\text{м.сп}} = \rho_v (1 + \bar{C}_{\text{сп}}) = 1040 (1 + 0,242) = 1291 \text{ кг/м}^3 \text{ и по (4-126)}$$

$$Stk = \bar{d} \rho_{\text{м.сп}} / \xi \bar{R}_{\text{сп}} \bar{\rho}_{\text{сп}} = 0,2 \cdot 10^{-3} \cdot 1291 / 3,32 \cdot 0,4 \cdot 0,854 = 0,23.$$

Коэффициент скольжения дисперсной и газовой фаз (4-127)

$$i_{\text{сп}} = 6,38 Re_q^{-0,23} Fr^{0,15} Stk^{0,26} \gamma_{\text{сп}}^{0,08} = \\ = 6,38 \cdot 180^{-0,23} \cdot 159^{0,15} \cdot 0,23^{0,26} \cdot 0,102^{0,08} = 2,35.$$

Скорости частиц абсолютная и относительная

$$v_{\text{сп}} = w_{\text{сп}} / i_{\text{сп}} = 25 / 2,35 = 10,64 \text{ м/с};$$

$$u_{\text{сп}} = w_{\text{сп}} - v_{\text{сп}} = 25 - 10,64 = 14,36 \text{ м/с.}$$

Для расчета коэффициента массоотдачи и движущей силы процесса сушки в спиральном канале определим

$$Re = u_{\text{сп}} \bar{d} \rho_{\text{сп}} / \mu_{\text{сп}} = 14,36 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,854 / 2,37 \cdot 10^{-5} = 103.$$

Средняя температура парогазовой пленки на поверхности частиц

$$\bar{t}_{\text{пл}} = (t_0 + \theta_0 + t_{\text{пр}} + \theta_{\text{пр}}) / 4 = (165 + 20 + 116 + 40) / 4 = 85^\circ\text{C};$$

$$\rho_{85} = 0,986 \text{ кг/м}^3; \quad \mu_{85} = 2,13 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}; \quad D_{85} = 3,35 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Pr_d = \mu_{85} / \rho_{85} D_{85} = 2,13 \cdot 10^{-5} / 0,986 \cdot 3,35 \cdot 10^{-5} = 0,645.$$

Тогда по (5-23)

$$Nu_d = 0,145 Re^{0,5} Pr_d^{0,33} = 0,145 \cdot 103^{0,5} \cdot 0,645^{0,33} = 1,27;$$

$$\beta_{\text{сп}} = Nu_d D_{85} / d = 1,27 \cdot 3,35 \cdot 10^{-5} / 0,2 \cdot 10^{-3} = 0,213 \text{ м/с.}$$

Расчет по формулам (1-21) и (2-1) дает для начала процесса: $p'_{\text{н.о.}} = 2,35 \text{ кПа}, X'_0 = 0,0149 \text{ кг/кг}$. Среднелогарифмическая величина движущей силы процесса сушки

$$\bar{\Delta}_X = [(X'_{\text{пр}} - X_{\text{пр}}) - (X'_0 - X_0)] / \ln [(X'_{\text{пр}} - X_{\text{пр}}) / (X'_0 - X_0)] = \\ = \frac{(0,0496 - 0,0256) - (0,0149 - 0,01)}{\ln [(0,0496 - 0,0256) / (0,0149 - 0,01)]} = 0,012 \text{ кг/кг.}$$

Удельная поверхность материала (1-89)

$$s_y = 6f/d = 6 \cdot 2,4 / 0,2 \cdot 10^{-3} = 72000 \text{ м}^{-1}.$$

Время сушки в спиральном канале (5-89)

$$\tau_{\text{сп}} = [\sigma \rho_v (X_{\text{пр}} - X_0) / \beta_{\text{сп}} s_y \bar{\Delta}_X] [R_f (273 + \bar{t}_{\text{пл}}) / P] = \\ = 11,74 \cdot 1040 (0,0256 - 0,01) 0,287 (273 + 85) / 0,213 \cdot 72000 \times \\ \times 0,012 \cdot 100 = 1,06 \text{ с.}$$

Геометрические размеры спирального канала: длина $l_{\text{сп}} = v_{\text{сп}} \tau_{\text{сп}} = 10,64 \cdot 1,06 = 11,28 \text{ м}$, принимаем $l_{\text{сп}} = 12 \text{ м}$; площадь поперечного сечения

$$S_{\text{сп}} = V_{\text{пр}} / w_{\text{сп}} = L (1 + X_{\text{пр}}) / \rho_{\text{пр}} w_{\text{сп}} = \\ = 293 (1 + 0,0256) / 0,91 \cdot 25 \cdot 3600 = 3,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Принимаем отношение высоты канала к ширине $K=H/b=2,5$. Тогда ширина

$$b = \sqrt{S_{\text{сп}}/K} = \sqrt{3,67 \cdot 10^{-3}/2,5} = 0,038 \text{ м};$$

высота

$$H = S_{\text{сп}}/b = 3,67 \cdot 10^{-3}/0,038 = 0,096 \text{ м}.$$

Материальный баланс для вихревой камеры

$$\Delta C_{\text{в}} = C_{\text{пр}} - C_{\text{k}} = 0,15 - 0,003 = 0,147 \text{ кг/кг};$$

$$W = G_{\text{T}} \Delta C_{\text{в}} = 24,92 \cdot 0,147 = 3,66 \text{ кг/ч};$$

$$\Delta X_{\text{в}} = X_{\text{k}} - X_{\text{пр}} = 0,0381 - 0,0256 = 0,0125 \text{ кг/кг}.$$

Гидродинамические параметры вихревой камеры

$$\gamma_{\text{в}} = G_{\text{м.пр}}/L (1 + X_{\text{пр}}) = 28,66/293 (1 + 0,0256) = 0,095;$$

$$\omega_{\text{вх}} = (2 \div 3) \omega_{\text{сп}} = 2,6 \cdot 25 = 65 \text{ м/с};$$

$$Re_{\text{в}} = \omega_{\text{вх}} d_{\text{пр}} / \mu_{\text{пр}} = 65 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,91 / (2,26 \cdot 10^{-5}) = 523.$$

Диаметр вихревой камеры (из рекомендуемых соотношений)

$$D_{\text{k}} = D_{\text{ц}} + (0,2 \div 0,35) = 0,2 + 0,35 = 0,55 \text{ м};$$

$$R_{\text{k}} = D_{\text{k}}/2 = 0,55/2 = 0,275 \text{ м};$$

$$Fr = \omega_{\text{вх}}^2 / g R_{\text{k}} = 65^2 / 9,81 \cdot 0,275 = 1566.$$

По приведенным выше формулам рассчитаны также

$$\xi = 3,21; \rho_{\text{м.пр}} = 1196 \text{ кг/м}^3; Stk = 0,3.$$

Число полидисперсности

$$\sigma_d = d_{\text{max}}/d = 1,0 \cdot 10^{-3} / 0,2 \cdot 10^{-3} = 5.$$

Коэффициент скольжения (4-136)

$$i_{\text{в}} = 33,6 Fr^{0,18} Stk^{0,12} \gamma_{\text{в}}^{0,47} \sigma_d^{0,5} f^{-0,33} = \\ = 33,6 \cdot 1566^{0,18} \cdot 0,3^{0,12} \cdot 0,095^{0,47} \cdot 5^{0,5} \cdot 2,4^{-0,33} = 60,6$$

и относительная скорость движения фаз в вихревой камере

$$u = \omega_{\text{вх}} (1 - 1/i_{\text{в}}) = 65 (1 - 1/60,6) = 63,9 \text{ м/с}.$$

Площадь и ширина щелевых газовводов

$$S_{\text{вх}} = L (1 + X_{\text{пр}}) / \rho_{\text{пр}} \omega_{\text{вх}} = \\ = 293 (1 + 0,0256) / 0,91 \cdot 65 \cdot 3500 = 1,41 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2; \\ \sum b = S_{\text{вх}} / H = 1,41 \cdot 10^{-3} / 0,096 = 0,015 \text{ м};$$

диаметр выхлопной трубы: $D_0 = 0,6 D_{\text{ц}} = 0,6 \cdot 0,2 = 0,12 \text{ м}$;
эквивалентный диаметр газоввода

$$D_{\text{э.вх}} = 2H \sum b / (H + \sum b) = \\ = 2 \cdot 0,096 \cdot 0,015 / (0,096 + 0,015) = 0,026 \text{ м}; \\ Re_{\text{вх}} = \omega_{\text{вх}} D_{\text{э.вх}} \rho_{\text{пр}} / \mu_{\text{пр}} = 65 \cdot 0,026 \cdot 0,91 / 2,26 \cdot 10^{-5} = 6,8 \cdot 10^4;$$

высота порожка: $h = (0 \div 0,3) H = 0,25 \cdot 0,096 = 0,024 \text{ м}$;
объем вихревой камеры

$$V_{\text{в}} = (\pi/4) (D_{\text{k}}^2 - D_{\text{ц}}^2) H = (3,14/4) (0,55^2 - 0,2^2) 0,096 = 0,02 \text{ м}^3.$$

Время обмена газа в камере

$$\tau_r = V_{\text{в}}/V_{\text{пп}} = V_{\text{в}} \rho_{\text{пп}} / L (1 + X_{\text{пп}}) = \\ = 0,02 \cdot 0,91 \cdot 3600 / 293 (1 + 0,0256) = 0,218 \text{ с};$$

время пребывания материала в камере (4-137)

$$\tau_m = \tau_r \cdot 52 i_B^{0,66} Re_{\text{вх}} (H/D_k)^{1,16} [H/(H-h)]^{0,72} \left(\sum b/D_0 \right)^{2,01} = \\ = 0,218 \cdot 52 \cdot 60,6^{0,66} (6,8 \cdot 10^4)^{0,53} (0,096/0,55)^{1,16} [0,096/(0,096 - \\ - 0,024)]^{0,72} (0,015/0,12)^{2,01} = 154 \text{ с.}$$

Коэффициент влагопереноса в вихревой камере

При $\bar{t}_B = 0,5 (t_{\text{пп}} + t_k) = 0,5 (116 + 80) = 98 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\bar{\rho}_B = \rho_{98} = 0,95 \text{ кг/м}^3; \quad \bar{\mu}_B = \mu_{98} = 2,18 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Re = u d \bar{\rho}_B / \bar{\mu}_B = 63,9 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} 0,95 / 2,18 \cdot 10^{-5} = 557.$$

При $\bar{t}_{\text{пл.в}} = 0,25 (t_{\text{пп}} + \theta_{\text{пп}} + t_k + \theta_k) = 0,25 (116 + 40 + 80 + 60) = 74 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\rho_{74} = 1,02 \text{ кг/м}^3; \quad \mu_{74} = 2,08 \cdot 10^{-5} \text{ Па·с};$$

$$D_{74} = 3,18 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}; \quad Pr_{d,v} = 0,64.$$

Коэффициент массоотдачи (5-25)

$$Nu_{d,v} = 7,9 \cdot 10^{-4} Re^{0,48} Pr_{d,v}^{0,33} = 7,9 \cdot 10^{-4} \cdot 557^{0,48} \cdot 0,64^{0,33} = 0,014;$$

$$\beta_B = Nu_{d,v} D_{74} / d = 0,014 \cdot 3,18 \cdot 10^{-5} / 0,2 \cdot 10^{-3} = 2,23 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Движущая сила процесса в вихревой камере (5-61):

$$\bar{\Delta}X_B = X_k' - X_k = 0,0478 - 0,0381 = 9,7 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг.}$$

Время сушки в вихревой камере (5-89)

$$\tau_B = \frac{\sigma_B (X_k - X_{\text{пп}})}{\beta_B s_y \bar{\Delta}X_B} \cdot \frac{R_f (273 + \bar{t}_{\text{пл.в}})}{P} = \\ = \frac{11,74 \cdot 1040 (0,0381 - 0,0256) 0,287 (273 + 74)}{2,23 \cdot 10^{-3} \cdot 72000 \cdot 9,7 \cdot 10^{-3} \cdot 100} = 97,3 \text{ с} < \tau_m.$$

Уточняем геометрические размеры спирального канала: ширина канала с учетом толщины спиральной перегородки $\delta=2$ мм составит $b'=b+\delta=38+2=40$ мм; начальный радиус изгиба спирального канала (7-38)

$$R_0 = (D_k + b')/2 = (0,55 + 0,04)/2 = 0,295 \text{ м};$$

число витков (7-40)

$$n = (l_{\text{сп}} - 2\pi b')/2\pi (R_0 + b') = \\ = (12 - 2 \cdot 3,14 \cdot 0,04)/2 \cdot 3,14 (0,295 + 0,04) = 5,58.$$

Принимаем $n=6$.

Уточняем размеры канала (7-41) и (7-42)

$$l_{\text{сп}} = 2\pi [nR_0 + b'(n+1)] = \\ = 2 \cdot 3,14 [60 \cdot 0,295 + 0,04 (6+1)] = 12,88 \approx 13 \text{ м};$$

$$R_{\text{max}} = R_0 + nb' = 0,295 + 6 \cdot 0,04 = 0,535 \text{ м};$$

$$\bar{R}_{\text{сп}} = (R_0 + R_{\text{max}})/2 = (0,295 + 0,535)/2 = 0,415 \text{ м};$$

что близко к принятому.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление аппарата. Для этого определим

$$D_{\text{э.сп}} = 2bH/(b + H) = 2 \cdot 0,038 \cdot 0,096 / (0,038 + 0,096) = 0,054 \text{ м};$$

$$Re_{\text{сп}} = w_{\text{сп}} D_{\text{э.сп}} / \bar{\mu}_{\text{сп}} = 25 \cdot 0,054 \cdot 0,854 / 2,37 \cdot 10^{-5} = 4,86 \cdot 10^4;$$

истинную объемную концентрацию по (4-67):

$$\kappa_{\text{сп}} = i_{\text{сп}} \gamma_{\text{сп}} \bar{\rho}_{\text{сп}} / \bar{\rho}_{\text{м.сп}} = 2,35 \cdot 0,102 \cdot 0,854 / 1291 = 1,59 \cdot 10^{-4};$$

коэффициент трения чистого газа (4-128)

$$\lambda_{\text{тр}} = 0,0815 Re_{\text{сп}}^{-0,13} = 0,0815 (4,86 \cdot 10^4)^{-0,13} = 0,02;$$

потери давления, вызванные трением чистого газа (4-55)

$$\Delta p_{\text{г}} = \lambda_{\text{тр}} (l_{\text{сп}} / D_{\text{э.сп}}) (1 - \kappa_{\text{сп}}) \bar{\rho}_{\text{сп}} w_{\text{сп}}^2 / 2 = \\ = 0,02 \cdot 13 (1 - 1,59 \cdot 10^{-4}) 0,854 \cdot 25^2 / 0,054 \cdot 2 = 1285 \text{ Па};$$

дополнительные потери, вызванные трением материала (4-129)

$$\Delta p_{\text{м}} = \bar{\rho}_{\text{м.сп}} \kappa_{\text{сп}} l_{\text{сп}} v_{\text{сп}}^2 / R_{\text{сп}} = 1291 \cdot 1,59 \cdot 10^{-4} \cdot 13 \cdot 10,64^2 / 0,415 = 728 \text{ Па};$$

коэффициенты сопротивления (4-138), (4-139) и гидравлические сопротивления пустой и нагруженной вихревой камеры

$$\zeta_0 = 206 \left(\sum b / D_0 \right)^{1,86} = 206 (0,015 / 0,12)^{1,86} = 4,3;$$

$$\zeta = 1,46 i_{\text{в}}^{-0,12} \zeta_0^{0,89} = 1,46 \cdot 60,6^{-0,12} \cdot 4,3^{0,89} = 3,27;$$

$$\Delta p_{0\text{в}} = \zeta_0 \rho_{\text{пр}} w_{\text{вх}}^2 / 2 = 4,3 \cdot 0,91 \cdot 65^2 / 2 = 8266 \text{ Па};$$

$$\kappa_{\text{в}} = \gamma_{\text{в}} i_{\text{в}} \rho_{\text{пр}} / \rho_{\text{м.пр}} = 0,095 \cdot 60,6 \cdot 0,91 / 1291 = 4,06 \cdot 10^{-3};$$

$$\Delta p_{\text{в}} = \zeta (1 - \kappa_{\text{в}}) \rho_{\text{пр}} w_{\text{вх}}^2 / 2 = 3,27 (1 - 4,06 \cdot 10^{-3}) 0,91 \cdot 65^2 / 2 = 6260 \text{ Па};$$

скорость газа в сечении циклона

$$w_{\text{ц}} = 4V_{\text{к}} / \pi D_{\text{ц}}^2 = 4 \cdot 304 / 3,14 \cdot 0,2^2 \cdot 3600 = 2,69 \text{ м/с};$$

потери давления в циклоне (при $\zeta_{\text{ц}} = 150$)

$$\Delta p_{\text{ц}} = \zeta_{\text{ц}} \rho_{\text{к}} w_{\text{ц}}^2 / 2 = 150 \cdot 1,0 \cdot 2,69^2 / 2 = 543 \text{ Па}.$$

Гидравлическое сопротивление сушилки ненагруженной

$$\Delta p_0 = \Delta p_{\text{г}} + \Delta p_{0\text{в}} + \Delta p_{\text{ц}} = 1285 + 8266 + 543 = 10094 \text{ Па},$$

нагруженной

$$\Delta p = \Delta p_{\text{г}} + \Delta p_{\text{м}} + \Delta p_{\text{в}} + \Delta p_{\text{ц}} = 1285 + 728 + 6260 + 543 = 8816 \text{ Па}.$$

7.7. Сушилки с кипящим слоем

Осуществление и эффективность сушки в кипящем слое в значительной степени зависят от конструкции аппарата. Следовательно, аппаратурное оформление должно наилучшим образом соответствовать агрегатному состоянию исходного материала, его физико-химическим и структурно-механическим свойствам, а также требуемым производительности и качеству готового продукта. Известно большое число конструкций сушилок с кипящим слоем, что позволяет сделать вполне обоснованный выбор для достижения тех или иных целей.

По конструктивному признаку все применяемые сушилки с кипящим слоем делятся на две большие группы: одно- и двухкамерные. Для расширения возможностей и повышения эффективности сушилок данного типа внутри камер можно разместить инертные тела, неподвижную насадку для осуществления так называемого организованного псевдоожженного слоя, греющие элементы, перемешивающие устройства.

Однокамерные сушилки наиболее просты по устройству и в эксплуатации, обладают высокими экономическими показателями, легко поддаются автоматизации. Это наиболее распространенный тип промышленных сушилок. Недостатком некоторых конструкций является неравномерная обработка материала, обусловленная широким спектром времен пребывания отдельных частиц в зоне сушки. Этот недостаток можно предотвратить, организуя направленное движение слоя материала и разделяя камеры на зоны, различающиеся гидродинамическими и термодинамическими условиями проведения процесса.

Многокамерные сушилки могут быть с последовательным движением материала и подачей свежего теплоносителя в каждую камеру и ступенчато-противоточные, с противоточным движением материала и газа. Многоступенчатые сушилки обеспечивают более равномерное высушивание материала. Многокамерные сушилки являются многозонными, но в то же время в отдельных сушильных камерах могут быть организованы дополнительные зоны.

