

Б.С.САЖИН

ОСНОВЫ  
ТЕХНИКИ  
СУШКИ

**Б. С. САЖИН**

# **ОСНОВЫ ТЕХНИКИ СУШКИ**

**МОСКВА, «ХИМИЯ», 1984**

6П7.1

Саж 147

УДК 66.011

Сажин Б. С.

Основы техники сушки. М.: Химия, 1984. — 320 с., ил.

Изложены основы выбора рационального метода сушки, типа и конструкции сушильного аппарата на базе комплексного анализа материалов как объектов сушки. Рассмотрены конструкции, методы расчета и анализа работы современных сушилок и вспомогательного оборудования. Даны схемы сушильных установок.

Предназначена для инженерно-технических и научных работников химической и других отраслей промышленности. Полезна студентам и аспирантам, специализирующимся в области процессов и аппаратов химической и нефтехимической технологии.

320 с., 22 табл., 154 рис., 176 литературных ссылок.

Рецензент докт. техн. наук, проф. В. И. КОНОВАЛОВ.

2801020000-061  
С 050(01)-84 61.84

© Издательство «Химия», 1984 г.

## СОДЕРЖАНИЕ

Введение	5
<b>Часть I. НАУЧНЫЕ ОСНОВЫ РАЗРАБОТКИ ЭФФЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ АППАРАТОВ И РАЦИОНАЛЬНОГО МЕТОДА СУШКИ</b>	9
<b>Глава 1. Статика и кинетика сушки</b>	9
1.1. Основные факторы, определяющие процесс сушки	9
1.2. Условия термодинамического равновесия при сушке. Изотермы сорбции-десорбции	13
1.3. Движущая сила процесса сушки и способы ее выражения	19
1.4. Термическое и диффузионное сопротивление в процессе сушки	24
1.5. Кривые сушки. Скорость и продолжительность сушки	28
1.6. Особенности конвективной и кондуктивной сушки	35
1.7. Влияние наложения энергетических полей на процесс сушки	38
<b>Глава 2. Комплексный анализ материалов как объектов сушки</b>	41
2.1. Основные характеристики материалов как объектов сушки	41
2.2. Формы связи влаги с материалом. Термограммы и энергограммы сушки	44
2.3. Сорбционно-структурные характеристики дисперсных материалов	50
2.4. Тепловые характеристики	63
2.5. Методы классификации влажных материалов как объектов сушки	71
<b>Глава 3. Гидродинамика сушильных аппаратов</b>	76
3.1. Основные факторы, определяющие гидродинамику сушильных аппаратов	77
3.2. Основные понятия об аппаратах с активными гидродинамическими режимами	78
3.3. Основные гидродинамические режимы взвешенного слоя и их характеристики	80
3.4. Гидродинамика сушилок с кипящим слоем	85
3.5. Режимы фонтанирования и область применения сушилок с фонтанирующим слоем	90
3.6. Гидродинамический режим вихревых сушилок	94
3.7. Гидродинамический режим безуносных сушилок со встречными закрученными потоками	100
3.8. Типовые математические модели гидродинамического режима сушильных аппаратов	109
<b>Глава 4. Тепломассоперенос в процессах сушки</b>	118
4.1. Характеристика технологических задач процесса сушки	118
4.2. Тепломассоперенос в случае балансовой и внешней задач	121
4.3. Тепломассоперенос при решении внутренней задачи	127
4.4. Особенности тепломассопереноса при решении комплексной задачи	131
4.5. Необходимое время сушки	135
4.6. Новый метод расчета сушки	137
<b>Часть II. КОНСТРУКЦИИ СУШИЛОК И СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК</b>	141
<b>Глава 5. Основные типы сушилок, используемых в химической промышленности</b>	142
5.1. Классификация сушилок	142
5.2. Барабанные сушилки	143

5.3. Ленточные и вальцеленточные сушилки . . . . .	146
5.4. Распылительные сушилки . . . . .	149
5.5. Сушилки со взвешенным слоем . . . . .	153
5.6. Пневматические сушилки . . . . .	165
5.7. Комбинированные сушилки . . . . .	173
5.8. Сушилки с измельчением или грануляцией . . . . .	179
5.9. Безуносные сушилки со встречными закрученными потоками . . . . .	189
5.10. Типовые сушилки со взвешенным слоем материала . . . . .	192
5.11. Тенденции развития сушильной техники . . . . .	195
Глава 6. Вспомогательное оборудование сушильных установок . . . . .	198
6.1. Конструкции и анализ работы загрузочных и разгрузочных устройств . . . . .	198
6.2. Системы пылеочистки . . . . .	204
6.3. Пылеуловители со встречными закрученными потоками . . . . .	217
6.4. Вентиляторы . . . . .	231
6.5. Калориферы . . . . .	234
Часть III. ВЫБОР И РАСЧЕТ СУШИЛОК И СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК . . . . .	236
Глава 7. Основы выбора рационального метода сушки и типа сушилки . . . . .	236
7.1. Общий подход к вопросу выбора метода сушки и типа сушилки . . . . .	236
7.2. Расчет продолжительности сушки на основе комплексного анализа материалов как объектов сушки . . . . .	241
7.3. Выбор и расчет типового сушильного аппарата . . . . .	250
7.4. Выбор рационального типа аппарата и режима сушки полиэтилена низкого давления . . . . .	253
Глава 8. Расчет сушильных установок . . . . .	257
8.1. Общая методика расчета сушильных установок . . . . .	257
8.2. Расчет пневматических сушилок . . . . .	262
8.3. Расчет распылительных сушилок . . . . .	268
8.4. Расчет комбинированных сушилок . . . . .	272
8.5. Расчет сушилок с псевдоожиженным слоем . . . . .	276
8.6. Расчет барабанной сушилки (прямоточной с распределительной насадкой) . . . . .	279
8.7. Расчет ленточных сушилок . . . . .	280
Глава 9. Энергетический анализ работы сушильных установок . . . . .	283
9.1. Основные понятия . . . . .	283
9.2. Эксергия влажного воздуха . . . . .	289
9.3. Эксергетический баланс сушильной камеры . . . . .	293
9.4. Эксергетический расчет конвективной сушильной установки непрерывного действия . . . . .	301
9.5. Методика расчета установок с замкнутым контуром . . . . .	305
9.6. Упрощенная методика расчета . . . . .	307
Литература . . . . .	309
Предметный указатель . . . . .	316

## ВВЕДЕНИЕ

Сушка — один из самых энергоемких процессов, поэтому в области техники сушки экономия энергетических ресурсов проблема актуальная. Создание высокоэффективных и экономичных типовых сушильных аппаратов и установок позволит значительно снизить энергоемкость сушки. Для разработки таких аппаратов и установок необходимы методы комплексного анализа влажных материалов и их классификация как объектов сушки.

До сих пор нет единой классификации материалов как объектов сушки, на основании которой можно было бы выбрать рациональный тип сушильного аппарата.

При классификации материалов как объектов сушки нельзя исходить только из оценки поведения материала в том или ином (даже типовом, и тем более не типовом) сушильном аппарате. Классификация должна отражать результаты комплексного анализа материала как объекта сушки и включать не более трех — четырех обобщенных показателей, из которых один (доминирующий) определяет класс (группу) материала по данной классификации, а остальные — подгруппу и разряд.

Доминирующий показатель должен отражать природу материала и не зависеть от условий сушки (например, коэффициент диффузии нецелесообразно выбирать в качестве доминирующего показателя, так как он зависит от температуры сушки и других режимных параметров).

В разработанной автором с сотрудниками классификации [100, 145] на основе доминирующего показателя — критического радиуса пор — все влажные материалы делятся на 4 группы в порядке уменьшения критического диаметра пор, которому соответствует усложнение внутрипористой структуры материала и увеличение диффузионного сопротивления движению влаги (в виде жидкости или пара) к поверхности частиц, а следовательно, увеличение продолжительности сушки и усложнение форм связи влаги с материалом.

При делении каждой группы на подгруппы учтены адгезионнокогезионные свойства материала (налипание на металлические поверхности, комкование и т. д.), которые в значительной степени определяют рациональную конструкцию сушильной установки, а также конструкцию загрузочных устройств. Для учета этих свойств введен ранг адгезионно-когезионного коэффициента, который изменяется с изменением этих свойств ( $K_{a-k}$  изменяется от 1 до 5).

К первой группе отнесены материалы с критическим диаметром пор более 100 нм (первая подгруппа  $K_{a-k}=1$ , вторая подгруппа  $K_{a-k}$  — до 3). Продолжительность сушки материалов первой группы невелика (например, во взвешенном слое 0,5—3,0 с). Во вторую группу входят материалы с критическим диа-

метром пор от 100 до 6 нм (первая подгруппа  $K_{a-k}=1$ , вторая подгруппа  $K_{a-k}$  до 3, третья подгруппа  $K_{a-k}$  от 3 до 5). Продолжительность сушки материалов второй группы значительно больше, чем первой (во взвешенном слое — до 30 с). К третьей группе отнесены материалы с критическим диаметром пор от 6 до 2 нм. Продолжительность сушки таких материалов составляет минуты и десятки минут. Материалы четвертой группы, критический диаметр пор которых менее 2 нм, характеризуются очень низкой скоростью сушки, при этом продолжительность сушки исчисляется часами. При выборе типа сушильного аппарата для материалов четвертой группы следует учитывать и размер частиц высушиваемого материала.

На основе предложенной классификации можно осуществить переход от статике к кинетике сушки, используя принцип соответственных состояний. Зная кинетику сушки характерных представителей каждой группы в условиях, близких к оптимальным, а также скорость удаления влаги из пор различных групп, можно по принадлежности материала к той или иной группе и характеристике порового пространства (распределение пор по диаметрам, объем пор различных диаметров) рассчитать и построить кривую кинетики сушки данного материала в условиях, близких к оптимальным, и выбрать рациональный тип аппарата, а также активный гидродинамический режим\*.

Активные гидродинамические режимы могут быть реализованы, в частности, при рациональном применении взвешенного слоя. Различают [97, 98] четыре группы режимов взвешенного слоя: псевдооживление (в том числе кипящий, виброкипящий, проходящий кипящий слой), фонтанирование (в том числе фонтанирующий слой, свободное фонтанирование), пневмотранспорт (восходящий, нисходящий, горизонтальный, «дюнами» и др.) и закрученные потоки (одиночные потоки с направляющими каналами и без них, встречные и спутные закрученные потоки, вихревой слой и др.).

Необходимо отметить, что режим проходящего кипящего слоя реализуется в аппаратах с вертикальными стенками, а режим свободного фонтанирования — в аппаратах с наклонными стенками, причем и тот и другой режим возможен при сушке только таких материалов, скорость витания частиц которых существенно уменьшается в процессе сушки [92, 105].

Мерой активности гидродинамического режима должен быть комплексный показатель, учитывающий, с одной стороны, тех-

нологический эффект от применения данного режима (интенсификация процесса при достаточной гидродинамической устойчивости слоя в этом режиме, «удовлетворительной гидродинамической модели», обеспечивающей требуемую степень однородности обработки частиц и безопасность процесса), и, с другой стороны, экономичность технологического процесса (высокую степень использования сушильного агента).

Из изложенного следует, что высокий показатель гидродинамической активности для материалов, имеющих макропоры со свободной и слабосвязанной влагой, может быть реализован только при режимах с высокими скоростями и температурами теплоносителя и малой продолжительностью пребывания материала в зоне обработки.

Экономия энергетических ресурсов может быть достигнута также в результате совмещения процессов механического обезвоживания и сушки, сушки и измельчения, сушки и грануляции (из растворов, суспензий, расплавов, термогрануляция порошков), сушки и капсулирования, сушки и термообработки, сушки и улавливания, а также с одновременным проведением химической реакции.

Примером многофункционального аппарата с управляемой гидродинамикой может служить аппарат со встречными закрученными потоками, предназначенный для сушки с одновременным пылеулавливанием, сушки и термообработки, обезвоживания и грануляции, а также для проведения ряда других процессов химической технологии (абсорбции, кондиционирования, десорбции) [95, 96, 97, 99, 106].

При использовании аппаратов со встречными закрученными потоками в качестве пылеуловителей производительность по газовой фазе достигает 200 тыс. м<sup>3</sup>/ч (одиночного аппарата диаметром 2 м), а в случае использования батареи аппаратов — до 500 тыс. м<sup>3</sup>/ч при степени очистки до 99,8% от пыли с размерами частиц по 2—3 мкм. Таких показателей не имеют другие известные пылеуловители, в том числе типовые циклоны. Кроме того, аппараты со встречными закрученными потоками не чувствительны к изменению нагрузки по газовой фазе и концентрации пыли.

Регулируя переток газовой фазы из пристенного потока в центральный, можно добиться того, что обрабатываемый материал в аппарате со встречными закрученными потоками не будет касаться стенок аппарата, а это имеет большое практическое значение при обработке материалов с сильными адгезионно-когезионными свойствами.

Автор не ставил своей целью дать анализ всех исследовательских и расчетных работ по сушке, выполненных отечественными и зарубежными исследователями, а также рассмотреть все конструкции сушилок химических производств. Рассмотрены лишь те работы, которые связаны с основной идеей предлагаемой книги — изложением научных основ создания высоко-

\* В последние годы этот термин широко используется в литературе, причем, в разных значениях. Представляется целесообразным называть «активным» только такой режим, при котором в результате создания определенной гидродинамической обстановки (развитой поверхности высушиваемого материала, высоких относительных скоростей движения его с теплоносителем, определенной структуры потоков и др.) достигается существенная интенсификация процесса сушки при высоких технико-экономических показателях.

эффективных типовых аппаратов на базе комплексного анализа материалов как объектов сушки.

Автор считает долгом выразить благодарность за помощь в подготовке книги своим ученикам — кандидатам технических наук Т. И. Богачевой, Т. Ю. Векуа, В. В. Квартальнову, Л. М. Кочетову, А. С. Латкину, Б. П. Лукачевскому, В. П. Оснянскому, И. А. Попову, С. Г. Трещову, И. Ф. Фокину, И. П. Хаустову, Е. А. Чувпило, Н. Е. Шадринной.

Автор весьма признателен за ценные советы и замечания рецензенту книги проф. Коновалову В. И.

## Часть I

# НАУЧНЫЕ ОСНОВЫ РАЗРАБОТКИ ЭФФЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ АППАРАТОВ И РАЦИОНАЛЬНОГО МЕТОДА СУШКИ

## глава I

### СТАТИКА И КИНЕТИКА СУШКИ

#### 1.1. ОСНОВНЫЕ ФАКТОРЫ, ОПРЕДЕЛЯЮЩИЕ ПРОЦЕСС СУШКИ

Как известно, сушка является весьма сложным технологическим процессом, зависящим от большого числа факторов, знание которых существенно для анализа и расчета процесса. Во всех случаях при сушке удаляется (в виде пара или жидкости) легколетучий компонент (вода, органический растворитель, смесь).

Влагосодержанием тела  $U$  называется отношение массы влаги  $W$ , содержащейся в теле, к массе сухого тела  $G$

$$U = W/G \quad (1.1)$$

При изложении практических вопросов сушки обычно пользуются понятием влажности тела  $w$

$$w = \frac{W}{W+G} \quad (1.2)$$

Из соотношений (1.1) и (1.2) следует

$$w = \frac{U}{1+U} \quad (1.3)$$

При малых значениях влагосодержания ( $U \ll 1$ ) величина  $(1+U)$  в (1.3) почти равна единице, и влажность тела почти не отличается от его влагосодержания.

В процессе сушки влажное тело стремится к состоянию равновесия с окружающей средой, поэтому влагосодержание тела  $U$  и его температура  $T$  зависят от времени  $\tau$  и от координат точки тела  $x_1, x_2, x_3$

$$U = U(x_1, x_2, x_3, \tau) \quad (1.4)$$

$$T = T(x_1, x_2, x_3, \tau) \quad (1.5)$$

Зависимость температуры от времени можно не учитывать, если температура тела становится равновесной много быстрее, чем его влагосодержание. Зависимости (1.4) и (1.5) описывают динамику сушки и нагрева тела. Изменение во времени средних по объему тела влагосодержаний  $\bar{U}$  и температур  $\bar{T}$  характери-

зует кинетику процессов сушки и нагрева

$$\bar{U} = \bar{U}(\tau) \quad (1.6)$$

$$\bar{T} = \bar{T}(\tau) \quad (1.7)$$

$$\bar{U} = \iiint_V U(x_1, x_2, x_3, \tau) dx_1 dx_2 dx_3 \quad (1.8)$$

$$\bar{T} = \iiint_V T(x_1, x_2, x_3, \tau) dx_1 dx_2 dx_3 \quad (1.9)$$

Интенсивность сушки определяется скоростью сушки  $d\bar{U}/d\tau$ , которая по мере приближения к состоянию равновесия уменьшается и обычно стремится к нулю. Интенсивность сушки зависит от ряда факторов, свидетельствующих о сложности реального процесса сушки, особенно в производственных условиях, о трудности получения для него адекватного математического описания. Наибольшее влияние на процесс сушки оказывают факторы, определяющие высушиваемый материал как объект сушки. Они характеризуют сопротивляемость материала переносу влаги внутри него и с его поверхности в окружающую среду, силу связи влаги с материалом, способность материала воспринимать подводимое к нему тепло. К таким факторам относятся внутренняя структура материала, его теплофизические свойства и размеры, форма и состояние внешней поверхности, интервал изменения влагосодержания материала в процессе сушки и др. Наиболее сильное влияние на процесс сушки оказывает внутренняя структура материала. Например, для дисперсных материалов с частицами диаметром более 2 мкм и критическим радиусом пор\* менее 2 нм продолжительность конвективной сушки составляет более 1 ч, в то время как для дисперсных материалов с критическим радиусом пор более 100 нм (при прочих равных условиях) находится в пределах 0,5–3 с.

В процессе сушки материалов, имеющих очень мелкие частицы или поверхность, обладающую большим количеством острых выступов с малым радиусом кривизны, появляется дополнительный поток влаги от материала к сушильному агенту. Это связано с увеличением давления насыщенного пара над выпуклой поверхностью. Согласно формуле Томсона — Кельвина [7, 40, 117] такое увеличение заметно для весьма малых радиусов кривизны поверхности ( $r < 10^{-7}$  м) и равно

$$p_{\text{вып}} - p_0 = p_0 \left[ \exp \left( \frac{M\sigma K}{\rho_{\text{ж}} R T} \right) - 1 \right] \quad (1.10)$$

где  $p_{\text{вып}}$ ,  $p_0$  — соответственно давление насыщенного пара над выпуклой и

\* Критический радиус пор — это величина радиуса наиболее тонких пор, из которых удаляется влага; понятие критического радиуса пор часто носит условный характер (в случае сложной геометрии пор или непористых материалов), однако это понятие характеризует сопротивление материала процессу удаления влаги.

плоской поверхностью;  $K$  — средняя кривизна поверхности;  $K = 1/R_1 + 1/R_2$ ;  $R_1$ ,  $R_2$  — главные радиусы кривизны поверхности раздела фаз;  $M$  — молярная масса вещества;  $\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения;  $\rho_{\text{ж}}$  — плотность жидкости;  $R$  — универсальная газовая постоянная;  $T$  — абсолютная температура.

Существенно влияют на процесс сушки параметры сушильного агента (теплоносителя): температура  $t$ , относительная влажность (относительное давление)  $\varphi$ , скорость движения относительно материала  $v$ , давление  $p$ . В литературе [16, 48, 62] приводятся экспериментально полученные зависимости кинетики сушки от параметров сушильного агента.

На примере упрощенной математической модели рассмотрим влияние параметров сушильного агента на скорость сушки. Предположим, что все тепло, подводимое к сферической частице материала, идет на испарение содержащейся в ней влаги; частица материала мала, и поэтому можно пренебречь градиентами температуры и влагосодержания. Тепловой баланс для такой частицы имеет вид

$$\alpha \pi d^2 f (t - \theta) = N \frac{\pi d^3}{6} \rho_{\text{м}} r_{\text{п}} \quad (1.11)$$

откуда

$$N = \frac{6\alpha f (t - \theta)}{\rho_{\text{м}} d r_{\text{п}}} \quad (1.12)$$

где  $\alpha$  — коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к частице материала;  $f$  — фактор формы;  $d$  — диаметр частицы материала;  $\rho_{\text{м}}$  — плотность материала;  $r_{\text{п}}$  — теплота парообразования;  $\theta$  — температура материала.

Из уравнения (1.12) следует, что скорость сушки растет с уменьшением размера частицы высушиваемого материала, увеличением температуры теплоносителя и скорости подвода к материалу тепла, которая характеризуется коэффициентом теплоотдачи  $\alpha$ . Следует заметить, что  $\alpha$ , в свою очередь, также зависит от  $d$  и слабее от  $t$ . Для ряда корреляций, например для корреляции Фреслинга [5] коэффициент теплоотдачи  $\alpha$  пропорционален  $d^{-0,5}$  и  $v^{0,5}$ . Тогда скорость сушки  $N \sim tv^{0,5}/d^{1,5}$ . Отсюда видно, что наибольшее влияние на интенсивность сушки оказывает размер частиц.

На рис. 1.1–1.4 показано влияние параметров теплоносителя и размеров тела на кинетическую кривую сушки (изменение среднего по объему влагосодержания материала во времени  $\tau$ ).

В процессе кондуктивной сушки скорость подвода тепла определяется мощностью источника, состоянием и размером греющей поверхности, теплопроводностью материала и т. п., что оказывает влияние и на интенсивность сушки. В случае применения энергетических полей скорость сушки зависит от их параметров (частоты, амплитуды).

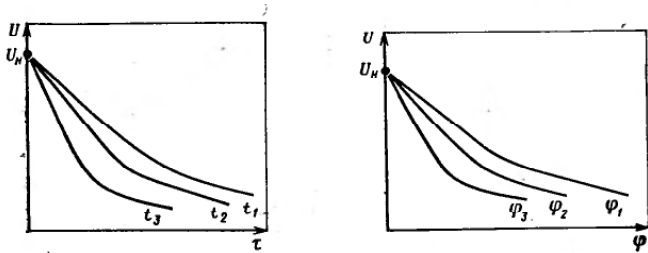


Рис. 1.1. Характер зависимости кинетической кривой сушки  $U(\tau)$  от температуры теплоносителя  $t_3 > t_2 > t_1$ .

Рис. 1.2. Характер зависимости кинетической кривой сушки  $U(\tau)$  от относительной влажности теплоносителя  $\varphi_1 > \varphi_2 > \varphi_3$ .

К факторам, влияющим на сушку, относятся концентрация и состав примесей, содержащихся в удаляемой из материала жидкости. Примеси изменяют теплофизические свойства жидкости (вязкость, теплопроводность и др.), корректируют взаимодействие жидкости с поверхностью твердого скелета и тем самым влияют на скорость миграции влаги из внутренних слоев тела к периферии. В присутствии примесей по закону Рауля уменьшается давление насыщенного пара над поверхностью жидкости или смоченного ею тела, что приводит к сокращению потока влаги от поверхности материала к сушильному агенту.

При сушке дисперсных материалов в аппаратах взвешенного слоя на интенсивность сушки оказывает влияние взаимодействие частиц материала между собой и со стенкой аппарата. При ударах частиц одна о другую и о стенки аппарата срывается с них поверхностный слой, что интенсифицирует сушку: чем больше частота ударов, тем интенсивнее протекает процесс.

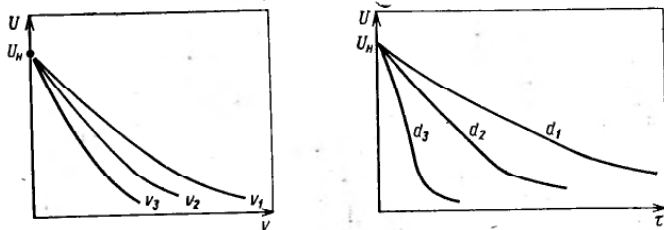


Рис. 1.3. Характер зависимости кинетической кривой сушки  $U(\tau)$  от скорости теплоносителя относительно влажного тела  $v_3 > v_2 > v_1$ .

Рис. 1.4. Характер зависимости кинетической кривой сушки  $U(\tau)$  от размера высушиваемого тела  $d_1 > d_2 > d_3$ .

Из сказанного можно сделать вывод, что интенсифицировать сушку материала следует увеличением температуры и скорости теплоносителя (в допустимых технологией пределах), уменьшением его начального влагосодержания, дроблением материала (если разрешено технологией), применением энергетических полей и т. п. Однако необходимо помнить, что с интенсификацией процесса возрастают и экономические затраты на его проведение, поэтому возникает актуальная задача поиска экономически оптимальных условий проведения процесса.

## 1.2. УСЛОВИЯ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКОГО РАВНОВЕСИЯ ПРИ СУШКЕ. ИЗОТЕРМЫ СОБЫТИИ-ДЕСОРБЦИИ

Состояние системы влажное тело — газ является равновесным, если оно не изменяется во времени под действием внутренних факторов. При этом подразумевается, что внешние условия также не изменяются во времени. В противном случае происходит смещение положения равновесия системы. Таким образом, положение равновесия является функцией внешних условий. Следует подчеркнуть динамический характер равновесия. Если влажное тело при определенных внешних условиях находится в равновесии с газом (смесью паров испаряемой жидкости и теплоносителя, чаще всего воздуха), то это не означает, что не происходят взаимно обратные процессы испарения и конденсации — в состоянии равновесия эти взаимнообратные процессы проходят с одинаковой интенсивностью. Число молекул, вырвавшихся из жидкости в единицу времени, равно числу молекул пара, попавших в жидкость.

Если термодинамическая система находится в устойчивом состоянии равновесия, то всякий процесс в ней, вызванный изменением внешних условий, направлен так, что он стремится ликвидировать изменения системы, порожденные изменением внешних условий.

Предположим, что влажное тело находится в равновесии с окружающей средой и каким-либо образом получает дополнительный поток энергии, например, в виде инфракрасного излучения, тогда внутренняя энергия влажного тела начнет возрастать. Для противодействия этому влага в теле начнет испаряться и переходить в окружающую среду, чтобы снизить новый уровень внутренней энергии тела. Это будет происходить до тех пор, пока не установится новое состояние равновесия, естественное, динамическое, т. е. пока новое, большее число молекул жидкости, переходящих в среду, не станет равным числу молекул, поступающих из среды в жидкость.

Рассмотрим подробнее условия равновесия влажного тела с газом (со смесью воздуха и водяных паров). Чтобы не проходили процессы переноса жидкости или пара под действием механических причин, должно быть установлено механическое равновесие. Для этого необходимо равенство сил, действующих



на границу раздела соприкасающихся фаз. Если граница раздела плоская, то равенство сил приводит к равенству давлений по обе стороны границы; если искривленная, то равенство давлений нарушается действием сил поверхностного натяжения и по обе стороны от границы раздела существует разность давлений [40, 117], определяемая уравнением Лапласа

$$p_n = -p_j = \sigma K \quad (1.13)$$

где  $p_n$ ,  $p_j$  — давление пара и жидкости по обе стороны границы раздела;  $K$  — средняя кривизна поверхности раздела; если мениск вогнутый, то  $K$  берется со знаком минус, если выпуклый — со знаком плюс.

Однако выражение (1.13) соответствует механическому равновесию для случая, когда не учитывается взаимодействие твердого тела и жидкости. При учете этого взаимодействия следует принимать во внимание силы, действующие на границу раздела жидкость — газ со стороны твердого скелета тела. При устойчивом равновесии должно выполняться и тепловое равновесие: температура тела (твердого каркаса)  $T_T$  равна температуре жидкости  $T_j$  и равна температуре газа  $T_g$ . Механическое и тепловое равновесие еще не означает, что система влажное тело — газ находится в равновесии: жидкая фаза может переходить в газовую, т. е. возможно фазовое превращение. Должно выполняться еще одно условие равновесия, которое запрещает фазовое превращение. В статистической физике [53] доказывается, что таким условием равновесия является равенство химических потенциалов  $\mu$  жидкой и газообразной фаз  $\mu_j = \mu_g$ . Понятие химического потенциала крайне важно для уяснения вопроса о движущей силе процесса сушки, поэтому остановимся на нем подробнее.

В термодинамике вводятся так называемые термодинамические функции состояния вещества [117]:  $U$ ,  $I$ ,  $\psi$ ,  $\Phi$ .  $U$  — внутренняя энергия;  $I$  — энтальпия, или тепловая функция, или теплосодержание;  $\psi$  — свободная энергия;  $\Phi$  — термодинамический потенциал. Для систем с двумя степенями свободы, состояние которых определяется двумя параметрами, выражения для  $U$ ,  $I$ ,  $\psi$ ,  $\Phi$  и их дифференциалов имеют вид

$$dU = TdS - PdV \quad (1.14)$$

$$I = U + PV \quad (1.15)$$

$$dI = TdS + VdP \quad (1.16)$$

$$\psi = U - TS \quad (1.17)$$

$$d\psi = -SdT - PdV \quad (1.18)$$

$$\Phi = \psi + PV = U - TS + PV \quad (1.19)$$

$$d\Phi = -SdT + VdP \quad (1.20)$$

Энтропия  $S$  характеризует состояние вещества. Причем,

полный дифференциал энтропии в квазистатическом процессе\*

$$dS = \frac{\delta Q}{T} \quad (1.21)$$

где  $\delta Q$  — элементарное количество тепла, квазистатически полученное системой;  $\delta Q$  — вообще говоря, не является полным дифференциалом.

В процессе сушки масса вещества  $M$  изменяется. В случае переменной массы выражение (1.14) принимает вид [117]

$$dU = TdS - PdV + \mu dM \quad (1.22)$$

Можно показать, что

$$\mu = \left( \frac{\partial U}{\partial M} \right)_{V,S} = \left( \frac{\partial \psi}{\partial M} \right)_{T,V} = \left( \frac{\partial \Phi}{\partial M} \right)_{T,P} = \left( \frac{\partial I}{\partial M} \right)_{P,S} \quad (1.23)$$

Если система (или вещество) состоит из  $n$  частиц, то можно доказать [53, 117], что химический потенциал есть термодинамический потенциал, отнесенный к одной частице:  $\mu = \Phi/n$ .

Из уравнения (1.20) следует, что, если процесс происходит при постоянной температуре  $T$  и давлении  $P$ , то термодинамический потенциал  $\Phi$  сохраняет свое значение. Химический потенциал фазы  $\mu$  зависит от количества (концентрации) вещества в фазе. Если вещество состоит из многих компонентов, то химический потенциал компонента данной фазы зависит как от концентрации этого компонента, так и от концентрации других компонентов в данной фазе. Однако для смеси идеальных газов химический потенциал определяется лишь температурой смеси и парциальным давлением компонента в ней.

Таким образом, в устойчивом равновесном состоянии системы влажное тело — смесь паров влаги с теплоносителем должно выполняться механическое и тепловое равновесие и равенство химических потенциалов влажного тела и газа.

Исследование равновесного состояния влажного материала с газом представляет огромный интерес для расчета движущей силы процесса сушки и для исследования внутренней структуры материала. Равновесное состояние системы влажное тело — газ характеризуется изотермами сорбции-десорбции, которые представляют собой зависимости равновесного влагосодержания материала от равновесной относительной влажности воздуха  $\varphi$  в процессе сорбции (или десорбции) при постоянной равновесной температуре  $T$ .

Равновесные зависимости  $U_p = U_p(\varphi)$  можно разделить на зависимости, полученные теоретически на основании принятых моделей процесса, и зависимости, аппроксимирующие экспериментальные данные. Теоретические зависимости  $U_p = U_p(\varphi)$  получены лишь для простейших типов изотерм. Это связано с

\* Квазистатический или квазинепрерывный процесс состоит из непрерывно следующих один за другим состояний равновесия. Это идеализированный, бесконечно медленный процесс.

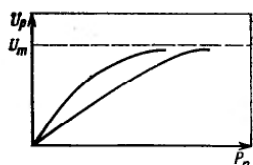


Рис. 1.5. Изотермы мономолекулярной адсорбции, удовлетворяющие уравнению Ленгмюра.

большой сложностью процессов сорбции-десорбции реальных материалов. Сорбция материалом влаги из газа — процесс комплексный; он состоит из адсорбции (физической или химической) — поглощения влаги поверхностью пор и капиллярной конденсации — конденсации пара в капиллярах тела, при этом протекают сопутствующие процессы (например, набухание капилляров тела). Теория сорбции и десорбции пока не в состоянии аналитически описать этот процесс с учетом присущих ему всех основных явлений [42].

Рассмотрим несколько простейших типов изотерм. Изотерма на рис. 1.5 соответствует мономолекулярной адсорбции, когда сорбируемое вещество образует на поверхности твердого сорбента один слой молекул. Теория мономолекулярной адсорбции впервые разработана Ленгмюром. В основе этой теории лежат следующие допущения. Адсорбция происходит только при столкновении молекул адсорбируемого вещества (паров воды) с так называемыми активными свободными центрами на поверхности адсорбента; каждый свободный центр удерживает лишь одну молекулу; энергия занятых активных центров одинакова и не зависит от того, заняты или свободны другие активные центры.

На основании этих допущений Ленгмюр получил уравнение изотермы мономолекулярной адсорбции (см. рис. 1.5)

$$U_p = U_m \frac{bp_n}{1 + bp_n} \quad (1.24)$$

где  $U_m$  — влагосодержание, обусловленное адсорбцией пара при мономолекулярном заполнении внутренней поверхности тела;  $b$  — коэффициент адсорбции.

При низких давлениях  $bp_n \ll 1$ ; (из 1.24) следует линейное уравнение Генри  $U_p = U_m bp_n$ .

При описании мономолекулярной адсорбции в области средних давлений применимо также уравнение Бедкера — Фрейндлиха [7]

$$U_p = k p_n^{\frac{1}{n}} \quad (1.25)$$

где  $k$  — опытный коэффициент;  $n$  — показатель степени, определяемый эмпирически.

Реальный процесс адсорбции весьма редко ограничивается мономолекулярным слоем. Поляни [7] разработал теорию поли-

молекулярной адсорбции, в основе которой содержатся следующие положения: адсорбция обусловлена только физическими силами; по мере удаления от поверхности сила адсорбционного взаимодействия уменьшается (поэтому плотность полимолекулярного слоя уменьшается по мере удаления его от адсорбирующей поверхности); к адсорбируемому газу применимо уравнение Ван-дер-Ваальса; адсорбционный потенциал и объем не зависят от температуры. Теория Поляни, или потенциальная теория, несмотря на хорошее согласование с экспериментом для мономолекулярной и полимолекулярной физической адсорбции не позволяет учесть одновременно поверхностную и капиллярную конденсацию.

Недостатки этой теории были преодолены в теории БЭТ, названной так по имени ее создателей Брунауэра, Эммета, Теллера [7, 160], которая состоит в том, что при адсорбции газов и паров твердым телом образуются полимолекулярные слои уже в самом начале процесса. С поверхностью адсорбента прочно связан только первый слой молекул адсорбированного вещества. Второй слой адсорбируется не поверхностью адсорбента, а первым адсорбированным слоем, третий — вторым и т. д. Теплота адсорбции каждого слоя (кроме первого и последующего) равна теплоте конденсации адсорбируемого вещества. Уравнение БЭТ имеет вид

$$U_p = \frac{U_m c p_n}{(1 - \varphi) [1 + (c - 1) \varphi]} \quad (1.26)$$

где  $c$  — константа, зависящая от теплоты сорбции и абсолютной температуры.

Вид изотермы БЭТ приведен на рис. 1.6.