На рис. 7-35 изображена схема установки для сушки хлорида калия системы ВНИИгальургии [111]. Сушилка однока-

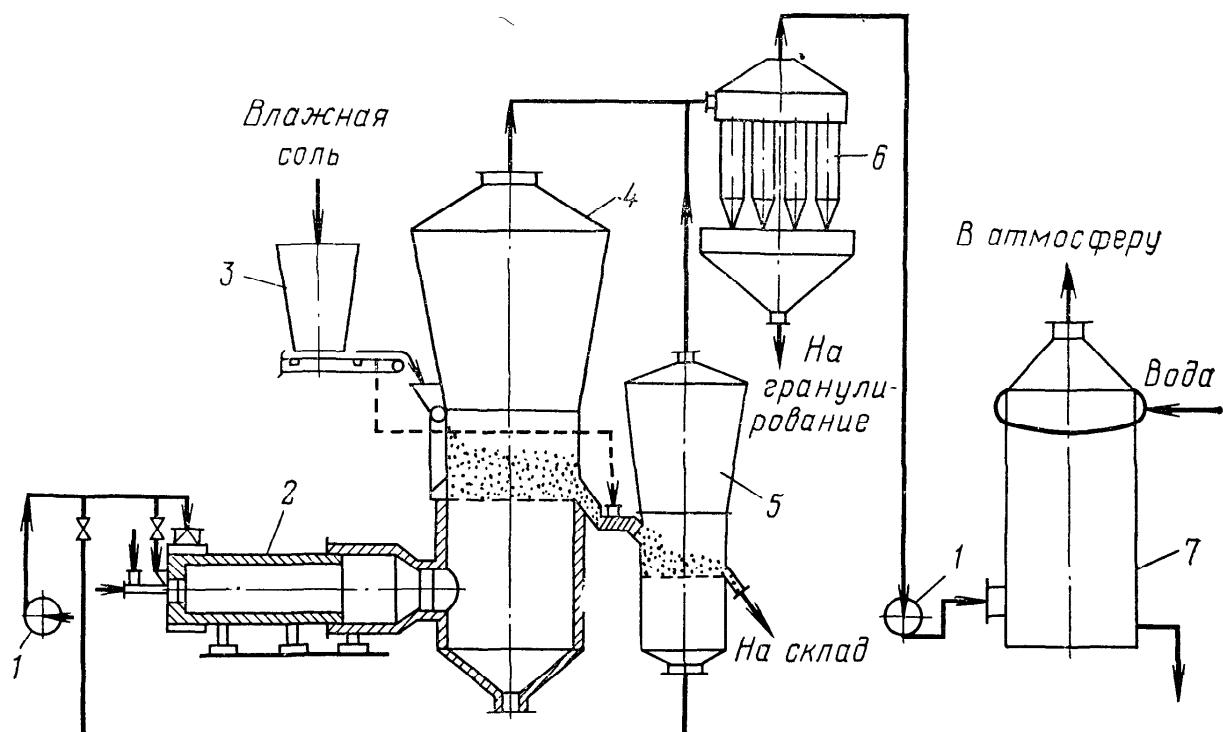


Рис. 7-35. Схема установки сушки хлорида калия системы ВНИИгальургии:
1 — вентиляторы; 2 — топка; 3 — питатель; 4, 5 — сушильные агрегаты; 6 — циклон; 7 — скруббер

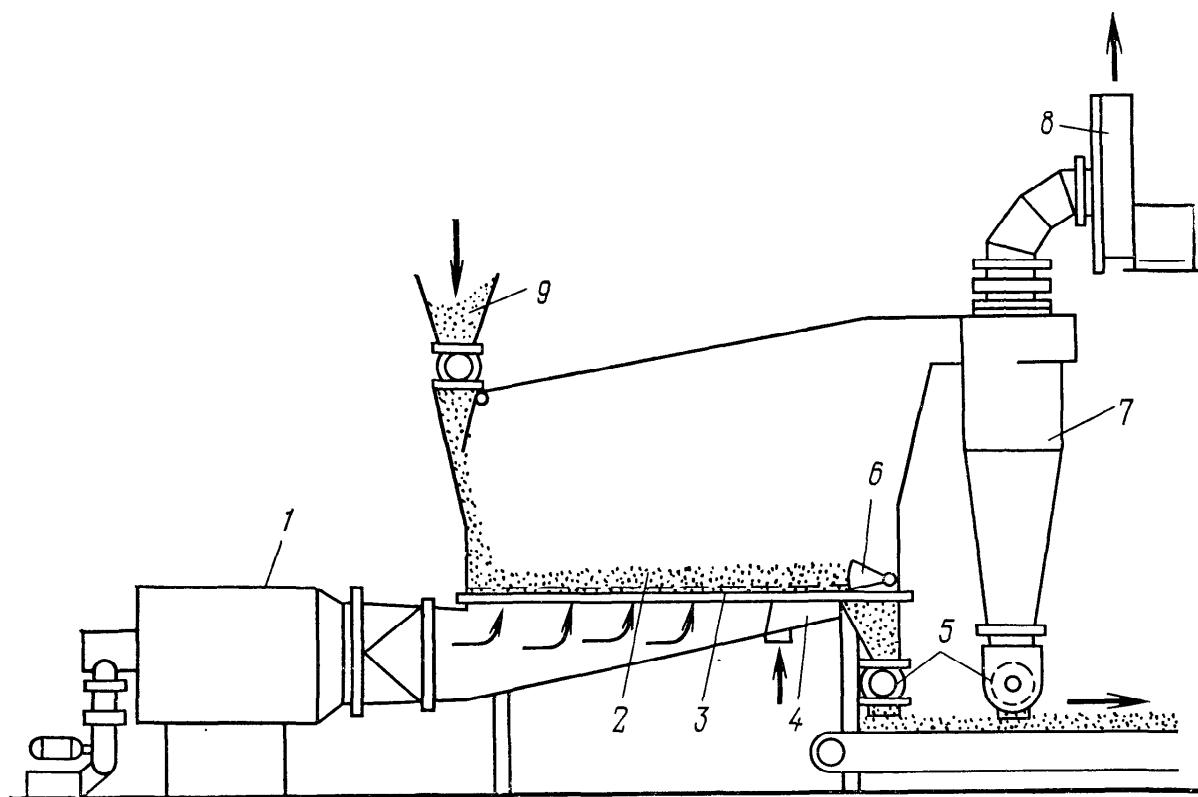


Рис. 7-36. Схема сушилки фирмы «Бюттнер» (ФРГ):

1 — нагревательное устройство; 2 — сушильная камера; 3 — решетка; 4 — зона охлаждения; 5 — разгрузочное устройство; 6 — перегородка; 7 — циклон; 8 — вентилятор; 9 — питатель

мерная, оборудована газораспределительной решеткой из жаропрочной стали площадью 8 м^2 , толщиной 30 мм, с отверстиями диаметром 5 мм и долей живого сечения 7—8%. Температура топочных газов на входе в слой 700—750 °C, в слое 110—120 °C. Скорость газов в слое 1,5 м/с. Гидравлическое сопротивление аппарата 5,5—6 кПа. Особенность этой установки состоит в использовании для удаления влаги физического тепла выводимой из аппарата соли. Это достигается смешиванием всего потока горячей соли с некоторым количеством влажной соли в отдельном аппарате 5 с псевдоожженным слоем при продувании через него холодного воздуха. В результате температура высушенной соли понижается до 60—70 °C. Производительность установки составляет 120—130 т/ч.

Простейший вариант организации направленного перемещения высушиваемого материала в однокамерных сушилках заключается в применении призматической, корытообразной формы камеры. Расширяющееся кверху сечение камеры обуславливает сепарирование частиц разного размера по высоте: более мелкие частицы находятся в верхней части слоя, поэтому меньше подвергаются перегреву. Непрерывное перемещение частиц вдоль камеры обеспечивается наклоном и некоторым уменьшением ширины решетки в сторону выгрузки. Вследствие уменьшения вертикальной скорости газа к концу камеры результирующая сила тяжести материала и давления газа заставляет частицы двигаться как бы по наклонной плоскости.

По такой схеме работают сушилки конструкции Донецкого политехнического института производительностью 3 т/ч сульфата аммония. Аналогично работают сушилки, выпускаемые фирмами «Бюттнер» (ФРГ), «Линк-Белт» (США) и др. [118]. Их применяют для сушки угля, рудных концентратов, зерновых продуктов. Производительность установок составляет 165 т/ч и выше. Схема сушилки фирмы «Бюттнер» показана на рис. 7-36. Особенностью этой сушилки является наличие зоны охлаждения в конце (по ходу материала) решетки.

Примером многозонной однокамерной сушилки может служить сушилка для суспензионного ПВХ производительностью 5 т/ч, разработанная химкомбинатом «Девня» (НРБ). Схема сушилки показана на рис. 7-37. Сушильный аппарат и вся установка имеют ряд особенностей, позволяющих осуществлять процесс сушки ПВХ качественно и эффективно. В сушилке имеется пять зон распределенной подачи теплоносителя, причем температура его последовательно понижается по ходу высушиваемого материала от 140 до 60—70 °C. Первая зона отделена от остальных вертикальной перегородкой, высота которой больше сливного порога. Это позволяет подсушивать влажный материал при большей порозности во избежание комкования и отложения продукта на газораспределительной решетке.

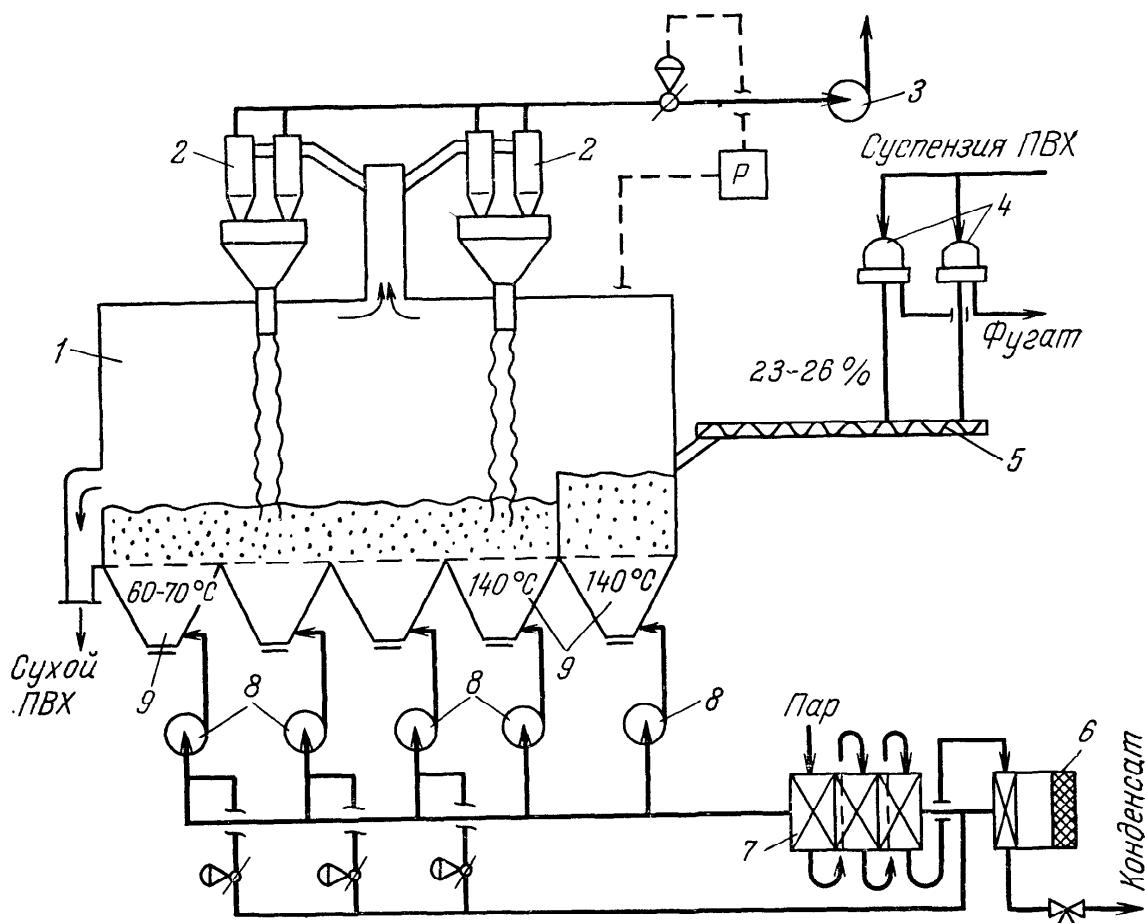


Рис. 7-37. Сушилка кипящего слоя для ПВХ химкомбината «Девня» (НРБ):
1 — сушильная камера; 2 — циклоны; 3, 8 — вентиляторы; 4 — центрифуги; 5 — винтовой конвейер; 6 — фильтр; 7 — калориферы; 9 — газораспределительные коробки

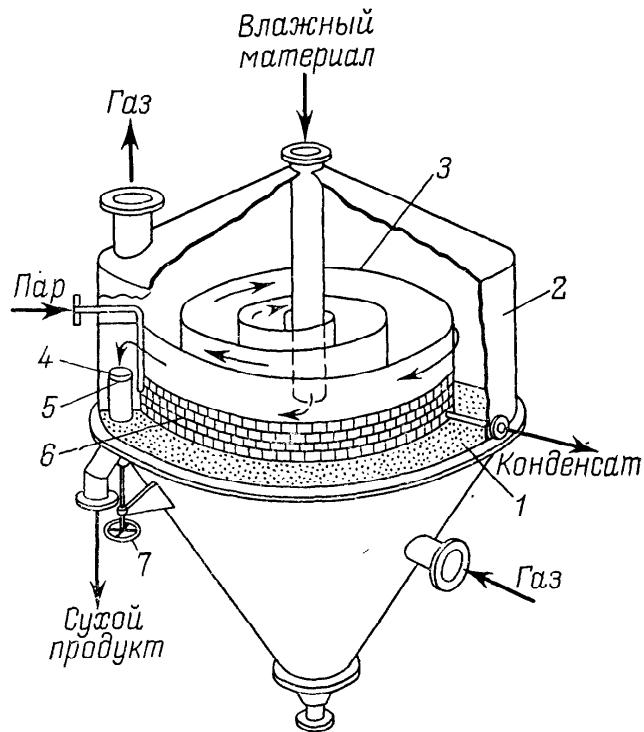
Рис. 7-38. Схема сушильной камеры фирмы «Ниро Атомайзер» (Дания):

1 — решетка; 2 — корпус; 3 — спиральная перегородка; 4 — сливной порожек; 5 — кольцо для регулирования уровня; 6 — элемент нагрева; 7 — устройство для полного опорожнения

Газораспределительная решетка выполнена двухслойной: верхний слой — перфорированный стальной лист, нижний — плита из текстолита. Текстолит является хорошим теплоизоляционным материалом, поэтому стальная решетка имеет температуру, близкую к температуре псевдоожженного слоя, и не допускает перегрева и пригаров продукта. По этой причине сушилка может работать в течение длительного времени без остановки на чистку. Люки в газораспределительных коробах расположены внизу, что удобно в случае необходимости выгрузки провалившегося через решетку продукта.

Установка сушки имеет систему регулирования пуль—давление в сушильной камере. Система питания связана с подачей супензии ПВХ на центрифугу, что упрощает автоматическое регулирование процесса и оптимизирует работу всего узла выделения и сушки. Процесс сушки ведется при температуре воздуха на выходе 45—50 °С, т. е. с высокой степенью использования тепла. Циклоны 2 работают в условиях, близких к температуре мокрого термометра, поэтому обеспечивается режим с водяной пленкой конденсата и эффективно улавливается пыль ПВХ, которая через гибкие рукава возвращается в кипящий слой высушиваемого материала. Гибкие тканевые рукава играют роль обратных клапанов, не допуская обратного проскока воздуха в циклоны. Также рационально устроена система парового подогрева в калориферах, позволяющая использовать полностью тепло конденсации.

Интересное техническое решение организованного кипящего слоя в однокамерной сушилке разработала фирма «Ниро Атомайзер» (Дания). Отличительной особенностью сушилки (рис. 7-38) является направляющая спиральная перегородка, образующая канал прямоугольного сечения в виде раскручивающейся спирали [88]. Материал подается по трубе в центр решетки и постепенно перемещается вдоль канала к концу спирали, где выгружается через сливной порожек. Достоинство данной конструкции состоит в отсутствии застойных зон, которых практически невозможно избежать в камерах прямоугольной



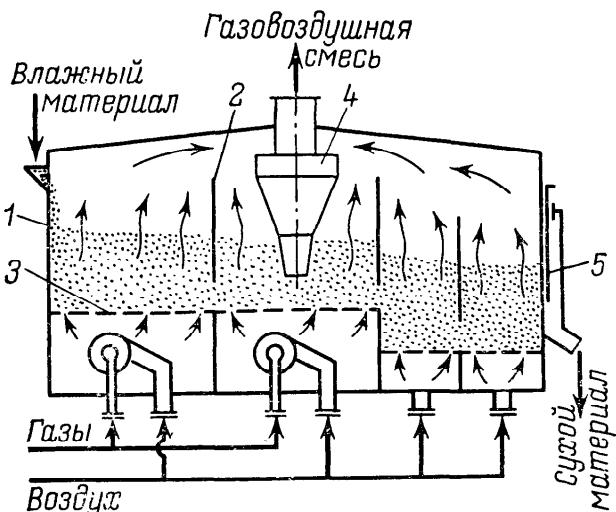


Рис. 7-39. Многокамерная сушилка системы «Турбо-Фло»:
1 — камера; 2 — перегородка; 3 — решетка;
4 — циклон; 5 — регулирующий порог

позволяет эффективно подводить дополнительное тепло к высушиаемому материалу. Таким способом удается подвести до 50% требуемого для сушки количества тепла. Установки данного типа используют в производстве полимерных материалов: поливинилхлорида, сополимера винилхлорида с винилацетатом, полиэтилена, полипропилена. Производительность установок достигает 10 т/ч, но может быть и больше.

Многокамерные сушильные аппараты можно создать простым секционированием сушильного пространства перегородками. На рис. 7-39 изображена сушилка системы «Турбо-Фло» [118], представляющая собой прямоугольный аппарат, разделенный вертикальными перегородками на ряд камер так, что в одних идет основной процесс сушки, а в других материал досушивается за счет аккумулированного тепла и затем охлаждается. Под сушильными камерами сжигают природный газ, продукты сгорания в смеси с воздухом проходят через решетку в слой материала. В первую сушильную камеру поступает самая горячая смесь, а в другие — смесь с более низкой температурой. В камеры охлаждения подается холодный воздух. Циклон для улавливания мелких частиц из уходящих газов размещен в свободном пространстве камеры, что позволило уменьшить высоту установки.

Фирма «Эшер Висс» (Швейцария) разработала простые многокамерные аппараты кипящего слоя с горизонтальным секционированием и встроенным в каждую секцию трубчатыми теплообменниками. Таким образом к высушившемуся материалу подводится до 80% требуемого тепла. Фирма создает такие установки для производств ПВХ, АБС-пластиков, полиолефинов, терефталевой кислоты, протеина, рудных шламов и др. [162]. Но, несмотря на очевидные преимущества такого способа подвода тепла, трубчатые встроенные теплообменники имеют существенный недостаток, заключающийся в склонности продукта отлагаться на верхних сторонах греющих трубок, припекаться к ним, тем самым способствуя снижению эффективности теплоотдачи и ухудшению качества продукта. В этом отношении способ подвода тепла через вертикальные панели, анало-

формы или с зигзагообразной направляющей перегородкой. Кроме того, сушильная камера получается более компактной. Спиральная перегородка выполнена в виде греющих элементов с паровым обогревом, что

гичный примененному фирмой «Ниро Атомайзер», предпочтительнее.

Вертикальное секционирование осуществлено в многокамерной сушилке ВТИ [13]. Она имеет ряд полок (рис. 7-40), на которые натянуты сетки. Воздух подается под каждую полку, но возможно и последовательное прохождение его с полки на полку (ступенчато-противоточная схема). Материал, подаваемый в первую камеру, постепенно подсушивается и перемещается во вторую, а затем в зону охлаждения, откуда выпускается через клапан-мигалку. Сушилка предназначена для сушки зерна (до 10 т/ч), но может быть использована для сушки химических продуктов. Аналогичная конструкция разработана в НИИхиммаше для сушки ацеталей и сульфата аммония.

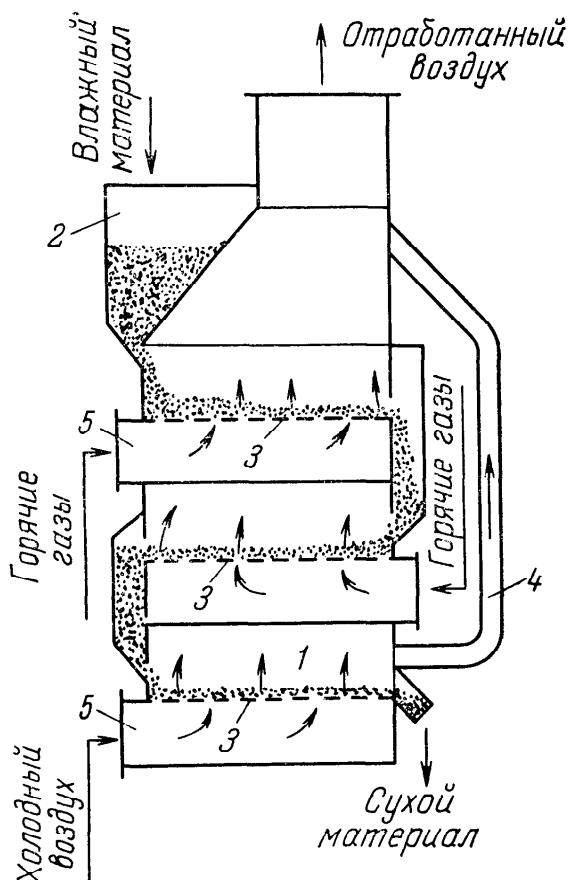
Для материалов, склонных к налипанию, комкообразованию и каналообразованию, применяют сушилки с кипящим слоем, оборудованные различными механическими побудителями. В качестве побудителей слоя применяют малооборотные или высокооборотные мешалки-ворошители, вибрирующие или вращающиеся газораспределительные решетки, шнеки, движущиеся перегородки и т. п. (см. гл. 6).

Передача дополнительной кинетической энергии слою плохо ожигаемых пастообразных и комкующихся материалов может осуществляться механическими побудителями, представляющими собой насадки из инертных зернистых материалов. Применение инертных носителей позволило расширить область использования кипящего слоя [118, 125]. С помощью инертного носителя удается высушивать в псевдоожженном слое суспензии и растворы. При этом высушенный продукт измельчается инертным носителем и уносится из слоя в виде тонкого порошка. В аппаратах, работающих в режиме обычного кипящего слоя, измельчение высушенного продукта обусловлено, главным образом, трением частиц насадки одна о другую. В режиме фонтанирования измельчение достигается преимущественно при соударениях шаров насадки; получаемый продукт имеет вид мелкой крошки.