Влагосодержание, соответствующее заполнению ультрамикрорпор материалов с микропористой структурой, можно рассчитывать по приведенному ниже уравнению Дубинина, выведенному на основании теории, в основу которой положена развитая Дубининым М. М. потенциальная теория Поляни. Если выразить объем адсорбционного пространства через величину адсорбции,

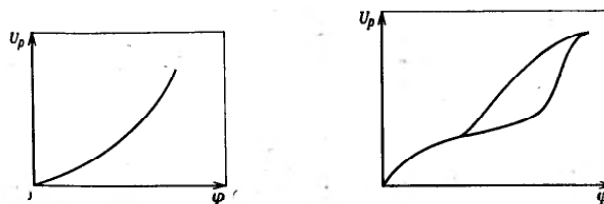


Рис. 1.6. Изотермы полимолекулярной адсорбции, описываемые уравнением БЭТ.

Рис. 1.7. Изотермы адсорбции, осложненной капиллярной конденсацией.

а адсорбционный потенциал через относительное давление пара, то уравнение изотермы адсорбции примет вид:

$$\lg a = \lg \frac{V_0}{V_{\text{мол}}} - B \frac{T^2}{\beta^2} (\lg P_0/P) \quad (1.27)$$

где  $V_{\text{мол}}$  — молярный объем адсорбированных паров в жидкой фазе;  $\beta$  — коэффициент аффинности;  $B$  — константа, зависящая от структуры пористого материала (может быть определена из изотерм сорбции);  $V_0$  — предельный объем адсорбционного пространства, в достаточно удовлетворительном приближении не зависит от природы сорбируемых паров;  $a$  — количество адсорбированной жидкости.

Если уравнение (1.27) применимо к данному конкретному материалу, то изотерма в координатах  $\lg a = f(\lg P_0/P)^2$  выразится прямой линией. Отрезок, отсекаемый на оси  $\lg a$ , дает возможность определить количество адсорбированной жидкости в микропорах.

Обычно в пористых телах полимолекулярная адсорбция осложняется капиллярной конденсацией. Происходит заполнение жидкостью пор адсорбента. Капиллярная конденсация происходит только тогда, когда жидкость смачивает поры адсорбента. Образуется при этом вогнутый мениск. Давление пара над ним в соответствии с законом Лапласа меньше, чем над плоской поверхностью жидкости, может уже конденсироваться над вогнутой поверхностью жидкости в капилляре. Характер протекания капиллярной конденсации, а следовательно, и вид изотерм сорбции зависит от радиуса пор  $r$  и давления или влажности воздуха. В соответствии с формулой Томсона — Кельвина максимальный радиус капилляров, в которых произойдет капиллярная конденсация, определится [42] как

$$r_{\text{max}} = \frac{2\sigma V_{\text{мол}} \cos \theta}{RT \ln(1/\varphi)} \quad (1.28)$$

где  $V_{\text{мол}}$  — молярный объем жидкости;  $V_{\text{мол}} = M/\rho_{\text{ж}}$ ;  $\theta$  — угол смачивания [117].

При адсорбции, сопровождаемой капиллярной конденсацией, часто сорбционная и десорбционная ветви изотермы не совпадают, т. е. наблюдается явление гистерезиса (рис. 1.7).

Теория гистерезиса в настоящее время не завершена. Согласно мнению ряда ученых, гистерезис вызывается порами бутылкообразной формы; конденсация в таких порах происходит при давлении пара, соответствующем широкому радиусу, а опорожнение — узкому. Десорбционная ветвь при этом смещается в область более низкой равновесной относительной влажности  $\varphi$  (при одинаковой величине  $U_p$ ). В некоторых случаях гистерезис объясняется различием давлений пара над вогнутым и выпуклым менисками (соответственно при конденсации и испарении), что вызывает сдвиг изотермы десорбции в сторону меньшего относительного давления пара. В отношении поверхностных явлений различие гистерезисных петель по форме М. М. Ду-

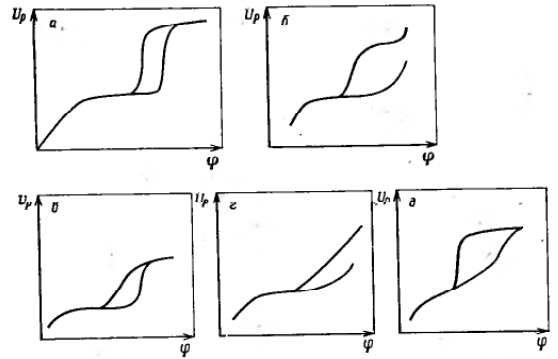


Рис. 1.8. Типы петель гистерезиса.

бинин [25] связывает со структурой материалов и их особенностями.

Различают пять типов петель гистерезиса (рис. 1.8), каждый из которых объясняется определенным образом: *a* — наличием открытых с обоих концов капилляров, имеющих различные конфигурации поперечного сечения; *б* — капиллярной конденсацией в порах, имеющих форму параллельных пластинок; *в* — наличием сферондальных, сквозных и замкнутых бутылкообразных пор и конусных пор с непрерывно изменяющимся радиусом; *г* — присутствием неоднородных капилляров с узкими, короткими горловинами и широкой полостью; *д* — наличием цилиндрических пор с узкими перетяжками и особого вида бутылкообразных пор.

Таким образом, изотермы сорбции-десорбции дают информацию о внутренней структуре материала, виде связанной влаги и форме пор.

### 1.3. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ПРОЦЕССА СУШКИ И СПОСОБЫ ЕЕ ВЫРАЖЕНИЯ

В процессе сушки влажный материал стремится к фазовому равновесию, при котором наблюдается равенство химических потенциалов жидкости и ее пара. При достижении указанного равновесия сушка прекращается. В соответствии с этим можно заключить, что сушка является существенно неравновесным процессом, обусловленным разностью химических потенциалов.

Многие процессы переноса можно описать градиентным линейным законом (законы Фурье, Фика, Ньютона для вязких жидкостей). Суть такого закона состоит в том, что плотность

потока переноса  $\vec{j}$  пропорциональна градиенту потенциала переноса  $\nabla\Pi$ .

$$\vec{j} = -\lambda_{\Pi} \nabla\Pi \quad (1.29)$$

где  $\lambda_{\Pi}$  — коэффициент пропорциональности, не зависящий от градиента потенциала  $\nabla\Pi$ .

Закон (1.29) формально получается из разложения в степенной ряд оператора  $\nabla$

$$\vec{j}(\Pi) = (\lambda_{\Pi_0} \Pi + \lambda_{\Pi_1} \nabla\Pi + \lambda_{\Pi_2} \nabla^2\Pi + \dots) \quad (1.30)$$

В разложении (1.30) отбрасываются все члены, начиная с  $\lambda_{\Pi_2} \nabla^2\Pi$ . Член  $\lambda_{\Pi_0} \Pi$  должен равняться нулю, так как при  $\nabla\Pi=0$  плотность потока  $\vec{j}=0$ .

Знак минус в (1.29) говорит о том, что плотность потока потенциала  $\vec{j}$  направлена в сторону убывания потенциала.

Термодинамические величины обычно разделяют на интенсивные и экстенсивные. Интенсивные величины зависят от внутреннего состояния вещества (температуры, давления, химического потенциала). Экстенсивными называют величины, пропорциональные массе (внутренняя энергия, энтропия, термодинамический потенциал). В процессе сушки движущей силой является интенсивная величина — химический потенциал; координатной — экстенсивная величина — масса жидкости. Для процесса сушки можно записать

$$\vec{j}_m = -\lambda_{\mu} \nabla\mu \quad (1.31)$$

где  $\vec{j}_m$  — плотность потока массы.

Вообще связь химического потенциала с параметрами процесса установить достаточно сложно, хотя в некоторых случаях движущую силу можно определить без особого труда. Например, если процесс сушки происходит с поверхности жидкости или с поверхности частицы, смоченной жидкостью, то этот процесс лимитируется миграцией пара от поверхности в газовую среду. Парциальное давление пара у поверхности близко к давлению насыщенного пара при данной температуре. Вследствие разности парциальных давлений пара у поверхности и в среде возникает движение пара от поверхности. Рассмотрим, что в этом случае является движущей силой процесса. В случае смеси идеальных газов (пара и воздуха) выражение для химического потенциала пара  $\mu_n$  имеет вид [40]:

$$\mu_n = \mu_n^0 + RT \ln p_n \quad (1.32)$$

где  $\mu_n^0$  — значение  $\mu_n$  при некотором давлении  $p_n$  согласно (1.32).

\*  $\nabla$  — оператор Набла;  $\text{grad } \Pi = \nabla\Pi$ ;  $\text{div } \vec{j} = \nabla \cdot \vec{j}$  (см., например, [50]).

Для изотермической диффузии пара

$$\nabla\mu_n = \frac{RT}{p_n} \nabla p_n \quad (1.33)$$

и выражение (1.31) принимает вид

$$\vec{j}_n = -\lambda_p \nabla p_n \quad (1.34)$$

где  $\lambda_p = \frac{\lambda_{\mu} RT}{p_n}$ .

Выражение (1.34) говорит о том, что диффузия пара от поверхности жидкости в окружающую среду (в изотермическом процессе) происходит под действием градиента парциального давления пара.

Из (1.34) легко получается закон диффузии Фика. В самом деле, согласно уравнению Клапейрона

$$p_n = RT C_n \quad (1.35)$$

где  $C_n$  — концентрация пара.

Подставляя (1.35) в (1.34), получим

$$\vec{j}_n = -\lambda_c \nabla C_n \quad (1.36)$$

где  $\lambda_c = \lambda_p RT$ ;  $\lambda_c$  — коэффициент диффузии пара.

В случае неизоотермической диффузии пара из (1.32) получим

$$\nabla\mu_n = \frac{RT}{p_n} \nabla p_n + R \ln p_n \nabla T \quad (1.37)$$

и (1.31) примет вид

$$\vec{j}_n = -\lambda_p \nabla p_n - \lambda_T \nabla T \quad (1.38)$$

где  $\lambda_T = \lambda_p R \ln p_n$ .

Неизоотермическая диффузия пара обусловлена как градиентом давления, так и градиентом температуры. Рассмотрим перенос капиллярно-связанной влаги во влажном теле.

Удаление влаги происходит по капиллярам тела. При этом стенки капилляров могут быть неустойчивыми, растягиваться или сжиматься в процессе сушки. Для тел с жесткой внутренней структурой геометрия капилляров не изменяется. В [16] приведена формула для химического потенциала жидкости  $\mu_{ж}$  при удалении капиллярно-связанной влаги

$$\mu_{ж} = \mu_{ж\infty} - \frac{2\sigma}{r_k \rho_{ж}} \quad (1.39)$$

где  $r_k$  — радиус капилляра;  $\mu_{ж\infty}$  — химический потенциал свободной жидкости без учета взаимодействия фаз.

Формула (1.39) получена из уравнения (1.22) с применением формулы Лапласа (1.13) с учетом того, что радиус мениска в

капилляре приближенно равен радиусу капилляра. Из (1.39) можно получить

$$\nabla \mu_{ж} = -\frac{2}{r_{кФж}} \nabla \sigma + \frac{2\sigma}{r_{кФж}^2} \nabla r_{к} \quad (1.40)$$

Коэффициент поверхностного натяжения  $\sigma$  зависит от температуры, т. е.  $\sigma = \sigma(T)$ , а радиус капилляра — от влагосодержания  $r_{к} = r_{к}(U)$ . В соответствии с этим уравнение (1.40) можно представить в следующем виде:

$$\nabla \mu_{ж} = -\frac{2}{r_{кФж}} \frac{\partial \sigma}{\partial T} \nabla T + \frac{2\sigma}{r_{кФж}^2} \frac{\partial r_{к}}{\partial U} \nabla U \quad (1.41)$$

При удалении капиллярно-связанной влаги градиент химического потенциала приводит к градиентам влагосодержания и температуры. Плотность потока капиллярно-связанной влаги  $\vec{j}_{вл}$

$$\vec{j}_{вл} = -\lambda_U \nabla U - \lambda'_T \nabla T \quad (1.42)$$

где  $\lambda_U = \lambda_{\mu} \frac{2\sigma}{r_{кФж}^2} \frac{\partial r_{к}}{\partial U}$ ;  $\lambda'_T = -\frac{2}{r_{кФж}} \frac{\partial \sigma}{\partial T} \lambda_{\mu}$ .

Коэффициенты  $\lambda_U$  и  $\lambda'_T$  в процессе сушки не остаются постоянными, они зависят от влагосодержания и температуры тела.

При движении влаги в твердом теле во многих случаях химический потенциал определяется как функция параметров влажного тела  $U$  и  $T$ . Вид функции  $\mu = \mu(U, T)$  зависит от вида связи влаги с каркасом тела [16, 62]. Выражение для градиента химического потенциала  $\mu$  можно записать как

$$\nabla \mu = \frac{\partial \mu(U, T)}{\partial U} \nabla U + \frac{\partial \mu(U, T)}{\partial T} \nabla T \quad (1.43)$$

Выражение для плотности потока влаги принимает вид аналогичный виду (1.42):

$$\vec{j}_{вл} = -\lambda''_U \nabla U - \lambda''_T \nabla T \quad (1.44)$$

где  $\lambda''_U = \lambda_{\mu} \frac{\partial \mu}{\partial U}$ ;  $\lambda''_T = \lambda_{\mu} \frac{\partial \mu}{\partial T}$ .

Если химический потенциал зависит от влагосодержания и температуры, поток влаги в теле определяется градиентами этих параметров.

В сушке пользуются понятием массоемкости

$$c' = \partial U / \partial \Pi \quad (1.45)$$

Массоемкость характеризует изменение влагосодержания тела в зависимости от изменения потенциала сушки. Массоемкость определяется экспериментально. Вообще говоря, подобно теплоемкости, массоемкость зависит от процесса; может быть

изохорная массоемкость, изохорно-изотермическая и т. п. Чтобы измерить массоемкость, нужно измерить приращение потенциала сушки в рассматриваемом процессе и определяемое этим приращением приращение влагосодержания.

Укажем на аналогию процессов переноса тепла и переноса влаги. Согласно закону Фурье, плотность потока тепла  $\vec{j}_T$  пропорциональна градиенту температуры

$$\vec{j}_T = -\lambda_T \nabla T \quad (1.46)$$

Теплоемкость тела

$$c_T = \frac{\delta Q}{dT} \quad (1.47)$$

$\delta Q$ , а следовательно, и теплоемкость, зависит от процесса. При изобарном процессе (процесс сушки часто близок к изобарному, степень изменения давления невелика)  $\delta Q = T dS = dI$ , тогда

$$c_T = \left( \frac{\partial I}{\partial T} \right)_p \quad (1.48)$$

Таким образом, прослеживается аналогия величин  $\Pi$  и  $T$ ,  $U$  и  $I$ ,  $c'$  и  $c_T$ . Теплоемкость равна изменению теплосодержания при единичном изменении теплового потенциала — температуры. Массоемкость равна изменению влагосодержания при единичном изменении потенциала сушки.

Процесс сушки, являясь типично неравновесным, базируется на законах термодинамики неравновесных процессов.

При небольших отклонениях адиабатически изолированной системы от равновесного состояния скорости изменения параметров системы  $a_i$  определяются выражением

$$\frac{da_i}{dt} = \sum_{k=1}^n L_{ik} \frac{dS}{da_k} \quad (1.49)$$

где  $n$  — число параметров системы; от них зависит энтропия системы  $S$ ;  $L_{ik}$  — кинетические коэффициенты.

Параметры  $a_i$  определяют состояние системы, при сушке ими могут быть: температура, давление, объем и т. д. Коэффициенты  $L_{ik}$  удовлетворяют соотношению взаимности, или симметрии Онзагера

$$L_{ik} = L_{ki} \quad (1.50)$$

Соотношение симметрии выполняется, если термодинамические потоки  $j_i = da/dt$  и сопряженные им термодинамические силы  $X_i = \partial S / \partial a_i$  выбраны так, что скорость изменения энтропии замкнутой системы можно представить в виде

$$\frac{dS}{dt} = \sum_{i=1}^n j_i X_i \quad (1.51)$$

В процессе сушки происходит перенос потоков тепла  $j_1$  и вещества  $j_2$ , которые возникают совместно и зависят от обеих термодинамических сил  $X_1$  и  $X_2$ . Согласно допущению линейности

$$\begin{aligned} j_1 &= L_{11} \frac{\partial S}{\partial a_1} + L_{12} \frac{\partial S}{\partial a_2} = L_{11} X_1 + L_{12} X_2 \\ j_2 &= L_{21} \frac{\partial S}{\partial a_1} + L_{22} \frac{\partial S}{\partial a_2} = L_{21} X_1 + L_{22} X_2 \end{aligned} \quad (1.52)$$

В уравнениях (1.52) коэффициенты  $L_{11}$  и  $L_{22}$  являются аналогами коэффициентов теплопроводности и диффузии. Коэффициент  $L_{12}$  учитывает влияние потока массы на тепловой поток;  $L_{21}$  — потока тепла на массовый поток. Причем,  $L_{12} = L_{21}$ . Применительно к сушке можно показать, что

$$\frac{dS}{dt} = j_1 \nabla \frac{1}{T} - j_2 \nabla \frac{\mu}{T} \quad (1.53)$$

где  $j_1$  — полный поток тепла, обусловленный теплопроводностью и массовым веществом.

Теория неравновесной термодинамики экспериментально подтвердилась на ряде процессов: термодиффузии, электродиффузии и т. д. Однако для успешного практического использования уравнений типа (1.52) требуется знание зависимости коэффициентов  $L_{ik}$  от состояния системы, что далеко не всегда известно.

#### 1.4. ТЕРМИЧЕСКОЕ И ДИФфуЗИОННОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ В ПРОЦЕССЕ СУШКИ

В соответствии с общими принципами тепло- и массообменных процессов [82] скорость процесса (или, что то же самое, плотность потока массы или тепла) прямо пропорциональна движущей силе процесса и обратно пропорциональна его сопротивлению. Когда скорость движения жидкости или пара обусловливается разностью давлений  $\Delta p$ , то движущей силой в этом случае является эта разность, и для плотности потока пара  $j_p$  можно записать

$$j_p = \frac{1}{R_p} \Delta p \quad (1.54)$$

где  $R_p$  — сопротивление процессу переноса массы под действием разности давлений; формулу (1.54) можно рассматривать как определение понятия сопротивления  $R_p$ .

Если скорость процесса обусловлена разностью влагосодержаний, то плотность потока жидкости

$$j_m = \frac{1}{R_U} \Delta U \quad (1.55)$$

где  $R_U$  — сопротивление процессу переноса жидкости в теле под действием разности влагосодержаний.

Выражение для определения плотности потока тепла можно получить по аналогии

$$j_T = \frac{1}{R_T} \Delta T \quad (1.56)$$

где  $R_T$  — сопротивление процессу переноса тепла под действием перепада температур.

В формулах (1.54) — (1.56) не поставлен знак минус, так как речь идет о модуле скорости соответствующего процесса переноса. Сопротивления  $R_p$ ,  $R_U$ ,  $R_T$  зависят как от природы высушиваемого материала, так и от условий процесса.

Легко показать, что, если перенос под действием перепада какого-либо потенциала  $\Pi$  ( $\Pi$  — либо  $p$ , либо  $U$ , либо  $T$ ) происходит стационарно, без накопления где-либо тепла или массы, то сопротивление последовательных по ходу движения потоков тепла и массы участков равно сумме сопротивлений на каждом участке. Действительно, пусть имеется  $k$  последовательных участков. Для  $i$ -го участка

$$j_i R_{\Pi_i} = \Delta \Pi_i \quad (1.57)$$

Так как ни на каком из участков тепло или масса не накапливается, то  $j_i = j$  ( $i = 1, \dots, k$ ). Общий перепад потенциала равен  $\Delta \Pi = \sum_{i=1}^k \Delta \Pi_i$ . Закон (1.57), записанный для всех  $k$ -участков, имеет вид:

$$j R_{\Pi} = \Delta \Pi = \sum_{i=1}^k \Delta \Pi_i \quad (1.58)$$

где  $R_{\Pi}$  — суммарное сопротивление всех  $k$ -участков.

Суммируя равенства (1.57) по  $i$  с учетом того, что  $j_i = j$  и сравнивая результат суммирования с (1.58), получим

$$R_{\Pi} = \sum_{i=1}^k R_i \quad (1.59)$$

Удаление влаги из влажного тела состоит из процесса движения влаги из внутренних слоев тела к периферии и миграции влаги от поверхности твердого тела в среду, в сушильный агент. В соответствии с (1.59) полное сопротивление сушки складывается из внутреннего сопротивления, которое определяется движением влаги в теле, и внешнего, которое определяется движением влаги от поверхности тела. Значения сопротивлений определяются физикой внутреннего и внешнего тепло- и массопереноса. Рассмотрим физику этих процессов.

На поверхности раздела влажного тела и среды (смеси пара и газа) образуются три пограничных слоя (рис. 1.9): гидродинамический, тепловой и влажностный. Во влажностном погра-

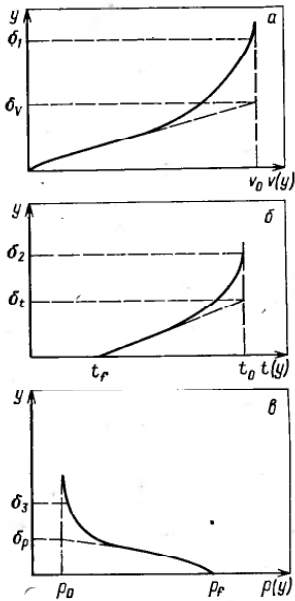


Рис. 1.9. Гидродинамические, тепловые и влажностные поля пограничного слоя: а — поля скоростей; б — поля температур; в — поля парциальных давлений пара над поверхностью жидкости.

вичном слое парциальное давление пара (а следовательно, и его концентрация) максимально у поверхности влажного тела. Если поверхность тела смочена жидкостью или если речь идет о сушке капли; парциальное давление пара у поверхности тела  $p_p$  близко к давлению насыщенного пара при данной температуре поверхности.

При обтекании жидкостью (или газом) влажного тела у его поверхности образуется так называемый ламинарный подслой [57, 149]. Перенос влаги (пара) и тепла в этом подслое молекулярный, т. е. обусловлен разностью кинетических энергий молекул. Ламинарный подслой часто

представляет собой существенное сопротивление внешнему процессу тепло- и влагопереноса. Следует заметить, что ламинарный подслой при переносе пара (нормально к поверхности тела) может частично разрушаться. Таким образом, массообмен влияет на теплообмен. Влияние тем заметнее, чем интенсивнее массообмен. Вопрос о том, как увеличивается теплообмен, осложненный массообменом, нельзя считать решенным. Чаще всего количественная оценка этому явлению дается эмпирически. Физически толщина гидродинамического пограничного слоя  $\delta_1$  (рис. 1.9, а) соответствует точке, где скорость жидкости  $v(y)$  становится равной скорости в ядре потока, т. е.  $v(y) = v_0$  ( $y$  — расстояние по нормали до поверхности тела). Иногда рассматривают так называемую условную толщину пограничного слоя.

Условная толщина пограничного слоя определяется следующим образом. Линии на рис. 1.9 представляют собой нелинейные зависимости  $v(y)$ ,  $P(y)$ ,  $t(y)$ . Исследователи чаще всего аппроксимируют эти зависимости кубической параболой. При небольших значениях  $y$ , небольшом удалении от поверхности влажного тела, зависимости  $v(y)$ ,  $t(y)$ ,  $P(y)$  весьма близки к прямым. Условные величины толщины пограничного слоя равны отрезкам  $\delta_v$ ,  $\delta_t$ ,  $\delta_p$ , которые получают пересечением этих прямых с вертикальными линиями  $v = v_0$ ,  $t = t_0$ ,  $P = P_0$  ( $v_0$ ,  $t_0$ ,  $P_0$  —

значения соответственно скорости, температуры, парциального давления пара в ядре потока). Значения  $\delta_1$ ,  $\delta_2$ ,  $\delta_3$  определяются равенствами:  $v(\delta_1) = v_0$ ;  $t(\delta_2) = t_0$ ;  $p(\delta_3) = p_0$ , т. е. первыми точками, в которых соответствующая нелинейная функция  $v(y)$ ,  $t(y)$ ,  $p(y)$  примет свое установившееся значение. Эмпирическое определение  $\delta_1$ ,  $\delta_2$ ,  $\delta_3$  зависит от точности, с которой можно считать выполнение указанных равенств. При ламинарном движении омывающей тело жидкости (газа) выполняются неравенства

$$\delta_v > \delta_t > \delta_p \quad (1.60)$$

Условная толщина гидродинамического пограничного слоя больше условной толщины теплового пограничного слоя, которая, в свою очередь, больше условной толщины влажностного пограничного слоя. С увеличением степени турбулизации потока все большее значение приобретает молярный перенос (перенос в результате турбулентных пульсаций отдельных частиц омывающей жидкости). При этом разность между величинами  $\delta_v$ ,  $\delta_t$ ,  $\delta_p$  уменьшается. Для расчета внешнего тепло- и массообмена вводят коэффициенты теплоотдачи  $\alpha$  и массоотдачи  $\beta$  так, чтобы выполнялись равенства

$$i_r = \alpha \Delta T \quad (1.61)$$

$$j_n = \beta \Delta C_n \quad (1.62)$$

где  $\Delta T$  — разность температур теплоносителя в ядре потока  $T_0$  и у поверхности тела  $T$ ;  $\Delta T = T_0 - T$ ;  $\Delta C_n$  — разность концентраций пара у поверхности тела  $C_{n1}$  и в ядре потока  $C_{n0}$ ;  $\Delta C_n = C_{n1} - C_{n0}$ .

Коэффициенты теплоотдачи и массоотдачи обратны значениям сопротивлений соответствующего пограничного слоя

$$\alpha = 1/R_T; \quad \beta = 1/R_C$$

Эти коэффициенты зависят от параметров и относительной скорости движения теплоносителя, параметров влажного тела. Для расчета коэффициентов  $\alpha$  и  $\beta$  (а следовательно, и величин  $R_T$  и  $R_C$ ) существует ряд корреляций. Величины  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $R_T$ ,  $R_C$  связаны с коэффициентами теплопроводности  $\lambda_T$  (закон Фурье) и диффузии пара  $\lambda_C$  (закон Фика). Действительная плотность потока тепла

$$i_r = \alpha \Delta T = \alpha \nabla T \delta_2 = |\lambda_T \nabla T| \quad (1.63)$$

Откуда

$$R_T = \frac{1}{\alpha} = \frac{\delta_2}{\lambda_T} \quad (1.64)$$

где  $\lambda_T$  — теплопроводность теплового пограничного слоя; а плотность потока пара

$$j_n = \beta \Delta C = \beta \nabla C \delta_3 = |\lambda_C \nabla C| \quad (1.65)$$

Откуда

$$R_C = \frac{1}{\beta} = \frac{\delta_a}{\lambda_a} \quad (1.66)$$

Однако практическое использование формул (1.64) и (1.66) затруднено сложностью определения толщин теплового и влажностного пограничных слоев.

Сопротивление внутреннему процессу переноса определяется механизмом движения влаги из внутренних слоев тела к периферии. Сопротивление  $R_U$  в процессе сушки зависит от текущих значений влагосодержания  $U$  и температуры  $T$ . Часто при описании процесса сушки оперируют коэффициентом массопроводности  $k_m$ , который имеет размерность коэффициента диффузии и определяется из рассмотрения движущей силы

$$j_{ж} = -k_m \rho_m \Delta U \quad (1.67)$$

Из выражений (1.55) и (1.67) легко получается связь между сопротивлением  $R_U$  и коэффициентом массопроводности  $k_m$

$$R_U = \frac{\delta}{k_m \rho_m} \quad (1.68)$$

где  $\delta$  — размер тела, на котором рассматривается перепад влагосодержаний  $\Delta U$ .

В литературе имеются корреляции для нахождения коэффициента  $k_m$ , который зависит от влагосодержания и температуры тела,  $k_m = k_m(U, T)$ .

Оценка внутреннего сопротивления предопределяет выбор рационального типа сушильного аппарата для конкретного материала [95, 100, 146].

### 1.5. КРИВЫЕ СУШКИ, СКОРОСТЬ И ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ СУШКИ

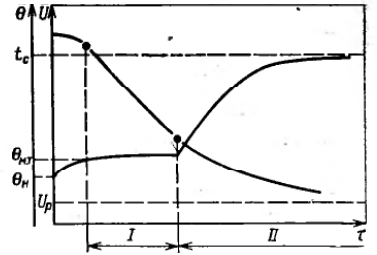
Процесс сушки заключается в том, что влагосодержание в каждой точке влажного тела стремится к равновесному  $U_p$ . Обычно считают, что в начальный момент времени ( $\tau=0$ ) влагосодержание всех точек тела одинаково и равно  $U_n$ . Рассмотрим изменение во времени среднего по объему влагосодержания тела  $\bar{U}$ , т. е.  $\bar{U} = \bar{U}(\tau)$ , или кривую кинетики сушки. Теоретически влагосодержание тела достигнет минимального, предельного значения  $U_p$  за бесконечно большой промежуток времени; поэтому можно записать

$$\lim_{\tau \rightarrow \infty} \bar{U}(\tau) = U_p \quad (1.69)$$

Так как интенсивность процесса сушки при стремлении влагосодержания к равновесному значению уменьшается и в положении равновесия становится равной нулю, можно записать

$$\lim_{\tau \rightarrow \infty} \frac{d\bar{U}}{d\tau} = 0 \quad (1.70)$$

Рис. 1.10. Кривые кинетики сушки  $\bar{U} = \bar{U}(\tau)$  и нагрева  $\bar{\theta} = \bar{\theta}(\tau)$  влажного тела.



Обычно изменение среднего влагосодержания тела во времени имеет вид кривой, изображенной на рис. 1.10. В соответствии с (1.69) и (1.70) кривая  $\bar{U}(\tau)$  стремится к горизонтальной асимптоте  $\bar{U}(\tau) = U_p$ .

На рис. 1.10 показано изменение во времени средней по объему температуры тела  $\bar{\theta} = \bar{\theta}(\tau)$ . Чаще всего в начальный момент температура всех точек тела одинакова и равна  $\theta_n$ . Если температура среды равна  $t_c$ , то именно к этому, равновесному значению стремится средняя температура  $\bar{\theta}$ . Поэтому

$$\lim_{\tau \rightarrow \infty} \bar{\theta}(\tau) = t_c \quad (1.71)$$

Кривую кинетики сушки можно разделить на три участка: прогрева, постоянной скорости (первый период), падающей скорости (второй период). В период прогрева подводимое к телу тепло расходуется на прогрев материала от начальной температуры  $\theta_n$  до температуры мокрого термометра  $\theta_{m,\tau}$  (или аднабатического испарения жидкости) и на испарение влаги. Период прогрева обычно незначителен по сравнению с другими периодами сушки. Скорость сушки в этот период возрастает обычно от нуля до значения скорости в первый период сушки  $N$ .

Рассмотрим тепловой баланс влажного тела в период прогрева. Тепло  $Q$ , подводимое к нему, идет на нагрев тела и жидкости  $Q_{нж}$ ; часть тепла в виде образовавшегося пара уходит от тела  $Q_{исп}$  (это тепло весьма близко к теплоте, пошедшей на испарение влаги в теле). Можно записать неравенство:  $Q > Q_{исп}$ . Так как влажное тело нагревается и его температура  $\theta$  растет, приток тепла к телу  $Q$ , обусловленный разностью температур  $(t_c - \theta)$ , уменьшается. Между тем, давление пара над поверхностью тела увеличивается (так как увеличивается температура тела), и расход тепла  $Q_{исп}$  также увеличивается. В конце концов наступает момент, когда выполняется равенство;  $Q = Q_{исп}$ , т. е. приток тепла равен его расходу. При этом дальнейший рост температуры тела невозможен (пока, конечно, не начнет уменьшаться расход  $Q_{исп}$ ). Температура тела становится постоянной и равной температуре мокрого термометра  $\theta_{m,\tau}$ .

В работе [150] кинетика сушки в период прогрева аппроксимируется уравнением

$$\frac{d\bar{U}}{d\tau} = - \frac{\bar{\theta} - \theta_n}{\theta_{m,\tau} - \theta_n} N \quad (1.72)$$



Согласно уравнению (1.72), скорость сушки по абсолютной величине изменяется от нуля до значения скорости сушки в первый период  $N$ . Тепловой баланс для тела можно записать как

$$Q = -r_n G_T \frac{d\bar{U}}{d\tau} + (c_m + c_{ж\bar{U}}) G_T \frac{d\bar{\theta}}{d\tau} \quad (1.73)$$

или

$$Q = -r_n G_T \eta \frac{d\bar{U}}{d\tau} \quad (1.74)$$

где  $c_m, c_{ж}$  — теплоемкости материала и жидкости;  $\eta$  — доля от подведенного тепла, пошедшая на испарение влаги.

В период прогрева  $\eta$  изменяется от значения, близкого к нулю, до значения  $\eta = 1$ . Величину  $c_{пр} = c_m + c_{ж\bar{U}}$  часто называют приведенной теплоемкостью влажного тела. В случае конвективной сушки приток тепла к телу можно записать через коэффициент теплоотдачи  $\alpha$

$$Q = \alpha (t - \bar{\theta}) F \quad (1.75)$$

где  $t$  — температура теплоносителя;  $F$  — поверхность тела;  $\bar{\theta}$  — температура тела.

Система уравнений (1.72) и (1.73) описывает изменение величин  $\bar{U}(\tau)$  и  $\bar{\theta}(\tau)$  в период прогрева.

Часто ввиду кратковременности периода прогрева можно приближенно считать влагосодержание материала постоянным,  $\bar{U} \approx U_n$ . Тогда для конвективной сушки из уравнения (1.73) следует

$$\alpha f_{уд} (t - \bar{\theta}) = (c_m + c_{жU_n}) \frac{d\bar{\theta}}{d\tau} \quad (1.76)$$

где  $f_{уд}$  — удельная поверхность материала;  $f_{жк} = F/G_T$ .

Решение (1.76) для начального условия  $\bar{\theta}(0) = \theta_n$  имеет вид

$$\bar{\theta}(\tau) = t - (t - \theta_n) \exp\left(-\frac{\alpha f_{уд} \tau}{c_m + c_{жU_n}}\right) \quad (1.77)$$

Приближенную зависимость  $\bar{\theta}(\tau)$  в виде (1.77) можно подставить в (1.72) и получить приближенную зависимость (в виде первой итерации) для  $\bar{U}(\tau)$

$$\bar{U}(\tau) = U_n - \frac{t - \theta_n}{\theta_{м,т} - \theta_n} N \left\{ \tau - \frac{c_m + c_{жU_n}}{\alpha f_{уд}} \left[ 1 - \exp\left(-\frac{\alpha f_{уд} \tau}{c_m + c_{жU_n}}\right) \right] \right\} \quad (1.78)$$

В первый период скорость сушки  $N$  (речь идет о модуле скорости) определяется при помощи коэффициентов теплоотдачи  $\alpha$  или массоотдачи  $\beta$ . Из уравнения (1.74) при  $\eta = 1$  следует

$$N = \frac{\alpha f_{уд} (t - \theta)}{r_n} \quad (1.79)$$

или через коэффициент массоотдачи, из материального баланса

$$N = \beta (c_{п,нас} - c_n) f_{уд} \quad (1.80)$$

где  $c_{п,нас}$  — концентрация насыщенного пара (концентрация пара у поверхности тела).

Концентрацию насыщенного пара можно определить через его давление по уравнению Клапейрона. Давление насыщенного пара можно рассчитать, интегрируя уравнение Клапейрона — Клаузиуса [117]:

$$\frac{dp_{нас}}{d\theta} = \frac{r_n p_n}{(273 + \theta)} \quad (1.81)$$

или для первого периода сушки

$$\frac{dp_{нас}}{p_{нас}} = \frac{M_p r_n}{R} \frac{d\theta}{(273 + \theta)^2} \quad (1.82)$$

где  $M_p$  — относительная молекулярная масса воды.

Об определении величин  $\alpha$  и  $\beta$  мы поговорим ниже.

Кинетика сушки и прогрева во второй период сушки определяется внутренним тепломассопереносом. Рассмотрим некоторые приближенные методы расчета кривых сушки во второй период. Часто кинетику сушки во второй период аппроксимируют экспонентой

$$\frac{d\bar{U}}{d\tau} = -K (\bar{U} - U_p) \quad (1.83)$$

где  $K$  — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом сушки, зависит от материала и режима процесса.

Желая выделить в коэффициенте сушки часть, зависящую только от режима сушки, многие исследователи коэффициент  $K$  представляют в виде\*

$$K = \kappa N \quad (1.84)$$

где  $\kappa$  — относительный коэффициент сушки, зависящий от материала;  $N$  — скорость сушки (в период постоянной скорости), определяется режимом сушки.

Интегрирование уравнения (1.83) с начальным условием  $\bar{U}(0) = U_{кр}$  с учетом (1.84) приводит к экспоненциальному закону изменения среднего влагосодержания материала во второй период сушки

$$\bar{U} - U_p = (U_{кр} - U_p) e^{-\kappa N \tau} \quad (1.85)$$

В формуле (1.85) время отсчитывается от начала второго пе-

\* На самом деле указанное разделение несколько условно;  $\kappa$  и  $N$  зависят и от материала и от режима. Просто  $\kappa$  в большей степени, чем  $N$ , характеризует материал, а  $N$  в большей степени, чем  $\kappa$ , характеризует режим сушки.

риода. Из (1.85) определяется продолжительность второго периода сушки  $\tau_{II}$

$$\tau_{II} = \frac{1}{\kappa N} \ln \frac{U_{кр} - U_p}{U_{кр} - U_p} \quad (1.86)$$

Вообще говоря, уравнение кривой кинетики сушки можно получить из уравнения (1.74), для этого нужно знать долю тепла  $\eta$ , пошедшую на испарение влаги, и скорость подвода тепла к материалу. Величину  $\eta$  можно определить, исходя из приближенной инвариантности относительно режима сушки числа Ребиндера Rb

$$Rb = \left| \frac{(c_m + c_{ж\bar{U}}) d\bar{U}}{r_n d\bar{U}} \right| \quad (1.87)$$

В первый период сушки число Ребиндера равно нулю; затем, во второй период, возрастает. Зависимость числа Ребиндера от влагосодержания материала аппроксимируют степенной или экспоненциальной формулой:

$$Rb(\bar{U}) = A_1 (\bar{U} - U_p)^{K_1} \quad (1.88)$$

$$Rb(\bar{U}) = A_2 \exp[-K_2 (\bar{U} - U_p)] \quad (1.89)$$

Коэффициенты  $A_1$  и  $A_2$  зависят от температуры сушильного агента, показатели  $K_1$  и  $K_2$  зависят от материала. Формулы (1.88) и (1.89) следует рассматривать как чисто эмпирические, справедливые для определенного интервала изменения влагосодержания, не более. У этих формул разная асимптотика: согласно (1.88), при  $\bar{U} \rightarrow U_p$  число Rb неограниченно возрастает, поскольку  $K_1 < 0$ ; согласно (1.89), при  $\bar{U} \rightarrow U_p$  число Rb стремится к  $A_2$ .

Знание числа Rb позволяет связывать между собой кинетику сушки и нагрева влажного материала. Действительно, интегрируя (1.87), получаем

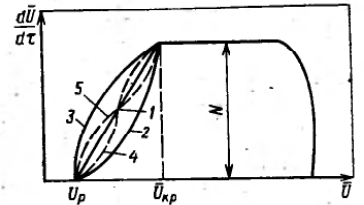
$$\bar{\theta}(\bar{U}) = \theta + \int_{U_{кр}}^{\bar{U}} \frac{r_n Rb(\bar{U})}{c_m + c_{ж\bar{U}}} d\bar{U} \quad (1.90)$$

Удобно кривую сушки представить в координатах  $d\bar{U}/d\tau, \bar{U}$  (рис. 1.11). В период прогрева скорость сушки возрастает от нуля до  $N$ , затем до  $U_{кр}$  остается постоянной, равной  $N$ , и, начиная с  $\bar{U} = U_{кр}$  падает до нуля.

Уравнение (1.83) соответствует в координатах  $d\bar{U}/d\tau, \bar{U}$  прямой линии. Уравнение этой прямой

$$\frac{d\bar{U}}{d\tau} = - \frac{\bar{U} - U_p}{U_{кр} - U_p} N \quad (1.91)$$

Рис. 1.11. Изменение скорости сушки  $d\bar{U}/d\tau$  в зависимости от влагосодержания.



Сопоставляя (1.91) с (1.83) и (1.84), получаем связь между относительным коэффициентом сушки  $\kappa$  и критическим влагосодержанием материала  $U_{кр}$ , с которого начинается второй период сушки

$$\kappa = \frac{1}{U_{кр} - U_p} \quad (1.92)$$

Для реальных материалов кривая сушки  $d\bar{U}/d\tau = f(\bar{U})$  во второй период может отличаться от прямой 1 (рис. 1.11), кривые 2, 3, 4 и 5). Кинетику сушки во второй период можно аппроксимировать более общим уравнением, чем (1.83)

$$\frac{d\bar{U}}{d\tau} = -K (\bar{U} - U_p)^n \quad (1.93)$$

При  $n=1$  получаем уравнение (1.83); при  $n>1$  линия  $d\bar{U}/d\tau = f(\bar{U})$  имеет вид 3 (рис. 1.11); при  $0 < n < 1$  — вид 2. Зависимость  $d\bar{U}/d\tau$  может иметь и более сложный вид: кривые 4 и 5. Точка перегиба этих кривых соответствует так называемому второму критическому влагосодержанию  $U_*$ . Кривые 4 и 5 можно описать уравнением (1.93), но показатель  $n$  уже не будет оставаться постоянным во всем интервале  $[U_{кр}, U_p]$ . Для кривой 4: при  $U_* < \bar{U} < U_{кр}$  показатель  $n > 1$ , при  $U_p < \bar{U} < U_*$  показатель  $n < 1$ ; для кривой 5: при  $U_* < \bar{U} < U_{кр}$  показатель  $n < 1$ , при  $U_p < \bar{U} < U_*$  показатель  $n > 1$ .

Интегрируя (1.93) при  $n \neq 1$ , получим формулу для времени сушки во второй период

$$\tau'_{II} = \frac{1}{K(1-n)} [(U_{кр} - U_p)^{1-n} - (U_* - U_p)^{1-n}] \quad (1.94)$$

При  $n > 1$   $\tau'_{II} > \tau_{II}$ ; при  $n < 1$   $\tau'_{II} < \tau_{II}$ .

Обобщением экспериментальных данных В. В. Красников [48, 49] установил, что для одного и того же материала при одном и том же начальном влагосодержании  $U_n$  величина  $N\tau$ , вычисленная для разных режимов сушки при одном и том же текущем влагосодержании  $\bar{U}$ , есть постоянная и от режима не зависит

$$(N\tau)_{\bar{U}} = \text{const} \quad (1.95)$$

Из (1.95) следует, что все кривые сушки материала, снятые при разных режимах, ложатся на одну кривую в координатах  $(\bar{U}, N\tau)$ . Кривая  $\bar{U} = \bar{U}(N\tau)$  называется обобщенной кривой суш-

ки. Если известна обобщенная кривая сушки (ее можно получить хотя бы при одном режиме), то можно построить кривую сушки для исследуемого режима, для чего необходимо знать  $N$ . Из (1.95) можно получить другие формы обобщения опытных данных по кинетике сушки

$$\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)_{\bar{U}} = \text{const} \quad (1.96)$$

$$(K\tau)_{\bar{U}} = \text{const} \quad (1.97)$$

где  $\tau_0$  — время сушки до некоторого фиксированного значения влагосодержания;  $K$  — коэффициент сушки.

Уравнения (1.96) и (1.97) соответствуют обобщенным кривым сушки:  $\bar{U} = \bar{U}(\tau/\tau_0)$ ;  $\bar{U} = \bar{U}(K\tau)$ .

Для инфракрасной сушки В. П. Дущенко ввел новые величины, инвариантные по отношению к режиму сушки

$$(j\tau)_{\bar{U}} = \text{const} \quad (1.98)$$

$$(E\tau)_{\bar{U}} = \text{const} \quad (1.99)$$

где  $j\tau$  — плотность потока тепла;  $E$  — облученность материала.

Уравнения (1.98) и (1.99) соответствуют обобщенным кривым сушки:  $\bar{U} = \bar{U}(j\tau)$ ;  $\bar{U} = \bar{U}(E\tau)$ .

Большое значение в химической и других отраслях промышленности имеет сушка растворов в виде капель. Процесс сушки капель, постоянно уменьшающих свой радиус  $r_k$ , зависит от гидродинамики полета капли, взаимодействия капле, их состава (от изменяющейся концентрации какого-либо компонента в капле). Рассмотрим этот процесс на примере следующей упрощенной модели. Дана сферическая водяная капля с начальным радиусом  $r_{k0}$ , ее сушка происходит в воздухе с относительной влажностью  $\varphi$  при температуре  $t$ . Будем считать, что температура поверхности капли равна температуре воздуха, тогда концентрацию насыщенного пара над поверхностью капли  $C_{пнас}$  следует брать при этой температуре. Запишем для капли закон диффузии Фика

$$j_n = -\lambda_c \frac{dC_n}{dr} \quad (1.100)$$

Для мягких режимов сушки скорость уменьшения радиуса капли  $r_k$  мала по сравнению со скоростью, при которой устанавливается стационарный режим диффузии. Примем, что для каждого текущего радиуса капли диффузия пара в окружающую среду проходит стационарно, т. е. ни в каких концентрационных сферах радиуса не происходит накопления пара. Тогда поток пара  $j_n 4\pi r^2$  не зависит от  $r$ , т. е.

$$\frac{dC_n}{dr} = \frac{A}{r^2} \quad (1.101)$$

откуда

$$C_n(r) = -\frac{A}{r} + B \quad (1.102)$$

где  $A$  и  $B$  — константы, находятся из условий:  $C_n(r_k) = C_{пнас}$ ;  $C_n(\infty) = C_{п\infty}$ ;  $C_{п\infty}$  — концентрация пара в теплоносителе.

Тогда

$$C_{пнас}(r) = \frac{(C_{пнас} - C_{п\infty}) r_k}{r} + C_{п\infty} \quad (1.103)$$

Между тем

$$4\pi j_n r^2 = \frac{4}{3} \pi \rho_{ж} \frac{dr_k^3}{dt} \quad (1.104)$$

Из выражений (1.100), (1.103) и (1.104) следует

$$\frac{dr_k}{dt} = -\frac{\lambda_c}{r_{кФж}} (C_{пнас} - C_{п\infty}) \quad (1.105)$$

Интегрированием уравнения (1.105) находят время сушки капли  $\tau_k$

$$\tau_k = \frac{\rho_{ж} r_{к0}^3}{2\lambda_c (C_{пнас} - C_{п\infty})} = \frac{\rho_{ж} r_{к0}^3}{2\lambda_c (1 - \varphi) C_{пнас}} \quad (1.106)$$

## 1.6. ОСОБЕННОСТИ КОНВЕКТИВНОЙ И КОНДУКТИВНОЙ СУШКИ

По способу подвода энергии к высушиваемому материалу различают конвективную и кондуктивную сушку, а также сушку с применением энергетических полей: терморadiационную сушку, сушку с применением высокочастотных токов, сушку в акустическом поле. Конвективная сушка наблюдается при омывании тела нагретым газом, воздухом, топочными газами, перегретым паром и другими теплоносителями, имеющими температуру, отличную от температуры тела. Унос паров влаги осуществляется сушильным агентом.

Одним из наиболее широко применимых методов является кондуктивная сушка. Кондуктивной называется сушка материала на нагретой поверхности, когда тепло, необходимое для испарения влаги и нагревания влажного материала, передается теплопроводностью от нагретой поверхности, а влага поглощается и уносится окружающей средой.

На рис. 1.12 и 1.13 приведены кривые распределения влагосодержаний и температур в материале при конвективном и контактном методах подвода тепла в процессе сушки. В период подогрева материала происходит существенное перераспределение влаги во всем объеме, возникает градиент влагосодержания от центра к периферии и максимум влагосодержания в центре образца. При контактном методе подвода тепла (рис. 1.12) рас-

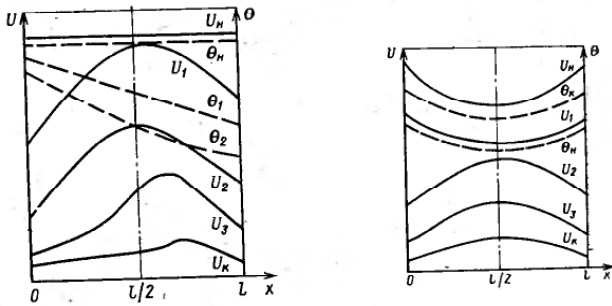


Рис. 1.12. Распределение влагосодержания и температуры в материале при кондуктивном подводе тепла:  
 $U$  — текущее влагосодержание материала;  $\theta$  — текущая температура материала;  $l$  — толщина пластины;  $x$  — поперечная координата;  $x=0$  — греющая поверхность;  $x=l$  — свободная (открытая) поверхность.

Рис. 1.13. Распределение влагосодержания и температуры в материале при конвективном подводе тепла (обозначения см. на рис. 1.12).

пределение влагосодержания неравномерно и несимметрично: в контактном слое у греющей поверхности влагосодержание на протяжении всего процесса минимально, в центральных слоях — максимально. У открытой поверхности влагосодержание ниже, чем в центральных слоях, но выше, чем в контактном слое. Кривые распределения влагосодержания имеют вид смещенной параболы. Максимум влагосодержания с течением времени сдвигается к внешней (открытой) поверхности материала. Температура в направлении от контактного слоя к открытой поверхности непрерывно убывает. В центре материала температура выше, чем на поверхности. Перемещение влаги к поверхности материала обусловлено градиентом температуры, градиент влагосодержания оказывает тормозящее действие.

В отличие от контактного метода при конвективном методе (см. рис. 1.13) подвода тепла кривые распределения влагосодержания расположены симметрично. Температура материала в центре ниже, чем на поверхности, а влажность выше. В этом случае перемещение влаги к поверхности материала обусловлено градиентом влажности, градиент температуры оказывает тормозящее действие.

При конвективной сушке скорость подвода тепла к телу зависит от гидродинамической обстановки в аппарате и параметров теплоносителя. Это накладывает на практическую реализацию интенсивной конвективной сушки ограничения гидродинамического порядка (невозможность увеличения скорости теплоносителя из-за увеличения уноса материала, его истирания и т. п.).

При кондуктивной сушке скорость подвода тепла зависит от нагревателя, его температуры и теплопроводности материала. При кондуктивном подводе тепла на процесс сушки большое влияние оказывает градиент давления. Релаксация возникающего избыточного давления возможна лишь через всю толщу влажного материала, значительная часть капилляров которого в начале процесса сушки еще заполнена жидкостью. Это приводит к возникновению значительного избыточного давления, которое не только способствует отводу влаги из материала в виде пара, но и обуславливает также проталкивание жидкой фазы по направлению к открытой поверхности. При кондуктивной сушке распределение поля избыточного давления имеет характер, аналогичный характеру изменения поля температур. В. В. Красниковым для распределения температуры во втором периоде получены следующие зависимости [48]:

$$\text{для сухой области материала (увеличение температуры)} \\ \theta = A_1 - (A_2 - B_2 \tau_{11}^2) x + B_1 \tau_{11}^2 \quad (1.107)$$

$$\text{для влажной области материала (снижение температуры)} \\ \theta = (\theta_{ст} - Cx) \exp(-A \tau_{11}) \quad (1.108)$$

где  $\tau_{11}$  — время второго периода сушки;  $\theta_{ст}$  — температура материала в плоскости  $x=0$ , соприкасающейся с греющей поверхностью, в первый период сушки;  $A, A_1, A_2, B_1, B_2, C$  — параметры, зависящие от режима сушки, удельной массы и физико-химических свойств материала.

На длительность сушки при кондуктивном подводе тепла решающее влияние оказывает температура греющей поверхности. Она влияет на температуру материала, механизм переноса тепла и влаги в высушиваемом материале, а также на качество готового продукта. Наиболее сильное воздействие оказывает температура греющей поверхности на материал в первый период сушки. Продолжительность сушки с ростом температуры греющей поверхности  $t_{гр}$  убывает по степенной зависимости вида [48]

$$\tau = a \tau_{гр}^{-b} \quad (1.109)$$

где  $a$  — коэффициент, зависящий от начального влагосодержания и удельной массы материала;  $b$  — показатель степени, зависящий от удельной массы материала.

Значительное влияние на длительность сушки оказывает удельная масса материала. С ее увеличением растет продолжительность как первого, так и второго периодов. Экспериментальные данные показывают, что на скорость сушки большое влияние оказывает степень прижатия материала к греющей поверхности. Уменьшение степени прижатия материала к греющей поверхности приводит к уменьшению скорости сушки и наоборот. Весьма малое влияние на процесс кондуктивной сушки оказывают влажность и температура окружающего высушиваемый материал воздуха [48, 8].

На практике часто комбинируют конвективную и кондуктивную сушку (например, в сушилках взвешенного слоя с вставленными поверхностями нагрева), добиваясь высокой интенсивности процесса и необходимого качества готового продукта.

### 1.7. ВЛИЯНИЕ НАЛОЖЕНИЯ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ ПОЛЕЙ НА ПРОЦЕСС СУШКИ

Среди различных способов подвода тепла в процессах сушки перспективным является лучистый нагрев, получивший за последние годы распространение в сушильной технике различных отраслей промышленности. Основное преимущество сушки термонизлучением состоит в значительном сокращении ее длительности, что обусловлено высокими коэффициентами теплообмена при обогреве излучением. При радиационной сушке температурные градиенты внутри тела достигают больших значений.

При инфракрасном излучении наблюдается различие в механизмах сушки капиллярно-пористых и коллоидных тел. У коллоидных тел наблюдаются значительные градиенты влагосодержания. При этом отсутствие диффузии скольжения и циркуляции влажного воздуха в порах тела замедляет перенос влаги из центральных слоев к поверхности. Поэтому сушка коллоидных тел происходит значительно медленнее, с большими градиентами влагосодержания, что приводит к растрескиванию и короблению [62]. Для предотвращения указанных недостатков используют метод прерывистого облучения, т. е. сочетают нагрев материала инфракрасными лучами с охлаждением его воздухом.

Несмотря на все преимущества, сушка термонизлучением имеет ограниченную область применения и используется там, где основные теплоэнергетические показатели не имеют решающего значения по сравнению с длительностью сушки и качеством готового продукта.

В отличие от обычных методов сушки, для которых перенос влаги внутри тела происходит под действием градиентов влагосодержания, температуры и общего давления, при сушке в переменном электромагнитном поле на перенос влаги влияют дополнительные термодинамические движущие силы, в качестве которых рассматриваются градиенты векторов напряженности электрического и магнитного полей. Нагрев влажного материала токами высокой частоты происходит достаточно интенсивно, поэтому скорость испарения во много раз превышает скорость переноса пара внутри пористого тела.

Установлено [62, 88], что однородные электрические и магнитные поля при  $E = 1,25 \cdot 10^6$  В/м<sup>2</sup> и  $H = 2,16 \cdot 10^5$  А/м<sup>2</sup>, а также неоднородные электрические и магнитные поля при  $\nabla E \leq 8,5 \cdot 10^8$  В/м<sup>2</sup> и  $\nabla H \leq 1,6 \cdot 10^8$  А/м<sup>2</sup> в температурном интервале 293—313 К на ход изотерм сушки влияют слабо. Это связано с тем, что приложенные внешние поля много меньше внутрен-

них, действующих в системе адсорбат — адсорбент и определяющих энергию связи молекул.

Неоднородные электрические и магнитные поля не влияют на полный энергетический эффект смачивания. Однако скорость выделения тепла несколько возрастает, что связано с влиянием на внутренний массоперенос. При прочих равных условиях влияние неоднородных электрических и магнитных полей тем сильнее, чем больше размеры пор материала, т. е. чем меньше сопротивление внутреннему массопереносу.

В случае неоднородного электрического поля суммарный поток пара определяется выражением

$$\vec{J}_n = -\lambda_c \nabla C_n + k \nabla E \quad (1.110)$$

где  $\lambda_c$  — коэффициент диффузии;  $k$  — коэффициент, не зависящий от градиента электрического поля.

Из (1.110) видно, что направление дополнительного потока влаги зависит от знака градиента напряженности электрического поля. Уравнение (1.110) показывает, что для тела ограниченных размеров, но с тупиковыми, несквозными порами, неоднородное поле может нарушать равновесие тела с окружающей средой, что препятствует вхождению в него вещества, либо, напротив, способствует поглощению им вещества в избыточном количестве.

Во влажных пористых телах внешние неоднородные электрические и магнитные поля влияют как на перенос пара, так и на перенос жидкой фазы. Влияние неоднородных полей на скорость внутреннего массопереноса тем заметнее, чем меньше градиент давления пара и жидкости в пористом теле. Поэтому неоднородные поля должны сильнее интенсифицировать массоперенос на конечной стадии сушки, когда градиенты давления внутри пористого тела малы.

В неоднородном электрическом поле кривые сушки, термограммы и энергограммы сдвигаются влево по оси времени, а в неоднородном магнитном поле — вправо. Неоднородное электрическое поле, градиент которого направлен наружу от образца, увеличивает внутренний массоперенос в порах как за счет воздействия на молекулы пара, так и за счет интенсификации пленочного течения и подтягивания капиллярного конденсата к поверхности капиллярно-пористого тела.

В неоднородном магнитном поле скорость сушки снижается, поскольку силы, действующие со стороны магнитного поля на воду и ее пар, будут направлены от поверхности внутрь образца, подавляя капиллярный, пленочный и диффузионный перенос влаги.

С повышением температуры влияние неоднородных электрических и магнитных полей на внутренний массоперенос уменьшается. Это связано как со снижением значений относительной диэлектрической и магнитной проницаемости, так и с увеличе-

нием скорости внутреннего массопереноса, что обусловлено ростом коэффициента диффузии и снижением вязкости жидкости.

Таким образом, влияние внешних неоднородных электрических и магнитных полей на внутренний массоперенос в капиллярно-пористых телах определяется механизмом переноса влаги, пористой структурой материала, а также формами связи и состояниями поглощенной влаги [79].

Одним из наиболее перспективных способов практического использования ультразвуковых колебаний является акустическая сушка. При этом способе подвода энергии газовая среда, окружающая материал и находящаяся внутри него, а также сам материал подвергаются вибрационному воздействию. Объекты сушки, подвергаемые вибрационному воздействию, имеют различную степень поглощения звука и глубину проникновения в них акустической энергии. Поглощение акустической энергии и соответствующее снижение интенсивности звука в среде происходят по экспоненциальному закону

$$I_h = I_0 \exp(-2\alpha_{\text{ак}}h) \quad (1.111)$$

где  $I_0$  и  $I_h$  — сила звука на поверхности среды и на глубине  $h$ ;  $\alpha_{\text{ак}}$  — коэффициент поглощения звука.

За счет поглощения энергии звука в облучаемой среде выделяется некоторое количество теплоты и происходит соответствующее повышение температуры среды. Наблюдается следующая закономерность: с увеличением вязкости среды поглощение акустической энергии значительно повышается, что обуславливает соответствующее повышение температуры среды. Скорость сушки материалов, в которых в основном содержится влага смазывания и влага, находящаяся в макрокапиллярах, на порядок выше скорости сушки материалов, в которых содержится влага микрокапилляров и адсорбционно связанная влага.

Акустическое воздействие позволяет значительно интенсифицировать процесс массообмена, при этом ускорение процесса более значительно для жидкостей с меньшей упругостью паров. При повышении температуры материала сушка протекает в два периода, причем для различных объектов изменение температуры происходит по-разному. Интенсивность акустической сушки зависит от режима акустического воздействия: лучшие результаты обеспечиваются при сравнительно невысокой частоте (0,5—6,0 кГц), но при значительной силе звука (160 Дб), при этих условиях обеспечиваются более интенсивные нагрев и сушка материала. При этом необходимо учитывать, что режим акустического воздействия должен быть выбран с учетом конфигурации, размеров и структуры влажного тела, соотношения между его размерами и длиной акустической волны, а также с учетом физических свойств испаряемой жидкости.

Наиболее перспективным является применение акустического воздействия в комбинации с другими методами энергоподвода.

## Глава 2

### КОМПЛЕКСНЫЙ АНАЛИЗ МАТЕРИАЛОВ КАК ОБЪЕКТОВ СУШКИ

Разработка высокоэффективных типовых сушилок невозможна без классификации высушиваемых материалов, которая должна осуществляться на основе комплексного анализа материалов как объектов сушки. Для исследователей, занимающихся комплексным анализом материалов как объектов сушки, недостаточно общих сведений, изложенных в главе 1, так как необходимо знать характеристики влажных материалов по всем группам и методы их определения.

В этой главе рассматриваются основные характеристики влажных материалов, собранные в пять групп: а) сорбционно-структурные (изотермы сорбции — десорбции, кривые распределения пор по радиусам), ответственные за внутреннее диффузионное сопротивление в процессе сушки; б) тепловые (теплопроводность, температуропроводность, теплоемкость), ответственные за термическое сопротивление в процессе сушки; в) гигротермические (термограммы сушки, теплоты смачивания), определяющие виды и энергию связи влаги с материалами; г) структурно-механические (адгезионно-когезионные свойства, размер и форма частиц), влияющие на выбор гидродинамического режима сушки и конструкции загрузочно-разгрузочных устройств и д) технологические характеристики (допустимая температура нагрева материала, пожаро-взрывоопасные свойства), часто ограничивающие выбор метода сушки и конструкции аппарата.

Ниже рассмотрены наиболее целесообразные методы получения основных характеристик.

Анализ важнейших характеристик и комплексный анализ материалов как объектов сушки проводится на примере дисперсных полимерных материалов, имеющих весьма важное значение в различных отраслях химической промышленности. Огромный ассортимент материалов и большое разнообразие свойств обуславливают значительные трудности при их анализе как объектов сушки, классификации и выборе рационального аппаратно-технологического оформления. Для иллюстрации методов анализа привлечен обширный экспериментальный материал, полученный автором с сотрудниками, который может также быть полезен и в качестве справочных данных.

#### 2.1. ОСНОВНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ МАТЕРИАЛОВ КАК ОБЪЕКТОВ СУШКИ

При сушке пористых материалов до малой остаточной влажности (0,3—0,1%) и больших скоростях потока теплоносителя внешний тепло- и массообмен протекает с большой скоростью.

Кинетика процесса сушки определяется значительно медленнее протекающей внутренней диффузией влаги и внутренним теплообменом. Поэтому при анализе свойств материалов, обуславливающих продолжительность сушки, а следовательно выборе типа и типоразмера аппарата, необходимо учитывать свойства, характеризующие как диффузионное, так и термическое сопротивление материалов.

Интенсивность влагопереноса в процессе сушки зависит от механизма переноса влаги, структуры пористого пространства материала и внешних температурно-влажностных и гидродинамических условий, в которых протекает процесс сушки. Механизм переноса влаги определяется ее фазовым состоянием (передвижение в жидкой или газообразной фазе) и характеристическим размером пор, по которым происходит перенос влаги. Если речь идет о жидкой фазе, то выделяют капиллярный механизм переноса, протекающий под действием разности капиллярных потенциалов, и механизм пленочного течения жидкости, протекающий на границе раздела твердое тело — жидкость под действием градиента расклинивающего давления пленки.

При переносе массы в газообразной фазе выделяют следующие основные механизмы переноса. В порах, диаметр которых больше длины свободного пробега молекулы газа, т. е. примерно в порах  $r > 100$  нм происходит нормальная диффузия по закону Фика. Если в процессе сушки в пористых материалах возникают значительные перепады концентраций при достаточно большом влагосодержании, то в крупных порах в начале сушки, когда еще не образовался на поверхности подсушенный слой, возможно вязкое течение, которое может быть описано уравнением Пуазейля. В порах, радиус которых  $r < 100$  нм, закономерности переноса влаги в паровой фазе будут определяться молекулярным кнудсеновским режимом течения, так как длина свободного пробега молекул пара будет больше радиуса капилляра. В этом случае перенос пара внутри капилляра не будет подчиняться закону Фика, а течение газа уравнению Пуазейля.

При молекулярной (кнудсеновской) диффузии преимуществом является соударение молекул со стенками капилляра, а не между собой, как это происходит при обычной диффузии. При нормальном барометрическом давлении  $10,13 \cdot 10^4$  Па и температуре  $15^\circ\text{C}$  средняя длина свободного пробега молекулы воздуха составляет 64 нм, а молекулы водяного пара 42 нм. С повышением температуры длина свободного пробега увеличивается прямо пропорционально абсолютной температуре. Плотность потока вещества при кнудсеновской молекулярной диффузии определяется формулой

$$j = \frac{8}{3} \sqrt{\frac{M}{4\pi RT}} \frac{P_1 - P_2}{L} \quad (2.1)$$

где  $j$  — количество газа, протекающего в единицу времени, через единицу

площади сечения капилляра;  $P_1 - P_2$  — перепад давлений на концах капилляра длиной  $L$ .

Если радиусы пор близки радиусу молекулы удаляемой влаги, то диффузия пара в таких порах уже не является ни кнудсеновской, ни поверхностной. В этом случае при переносе молекул большую роль играют силы отталкивания, которые затрудняют прохождение молекулы в таких порах, и процесс диффузии требует большой энергии активации, достигающей иногда величин, значительно превышающих теплоту адсорбции. Диффузия пара в ультрамикropорах, как отмечено Бэррером, имеет больше сходства с растворением газов в твердых телах, чем с обычной диффузией.

Из изложенного становится очевидным, что именно пористая структура материала определяет сопротивление миграции влаги к поверхности частиц, что в значительной степени обуславливает продолжительность сушки. Пористая структура материала характеризуется суммарным объемом пор, их размерами, величиной удельной поверхности и кривой распределения пор по радиусам.

Суммарный объем пор единицы массы материала равен

$$V = \frac{1}{\rho_m} - \frac{1}{\rho_{\text{ист}}} \quad (2.2)$$

где  $\rho_m$  — плотность материала;  $\rho_{\text{ист}}$  — истинная плотность материала.

Удельная поверхность материала определяется поверхностью стенок его пор и зависит от количественного содержания пор различных размеров, иначе говоря, от распределения объема пор по радиусам. Определение распределения объема пор по радиусам представляет большие трудности. При исследовании материала как объекта сушки практическое значение имеет не только размер пор, но и влияние пористой структуры материала на механизм массопереноса. Кривые распределения объема пор по радиусам дают качественную картину, показывающую влияние изменения пористости материала на условия миграции в нем влаги.

Механизм переноса влаги и тепла в материале зависит также от форм связи влаги с материалом, так как с переходом от одной формы связи влаги к другой [62] изменяется не только количественное соотношение объема воздуха и влаги, но и расположение остающейся влаги в порах.

Связь влаги с материалом характеризуется энергией связи. На разрушение связи влаги с материалом в процессе сушки требуется затратить дополнительное количество тепла, которое в некоторых случаях [92] соизмеримо со скрытой теплотой парообразования, а иногда и превышает ее (например, в случае глубокой сушки полимерных материалов от органических растворителей, которые могут образовывать с материалом комплексные соединения).

Для оценки движущей силы процесса сушки необходимо знать влагосодержание материала, соответствующее состоянию равновесия его с окружающей средой (теплоносителем), характеризующее относительной влажностью  $\varphi$  и температурой. Поэтому при рассмотрении свойств материала как объекта сушки важное значение имеет анализ кривых изотерм сорбции — десорбции.

По этим изотермам определяют потенциальную возможность воздуха как сушильного агента и, кроме того, соответствует ли требуемая остаточная влажность равновесной.

При выборе типа аппарата следует принимать во внимание также адгезионно-когезионные свойства материала, характеризующие адгезионно-когезионным коэффициентом. Ранг адгезионно-когезионного коэффициента  $K_{а-к}$  определяется как функция степени подвижности материала (по Зенкову) и угла внутреннего трения по соотношению [108]:

$$\frac{2}{K_{а-к}} = 1 + 2f^2 - 2f\sqrt{1+f} \quad (2.3)$$

где  $f$  — коэффициент внутреннего трения.

Наконец, термическое сопротивление материала и количество тепла, которое следует подвести к материалу в процессе сушки для его прогрева, определяются тепловыми характеристиками: коэффициентами теплопроводности  $\lambda$ , температуропроводности  $a$  и теплоемкостью  $c_p$ .

## 2.2. ФОРМЫ СВЯЗИ ВЛАГИ С МАТЕРИАЛОМ. ТЕРМОГРАММЫ И ЭНЕРГОГРАММЫ СУШКИ

В зависимости от интенсивности энергии связи влаги с материалом различают [85] химическую\*, физико-химическую и физико-механическую формы связи. В процессе сушки преобладающего большинства химических продуктов необходимо удалить из материала влагу, характеризующую физико-механической и физико-химической формами связи, в частности, адсорбционную. Она связана с материалом Ван-дер-Ваальсовыми силами, а также при помощи водородных связей между гидроксильными группами на поверхности высушиваемого материала и молекулами удаляемой жидкости. На поверхности любого твердого вещества, в том числе и полимерного материала, существуют самые разнообразные макро- и микродефекты, обладающие определенным силовым полем (пустые узлы кристалличес-

\* До недавнего времени считалось, что при сушке химическая связь не может разрушаться. Результаты исследований [92] показали, что при сушке может удаляться и химически связанная влага. Это особенно характерно для материалов, содержащих органические жидкости, которые способны образовывать с ними различные комплексные соединения, разрушающиеся при сушке.

кой решетки, отдельные вырвавшиеся из решетки частицы, чужеродные частицы и т. п.) — центры адсорбции, — с адсорбционной способностью от некоторого максимума и до нуля, на которых и происходит адсорбция паров различных жидкостей. Адсорбционно-связанная влага обладает рядом свойств, которые позволяют отличать ее от обычной, свободной воды. Пленки связанной воды по своим физическим свойствам напоминают больше твердое тело, чем жидкость. Более того, строго определенная ориентация молекул приближает их к кристаллическому веществу. Так, анализ рентгенограмм показывает, что молекулы связанной воды на крахмале расположены в виде более или менее деформированно-кристаллической решетки обычного льда. Теплоемкость адсорбированной воды меньше теплоемкости свободной воды.

Величина энергии связи влаги с материалом определяет свободную энергию одного моля адсорбированного вещества и может быть определена в случае адсорбционно-связанной влаги по уравнению П. А. Ребиндера [85]

$$E = -RT \lg \varphi \quad (2.4)$$

По этому уравнению рассчитаны энергии связи влаги с различными материалами. Для определения энергии связи влаги существуют и другие методы. В работе [146] определена энергия связи влаги с рядом полимеров электрокалориметрическим методом, основанным на измерении удельных теплот испарения  $q$  жидкостей, поглощенных исследуемыми материалами.