На рис. 7-41 изображена

Рис. 7-40. Многокамерная сушилка системы ВТИ:

1 — камера; 2 — питательный бункер; 3 — решетка; 4 — течка; 5 — газоподводящие каналы



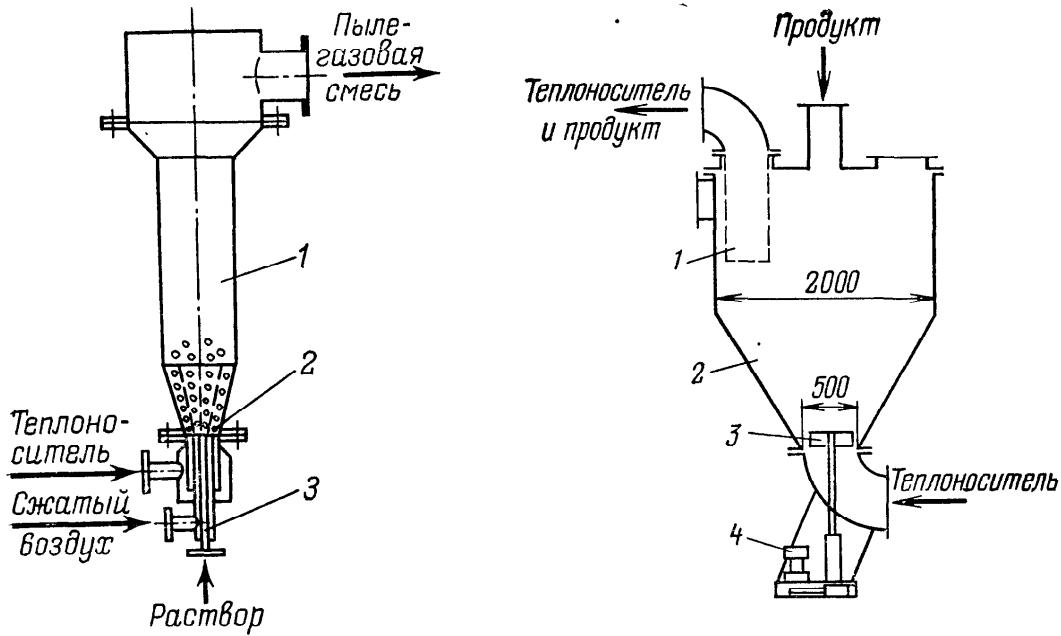


Рис. 7-41. Сушилка с фонтанирующим слоем керамических шаров:
1 — корпус; 2 — решетка; 3 — форсунка

Рис. 7-42. Сушилка типа СИН:
1 — отбойный стакан; 2 — корпус; 3 — мешалка; 4 — привод мешалки

схема сушилки с фонтанирующим слоем крупных керамических шаров. В цилиндро-коническом корпусе 1 аппарата расположена насадка в виде керамических шаров диаметром 10—12 мм. В нижней части аппарата установлена поддерживающая решетка 2 с большим свободным сечением. Высушиваемый раствор вводится в аппарат и распыливается сжатым воздухом, подаваемым форсункой 3, на слой инертной насадки. Отработанный газ вместе с частицами высушенного материала выводится из аппарата. Аппараты такого типа диаметром 900—1800 мм при расходе теплоносителя 5000—30 000 м³/ч разработаны для сушилки растворов толуолсульфоната, аммониевых солей, гипохлорита кальция, хлорида кальция, хлороксида меди и др. Керамические шары, обладая весьма значительной кинетической энергией, способны раскалывать толстую и прочную оболочку продукта, образующуюся на их поверхности в процессе сушки. Это позволяет получить высушенный продукт в непылящей форме и добиться высокого напряжения по влаге объема сушильного аппарата.

В последние годы находят применение сушилки с инертным носителем, снабженные механической мешалкой, которая способствует очистке частиц инертного носителя от продукта. На базе цилиндро-конической сушилки ЛТИ им. Ленсовета с учетом конструктивных разработок МИХМа и НИОПиКа сотрудниками НИИхиммаша разработана типовая сушильная установка с сушилкой типа СИН [124]. Сушилка СИН (рис. 7-42) с фонтанирующим слоем инертного носителя (фторопластовая крошка) предназначена в основном для сушки паст, супензий и растворов анилинокрасочной промышленности. Производитель-

ность аппарата по испаряемой влаге 250—300 кг/ч, по сухому продукту 100—700 кг/ч. Рабочий объем камеры 6 м³, диаметр ее цилиндрической части 2000 мм, диаметр решетки 500 мм. Расход теплоносителя 7000—8000 кг/ч.

В тех случаях, когда требуется получить продукт в виде гранул, применяют сушку в кипящем слое подсущенного материала. Жидкий материал (паста, раствор, суспензия) подают в кипящий слой через форсунки. В процессе сушки происходят одновременно рост гранул и их дробление (истирание). Гранулы, достигшие необходимого размера, выводятся из слоя в виде готовой продукции, а частицы измельченного материала являются зародышами новых гранул. К настоящему времени работами специалистов НИУИФа, МИХМа, ЛТИ им. Ленсовета, ВНИИГа, Дзержинского ПО «Капролактам» и другими создано много интересных и перспективных конструкций аппаратов с кипящим слоем для одновременной сушки и грануляции.

На базе накопленного опыта в НИИхиммаше разработан типовой аппарат для обезвоживания и грануляции материалов широкого ассортимента (рис. 7-43). В аппарате, представляющем собой сушилку-гранулятор, раствор упаривается, кристаллизуется, образуются гранулы, которые досушиваются до заданной влажности. Суспензия (или раствор) с потоком высокотемпературного теплоносителя (до 700—800 °C) подается в сушилку через 12 нижних и 8 верхних сопел. Нижние сопла проходят через газораспределительную и поддерживающую решетки, под которые поступает теплоноситель при температуре, допустимой для сушки гранул продукта в кипящем слое. Готовые гранулы выгружаются в бункер, охлаждаемый холодным воздухом. Регулируя количество охлаждающего воздуха, поступа-

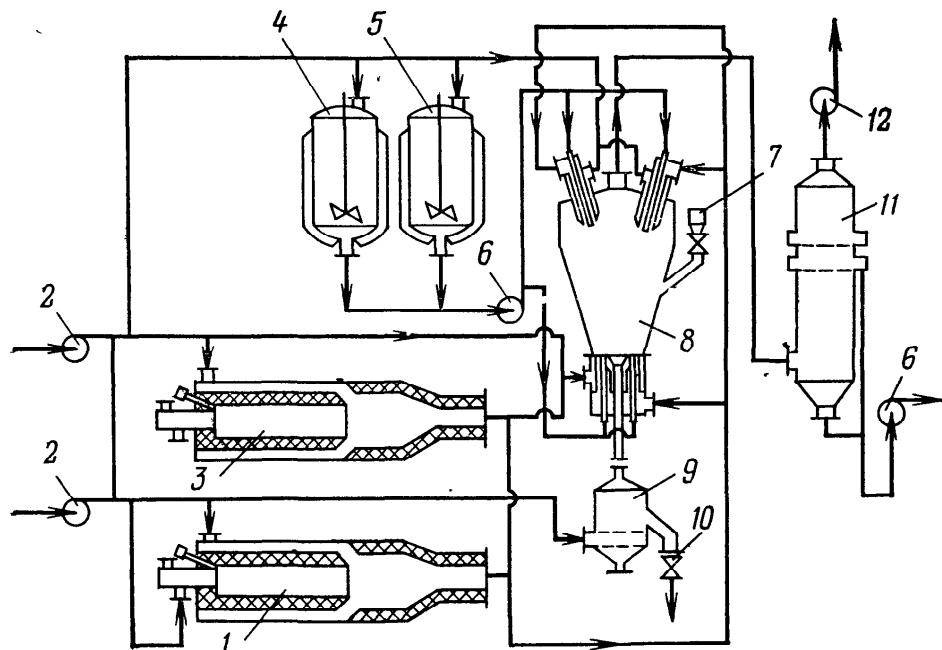


Рис. 7-43. Установка для сушки и грануляции суспензий и растворов:
1, 3 — газовые топки; 2 — воздуходувки; 4, 5 — емкости с мешалками; 6 — насос; 7 — бункер;
8 — сушилка-гранулятор; 9 — бункер-охладитель; 10 — секторный затвор; 11 — пеннистый скруббер; 12 — дымосос

ющего затем в сушилку по выгрузному патрубку, сепарацией получают в бункере гранулы определенного размера.

Расчет. Сушилки кипящего слоя с неупорядоченным временем пребывания материала в сушильной камере можно рассчитывать как аппараты идеального перемешивания по материалу и идеального вытеснения по газу. При этом конечные параметры продукта определяются для смеси влажных и сухих частей материала на выходе.

Принимая во внимание указанные обстоятельства, можно проинтегрировать уравнение (5-37) для числа единиц переноса процесса сушки. Так как $t' = \theta_k = \text{const}$,

$$m_t = \int_{t_0}^{t_k} \frac{dt}{t - t'} = \ln \frac{(t_0 - \theta_k)}{(t_k - \theta_k)}. \quad (7-43)$$

Для получения высокой термической производительности сушилки с кипящим слоем необходимо, чтобы контакт высушиваемого материала с сушильным агентом был близок к идеальному. При этом температура газа на выходе из слоя близка к температуре материала, а парциальное давление паров жидкости в газе практически равно парциальному давлению паров жидкости на поверхности материала.

Указанный процесс достигается при сушке материалов с $Bi < 0,1$; $Bid < 0,1$ и соответствует балансовой задаче. Общим признаком балансовой задачи является концентрационное и тепловое равновесие между ожидающим агентом и высушиваемым материалом. В этом случае температура ожидающего агента на выходе из слоя практически равна температуре твердой фазы, и расчет такого процесса специфичен, особенно в случае, когда материал организованно перемещается вдоль решетки.

На рис. 7-44 показано изменение температуры сушильного агента и материала по длине сушилки. При сушке материала, содержащего связанную влагу, можно выделить три зоны. Первая зона соответствует прогреву материала от начальной температуры θ_0 до температуры мокрого термометра $t_{M.T.}$. Во второй зоне, соответствующей периоду постоянной скорости сушки, материал сохраняет постоянную температуру, равную температуре

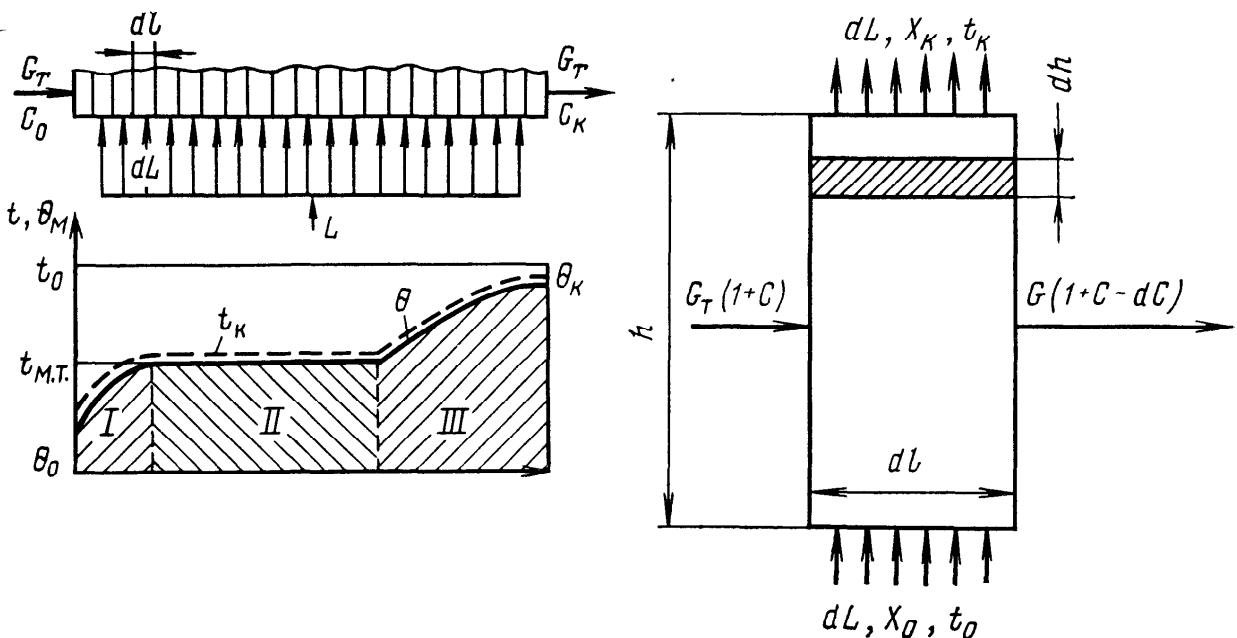


Рис. 7-44. Изменение температуры газа и материала по длине движущегося псевдоожженного слоя

Рис. 7-45. Материальный баланс элемента организованного псевдоожженного слоя

мокрого термометра. В третьей зоне, соответствующей периоду падающей скорости сушки, температура материала повышается, так как удаляется связанный влага и уменьшается скорость испарения.

Зная изменение температуры сушильного агента на выходе из слоя в зависимости от времени при перемещении материала вдоль решетки, можно рассчитать сушилку для данного материала. Если же изменение температуры сушильного агента неизвестно, то для заданной производительности и требуемых гидродинамических условий кипящего слоя необходимо определить расход газа и размеры решетки.

Остановимся на этом расчете подробнее, так как в данном случае организация потоков газа и материала специфична: газ вступает в контакт с материалом на всем протяжении слоя при одних и тех же начальной температуре t_0 и влагосодержании X_0 , в то время как температура и влажность материала последовательно изменяются при движении его вдоль слоя.

Разобъем кипящий слой длиной l на ряд бесконечно малых секций длиной dl , высотой, равной высоте слоя h , и шириной, равной ширине слоя b . Будем считать, что в пределах каждой такой секции материал идеально перемешан и имеет постоянные температуру θ и влажность C . При переходе в следующую секцию температура и влажность материала изменяются на бесконечно малые величины. Выделим и рассмотрим одну из таких секций (рис. 7-45). В элемент слоя входит $G_t(1+C)$ кг/с влажного материала при влажности C кг/кг, а выходит $G_t(1+C-dC)$ кг/с материала при влажности $C-dC$. Снизу вверх через слой проходит dL кг/с сухого газа при влагосодержании X_0 в начале и X_k в конце контакта. Очевидно, расход газа прямо пропорционален площади решетки под элементом

$$dL = Lbdl/bl = Ldl/l. \quad (7-44)$$

Тогда удельный расход газа в элементарной секции составит

$$d\sigma = dL/G_t = (L/G_t) dl/l. \quad (7-45)$$

Путь dl твердая фаза пройдет за время $d\tau$

$$dl = v_m d\tau. \quad (7-46)$$

После интегрирования в пределах от 0 до l и от 0 до τ получим

$$l = v_m \tau. \quad (7-47)$$

Подставив уравнения (7-46) и (7-47) в уравнение (7-45), найдем

$$d\sigma = (L/G_t) (d\tau/\tau) = (L/g_t) d\tau, \quad (7-48)$$

где $g_t = G_t \tau$ — количество сухой твердой фазы, находящейся в слое.

Значения L и g_t можно выразить через параметры слоя

$$L = S_{ap} w_0 \rho_0; \quad (7-49)$$

$$g_t = S_{ap} h \rho_{cl} = V_{cl} \rho_{cl}, \quad (7-50)$$

где w_0 и ρ_0 — скорость и плотность газа при входе в слой; $\rho_{cl} = g_t/V_{cl}$ — плотность слоя; $V_{cl} = S_{ap} h$ — объем слоя. Тогда

$$g_t/L = S_{ap} h \rho_{cl} / S_{ap} w_0 \rho_0 = h \rho_{cl} / w_0 \rho_0 = \tau^*, \quad (7-51)$$

где τ^* — постоянная слоя, не зависящая от площади решетки, с.

Сопоставляя выражения (7-48) и (7-51), найдем

$$d\sigma = d\tau/\tau^*. \quad (7-52)$$

Удельный расход газа в бесконечно малой секции может быть выражен также из баланса влаги

$$dLdX = -G_t dC, \quad (7-53)$$

$$\text{откуда } dL/G_t = -dC/dX = d\sigma. \quad (7-54)$$

Сопоставляя (7-52) и (7-54), получим

$$\tau^* = -(dX/dC) d\tau. \quad (7-55)$$

Изобразим изменение состояния сушильного агента на диаграмме влажного газа (рис. 7-46).

Выше указывалось, что изменение температуры продукта в отдельно взятой секции происходит на бесконечно малую величину. Практически $\theta = \text{const}$. Тогда изменение состояния газа на диаграмме $I-X$ изобразится прямой линией A_0A_k , а состояние материала будет характеризоваться полюсом P практически с постоянными координатами. Воспользовавшись связью между начальными и конечными параметрами газа и материала (3-33), запишем

$$A_0Y_0 = [1/(d\sigma)] (c_t + c_{jk}C) d\theta + dI_c, \quad (7-56)$$

$$\text{откуда } d\sigma = [c_m/(A_0Y_0 - dI_c)] d\theta, \quad (7-57)$$

где $c_m = c_t + c_{jk}C$ — теплоемкость влажного материала в рассматриваемом элементе.

Используя зависимости (7-52) — (7-55), можно выразить уравнение (7-56) через время контакта или через изменение концентрации влаги

$$A_0Y_0 = \tau^* c_m (d\theta/d\tau) dI_c = -C_m (dX/uC) d\theta + dI_c. \quad (7-58)$$

Так как при перемещении материала в последующие секции параметры слоя изменяются, связь между началом и концом процесса (отрезок A_0Y_0 на диаграмме $I-X$) также будет изменяться. Координаты точки A_k , характеризующей состояние газа на выходе из слоя, и полюса P , лежащего на продолжении прямой A_0A_k , будут изменяться в зависимости от режима сушки и физико-химических свойств высушиваемого материала. Линия A_0A_k , характеризующая изменение состояния газа в одной секции, будет переме-

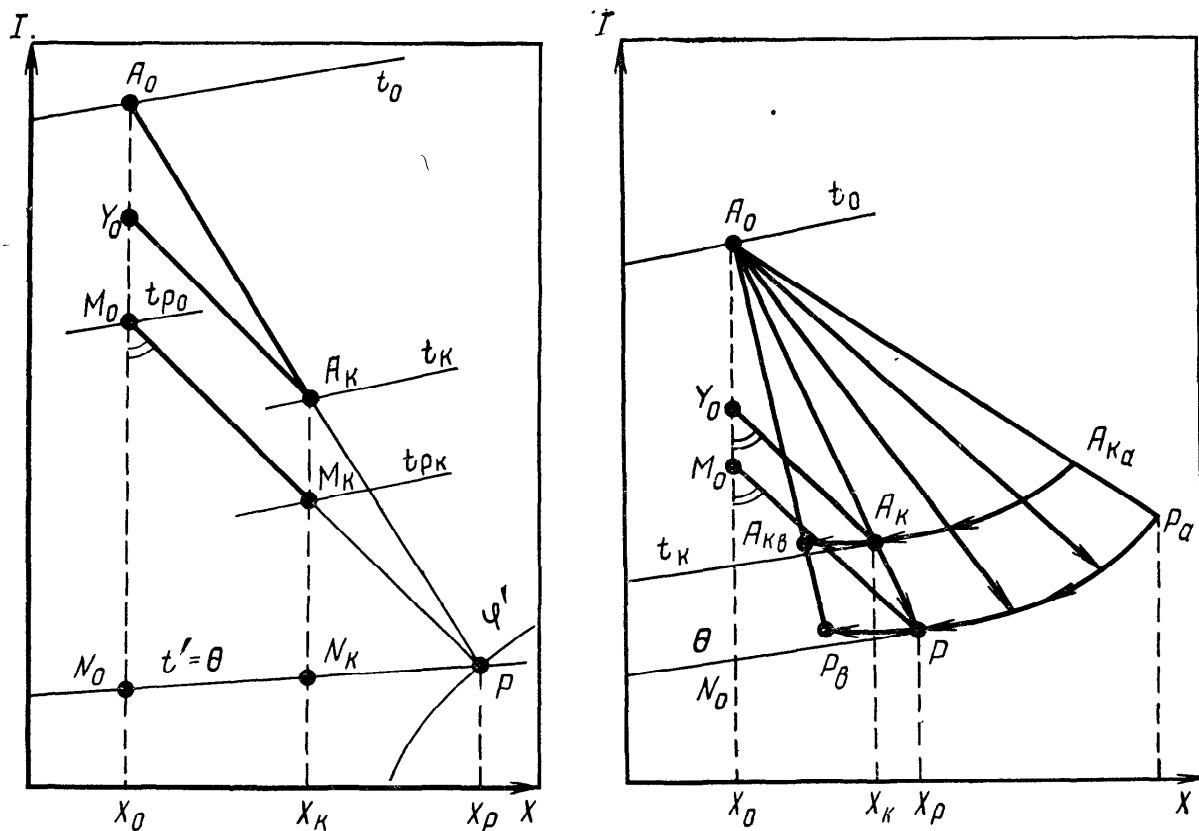


Рис. 7-46. Изменение состояния сушильного агента для элемента псевдоожженного слоя на диаграмме $I-X$

Рис. 7-47. Изменение состояния сушильного агента при удалении из материала свободной и связанной влаги на диаграмме $I-X$

Рис. 7-48. Построение процесса сушки на диаграмме $I-X$ при последовательном удалении из материала свободной и связанной влаги

щаться от положения A_0A_{ka} до положения A_0A_{kb} , как бы вращаясь вокруг точки A_0 (рис. 7-47). Полюс также будет соответственно перемещаться от точки P_a до точки P_b . Таким образом, процесс контакта газа с материалом на диаграмме $I-X$ изобразится в пространстве, ограниченном фигурой $A_0P_aP_b$, что подтверждает результаты теоретического анализа, сделанного К. Гомареном.