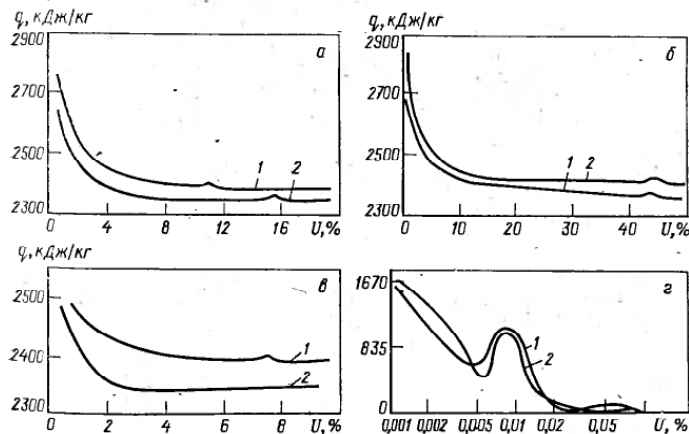


Рис. 2.1. Удельная теплота испарения воды из некоторых материалов: а — из поливинилацетата бисерного при 50 °С (1) и поливинилбутираля при 60 °С (2); б — из катионитной смолы КУ-2-84С при 60 °С (1) и 40 °С (2); в — из сополимера ВХВД-40 при 40 °С (1) и сополимера А-15 при 60 °С (2); г — из лавсана матового (1) и лавсана блестящего (2) при 50 °С.



Таблица 2.1. Энергия связи влаги с полимерными материалами, соответствующая границе мономолекулярной адсорбции  $U_m$  и влагосодержанию после сушки  $U_k$

Материал	Температура опыта, °С	При $U=U_m$		При $U=U_k$	
		кДж/кг	кДж/моль	кДж/кг	кДж/моль
Сополимер стирола с дивинилбензолом	30	50	0,92	160	2,90
	70	48	0,88	210	3,77
Полистирол ПСБ	30	50	0,92	160	2,90
	40	65	1,34	181	3,27
Полистирол ПС-С	30	125	2,26	160	2,89
	70	75	1,34	170	3,06
Поливинилхлорид суспензионный	25	—	—	55,5	0,995
	40	—	1,34	675	11,6
Аминопласт	60	37,5	0,67	—	—
	30	100	1,8	175	3,14
Полистирол ПС-СУ <sub>2</sub>	30	100	1,8	250	4,48
	70	100	1,8	151	2,73
Сополимер стирола МС	30	50	0,92	175	3,14
	70	65	1,18	175	2,18
Сополимер стирола МСН	60	85	1,55	120,5	2,89
	40	58,5	1,05	160,5	2,89
Сополимер формальдегида с диоксаланом	40	85	1,55	80	1,57
Сополимер А-15	40	92	2,22	92	2,22
Сополимер ВХВД-40	50	270	6,7	—	—
Поливинилацетат бисерный	60	75	1,35	341	6,1
Катионитная смола КУ-2-8ЧС	50	523	9,43	—	—
Анионитная смола ЭДЭ-10П	50	—	—	732	—
Полиэтилен низкого давления	50	—	—	1680	30,2
Лавсан блестящий	50	—	—	—	—

Подробное описание электрокалориметрической установки и методики работы на ней даны в работе [20]. Для получения более достоверных данных и изучения влияния температуры на теплоту испарения эксперименты проводили при различных температурах сушки. Результаты опытов представлены в виде графических зависимостей  $q=f(U)$  на рис. 2.1 и в табл. 2.1.

Удельные теплоты испарения, измеренные в широком интервале влагосодержаний полимерных материалов (до влагосодержаний, соответствующих стыковому состоянию влаги), практически равны теплотам испарения жидкостей со свободной поверхности при температуре опыта. При испарении капиллярно-связанной влаги почти на всех кривых  $q=f(U)$  наблюдается небольшая ступенька — увеличение удельной теплоты испарения (см. рис. 2.1, а, б и в). Теплота испарения капиллярно-связанной влаги невелика и обычно составляет несколько процентов от суммарной теплоты испарения. Вместе с тем, при удалении влаги из неоднороднопористых материалов (например, из сополимеров ВХВД-40 и А-15, поливинилацетата и поливинилбутираля, катионитной смолы КУ-2-8ЧС и др.) величины удельных

теплот испарения зависят от радиуса пор. Чем более тонкопористый материал, тем более ощутима эта зависимость, так как с уменьшением радиуса пор уменьшается давление пара над мениском.

Резких границ между теплотой испарения капиллярно-связанной влаги и влаги полимолекулярной адсорбции нет. По мере испарения адсорбционно-связанной влаги вплоть до влагосодержаний, соответствующих заполнению монослоя, кривые  $q=f(U)$  плавно поднимаются вверх, затем при дальнейшем уменьшении влагосодержания для всех исследованных полимерных материалов наблюдается крутой подъем кривых. Наибольшее значение имеют теплоты испарения монослоя, прочно связанного с поверхностью полимерных материалов.

Повышение температуры приводит к изменению удельных теплот испарения во всем интервале влагосодержаний полимерных материалов. Теплоты испарения с повышением температуры уменьшаются.

С ростом температуры приращение теплот испарения связанной влаги по сравнению с теплотой испарения со свободной поверхности полимерных материалов с жесткой набухающей структурой (полистирол ПС-СУ<sub>2</sub>, ПСБ сополимер стирола с дивинилбензолом, полистирол ПС-С) увеличивается (см. табл. 2.1), так как с увеличением температуры этих материалов возрастает поверхность, а следовательно и число активных центров адсорбции. У материалов с достаточно жесткой структурой (например, аминопласт) с увеличением температуры приращение теплоты испарения связанной влаги уменьшается, так как при повышении температуры разрушается связь между поверхностью полимера и молекулами жидкости.

Несовпадение кривых теплот испарения жидкости из блестящего и матового лавсана (см. рис. 2.1, г) можно объяснить некоторым различием их пористых структур. Блестящий лавсан, как показали результаты анализа сорбционно-структурных характеристик, имеет более тонкопористую структуру, чем матовый, имеющий добавки. Волнообразный характер кривых зависимостей теплот испарения от влагосодержания лавсана (см. рис. 2.1, г) связан, очевидно, с неодинаковой адсорбционной активностью аморфной и кристаллической составляющих полимеров.

Величины энергий связи влаги почти со всеми исследованными полимерными материалами не превышают тепловых эффектов при обычном Ван-дер-Ваальсовом взаимодействии.

Сравнение приращений удельных теплот испарения жидкостей из полимерных материалов с различной пористой структурой позволяет считать, что энергия связи влаги с материалами зависит и от внутренней пористой структуры полимеров. Наиболее прочно влага связана с материалами, имеющими ультрамикропористую структуру (катионитная и анионитная смолы, полиэтилен низкого давления, лавсан), так как для удаления

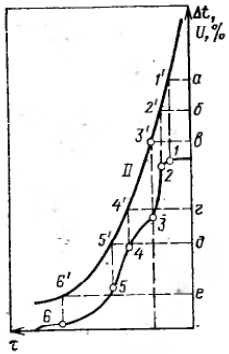


Рис. 2.2. Схема последовательного удаления влаги при разных видах ее связи с материалом: I — термограмма; II — кривая сушки; а — избыток влаги над поверхностью материала; б — пленочно-менисковая влага макропор; в — стыковая влага макропор; г — капиллярная влага микропор; д — влага полимолекулярной адсорбции; е — влага мономолекулярной адсорбции; 1—6 — сингулярные точки.

влаги из ультрамикропор необходимо затратить дополнительное количество энергии на преодоление сил отталкивания адсорбционных полей противоположных стенок пор.

Для определения видов связи влаги с материалом применяется кинетический метод термограмм сушки, разработанный

М. Ф. Казанским [30] и развитый В. М. Казанским. Этот метод позволяет из одного опыта определить все виды связи влаги с данным материалом при сравнительно малой длительности опыта (несколько часов). Сущность метода состоит в том, что в процессе конвективной сушки автоматически записывается термограмма, представляющая собой кривую изменения разности температур ( $\Delta t$ ) тонкого высушиваемого материала толщиной 1—2 мм и постоянной температуры воздуха в термостате в зависимости от времени  $\tau$ . Одновременно на той же диаграммной ленте потенциометра записывается кривая сушки, характеризующая изменение среднего влагосодержания  $U$  высушиваемого материала с течением времени  $\tau$ . При этом на термограмме наблюдается ряд сингулярных точек, проектирование которых на кривую сушки позволяет найти влагосодержание, соответствующее определенному виду связи влаги с материалом в этих точках. Общий вид термограммы и кривая изотермической сушки представлены на рис. 2.2.

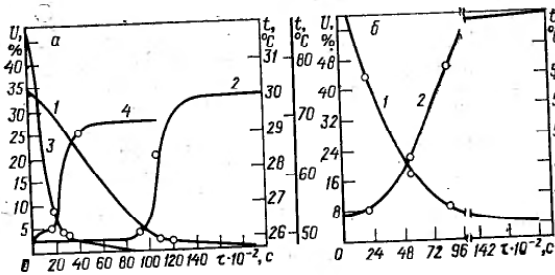


Рис. 2.3. Кривые сушки и термограммы: а — кривые сушки (1, 3) и термограммы (2, 4) для ударопрочного полистирола ПС-СУ<sub>2</sub>, содержащего воду, при 30 °С (1, 2) и при 70 °С (3, 4); б — кривая сушки (1) и термограмма (2) катионитной смолы КУ-2-84С, содержащей воду, при 60 °С.

Таблица 2.2. Граничные влагосодержания, соответствующие различным видам связи влаги с полимерными материалами (по сингулярным точкам термограмм и кривых сушки)

Материал	Температура, °С	Содержание влаги, % (масс.)			
		требуемое остаточное после сушки	в макропорах при стыковом состоянии	при полимолекулярной адсорбции	при мономолекулярной адсорбции
Сополимер формальдегида с диоксаланом	102	0,2	13,6	1,68	0,48
	80	—	12,5	1,39	0,78
	60	0,2	15,6	3,4	2,8
Поливинилбутираль	105	0,3	26,2	2,3	0,1
	80	—	21,6	—	0,2
Сополимер стирола с дивинилбензолом	70	0	13	4,25	2,1
	30	—	7,0	3,0	2,1
Полистирол ПСБ	40	0,2	6,5	2,7	1,8
	30	—	6,1	2,7	1,3
Полистирол суспензионный ПС-С	70	0,2	9,4	5,2	3,9
	30	—	6,5	2,8	2,0
Полистирол ПС-СУ <sub>2</sub>	70	0,2	8,5	3,75	1,75
	30	—	5,5	2,5	2,5
Сополимер МСН	70	0,8	12,1	2,5	2,0
	30	—	5,4	2,2	1,5
Сополимер МС	70	0,23	12,0	3,2	2,1
	50	0,5	10,8	1,8	0,6
Поливинилацетат бисерный	60	0,8	10,0	2,0	0,8
Сополимер А-15	40	0,85	7,5	2,5	0,6
Сополимер ВХВД-40	40	1,0	32,5	20,0	10,0
Аминопласт	60	0,2	44,9	17,8	8,5
Катионитная смола КУ-2-84С	50	1,2	51,0	12,0	6,0
Анионитная смола ЭДЭ-10П	50	0,1	45,5	9,9	5,8
Полиэтилен низкого давления с бензином	30	—	53,1	9,8	5,8
Лавсан	30	0,01	—	2,77	2,47

Принципиальная схема установки, на которой снимаются термограммы и кривые изотермической сушки, а также методика проведения эксперимента приведены в [20].

Результаты анализа форм связи и состояний влаги в полимерных материалах на основе термограмм и кривых сушки (рис. 2.3) приведены в табл. 2.2.

Удаление влаги с разными формами связи и различных состояний из дисперсных материалов происходит не последовательно, что приводит к некоторой погрешности при количественной оценке их дифференциальных жидкостно-удерживающих свойств. Как следует из табл. 2.2, граничные влагосодержания полимерных материалов различного химического состава и разной пористой структуры изменяются в довольно широких пределах. Например, предельное влагосодержание аминопласта при мономолекулярной адсорбции составляет 10,0%, сополимера формальдегида с диоксаланом 0,78%.

Влагосодержания, соответствующие границам перехода от одной формы связи влаги к другой, для полимерных материа-

лов, имеющих сходную структуру и относящихся к одному классу, незначительно различаются. Например, влагосодержание полистирольных пластиков (полистиролов ПС-СУ<sub>2</sub>, ПС-С, ПСБ, сополимеров МСН и МС, сополимера стирола с дивинилбензолом), соответствующее полимолекулярной адсорбции, составляет 2,5—5,2, мономолекулярной адсорбции 1,3—3,9%. Предельное влагосодержание ионообменных смол при полимолекулярной адсорбции составляет 12—17,8%, мономолекулярной адсорбции 6,0—8,5% (см. табл. 2.2).

Граничные влагосодержания полимерных материалов с ультрамикropористой структурой (смола КУ-2-8ЧС, полиэтилен низкого давления, смола ЭДЭ-10П) превышают соответствующие влагосодержания полимерных материалов с широкопористой структурой (сополимер стирола с дивинилбензолом, полистирол ПСБ и другие полистирольные пластики). Граничные влагосодержания всех исследованных полимерных материалов при различных формах связи влаги с ними изменяются при повышении температуры. С ростом температуры происходит, очевидно, набухание нежесткой структуры (сополимер стирола с дивинилбензолом, полистирол ПСБ, суспензионный полистирол ПС-С, ударопрочный полистирол ПС-СУ<sub>2</sub>, сополимеры МСН, МС и др.) и, следовательно, увеличивается поверхность, поэтому граничные влагосодержания возрастают. У материалов с жесткой структурой (полиэтилен низкого давления) с ростом температуры граничные содержания бензина снижаются, поскольку уменьшаются силы взаимодействия между поверхностью полимерного материала и адсорбируемой жидкостью.

Достижение требуемой остаточной влажности всех исследованных полимеров связано с необходимостью удаления капиллярно-связанной и адсорбционной влаги (см. табл. 2.2).

### 2.3. СОРБЦИОННО-СТРУКТУРНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

По изотермам сорбции и десорбции можно рассчитать эффективный радиус пор и общий объем пор в материале, получить кривую распределения объема пор по радиусу. По изотермам, представленным в координатах уравнения БЭТ, можно определить влагу мономолекулярной адсорбции и удельную поверхность материала, а по изотермам, представленным в координатах уравнения М. М. Дубинина [25], — объем микропор. Изотермы сорбции и десорбции позволяют определить формы связи влаги с материалом и условия хранения материала.

Кроме адсорбционного, в настоящее время известен еще ряд методов определения пористой структуры материалов: метод статистической обработки микрофотографий, метод ртутной порометрии, фильтрационный метод Б. В. Дерягина, метод электронной микроскопии, рентгеновский метод, метод капиллярной

пропитки, метод радиоактивных индикаторов, разработанный М. П. Воларовичем и Н. В. Чураевым и др.

Метод статистической обработки микрофотографий весьма трудоемок и неприемлем для исследования тонкопористых материалов, что объясняется ограниченной разрешающей способностью микроскопа. Применение метода ртутной порометрии для тонкопористых материалов связано с необходимостью создания больших давлений (70 МПа и 350 МПа для пор радиусом 10 нм и 2 нм соответственно), что может привести к деформации образца.

Фильтрационные методы пригодны только для исследования тел со сквозными порами и непористых порошков.

Методы электронной микроскопии, так же как и метод статистической обработки микрофотографий, чрезвычайно трудоемки и не применимы для изучения внутренней структуры отдельных частиц. При нормальных условиях работы температура объекта в результате термического воздействия электронного пучка составляет 200—300 °С, а иногда и значительно выше (при усилении электронной эмиссии), что недопустимо для ряда материалов.

Рентгеновский метод является точным для монодисперсных систем, но значительно усложняется для полидисперсных, какowymi являются реальные материалы. Кроме того, при соизмеримых размерах пор и частиц получаются сходные дифракционные картины, и для решения вопроса о том, относятся ли определенные размеры к поре или частице, необходимо прибегать к другим независимым методам. Для экспериментального осуществления этого метода необходимы рентгеновские установки, требующие специальное помещение.

Метод радиоактивных индикаторов пригоден только для определения размеров сквозных пор и требует специального оборудованного помещения.

Наиболее рациональным для исследования внутривористой структуры материалов как объектов сушки следует считать адсорбционный метод, основанный на обработке экспериментально полученных изотерм сорбции — десорбции. Этот метод дает возможность оценить не геометрические размеры реальных пор в материале, а особенности строения материала как объекта сушки с учетом видов связи влаги с материалом, влияние изменения пористой структуры материала на механизм массопереноса, а методика проведения эксперимента достаточно близка к условиям сушки. Для получения изотерм сорбции — десорбции паров воды или органических растворителей применяют термостатируемые вакуумные пружинные сорбционные весы (рис. 2.4).

Сорбционные весы размещены в термостате 1, стенки которого выполнены из теплоизоляционного материала. Сорбционные трубки 2 с молибденовыми пружинами 3 и с подвешенными к ним никелевыми чашками 4, в которые помещают навески

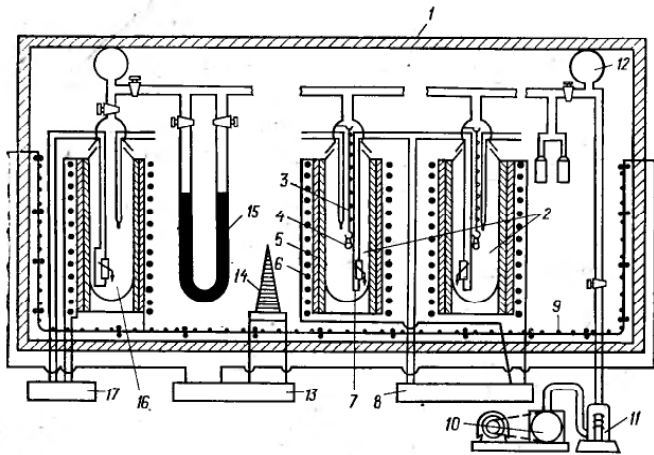


Рис. 2.4. Сорбционно-вакуумная установка для снятия изотерм сорбции — десорбции весовым методом:

1 — термостат; 2 — сорбционная трубка; 3 — молибденовая пружина; 4 — никелевая чашка; 5 — печь для поддержания температуры в сорбционных трубках; 6, 9 — нагреватели; 7 — термопара; 8, 13, 17 — электронные терморегуляторы; 10 — диффузионный насос; 11 — масляный насос; 12 — ловушка; 14 — контактный термометр; 15 — манометр; 16 — дозировочная пробирка.

исследуемых образцов материалов, заключены в цилиндрические печи 5 с навитыми на них спиралями нагревателей 6. Печи изготовлены из листовой латуни и покрыты асбестом. Они имеют узкие прямоугольные просветы, через которые можно наблюдать за положением указателей пружин, используя для этого микрокатетометр.

Постоянная заданная температура воздуха с точностью  $\pm 0,5-0,7^\circ\text{C}$  в термостате поддерживается при помощи блока грубого термостатирования 13. Датчиком его является контактный термометр 14, исполнительной частью — спираль нагревателя 9.

Температура паров жидкости при разных давлениях внутри сорбционных трубок задается и поддерживается при помощи печек 5 с точностью  $\pm 0,10-0,15^\circ\text{C}$ . Печи включены в схему блока электронного терморегулятора 8. В качестве датчиков температуры использованы термометры сопротивления. Дозировочная пробирка 16 с исследуемой жидкостью также заключена в цилиндрическую печку с нагревателем, мощность которого поддерживается автономным терморегулятором 17 такой, что температура жидкости на протяжении всего опыта остается на  $1-2^\circ\text{C}$  ниже температуры образцов. Это исключает капельную конденсацию паров жидкости на образцах.

Контроль температуры в сорбционных трубках и дозировочной пробирке осуществляется термопарой 7. Концы термопар и термометров сопротивления выведены наружу через верхнюю часть сорбционных трубок.

Приведенный способ термостатирования сорбционных весов позволяет обеспечивать по высоте в каждой из сорбционных трубок изотермические условия (безградиентное температурное поле). Аналогичные условия соблюдаются и в дозировочной пробирке.

Для исследования закономерностей процессов сушки полимерных материалов большой интерес представляют изотермы сорбции и десорбции, полученные при повышенных температурах, так как равновесные влагосодержания материалов существенно зависят от температуры. Изотермы сорбции и десорбции при температурах выше  $35^\circ\text{C}$  обычно получают на адсорбционно-вакуумной установке с использованием объемного метода измерения количества сорбирующихся и десорбирующихся паров жидкости (рис. 2.5). Установка состоит из рабочей, измерительной частей и системы очистки. Рабочая часть установки помещена в воздушный термостат и состоит из ампулы с адсорбентом (исследуемым веществом) 1, шариковой ампулы 2 для за-

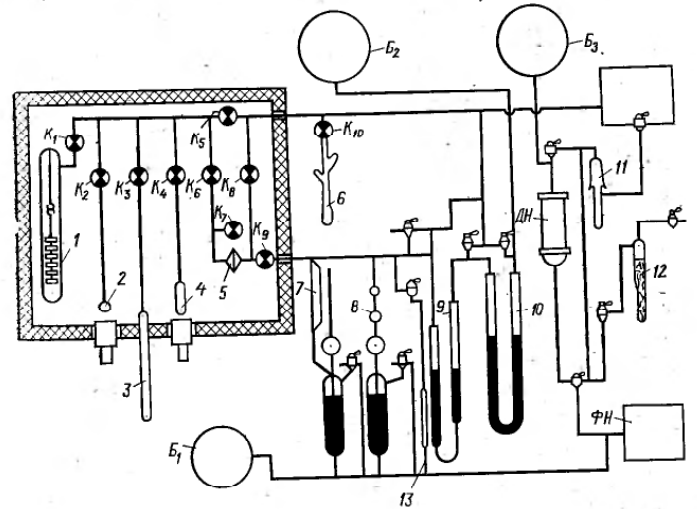


Рис. 2.5. Сорбционная установка для снятия изотерм сорбции — десорбции объемным методом:

1 — ампула с адсорбентом; 2 — шариковая ампула; 3 — калибровочный капилляр; 4 — ампула для сбора адсорбата; 5 — разделяющая мембрана; 6 — ампула с адсорбентом; 7 — манометр Мак-Леода; 8 — шариковая бюретка; 9, 10 — U-образные манометры; 11 — ловушка для конденсирующихся паров; 12 — ампула с целолитом; 13 — капилляр;  $K_1-K_{10}$  — электромагнитные клапаны; ФН — форвакуумный насос; ДН — диффузионный насос;  $B_1, B_2$  — баллоны для воздуха и азота;  $B_3$  — ресивер диффузионного насоса.

готовки порций адсорбата, малой ампулы 4 для сбора адсорбата при снятии десорбционной ветви изотермы и мембраны 5, разделяющей рабочую и измерительную часть установки.

Капилляр 3 для дозирования адсорбата выведен наружу. Количество поступающего в рабочую часть адсорбата измеряется катетометром КМ-8. Все указанные элементы присоединены к верхней гребенке через электромагнитные клапаны  $K_1-K_9$ . Адсорбент в ампуле 1 расположен на этажерке из 40—50 никелевых сетчатых тарелочек.

Разделительная мембрана 5 представляет собой конденсатор, обкладками которого служит тонкая никелевая фольга. Внутри обкладок имеются отверстия, обеспечивающие доступ к мембране паров адсорбата с одной стороны и воздуха с другой стороны. Принцип измерения равновесных давлений паров адсорбата заключается в следующем. Пары адсорбата, поступающие к мембране через клапан  $K_6$ , изменяют емкость конденсатора. После чего производится пуск воздуха через клапан  $K_9$  до установления равновесного состояния, при котором емкость конденсаторов не изменяется во времени. Равновесное давление воздуха в измерительной части установки измеряется U-образным ртутным манометром 9 с катетометром КМ-8. Для измерения малых равновесных давлений используется манометр Мак-Леода 7. Для калибровки объемов рабочей части установки служит шариковая бюретка 8. К верхней гребенке через электромагнитный клапан  $K_{10}$  присоединяется ампула 6 с адсорбатом, из которой последний перегоняется в калибровочный капилляр 3. Калибровка рабочей части осуществляется азотом, а капилляра U-образного манометра 9 и шариковой бюретки 8 ртутью.

Методики проведения опытов по снятию изотерм сорбции и десорбции весовым и объемным методами подробно описаны в [151].

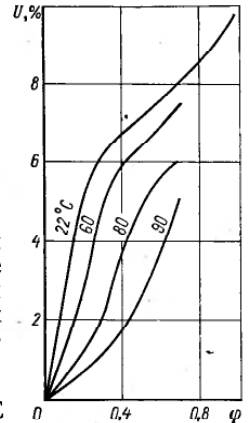
Определение равновесных влагосодержаний образцов полимерных материалов при повышенных температурах связано со значительными трудностями. Для расчетного определения этих зависимостей можно рекомендовать метод Пасса [78], который заключается в следующем.

На экспериментальной изотерме сорбции или десорбции отмечают ряд точек и соответствующие им равновесные влагосодержания  $U_{p_1}, U_{p_2}, U_{p_3}, \dots, U_{p_n}$  и  $\varphi_1, \varphi_2, \varphi_3, \dots, \varphi_n$ . По температуре, при которой построена опытная изотерма, и значениям  $\varphi_1, \varphi_2, \varphi_3, \dots, \varphi_n$  находят температуру точки росы для всех значений  $U_p$ , т. е.  $t_{p_1}, t_{p_2}, \dots, t_{p_n}$ . Затем определяют разность  $\Delta$  между температурой воздуха и температурой точки росы для всех значений  $U_p$

$$t_0 - t_{p_i} = \Delta i \quad (2.5)$$

где  $t_0$  — температура построения изотермы, °C;  $t_{p_i}$  — температура точки росы при  $i$ -ом значении  $U_p$ .

Рис. 2.6. Изотермы десорбции паров воды с поверхности полиэтилена низкого давления, рассчитанные методом Пасса по экспериментально снятой изотерме при 22 °C.



Каждому значению  $U_p$  соответствует значение  $\Delta i$ , не зависящее от температуры. Например, при опытно построенной изотерме десорбции паров бензина с поверхности полиэтилена при  $t_0 = 22$  °C и  $\varphi = 0,4$  равновесное влагосодержание  $U_p = 6,5\%$ , а  $\Delta i = 18$  °C, при  $t = 60$  °C и  $U_p = 5,6\%$  будет соответствовать другая относительная влажность воздуха, которая определяется из  $\Delta i: \Delta i = t_0 - t_p = 18$  °C =  $60 - t_p$ , откуда  $t_p = 42$  °C.

По температуре  $t_0 = 60$  °C и  $t_{p_1} = 42$  °C находят относительную влажность воздуха, соответствующую  $U_p = 6,5\%$ : при  $t_p = 42$  °C давление  $p_{т.р} = 41,3$  кПа, при  $t_0 = 60$  °C,  $p_{н.о} = 76,3$  кПа, откуда

$$\varphi = \frac{41,3}{76,3} = 0,54$$

На рис. 2.6 приведены изотермы десорбции паров бензина с поверхности полиэтилена низкого давления, рассчитанные методом Пасса при температурах 60, 80 и 90 °C.

Как видно из приведенных графиков, с увеличением температуры равновесное содержание бензина в полиэтилене низкого давления при постоянном значении  $\varphi$  уменьшается. Методом Пасса можно пользоваться при относительно невысоких  $\varphi$ . При  $\varphi > 0,7$  этот метод не применим, так как дает большие расхождения с экспериментальными данными.

По экспериментально полученным изотермам определяют сорбционно-структурные характеристики полимерных материалов (эффективный радиус пор, объем пор, кривые распределения объема пор по радиусу). При оценке пористой структуры адсорбционным методом исходят из предположения, что форма пор цилиндрическая или коническая. Поры реальных дисперсных материалов, естественно, не имеют правильной цилиндрической или конической формы. Полученные таким методом характеристики реального пористого материала (размер и объем пор) являются условными, эффективными, характеризующими диффузионное сопротивление, которое оказывает пористая структура материала при сушке. Для расчета эффективных радиусов пор  $r$  пользуются уравнением Томсона — Кельвина (1.27) для любого значения относительного давления  $P/P_0$  по десорбционной ветви изотермы, так как в этом случае можно обнаружить особенности структуры адсорбентов. Кроме того,

при расчете по сорбционной ветви изотермы может быть допущена ошибка в определении размеров пор, так как из-за отсутствия сведений о форме пор невозможно учесть отклонение от сферической формы мениска, соответствующего цилиндрической форме пор и образующегося при капиллярной конденсации. Процесс десорбции же происходит при практически заполненных порах, и поэтому мениски жидкости имеют сферическую форму [7]. В пользу расчетов структурных характеристик по десорбционной ветви изотермы говорят и экспериментальные данные А. П. Карнаухова [34]. Так как при десорбции происходит полное смачивание, и величина  $\cos \theta$ , входящая в уравнение (1.28), принимает значение, равное 1, расчеты структурных характеристик упрощаются.

По уравнению Томсона — Кельвина определяют радиусы пор или, точнее, радиусы кривизны мениска или цилиндрического пространства между адсорбционными пленками без учета слоя, адсорбированного на стенках пор. Эквивалентные радиусы пор больше рассчитанных по уравнению Томсона — Кельвина на толщину  $h$  адсорбированного слоя, которую можно вычислить по количеству вещества  $a_{пл}$ , находящегося в пленке (в м)

$$h = \frac{a_{пл} V_{мол}}{S} \quad (2.6)$$

где  $V_{мол}$  — молярный объем жидкости;  $S$  — удельная поверхность.

Величина удельной поверхности материала  $S$  определяется из соотношения

$$S = a_m N s_0 \quad (2.7)$$

где  $N$  — число Авогадро;  $a_m$  — количество вещества, сорбированного в монослое;  $s_0$  — посадочная площадка адсорбируемой молекулы.

Для определения  $a_m$  результаты сорбционных измерений должны быть представлены в прямоугольных координатах

$\frac{p/p_0}{a(1-p/p_0)}$  и  $p/p_0$  уравнения БЭТ (1.26), записанного в этом случае в виде

$$\frac{p/p_0}{a(1-p/p_0)} = \frac{1}{a_m c} - \frac{c-1}{a_m c} p/p_0 \quad (2.8)$$

где  $a$  — количество вещества, сорбированного при давлении  $p/p_0$ ;  $c$  — константа [см. уравнение (1.26)].

Тогда изотерма изображается прямой линией, отсекающей на оси ординат отрезок  $b_1 = \frac{1}{ca_m}$  и образующей с осью абсцисс угол, тангенс которого равен  $k = (c-1)/ca_m$ . Значение  $a_m$  определяется из уравнения

$$a_m = \frac{1}{b_1 + k} \quad (2.9)$$

Верхний предел определения радиуса пор при адсорбционном методе ограничивается 15—20 нм, так как малейшие неточности при измерении давления в области относительных давлений пара, близких к единице, могут привести к весьма большой ошибке в определении радиуса пор по уравнению (1.28).

Так как процесс капиллярной конденсации может протекать уже в порах порядка 1—2 нм, заполнение которых происходит при относительном давлении  $\varphi > 0,2-0,3$ , нижний предел определения размера пор ограничивается величиной радиуса 1 нм. Для пор с радиусом  $< 1$  нм уравнение Томсона — Кельвина не применимо, так как микропоры, соизмеримые с размерами молекул, как впервые указал Дубинин М. М., заполняются не полностью, а объемно, что объясняется повышенными значениями адсорбционного потенциала стенок широких пор.

По экспериментальным изотермам десорбции паров жидкости пористыми материалами можно получить интегральную и дифференциальную кривые распределения объемов пор по радиусам. При этом следует исходить из того, что после окончания процесса сорбции все поры материала заполнены сорбционной влагой. В процессе десорбции они освобождаются от сорбированной жидкости в определенной последовательности в зависимости от давления ее паров  $p$  в системе, т. е. от значения  $p/p_0 = \varphi$ . Для построения структурных кривых по уравнению Томсона — Кельвина вычисляют радиусы пор, соответствующие каждому определенному значению относительного давления пара  $p/p_0$  на экспериментально полученной изотерме десорбции. Для тех же значений относительного давления пара  $p/p_0$  по изотерме десорбции находят величины сорбированного пара  $a$ , которые используют для расчета объемов пор  $V$ , заполненных сорбированной жидкостью. Объемы пор  $V$ , заполненных жидкостью, рассчитывают по формуле (в м<sup>3</sup>/кг)

$$V = a V_{мол} \quad (2.10)$$

где  $a$  — количество сорбированной жидкости при данном относительном давлении;  $V_{мол}$  — молярный объем жидкости.

На основании полученных из изотерм десорбции данных о размерах радиусов капилляров и вычисленных объемов пор строят интегральную кривую распределения объема пор по радиусу  $V = f(r)$ . После дифференцирования зависимости  $V = f(r)$  получают, откладывая на оси ординат значения  $dV/dr$  и на оси абсцисс радиусы пор, дифференциальную кривую распределения объемов пор по радиусу  $dV/dr = f(r)$ . Абсциссы, соответствующие максимуму кривых, дают радиус наиболее часто встречающихся пор, ординаты пропорциональны частоте, с которой встречаются в материале поры соответствующего радиуса. Следует отметить, что для материалов с нежесткой набухающей структурой эти кривые являются условными, так как структура таких материалов несколько изменяется при увлажнении и сушке.

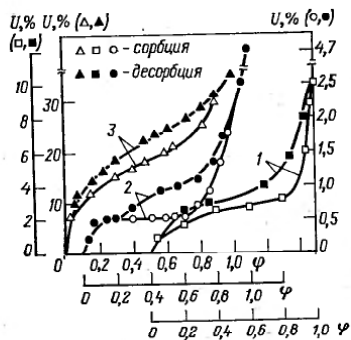


Рис. 2.7. Изотермы сорбции — десорбции паров воды при  $t=22^\circ\text{C}$ : 1 — поливинилбутираль; 2 — поливинилацетат; 3 — катионитная смола КУ-2-84С.

По кривым распределения объемов пор по радиусам можно определить критические диаметры (или радиусы) пор. Под критическим диаметром пор  $d_{кр}$  понимают величину, соответствующую на дифференциальной кривой распределения объема пор по радиусам наименьшему диаметру пор, удаление влаги из которых позволяет достичь требуемой после сушки влажности продукта.

В работе Н. Е. Шадринной [146] исследовано 17 образцов различных материалов: полистиролы ударпрочный (ПС-СУ<sub>2</sub>), для вспенивания (ПСБ), суспензионный (ПС-С), сополимеры стирола с метилметакрилатом (МС), с метилметакрилатом и акрилонитрилом (МСН), с дивинилбензолом, сополимеры А-15 и ВХВД-40, сополимер формальдегида с диоксаланом (СФД), поливинилбутираль, поливинилацетат бисерный (ПВАБ), поливинилхлорид, полиэтилен низкого давления, лавсан (полиэтилентерефталат), катионитная смола КУ-2-84С, анионитная смола ЭДЭ-10П, аминопласт. Большое разнообразие изотерм сорбции — десорбции паров удаляемой жидкости не позволило дать

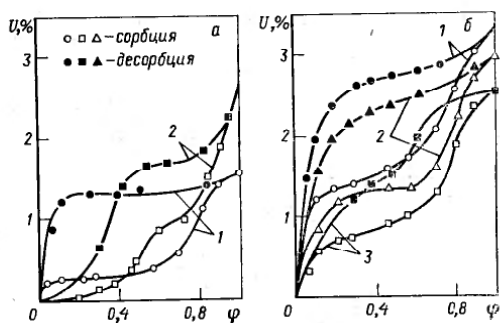


Рис. 2.8. Изотермы сорбции — десорбции паров воды при  $t=22^\circ\text{C}$ :

а — сополимер стирола с дивинилбензолом (1) и полистирол ПСБ (2); б — ударпрочный полистирол ПС-СУ<sub>2</sub> (1), сополимер стирола МС (2) и сополимер стирола МСН (3).

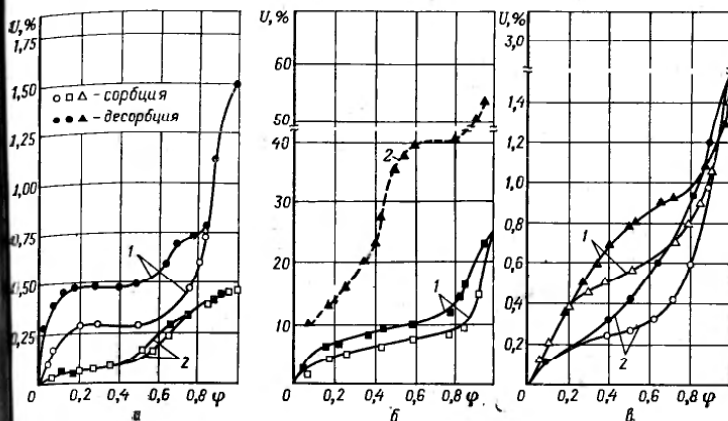


Рис. 2.9. Изотермы сорбции — десорбции полимерными материалами:

а — паров воды при  $t=22^\circ\text{C}$ ; суспензионный полистирол ПС-С (1), поливинилхлорид (2); б — паров воды при  $t=-22^\circ\text{C}$ ; аминопласт (1) и паров воды при  $t=50^\circ\text{C}$  анионитная смола ЭДЭ-10П (2); в — паров воды при  $t=22^\circ\text{C}$ ; сополимер ВХВД-40 (1), сополимер А-15 (2); г — паров воды при  $t=22^\circ\text{C}$ , полиэтилен низкого давления (1); лавсан (2).

обобщенные уравнения для этих материалов. Как показал анализ изотерм (рис. 2.7—2.9), граничные влагосодержания, соответствующие реальным формам связи влаги с материалом (см. табл. 2.2), и энергия связи влаги с твердой структурой исследуемых полимеров (см. табл. 2.1) зависят от внутренней пористой структуры материалов. Эта зависимость учитывалась при разработке классификации материалов как объектов сушки и составлении классификационной таблицы.

Изотермы типичных представителей основных структурных групп исследуемых веществ даны на рис. 2.7. Область капиллярной конденсации для материалов с переходными порами, представителем которых является поливинилбутираль (кри-

вые 1), обнаруживается только при значениях  $\phi > 0,7$  (крутой подъем вверх участка изотерм, обращенного выпуклостью к оси относительной влажности воздуха). Обе ветви изотерм поливинилацетата (кривые 2), представляющего группу продуктов, имеющих поры диаметром 2—3 нм, образуют капиллярно-конденсационный гистерезис при значениях  $\phi > 0,3$ . Крутой подъем сорбционной и десорбционной ветвей изотерм катионитной смолы КУ-2-84С (кривые 3) свидетельствует о значительном росте адсорбции уже при низких относительных давлениях паров жидкости, что характерно для материалов, содержащих ультрамикropоры, т. е. поры, диаметр которых соизмерим с размерами молекул удаляемой жидкости.

Характерной особенностью ряда исследованных полимеров является наличие широкой петли сорбционного гистерезиса в области относительной влажности (от 0 до 0,9—0,95), свидетельствующей о нежесткой структуре материалов, присущей капиллярно-пористым коллоидным телам. Стенки капилляров таких тел эластичны и при поглощении жидкости набухают, а при сушке дают усадку, что приводит к изменению структуры материала, которое сказывается на их сорбционных свойствах.

Анализируя характер изотерм сорбции паров воды полистиролами ПСБ, ПС-СУ<sub>2</sub>, сополимерами стирола МС и МСН, сополимером стирола с дивинилбензолом (см. рис. 2.8) следует заметить, что основную долю связанной влаги составляет адсорбционная и капиллярная. В интервале  $\phi$  от 0 до 0,7—0,8 происходит сначала мономолекулярная, а затем полимолекулярная адсорбция (изотермы сначала выпуклостью обращены к оси равновесного влагосодержания материала, что характерно для мономолекулярной адсорбции, а затем при повышении  $\phi$  до 0,7—0,8 изотермы обращены выпуклостью к оси относительной влажности воздуха).

Участок изотермы, отвечающей  $\phi = 0,7—0,8$ , соответствует капиллярной конденсации в порах диаметром от 6—8 до 100 нм. Характер изотерм сополимера стирола МСН (см. рис. 2.8, б) свидетельствует о наличии пор уже диаметром 4 нм.

Изотермы сорбции и десорбции полистирола ПСБ (рис. 2.8, а) образуют гистерезис в интервале  $\phi$  от 0 до 0,85, что также свидетельствует о нежесткой структуре полимера. При  $\phi$  от 0,85 до 1,0 изотермы сорбции и десорбции обратимы

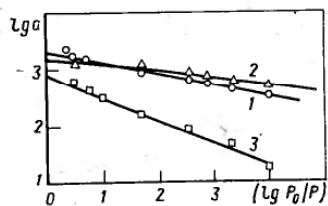


Рис. 2.10. Изотермы десорбции в координатах уравнения М. М. Дубинина:  
1 — паров воды анионитной смолой ЭДЭ-10П;  
2 — паров воды катионитной смолой КУ-2-84С;  
3 — паров бензина полиэтиленом низкого давления.

и имеют выпуклость, обращенную к оси равновесной влажности, что характерно для капиллярно-пористых тел. На этом участке происходит конденсация в порах диаметром выше 10 нм.

Изотермы сорбции и десорбции поливинилхлорида (см. рис. 2.9, а) образуют узкую петлю сорбционного гистерезиса в области средних значений относительной влажности воздуха (0,35—0,75). На необратимом участке изотермы одновременно с полимолекулярной адсорбцией происходит капиллярная конденсация. Объем микropор незначителен, так как максимальное содержание гигроскопической влаги в поливинилхлориде, установленное по изотермам адсорбции, составляет всего лишь 0,47%.

Характер изотерм сополимеров ВХВД-40 и А-15 (см. рис. 2.9, в) свидетельствует о наличии в структуре пор размером 2 нм (гистерезис появляется уже при  $\phi = 0,25$ ). Необратимый участок изотерм также, как и в процессе сорбции паров воды поливинилхлоридом, свидетельствует о том, что одновременно с полимолекулярной адсорбцией происходит капиллярная конденсация. Обе ветви изотерм полиэтилена низкого давления (рис. 2.9, г) образуют капиллярно-конденсационный гистерезис уже при низких значениях относительных давлений паров жидкости. Крутой подъем изотерм уже в области низких относительных давлений характерен для материалов, содержащих ультрамикropоры. Для анионитной смолы ЭДЭ-10П получена только изотерма десорбции (см. рис. 2.9, б), свидетельствующая о весьма развитой ультрамикropористой структуре этого полимера. Значительное возрастание адсорбции этих материалов объясняется тем, что потенциальные поля от противоположных стенок ультрамикropор перекрываются так [128], что силы притяжения, действующие на молекулы жидкости, возрастают по сравнению с силами, действующими на плоской поверхности.

Влагосодержание материала, соответствующее заполнению ультрамикropор, находится, если начальный участок экспериментальных изотерм представить в координатах (рис. 2.10) уравнения М. М. Дубинина (1.27), т. е.  $lg a$  и  $lg P_0/P$ . В этом случае изотерма будет иметь вид прямой линии, отсекающей на оси  $lg a$  отрезок, по которому можно определить искомое влагосодержание. Результаты проведенных таким образом расчетов для всех исследуемых материалов сведены в табл. 2.3.

Для установления четкой границы между содержанием влаги моно- и полимолекулярной адсорбции на изотермах сорбции — десорбции использовано уравнение БЭТ (2.8). С этой целью для каждого из исследуемых материалов по предложенной выше методике рассчитаны количества вещества, сорбированные в монослое, и по ним определены влагосодержания мономолекулярной адсорбции (см. табл. 2.3).

Для определения пористой структуры исследованных материалов и выявления критического диаметра пор  $d_{кр}$  получены



Таблица 2.3. Критический диаметр пор и влагосодержание полимерных материалов, соответствующие мономолекулярной адсорбции и заполнению ультрамикрорпор

Материал	Влагосодержание, % (масс.)			Критический диаметр пор $d_{кр}$ , нм
	соответствующее заполнению монослоя (по уравнению БЭТ)	соответствующее заполнению ультрамикрорпор (по уравнению М. М. Дубинина)	требуемое остаточное после сушки	
Сополимер стирола с дивинилбензолом	1,2	—	0	8
Полистирол ПСБ	1,2	—	0,2	8
Полистирол ПС-СУ <sub>2</sub>	1,5	—	0,2	6
Сополимер стирола МС	2,0	—	0,3	6
Сополимер стирола МСН	1,12	—	0,8	4
Полистирол ПС-С	2,0	—	0,2	12
Сополимер формальдегида с диоксоланом	0,88	—	0,2	6
Поливинилбутираль	2,5	—	0,2	8
Поливинилхлорид суспензионный	—	—	0,5	6
Аминопласт	—	—	1,0	7
Сополимер А-15	—	—	0,8	6
Сополимер ВХВД	—	—	0,85	4
Поливинилацетат бисерный	—	—	0,5	2
Катионитная смола КУ-2-8ЧС	—	14,16	0,2	Ультрамикрорпоры
Анионитная смола ЭДЭ-10П	—	16,0	1,2	»
Полиэтилен низкого давления*	—	6,8	0,1	»
Лавсан (полиэтилентерефталат)	—	—	0,01	»

\* Удерживаемая жидкость — бензин; соответственно содержание бензина.

интегральные и дифференциальные кривые распределения объемов пор по радиусам, некоторые из которых показаны на рис. 2.11. Как следует из рис. 2.11, а, сополимер стирола с дивинилбензолом и полистирол ПСБ — крупнопористые материалы с незначительным объемом пор диаметром от 100 до 8 нм. Структура катионитной смолы КУ-2-8ЧС (рис. 2.11, б) — весьма разнопористая и содержит в объеме ультрамикрорпоры. Максимум кривой распределения объемов пор сополимера МСН (рис. 2.11, б) свидетельствует о преобладании в структуре этого материала пор диаметром 4 нм, а поливинилбутираля (рис. 2.11, в) — пор диаметром 10 нм. Сополимеры А-15 и ВХВД, как видно из рис. 2.11, г, имеют в своей структуре поры диаметром до 2 нм, однако для достижения требуемой остаточной влажности этих полимеров достаточно удалить влагу из пор соответственно диаметром до 6 и 4 нм (см. табл. 2.3). Дости-

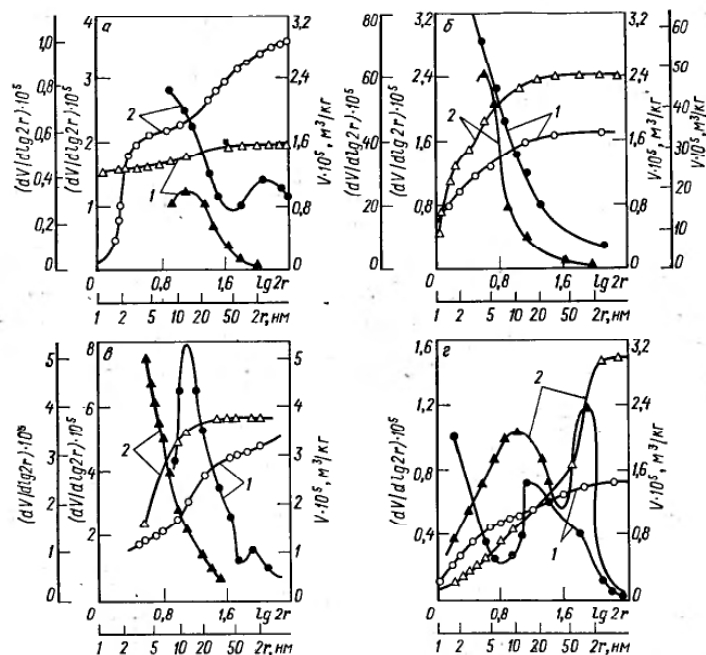


Рис. 2.11. Интегральные  $V=f(\lg 2r)$  и дифференциальные  $dV/d \lg 2r = f'(\lg 2r)$  десорбционно-структурные характеристики полимерных материалов (светлые точки — интегральные, темные точки — дифференциальные): а — сополимер стирола с дивинилбензолом (1), полистирол ПСБ (2); б — катионитная смола КУ-2-8ЧС (1), сополимер стирола МСН (2); в — поливинилбутираль (1), поливинилхлорид (2); г — сополимер ВХВД-40 (1), сополимер А-15 (2).

жение требуемой остаточной влажности полистирола ПС-СУ<sub>2</sub>, сополимера стирола МС, сополимера формальдегида, аминопласта, суспензионного поливинилхлорида связано с необходимостью удаления влаги из всего объема пор, диаметр которых изменяется от 100 до 7–6 нм, а также адсорбционно связанной влаги со стенок пор.

Проведенный в работе Н. Е. Шадринной [146] анализ экспериментальных изотерм сорбции — десорбции и полученных на их основе структурных характеристик различных по своим свойствам материалов положен в основу классификации материалов как объектов сушки.

#### 2.4. ТЕПЛОВЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ

Для выполнения тепловых расчетов сушильных аппаратов необходимо знать тепловые характеристики (теплоемкость  $c$ , теплопроводность  $\lambda$  и температуропроводность  $a$ ) высушиваемых материалов, от которых зависит выбор рационального ме-

тогда и режима сушки материала. Так, решение вопроса о возможности применения для сушки конкретного продукта аппаратов с активными гидродинамическими режимами зависит не только от диффузионного сопротивления, определяемого внутренней пористой структурой материала, но и от его способности воспринимать необходимое для сушки количество тепла. Тепловые характеристики необходимо знать также при обработке результатов экспериментальных исследований процессов тепло- и массообмена, определении механизма переноса тепла во влажном материале, анализе форм и видов связи влаги с материалом и т. д.

Теоретическому и экспериментальному исследованию тепло- и массообмена в дисперсных средах посвящено большое число работ [4, 26, 65, 81, 143]. Исследования показывают, что тепловые характеристики влажных дисперсных материалов зависят от химической природы составляющих компонентов, структуры материала, его влагосодержания, форм связи влаги с материалом, плотности, температуры и т. д. При экспериментальном определении тепловых характеристик влажных материалов трудно учесть эффект термовлагопроводности, под действием которого влага перемещается по направлению теплового потока. Поэтому для нахождения тепловых коэффициентов влажных материалов следует отдать предпочтение методам, обеспечивающим кратковременность теплового воздействия и незначительный перепад температур в материале.

В связи с тем, что поле температур при нестационарном режиме изменяется не только в зависимости от координат, а еще и от времени и что тепловые характеристики связаны соотношением  $\lambda = ac\rho$ , эти методы дают возможность в некоторых случаях определить из одного опыта все три тепловые характеристики: теплоемкость, теплопроводность и температуропроводность. Рассмотрим метод двух температурно-временных точек, разработанный В. С. Волькенштейн с сотрудниками [11], который был применен рядом исследователей [27] для изучения зависимости тепловых коэффициентов от влагосодержания.

Метод основан на закономерностях нестационарного режима и применении эталонного тела, постоянная которого  $b_0 = \lambda_0 / \sqrt{a_0}$  определяется при калибровке прибора. Задача сводится к совместному решению дифференциальных уравнений теплопроводности для одномерного потока:

для исследуемого материала

$$\frac{\partial t_m(x, \tau)}{\partial \tau} = a_m \frac{\partial^2 t_m(x, \tau)}{\partial x^2} \quad (0 < x < R) \quad (2.11)$$

и для эталона

$$\frac{\partial t_0(x, \tau)}{\partial \tau} = a_0 \frac{\partial^2 t_0(x, \tau)}{\partial x^2} \quad (R < x < \infty) \quad (2.12)$$

где  $x$  — текущая координата;  $R$  — толщина кюветы для исследуемого материала;  $\tau$  — любой момент времени.

Начальные и граничные условия этой задачи выражаются следующей системой уравнений:

$$\left. \begin{aligned} t_m(x, 0) &= t_0(x, 0) = t_0^* & (a) \\ t_m(R, \tau) &= t_0(R, \tau) & (б) \\ \lambda_m \frac{\partial t_m(R, \tau)}{\partial x} &= \lambda_0 \frac{\partial t_0(R, \tau)}{\partial x} & (в) \\ t_m'(0, \tau) &= t_n = \text{const} & (г) \\ t_0(\infty, \tau) &= t_0 & (д) \end{aligned} \right\} \quad (2.13)$$

Решая уравнения (2.11) и (2.12) с учетом (2.13), можно определить  $a$ ,  $\lambda$  и  $c$

$$a = \frac{R^2}{4z^2\tau_2}; \quad \lambda = bl\sqrt{a}; \quad c = \frac{\lambda}{\rho a}$$

где  $z$  и  $l$  — некоторые безразмерные величины, которые определяются по таблицам или графикам, исходя из найденных опытных соотношений  $\tau_2/\tau_1$ ;  $\tau_1$  — время, в течение которого температура на границе соприкосновения эталонного тела и исследуемого образца достигает  $\Delta t_1 = k_1 \Delta t_0$ ;  $\tau_2$  — время, в течение которого эта температура достигает  $\Delta t_2 = k_2 \Delta t_0$ ;  $k_1$  и  $k_2$  — наперед заданные значения, равные 0,9; 0,75; 0,5; 0,25;  $\Delta t_0$  — разность температур между нагревателем  $t_n$  и системой исследуемый материал — эталонное тело  $t_0$ , т. е.  $\Delta t_0 = t_n - t_0$ .

Экспериментальная установка (рис. 2.12), разработанная на основе метода двух температурно-временных точек, состоит из воздушного термостата, внутри которого на специальных приспособлениях подвешены кюветы с исследуемым материалом. Отличительной особенностью установки является то, что в термостате можно установить одновременно пять различных образцов, что значительно ускоряет проведение экспериментов. Эталоном телом, в соприкосновении с которым находятся образцы

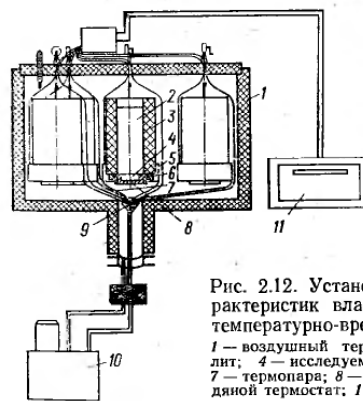


Рис. 2.12. Установка для определения тепловых характеристик влажных материалов методом двух температурно-временных точек:  
1 — воздушный термостат; 2 — эталонное тело; 3 — текстолит; 4 — исследуемый продукт; 5 — гайка; 6 — фторопласт; 7 — терморезистор; 8 — кювета; 9 — водяной нагреватель; 10 — водяной термометр; 11 — миллиметровый метр.

исследуемых материалов, служит резина с известными тепловыми характеристиками.

Теоретические предпосылки, положенные в основу метода двух температурно-временных точек, требуют точного выполнения граничных условий (2.13) и одномерности теплового потока. Для одномерности теплового потока необходимо точное соответствие поперечных размеров исследуемого образца и эталона, а для обеспечения граничного условия (2.13, а) — хорошая теплоизоляция боковой поверхности системы. Поэтому применялись в установке кюветы изготовлены из фторопласта (толщина боковой поверхности кюветы 5 мм), а боковая поверхность эталона теплоизолирована текстолитом толщиной 10 мм. Для уменьшения влияния теплоизоляции боковой поверхности образца на точность получаемых результатов диаметр образцов исследуемых материалов значительно превышает его толщину (приблизительно в 12 раз).

Для выполнения граничного условия (2.13, г) в качестве нагревателя использована струя воды, дающая хороший тепловой контакт между нагревателем и соприкасающейся с ним поверхностью исследуемого материала; температура воды поддерживается постоянной ультрагермомостом. Чтобы предотвратить возможность температурного скачка между нагревателем и поверхностью исследуемого материала, дно кюветы изготовлено из тонкой медной фольги, имеющей высокие коэффициенты тепло- и температуропроводности. Для достижения теплового контакта между поверхностью исследуемого материала и эталона и выполнения тем самым граничного условия (2.13, б) эластичный материал (резина) прижимается к образцу накладной гайкой. Дифференциальная термопара, измеряющая температуру на границе соприкосновения эталона и исследуемого образца, заложена в прорези резины.

Контроль выполнения граничного условия (2.13 а) осуществляется миллиамперметром, включенным в цепь дифференциальной термопары, измеряющей разность температур на границе соприкосновения системы исследуемый образец — эталон и нагревателя, и термопары, измеряющей разность температур между эталоном и окружающей средой. Точность измерений тепловых характеристик на экспериментальной установке оценивается по критерию Стьюдента. Относительные погрешности определения коэффициента  $a$  и  $\lambda$  при надежности 0,9 и  $n=5$  соответственно составили  $\delta_a=5\%$  и  $\delta_\lambda=6\%$ .

При исследовании влажных дисперсных материалов как объектов сушки особый интерес представляет изучение зависимости тепловых коэффициентов от влагосодержания. Характер кривых, выражающих зависимость коэффициентов тепло- и температуропроводности сополимера стирола МС, полистиролов ПС-С, ПС-СУ<sub>2</sub> и ПСБ (рис. 2.13) от влагосодержания, примерно одинаков. Зависимости  $a=f(U)$  и  $\lambda=f(U)$  имеют вид S-образных кривых, на которых можно выделить три сингулярные

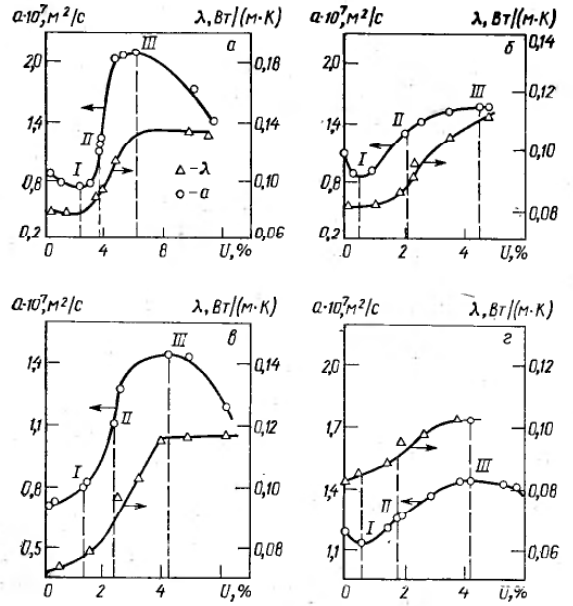


Рис. 2.13. Зависимости коэффициентов теплопроводности и температуропроводности полимерных материалов от влагосодержания: а — сополимер стирола МС; б — полистирол ПС-СУ<sub>2</sub>; в — полистирол ПСБ; г — полистирол ПС-С.

точки: I точка соответствует минимуму при низких влагосодержаниях; II точка перегиба и III — соответствует максимуму на кривой  $a=f(U)$  и второй точке перегиба на кривой  $\lambda=f(U)$ . Для объяснения такого характера зависимостей последние сопоставлены с другими характеристическими кривыми, отражающими различные формы связи влаги с материалами.

На рис. 2.14, кроме тепловых характеристик  $\lambda$  и  $a$ , нанесены термограмма, кривая изотермической сушки и кривая зависи-

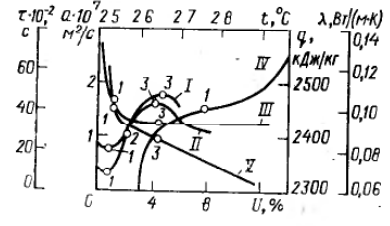


Рис. 2.14. Зависимости коэффициентов теплопроводности (I), температуропроводности (II), дифференциальных теплот испарения (III) от влагосодержания, а также (IV) и кривая изотермической сушки (V) полистирола ПСБ (1,2,3 — сингулярные точки).

симости дифференциальных теплот испарения от влагосодержания для полистирола ПСБ. Из рисунка видно, что сингулярные точки 2 и 3 на кривых тепло- и температуропроводности совпадают с достаточной степенью точности ( $\pm 8\%$ ) с сингулярными точками на термограммах изотермической сушки и кривой зависимости дифференциальных теплот испарения от влагосодержания. Как известно, сингулярные точки 3 на термограмме и кривой дифференциальных теплот испарения соответствуют максимальному содержанию гигроскопической влаги 2 и 1 — границе поли- и мономолекулярной адсорбции. Сингулярная точка 1 на кривых теплофизических характеристик соответствует заполнению монослоя.

Аналогичное сопоставление проведено для всех исследованных Н. Е. Шадринной [146] материалов, из которого следует, что сингулярные точки на кривых теплофизических характеристик соответствуют границам перехода от одной формы связи влаги к другой.

Из результатов сравнительного анализа зависимостей теплофизических характеристик от влагосодержания и состояний влаги в исследуемых материалах по термограммам и кривым изотермической сушки следует, что границы различных форм связи влаги с материалом практически совпадают (с точностью 5—10%). Это позволяет определять виды связи влаги с материалами и соответствующие влагосодержания по зависимостям  $a=f(U)$  и  $\lambda=f(U)$ .

Вид кривых  $\lambda=f(U)$  и  $a=f(U)$  для исследованных полимерных материалов можно объяснить, исходя из соображений, высказанных А. Ф. Чудновским [144] о значении водных мостиков для процессов теплопереноса во влажных материалах с пористой структурой. Теплопроводность  $\lambda$  порошкообразного сухого материала имеет наименьшее значение, что объясняется плохим тепловым контактом между отдельными частицами. По мере увеличения количества адсорбированной влаги коэффициент  $\lambda$  возрастает вплоть до влагосодержания, соответствующего количеству адсорбционно-связанной влаги, что обусловлено появлением сначала тонкой, затем все более утолщающейся пленки жидкости, которая улучшает тепловой контакт. Пленка не только связывает (силой поверхностного натяжения) отдельные частицы, но и облегчает переход от одной частицы к другой. Начиная с абсолютно сухого состояния по мере увеличения количества адсорбированной влаги коэффициент температуропроводности полимеров плавно уменьшается, достигая при влагосодержании, соответствующем области мономолекулярной адсорбции, наименьшего значения; затем плавно возрастает вплоть до влагосодержания, соответствующего полимолекулярной адсорбции.

Уменьшение температуропроводности при низком влагосодержании, по-видимому, связано с тем, что наиболее прочно связанная жидкость имеет существенно измененные свойства:

малую подвижность молекул, большую плотность; кроме того, с ростом влагосодержания увеличивается теплоемкость материала. Начиная от влагосодержания, соответствующего полимолекулярной адсорбции, при дальнейшем увеличении его коэффициенты тепло- и температуропроводности резко возрастают, а при максимальном содержании гигроскопической влаги коэффициенты температуропроводности всех исследованных материалов принимают максимальные значения. Это обстоятельство следует увязать с появлением капиллярной конденсации влаги в микропорах, в результате которой происходит уменьшение объемной доли воздуха в порах материала. Поры по мере увеличения влагосодержания заполняются жидкостью, значения  $a$  и  $\lambda$  растут за счет уменьшения теплового сопротивления и наведения «мостиков» между отдельными частицами материала.

С увеличением влагосодержания полимерных материалов максимального содержания гигроскопической влаги коэффициенты температуропроводности уменьшаются, а коэффициенты теплопроводности практически не изменяются. Для катионит-

Таблица 2.4. Тепловые характеристики некоторых дисперсных материалов

Материал	Теплоемкость $c \cdot 10^3$ , Дж/кг		Температуропроводность $a \cdot 10^4$ , м <sup>2</sup> /с		Теплопроводность $\lambda$ , Вт/(м·К)	
	сухого	при $U=U^*_{м,г}$	сухого	при $U=U^*_{м,г}$	сухого	при $U=U^*_{м,г}$
Сополимер стирола с дивинилбензолом	1,59	1,80	1,01	1,67	0,102	0,158
Сополимер стирола МС	1,34	1,59	0,861	1,972	0,078	0,135
Сополимер стирола МСН	1,34	1,47	0,972	1,722	0,074	0,128
Полистирол суспензионный ПС-С	1,34	1,51	1,250	1,722	0,084	0,108
Поливинилхлорид суспензионный	1,17	1,59	0,972	1,778	0,058	0,118
Полиэтилен низкого давления	2,09	0,79	1,389	1,722	0,064	0,087
Полипропилен	2,09	0,79	1,667	4,306	0,058	0,160
Гидроксид алюминия	1,17	—	1,214	—	0,208	—
Полистирол ПС-БС	1,34	—	0,806	0,972	0,074	0,093
ПС-БЛ	1,34	1,47	0,972	1,250	0,074	0,139
ПС-СН	1,34	1,47	1,055	1,472	0,075	0,116
ПС-СУ <sub>2</sub>	1,34	1,53	1,055	1,500	0,870	0,116
ПСБ	1,34	1,51	0,763	1,417	0,073	0,123
Поли-4-метилпентен-1	1,75	1,97	0,833	1,639	0,059	0,081
Сополимер этилена с $\alpha$ -бутиленом	2,09	2,09	1,389	2,528	0,058	0,075
Катионитная смола КУ-2-8ЧС	0,99	—	1,628	—	0,126	—
Анионитная смола Аминопласт	1,06	—	1,350	—	0,119	—
Капрон	1,02	2,07	1,744	—	0,117	—
	1,75	—	1,008	—	0,103	—

\*  $U_{м,г}$  — максимальное содержание гигроскопической влаги.

ной смолы КУ-2-8ЧС, аминопласта, анионитной смолы ЭДЭ-10П и ряда других материалов (табл. 2.4) определены тепловые коэффициенты, соответствующие максимальному содержанию гигроскопической влаги, а также коэффициенты для сухих образцов исследуемых материалов.

Методом двух температурно-временных точек определены эквивалентные тепловые характеристики для насыпного слоя исследуемых материалов. Для расчетов времени прогрева полимерных материалов в условиях сушки их в аппаратах со взвешенным слоем требуется знание тепловых коэффициентов пористой частицы материала. Теплопроводность влажной пористой частицы материала  $\lambda_{вл.м}$  можно определить, зная эквивалентную теплопроводность  $\lambda_{э.кв}$  насыпного слоя влажного материала с порозностью  $\epsilon$  и приняв в качестве простейшей модели такого слоя модель, состоящую из чередующихся плоских слоев влажного твердого пористого скелета системы и газа, а также приняв направление теплового потока, параллельное слоям

$$\lambda_{вл.м} = \frac{\lambda_{э}}{1-\epsilon} - 0,02 \frac{\epsilon}{1-\epsilon} \quad (2.14)$$

Порозность слоя материала можно определить по соотношению

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_{н.м}}{\rho_{с.м}} \quad (2.15)$$

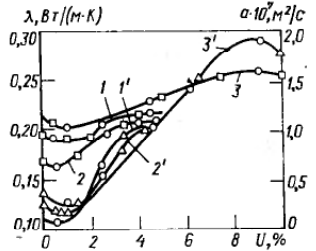
где  $\rho_{н.м}$  — плотность насыпного материала;  $\rho_{с.м}$  — плотность сухого пористого материала;

Таблица 2.5. Тепловые характеристики пористых частиц полимерных материалов

Материал	Теплоемкость $c \cdot 10^3, \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$			Температуропроводность $\alpha \cdot 10^3, \text{ м}^2/\text{с}$			Теплопроводность $\lambda, \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$		
	сухого	при $U=U_{м.г}$		сухого	при $U=U_{н}$		сухого	при $U=U_{н}$	
		при $U=U_{м.г}$	при $U=U_{н}$		при $U=U_{м.г}$	при $U=U_{н}$		при $U=U_{м.г}$	при $U=U_{н}$
Полиэтилен низкого давления	2,09	2,09	2,09	1,25	1,59	1,21	0,204	0,298	0,303
Поли-4-метилпентен-1	1,76	2,05	2,09	0,78	0,84	0,71	0,113	0,162	0,172
Сополимер этилена с $\alpha$ -бутиленом	2,09	2,09	2,09	1,31	1,72	1,55	0,233	0,334	0,346
Сополимер стирола с дивинилбензолом	1,38	1,60	1,97	0,99	1,41	1,13	0,143	0,246	0,261
Полистирол ПСБ-С	1,38	1,89	2,06	0,72	0,62	0,39	0,097	0,128	0,128
Полистирол ПСБ-Л	1,38	1,52	1,54	0,72	1,26	1,14	0,103	0,205	0,188
Полвинилхлорид суспензионный	1,38	1,85	2,12	0,60	0,98	0,65	0,102	0,225	—
Полипропилен	2,09	2,09	2,09	1,56	4,08	2,90	0,223	0,791	0,832

Примечание.  $U_{м.г}$  — максимальное содержание гигроскопической влаги;  $U_{н}$  — начальное влагосодержание.

Рис. 2.15. Зависимости коэффициентов теплопроводности (1,2,3) и температуропроводности (1',2',3') пористых частиц от влагосодержания: 1, 1' — ударопрочный полистирол; 2, 2' — сополимер МС; 3, 3' — сополимер МСН.



$$\rho_{с.м} = \frac{1}{\frac{1}{\rho_{ист}} + \frac{U_{м.г}}{\rho_{ж}}} \quad (2.16)$$

$\rho_{ист}$  — истинная плотность материала;  $\rho_{ж}$  — плотность жидкости, удерживаемой материалом;  $U_{м.г}$  — максимальное содержание гигроскопической влаги.

Теплоемкость и температуропроводность влажного пористого материала можно определить из выражений

$$c_{вл.м} = c_{с.м}(1-U) + c_{ж}U \quad (2.17)$$

$$a_{вл.м} = \frac{\lambda_{вл.м}}{\rho_{с.м}} \quad (2.18)$$

где  $c_{с.м}$ ,  $c_{ж}$ ,  $U$  — теплоемкости сухого материала, жидкости и влагосодержание.

Зависимости коэффициентов тепло- и температуропроводности пористых частиц ударопрочного полистирола, сополимера МС и сополимера МСН от влагосодержания, рассчитанные по изложенной методике на основании экспериментально найденных тепловых характеристик для насыпного слоя указанных материалов, приведены на рис. 2.15.

Рассчитанные по соотношениям (2.14) — (2.18) тепловые коэффициенты пористых частиц некоторых полимерных материалов приведены в табл. 2.5.

Проведенные исследования позволяют сделать выводы о том, что тепловые характеристики полимерных материалов существенно зависят не только от химического состава и молекулярной структуры, но и от физико-механического состояния дисперсной системы: пористости частиц, порозности насыпного слоя, влагосодержания материала, форм связи влаги с материалом.