На рис. 7-48 представлен процесс изменения состояния газа, контактирующего с материалом при удалении из него свободной и связанной влаги. В процессе сушки материал последовательно проходит отмеченные ранее три зоны. Линия A_0P_0 соответствует изменению состояния сушильного агента при контакте его с исходным материалом. Для зоны, соответствующей нагреву материала, точки, характеризующие изменение состояния поверхности испарения, перемещаются по линии $\varphi=1$ от начальной температуры материала до температуры мокрого термометра — точки P_{vl} . Границами линиями для зоны прогрева материала служат прямые A_0P_0 , A_0P_{vl} и кривая $\varphi=1$, образующие полукриволинейный треугольник $A_0P_0P_{vl}$.

Характерной особенностью влажной зоны является постоянство температуры материала, равной температуре мокрого термометра. В этой зоне испаряется свободная влага, и изменение состояния сушильного агента изобразится прямой A_0P_{vl} .

В зоне связанный влаги (при $C < C_{mg}$) парциальное давление паров жидкости вблизи поверхности продукта уменьшается. Изменение состояния газовой смеси около поверхности испарения определяется точками пересечения линий температур (значения которых будут расти) с линиями относительных влажностей (значения которых будут уменьшаться). На рис. 7-48 этому изменению соответствует кривая $P_{vl}P_k$. Состояние сушильного агента будет изменяться от положения прямой A_0P_{vl} в начале зоны связанный влаги до положения A_0P_k , соответствующего окончанию контакта газа и материала.

Общий удельный расход сушильного агента на весь высушиваемый продукт определится двойным интегрированием уравнения (7-57)

$$\sigma = \int_0^{\sigma} d\sigma = \int_{\theta_0}^{\theta_k} d\theta \int_{C_0(\theta)}^{C_k(\theta)} \frac{c_m}{A_0 Y_0 - dI_c} dC, \quad (7-59)$$

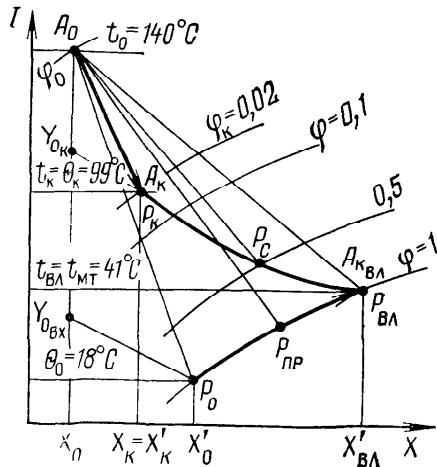
где c_m , $A_0 Y_0$, dI_c должны быть выражены функционально в зависимости от температуры и влажности.

С достаточной для практики степенью точности общий удельный расход можно определить суммой

$$\sigma = \Delta\sigma_{pr} + \Delta\sigma_{vl} + \Delta\sigma_c, \quad (7-60)$$

где $\Delta\sigma_{pr}$ — удельный расход сухого газа, необходимого для прогрева материала до t_{mt} ; $\Delta\sigma_{vl}$ — удельный расход сухого газа, необходимого для испарения свободной влаги во влажной зоне; $\Delta\sigma_c$ — удельный расход сухого газа, необходимого для удаления влаги в зоне связанный жидкости.

Для определения $\Delta\sigma_{pr}$ воспользуемся уравнением (7-57). В зоне прогрева теплоемкость влажного материала изменяется незначительно и может быть принята равной теплоемкости исходного материала. Связанная влага в период прогрева не удаляется, поэтому $dI_c=0$. Величина $A_0 Y_0$ (см. рис. 7-48) изменяется от максимального значения при входе материала до нуля



в конце зоны прогрева. Примем в уравнении (7-57) величину $A_0 Y_0$ постоянной, равной ее среднему значению

$$\overline{A_0 Y_0} = (A_0 Y_{0 \text{ вх}} + 0)/2 = A_0 Y_{0 \text{ вх}}/2. \quad (7-61)$$

Тогда дифференциальное уравнение (7-57) можно проинтегрировать один раз и найти

$$\Delta\sigma_{\text{пр}} = [2c_{\text{м0}}/A_0 Y_{0 \text{ вх}}] (t_{\text{мт}} - \theta_0). \quad (7-62)$$

Изменение влажности материала в зоне прогрева с учетом (7-62) составит

$$\Delta C_{\text{пр}} = [c_{\text{м0}} (X_{\text{пр.к}} + X_{\text{про}} - 2X_0)/A_0 Y_{0 \text{ вх}}] (t_{\text{мт}} - \theta_0). \quad (7-63)$$

Во влажную зону материал поступает при температуре $t_{\text{мт}}$ и влажности $C_{\text{вл0}} = C_0 - \Delta C_{\text{пр}}$. Изменение состояния газа определяется линией $A_0 A_{\text{к.вл}}$, совпадающей с линией $A_0 P_{\text{вл}}$, т. е. $X_{\text{к.вл}} = X_{\text{р.вл}} = \text{const}$. Тогда

$$\Delta\sigma_{\text{вл}} = \Delta C_{\text{вл}}/(X_{\text{к.вл}} - X_0) \quad (7-64)$$

$$\text{и } \Delta C_{\text{вл}} = C_0 - (C_{\text{мг}} + \Delta C_{\text{пр}}). \quad (7-65)$$

В зоне связанный влаги материал нагревается от $t_{\text{мт}}$ до $\theta_{\text{k}} = t_{\text{k}}$, влагосодержание уменьшается от $C_{\text{мг}}$ до C_{k} , относительная влажность газа изменяется от $\phi = 1$ до Φ_{k} , определяемой условиями равновесия.

Влажность материала изменится на величину

$$\Delta C_{\text{c}} = C_{\text{мг}} - C_{\text{k}} = -\Delta\sigma_{\text{c}} \overline{\Delta X}_{\text{c}}. \quad (7-66)$$

Изменение влагосодержания газа $\overline{\Delta X}_{\text{c}}$ можно определить среднелогарифмической величиной

$$\overline{\Delta X}_{\text{c}} = (\Delta X_{\text{max}} - \Delta X_{\text{min}})/\ln(\Delta X_{\text{max}}/\Delta X_{\text{min}}), \quad (7-67)$$

где $\Delta X_{\text{max}} = X_{\text{р.вл}} - X_0 = X_{\text{к.пр}} - X_0$; $\Delta X_{\text{min}} = X_{\text{k,A}} - X_0$.

$$\text{Тогда } \Delta\sigma_{\text{c}} = -\Delta C_{\text{c}}/\overline{\Delta X}_{\text{c}}. \quad (7-68)$$

Поскольку истинные значения θ_{k} и $X_{\text{k,A}} - X_{\text{p}}$, определяющие положение текущего полюса при соответствующем значении $\Delta\sigma_{\text{c}}$, неизвестны, необходимо решить совместно уравнения, выражающие балансы влаги и тепла

$$\Delta\sigma_{\text{c}}' = -\Delta C_{\text{c}}/\overline{\Delta X}_{\text{c}}; \quad (7-69)$$

$$\Delta\sigma_{\text{c}}'' = [2c_{\text{м,c}}/A_0 Y_{0\text{k}}] (\theta_{\text{k}} - t_{\text{мт}}), \quad (7-70)$$

где $A_0 Y_{0\text{k}}$ — отрезок на диаграмме $I-X$, связывающий начальное и конечное состояние сушильного агента в конце процесса, при X_{k} и $t_{\text{k}} = \theta_{\text{k}}$.

Решение может быть осуществлено графически. Для этого нужно задаться рядом значений θ_{k} и из уравнений (7-69) и (7-70) рассчитать ряд $\Delta\sigma_{\text{c}}'$ и $\Delta\sigma_{\text{c}}''$, а затем на графике в координатах $\Delta\sigma - \theta_{\text{k}}$ построить кривые $\Delta\sigma_{\text{c}}' = f_1(\theta_{\text{k}})$ и $\Delta\sigma_{\text{c}}'' = f_2(\theta_{\text{k}})$. Точка пересечения этих кривых даст истинные и единственные значения $\Delta\sigma_{\text{c}}$, θ_{k} и X_{k} (рис. 7-49).

Пользуясь изложенным методом и имея кривые десорбции, можно на диаграмме влажного газа для заданного режима сушки отобразить равновесное с поверхностью материала состояние газа и изменение состояния сушильного агента. По заданной производительности G_t сушилки и найденному значению общего удельного расхода газа σ находят расход газа L . Определив из гидродинамических условий оптимальную скорость газа, подаваемого под слой, рассчитывают размеры аппарата.

В большинстве случаев при сушке дисперсных материалов в кипящем слое, когда $Bi < 0,1$, температура газа на выходе из слоя практически равна температуре материала. Поэтому на диаграмме $I-X$ точка A_{k} , соответ-

Рис. 7.49. Графический способ нахождения истинных значений $\Delta\sigma$ и θ_k

ствующая состоянию сушильного агента на выходе из слоя, совпадает с точкой P , характеризующей состояние газовой смеси около поверхности испарения. Однако при сушке некоторых материалов температура газа на выходе из слоя может оказаться выше температуры материала. В этом случае точка A_k не совпадает с точкой P (см. рис. 7-46). Это обстоятельство можно учесть, если сравнить отрезки A_0A_k и A_0P . Для этого нужно знать параметры сушильного агента и высушиваемого материала.

Рассмотрение процесса массообмена в элементе слоя материала высотой dh (см. рис. 7-45) для данного случая приводит к соотношению [109]

$$A_0A_k/A_0P = 1 - \exp(-\beta_X s_y \tau^*/\rho_v). \quad (7-71)$$

Данным методом удобно также рассчитывать выбросушки.

Пример 7.10. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем производительностью 300 кг/ч для сушки тетраоксихромата цинка. Аппарат цилиндрический. Подача исходной пасты в кипящий слой осуществляется через гранулятор. Исходные данные следующие:

Начальное влагосодержание материала C_0 , кг/кг	0,58
Критическое влагосодержание C_{kp} , кг/кг	0,031
Конечное влагосодержание продукта C_k , кг/кг	0,012
Средний эквивалентный размер гранул d , мм	3
Фактор формы гранул ψ	0,8
Плотность продукта ρ_{mk} , кг/м ³	3000
Теплоемкость продукта c_t , кДж/(кг·К)	1,4
Начальная температура материала θ_0 , °C	20
Конечная температура продукта θ_k , °C	90
Начальное влагосодержание воздуха X_0 , кг/кг	0,0085
Атмосферное давление P , кПа	100

Из уравнений материального баланса (3-116)–(3-118) находим: $G_t = 296$ кг/ч; $W = 168$ кг/ч; $G_{mo} = 468$ кг/ч.

Определим условия равновесия продукта с окружающим воздухом при конечных температуре и влагосодержании. Равновесное состояние тетраоксихромата цинка с высокой точностью описывается уравнением [130]

$$C_p = 0,218T^{-0,5} \exp(0,8\Phi).$$

Для заданных $C_p = C_k = 0,012$ кг/кг и $T = 363$ К имеем

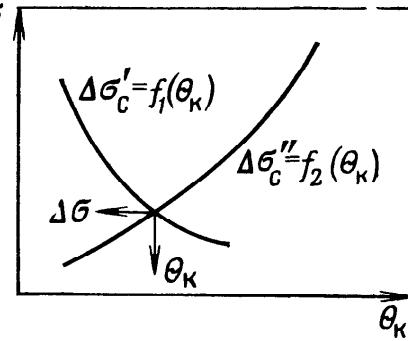
$$\begin{aligned} \Phi' &= 1,25 (\ln C_k + 0,5 \ln T - \ln 0,218) = \\ &= 1,25 (\ln 0,012 + 0,5 \ln 363 - \ln 0,218) = 0,045. \end{aligned}$$

Из таблиц равновесия водяного пара [101] при 90 °C находим $p_h = 526,76$ мм рт. ст. = 70 кПа. Тогда положение полюса P_k на диаграмме $I-X$ определится координатой

$$\begin{aligned} X_k' &\equiv (M_\pi/M_\Gamma) [\Phi' p_h / (P - \Phi' p_h)] = \\ &= 18 \cdot 0,045 \cdot 70 / [29 (100 - 0,045 \cdot 70)] = 0,0202 \text{ кг/кг}. \end{aligned}$$

Для обеспечения разности концентраций (движущей силы) до конца процесса сушки принимаем конечное влагосодержание сушильного агента несколько меньшим: $X_k = 0,0185$ кг/кг. Тогда изменение влагосодержания воздуха

$$\Delta X = X_k - X_0 = 0,0185 - 0,0085 = 0,01 \text{ кг/кг}.$$



Удельный расход газа

$$\sigma = (C_0 - C_k) / \Delta X = (0,58 - 0,012) / 0,01 = 56,8.$$

Расход газа

$$L = \sigma G_t = 56,8 \cdot 296 = 16\,800 \text{ кг/ч.}$$

Приняв конечную температуру воздуха $t_k = 95^\circ\text{C}$, определим требуемую начальную температуру воздуха графическим методом с учетом теплоты десорбции связанной влаги и тепловых потерь. Определив по формуле (3-140) $\bar{q}_c = 1,33 \text{ кДж/кг}$ и приняв $q_{pt} = 200 \text{ кДж/кг}$, по формуле (3-33) рассчитаем отрезок $A_0 Y_0 = 3,8 \text{ кДж/кг}$. Далее на диаграмме $I-X$ из точки A_k с координатами t_k и X_k проведем линию $A_k Y_0$ параллельно (так как $q_{c0}=0$) линии мокрого термометра при $\theta_0 = 20^\circ\text{C}$ до вертикали $X_0 = 0,0085 \text{ кг/кг}$. Откладывая вверх отрезок $Y_0 A_0$, находим требуемую температуру воздуха на входе: $t_0 = 126^\circ\text{C}$. Физические константы воздуха при конечных параметрах: $\rho = 0,945 \text{ кг/м}^3$; $v = 2,27 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$; $c = 1,042 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$; $a = 3,11 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$. Теплопроводность воздуха при $\theta_k = 90^\circ\text{C}$ $\lambda = 3,06 \cdot 10^{-2} \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$.

Принимая порозность кипящего слоя $\varepsilon = 0,7$, рассчитаем скорость воздуха по формуле (4-22). Находим критерий Архимеда

$$\begin{aligned} Ar &= gd^3 (\rho_{m,k} - \rho) / v^2 \rho = \\ &= 9,81 (3 \cdot 10^{-3})^3 (3000 - 0,945) / (2,27 \cdot 10^{-5})^2 0,945 = 1,625 \cdot 10^6. \end{aligned}$$

Коэффициент, учитывающий форму частиц, находим по уравнению (4-26): $k_3 = 11 - 10 \psi = 11 - 10 \cdot 0,8 = 3$.

Критерий Рейнольдса ($k_2 = 1$)

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\sqrt{367 + k_3 Ar \varepsilon^{4,75}} - 19,15}{0,588 k_3} = \\ &= \frac{\sqrt{367 + 3 \cdot 1,625 \cdot 10^6 \cdot 0,7^{4,75}} - 19,15}{0,588 \cdot 3} = 1685; \end{aligned}$$

$$u = w = Re v/d = 1685 \cdot 2,27 \cdot 10^{-5} / 3 \cdot 10^{-3} = 12,75 \text{ м/с.}$$

Площадь поперечного сечения аппарата

$$S_{ap} = V/w = 16\,800 (1 + 0,0185) / (0,945 \cdot 12,75 \cdot 3600) = 0,394 \text{ м}^2.$$

Диаметр аппарата

$$D_{ap} = \sqrt{4S_{ap}/\pi} = \sqrt{4 \cdot 0,394 / 3,14} = 0,71 \text{ м.}$$

Коэффициент межфазного теплообмена определим из уравнения (5-21) $Nu = 0,4 (Re/\varepsilon)^{0,67} Pr^{0,33} = 0,4 (1685/0,7)^{0,67} [2,27 \cdot 10^{-5} / (3,11 \cdot 10^{-5})] = 54,5$;

$$\alpha = Nu \lambda / d = 54,5 \cdot 3,06 \cdot 10^{-2} / (3 \cdot 10^3) = 556 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Удельная поверхность (1-89)

$$s_y = 6/\psi d = 6/0,8 \cdot 3 \cdot 10^{-3} = 2,5 \cdot 10^3 \text{ м}^{-1}.$$

Число единиц переноса процесса сушки (7-43):

$$m_t = \ln [(t_0 - \theta_k) / (t_k - \theta_k)] = \ln [(126 - 90) / (95 - 90)] = 1,975.$$

В соответствии с выражениями (5-37) и (6-3) определим объем псевдоожженного слоя, необходимого для достижения заданной влажности при расчетных условиях

$$\begin{aligned} V_{cl} &= c L m_t / \alpha s_y (1 - \varepsilon) = \\ &= 1042 \cdot 16\,800 \cdot 1,975 / 3600 \cdot 556 (1 - 0,72) 2,5 \cdot 10^3 = 0,023 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Требуемая высота слоя

$$H_{cl} = V_{cl} / S_{ap} = 0,023 / 0,394 = 0,0586 \text{ м.}$$

Рис. 7-50. Политерма десорбции ПВХ
(к примеру 7.11)

Для обеспечения однородного псевдоожижения увеличиваем высоту кипящего слоя до 500 мм [13, 118]. Это можно сделать при помощи регулируемого по высоте сливного патрубка. Увеличение высоты слоя создает запас в расчете. Гидравлическое сопротивление слоя при стационарном режиме определим по формуле (4-111):

$$\Delta p = \rho_{m,k} (1 - \varepsilon) g H = 3000 (1 - 0,7) 9,81 \cdot 0,5 = 4410 \text{ Па.}$$

Пример 7.11. Рассчитать удельный расход воздуха в сушилке с кипящим слоем для сушки суспензионного поливинилхлорида по следующим исходным данным:

Начальная влажность материала C_0 , кг/кг	0,3
Конечная влажность продукта C_k , кг/кг	0,003
Теплоемкость продукта c_t , кДж/(кг·К)	1,67
Начальная температура материала θ_0 , °C	18
Температура воздуха под решеткой t_0 , °C	140
Начальное влагосодержание воздуха X_0 , кг/кг	$8,8 \cdot 10^{-3}$

Из политермы десорбции ПВХ (рис. 7-50), полученной в динамических условиях, следует, что кроме зоны предварительного прогрева и зоны удаления свободной воды материал должен пройти еще зону связанный влаги. Удельный расход воздуха определим последовательно для каждой зоны ($\Delta\sigma_{pr}$, $\Delta\sigma_{vl}$, $\Delta\sigma_c$). Общее значение массового индекса равно сумме частных значений для каждой зоны (7-60). Расчет производится с использованием $I-X$ диаграммы влажного воздуха (см. рис. 7-48) по зонам.

1. Зона прогрева. В этой зоне температура материала изменится от $\theta_0=18$ °C до температуры мокрого термометра $t_{mt}=41$ °C. Теплоемкость материала изменяется незначительно и может быть рассчитана по начальному состоянию

$$c_{m0} = c_t + c_{xk} C_0 = 1,67 + 4,187 \cdot 0,3 = 2,93 \text{ кДж/(кг·К).}$$

На диаграмме $I-X$ точка P_0 , характеризующая состояние влажного воздуха на поверхности материала, определится пересечением изотермы $\theta_0=18$ °C и линии постоянной относительной влажности газа $\varphi=1$. В точке P_0 влагосодержание газа $X_0'=0,0128$ кг/кг, энталпия $I_{p0}=50,25$ кДж/кг.

Изменение состояния газа около поверхности материала в зоне прогрева характеризуется отрезком кривой $\varphi=1$ от точки пересечения изотермы $\theta_0=18$ °C до $\theta_{vl}=t_{mt}=41$ °C. Конечная точка прогрева соответствует влагосодержанию газа у поверхности $X_{pr,k}=X'_{vl}=0,0515$ кг/кг (см. рис. 7-48). Удельный расход воздуха, необходимый для прогрева материала, определим по уравнению (7-62). Находим

$$\Delta\sigma_{pr} = (2c_{m0}/\bar{B}_{vx}) (t_{mt} - \theta_0),$$

$$\bar{B}_{vx} = \overline{Y_0 A_0}_{vx} = I_0 - I_{p0} = 166 - 50,25 = 115,75 \text{ кДж/кг;}$$

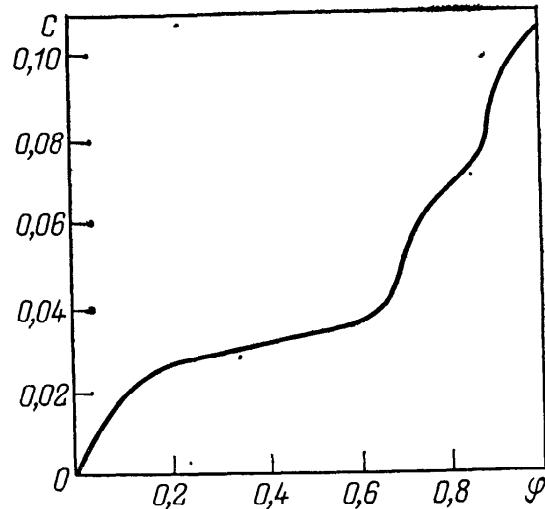
$$\Delta\sigma_{pr} = (2 \cdot 2,93 / 115,75) (41 - 18) = 1,16 \text{ кг/кг.}$$

Изменение влагосодержания материала в зоне прогрева (7-63) составит

$$\Delta C_{pr} = \Delta\sigma_{pr} (X_{pr,k} + X_{pro} - 2X_0) / 2 =$$

$$= 1,16 (51,5 + 12,8 - 2 \cdot 8,8) 10^{-3} / 2 = 0,0271 \text{ кг/кг,}$$

где $X_{pr,k} = X'_{vl}$, $X_{pro} = X_0'$.