## 2.5. МЕТОДЫ КЛАССИФИКАЦИИ ВЛАЖНЫХ МАТЕРИАЛОВ КАК ОБЪЕКТОВ СУШКИ

Влажные дисперсные материалы как объекты сушки можно характеризовать по технологическим свойствам (допустимая температура нагрева, токсичность, взрывоопасность), по агрегатному состоянию (твердые, пастообразные, суспензии, раство-

ры) и по химическому составу. Однако этих признаков оказалось недостаточно для выбора рационального типа сушильного агрегата. В связи с этим в НИИХиммаше проведена работа по классификации, в основу которой положены следующие характеристические числа  $Vi$ ,  $Vi'$ ,  $Fo$ ,  $Fo'$ , обуславливающие тип теплофизической задачи. По значению числа  $Lu$  все материалы разбиты на три типа: I —  $Lu=0,1-0,5$ ; II —  $Lu=0,02-0,1$ ; III —  $Lu=0,005-0,02$ , которые, в свою очередь, по значениям чисел  $Vi$ ,  $Fo$  и  $Vi'$ ,  $Fo'$  подразделены на пять классов. Для каждого класса продуктов рекомендованы соответствующие сушильные аппараты.

Аналогичный подход развит и в работе [38]. Авторы разделяют задачи межфазного тепло- и массообмена на внешние, внутренние и балансовые, при этом внешнюю и внутреннюю задачи разграничивают по значениям числа  $Vi$  (теплого или диффузионного), получаемым из краевых условий. При  $Vi$ ,  $Vi' > 20$  — задача считается внутренней, при  $Vi$ ,  $Vi' < 0,1$  — внешней.

Недостаток классификации материалов по типу теплофизических задач заключается в том, что принятые в качестве определяющих параметры (температуропроводность  $a$ , коэффициент термодиффузии  $a'$ , коэффициент теплоотдачи  $\alpha$  и коэффициент массоотдачи  $\beta$ ) зависят не только от природы материала, но и от конкретного метода и режима обработки.

Наиболее рациональной следует считать классификацию, в основу которой положены факторы, определяемые природой и свойствами материала, влияющие на кинетику тепловых и массообменных процессов при сушке и не зависящие (в первом приближении) от параметров процесса. Развитие этого принципа на основе классификации форм связи влаги с материалом, предложенной П. А. Ребиндером, позволило несколько детализировать ее применительно к химическим материалам.

В разработанной классификации по энергетическому принципу все химические материалы разбиты на четыре класса. К первому классу относятся материалы, в основном сыпучие, подобные капиллярно-пористым телам и удерживающие жидкость в неопределенных соотношениях физико-механической формы связи.

Продукты второго класса удерживают, кроме жидкости с физико-механической формой связи, адсорбционно-связанную жидкость. Этот класс продуктов подразделяется на две подгруппы. К первой подгруппе относятся материалы, удерживающие жидкость силами физической (Ван-дер-Ваальсовой) адсорбции с энергией связи 4,2—8,4 кДж/моль, удаление которой при сушке может происходить при температуре материала 60—80°C. Ко второй подгруппе относятся материалы, удерживающие жидкость обратимой активированной адсорбции с энергией связи 42—84 кДж/моль, удаление которой при сушке может происходить только при температуре материала не ниже

200—300°C. Продукты третьего класса подобны коллоидным капиллярно-пористым телам, удерживающим кроме вышеперечисленных форм связанной жидкости также осмотически- и структурно-связанные жидкости. Продукты третьего класса могут быть пастообразными (в том числе и тиксотропные пасты), в виде растворов, сыпучими и полусыпучими. К четвертому классу относятся продукты, содержащие помимо перечисленных форм химически связанную жидкость.

Классификация по формам связи влаги дает возможность понять специфику процессов сушки материалов с различными формами связи, но еще не позволяет определить целесообразный тип аппарата и хотя бы ориентировочно оценить время сушки.

На основе анализа свойств дисперсных материалов установлено, что наиболее полно отражают свойства материалов как объектов сушки характеристики, определяющие внутреннюю структуру материала и его тепловые характеристики, которые дают возможность оценить диффузионное сопротивление движению влаги к поверхности и термическое сопротивление материала, а следовательно, учесть в первом приближении особенности кинетики сушки и оценить ее продолжительность.

Общий подход к классификации влажных дисперсных материалов по сорбционно-структурным характеристикам с учетом видов и энергии связи влаги с материалом и его адгезионно-когезионных свойств был развит в работах [93, 95, 100, 146]. В разработанной классификации (табл. 2.6) полимерные материалы разделены на четыре группы (некоторые из них на подгруппы) в порядке уменьшения критического диаметра пор, которому соответствует усложнение внутрипористой структуры полимеров и увеличение диффузионного сопротивления движению влаги к поверхности материала, а следовательно, и возрастание времени сушки, и усложнение форм связи влаги с материалом. Кроме того, высушиваемые материалы подразделяются на разряды по мере возрастания их адгезионно-когезионных свойств, затрудняющих получение устойчивых гидродинамических режимов сушки. Такое разделение вызвало необходимость введения в классификационную таблицу условного обозначения материала в виде шифра. Шифр материала состоит из трех цифр, первая из которых обозначает группу материала, вторая — подгруппу, третья — разряд.

Первая группа не имеет подгрупп; ее составляют непористые и широкопористые материалы (диаметр пор свыше 100 нм), при сушке которых требуется удалить свободную влагу и влагу макрокапилляров. По значению ранга адгезионно-когезионного коэффициента  $K_{a-k}$  первая группа подразделяется на два разряда: первый разряд составляют материалы с  $K_{a-k}=1$ , а второй разряд — материалы с  $K_{a-k}=3$ . Продолжительность сушки материалов первой группы не превышает 0,5—3,0 с. Примером материалов первой группы может быть сополимер стирола с дивини-

Таблица 2.6. Классификация дисперсных полимерных материалов как объектов сушки

Группа материалов	Шифр	Критический диаметр пор $d_{кр}$ , нм	Ранг адгезионно-когезионного коэффициента	Характеристика пористой структуры материала и вида связи влаги	Продолжительность сушки	Примеры материалов, относящихся к данной группе
Первая	1.0.1	Более 100	1	Непористые и широкопористые материалы со свободной и слабовязанной влагой	0,5—3,0 с	Сополимер стирола с дивинилбензолом
	1.0.2	То же	3	Высоковлажные материалы с переходными пораами, со свободной и связанной влагой	0,5—2,0 с	Хлористый калий
	2.0.1	От 100 до 6	1		5,0—30 с	Суспензионный поливинилхлорид
Вторая	2.0.2	То же	3	Высоковлажные материалы с переходными пораами, со свободной и связанной влагой	10—40 с	Полистирол ПС-СУ <sub>2</sub> ; сополимер стирола МС; сополимер А-15; сополимер формальдегида
	2.0.3	От 100 до 6	5		Полвинилбутираль	
	3.1.1	До 4	1		Тонкопористые материалы со свободной и связанной влагой	0,5—2 мин
3.1.2	То же	3	0,5—2 мин	Сополимер ВХВД-40		
3.2.1	До 2	1	2—20 мин	Поливинилацетат бисерный		
Третья	3.2.2	То же	3	Дисперсные материалы со свободной и связанной влагой, содержащие ультрамикропоры, соизмеримые с размерами молекул удаляемой жидкости	2—20 мин	Мономер М-2
	4.1.1	Ультрамикропоры ( $d_{кр} < 2$ ); $d_4 \leq 1$ мм	1		2—20 мин	Ионообменные смолы (катионитная смола КУ-2-84С, анионитная смола ЭДЭ-10П)
	4.1.2	Ультрамикропоры ( $d_{кр} < 2$ ); $d_4 \leq 1$ мм	3		2—20 мин	Полиолефины (полиэтилен, полипропилен, сополимеры)
	4.2.0	То же	1		20—60 мин	Полнамидные смолы, полиакрилонитрил и сополимеры
	4.3.0	То же	1		Более 60 мин	Лавсан, капрон
Четвертая	4.1.2	Ультрамикропоры ( $d_{кр} < 2$ ); $d_4 \leq 1$ мм	1	Крупнодисперсные материалы, содержащие ультрамикропоры		
	4.3.0	То же	1		Более 60 мин	Лавсан, капрон

нилбензолом, при сушке которого в основном удаляется свободная влага, влага макрокапилляров и очень незначительная доля влаги из пор диаметром менее 100 нм.

Ко второй группе относятся однородно- и неоднороднопористые материалы с критическим диаметром пор до 6 нм. Вторая группа по значению ранга адгезионно-когезионного коэффициента подразделяется на три разряда: к первому разряду относятся материалы с  $K_{а-к}$  до 1, ко второму — с  $K_{а-к}$  до 3 и к третьему — с  $K_{а-к}$  до 5. Достижение требуемой остаточной влажности продуктов второй группы связано с удалением свободной влаги, влаги макро- и микрокапилляров из переходных пор диаметром до 6 нм, а также адсорбционно-связанной влаги с поверхности частиц и со стенок переходных пор. Материалу в процессе сушки следует подвести энергию для преодоления сил адсорбции и отрыва молекул удаляемой жидкости от поверхности. Время сушки материалов второй группы составляет от 3 до 40 с. Примерами материалов второй группы могут быть суспензионный поливинилхлорид, полистирол ПС-СУ<sub>2</sub>, сополимер стирола МС, сополимер А-15 и сополимер формальдегида.

К третьей группе относятся материалы с критическим диаметром пор от 6 до 2 нм, в процессе сушки которых требуется удалить все виды влаги (капиллярную, адсорбционно-связанную). По критическому диаметру пор материалы этой группы подразделяются на две подгруппы, каждая из которых, в свою очередь, подразделяется еще на два разряда по значению ранга адгезионно-когезионного коэффициента. Первую подгруппу составляют материалы с критическим диаметром пор от 6 до 4 нм, например, сополимер стирола МСН и сополимер ВХВД-40, вторую подгруппу — материалы с критическим диаметром пор от 4 до 2 нм, например, поливинилацетат бисерный, мономер М-2. Время сушки в условиях взвешенного слоя для материалов первой подгруппы составляет от 0,5 до 2 мин, материалов второй подгруппы — от 2 до 20 мин. В процессе сушки к материалам третьей группы следует подвести количество тепла, достаточное для его прогрева и испарения связанной влаги.

Четвертую группу составляют материалы с ультрамикрорпористой структурой. Размеры пор таких материалов соизмеримы с размерами молекул удаляемой жидкости. Для материалов четвертой группы характерной является глубокая сушка до влагосодержания 0,2—0,1% и ниже, в процессе которой удаляется прочносвязанная влага. Время сушки материалов четвертой группы составляет несколько десятков минут, а иногда даже несколько часов в зависимости от эквивалентного диаметра частиц, так как силы отталкивания в порах, соизмеримых с размерами молекул удаляемой жидкости, значительно затрудняют прохождение молекул к поверхности частиц. В процессе сушки материалов с ультрамикрорпористой структурой требуется подвести энергию, достаточную для преодоления сил отталкивания, быстро возрастающих по мере уменьшения радиусов мик-

ропор. Эта энергия иногда может достигать величин, значительно превышающих теплоту адсорбции. По эквивалентному диаметру частиц четвертая группа подразделяется на три подгруппы. Первую подгруппу составляют материалы с эквивалентным диаметром частиц  $d_4$  менее 1 мм, которая в свою очередь подразделяется на два разряда по значению ранга адгезионно-когезионного коэффициента. Ко второй подгруппе могут быть отнесены крупнодисперсные материалы с  $d_4$  от 1 до 2 мм и к третьей подгруппе — гранулированные материалы с  $d_4 \geq 2,0$  мм.

Примерами материалов первой подгруппы четвертой группы могут быть катионитная смола КУ-2-8ЧС, анионитная смола ЭДЭ-10П, полиолефины, второй подгруппы — полиамидные смолы, третьей подгруппы — гранулированные лавсан, капрон.

На основании имеющегося опыта по сушке полимерных материалов для каждой группы классификационной таблицы рекомендованы целесообразные типовые аппараты, обеспечивающие необходимое для сушки материала время и дающие возможность подвести в процессе сушки тепло, достаточное для разрушения соответствующих форм связи и сообщения молекулам удаляемой жидкости энергии на преодоление сил отталкивания (в случае сушки материалов с ультрамикropористой структурой).

## Глава 3

### ГИДРОДИНАМИКА СУШИЛЬНЫХ АППАРАТОВ

Под гидродинамикой сушильного аппарата следует понимать совокупность факторов, связанных с движением и условиями перемешивания газовой и твердой или жидкой (при сушке жидкостей) фаз. Гидродинамика сушильного аппарата (или гидродинамическая обстановка в сушильном аппарате) оказывает существенное влияние на процесс сушки, особенно в аппаратах со взвешенным слоем материала, в которых гидродинамика определяет продолжительность пребывания высушиваемого материала в аппарате. Следует иметь в виду, что допустимая температура сушильного агента и высушиваемого материала во многом определяется гидродинамической обстановкой в аппарате, особенно при сушке дисперсных и диспергируемых материалов при различных гидродинамических режимах взвешенного слоя.

Необходимо подчеркнуть, что большую часть подвергаемых сушке материалов, относящихся к химической промышленности, можно успешно высушить во взвешенном слое, поэтому в данной главе подробно рассматриваются различные гидродинамические режимы взвешенного слоя. При этом особенно важными являются два обстоятельства. Во-первых, должно выполняться

условие равенства необходимого времени сушки (из условий кинетики сушки и технологических требований остаточной влажности) и продолжительности пребывания материала в аппарате, которую можно обеспечить при том или ином гидродинамическом режиме взвешенного слоя. И, во-вторых, для получения высушенного продукта требуемого качества необходимо, чтобы спектр времен пребывания отдельных частиц материала в аппарате не был широким, в противном случае в готовом продукте будут находиться и недосушенные и пересушенные частицы (последнее может приводить к термическому разложению части продукта и другим недопустимым последствиям). Поэтому важно, чтобы все частицы находились в аппарате приблизительно одинаковое время. Это достигается при режимах, близких к режимам идеального вытеснения по твердой фазе.

Гидродинамика сушильных аппаратов во многом определяет энергетические затраты на сушку, что для такого энергоемкого процесса играет важную роль. Наибольшая эффективность (наибольшая интенсивность при наименьших затратах) достигается при активных гидродинамических режимах сушки, правильному определению которых в данной главе уделено достаточное внимание, с учетом того, что в последние годы нередко под активными гидродинамическими режимами ошибочно подразумевают такие, которые отличаются повышенным уровнем скоростей движения фаз, особенно газовой, безотносительно к получаемому технологическому эффекту.

#### 3.1. ОСНОВНЫЕ ФАКТОРЫ, ОПРЕДЕЛЯЮЩИЕ ГИДРОДИНАМИКУ СУШИЛЬНЫХ АППАРАТОВ

Гидродинамическая обстановка в сушильном аппарате определяется полем скоростей газовой и твердой или жидкой (при сушке капель) фаз. Поле скоростей обуславливает распределение твердой и газовой фаз по времени пребывания в аппарате и в его отдельных зонах, условия перемешивания фаз.

Важнейшим фактором, определяющим гидродинамику в аппарате, является тип (конструкция) аппарата. Например, в трубах-сушилках и ленточных сушилках движение твердой фазы осуществляется в режиме, близком к режиму идеального вытеснения по газовой и твердой фазам, что является важным положительным свойством таких сушилок. В сушилках с классическим кипящим слоем происходит интенсивное перемешивание твердой фазы, и по твердой фазе режим близок к режиму идеального смешения, что не желательно для процессов сушки, а во многих случаях и не допустимо из-за неравномерной влажности высушенного продукта. Замена цилиндрической формы сушилок с псевдооживленным слоем конической или цилиндрико-конической вызывает появление режимов фонтанирования, существенно отличающихся от режимов псевдооживления, хотя и те и другие относятся к режимам взвешенного слоя.



При прямоугольной форме сушильной камеры, особенно в вытянутых в продольном направлении аппаратах, происходит существенное изменение гидродинамики. Так, сушилки с виброкипящим слоем, имеющие отношение длины лотка к ширине более 10, уже приближаются к аппаратам идеального вытеснения по твердой фазе. Ликвидация застойных зон в сушилках с кипящим слоем часто осуществляется механическими побудителями типа ворошителей или мешалок, существенно влияющих на гидродинамическую обстановку в аппарате. При этом наряду с положительным эффектом механические мешалки вносят и отрицательный, приближая режим в аппаратах к режиму идеального смешения.

При выбранном типе аппарата гидродинамика зависит от режима работы. Так, в трубах-сушилках можно организовывать закрученный поток газозвеси, что вследствие трения частиц материала о стенку увеличивает время пребывания материала в аппарате. В некоторых случаях в зависимости от расхода газа конический аппарат может работать в режиме кипящего или фонтанирующего слоя, а также как пневмосушилка с расширяющимся потоком теплоносителя.

На гидродинамическую обстановку в сушильном аппарате оказывает влияние концентрация подаваемого в сушилку материала и его свойства. Например, в вихревых сушильных камерах с ростом концентрации материала происходит детурбулизация потока, что уменьшает радиальное перемешивание и снижает потери давления в аппарате. Существенное влияние на гидродинамическую обстановку в аппарате оказывают свойства высушиваемого материала (размер и плотность частиц, форма частиц и особенно адгезионно-когезионные свойства, часто зависящие от влажности высушиваемого материала). Температурный режим в аппарате также определенным образом влияет на гидродинамическую обстановку, так как плотность сушильного агента и его скорость зависят от температуры.

### 3.2. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ ОБ АППАРАТАХ С АКТИВНЫМИ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИМИ РЕЖИМАМИ

При активном гидродинамическом режиме в аппарате существенно интенсифицируется технологический процесс без снижения экономической эффективности его работы и обеспечивается высокое качество готового продукта с требуемой остаточной влажностью. Однако следует заметить, что не для каждого процесса существуют активные гидродинамические режимы, так как не на каждый технологический процесс можно эффективно воздействовать средствами гидродинамики.

Применительно к процессам сушки можно сказать, что гидродинамическая обстановка, соответствующая активному гидродинамическому режиму, определяется характеристикой материала как объекта сушки и технологической задачей. При суш-

ке широкопористых материалов со свободной влагой одним из активных гидродинамических режимов является режим пневмотранспорта, а при сушке тонкопористых материалов этот же режим не будет активным, так как приведет к непроизводительным затратам энергии и не обеспечит решение технологической задачи, соответствующей, так называемой, внутренней задаче.

Основными признаками активных гидродинамических режимов являются: развитая поверхность взаимодействия фаз, гидродинамическая устойчивость (стабильность гидродинамической обстановки во времени по всему объему аппарата), приближение гидродинамической модели потоков в аппарате к модели идеального вытеснения, а также увеличение относительной скорости движения фаз, снижение энергоемкости процесса и металлоемкости аппаратов. За косвенный показатель гидродинамической активности аппарата можно принять коэффициент межфазной теплоотдачи  $\alpha$  с учетом доли тепла, идущей на испарение влаги. Эта доля для активного гидродинамического режима должна быть достаточно большой, чтобы обеспечить экономичность процесса.

Повышение активности гидродинамической обстановки в сушильном аппарате связано с увеличением межфазных относительных скоростей, подвижности и столкновения частиц, а соответственно среднего коэффициента теплоотдачи  $\alpha$ , что интенсифицирует процесс, однако требует роста затрат. Поэтому в каждом конкретном случае необходимо решать задачу оптимизации — поиска условного минимума затрат при наложении ряда связей, которые определяются из математического описания сушильного процесса. Для этого следует рассмотреть и сравнить оптимальные варианты работы нескольких возможных для сушки данного материала аппаратов с активными гидродинамическими режимами. Такой подход правомерен, но сложен.

Для практических оценок показателя активности гидродинамической обстановки рекомендуется следующий способ.

Составим балансовое уравнение

$$\alpha s_{\text{ч}} (t - \theta) \eta = - \frac{dU}{d\tau} m_{\text{ч}} (r_{\text{п}} + \Delta r) \quad (3.1)$$

где  $s_{\text{ч}} m_{\text{ч}}$  — поверхность и масса частицы материала;  $U, \theta$  — влагосодержание и температура частицы материала;  $t$  — температура среды;  $\eta$  — доля подведенного к частице тепла, пошедшая на испарение влаги;  $r_{\text{п}}$  — удельная теплота парообразования;  $\Delta r$  — удельная теплота энергии связи;  $\tau$  — время сушки.

Из уравнения (3.1) следует

$$\frac{s_{\text{ч}} m_{\text{ч}}}{r_{\text{п}} + \Delta r} \int_0^{\tau_{\text{н}}} \alpha d\tau = - \int_{U_{\text{н}}}^{U_{\text{к}}} \frac{dU}{(t - \theta) \eta} \quad (3.2)$$

где  $\tau_{\text{н}}$  — необходимое время сушки;  $s_{\text{ч}} m_{\text{ч}}$  — удельная поверхность частицы.

Равенство средних величин, вынесенных из-под интегралов

$$\frac{S_{\text{сух}}}{\tau_n + \Delta t} \bar{\alpha} \tau_n (\bar{t} - \theta) \eta = (U_n - U_k) \quad (3.3)$$

показывает, что для сушки одного и того же материала от начального влагосодержания  $U_n$  до конечного  $U_k$  при одинаковой производительности по сухому продукту  $G_s$ , увеличение  $\tau_n$  ведет к уменьшению  $\bar{\alpha}$ . Оптимальный средний коэффициент теплоотдачи  $\bar{\alpha}$ , соответствующий активному гидродинамическому режиму, можно оценить из равенства

$$\bar{\alpha} \tau_n \Delta t \eta = \text{const} \quad (3.4)$$

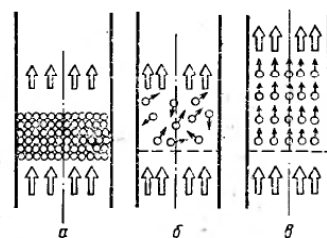
где  $\Delta t$  — разность температур среды и материала.

Выражение (3.4) следует использовать при оценке рационального выбора сушильного аппарата для конкретного материала. Зная принадлежность материала к определенной группе классификации (см. гл. 2), можно оценить необходимое время  $\tau_n$  сушки его, а при выбранном аппарате — приблизительно величину  $\Delta t \eta$ . Если произведение  $\bar{\alpha} \tau_n \cdot \Delta t \eta$  больше рациональной величины, значит средний коэффициент теплоотдачи  $\bar{\alpha}$  выбран завышенным, т. е. для данного материала столь высокий уровень скоростей в аппарате экономически нецелесообразен и более активным для него будет режим с меньшим уровнем скоростей газа; если произведение  $\bar{\alpha} \tau_n \cdot \Delta t \eta$  меньше рациональной величины, то уровень скоростей газа в аппарате для данного материала недостаточен, и дальнейшая активизация гидродинамического режима связана с повышением уровня скорости газа (разумеется, до определенного предела, когда рассматриваемое произведение будет соответствовать рациональной величине).

### 3.3. ОСНОВНЫЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ РЕЖИМЫ ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ И ИХ ХАРАКТЕРИСТИКИ

К сушилкам с активными гидродинамическими режимами относятся аппараты со взвешенным слоем материала. Рассмотрим явление взвешивания зернистого материала в восходящем потоке обтекающей среды на примере аппарата с вертикальными стенками (рис. 3.1). При относительно небольших скоростях обтекающей среды, которая называется оживающим агентом, зернистый слой остается неподвижным (рис. 3.1, а), и его характеристики (удельная поверхность, порозность и другие) не изменяются с изменением скорости потока. Это состояние называется режимом фильтрующего слоя. Однако, когда скорость достигает некоторой критической величины, слой перестает быть неподвижным, его порозность и высота начинают увеличиваться, слой приобретает текучесть и переходит во взве-

Рис. 3.1. Псевдооживление зернистого слоя в восходящем потоке газа.



шенное (псевдооживленное) состояние [83]. В таком слое твердые частицы интенсивно перемещаются в потоке в различных направлениях (рис. 3.1, б), и весь слой напоминает кипящую жидкость, ограниченную ясно выраженной верхней границей раздела с потоком газа, прошедшим слой. Скорость, при которой нарушается неподвижность слоя и он начинает переходить в псевдооживленное состояние, называют скоростью псевдооживления и обозначают  $v_{\text{пс}}$ . При дальнейшем увеличении скорости оживающего агента порозность слоя продолжает увеличиваться, и его высота продолжает возрастать вплоть до того момента, когда начинается унос материала (рис. 3.1, в). Явление массового уноса твердых частиц потоком газа называют пневмотранспортом [84] и используют в промышленности для перемещения и технологической обработки сыпучих материалов, в том числе сушки. Скорость потока, при которой начинается массовый унос твердых частиц, называют скоростью уноса или второй критической скоростью.

Скорость уноса примерно равна скорости витания  $v_{\text{внт}}$ , т. е. скорости потока, при которой одиночная частица находится в равновесии в потоке газа (не уносится потоком и не осаждается). Пределы существования псевдооживленного слоя ограничены: снизу скоростью псевдооживления и сверху скоростью витания.

Из известных гидродинамических режимов взаимодействия дисперсной фазы с оживающим агентом можно выделить четыре основных: псевдооживление, фонтанирование, пневмотранспорт и закрученные потоки.

Режимы псевдооживления осуществляются в аппаратах, в которых скорость оживающего агента не превышает скорость уноса дисперсного материала, за исключением проходящего кипящего слоя, в котором обработанный материал уносится оживающим агентом, а материал, степень обработки которого недостаточна, образует кипящий слой. Кроме того, псевдооживление может создаваться вибрацией (виброкипящий слой), а также совместным воздействием на материал вибрации и оживающего агента (виброаэрокипящий слой).

Режим фонтанирующего слоя достигается в конических или щелевых аппаратах, сечение которых расширяется по ходу оживающего агента. Фонтанирующие слои неоднородны по структуре, их особенностью является восходящее движение твердых частиц в зоне фонтана и последующее нисходящее движение, скорость которого на два порядка меньше, чем в зоне фонтана.

В конических и цилиндрических аппаратах также можно реализовать режим свободного фонтанирования, если скорость витания высушиваемого материала существенно изменится в процессе сушки. Это же условие необходимо для образования режима проходящего кипящего слоя в цилиндрических аппаратах, что обычно наблюдается при сушке высоковлажных комкующихся материалов, а также высоковлажных широкопористых дисперсных материалов, характеризующихся сильной усадкой в процессе сушки. Режим свободного фонтанирования существенно отличается от режима фонтанирующего слоя, хотя и относится к той же классификационной группе.

К группе режимов фонтанирующего слоя относится также инжекторный слой, который образуется воздействием на дисперсный материал струй газа, истекающих с большой скоростью из ограниченного числа отверстий газораспределительной решетки. Инжекторный слой образуется при меньшем расходе газа, чем это необходимо для образования кипящего слоя, однако давление оживающего агента перед газораспределительной решеткой у него на несколько порядков выше, чем у кипящего слоя. При режимах пневмотранспорта скорость обтекающей фазы превышает скорость уноса зернистого материала по всему сечению аппарата. Пневмотранспорт в аппаратах с изменяющимся сечением и аппаратах с встречными струями позволяет использовать силу инерции дисперсных частиц для активизации гидродинамической обстановки, что обусловлено увеличением относительных скоростей частиц и взвешивающего агента.

Для активизации гидродинамической обстановки при гидродинамических режимах в закрученных потоках используют действующие на частицы центробежные силы, кроме того встречные закрученные потоки можно использовать для очистки газов от взвешенных, в них частиц или капель.

Для многих процессов сушки активизация гидродинамической обстановки в аппарате достигается созданием различных гидродинамических режимов взвешенного слоя (пневматическими, механическими и комбинированными методами). В связи с этим целесообразно кратко остановиться на классификации основных гидродинамических режимов взвешенного слоя и их сравнительной характеристике по указанным выше признакам, характерным для активных гидродинамических режимов.

Классификация основных гидродинамических режимов взвешенного слоя представлена на рис. 3.2.

Следует обратить внимание на различие между режимами фонтанирующего слоя и свободного фонтанирования (аэрофонтанный режим), а также на существенные отличия режима проходящего кипящего слоя от обычного кипящего слоя. Режим проходящего кипящего слоя во многом аналогичен режиму свободного фонтанирования применительно к аппаратам с вертикальными стенками и реализуется только в случае существенно-го изменения скорости витания частиц продукта в процессе суш-

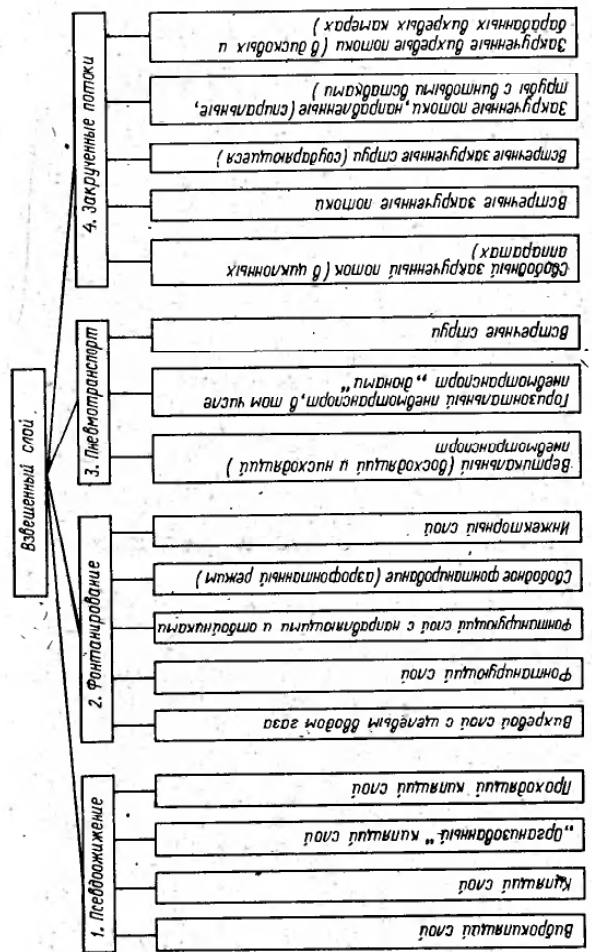


Рис. 3.2. Классификация основных гидродинамических режимов взвешенного слоя.

Таблица 3.1. Некоторые показатели гидродинамических режимов взвешенного слоя

Наименование	ГДУ	ГДА	$n_p$ (число псевдосекций)	СЭ, кВ	Ранг $n_f$	Режимные параметры		
						$\Delta P$ , кПа	$v$ , м/с	$\epsilon_{ср}$
Кипящий слой (КС)	1	1	1-3	5	2	1,5-5,0	0,1-1,5	0,6-0,75
Проходящий кипящий слой (ПКС)	4	6	5-10	1	10	0,2-0,5	1,5-15	0,7-0,85
Фонтанирующий слой (ФС)	6	3	3-5	3-5	3	3,0-30	8-60	0,65-0,8
Режим свободного фонтанирования (СФ)	5	6	5-10	1	4	0,1-0,3	10-40	0,9-0,99
Виброжающий слой (ВКС)	5	10	40-100	0,5-2	6	0,1-0,2	0,05-0,8	0,6-0,7
Вихревой слой (ВС)	6	6	5-10	1-3	8	1,5-2,5	10-80	0,65-0,8
Пневмотранспорт (ПТ)	6	8	20-30	0,5-1	9	0,2-1,0	10-50	0,8-0,99
Закрученные потоки (ЗП)	8	6	5-10	1	10	0,6-2,0	15-40	0,85-0,95
Встречные закрученные потоки (ВЗП)	10	6	5-10	1	10	0,5-2,5	10-50	0,8-0,99

Примечание. ГДУ — гидродинамическая устойчивость; ГДА — гидродинамическая модель; СЭ — статическое электричество.  
 \* Показатель активности гидродинамического режима в области рационального применения его.

ки. Обычно при этом режиме используют высокооборотную мешалку для подсушки высоковлажных комкующихся материалов, переходящих в псевдооживление при значительно больших, чем обычно кипящий слой, скоростях газа (10 м/с и более) с последующим полным выносом подсушенного продукта из аппарата в камеру досушки. В отличие от обычного кипящего слоя проходящий имеет высокую порозность, малое гидравлическое сопротивление и по структуре потоков приближается к аппаратам идеального вытеснения (если оценивать структуру потоков по числу псевдосекций, то кипящий слой соответствует числу ячеек идеального смешения  $n_n=1-3$ , а проходящий кипящий слой имеет  $n_n=5-10$ ). Некоторые показатели гидродинамических режимов взвешенного слоя представлены в табл. 3.1.

Как видно из таблицы, наилучшие показатели по всем параметрам имеет кипящий слой, наилучшие — вихревой слой и встречные закрученные потоки. По рассмотренным параметрам режима следует отметить существенные преимущества виброкипящего слоя.

Важной особенностью сушилок со взвешенным слоем является то, что в этом случае гидродинамика определяет продолжительность пребывания материала в аппарате, а следовательно, и предельную продолжительность сушки в данном режиме, что нужно учитывать при выборе активного гидродинамического режима.

#### 3.4. ГИДРОДИНАМИКА СУШИЛОК С КИПЯЩИМ СЛОЕМ

Кипящим называют такой гидродинамический режим псевдооживления, при котором размеры газовых пузырей соизмеримы с размерами частиц [15]. Имеется определенная область существования кипящего слоя, ограниченная с одной стороны критической скоростью псевдооживления, а с другой — скоростью уноса тонкой фракции. Состояние псевдооживления начинается после определенной скорости оживающего агента, которую называют критической скоростью псевдооживления  $v_{пс}$ . Состояние двухфазной системы псевдооживленного слоя наглядно изображается в виде кривой псевдооживления. Последняя выражает зависимость полного перепада давления  $\Delta P$  от скорости сжижающего агента  $v$ , рассчитанной на полное сечение аппарата (рис. 3.3).

Восходящая ветвь  $OA$  соответствует движению оживающего агента через неподвижный слой. Излом кривой в точке  $A$  соответствует переходу неподвижного слоя в псевдооживленное состояние; а абсцисса точки  $A$  выражает скорость начала псевдооживления  $v_{кр}$ , являющуюся нижним пределом интервала псевдооживленного состояния. Величину  $v_{кр}$  часто называют первой критической скоростью. Начало псевдооживления соответствует равенству подъемной силы и силы тяжести частицы,

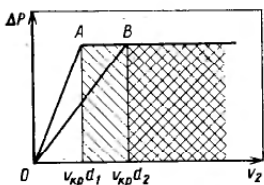


Рис. 3.3. Кривая идеального псевдооживления двухфазной системы.

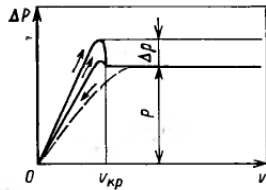


Рис. 3.4. Кривая реального псевдооживления двухфазной системы. (монодисперсный материал).

Для всего аппарата полный перепад давления

$$\Delta P = G/S \quad (3.5)$$

а перепад давления в слое

$$\Delta P/h = g(\rho_n - \rho_r)(1 - \varepsilon) \quad (3.6)$$

где  $G$ ,  $h$  — масса и высота слоя;  $S$  — полное сечение аппарата;  $\rho_n$ ,  $\rho_r$  — плотность частицы материала и газа;  $\varepsilon$  — порозность слоя.

Так как вес слоя с дальнейшим ростом скорости газа остается постоянным, не изменяется также затрата энергии на поддержание частиц во взвешенном состоянии. При возрастании скорости газа порозность слоя возрастает, и скорость газа в зазорах между частицами остается неизменной, а следовательно, не изменяется и количество энергии, расходуемой на преодоление газом системы каналов, образующихся в кипящем слое. Это состояние изображается на рис. 3.3 горизонтальным участком  $AB$ . Точка  $B$ , абсцисса которой выражает скорость начала уноса частиц  $v_{\text{вит}}$  (вторая критическая скорость), является верхним пределом псевдооживленного состояния. При скоростях оживляющего агента  $v > v_{\text{вит}}$  частицы уносятся из слоя, их массовое количество падает, и энергия, необходимая для поддержания твердой фазы во взвешенном состоянии, уменьшается.

Кривая, реального псевдооживления для монодисперсного материала несколько отличается от идеальной [36]. Прежде всего, для реальной кривой псевдооживления (рис. 3.4) характерно наличие пика давления  $\Delta P$  в момент перехода слоя в псевдооживленное состояние, что объясняется необходимостью дополнительной затраты энергии на преодоление сил сцепления частиц. Величина пика давления при прочих равных условиях зависит от формы и состояния поверхности частиц. Восходящая ветвь в реальных условиях, как правило, не воспроизводится, так как перепад давлений в неподвижном слое зависит от плотности первоначальной упаковки частиц. При утрамбованном слое ветвь поднимается круче, чем при более рыхлом. Реальная кривая псевдооживления обнаруживает гистерезис: так называемые линии прямого и обратного хода (полу-

ченные соответственно при постепенном увеличении и постепенном уменьшении скорости газа) вблизи точки  $A$  (см. рис. 3.3) не совпадают, причем на второй из этих линий отсутствует пик давления, и она располагается ниже первой. Участок кривой обратного хода левее точки  $A$  соответствует наиболее рыхлой упаковке частиц, возможной для неподвижного слоя. При удалении вправо от точки  $A$  кривые прямого и обратного хода сближаются и при достаточно интенсивном псевдооживлении совпадают.

Для полидисперсных систем псевдооживление не может характеризоваться только одной критической скоростью  $v_{\text{кр}}$ .

Следует отметить, что подвижность мелких частиц между более крупными частицами делает течение нестационарным. Степень же подвижности и доля частиц, которые могут перемещаться, зависят от распределения частиц по размерам. Для полидисперсных систем считается характерным наличие переходной области между областями с режимами фильтрации и псевдооживления. На рис. 3.5 показана примерная зависимость  $\Delta P$  от  $v$  для этого случая.

При некоторой скорости  $v = v_n$  начинает теряться устойчивость слоя и перестают двигаться мелкие частицы. Полное псевдооживление всего слоя и  $\Delta P = \text{const}$  наблюдаются при более высокой скорости газа  $v_k > v_n$ . В переходной области  $v_n < v < v_k$  все большая доля частиц переходит во взвешенное состояние, и сопротивление слоя медленно возрастает  $\Delta P \sim v^n$  ( $n = 0,1 - 0,2$ ).

Кипящий слой характеризуется следующими параметрами: порозностью слоя  $\varepsilon$  (относительный объем пустот в слое), скоростью на живое сечение  $v/\varepsilon$ , числом псевдооживления  $W = v/v_{\text{кр}}$ , высотой слоя  $h$ , скоростью витания частиц  $v_{\text{вит}}$  и показателем полидисперсности  $i$  (отношение диаметров частиц крупной и мелкой фракций).

Для случая идеального перемешивания твердого материала в кипящем слое кривая распределения концентраций по времени пребывания газовой фазы приближается к кривой идеального вытеснения (рис. 3.6). Этот случай реализуется при малых размерах слоя и примерно одинаковой его протяженности в различных направлениях. Для описания гидродинамики кипящего

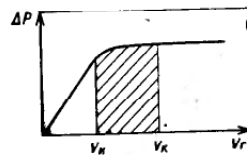


Рис. 3.5. Кривая псевдооживления полидисперсных систем.

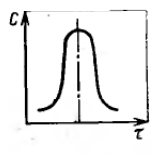


Рис. 3.6. Кривая идеального вытеснения.

слоя в условиях различных режимов обтекания частиц наиболее применима интерполяционная формула О. М. Тодеса с сотр. (для шарообразных частиц) [1]

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{(1400 - 5,22) \sqrt{Ar}} \quad (3.7)$$

Этими же авторами предложена обобщенная полуэмпирическая зависимость для описания всего интервала существования взвешенного слоя

$$Re = \frac{A \epsilon^{4,76}}{A + B \sqrt{A \epsilon^{4,76}}} \quad (3.8)$$

где  $A=18$  и  $B=0,61$  — константы.

Выражение (3.8) при  $\epsilon=0,4$  превращается в формулу (3.7) для определения критической скорости псевдооживления, а при  $\epsilon=1,0$  — скорости витания

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}} \quad (3.9)$$

Неудобство такого метода расчета состоит в том, что в левой и правой частях уравнения содержится одна и та же величина  $d_ч$ , которая входит в критерий Рейнольдса  $Re$  и Архимеда  $Ar$ . Поэтому в настоящее время вместо  $Re$  используют производный от него критерий Лященко  $Lu$  [87]

$$Lu = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{v^3 d_ч^3 \nu^2 \rho_r}{\nu^3 g d_ч^3 (\rho_ч - \rho_r)} = \frac{v^3}{\nu g} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_ч - \rho_r} \quad (3.10)$$

где  $d_ч$  — диаметр частиц;  $\nu$  — кинематическая вязкость среды.

Таким образом, зависимость  $Re=f(Ar)$  заменяется зависимостью  $Lu=f(Ar)$ , причем  $v=f(d_ч)$ .

Зависимость  $Lu=f(Ar)$  представлена на графике (рис. 3.7); область существования псевдооживленного слоя лежит между кривыми порозности  $\epsilon=1$  и  $\epsilon=0,4$ .

Для определения области существования псевдооживленного слоя монодисперсных частиц с диаметром  $d_ч$  и плотностью  $\rho_ч$  при известной вязкости среды  $\nu$  находим критерий  $Ar$ . Восстанавливая перпендикуляр до пересечения с линией  $\epsilon=0,4$  (см. рис. 3.7), получаем  $Lu_{кр}$ , и с линией  $\epsilon=1,0$  —  $Lu_{вит}$ . По найденным значениям критерия определяем скорости оживающего агента (по  $Lu_{кр} \rightarrow v_{кр}$ , по  $Lu_{вит} \rightarrow v_{вит}$ ). Рабочая область кипящего слоя удовлетворяет условию  $v_{кр} \leq v_p \leq v_{вит}$ . Нижняя граница существования полидисперсного кипящего слоя соответствует критической скорости псевдооживления крупной фракции, а верхняя граница — скорости витания тонкой (мелкой) фракции, так как сначала наступает псевдооживление тонкой фракции полидисперсных материалов, а затем — крупной.

Предположим, что мы имеем две фракции с размерами частиц  $d_1$  и  $d_2$ , причем  $d_2 > d_1$ . Область существования псевдоожив-

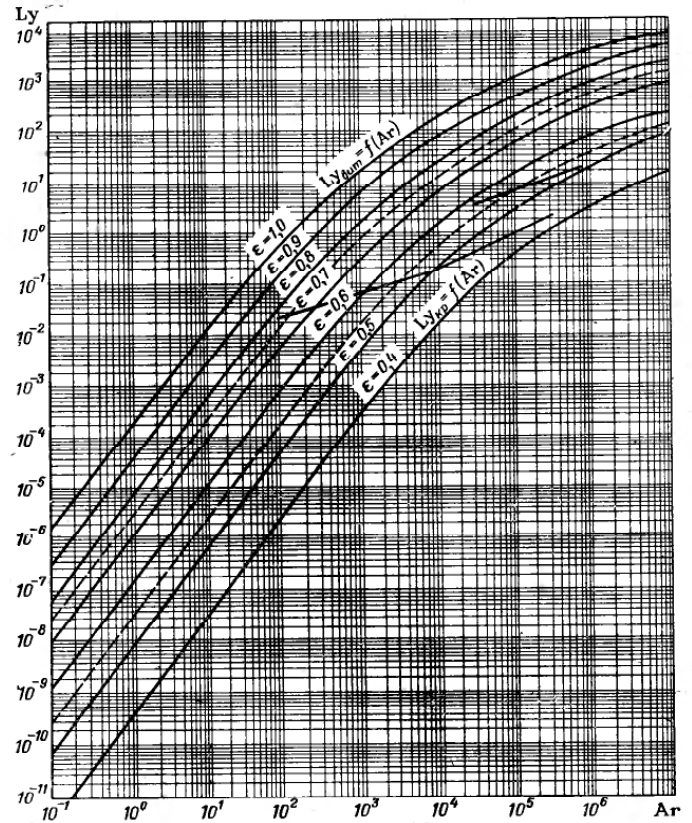


Рис. 3.7. Область существования псевдооживленного слоя.

женного слоя для полидисперсного материала определяют по следующей схеме:

нижняя граница

$$d_2 \rightarrow Ar_2 \rightarrow Lu_{кр_2} \rightarrow v_{кр_2}$$

верхняя граница

$$d_1 \rightarrow Ar_1 \rightarrow Lu_{вит_1} \rightarrow v_{вит_1}$$

Рабочая скорость оживающего агента для полидисперсного материала лежит в области  $v_{кр_2} \leq v_p \leq v_{вит_1}$ .

Рабочая область кипящего слоя для полидисперсного материала на графике  $Lu=f(Ar)$  уже, чем для монодисперсного ма-

териала, и уменьшается при увеличении показателя полидисперсности. Последний не должен быть больше предельной величины, иначе для данного материала кипящий слой не может существовать. Обычно в кипящем слое можно обрабатывать полидисперсные материалы с показателем полидисперсности  $i < 10$ .

Широкое применение кипящего слоя во многих отраслях промышленности объясняется его достоинствами, из которых можно выделить следующие:

- развитая поверхность контакта газовой и твердой фаз, значительно превосходящая поверхность контакта фаз в фильтрующем слое;
- возможность организации непрерывного процесса, способствующего автоматизации и механизации аппаратов;
- возможность регулирования среднего времени пребывания материала в слое изменением его высоты;
- уменьшение (по сравнению с неподвижным слоем) количества непрореагировавшего материала в газовой фазе;
- высокая экономичность и производительность аппарата, что обусловлено высокой интенсивностью процесса вследствие развитой поверхности контакта фаз.

Кипящий слой имеет ряд недостатков, ограничивающих область его применения:

- недостаточная гидродинамическая устойчивость (ГДУ), приводящая к появлению канального или поршневого проскока, залеганию продукта;
- неудовлетворительная гидродинамическая модель (ГДМ). Под гидродинамической моделью понимают характеристику структуры потоков в аппарате, отражающую условия перемешивания. Несколько улучшить модель можно секционированием аппарата, что приводит, однако, к удорожанию процесса;
- низкий допустимый показатель полидисперсности высушиваемых материалов ( $i \leq 10$ );
- образование зарядов статического электричества и взрывоопасных пылевоздушных смесей.

### 3.5. РЕЖИМЫ ФОНТАНИРОВАНИЯ И ОБЛАСТЬ ПРИМЕНЕНИЯ СУШИЛОК С ФОНТАНИРУЮЩИМ СЛОЕМ

Фонтанирование является одной из разновидностей псевдооживления, позволяющее обрабатывать плохо псевдооживляемые зернистые материалы, например с большим показателем полидисперсности. Режимы фонтанирования осуществляют в конических и цилиндрикоконических аппаратах. Различают несколько режимов фонтанирования: фонтанирующий слой, свободное фонтанирование, вихревой слой с щелевым вводом газа и фонтанирующий слой с направляющими отбойниками.

Фонтанирующий слой можно получить, продувая газ через небольшое отверстие в центре основания расширяющегося кони-

Рис. 3.8. Схема фонтанирующего слоя.



ческого днища цилиндрикоконического аппарата (рис. 3.8). Циркуляция твердых частиц обусловлена их ускорением под действием газовой струи. Основная особенность системы состоит в восходящем движении твердых частиц в зоне фонтана (в ядре слоя) и последующем нисходящем их движении в периферийной кольцевой зоне. Газ из ядра слоя проникает в окружающую плотную фазу под воздействием осевого градиента давления, обусловленного относительным движением газа и твердых частиц внутри фонтана.

Существует четкая поверхность раздела между фонтаном и кольцевой периферийной зоной; положение этой поверхности определяется равновесием действующих на нее сил. Средняя скорость подъема частиц в фонтане на один-два порядка выше скорости их нисходящего движения в периферийной кольцевой зоне. Поднимающиеся в ядре слоя твердые частицы сталкиваются со сползающими в плотной фазе и увлекают их в струю восходящего газового потока. Однако основная часть зернистого материала в периферийной кольцевой зоне сползает вдоль стенок конической части аппарата к месту входа оживляющего агента, где снова попадает в восходящую газовую струю. С увеличением расстояния от входа газа уменьшается его скорость (и радиальный поток твердых частиц из кольцевой зоны), концентрация частиц в фонтане возрастает, а их скорость постепенно уменьшается.

Устойчивость фонтанирования определяется рядом условий, в отсутствие которых движение твердой фазы становится неустойчивым.

Основными параметрами являются размер твердых частиц или их гранулометрический состав, диаметр отверстия для ввода газа и высота слоя. Все эти факторы взаимосвязаны. Например, слой частиц песка размером 0,6 мм будет переходить из неподвижного состояния в псевдооживленное, не образуя фонтанирующего слоя, — независимо от высоты неподвижного слоя и скорости газа. В то же время при диаметре отверстия 12,5 мм можно достичь устойчивого фонтанирования, но только в узком интервале скоростей газа и при высоте слоя не более 700 мм.

Условия устойчивого фонтанирования менее жестки для более твердых частиц и аппаратов большего диаметра. Минимальный диаметр частиц, для которых пределы фонтанирования становятся достаточно широкими в практическом аспекте, составляет 1—2 мм; максимальный размер частиц, хорошо поддающихся фонтанированию, не превышает 3 мм.

При высоких слоях материала для фонтанирования требуются аппараты большего диаметра или с меньшим размером вход-

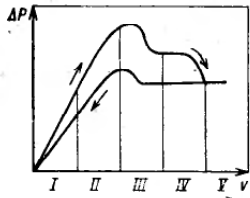


Рис. 3.9. Характер зависимости сопротивления фонтанирующего слоя от расхода газа.

ного отверстия. Для создания условий устойчивого фонтанирования наиболее предпочтительным следует считать аппарат с небольшим коническим основанием, чтобы твердые частицы из периферийной зоны могли легко попадать в область газовой струи, не образуя при этом застойных зон в основании слоя. Предпочтительный угол конусности основания зависит в известной степени от сил внутреннего трения зернистого материала. Однако при слишком малых углах в вершине конуса фонтанирование становится неустойчивым, поскольку воздушная струя стремится поднять весь слой. Предельный угол конусности для большинства материалов близок к  $40^\circ$  как для цилиндрических аппаратов с коническим основанием, так и для конических аппаратов.

Конструкция входного устройства для ввода газа также может оказывать существенное влияние на устойчивость фонтанирования.

Режим фонтанирования может быть получен также при использовании жидкостной струи вместо газовой. Характер зависимости сопротивления фонтанирующего слоя от расхода газа показан на рис. 3.9. Высокий пик давления перед стабильным фонтанированием вызван вводом высокоскоростной газовой струи в слой сыпучего материала. Спад давления соответствует прорыву струи. Причина резкого увеличения пика давления заключается в следующем. Для перехода слоя в псевдооживленное состояние необходимо, чтобы в верхних его сечениях скорость оживляющего агента достигла величины, близкой к первой критической. Но в этот момент скорость газа в нижних, меньших по величине сечениях слоя может значительно превышать  $v_{кр}$ . Частицы в нижнем сечении не могут перейти в псевдооживленное состояние, пока вышележащие частицы еще остаются неподвижными. Поэтому сопротивление неподвижного слоя потоку оживляющего агента в нижних сечениях резко возрастает, что и вызывает значительное увеличение пика давления непосредственно перед фонтанированием. Кривая фонтанирования делится на пять зон: I — кипящего слоя; II — образования и развития внутренней струи; III — прорыва осевой струи; IV — образования интенсивных фонтанов внутри слоя; V — прорывы фонтанов на поверхность. Порозность фонтанирующего слоя также различна. Если слой разрезать перпендикулярно оси фонтана, то можно выделить три зоны с различной порозностью (рис. 3.10). График зависимости изменения порозности по высоте в центральной струе фонтанирующего слоя представлен на рис. 3.11.

Оценка пика давления имеет практическое значение при выборе дутьевых устройств для установок с фонтанирующим слоем и может быть дана, например по критерию  $Ev_{max}$  [87]

$$Ev_{max} = \frac{A}{2} \frac{1}{Re_{кр}} \frac{D}{d_s} \frac{1}{2 \operatorname{tg} \frac{\varphi}{2}} \left( \frac{D}{d_0} - 1 \right) + \frac{B}{2} \frac{D}{d_s} \frac{1}{6 \operatorname{tg} \frac{\varphi}{2}} \left[ \left( \frac{D}{d_0} \right)^3 - 1 \right] \quad (3.11)$$

где  $D$  — диаметр аппарата;  $d_0$  — диаметр входного отверстия для оживляющего агента;  $d_s$  — эквивалентный диаметр частиц материала;  $\varphi$  — угол раствора конуса;  $A$ ,  $B$  — коэффициенты, зависящие от свойств обрабатываемого материала:  $A=0,3-0,5$ ;  $B=7-9$ .

В упрощенном виде это уравнение записывается следующим образом:

$$Ev_{max} = \frac{1}{2} \left( \frac{A}{Re_{кр}} \Gamma_1 + B \Gamma_2 \right) \quad (3.12)$$

где  $\Gamma_1$ ,  $\Gamma_2$  — геометрические параметры, обусловленные конусностью аппарата.

При  $\varphi \rightarrow 0$

$$Ev = \frac{1}{2} \left( \frac{A}{Re} + B \right) \frac{h_0}{d_s} \quad (3.13)$$

где  $h_0$  — высота неподвижного слоя.

Зная  $Ev_{max}$ , можно определить  $\Delta P_{max}$ .

Для материалов, скорость витания частиц которых в процессе обработки значительно уменьшается, можно использовать режим свободного фонтанирования.

В аппаратах свободного фонтанирования различают по высоте четыре зоны (рис. 3.12): I — зона пневмотранспорта газа и материала; II — зона сепарации, в которой происходит фонтанирование при высокой порозности слоя; III — зона сбоя потока (переход фонтанирования в пневмотранспорт); IV — зона гомо-

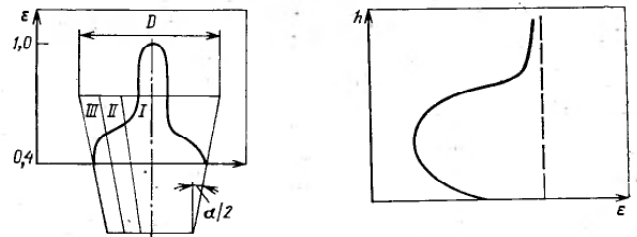


Рис. 3.10. Зоны режима фонтанирования.

Рис. 3.11. Изменение порозности по высоте фонтанирующего слоя.



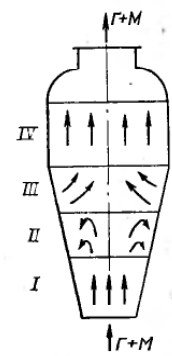


Рис. 3.12. Структура слоя в аппарате свободного фонтанирования.

генизации, в которой содержатся частицы с одинаковой скоростью витания (более тяжелые опускаются в III зону).

Аппараты свободного фонтанирования являются авторегулирующимися, так как недостаточно обработанный материал не может покинуть аппарат.

Среди достоинств и недостатков режимов фонтанирования следует выделить следующие: гидродинамическая устойчивость фонтанирующего слоя значительно выше, чем кипящего;

гидродинамическая модель фонтанирующего слоя имеет лучшие показатели, чем кипящего слоя (число теоретических ячеек смешения составляет примерно 3—6); гидродинамическая модель слоя свободного фонтанирования намного лучше, чем у КС и ФС (число теоретических ячеек достигает 20—30);

режим фонтанирующего слоя позволяет обрабатывать материалы с высоким показателем полидисперсности  $i \geq 50-60$ , в то время как кипящий слой только с  $i=10$ , промежуточное положение между этими режимами занимает режим свободного фонтанирования;

при обработке материалов в режиме фонтанирующего слоя происходит накопление больших зарядов статического электричества; они значительно ниже при режиме свободного фонтанирования;

фонтанирующий слой имеет более высокую нагрузку по газовой фазе, чем кипящий;

сложность масштабного перехода при увеличении размеров аппарата, так как при этом происходит вырождение фонтанирующего слоя и образование высокого перепада давлений в слое.

### 3.6 ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЙ РЕЖИМ ВИХРЕВЫХ СУШИЛОК

Вихревые аппараты по гидродинамической модели ближе к аппаратам идеального смешения, чем циклонные аппараты или трубы с винтовыми вставками. В вихревых аппаратах поток закручивается около горизонтальной оси. Различают дисковые и барабанные вихревые аппараты; особое значение для практики имеют дисковые аппараты (рис. 3.13), для которых отношение диаметра к ширине  $(D/B) > 1$ , а для барабанных вихревых аппаратов  $(D/B) < 1$ . Секционирование барабанных вихревых аппаратов осуществляют по длине барабана, а дисковых — по диаметру камеры, используя для этого специальные направляющие и газораспределительные вставки. Преимущество

дисковых вихревых аппаратов — очень высокая интенсивность (в 5—6 раз выше интенсивности барабанных), но меньше объем. В дисковых вихревых аппаратах значительно увеличивается продолжительность обработки продукта (до 600 с). Для них характерны два режима работы: 1) докритический  $v_r < v_{кр}$  и 2) закритический  $v_r > v_{кр}$ . При первом режиме твердая фаза выносятся из верхней части аппарата, при втором — из боковой части аппарата. Условия выноса для каждого из режимов разные. Для первого режима соблюдается равенство центробежной силы и силы тяжести

$$\frac{m_c v_{вын}^2}{R} = m_c g$$

откуда

$$v_{вын} = \sqrt{Rg} \quad (3.14)$$

где  $m_c$  — масса частицы материала;  $R$  — радиус дискового вихревого аппарата;  $v_{вын}$  — скорость газового потока, при котором происходит вынос материала из аппарата.

Для второго режима условие выноса следующее: равенство центробежной силы и силы лобового сопротивления газового потока в радиальном направлении

$$\frac{m_c v_{вын}^2}{R} = \xi f_c \frac{\rho_r v_r^2 R}{2}$$

откуда

$$v_{вын} = v_r \sqrt{\frac{3}{4} \xi \frac{\rho_r}{\rho_c} \frac{R}{d_c}} \quad (3.15)$$

где  $v_r$  — скорость газа в расширяющейся газовой струе, направленной от периферии к центру;  $\xi$  — коэффициент гидравлического сопротивления аппарата;  $f_c$  — площадь поперечного сечения частицы.

Под удерживающей способностью  $q_0$  понимают максимальное количество материала с известной плотностью частиц, которое может находиться во взвешенном состоянии в камере при данном расходе газа. При увеличении удерживающей способности возрастает среднее время пребывания материала в аппарате.

Пусть кинетическая энергия газа на входе в камеру  $E_0$ . Часть этой энергии передается вращающемуся в камере материалу  $\Delta E = E_0 k_0$  (где  $k_0$  — коэффициент использования энергии газовой струи). Энергия, передаваемая вращающемуся слою материала газовой струей, теряется частично при ударе частиц о стенку  $\Delta E_1$ , частично при внутреннем трении частиц внутри слоя  $\Delta E_2$  и при трении материала

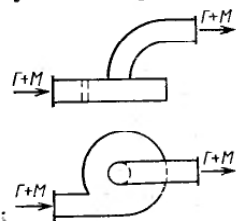


Рис. 3.13. Схемы дисковых вихревых аппаратов.

о стенку аппарата  $\Delta E_3$ . Таким образом

$$\Delta E = \Delta E_1 + \Delta E_2 + \Delta E_3$$

или

$$E_0 k_0 = \Delta E_1 + \Delta E_2 + \Delta E_3 \quad (3.16)$$

Потери энергии на внутреннее трение в слое  $\Delta E_2$  обычно малы по сравнению с потерями  $\Delta E_1$  и  $\Delta E_3$ , поскольку движение материала в аппарате на участке с малой порозностью осуществляется в виде компактного слоя, и градиент скорости потока частиц в радиальном направлении практически равен нулю. На разгонном участке камеры концентрация частиц, а следовательно, и потери на внутреннее трение в слое весьма малы.

Потери энергии при трении материала о стенку аппарата

$$\Delta E_3 = k_T \int_0^{2\pi} \rho_{\text{ч}} (1 - \varepsilon) \delta v_{\text{ч}} \left( \frac{v_{\text{ч}}^2}{R} + g \cos \varphi \right) d\varphi \quad (3.17)$$

где  $k_T$  — коэффициент трения материала о стенку;  $\varphi$  — угол поворота частицы материала при ее вращении внутри аппарата;  $v_{\text{ч}}$  — скорость движения частицы материала;  $\delta$  — толщина вращающегося слоя.

Поскольку потери энергии вращающегося материала, вызванные неупругим ударом о стенку аппарата, как и потери на трение, пропорциональны кинетической энергии частицы, их можно учесть, вводя соответствующий коэффициент

$$\Delta E_1 = k_r \Delta E_3$$

тогда

$$\Delta E = \Delta E_1 + \Delta E_3 = \Delta E_3 (k_r + 1) \quad (3.18)$$

Подставляя выражение (3.18) с учетом (3.17) в выражение (3.16), получим

$$E_0 = \frac{k_r^2}{k_0} \int_0^{2\pi} \rho_{\text{ч}} (1 - \varepsilon) \delta \left( \frac{v_{\text{ч}}^3}{R} + v_{\text{ч}} g \cos \varphi \right) d\varphi \quad (3.19)$$

где  $k_r^2 = k_r (k_r + 1)$  — приведенный коэффициент трения;  $v_{\text{ч}}$  — скорость газа в аппарате.

Упрощенное решение уравнения (3.19) можно получить, предположив

$$\frac{\partial v_{\text{ч}}}{\partial \varphi} = 0, \quad \text{т. е.} \quad v_{\text{ч}} = \text{const}$$

Для камер с одним тангенциальным подводом это допущение справедливо на значительном участке камеры, а для камер с рассредоточенным вводом газа через несколько узких тангенциальных каналов это допущение справедливо практически по всему периметру аппарата. В этом случае обособленные газовые

струи мало заметны, и концентрация материала в них практически не отличается от концентрации в основной массе слоя.

Учитывая, что

$$\int_0^{2\pi} \rho_{\text{ч}} (1 - \varepsilon) \delta d\varphi = q_0 \frac{1}{g} \quad (3.20)$$

получим выражение для удерживающей способности

$$q_0 = \frac{k_0}{k_r^2} \cdot \frac{E_0}{v_{\text{ч}}^3} R g \quad (3.21)$$

Для условий, когда вынос определяется равенством центробежной силы и силы тяжести ( $v < v_{\text{кр}}$ ), с учетом уравнения (3.14) получаем

$$q_0 = \frac{k_0}{k_r^2} \cdot \frac{E_0}{R^{0,5} g^{0,5}}$$

или

$$q_0 = \frac{k_0}{k_r^2} \cdot \frac{V^3 \rho_{\text{г}}}{2F^2 R^{0,5} g^{0,5}} = \frac{k_0 V^3 \rho_{\text{г}}}{6,28 k_r^2 F^2 R^{0,5}} \quad (3.22)$$

где  $F$  — суммарная площадь поперечного сечения тангенциальных каналов;  $V$  — расход газа.

Из полученного уравнения видно, что удерживающая способность камеры на первоначальном участке пропорциональна третьей степени расхода газа и не зависит от диаметра и плотности частиц материала. Для второго режима работы  $v > v_{\text{кр}}$  уравнение (3.20) принимает вид

$$q_0 = \frac{k_0}{k_r^2} \cdot \frac{7,6F (d_{\text{ч}} \rho_{\text{ч}})^{1,5}}{\xi^{1,5} \rho_{\text{г}} R^{0,5}} \cdot \left( \frac{v_{\text{г}0}}{v_{\text{ч}}} \right)^3 \quad (3.23)$$

где  $v_{\text{г}0}$  — скорость газа на входе в аппарат;  $\xi$  — коэффициент гидравлического сопротивления.

Учитывая линейный характер расширения струи, т. е. пропорциональность между  $v_{\text{г}0}$  и  $v_{\text{ч}}$ , можно считать, что  $(v_{\text{г}0}/v_{\text{ч}}) = \text{const}$ . Анализ уравнения (3.23) позволяет сделать вывод, что при рассматриваемом режиме работы ( $v > v_{\text{кр}}$ ) удерживающая способность вихревых камер не зависит от расхода газа, а зависит от диаметра и плотности частиц. Увеличение коэффициента трения приводит к уменьшению удерживающей способности камеры. Полученные зависимости хорошо согласуются с экспериментами (рис. 3.14).

Обобщая экспериментальные данные различных испытаний вихревых камер, получили эмпирические уравнения для определения критической скорости истечения газа  $v_{0\text{кр}}$  и удерживающей способности камер в зависимости от их геометрических раз-

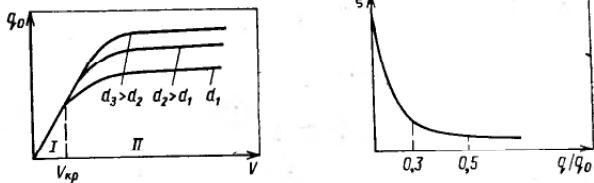


Рис. 3.14. Зависимость удерживающей способности вихревых сушилок от расхода газа  $V$  (I и II — режимы работы;  $d_1, d_2, d_3$  — диаметры частиц материала;  $d_3 > d_2 > d_1$ ).

Рис. 3.15. Зависимость сопротивления вихревых камер от относительной удерживающей способности.

меров, параметров процесса и свойств материалов

$$Re_{кр} = 0,29 \left( \frac{D}{\Sigma h} \right)^{0,64} \left( \frac{D}{d_3} \right)^{1,8} Ag^{0,6} \quad (3.24)$$

где  $Re_{кр} = v_{0,кр} \Sigma h / \nu$ ,  $D, d_3$  — диаметр камеры и эквивалентный диаметр частицы (рис. 3.15);  $\nu$  — кинематическая вязкость газа;  $\Sigma h$  — суммарная высота тангенциальных газоходов.

Уравнение (3.24) получено при изменении параметров в следующем диапазоне:  $D/\Sigma h = 5-17,2$ ;  $D/d_3 = 58-705$ ;  $Ag = 2 \cdot 10^3 - 5 \cdot 10^5$ .

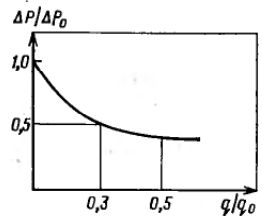
Для значений  $v = v_{кр}$  получено эмпирическое уравнение

$$q_0 = A_0 E_0 D^{-0,55} \nu^{0,15} \quad (3.25)$$

где  $n$  — число вводов;  $E_0$  — кинетическая энергия газовой струи в тангенциальном канале на входе в камеру.

Величина коэффициента  $A_0$  зависит от свойств обрабатываемого материала и уменьшается с увеличением когезионных сил между зернами материала и поверхностью аппарата,  $A_0 = 2,7-3,0$ . Наибольшее значение  $q_0$  получается при расходах газа, отвечающих критическому значению  $V_{кр}$ . Количество материала в вихревых камерах при непрерывной подаче  $q$  отличается от удерживающей способности аппарата  $q_0$  в сторону более высоких значений. При расходах газа, превышающих  $V_{кр}$ , величина  $q$  незначительно отличается от  $q_0$ , тогда как при  $V < V_{кр}$  различия достигает 200%. Это вызвано тем, что при больших расходах газа энергия истекающих струй существенно превышает энергию, которую необходимо передать материалу для обеспечения безотрывного движения его в аппарате. Поэтому дополнительное количество материала, поступающего в камеру при непрерывной дозировке его, не вызывает нарушений в установившейся циркуляции материала в аппарате, а лишь несколько снижает скорость его вращения. Вынос материала носит при этом упорядоченный характер.

Рис. 3.16. Характер зависимости  $\Delta P/P_0$  от  $q/q_0$ .



Иначе обстоит дело при расходах газа меньших  $V_{кр}$ . При больших значениях расходной концентрации энергия потока недостаточна для вращения дополнительного количества материала, непрерывно поступающего в камеру, что приводит к нарушению организованной циркуляции продукта в ней. Скорость частиц при этом снижается и становится недостаточной для безотрывного прохождения верхней точки камеры. Часть материала отрывается от стенки камеры и падает отвесно вниз, где образует зоны фонтанирования с локальной циркуляцией материала. При высоких значениях  $C_p$  (рабочая массовая концентрация твердой фазы в потоке) возможно образование завалов, которые однако легко рассыпаются при уменьшении дозировки материала в аппарат. При малых значениях  $C_p < 0,2$ , характерных для сушильных процессов, существенных нарушений циркуляции материала не происходит даже при небольших значениях расхода  $V = 0,6 V_{кр}$ . Область является наиболее благоприятной, поскольку гарантируется устойчивая работа аппарата при высоких значениях  $q$  и снижается его чувствительность к неравномерностям дозировки материала.

Зависимость безразмерной удерживающей способности вихревых камер  $(q - q_0)/q_0$  от различных параметров процесса можно представить в виде эмпирической формулы

$$\frac{q - q_0}{q_0} = B_0 \left( \frac{V_{кр}}{V} \right)^{2,5} C_p^{0,55} \left( \frac{V_{кр}}{V} \right) \quad (3.26)$$

Интервал изменения параметров  $C_p = 0-0,6$ ;  $V = 0,8-1,6$ ;  $B_0 = 0,7-1,1$ . Эта эмпирическая зависимость используется для определения количества материала и среднего времени пребывания его в вихревой камере.

Сопротивление вихревых камер существенно уменьшается с увеличением загрузки материала, что объясняется снижением окружных скоростей газа в выходном отверстии аппарата. При этом (как и для уровня окружных скоростей) наиболее резкое относительное уменьшение сопротивления происходит при загрузках  $q = 0,3q_0$ . Зависимость потерь напора от расхода газа носит квадратичный характер (рис. 3.16) как для заполненных, так и для незаполненных материалом камер; причем, при загрузках, составляющих равные доли от удерживающей способности, коэффициент гидравлического сопротивления  $\xi$  в первом приближении не зависит от свойств материала. Эмпирические зависимости для расчета  $\xi$  (точность  $\pm 15\%$ ) следующие: (3.27) и (3.28) для пустой камеры; (3.29) для заполненной материа-

лом камеры (3.30) при непрерывном режиме загрузки

$$\xi_{\text{вх}} = 10,9 \left( \frac{\sum h}{D} \right)^{1,0} \left( \frac{B}{D} \right)^{0,6} \left( \frac{d_3}{D} \right)^{-2,3} \quad (3.27)$$

$$\frac{\sum h}{D} = 0,06 - 0,2; \quad \frac{B}{D} = 0,2 - 0,6; \quad \frac{d_3}{D} = 0,2 - 0,45$$

где  $B$  — ширина камеры.

$$\xi_{\text{вх}} = 2,95 \left( \frac{\sum h}{D} \right)^{1,0} \left( \frac{B}{D} \right)^{0,6} \left( \frac{d_3}{D} \right)^{-1,1} \quad (3.28)$$

$$\frac{d_3}{D} = 0,45 - 0,8$$

$$\xi_{q_0} = \left( \frac{B}{D} \right)^{0,35} \left( \frac{d_0}{D} \right)^{-0,2} \left[ 90 \left( \frac{\sum h}{D} \right)^{1,7} + 4,4 \exp(-4,6D) \right] \quad (3.29)$$

$$\xi_{q_0} = (1 + 0,6C_p) \xi_{q_0} \quad (3.30)$$

$$C_p = 0 - 0,6$$

При загрузке камеры (0,5—0,8)  $q_0$  перепад давлений составляет  $\Delta P = 1,5 - 2,0$  кПа; в пустой камере (без твердой фазы)  $\Delta P = 15 - 20$  кПа.