Влагосодержание материала при поступлении его во влажную зону

$$C_{\text{вл}} = C_0 - \Delta C_{\text{пр}} = 0,3 - 0,0271 = 0,2729 \text{ кг/кг.}$$

2. Влажная зона. Изменение влагосодержания материала во влажной зоне составит (7-65):

$$\Delta C_{\text{вл}} = C_0 - (C_{\text{мг}} + \Delta C_{\text{пр}}) = 0,3 - (0,095 + 0,0271) = 0,1779 \text{ кг/кг,}$$

где $C_{\text{мг}}=0,095 \text{ кг/кг}$ — максимальное гигроскопическое влагосодержание, найденное из динамической кривой десорбции для ПВХ (см. рис. 7-50). Удельный расход газа для влажной зоны по (7-64)

$$\Delta \sigma_{\text{вл}} = \Delta C_{\text{вл}} / (X_{\text{вл},k} - X_0) = 0,1779 / (51,5 - 8,8) 10^{-3} = 4,17 \text{ кг/кг,}$$

где $X_{\text{вл},k} = X'_{\text{вл}} = X_{\text{пр},k}$.

3. Зона связанный влаги. В этой зоне влагосодержание материала изменяется от $C_{\text{мг}}=0,095 \text{ кг/кг}$ до $C_k=0,003 \text{ кг/кг}$. В соответствии с кривой десорбции равновесная относительная влажность воздуха изменится от $\varphi=1$ до $\varphi=0,02$, а температура материала повысится от $t_{\text{мт}}=41^\circ\text{C}$ до значения θ_k ; при этом изотерма θ_k должна пересечь на диаграмме $I-X$ линию $\varphi=0,02$. Для нахождения истинного положения точки пересечения P_k решаются уравнения (7-69) и (7-70), представляющие собой баланс влаги и баланс тепла. С учетом (7-67)

$$\Delta \sigma_c' = [\Delta C_c / (\Delta X_{\text{max}} - \Delta X_{\text{min}})] \ln (\Delta X_{\text{max}} / \Delta X_{\text{min}});$$

$$\Delta \sigma_c'' = (2c_{\text{м,с}} / \bar{B}_k) (\theta_k - t_{\text{мт}}) = [2c_{\text{м,с}} / (I_0 - I_k)] (\theta_k - t_{\text{мт}}).$$

Очевидно, что на диаграмме влажного воздуха существует взаимосвязь между массовыми индексами, вычисленными по этим двум уравнениям.

Для нахождения точки, связывающей параметры φ_k , θ_k , I_k , X_k и соответствующие отрезки \bar{B}_k и $X_k - X_0$, два уравнения решают методом приближения. Для этого задаются рядом точек на кривой $\varphi=0,02$ в пределах поверхности, ограниченной $X=\text{const}$, $t_{\text{мт}}=\text{const}$ и $\varphi=1$, и измеряют отрезки от заданной точки до X_0 с целью получения значения для $\Delta X_{\text{min}}=X_k - X_0$, $\Delta X_{\text{max}}=X_{\text{пр},k} - X_0$ и $\bar{B}_k=I_0 - I_k$. Значения \bar{B}_k , ΔX_{max} и ΔX_{min} , полученные для заданных точек на кривой $\varphi_k=\text{const}$, дают возможность рассчитать значения $\Delta \sigma_c'$ и $\Delta \sigma_c''$ в зависимости от принятых температур $\theta_k=\text{var}$ и построить в координатах $\Delta \sigma_c - \theta_k$ две кривые, точка пересечения которых дает истинные и единственные значения $\Delta \sigma_c$ и θ_k (рис. 7-51).

Для нашего примера $\Delta \sigma_c=6 \text{ кг/кг}$ и $\theta_k=99,2^\circ\text{C}$. Тогда общий удельный расход газа

$$\sigma = 1,16 + 4,17 + 6 = 11,33 \text{ кг/кг.}$$

Далее при заданной производительности сушилки по сухому продукту определяют требуемое количество сушильного агента. Габариты аппарата рассчитывают известными способами, исходя из гидродинамически псевдоожженного слоя.

7.8. Вибросушилки

Применение вибрационных воздействий в процессе сушки позволяет интенсифицировать тепло- и массообмен между частицами и газом в результате турбулизации пограничного слоя и обеспечить устойчивый гидродинамический режим.

Учитывая большое разнообразие вибросушилок, целесообразно разделить их по конструктивному признаку на два класса: горизонтальные лотковые и вертикальные. По гидродинамическим условиям вибросушилки можно разделить на две

Рис. 7-51. Нахождение истинных значений $\Delta\sigma_c$ и θ_k (к примеру 7.11)

группы: с режимами виброаэрокипящего и виброкипящего слоя.

Режим вибровакуумного кипящего слоя создается в аппаратах, в которых дисперсный материал псевдоожижается под действием вибраций, передаваемых слою вибрирующими элементами, и под действием гидродинамических сил газового потока, продуваемого через перфорированное или пористое днище. Такой режим применяют для сушки крупнозернистых комкующихся материалов широкого гранулометрического состава и тонкодисперсных материалов, склонных к каналообразованию и комкованию, т. е. в тех случаях, когда материал газовым потоком невозможно перевести в равномерный кипящий слой.

Виброкипящий слой создается в аппаратах, в которых псевдоожижение, перемешивание и направленное перемещение дисперсного материала происходят лишь под действием вибраций рабочего органа. При этом тепло можно подводить к материалу конвективным, кондуктивным или комбинированным способами. Такие аппараты используются главным образом для досушки материалов или же для сушки материалов с хорошими сыпучими свойствами [82].

Компактность, малая энергоемкость, хорошая моделируемость процесса обеспечивают все большую популярность вибросушилкам. Их разработкой усиленно занимаются ведущие зарубежные фирмы и ряд организаций нашей страны. Разработано множество конструкций и большое число типоразмеров вибросушилок производительностью до 25 т/ч. Однако главные элементы — перфорированный желоб и вибратор — составляют основу любой конструкции.

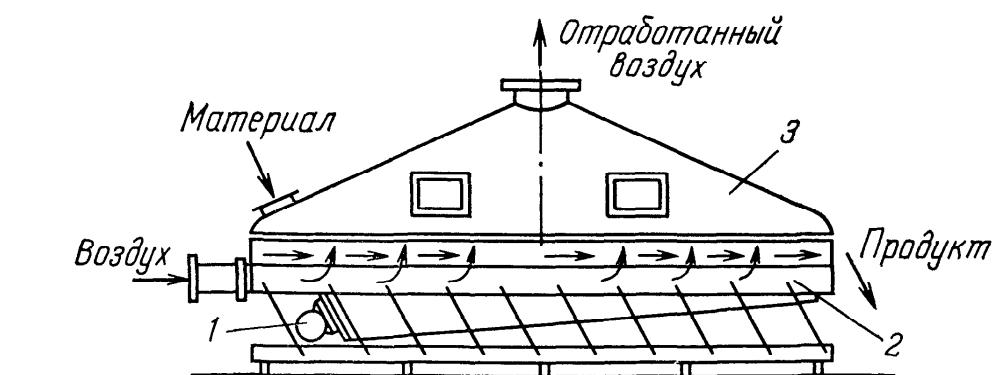
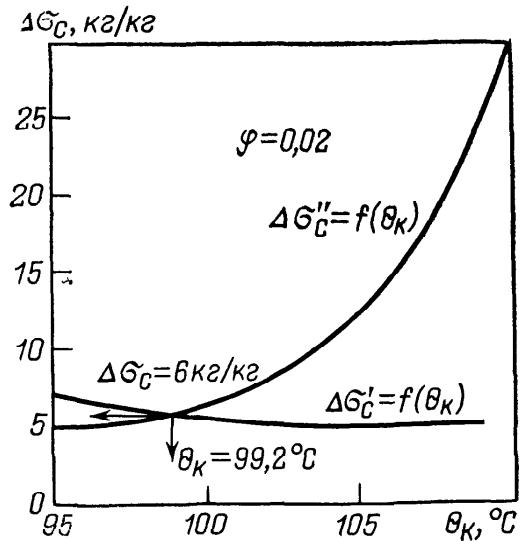


Рис. 7-52. Вибросушка с кипящим слоем фирмы «Эшер Висс»:
1 — вибропривод; 2 — распределительный короб; 3 — сушильная камера

На рис. 7-52 показана сушилка фирмы «Эшер Висс». Основную часть сушилки составляют прямоугольный желоб с перфорированным дном, укрепленным пластиначатыми рессорами на раме, последняя через резиновые амортизаторы опирается на фундамент. Над сушильной камерой установлен вытяжной кожух. Привод инерционного типа состоит из маятникового мотор-вибратора направленного действия с регулируемым дебалансом и постоянной частотой колебаний (23,5 Гц). Материал движется по вибрирующей перфорированной ленте от места загрузки к месту выгрузки под действием вибраций и газового потока. В конце желоба находится порог. Изменяя его высоту, можно регулировать в небольшом интервале время пребывания материала в аппарате. Скорость передвижения материала определяется углом наклона рессор, амплитудой и частотой колебаний. В данной конструкции угол транспортирования и частота колебаний постоянны, поэтому скорость перемещения материала варьируется только при изменении амплитуды колебаний.

Сушилки описанной конструкции используют для сушки и охлаждения кристаллических, зернистых и волокнистых материалов широкого гранулометрического состава (размер частиц 0,05—5 мм), в том числе для сушки удобрений (калийных солей, сульфата аммония), полимерных материалов (полиэтилена, поливинилхлорида, полистирола и др.), а также продуктов фармацевтической промышленности.

В НИИхиммаше разработан ряд типоразмеров сушилок с виброаэрокипящим слоем (серия ВКС). Характерными особенностями этих сушилок являются большое (не менее шести) отношение длины аппарата к ширине (что по гидродинамическим условиям приближает их к аппаратам идеального вытеснения, способствуя равномерности сушки), а также возможность регулирования всех параметров вибрации (угла, частоты, амплитуды). На рис. 7-53 представлена схема установки сушил-

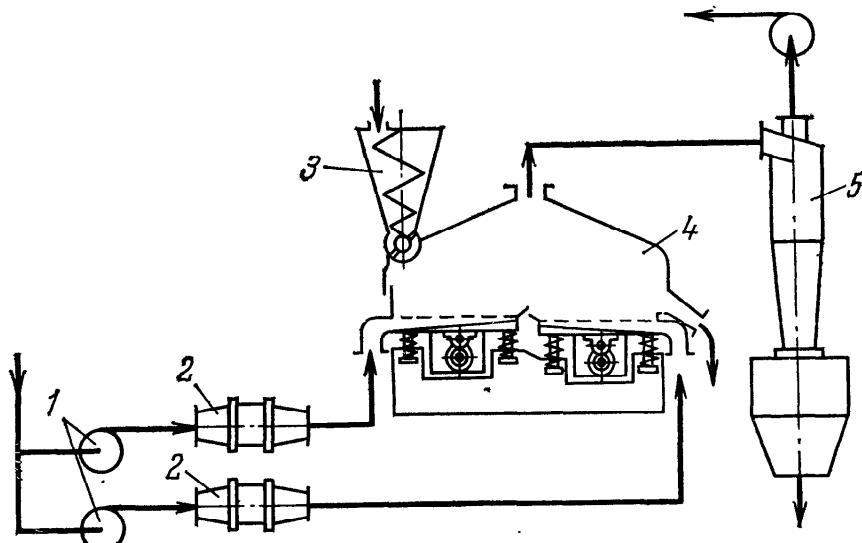


Рис. 7-53. Установка для сушки с вибропаром слоем ВКС-0,6:
1 — вентиляторы; 2 — калориферы; 3 — питатель; 4 — сушилка; 5 — циклон

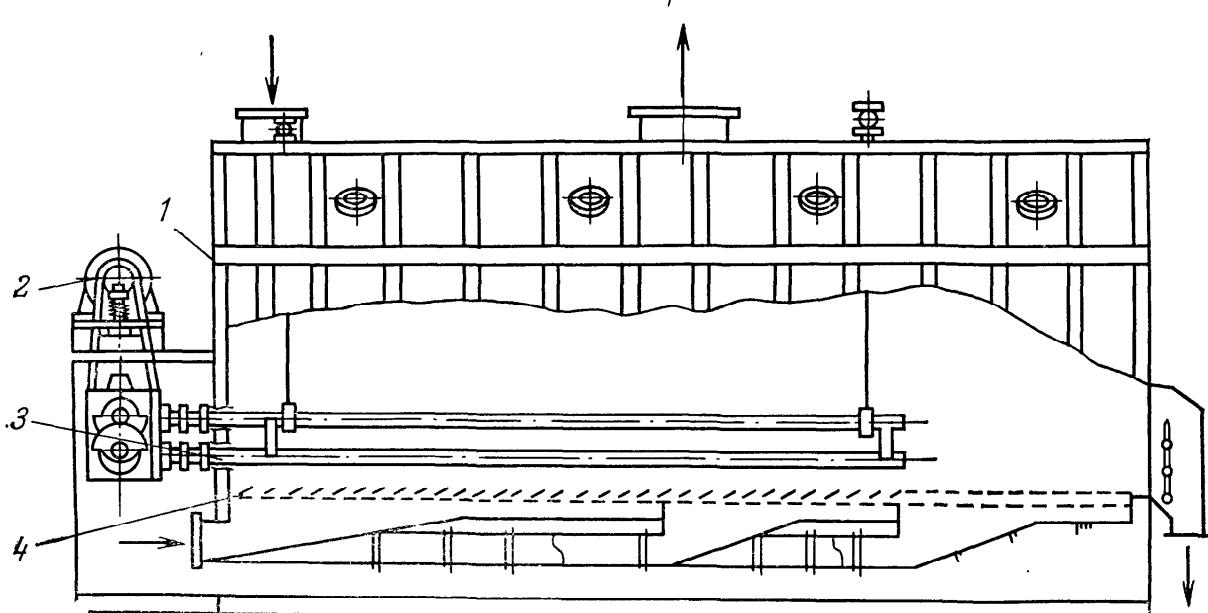


Рис. 7-54. Сушилка кипящего слоя с вибрирующими поверхностями нагрева:
1 — корпус; 2 — вибратор; 3 — теплообменные поверхности; 4 — газораспределительная решетка

ки ВКС-0,6. Сушилка 4 состоит из двух лотков, причем каждый из них установлен на четырех амортизаторах и имеет индивидуальный вибратор, позволяющий изменять направление и амплитуду вибрации. Воздух двумя потоками поступает под распределительные решетки вибрирующих лотков. Материал подается на поддерживающую решетку в торце первого лотка и, перемещаясь по лотку в виброкипящем слое, персыпается на второй лоток, на противоположном конце которого имеется устройство для выгрузки. Отработанный теплоноситель очищается от пыли в циклоне 5. Достоинство данной сушилки состоит в раздельном подводе воздуха, что позволяет устанавливать разный температурный режим для первой и второй стадий сушки.

Интересно решена проблема повышения тепловой мощности сушилок типа ВКС [57] в результате применения вибрирующих поверхностей нагрева. В НИИхиммаше разработана сушилка кипящего слоя для сушки полиолефинов с вибрирующими поверхностями нагрева, погруженными в слой (рис. 7-54). Тепловая мощность сушилки в 3—4 раза больше мощности аналогичной сушилки без поверхностей нагрева. Учитывая существенную роль вибрирующих поверхностей нагрева и потока газа в создании псевдоожженного слоя, данную сушилку можно отнести к аппаратам с виброаэрокипящим слоем.

Сушилка имеет решетку 4, разделенную на три зоны с индивидуальным подводом теплоносителей. В первой и второй зонах над решеткой расположены вибрирующие коллекторы с оребренными трубами. Коллектор укреплен на подвесках, что позволяет им совершать колебания вдоль сушилки. Ввод поверхностей нагрева в сушилку герметизируется при помощи сильфонов. Для увеличения интенсивности теплоотдачи и пред-

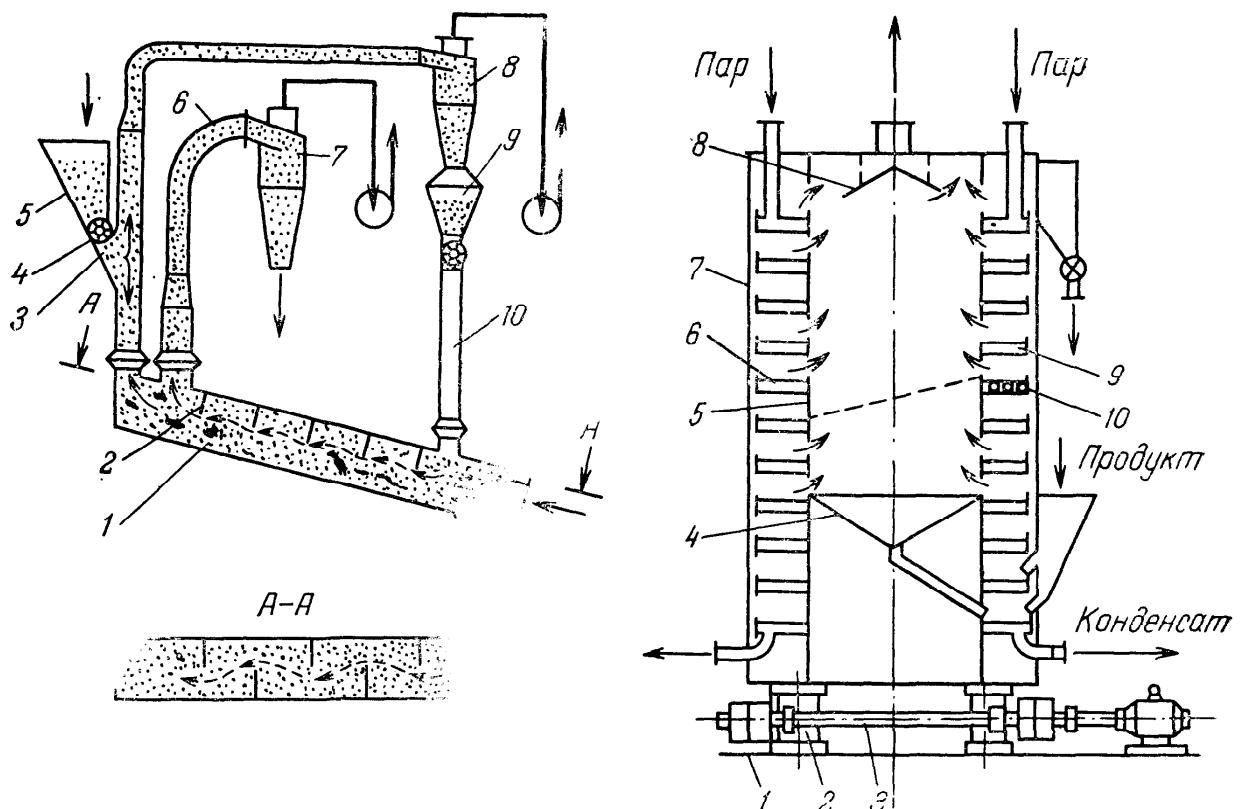


Рис. 7-55. Установка для термообработки дисперсных материалов в виброкипящем слое ИТМО АН БССР:

1 — виброкороб; 2 — перегородки; 3 — труба; 4 — затвор; 5, 9 — бункера; 6 — воздуховод; 7, 8 — циклоны; 10 — течка

Рис. 7-56. Вертикальная вибросушка со спиральными лотками:

1 — опорная плита; 2 — упругая подвеска; 3 — приводной вал; 4 — сборник пыли; 5 — труба; 6 — лоток; 7 — кожух; 8 — пылеотражатель; 9 — греющая камера; 10 — трубы

отвращения налипания материала теплообменные поверхности совершают горизонтальные колебания, создаваемые двухвальным вибратором направленного действия. При этом вблизи поверхностей создаются зоны локального псевдоожижения.

Институтом тепло- и массообмена (ИТМО) АН БССР разработана установка для термообработки (сушки, нагрева, охлаждения) дисперсных материалов в виброкипящем слое [109]. Установка (рис. 7-55) включает виброкороб 1 с поперечными вертикальными перегородками 2, образующими зигзагообразный канал по длине аппарата, пневмосепарационную трубу 3 с бункером 5 для исходного материала и шлюзовым затвором 4, циклон 7 и вентиляторы.

Скорость транспортирования материала и, следовательно, время его пребывания в аппарате регулируются параметрами вибрации (амплитудой, частотой), углом наклона вибролотка и направлением колебаний. Параметры вибрации выбирают таким образом, чтобы материал передвигался вдоль лотка в режиме непрерывного подбрасывания, когда частицы его касаются днища лишь в отдельные моменты времени, находясь остальное время в полете. Такой режим приводит к возникновению в слое насосного эффекта, поэтому теплоноситель циркулирует

по высоте слоя, отдавая тепло частицам продукта. Для обработки полидисперсных материалов предусмотрен контур рециркуляции с циклоном 8 и трубопроводом 10. Теплоноситель движется противотоком через слой материала в продольном направлении и удаляется из аппарата по пневмосепарационной трубе, из которой уносится самая тонкая исходная фракция влажного материала, и по воздуховоду 6, через который удаляется самая тонкая фракция сухого материала.

К достоинствам установки следует отнести возможность создания противотока (что повышает термический к. п. д.) и отсутствие газораспределительной решетки (которая увеличивает гидравлическое сопротивление аппарата и нередко забивается продуктом).

Сушилки виброкипящего слоя с конвективным подводом тепла вертикального исполнения применяют в основном для сушки дисперсных материалов, не требующих продолжительной сушки. Удельная производительность этих сушилок по испарившейся влаге не превышает $1-2 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, что значительно меньше производительности конвективных горизонтальных сушилок. Основное достоинство вертикальных аппаратов — компактность, позволяющая эффективно использовать их при совмещении процессов сушки, охлаждения и нагрева с вертикальным транспортом дисперсного материала.

Вертикальные спиральные сушилки с кондуктивным подводом тепла по удельной производительности значительно превосходят аналогичные сушилки с конвективным подводом, однако они сложны в изготовлении и металлоемки. Поэтому их целесообразно применять в малотоннажных производствах для сушки сыпучих пылящих продуктов, а также при необходимости получения чистых веществ и исключения контакта материала с газообразным теплоносителем.

На рис. 7-56 показана вибросушилка с кондуктивным подводом тепла производительностью до $100 \text{ кг}/\text{ч}$ [82]. Сушилка состоит из опорной плиты 1, упругой подвески 2 из резины, приводного вала 3 с дебалансами, несущей трубы 5, спирального лотка 6, пылеотражателя 8 и сборника пыли 4. Рабочий орган представляет собой двухзаходную спираль с нижней камерой 9 для греющего пара. Через поперечные щели в днище рабочего органа продукт персыпается с одной спирали на другую. Такое решение позволяет вдвое увеличить контакт с теплообменной поверхностью, не увеличивая длину рабочего органа. Торцы секторных участков паровой рубашки, разделенных щелями, соединены трубами 10.

Влажный продукт загружается в обе части спирали через бункер, выгружается также через бункер с секторным питателем. Текущее подводится к материалу кондуктивно от стенки, паровоздушная смесь выходит во внутреннюю полость несущей трубы через поперечные щели и затем в систему отбора. Частично унесенная пылевая фракция отражается пылеотражате-

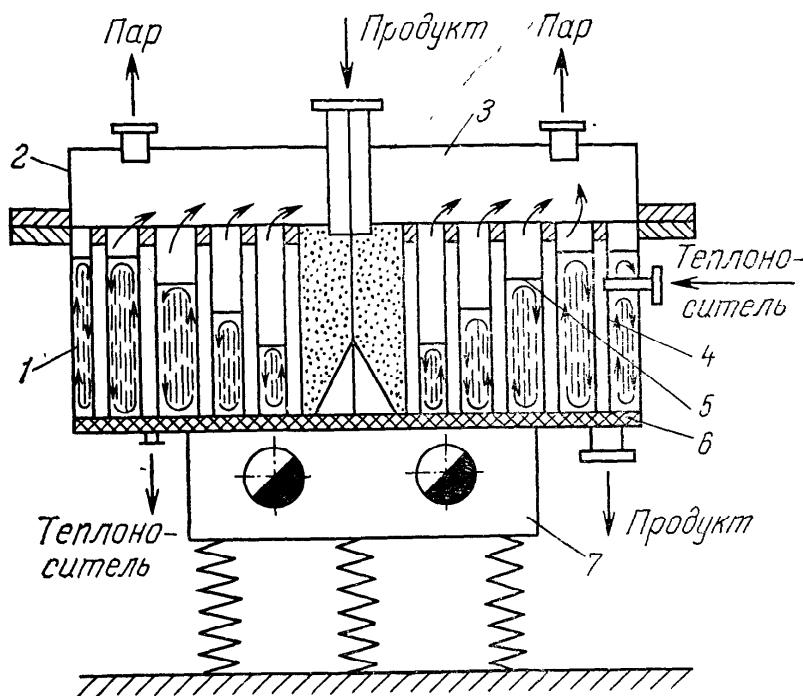


Рис. 7-57. Горизонтальная спиральная вибросушилка Киевского политехнического института:

1, 2 — нижняя и верхняя части камеры; 3 — паровое пространство; 4 — теплообменник; 5 — перегородки; 6 — днище; 7 — двухвальный вибратор

лем и через сборник пыли направляется в первый виток рабочего органа. Рабочий орган помещен в теплоизолирующий разъемный кожух 7.

При сушке таких дисперсных продуктов, как сульфат аммония, адипиновая кислота и другие, достигнуты коэффициенты теплопередачи от пара к материалу, равные $300—370 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Киевским политехническим институтом разработана горизонтальная спиральная вибросушилка с кондуктивным подводом тепла. Аппарат (рис. 7-57) представляет собой легкоразъемный корпус в форме диска, являющийся непосредственно сушильной камерой, состоящей из двух частей — верхней 2 и нижней 1. Верхняя часть сушильной камеры служит герметизирующей крышкой, по оси которой расположены загрузочный патрубок и штуцеры для отвода паров. К плоскому днищу 6 сушильной камеры приварен пластинчатый теплообменник 4, выполненный в виде двухзаходной спирали. Один из заходов спирали, полностью изолированный от сушильной камеры, служит каналом для теплоносителя; другой заход, по которому движется обрабатываемый материал, открыт и сообщается с паровым пространством 3 сушильной камеры. К стенке спирального канала, вдоль которой движется материал, приварены перегородки 5, расположенные с определенным шагом по длине канала. Высота перегородок ступенчато увеличивается от центра аппарата (места загрузки) к периферии (месту выгрузки). Прямоугольный патрубок, вваренный в днище периферийного витка спирального канала для материалов, предназначен

для выхода высушенного продукта. Направленные винтовые колебания сообщаются сушилке двухвальным вибратором 7, жестко прикрепленным к теплоизолированному днищу. Упругой подвеской служат витые пружины сжатия — растяжения.

Влажный материал поступает в центральную часть спирального лотка через загрузочный патрубок и под действием направленной вибрации движется в виброкипящем состоянии вдоль канала, контактируя по пути с днищем лотка и боковыми обогреваемыми стенками теплообменника. Тормозящее действие перегородок обуславливает создание зон различной высоты, возрастающей ступенчато, при перемещении материала по спиральному каналу. Возможность регулирования высоты виброкипящего слоя материала позволяет учесть особенности кинетики сушки. Зона с минимальной высотой слоя, расположенная в начале спирального канала, соответствует периоду постоянной скорости сушки. В период падающей скорости сушки с ростом высоты слоя увеличивается время обработки материала, что способствует повышению производительности установки и уменьшению конечной влажности продукта. Установка отличается компактностью и высокой степенью заполнения объема материалом.

Расчет. Термодинамические и кинетические закономерности процесса сушки в вибросушилках имеют много общего с таковыми в сушилках с кипящим слоем высушиваемого материала. Некоторые особенности связаны с гидродинамическими расчетами, в результате которых определяется гидравлическое сопротивление слоя и скорость его перемещения вдоль вибрирующего лотка.

Пример 7.12. Рассчитать порозность виброкипящего слоя полимерных гранул средним размером 100 мкм и плотностью 1400 кг/м³, продуваемого воздухом со скоростью 0,2 м/с при 72 °С, если частота вибрации 20 Гц, амплитуда 1 мм.

При 72 °С плотность воздуха 1,025 кг/м³; кинематическая вязкость $1,96 \cdot 10^{-5}$ м²/с. Круговая частота вибрации

$$\omega = 2\pi f = 2 \cdot 3,14 \cdot 20 = 125,6 \text{ с}^{-1}.$$

Скорость начала псевдоожижения при вибрации рассчитаем по формуле (4-150)

$$\begin{aligned} w_{0v} &= 0,12 (\rho_m / \rho)^{0,63} (1/\nu)^{0,33} d^{0,88} [1 - 0,095 (A\omega^2/g)] = \\ &= 0,12 (1400/1,025)^{0,63} [1/(1,96 \cdot 10^{-5})]^{0,33} (10^{-4})^{0,88} [1 - \\ &\quad - 0,095 (10^{-3} \cdot 125,6^2 / 9,81)] = 0,108 \text{ м/с.} \end{aligned}$$

Приняв $\epsilon_0 = 0,4$, рассчитаем порозность по формуле (4-149)

$$\begin{aligned} \epsilon &= \epsilon_0 + (1 - \epsilon_0) \{1 - \exp[-0,96 (w - w_{0v})^{0,4}]\} = \\ &= 0,4 + (1 - 0,4) \{1 - \exp[-0,96 (0,2 - 0,108)^{0,4}]\} = 0,586. \end{aligned}$$

Пример 7-13. По данным примера 7-12 рассчитать гидравлическое сопротивление виброкипящего слоя, если его высота в неподвижном состоянии $H_0 = 100$ мм.

Перепад давления в начале псевдоожижения в отсутствие вибрации составит (4-112)

$$\Delta p_0 = \rho_m (1 - \epsilon_0) g H_0 = 1400 (1 - 0,4) 9,81 \cdot 0,1 = 825 \text{ Па.}$$

Определим показатель степени уравнения (4-162) по формуле (4-152)

$$n = 0,41 + 0,196d\rho_m = 0,41 + 0,196 \cdot 10^{-4} \cdot 1400 = 0,4374.$$

Тогда гидравлическое сопротивление (4-151)

$$\Delta p_{0v} = \Delta p_0 (A\omega^2/g)^{-n} = 825 (10^{-3} \cdot 125,6^2/9,81)^{-0,4374} = 670 \text{ Па.}$$

Пример 7-14. По данным примеров 7.12 и 7.13 рассчитать среднюю скорость перемещения материала вдоль лотка, если $\alpha=10^\circ$, $\beta=30^\circ$, площадь лотка $S_{cl}=0,2 \text{ м}^2$.

Сила, действующая на материал, равна

$$P_v = S_{cl}\Delta p_{0v} = 0,2 \cdot 670 = 134 \text{ Н.}$$

Масса материала в слое: $g_m = V^* m \rho_m$ или

$$g_m = V_0 (1 - \varepsilon_0) \rho_m = S_{cl} H_0 (1 - \varepsilon_0) \rho_m = 0,2 \cdot 0,1 (1 - 0,4) 1400 = 16,8 \text{ кг.}$$

Коэффициент интенсивности виброкипения определим по формуле (4-147)

$$K_v = [A\omega^2/g + P_v/g_m g] (\sin \beta / \cos \alpha) = \\ = [10^{-3} \cdot 125,6^2/9,81 + 134/16,8 \cdot 9,81] (\sin 30^\circ / \cos 10^\circ) = 1,245.$$

Принимая $k=0,5$, по формуле (4-153) рассчитаем среднюю скорость материала вдоль лотка

$$\bar{v} = k A \omega \cos \beta \sqrt{1 - 1/K_v^2} = \\ = 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 125,6 \cos 10^\circ \sqrt{1 - 1/1,245^2} = 0,0366 \text{ м/с.}$$

7.9. Комбинированные сушилки

Каждому способу сушки присущи достоинства и недостатки. Комбинируя различные способы так, чтобы недостатки одного компенсировать достоинствами другого, удается создать новые высокоэффективные аппараты [125].

Комбинированные сушилки — это такие аппараты (или комплекс аппаратов), в которых можно высушивать материалы в разных гидродинамических условиях либо совмещать процесс сушки с другими процессами: механическими (размол, грануляция), тепловыми (охлаждение, термообработка), химическими (разложение, синтез). Некоторые из этих сочетаний встречаются в аппаратах классического типа, например в пневмотрубах со встроенными дезагрегаторами, пневмотрубах со встроенными аэрофонтанными камерами, многокамерных сушилках с кипящим слоем и т. д.

Выше уже было рассмотрено несколько сушильных установок, которые можно отнести к комбинированным, например сушилки (см. рис. 7-20 и 7-21), совмещающие измельчение и классификацию продукта, или комбинированная спирально-вихревая сушилка, совмещающая разные гидродинамические условия сушки (см. рис. 7-34). Ниже рассмотрим аппараты еще некоторых типов, в которых совмещаются различные гидродинамические условия процесса сушки.

Рис. 7-58. Комбинированная сушилка для высоковлажных термочувствительных материалов:

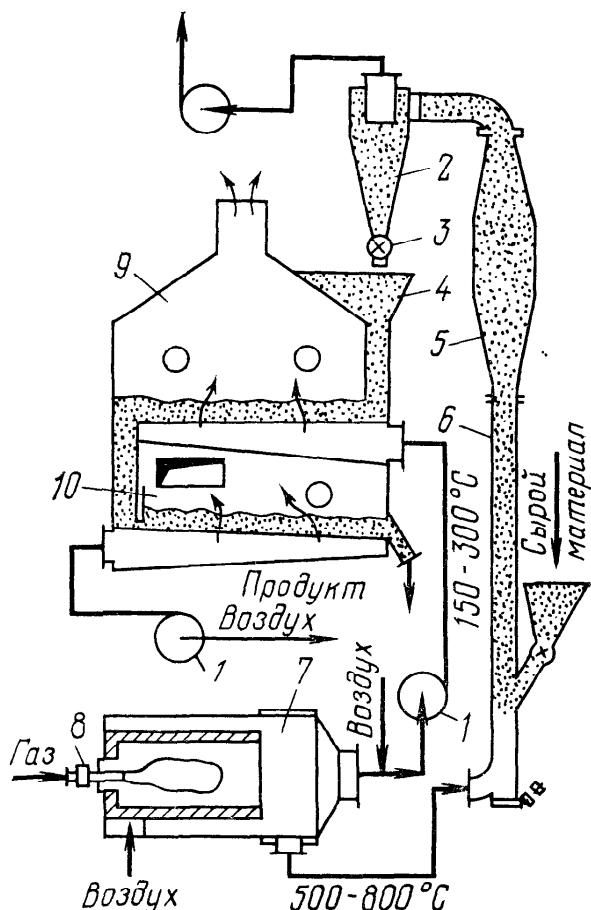
1 — вентиляторы; 2 — циклон; 3 — затвор; 4 — бункер; 5 — аэрофонтан; 6 — пневмотруба; 7 — топка; 8 — горелка; 9 — зона сушки; 10 — зона охлаждения

При сушке материалов, содержащих много свободной и связанной влаги или склонных к слипанию на ранних стадиях сушки, часто разделяют процесс на скоростной и достаточно продолжительный. Обычно это достигается применением пневмотрубы и сушилки с продолжительным временем пребывания материала (аппарат с кипящим слоем, барабанная, вихревая сушилка). На первой стадии (в пневмотрубе) обеспечивается кратковременная сушка в режиме идеального вытеснения, что позволяет существенно увеличить начальную температуру сушильного агента, не опасаясь перегрева продукта. На второй стадии происходит досушка при мягких температурных условиях достаточно охладившимся сушильным агентом, причем время пребывания материала в зоне сушки достаточно для удаления оставшейся внутренней влаги, когда преобладает внутридиффузационное сопротивление. Иногда используют индивидуальные потоки сушильного агента для каждой стадии.

М. В. Лыков и М. С. Клейман [82] разработали способ двухступенчатой сушки высоковлажных термочувствительных материалов с использованием пневмотрубы с аэрофонтаном и кипящего слоя (рис. 7-58).

Агент сушки подают в трубу-сушилку и в кипящий слой из одной топки при различной температуре. Материал предварительно подсушивается при высоких скоростях в трубе и в аэрофонтане. Затем из циклона он поступает в бункер, где происходит выравнивание влажности и температуры материала. Из бункера материал направляется на досушку в кипящем слое и далее на охлаждение воздухом, подаваемым отдельным вентилятором.

Установки подобного типа применяют за рубежом и в нашей стране для сушки суспензионного поливинилхлорида, сополимера винилхлорида с винилацетатом, полиэтилена, полипропилена. Хорошие результаты получены при сушке таких материалов, как жом и бобы.



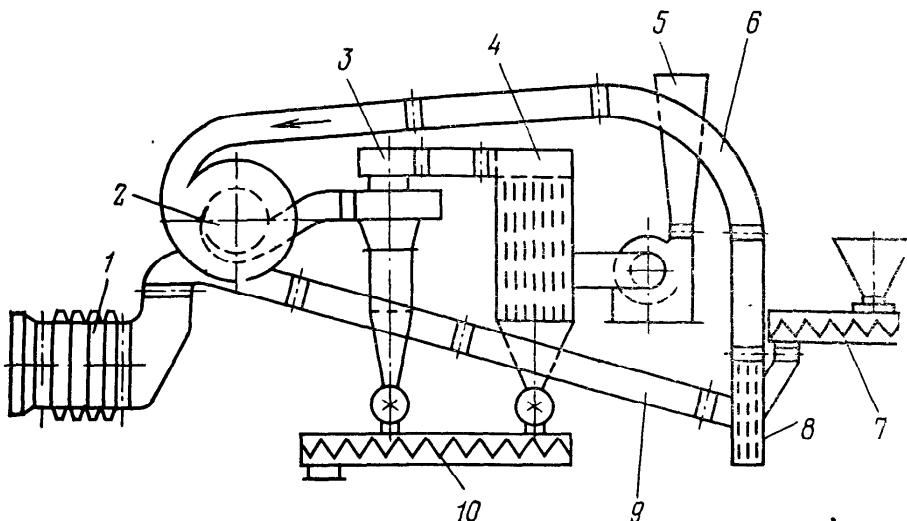


Рис. 7-59. Пневмосушилка фирмы «Комесса» (Франция):

1 — калорифер; 2 — сепаратор; 3 — циклон; 4 — рукавный фильтр; 5 — вентилятор; 6, 9 — трубопроводы; 7 — питатель; 8 — дезинтегратор; 10 — винтовой транспортер

В пневматической сушилке фирмы «Комесса» (Франция) многократная рециркуляция материала и воздуха совмещена с измельчением материала (рис. 7-59). Это позволяет осуществлять глубокую сушку материала при низкой температуре сушильного агента и вести процесс достаточно экономично, что обусловлено высоким насыщением отработанных газов влагой. Влажный материал из бункера загружается шнековым питателем 7 в дезинтегратор 8. Одновременно сюда по трубопроводу 9 поступает воздух, нагретый в калорифере 1. В дезинтеграторе происходит предварительная сушка и измельчение материала, а затем он потоком газа выносится в трубопровод 6. Далее материал вместе с газом поступает в сепаратор 2, в котором потоки разделяются и материал досушивается в вихревом режиме. Более легкие (измельченные и высушенные) частицы выносятся потоком воздуха через центральное отверстие сепаратора в циклон 3 и далее в рукавный фильтр 4.

Второй поток газа вместе с тяжелыми (крупными и влажными) частицами через щелевой зазор в нижней части сепаратора поступает в трубопровод 9 и далее в дезинтегратор. Осуществляя рециркуляцию воздуха и материала, дезинтегратор выполняет функции измельчителя и вентилятора. Для этого подвижный диск дезинтегратора снабжен короткими лопатками, создающими необходимый напор газа.

Интересна конструкция комбинированной пневмосушилки Ивановского химико-технологического института [47], в которой высушиваемый материал последовательно проходит три зоны с различными гидродинамическими режимами: кратковременно — эжектор и циклон, несколько более продолжительно — циклонную сушилку и затем досушивается в кипящем слое.

Влажный материал подается пневматическим питателем 1 (рис. 7-60) в циклон 7, где подсушивается газами, выходящими

из сушилки с кипящим слоем 3. При этом на влажные частицы налипает пыль и уменьшается ее унос отработанными газами. Подсушенный материал из пневмопитателя 6 выносится свежим теплоносителем в циклонную сушилку 5. Здесь происходит основная сушка материала. Далее материал пневмотранспортом направляется по трубе 4 в сушилку кипящего слоя 3. Под ее решетку подается второй поток свежего теплоносителя, и материал досушивается до заданной конечной влажности. Оба потока отработанного воздуха поступают в пневмопитатель 1, далее в циклон 7 и выбрасываются в атмосферу.

Комбинированные сушилки данного типа обладают рядом достоинств. Поскольку на разных стадиях условия сушки различны, удаление свободной и связанной влаги происходит в оптимальных режимах: используется тепло газов, отходящих из камеры кипящего слоя; снижается унос пыли; легко организуется рециркуляция сушильного агента и продукта; сушилка проста по конструкции и компактна.

Для некоторых комкующихся и слипающихся материалов не требуется глубокая сушка. В таких случаях целесообразно применять двухступенчатые комбинированные установки, где на первой ступени обеспечивается подсушка и дезагрегирование материала (перевод его в транспортабельное состояние), а на второй — сушка до заданной влажности в условиях активного

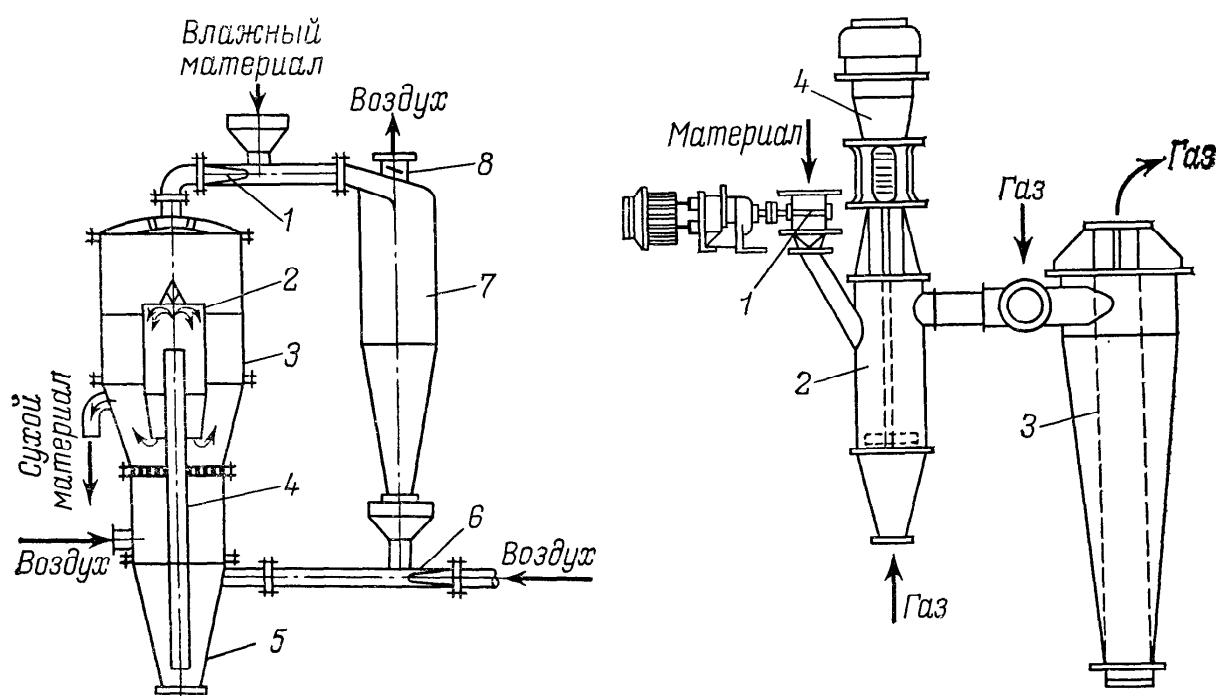


Рис. 7-60. Схема комбинированной сушилки ИХТИ:

1 — пневмопитатель; 2 — стакан; 3 — сушилка кипящего слоя; 4 — пневмотруба; 5 — циклонная сушилка; 6 — эжектор; 7 — циклон; 8 — заслонка

Рис. 7-61. Схема сушилки КЦС:

1 — питатель; 2 — подсушиватель; 3 — циклонная камера; 4 — привод мешалки подсушивателя

гидродинамического режима. Таким условиям соответствуют разработанные в НИИхиммаше двухступенчатые комбинированные сушилки типа КЦС и КАС (комбинированные циклонные и комбинированные аэрофонтанные сушилки) [125]. Отличительная особенность этих установок — наличие цилиндрического подсушивателя, снабженного высокооборотной мешалкой.

На рис. 7-61 представлена схема двухступенчатой сушилки типа КЦС. Она состоит из подсушивателя 2 с высокооборотной мешалкой и цилиндро-конической циклонной камеры 3, аналогичной по конструкции ранее рассмотренной циклонной сушилке (см. рис. 7-28). В подсушиватель сбоку или сверху питателем 1 подается влажный материал, а снизу продувается газ со скоростью, достаточной для выноса подсущенных частиц всех фракций. Высокооборотной мешалкой в аппарате создается газомеханический вихревой слой. После разбивания комков и подсушки материал поступает в циклонную камеру, где добавляется свежий теплоноситель по второму каналу. Высушенный продукт выносится в систему пылевыделения.

В отличие от сушилки КЦС сушилка типа КАС снабжена аэрофонтанной камерой, установленной на второй ступени. Последняя особенно эффективна для продуктов, скорость витания частиц которых в процессе сушки значительно изменяется. Данные сушилки работают в анилино-красочной, химико-фармацевтической и других отраслях промышленности.

Комбинированная противоточная сушилка предназначена для сверхглубокой сушки полимерных материалов (практически до абсолютной сухости). Влажный материал питателем 8 (рис. 7-62) подается в горизонтальную барабанную сушилку 7

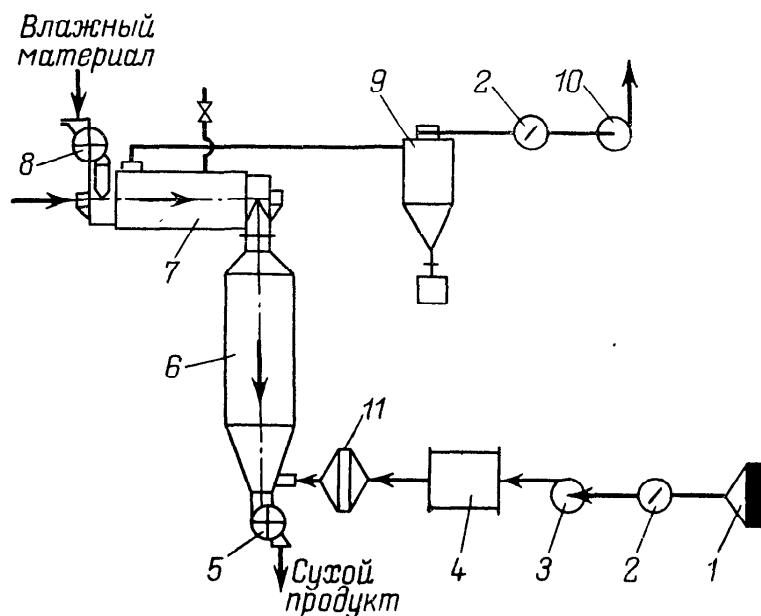


Рис. 7-62. Комбинированная противоточная сушилка:

1 — фильтр; 2 — заслонки; 3, 10 — вентиляторы; 4 — осушитель воздуха; 5 — разгрузочный клапан; 6 — сушильная колонка; 7 — барабанная сушилка с гребковым ротором; 8 — питатель; 9 — циклон; 11 — калорифер

с гребковым ротором и движется навстречу воздуху, поступающему из второй ступени. Часть тепла передается материалу и воздуху от обогреваемой паром стенки барабана. Далее подсущенный материал поступает в сушильную колонку 6, где свободно осаждается вниз навстречу потоку нагретого воздуха, предварительно очищенного в фильтре 1 и осущенном в осушителе 4. Сухой продукт выгружается через разгрузочный клапан 5. Воздух, прошедший обе ступени, очищается в циклоне 9 от мелкой фракции продукта и вентилятором 10 выбрасывается в атмосферу.

Такая схема обеспечивает высокую экономичность процесса и хорошее качество высушенного продукта.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Аведеев Н. Я. Расчет гранулометрических характеристик полидисперсных систем. Ростов: Ростовское книжное издательство. 1966. 213 с.
2. Адамов Г. А./Изв. АН СССР. Металлургия и топливо. 1961. № 6, С. 168—176.
3. Аэрор М. Э., Тодес О. М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. Л.: Химия. 1968. 510 с.
4. Аэрор М. Э., Тодес О. М., Наринский Д. А. Аппараты со стационарным зернистым слоем. Л.: Химия, 1979. 176 с.
5. Бабуха Г. Л., Рабинович М. И. Механика и теплообмен потоков полидисперсной газовзвеси. Киев: Наукова думка. 1969. 218 с.
6. Бабуха Г. Л., Шрайбер А. А. Взаимодействие частиц полидисперсного материала в двухфазных потоках. Киев: Наукова думка. 1972. 175 с.
7. Бенедек П., Ласло А. Научные основы химической технологии: Пер. с нем./Под ред. П. Г. Романкова и М. И. Курочкиной. Л.: Химия. 1970. 376 с.
8. Броунштейн Б. И./В кн.: Тр. Гос. ин-та прикладной химии и физ. химии. М.: Госхимиздат. 1960. Т. 46. С. 274—279.
9. Бунин Л. В., Кротов Л. И., Брук М. Г. Развитие сушильной техники. Обзор информ. Хим. и нефтеперераб. машиностр. Сер. ХМ 1. М.: ЦИНТИХимнефтемаш. 1977. 53 с.
10. Бусройд Р. Течение газа со взвешенными частицами: Пер. с нем./Под ред. З. Р. Горбиса. М.: Мир. 1975. 378 с.
11. Вахрушев И. А./Хим. пром. 1965. № 8. С. 614—617; 1966. № 6. С. 471—475.
12. Воловик Ю. А./ИФЖ, 1968. Т. 14, № 13. С. 444—447.
13. Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдоожижения. М.: Химия. 1967. 664 с.
14. Гинзбург А. С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. М.: Пищевая промышленность. 1973. 528 с.
15. Гинзбург А. С. Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности. М.: Агропромиздат. 1985. 336 с.
16. Голубев В. М. Канд. дис. М., МТИ, 1975.
17. Голубев Л. Г., Сажин Б. С., Валашек Е. Р. Сушка в химико-фармацевтической промышленности. М.: Медицина. 1978. 272 с.
18. Горбис З. Р., Бахтиозин В. А./Изв. вузов. Энергетика. 1961. № 11. С. 101—104.
19. Горбис З. Р. Теплообмен дисперсных сквозных потоков. Л.: Энергия. 1964. 296 с.
20. Горбис З. Р. Теплообмен и гидродинамика дисперсных сквозных потоков. М.: Энергия. 1970. 424 с.

21. Гороновский И. Т., Назаренко Ю. П., Некряч Е. Ф. Краткий справочник по химии. Киев: Наукова думка. 1974. 992 с.
22. Горошко В. Д., Розенбаум Р. Б., Тодес О. М./Изв. вузов. Нефть и газ. 1958. № 1. С. 125—131.
23. Гребер Г., Эрк С., Григуль У. Основы учения о теплообмене: Пер. с нем./Под ред. А. А. Гухмана. М., Издатинлит, 1958. 566 с.
24. Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- и массообмена. М.: Высшая школа. 1974. 328 с.
25. Данилов О. Л. и др. Теория и расчет сушильных установок. М.: МЭИ, 1977. 72 с.
26. Дедков Б. В. и др. Производство и переработка пластмасс и синтетических смол. М.: НИИТЭХИМ. 1971. Вып. 6. С. 86—90.
27. Дедков Б. В. Канд. дис. М., МИХМ, 1972.
28. Дзядзио А. М., Кеммер А. С. Пневматический транспорт на зерноперерабатывающих предприятиях. М.: Колос. 1967. 295 с.
29. Догадкин Б. А., Бартенев Г. М., Резниковский М. М./В кн.: Исследования в области высокомолекулярных соединений. М.: АН СССР. 1949. С. 297.
30. Долинский А. А., Воловик Ю. И./В кн.: Дальнейшее совершенствование теории, технологии и техники сушки. Всесоюзн. науч.-техн. конф. Чернигов, 10—12 июня 1981. Тез. докл. Киев: 1981. С. 7—8.
31. Долинский А. А., Иваницкий Г. К. Оптимизация процессов распылительной сушки. Киев: Наукова думка. 1984. 240 с.
32. Жигалов В. Г. Канд. дис. Владимир, ВНИИСС, 1980.
33. Жильцова В. Н. и др. Производство и переработка пластмасс и синтетических смол. М.: НИИТЭХИМ. 1981. Вып. 3. С. 33—35.
34. Ижорин Г. Л. Канд. дис. М., МИХМ, 1982.
35. Кауфман Б. Н. Теплопроводность строительных материалов. М.: Госстройиздат, 1956. 328 с.
36. Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгарден М. Г. Общая химическая технология. М.: Высшая школа. 1985. 448 с.
37. Калинушкин М. П., Орловский З. П., Сегаль И. С. Пневматический транспорт в строительстве. М.: Госстройиздат. 1961. 351 с.
38. Калугин Б. Ф./ИФЖ. 1961. Т. 4. № 7. С. 40—46.
39. Канторович З. Б. Основы расчета химических машин и аппаратов. М.: Машгиз. 1952. 566 с.
40. Каргин В. А. Синтез и химические превращения полимеров. Избранные труды. М.: Наука. 1981. 393 с.
41. Карпов А. И./Изв. вузов. Энергетика. 1961. № 3. С. 75—81. № 9. С. 85—87; 1962. № 8. С. 71—77.
42. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Госхимиздат. 1961. 830 с.
43. Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М.: Химия. 1985. 380 с.
44. Кафаров В. В., Дорохов И. Н. Системный анализ химической технологии. Основы стратегии. М.: Наука. 1976. 500 с.
45. Кафаров В. В., Дорохов И. Н. Системный анализ химической технологии. Топологический принцип формализации. М.: Наука. 1979. 394 с.
46. Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники. М.: Химия. 1984. 592 с.
47. Кисельников В. Н., Вялков В. В., Романов В. С./В кн.: Техника сушки во взвешенном слое. М.: ЦИНТИхимнефтемаш. 1966. Т. 2. С. 80—87.
48. Клячко Л. С./Отопление и вентиляция. 1934. № 4. С. 27—29.
49. Клячко Л. С./ЖТФ. 1945. Т. 15. Вып. 8. С. 580—582.
50. Кеммер А. С. Канд. дис. Одесса, ОТИЛ, 1961.
51. А. с. 754179 СССР, 1980.
52. Кормильцин Г. С., Плановский А. Н., Рудобашта С. П./ТОХТ. 1971. Т. 5. № 4. С. 593—595.
53. Корягин А. А./В кн.: Дальнейшее совершенствование теории, технологии и техники сушки. Всесоюзн. науч.-техн. конф. Чернигов, 10—12 июня 1981. Тез. докл. секция 4. М.: КМС ВСНТО. 1981. С. 29—30.
54. Корягин А. А., Филин В. Я. Новая сушильная техника. Обзор. информ.

- Хим. и нефтеперераб. машиностр. Сер. ХМ-1. М.: ЦИНТИхимнефтемаш. 1983. 41 с.
55. Корягин А. А. Канд. дис. М., ВНИИхиммаш, 1983.
 56. Корягин А. А./В кн.: Повышение эффективности, совершенствование процессов и аппаратов химических производств. Всесоюзн. науч. конф. ПАХТ-85. Харьков, 11—13 июня 1985. Часть 5, с. 4—5.
 57. А. с. 434241 СССР, 1974.
 58. Космодемьянский Ю. В., Фокин А. П., Плановский А. Н./ИФЖ. 1968. Т. 14. № 1. С. 36—43.
 59. А. с. 552950 СССР, 1977.
 60. Коузов П. А. Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельченных материалов. 2-е изд. Л.: Химия. 1974. 280 с.
 61. Кочетов Л. М. Канд. дис. М., МИХМ, 1969.
 62. Кочетов Л. М., Сажин Б. С., Лаевская М. М. Пневматические сушилки. Обзор. информ. Хим. и нефтеперераб. машиностр. Сер. ХМ-1. М.: ЦИНТИхимнефтемаш. 1973. 52 с.
 63. Красников В. В. Кондуктивная сушка. М.: Энергия. 1973. 288 с.
 64. Кришер О. Научные основы техники сушки: Пер. с нем./Под ред. А. С. Гинзбурга. М.: Издатинлит. 1961. 539 с.
 65. Куни Д., Левеншиль О. Промышленное псевдоожижение: Пер. с англ./Под ред. М. Г. Слинько и Г. С. Яблонского. М.: Химия. 1976. 448 с.
 66. Лебедев П. Д. Расчет и проектирование сушильных установок. М.: Госэнергоиздат. 1963. 320 с.
 67. Лева М. Псевдоожижение: Пер. с англ./Под ред. Н. И. Гальперина. М., Гостоптехиздат, 1961. 400 с.
 68. Левин Л. М. Термодинамическая теория и расчет сушильных установок. М.: Пищепромиздат. 1958. 167 с.
 69. Левин Л. М. Исследования по физике грубодисперсных аэрозолей. М.: Изд-во АН СССР. 1961. 267 с.
 70. Левин А. В. Канд. дис. М., МИХМ, 1985.
 71. Липатов Н. Н., Харитонов В. Д. Интенсификация процесса сушки и устройства для производства быстрорастворимого молока. М.: ЦНИИТЭИмясомолпром СССР. 1969. 41 с.
 72. А. с. 332837, 1972.
 73. Лобаев Б. Н. Расчет воздухопроводов вентиляционных, компрессорных и пневмотранспортных установок. Киев: Госстройиздат УССР. 1959. 197 с.
 74. Лукин В. Д., Курочкина М. И. Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности. Л.: Химия. 1980. 232 с.
 75. Лыков А. В. Тепло- и массообмен в процессах сушки. М.: Гостоптехиздат. 1956. 464 с.
 76. Лыков А. В. Теория теплопроводности. М.: Высшая школа. 1967. 599 с.
 77. Лыков А. В. Теория сушки. М.: Энергия, 1968. 472 с.
 78. Лыков А. В. Тепломассообмен. Справочник. М.: Энергия. 1972. 560 с.
 79. Лыков А. В./ИФЖ. 1974. Т. 26. № 1. С. 18—25; № 5. С. 781—793.
 80. Лыков М. В., Леончик Б. И., Данилов О. Л./Изв. вузов. Энергетика. 1964. № 8. С. 70—75.
 81. Лыков М. В., Леончик Б. И. Распылительные сушилки. М.: Машиностроение. 1966. 332 с.
 82. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. М.: Химия. 1970. 432 с.
 83. Лященко П. В. Гравитационные методы обогащения. М.—Л.: Гостоптехиздат. 1940. 358 с.
 84. Малецкая К. Д., Долинский А. А./В кн.: Опыт применения распылительных сушильных установок. Киев: Наукова думка. 1976. С. 104—109.
 85. Миклин Ю. А., Романков П. Г., Фролов В. Ф./ЖПХ. 1969. Т. 42. № 5. С. 1081—1084.
 86. Миниович Я. М. Дополнение к книге Гирша «Техника сушки». М., ОНТИ, 1937. 87 с.
 87. Михайлов Ю. А. Сушка перегретым паром. М.: Энергия. 1967. 200 с.
 88. Мортенсен Х. Б., Либориус Э. Промышленные сушильные процессы для продуктов полимеризации. Лекция. Ниро Атомайзер, б/г. 25 с.

89. Муратова И. А. и др. Производство и переработка пластмасс и синтетических смол. М.: НИИТЭХИМ, 1981. Вып. 4. С. 36—40.
90. Муштаев В. И., Чевиленко В. А., Коротков Б. М./ТОХТ. 1974. Т. 8. № 6. С. 861—871.
91. Муштаев В. И., Ефимов М. Г., Ульянов В. М. Теория и расчет сушильных процессов. Учебное пособие/Под ред. А. Н. Плановского. М.: МИХМ. 1974. 152 с.
92. Муштаев В. И., Чевиленко В. А., Тимонин А. С./ТОХТ. 1976. Т. 10. № 1. С. 40—46.
93. Муштаев В. И., Ульянов В. М., Тимонин А. С. Сушка в условиях пневмотранспорта. М.: Химия. 1984. 232 с.
94. Нергин С. В., Дерягин Б. В./В кн.: Исследования в области поверхностных сил. М.: Изд-во АН СССР. 1961. С. 156—161.
95. Нестеренко А. В./ЖТФ. 1954. Т. 24. № 4. С. 729—741.
96. Никитина Л. М. Термодинамические параметры и коэффициенты массопереноса во влажных материалах. М.: Энергия. 1968. 500 с.
97. Островский Г. М. Пневматический транспорт сыпучих материалов в химической промышленности. Л.: Химия. 1984. 104 с.
98. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия. 1970. 624 с.
99. Пажи Д. Г., Галустов В. С. Распылители жидкостей. М.: Химия. 1979. 216 с.
100. Рязузов А. Г. Канд. дис. М., МТИ, 1983.
101. Перри Дж. Справочник инженера-химика: Пер. с англ./Под ред. Н. М. Жаворонкова и П. Г. Романкова. Л.: Химия. 1969. Т. 1. 640 с.; т. 2. 504 с.
102. Пирогов Е. С. и др./В кн.: Массообменные процессы и аппараты химической технологии/Под ред. А. Н. Плановского. М.: МИХМ. 1976. Вып. 69. С. 67—70.
103. Плит И. Г. и др./Хим. и нефт. машиностроение. 1965. № 4. С. 24.
104. А. с. 309728, 1971.
105. Плановский А. Н., Космодемьянский Ю. В./ТОХТ. 1971. Т. 5. № 1. С. 39—41.
106. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. М.: Химия. 1972. 496 с.
107. Плановский А. Н., Рудобашта С. П., Кормильцин Г. С./ТОХТ. 1972, Т. 6. № 3. С. 459—462.
108. А. с. 601543 СССР, 1978.
109. Плановский А. Н., Муштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М.: Химия. 1979. 288 с.
110. Прыгунов В. Ф. и др./В кн.: Дальнейшее совершенствование теории, техники и технологий сушки. Всесоюзн. науч.-техн. конф. Чернигов, 10—12 июня 1981. Тез. докл. Секция 4. М.: КМС ВСНТО. 1981. С. 83—84.
111. Псевдоожижение: Пер. с англ./Под ред. Н. И. Гельперина. М.: Химия. 1974. 728 с.
112. Разумов И. М. Псевдоожижение и пневмотранспорт сыпучих материалов. М.: Химия. 1972. 239 с.
113. Разумов И. М. Пневмо- и гидротранспорт в химической промышленности. М.: Химия. 1979. 248 с.
114. Розенбаум Р. Б., Тодес О. М./ДАН СССР. 1957. Т. 115. № 3. С. 504—507.
115. Розенкранц А. М. Канд. дис. М., МИТХТ, 1974.
116. Ромадин В. П. Пылеприготовление. М.: Госэнергоиздат. 1953. 519 с.
117. Романков П. Г., Курочкина М. И. Гидромеханические процессы химической технологии. Л.: Химия. 1974. 288 с.
118. Романков П. Г., Рацковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Л.: Химия. 1979. 272 с.
119. Ребиндер П. А./В кн.: Всесоюзное научно-техническое совещание по интенсификации процессов сушки. М.: Профиздат. 1958. С. 14.
120. Рейтлингер С. А. Проницаемость полимерных материалов. М.: Химия. 1974. 269 с.

121. Рудобашта С. П. Кинетика массопередачи в системах с твердой фазой. Учебное пособие/Под ред. А. Н. Плановского. М.: МИХМ, 1976. 96 с.
122. Рудобашта С. П. Массоперенос в системах с твердой фазой. М.: Химия. 1980. 248 с.
123. Руководящий нормативный материал. Аппараты сушильные. Методика выбора типа сушилки. РД.РТМ26-01-131—81. М.: НИИхиммаш. 1981. 65 с.
124. Сажин Б. С., Чувило Е. А. Типовые сушилки со взвешенным слоем материала. Обзорн. информ. Сер. ХМ-1. М.: ЦИНТИхимнефтемаш. 1975. 72 с.
125. Сажин Б. С. Основы техники сушки. М.: Химия. 1984. 320 с.
126. Сбродов М. Е. Канд. дис. М., ВИМ, 1968.
127. Сергеев П. А./Изв. АН СССР. Механика и машиностроение. 1960. № 5. С. 150—154.
128. Сиренко В. Ф. Канд. дис. М., МИХМ, 1984.
129. Соловьев М. И./ИФЖ. 1964. Т. 7. № 10. С. 62—66.
130. Степанова Э. В., Большаков А. Г./В кн.: Тепло- и массоперенос. Минск: ИТМО АН БССР. 1972. Т. 6. С. 103—107.
131. Сукомел А. С., Цветков Ф. Ф., Керимов Р. В. Теплообмен и гидравлическое сопротивление при движении газовзвеси в трубах. М.: Энергия. 1977. 193 с.
132. Сушильные аппараты. Каталог-справочник. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1966. 86 с.; 1975. 64 с.
133. Сушилки вакуумные барабанные роторные. Параметры и основные размеры: ОСТ 26-01-1251—75.
134. Сушилки комбинированные циклонные. Параметры и основные размеры: ОСТ 26-01-1328—75.
135. Сушилки барабанные вращающиеся. Параметры и основные размеры: ОСТ 26-01-746—78.
136. Сушилки полочные. Параметры и основные размеры: ОСТ 26-01-603—80.
137. Сушилки вальцеленточные. Параметры и основные размеры: ОСТ 26-01-822—80.
138. Сушилки ленточные одноярусные. Общие технические условия: ОСТ 26-01-1254—80.
139. Сушилки распылительные. Типы, основные параметры и размеры: ГОСТ 18906—81.
140. Таганов И. Н. Моделирование процессов массо- и энергопереноса, Л.: Химия. 1979. 204 с.
141. Теория теплообмена. Учеб. для вузов/Под ред. А. И. Леонтьева. М., Высш. шк., 1979. 495 с.
142. Тимонин А. С. Канд. дис. М., МИХМ, 1979.
143. Тимонин А. С., Муштаев В. И./ТОХТ. 1982. Т. 16. № 6. С. 811—819.
144. Тимонин А. С., Муштаев В. И./ИФЖ. 1983. Т. 44. № 6. С. 954—958.
145. Товбина З. М./Украинский химич. ж. 1968. № 1. С. 20.
146. Томан М./Колloidн. ж. 1963. Т. 25. № 6. С. 710—715.
147. Тынныбеков Э. К. Канд. дис. М., МЭИ, 1967.
148. Очистка промышленных газов от пыли/В. Н. Ужов, А. Ю. Вальдберг, Б. И. Мягков, И. К. Решидов. М.: Химия. 1981. 392 с.
149. Пат. 2060633 ФРГ, 1970.
150. А. с. 344244 СССР, 1970.
151. Ульянов В. М., Овчинников Ю. В./Колloidн. ж. 1971. Т. 33. № 5. С. 757—763; 1973. Т. 35. № 1. С. 90—94.
152. Ульянов В. М. и др./В кн.: Тепло- и массоперенос. Минск: ИТМО АН БССР. 1972. Т. 6. С. 434—442.
153. Ульянов В. М., Муштаев В. И., Плановский А. Н./ТОХТ. 1977. Т. 11. № 5. С. 716—723.
154. А. с. 595603 СССР, 1978.
155. А. с. 1085641 СССР, 1982.
156. Ульянов В. М. и др./Информ. бюлл. по химич. пром-сти СЭВ. 1984. № 1 (104). С. 38—40.
157. Ульянов В. М. и др./В кн.: Физико-химические основы синтеза и перера-

- ботки полимеров. Межвузовский сб. Горьковского ун-та. Горький: 1984. С. 56—59.
158. Ульянов В. М., Тукало Н. П./Пром. и сан. очистка газов. 1984. № 3. С. 12.
159. Успенский В. А. Пневматический транспорт материалов во взвешенном состоянии. Свердловск: Металлургиздат. 1952. 150 с.
160. Ушаков С. Г., Зверев Н. И. Инерционная сепарация пыли. М.: Энергия. 1974. 168 с.
161. Фадеев И. Г./Химия и технол. топлив и масел. 1969. № 8. С. 41—44.
162. Федоренко В. В., Коровкина Г. П. Печи и сушилки с активными гидродинамическими режимами. Обзорн. информ. Сер. ХМ-1. М.: ЦИНТИхимнефтемаш. 1980. 33 с.
163. Федоров Г. И., Измайлова Р. И./Изв. АН СССР. Сер. хим. 1968. № 12. С. 2799—2801.
164. Федоров Г. С., Шуляк В. А./В кн.: Повышение эффективности, совершенствование процессов и аппаратов химических производств. ПАХТ—85. Всесоюзн. науч.-техн. конф. Харьков, 11—13 июня 1985 г. Тез. докл. Ч. 5, с. 61—62.
165. Филатов Н. Н. и др./Пром. и сан. очистка газов. 1980. № 2. С. 3—4.
166. Фокин А. П., Плановский А. Н., Акопян Л. А./ИФЖ. 1965. Т. 8. № 1. С. 116—119.
167. А. с. 507365, 1976.
168. Фукс Н. А. Механика аэрозолей/Под ред. Б. В. Дерягина. М.: Изд-во АН СССР. 1955. 352 с.
169. Хавкин Ю. И. Центробежные форсунки. Л.: Машиностроение. 1976. 168 с.
170. Циборовский Я. Процессы химической технологии: Пер. спольск./Под ред. П. Г. Романкова. Л.: Госхимиздат. 1958. 932 с.
171. Чайченец Н. С., Таусаров Ш. У., Устинов С. В./Библ. указ. ВИНИТИ. М.: 1983. № 11 (145). С. 129.
172. Чернобыльский И. И., Тананайко Ю. М. Сушильные установки химической промышленности. Киев: Техника. 1969. 280 с.
173. Членов В. А., Михайлов Н. В. Вибропаяющий слой. М.: Наука. 1972. 344 с.
174. Шадрина Н. Е. Канд. дис. М., МИХМ, 1974.
175. Яворский Б. М., Детлаф А. А. Справочник по физике для инженеров и студентов вузов. М.: Наука. 1979. 944 с.
176. Baran S. J./Ind. Eng. Chem. 1964. V. 56. N 10. P. 34—36.
177. Barth W./Chem. Ing. Techn. 1960. Bd. 32. N 3. S. 164—171.
178. Basel L., Gray E./Chem. Eng. Progr. 1962. V. 58. N 6. P. 57—61.
179. Bender W., Meier F./Chem. Ing. Techn. 1972. Bd. 44. N 8. S. 563—570.
180. Brauer H., Mewes D./Chem. Ing. Techn. 1972. Bd. 44. N 13. S. 865—867.
181. Charlesworth P. H., Marshall W. R./AIChE J. 1960. V. 6. N 1. P. 34—42.
182. Curcaneanu S. u. a./Mat. Plastice. 1981. V. 18. N 4. P. 217—222.
183. Energieanwendung 32 Jahrgang. 1983. Heft 5. S. 161, bis 198.
184. Fraser R. P. Sixth Symposium of Combustion. New York: Reinhold Publ. Corp., 1956.
- 184a. Geiger A./Verfahrenstechnik. 1968. N 6. S. 57—65.
185. Koller H., Salden D. M./Proc. Eng. 1972. N 9. P. 104—106.
186. Küchenthal G., Langenbacher H./Chem. Ind. 1964. V. 16. N 9. P. 619—622.
187. Lyne C. W./Brit. Chem. Eng. 1971. V. 16. N 4/5. P. 370—373.
188. Moller J. T., Hansen O./Proc. Eng. 1972. N 9. P. 84—86.
189. Muroi S./Fiber. Sci. a. Ind. Japan. 1968. V 1. N 2. P. 84.
190. Noden D./Processing. 1974. N 12. P. 25—27.
191. Peters W., Jüngten H./Brennstoff-Chem. 1965. Bd. 46. S. 56—62.
192. Richard W., Adler H. P., Gayer A./Helvetica Chimia acta. 1965. N 48. P. 328.
193. Stockburger D./Chem. Ind. 1967. V. 19. N 9. P. 555—561.
194. Turba J., Nemeth J./Brit. Chem. Eng. 1964. V. 9. N 7. P. 457—460.
195. Young M., Ireland A. J. C./Chem. Proc. Eng. 1969. V. 50. N 10. P. 87—88.

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

- Влага**
адсорбционно связанная 12
капиллярная 13
макрокапилляров 14
осмотической связи 13
свободная
физико-механической связи 13
химически связанная 12
- Влагоемкость, удельная изотермическая** 31
- Влагопереноса потенциал** 30
- Влагосодержание** 10, 38
- Влажность абсолютная** 10
гигроскопическая 25
относительная 10
- Виброкипящий слой** 158 сл.
- Вибропитатель стержневой** 230
- Вибросушилки** 330 сл.
- Газовзвеси** 133 сл.
гидродинамика потоков 133 сл.
закрученные потоки 151 сл.
в прямых каналах 140 сл.
в распылительных сушильных камерах 145 сл.
- Гидродинамика потоков газовзвесей** 133 сл.
виброкипящего слоя 158 сл.
закрученных потоков 151 сл.
кипящего слоя 149 сл.
коэффициент гидродинамического сопротивления 135, 136
неподвижного слоя 147
в прямых каналах 140 сл.
силы, действующие на частицы 133
в сушильных камерах 145 сл.
- Гистерезис сорбционный** 23
- Гранулометрический состав** 51
- Давление**
в высушиваемом материале 47
в сушильном агенте 47
- Диаграмма состояния влажного газа** 95, 98 сл.
- Диаметр эквивалентный** 50
- Динамика сушки** 84 сл.
дифференциальные уравнения 85
коэффициент фазового превращения 85
поля влагосодержания 86
температурные поля 86
- Диски распылительные** 266
- Дисперсность** 49
- Запыленность воздуха** 208
- Измельчение** 236
- Изотермы сорбции — десорбции** 23, 26 сл.
динамический метод получения 26
статический метод получения 26
- Испарение** 66 сл., 87 сл.
волновое уравнение 90
канатное состояние жидкости 91
коэффициент фазового превращения 88, 92
параболические уравнения 89
скорость движения зоны испарения 90
— углубления фронта испарения 93
состояние защемленной жидкости 92
углубление зоны испарения 86 сл.
- Капиллярно-пористые материалы** 15
- Капиллярно-пористые коллоидные материалы** 15
- Кинетика сушки** 73 сл.
время сушки 79
кривые скорости 74 сл., 79
методы расчета 76 сл.
номограмма для определения времени 82
сыпучих материалов 79
температурные кривые 75
уравнение кинетики сушки 76
- Гидравлическое сопротивление** 200
- Гидродинамика** 149 сл.
- Классификация влажных материалов** 17 сл., 21
по агрегатному состоянию 22
- Лыкова А. В.** 15
- Малецкой К. Д. и Долинского А. А.** 19
- Ребиндера П. А.** 16
- Рудобашты С. П.** 16
- Сажина Б. С.** 16
- Коллоидные материалы** 15
- Коэффициент**
Гастерштадта 144
гидродинамического сопротивления 135 сл.
диффузии 43
заполнения 258
извилистости 59, 148
кинетический 89
массоотдачи 164
массопроводности 69 сл.
несферичности 50
перемешивания 171
полезного действия сушилки 125 сл.
скольжения 153, 202
сопротивления слоя 153
сушки 83, 84
сферичности 50, 147
температуропроводности 42
теплоотдачи 165
теплопроводности 39

Коэффициент
термоградиентный 36, 88
термодинамического совершенства 130
термодиффузии 46
трения 143
фазового превращения 85
формы, динамический 138
эксергетический 130
эффективности насадки 258
Критерий
Био 89
Кирпичева 88
Ребиндера 76, 89
Стокса модифицированный 154
Фурье 89

Массоперенос
движущая сила 68
закономерности 66 сл.
испарение 66
коэффициент массопередачи 68
коэффициент массопроводности 69, 71
однородных влажных тел 69
плотность потока пара 68
равновесная влажность 67
скорость массопередачи 67
уравнение массопроводности 69, 70
характеристика 66 сл.

Материалы высушиваемые
внутренняя структура 55
высоковлажные 17
гранулированные 17
гранулометрический состав 51
давление насыщенного пара 47
дисперсность 49
дисперсные 17, 133 сл., 179 сл., 238
допустимая температура нагрева 47
— гидродинамика неподвижного слоя 147 сл.
— характеристики 49 сл.
жидкие 209 сл.
капиллярно-пористые 15
капиллярно-пористые коллоидные 15
коллоидные 15
коэффициент диффузии 42 сл.
— извилистости 59
— несферичности 50
— сферичности 50
крупнодисперсные 17
кусковые 233 сл.
механизм переноса влаги 43, 44
микропористые 17
морфологические характеристики 49 сл.
насыпная плотность 55
непористые 17
область гигроскопического состояния 25

Материалы высушиваемые
— влажного состояния 25
объемная плотность 55
парциальное давление газа 47
пастообразные 224 сл.
плотность твердой фазы 55
плотность частиц 54
пористость 57
пористые 16, 56 сл.
порозность слоя 59
рециркуляция 118 сл.
сыпучие 198 сл.
температуропроводность 42
теплоемкость 37
теплопроводность 39
теплостойкость 48
теплота испарения 46
термодинамические характеристики 30
термолабильные 48
термостойкие 211
термостойкость 48
термоусадка 65
термочувствительные 212
тонкопористые 17
удельная поверхность пор 58
— — частиц 49
усадка 61
фактор формы 50
функция распределения пор по размерам 57
ширина поры 57
широкопористые 17
эквивалентный диаметр частиц 50

Номограмма для определения времени сушки 82

Плотность
насыпная 55, 147
объемная 55
твердой фазы 55
частиц 55
Пневмосушки 228, 237
Пневмотрубы 280
Поверхность частиц материала, удельная 49
Пористость 77
Порозность слоя 59, 147, 149
Поры
критический диаметр 17
ширина 57
удельная поверхность 58
функция распределения 57
эквивалентный диаметр порового канала 147
Потенциал влагопереноса (массопереноса) 30 сл.
химический 31

Равновесие между влажным газом и материалом 22

Радиус пор критический 16
 Распределение частиц по размерам 51
 Распылители 225, 266
 Рециркуляция материала 118 сл.
 число рециркуляции 120

Сушка(и) 9
 -агломератор 273
 аэрофонтанные 233
 барабанные 213, 233, 256 сл.
 вальцевые 245
 вальцеленточная 231
 со взвешенным слоем 214
 вибросушилки 330 сл.
 вихревые 233, 299
 —с измельчителем 237
 камерная 232
 с кипящим слоем 201, 235, 313 сл.
 классификация 179 сл.
 комбинированные 305, 338 сл.
 конструкции 244 сл.
 ленточные 231, 233, 244, 251 сл.
 материалный баланс 113
 с опрокидывающимися полками 247
 петлевая 229
 полочные 233, 244
 производительность 185
 расчет 244 сл., 252, 260, 264,
 273 сл., 283, 295, 306, 322, 337
 и свойства материалов 182
 спирально-вихревые 239, 299
 спиральные 290 сл.
 тарельчатые 249
 тепловой баланс 113
 термический к. п. д. 192
 тип 180
 трубные 238, 280 сл.
 туннельные 246
 турбинные 248
 циклонные 300
 шахтные 235, 244, 249
 шнековая 232
 Сушильные камеры 268, 317
 Сушильный агент 9, 105
 Сушка конвективная
 блок-схемы 192
 выбор способа 184
 гидродинамика потоков 133 сл.
 движущая сила процесса 166,
 167 сл.
 динамика процесса 66 сл., 84
 дисперсных материалов 179 сл.
 жидких материалов 209 сл.
 в замкнутом цикле газа 238 сл.
 кинетика 66 сл.
 классификация объектов 11
 кривые кинетики 73
 кусковых материалов 233 сл.
 массоперенос 66 сл.

Сушка конвективная
 материалный баланс 122
 методы расчета 76 сл.
 механизм 10
 в неподвижном слое 244 сл.
 пастообразных материалов 224 сл.
 перемешивание потоков 170 сл.
 поверхность теплопередачи 194
 распылением 211
 расчет 176 сл.
 рекуперация тепла 194
 с рециркуляцией газа 105 сл.
 — — материала 118 сл.
 в среде перегретого пара 113 сл.,
 238 сл.
 статика 9
 структуря объектов 55 сл.
 сыпучих материалов 198 сл.
 тепловой баланс 12
 тепловые насосные устройства 194
 тепло-массообмен 160 сл.
 теплофизические свойства объектов 37 сл.
 термографический метод анализа объектов 75
 термодинамический анализ 122 сл.,
 95 сл.
 термостойких растворов 211
 термочувствительных растворов 212
 усадка материалов 62
 эксергетический анализ 129
 энергосберегающая технология 191 сл.

Температура нагрева 47
 стеклования 48
 термической деструкции 48
Теплоемкость удельная сложных систем 37
Тепло-массообмен
 движущая сила 167
 коэффициенты перемешивания 171
 модели процессов 170
 обратное перемешивание потоков: 170
 расчет процесса сушки 176 сл.
 при сушке дисперсных материалов 160 сл.
 уравнения массоотдачи 161
 — теплоотдачи 163
 эквивалентный 160 сл., 219
 эффективные коэффициенты 164 сл.
Теплонасосные сушильные установки 195 сл.
Теплостойкость материала 48
Теплота испарения 46
Термоградиентный коэффициент 36
 капиллярно-пористых тел 36
 коллоидных тел 36

Термодинамика конвективной сушки
95 сл.
диаграмма состояния влажного газа 95
материалный баланс 122
сушка с рециркуляцией газа 106 сл.
— с рециркуляцией материала 118 сл.
— в среде перегретого пара 113 сл.
тепловой баланс 122
теплота парообразования 101
уравнения баланса энергии при контакте газа с материалом 103
число рециркуляции 120
эксергетический анализ 129
эксергия 129
энергетический анализ 122 сл.
— к. п. д. 125
энタルпия жидкости 98
— пара 95
— парогазовой смеси 96
Термостабильность материала 48
Термостойкость материала 48
Термоусадка материалов 65

Уравнение

Блазиуса 143
Богомолова 41
БЭТ 59
влагопереноса 44
Гиббса — Гельмгольца 11
Гюи — Стодола 129
Дарси — Вейсбаха 143, 148
Джиакалоне 47

Уравнение
Догадкина 64
Долинского 274
изотермы десорбции 28 сл.
Клапейрона — Клаузиуса 22, 46
Кришера 40
Ленгмюра 59
Лыкова 86
массоотдачи 161
массопередачи 68
массопроводности 69 сл.
Никурадзе 143
Островского 150
Розина — Раммлера 55
теплоотдачи 163
Тодеса 150
Томсона — Кельвина 13, 24
Трутана 46
Филоненко 77
Френкеля 63
Эйкена 39
Эргана 149
Усадка материалов 62

Фактор

термообработки 65
формы 50, 138

Форсунки 264

Циклоны 205 сл.

Шкафы сушильные 245

Эксергия 129

Энергия связи влаги с материалом 11, 31

Производственное издание

ВИКТОР ИВАНОВИЧ МУШТАЕВ
ВЛАДИМИР МИХАИЛОВИЧ УЛЬЯНОВ

Сушка дисперсных материалов

Редактор Г. И. Тюшевская

Художественный редактор Л. А. Леонтьева

Технический редактор Б. М. Молодцов

Корректоры М. А. Ивлиева, Т. В. Смирнова

ИБ 2158

Сдано в наб. 26.06.87. Подп. к печ. 02.10.87. Т. 17883. Формат бумаги 60×90^{1/16}. Бумага тип. № 2. Гарнитура литературная. Печать высокая. Усл. печ. л. 22. Усл. кр.-отт. 22. Уч.-изд. л. 22,75. Тираж 5200 экз. Заказ № 1117. Цена 1 р. 50 к. Изд. № 3112.

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия».
107076, Москва, Строгий, 21, корп. 2.

Московская типография № 11 Союзполиграфпрома
при Государственном комитете СССР по делам
издательств, полиграфии и книжной торговли.
113105, Москва, Нагатинская ул., д. 1.

Copyleft ® San'ky incorporation
derevyaha + Q