Вихревые камеры имеют следующие достоинства: высокая гидродинамическая устойчивость; возможность сушки материалов с высоким показателем полидисперсности  $i \leq 60$ ; дополнительное увеличение времени пребывания частиц материала можно достигнуть, используя режим авторегулирования; более высокая нагрузка по газовой фазе, чем в аппаратах с кипящим слоем; гидродинамическая модель ближе к режиму идеального вытеснения, чем для кипящего слоя (число ячеек составляет 2—4).

К недостаткам вихревых камер относятся: образование большого заряда статического электричества и ограниченная область применения, что обусловлено трудностями масштабного перехода и ограниченным числом ячеек, не позволяющим применять вихревые камеры как аппараты идеального вытеснения.

### 3.7. ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЙ РЕЖИМ БЕЗУНОСНЫХ СУШИЛОК СО ВСТРЕЧНЫМИ ЗАКРУЧЕННЫМИ ПОТОКАМИ

Описание гидродинамики потоков в аппаратах со встречными закрученными потоками приведено в нескольких работах, из которых следует выделить работу К. О. Шмидта и В. Л. Подгурского [170]. Физическая модель процессов по Шмидту основана на комбинации двух вихревых течений, известных в природе под названием тайфун. Комбинация течений состоит из вихревого ротационного потока, вращающегося в осевом направлении в середине, и потенциального безвихревого потока,

окружающего ротационный поток. Направление функционирующего вблизи стенки потенциального потока, называемого вторичным, в его внешней зоне противоположно направлению течения ротационного потока, а во внутренней зоне оно совпадает с направлением последнего. При взаимодействии обоих потоков создается результирующее поле течений, в котором действуют центробежные силы и силы уноса, обуславливающие выделение твердой фазы из газового потока.

Для потенциального потока в системе встречных закрученных потоков принят закон скоростей, записанный в цилиндрических координатах

$$w_\varphi = r \frac{d\varphi}{dt} = r\omega \quad (3.31)$$

где  $w_\varphi$  — тангенциальная скорость потока;  $r$  и  $\varphi$  — полярные координаты с началом в центре вращения;  $\omega$  — угловая скорость.

Так как для потенциального потока

$$w_\varphi r = k = \text{const} \quad (3.32)$$

приравняв (3.31) и (3.32), получим

$$r\omega = k/r$$

откуда  $\omega = k/r^2$ , т. е. угловая скорость в значительной степени зависит от расстояния до центральной точки вращения. Величина вектора вращения, направленного перпендикулярно плоскости вращения по оси  $z$ , в потенциальном потоке равна нулю

$$(\text{rot } w_\varphi) = \frac{dw_\varphi}{dr} + \frac{w_\varphi}{r} \quad (3.33)$$

Данное обстоятельство означает, что частица пыли, находящаяся в круговом потенциальном потоке, не закручивается вокруг своей оси, т. е. каждая ось, проведенная через частицу, сохраняет свое постоянное направление в пространстве (рис. 3.17).

Для описания циркуляции потенциального потока с учетом его вращения в нем выделен цилиндр радиусом  $r$ , вращающийся с угловой скоростью  $\omega$ . Циркуляция потока описывается зависимостью

$$T = r\omega 2\pi r = 2\pi r^2 \omega = 2\omega F \quad (3.34)$$

Из соотношения следует, что скорость циркуляции потока пропорциональна угловой скорости  $\omega$  и поверхности выделенного цилиндра  $F$ . Отнесенная к потенциальному потоку скорость циркуляции составляет

$$T = 2\pi r \frac{w_\varphi}{r} = 2\pi w_\varphi \quad (3.35)$$

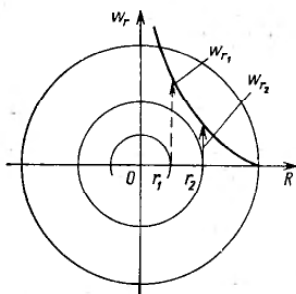


Рис. 3.17. Характер изменения скорости в потенциальном потоке по радиусу.

Это означает, что скорость циркуляции не зависит от радиуса вращения, а зависит лишь от тангенциальной скорости.

Для аналитического исследования распределения давления по окружности в потенциальном потоке, т. е. в потоке без трения (без закручивания), использовали уравнение полной удельной энергии потока (уравнение Бернулли)

$$H = \frac{\omega\varphi^2}{2g} + \frac{P}{\rho g} \quad (3.36)$$

где  $H$  — гидродинамический напор;  $\omega\varphi^2/2g$  — удельная кинетическая энергия;  $\frac{P}{\rho g}$  — удельная энергия давления.

Откуда давление в потенциальном потоке

$$P = H\rho g - \frac{\rho}{2} \omega\varphi^2 \quad (3.37)$$

В соответствии с принятой моделью [170, 173] вблизи центра системы создается так называемое ядро вихря, под которым понимают цилиндрическое пространство, вращающееся как твердое тело с постоянной угловой скоростью  $\omega$ . Выражая тангенциальную скорость ядра вихревого потока  $\omega\varphi_0$ , получим

$$\omega\varphi_0 = \omega\varphi \frac{r_0}{r} \quad (3.38)$$

Подставив полученное значение (3.38) в уравнение (3.37), имеем

$$P = H\rho g - \frac{\rho}{2} \omega^2 \varphi_0^2 \left(\frac{r_0}{r}\right)^2 \quad (3.39)$$

где  $r_0$  — радиус ядра вихря.

Зависимость давления в потенциальном потоке от радиуса аппарата показана на рис. 3.18.

Распределение скорости и давления при возникновении вихря (вихревого течения) представлено на рис. 3.19. Характер изменения скорости показан сплошной линией, давления — штриховкой.

Из рисунка видно, что в области от бесконечности до ядра (или при  $r=r_0$ ) распределение скорости в соответствии с зави-

симостью (3.32) осуществляется по гиперболе, а внутри ядра распределение — линейное. Давление в этом случае падает от максимального значения (при  $r=\infty$  — поток в состоянии покоя) до минимального в самом ядре.

Закон скорости для ротационного потока выражается следующей зависимостью:

$$\omega r = k r \quad (3.40)$$

Данная зависимость описывается прямой линией (рис. 3.20), причем постоянная  $k$  равна угловой скорости  $\omega$ , не зависящей от радиуса  $r$ . Использование уравнения, относящегося к потенциальному потоку, приводит к зависимости

$$\omega r = r \frac{d\varphi}{dr} = r\omega \quad (3.41)$$

или

$$|\text{rot } \omega_\varphi| = \frac{\omega_\varphi}{r} + \frac{d\omega_\varphi}{dr} = 2\omega \quad (3.42)$$

Из представленных зависимостей следует, что частица, находящаяся в ротационном потоке, при каждом обороте поворачивается один раз вокруг своей оси.

Комбинация потенциального и соосного с ним, вращающегося в том же направлении ротационного потока, показана на рис. 3.21). Потенциальный поток, показанный большими спиралями, проходит вблизи стенок цилиндра по спиральным траекториям в направлении сверху вниз. На шероховатом дне (шероховатом основании) поток тормозится и по спиральной траектории перемещается к середине цилиндра. На дне образуется плоский сброс вихревого потока. Данный сброс транс-

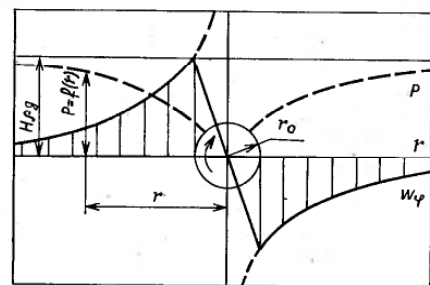
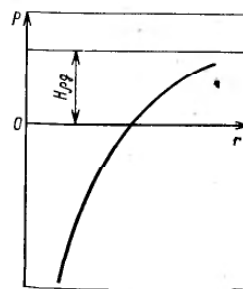


Рис. 3.18. Характер изменения давления при вращении потока без трения.

Рис. 3.19. Распределение скорости и давления в зоне ядра в ротационном потоке.

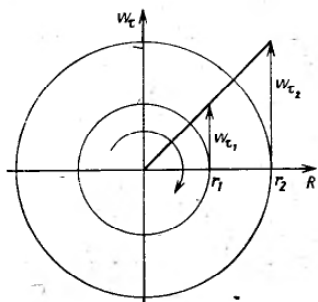


Рис. 3.20. Характер изменения скорости по радиусу в ротационном потоке.

портирует находящиеся в потенциальном потоке частицы в середине цилиндра.

На рис. 3.22 показано распределение скорости при наличии потенциального и ротационного потоков, при их комбинации и соответствующее этой комбинации распределение ускорений. Из

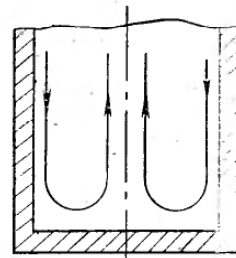
рис. 3.22, а следует, что в области потенциального потока эпюра скоростей представляет собой гиперболу в соответствии с уравнением (3.32).

В области ротационного потока распределение скорости представляет собой прямую линию, описываемую уравнением (3.40).

В области, находящейся между двумя потоками, образуется поток, называемый смешанным (на рисунке обозначен кружками). Смешанный поток представляет собой малые вихревые потоки, перемеживающиеся в том же направлении, что и основные потоки (потенциальный и ротационный). На оба потока в аппарате ВЗП накладывается еще один поток, продольное сечение которого представлено на рис. 3.23. Наложенный поток

Рис. 3.23. Продольное сечение потока вращения.

направлен в середине аппарата вверх, у стенки — вниз. В верхней части аппарата этот поток отклоняется в центр, создавая сброс. Вращательный поток в результате такого положения принимает вид двух спиралей — внешней и внутренней, вращающихся в одном и том же направлении, но с противоположно направленными осями (см. рис. 3.21).



На основе анализа поля скоростей, ускорений и сил, действующих во встречных закрученных потоках, авторы [170, 173] приходят к выводу, что центробежная сила, действующая на твердые частицы, находящиеся в плоскости циркуляции, направлена в сторону, противоположную ускорению центростремительной силы, направленному к центру аппарата. Величина центростремительного ускорения в ротационном потоке (см. рис. 3.22, б) описывается уравнением

$$(b_r)_{\text{rot}} + \omega^2 r = + \frac{w_{\varphi}^2}{r} \quad (3.43)$$

где  $b_r$  — центростремительное ускорение.

Центростремительное ускорение в потенциальном потоке (см. рис. 3.22, б) определялось из уравнения

$$(b_r)_{\text{pot}} = + \frac{k}{r^3} \quad (3.44)$$

Изменение окружной скорости в зависимости от радиуса в ротационном потоке (см. рис. 3.22, б) рассчитывается по уравнению

$$\frac{dw_{\varphi}}{dr} = \omega \quad (3.45)$$

Изменение окружной скорости в зависимости от радиуса в потенциальном потоке (см. рис. 3.22, б) определяется соотношением

$$\frac{dw_{\varphi}}{dr} = - \frac{k}{r^2} \quad (3.46)$$

Из приведенных зависимостей видно, что в ротационном потоке окружная скорость возрастает от центра системы к периферии пропорционально радиусу. В потенциальном потоке окружная скорость уменьшается с увеличением расстояния от центральной точки системы и достигает на стенках аппарата нулевого значения (рис. 3.24).

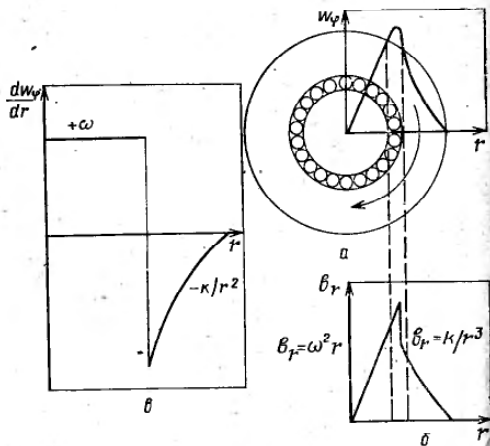


Рис. 3.21. Схема взаимодействия потенциального (1) и ротационного (2) потоков в аппарате.

Рис. 3.22. Распределение тангенциальных (а) и радиальных (б) скоростей и ускорений (в) по радиусу аппарата.

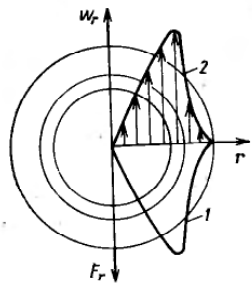


Рис. 3.24. Характер изменения центробежной силы (1) и окружной скорости (2) по радиусу аппарата.

Радиальное ускорение имеет отрицательный знак как в ротационном, так и потенциальном потоке, что соответствует направленной радиально в центр аппарата центробежной силе, которая удерживает твердые частицы на их траектории, а также соответствует противоположной, центробежной, силе, направленной из системы.

Радиальное ускорение увеличивается с увеличением радиуса в ротационном потоке и уменьшается в потенциальном потоке, достигая на стенках аппарата нулевого значения (см. рис. 3.24). Это означает, что в потенциальном потоке центробежная сила снижается с ростом радиуса циркуляции частиц, уменьшается также и окружная скорость.

При рассмотрении ротационного потока как источника вихреобразования радиальную составляющую вектора скорости можно записать

$$w_{rQ} = \frac{Q_Q}{2\pi r} = \frac{dr}{d\tau} \quad (3.47)$$

где  $Q_Q$  — интенсивность источника вихреобразования.

Соответствующее радиальное ускорение в зоне источника определяется уравнением

$$b_{rQ} = -\frac{Q_Q}{4\pi^2 r^3} = -\frac{B}{r^3} \quad (3.48)$$

где  $B = \frac{Q_Q}{4\pi^2}$ .

Приведенные зависимости объясняются следующим образом: область источника способствует образованию поля скоростей, затухающего в соответствии с уравнением (3.47) пропорционально величине  $1/r$ , а также способствует созданию поля ускорений, направленных радиально к центру и уменьшающихся в соответствии с уравнением (3.48) пропорционально  $1/r^3$ .

Для потенциального потока, представляющего собой зону сброса, радиальную скорость можно записать в виде

$$w_{rS} = -\frac{Q_S}{2\pi r} \quad (3.49)$$

а радиальное ускорение

$$b_{rS} = -\frac{Q_S}{4\pi^2 r^3} = -\frac{B}{r^3} \quad (3.50)$$

Рис. 3.25. Однопараметрическая модель структуры потоков.

где  $Q_S$  — интенсивность источника стока.

$$B = \frac{Q_S}{4\pi^2}$$

В работах [59, 106, 109, 111] представлены детерминированные одно- и двухпараметрические модели со стохастическими коэффициентами — параметрами, которые определены из экспериментов. Согласно однопараметрической модели, существуют два кольцевых потока (рис. 3.25). Дисперсный материал из внутреннего потока под действием центробежной силы вымывается во внешний. Плотность потока вымывания определяется как

$$q = k_B C \quad (3.51)$$

где  $q$  — плотность потока вымывания (в радиальном направлении),  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ;  $k_B$  — коэффициент вымывания,  $\text{м}/\text{с}$ ;  $C$  — концентрация материала во внутреннем потоке,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Потоки газа и материала движутся с одинаковой скоростью, равной скорости газа. Из этой модели движения потоков определены время пребывания дисперсного материала в аппарате и его моменты

$$\bar{\tau} = \left( \frac{a_1 + b_1}{a_2} \right) b_2 \left( 1 - \frac{\exp a_2 H}{a_2} + H \exp a_2 H \right) \quad (3.52)$$

$$\sigma^2 = (a_1 + b_1)^2 \left[ \frac{1}{a_2^2} - \frac{H^2 \exp a_2 H}{1 - \exp a_2 H} \left( 1 + \frac{\exp a_2 H}{1 - \exp a_2 H} \right) \right] \quad (3.53)$$

где  $\tau$  — среднее время пребывания с;  $\sigma$  — дисперсия времени пребывания, с<sup>2</sup>;  $H$  — высота аппарата.

$$a_1 = \frac{\pi (r^2 - r_0^2)}{V_1 + V_2}; \quad a_2 = \frac{2\pi k_B r}{V_1 + V_2};$$

$$b_1 = \frac{\pi (R^2 - r^2)}{V_2}; \quad b_2 = \frac{2\pi k_B r}{V_2}$$

$R$  — радиус аппарата, м;  $r_0, r$  — внутренний и наружный радиусы внутреннего потока;  $V_1$  и  $V_2$  — расходы газа по первому и второму каналам аппарата.

Вторая (двухпараметрическая) модель отличается от первой существованием промежуточного слоя между внутренним и наружным потоками (рис. 3.26). Причем, согласно этой модели, осевая скорость в промежуточном слое равна нулю. Существуют два потока вымывания: из внутреннего вихря в промежуточный слой  $q_1$  и из промежуточного слоя в наружный вихрь  $q_2$ . Формулы для потоков вымывания во внутреннем слое

$$q_1 = k_1 C_1 \quad (3.54)$$

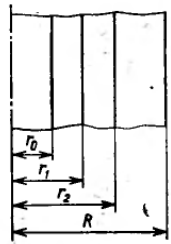


Рис. 3.26. Двухпараметрическая модель структуры потоков.

и в промежуточном слое

$$q_2 = k_2 C_2 \quad (3.55)$$

где  $k_1$  и  $k_2$  — коэффициенты вымывания, м/с;  $C_1$  и  $C_2$  — концентрации материала во внутреннем слое и промежуточном слое, кг/м<sup>3</sup>.

Для двухпараметрической модели получено следующее выражение времени пребывания:

$$\begin{aligned} \bar{\tau} = & \left(1 + \frac{V_1}{V_2}\right) \left\{ \frac{r_2^2 - r_1^2}{2k_2 r_2} + \frac{R^2 - r_2^2}{2k_1 r_1} \left(1 + \frac{V_1}{V_2}\right) + \frac{r_1^2 - r_0^2}{2k_1 r_1} - \right. \\ & - \left[ \left( \frac{\pi (r_1^2 - r_0^2)}{V_1 + V_2} + \frac{\pi (R^2 - r_2^2)}{V_2} \right) \left( H + \frac{V_1 + V_2}{2\pi k_1 r_1} \right) + \right. \\ & \left. \left. + \frac{r_2^2 - r_1^2}{2k_2 r_2} \right] \right\} \exp\left(-\frac{2\pi k_1 r_1 H}{V_1 + V_2}\right) \quad (3.56) \end{aligned}$$

$r_2$  — внутренний радиус наружного вихря, м.

Для расчетов среднего времени пребывания  $\bar{\tau}$  по уравнениям (3.52) и (3.56) необходимо знать параметры модели — коэффициенты вымывания, которые могут быть определены в зависимости от расходов газа по каналам  $V_1$  и  $V_2$  и от диаметра частиц материала  $d_c$ . Предложенные модели требуют «гидродинамического» уточнения, так как в них не вскрыт механизм вымывания частиц в радиальном направлении от оси аппарата к периферии под действием центробежной силы.

В работе [59] предложена модель структуры потоков, в которой устранены эти недостатки. Модель состоит из двух частей (рис. 3.27). Первая часть модели описывает верхнюю область аппарата, вторая часть — нижнюю, куда подается часть вторичного потока газа. Внутренний поток направлен вверх, внешний — вниз; частицы материала и внутреннего газового потока через границу «вымываются» во внешний поток. Средняя скорость «вымывания» частиц в радиальном направлении  $\bar{v}_c$  определяется через подвижность частиц  $B_c$ , которая представляет собой среднюю скорость потока

Рис. 3.27. Модель структуры потоков.

частиц, движущихся под действием единичной силы, и является параметром модели. Плотность радиального потока «вымывания» материала

$$q_m = (m\omega_c^2 r_2 - 3\pi d_p \bar{v}_c) B_c C_1 \quad (3.57)$$

где  $C_1(z, \tau)$  — концентрация материала во внутреннем потоке газа, зависящая от вертикальной координаты  $z$  и времени  $\tau$ , кг/м<sup>3</sup>;  $\omega_c$  — средняя угловая скорость вращения частицы вокруг оси аппарата, 1/с.

Рассматривая баланс по материалу в слое внутреннего газового потока  $\Delta z$  и по материалу для слоя внешнего потока высотой  $\Delta z$ , получаем уравнения, из решения которых вытекают выражения для определения среднего времени пребывания и дисперсии времени пребывания материала в аппарате

$$\begin{aligned} \bar{\tau}_m = & \frac{A_2 H_p}{V_2 + A_3} \left( \frac{S_1 H_p}{V_2 A_1} + \frac{S_2 H_p}{V_2 + A_3} \right) \left[ \left( \frac{V_3 - A_1}{A_2 H_p} \right)^2 + \right. \\ & \left. + \exp\left(-\frac{A_2 H_p}{V_3 - A_1}\right) \frac{A_2^2 H_p - (V_2 - A_1)}{A_2^2 H_p^2} \right] \quad (3.58) \end{aligned}$$

$$\sigma_m^2 = \left( \frac{S_1 H_p}{V_3 - A_1} + \frac{S_2 H_p}{V_2 + A_3} \right)^2 \left\{ \left( \frac{V_3 - A_1}{A_2 H_p} \right) - \frac{\exp\left(-\frac{A_2 H_p}{V_2 - A_1}\right)}{1 - \exp\left(-\frac{A_2 H_p}{V_2 - A_2}\right)} \right\} \quad (3.59)$$

где  $H_p$  — рабочая высота аппарата;  $S_1, S_2$  — площади ввода первичного и вторичного потоков газа;  $V_3 = V_1 + V_2$  — суммарный расход газа;  $A_1 = Bm_c g S_1$ ;  $A_2 = 2\pi r^2 \omega b^2 m_c b$ ;  $A_3 = Bm_c g S_2$ .

Полученные автором [59] зависимости (3.58) и (3.59) для определения среднего времени пребывания  $\bar{\tau}$  и дисперсии этого времени  $\sigma_m^2$  могут быть применены для расчета сушилок ВЗП.

### 3.8. ТИПОВЫЕ МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ ГИДРОДИНАМИЧЕСКОГО РЕЖИМА СУШИЛЬНЫХ АППАРАТОВ

Процессы сушки при активных гидродинамических режимах характеризуются значительным числом параметров, определяющих течение процесса и взаимосвязанных, причем изменение одного параметра вызывает нелинейное изменение других параметров. Поэтому целесообразно изучить процесс на моделях. Различают два вида моделирования: физическое и математическое.

Структура математической модели процесса сушки в активных гидродинамических режимах определяется прежде всего гидродинамическими параметрами и проявляется в характере распределения времени пребывания частиц материала и газа в аппарате. Иными словами, важнейшим этапом математического моделирования процессов сушки во взвешенном слое



является моделирование гидродинамики, причем для материалов первых двух групп математическая модель совпадает с гидродинамической (так как имеем балансовую или квазистатическую задачу), а для материалов третьей и четвертой групп к уравнениям, характеризующим гидродинамику, добавляется уравнение кипения сушки (а в некоторых случаях и теплообмена, если он лимитирует процесс).

Можно выделить два подхода к моделированию гидродинамики: описание движущейся системы частиц с учетом взаимодействия частиц и аппроксимация типовыми или комбинированными моделями. Первый подход требует глубокого знания процессов, происходящих в аппарате, и отличается большой сложностью. Второй подход к моделированию включает следующие этапы:

выбор структуры потоков, наиболее полно соответствующей реальной картине; составление балансовых уравнений относительно концентраций вещества в потоке на основе выбранной структуры; экспериментальная оценка параметров гидродинамической модели.

Типовые или комбинированные гидродинамические модели представляют собой одно или несколько уравнений относительно концентрации вещества в потоке. Эти модели не позволяют определить скорости потока в различных точках аппарата, но по ним можно определить спектр времени пребывания частиц в аппарате.

Составляя математическую модель гидродинамики аппарата, исследователь должен стремиться к тому, чтобы, с одной стороны, модель соответствовала действительной структуре потоков в аппарате и, с другой стороны, была достаточно простой. Распределение времени пребывания частиц материала в аппарате подчиняется статистическим законам и находится по виду сигнала, проходящего через систему. В качестве такого сигнала используется подача вещества (индикатора) на вход системы в виде ступенчатого, импульсного или частотного возмущения. В зависимости от вида функции распределения все многообразие математических моделей потоков, возникающих в различных сушилках со взвешенным слоем материала, можно представить в виде некоторых типовых моделей (идеального вытеснения, идеального смешения, диффузионной, ячеечной, комбинированной).

Для решения дифференциальных уравнений, описывающих гидродинамику, удобно применять операторный метод, например, преобразование Лапласа. Пусть дана функция  $f(\tau)$ , отображение этой функции (оригинала) оператором Лапласа будет выглядеть так

$$F(P) = \int_0^{\infty} e^{-P\tau} f(\tau) d\tau \quad (3.60)$$

Зная отображение, можно найти оригинал

$$f(\tau) = \frac{1}{2\pi i} \int_{-i\infty}^{+i\infty} F(P) e^{P\tau} dP \quad (3.61)$$

где  $P$  — оператор Лапласа;  $\tau$  — текущее время.

По соотношениям (3.60) и (3.61) составлены таблицы перехода от оригинала к отображению и обратно. Имея гидродинамическую модель аппарата, можно получить функцию распределения по времени пребывания частиц в аппарате. Существуют дифференциальные и интегральные функции распределения [36, 37, 98], которым соответствуют так называемые  $S$ -кривые и  $F$ -кривые отклика на импульсное или ступенчатое возмущение на входе в систему.

Пусть  $F(\tau)$  — интегральная функция распределения — доля частиц, пребывающих в аппарате в течение времени  $\tau$  или меньше  $\tau$ ;  $f(\tau)$  — дифференциальная функция распределения — доля частиц, время пребывания которых в аппарате лежит в диапазоне от  $\tau$  до  $\tau+d\tau$ ; при этом  $dF(\tau)/d\tau = f(\tau)$ . Входным параметром гидродинамической модели является концентрация вещества в потоке на входе в аппарат  $C_0(\tau)$ , выходным — концентрация вещества в потоке на выходе из аппарата  $C_f(\tau)$ . Если  $C_0(\tau) = \delta(\tau)$  — дельта-функция, то  $C_f(\tau) = \omega(\tau)$  — функция веса, где

$$\delta(\tau) = \begin{cases} 0 & \tau \neq 0 \\ \infty & \tau = 0 \end{cases}$$

причем  $\int_{-\infty}^{+\infty} \delta(\tau) d\tau = 1$  [37].

Если  $C_0(\tau) = 1(\tau)$  — единичная функция, то  $C_f(\tau) = h(\tau)$  — переходная функция,

$$\text{где } 1(\tau) = \begin{cases} 0 & \tau < 0 \\ 1 & \tau \geq 0 \end{cases}$$

причем

$$\frac{dh(\tau)}{d\tau} = \delta(\tau)$$

Можно показать [45], что

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

Если  $C_0(\tau) = \delta(\tau)$ , то  $C_f(\tau) = f(\tau)$ , т. е. если на входе в аппарат (модель) концентрация есть дельта-функция, то на выходе

из аппарата (модели) концентрация равна дифференциальной функции распределения частиц по времени пребывания (зависимость  $C_f(\tau)$  в этом случае называется *C*-кривой).

Если  $C_0(\tau) = 1(\tau)$ , то  $C_f(\tau) = F(\tau)$ , т. е. если на входе в аппарат (модель) концентрация есть единичная функция, то на выходе из аппарата (модели) концентрация равна интегральной функции распределения частиц во времени пребывания (зависимость  $C_f(\tau)$  в этом случае называется *F*-кривой).

Передаточной функцией модели (звсн) называется отношение преобразованного по Лапласу выхода к преобразованному по Лапласу входу

$$W(P) = \frac{C_f(P)}{C_0(P)} \quad (3.62)$$

Зная передаточную функцию модели, можно написать дифференциальное уравнение модели и определить  $C_f(P)$ . Из (3.62) следует,

$$C_f(P) = W(P) C_0(P) \quad (3.63)$$

Если  $C_0(\tau) = \delta(\tau)$ , то

$$C_f(P) = f(P) = W(P) \quad (3.64)$$

так как  $\delta(P) = 1$ .

Кривая распределения  $f(\tau)$  характеризуется моментами. Различают центральные и начальные моменты. Начальным моментом  $n$ -го порядка называется величина  $M_n$

$$M_n = \int_0^{\infty} \tau^n f(\tau) d\tau \quad (3.65)$$

Центральным моментом  $n$ -го порядка называется

$$M_n^u = \int_0^{\infty} (\tau - M_1)^n f(\tau) d\tau \quad (3.66)$$

где  $M_1 = t_{cp}$ .

Моменты кривой распределения удобно находить через производящую функцию  $\varphi(\lambda)$  случайной величины  $\tau$  [37].

$$\varphi(\lambda) = \int_0^{\infty} e^{\lambda\tau} f(\tau) d\tau \quad (3.67)$$

где  $\lambda$  — параметр производящей функции. Из (3.60), (3.64) и (3.67) следует, что

$$\varphi(\lambda) = W(-\lambda) \quad (3.68)$$

Таким образом, зная передаточную функцию, можно определить производящую. Моменты случайной величины  $\tau$  нахо-

дятся из разложения  $\varphi(\lambda)$  и  $\ln \varphi(\lambda)$  в ряд Тейлора

$$\varphi(\lambda) = 1 + M_1^u \lambda + M_2^u \frac{\lambda^2}{2!} + \dots + M_k^u \frac{\lambda^k}{k!} + \dots \quad (3.69)$$

$$\ln \varphi(\lambda) = M_1^u \lambda + M_2^u \frac{\lambda^2}{2!} + \dots + M_k^u \frac{\lambda^k}{k!} + \dots \quad (3.70)$$

где  $M_k^u$  — начальный момент  $k$ -го порядка;  $M_k^u$  — центральный момент  $k$ -го порядка.

Можно записать

$$M_k^u = \left. \frac{d^k \varphi(\lambda)}{d\lambda^k} \right|_{\lambda=0} = \left. \frac{d^k W(-\lambda)}{d\lambda^k} \right|_{\lambda=0} \quad (3.71)$$

$$M_k^u = \left. \frac{d^k \ln \varphi(\lambda)}{d\lambda^k} \right|_{\lambda=0} = \left. \frac{d^k \ln W(-\lambda)}{d\lambda^k} \right|_{\lambda=0} \quad (3.72)$$

Таким образом, по *C*- и *F*-кривым можно экспериментально определить параметры модели. Обычно ограничиваются определением первого начального момента, соответствующего среднему времени пребывания материала в аппарате  $\tau_{cp}$  (*C*- и *F*-кривые удобно строить в зависимости от относительного времени  $\theta = \tau/\tau_{cp}$ , а также второго центрального момента, соответствующего дисперсии распределения времени пребывания частиц материала в аппарате (модели)  $\sigma^2$  (т. е.  $M_2 = \sigma^2$ ). Перейдем к рассмотрению наиболее часто встречающихся гидродинамических моделей.

**Модель идеального смешения.** Физическая сущность этой модели заключается в том, что концентрация одинакова в любых точках аппарата (ячейки) идеального смешения. Эта модель описывается уравнением

$$\frac{dC}{d\tau} = \frac{v}{V} (C_0 - C) \quad (3.73)$$

где  $C_0$  — концентрация на входе;  $C$  — концентрация вещества в ячейке идеального смешения и на выходе;  $v$  — объемный расход потока, м<sup>3</sup>/с;  $V$  — объем зоны идеального смешения, м<sup>3</sup>.

Если обе части уравнения (3.73) преобразовать по Лапласу, то получим

$$PC(P) = \frac{v}{V} [C_0(P) - C(P)]$$

откуда передаточная функция ячейки идеального смешения

$$W(P) = \frac{C(P)}{C_0(P)} = \frac{1}{TP + 1} \quad (3.74)$$

где  $T = \frac{V}{v}$ .

Если  $C_0(\tau) = \delta(\tau)$ , то функция концентрации

$$C(\tau) = \frac{1}{T} e^{-\frac{\tau}{T}} \quad (3.75)$$

**Ячеечная модель.** Модель состоит из  $n$  последовательно соединенных ячеек идеального смешения. Материальный баланс для  $i$ -ой ячейки приводит к уравнению

$$\frac{dC_i}{d\tau} = \frac{v}{V} (C_{i-1} - C_i); i = 1, 2, 3, \dots, n \quad (3.76)$$

где  $V_i$  — объем  $i$ -ой ячейки.

Передачная функция для  $i$ -ой ячейки имеет вид

$$W_i(P) = \frac{C_i(P)}{C_{i-1}(P)} = \frac{1}{T_i P + 1} \quad (3.77)$$

Для последовательно соединенных звеньев передаточная функция всей модели равна произведению передаточных функций каждого звена

$$W(P) = \prod_{i=1}^n \frac{1}{T_i P + 1} \quad (3.78)$$

Для одинаковых ячеек

$$W(P) = \frac{1}{(T_i P + 1)^n} \quad (3.79)$$

где  $T = V_{\text{яч}}/v$ ;  $V_{\text{яч}}$  — объем ячейки. Если  $C_0(\tau) = \delta(\tau)$ , то используя (3.79) и переходя от изображений к оригиналам, получим

$$C_f(\tau) = \frac{1}{T^n} e^{-\frac{\tau}{T}} - \frac{\tau^{n-1}}{(n-1)!} \quad (3.80)$$

**Модель идеального вытеснения.** Согласно этой модели, поток будет «поршневым». Все частицы движутся с одинаковой скоростью. Если выделить элементарный объем, составить материальный баланс для этого объема и затем перейти к пределу, то получим уравнение модели идеального вытеснения

$$\frac{dC}{d\tau} = -w \frac{dC}{dx} \quad (3.81)$$

где  $w$  — линейная скорость потока, м/с;  $x$  — координата.

Концентрация в этом случае зависит от времени и координаты точки  $C = f(\tau, x)$ . Передаточная функция модели идеального вытеснения имеет вид

$$W(P) = \frac{C(P, L)}{C(P, 0)} = e^{-\frac{L}{w} P} = e^{-\tau_0 P} \quad (3.82)$$

где  $L$  — размер аппарата, м;  $\tau$  — время запаздывания, с;  $\tau_0 = L/w$ .

Любой сигнал на входе через время  $\tau_0$  в точности повторится на выходе  $C_f(\tau) = C_0(\tau - \tau_0)$ .

**Однопараметрическая диффузионная модель.** Согласно этой модели, в объеме существуют два потока: основной поршневой поток, движущийся со скоростью  $w$ , и диффузионный поток

$$q_x = -D_x \frac{\partial C}{\partial x} \quad (3.83)$$

где  $q_x$  — количество вещества, протекающего через единицу поверхности в единицу времени, кг/(м<sup>2</sup>·с);  $D_x$  — коэффициент диффузии вдоль оси  $X$ . Можно вывести уравнение такой модели

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = -w \frac{\partial C}{\partial x} + D_x \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (3.84)$$

**Двухпараметрическая диффузионная модель.** В объеме имеются три потока: основной поршневой и два диффузионных — осевой и радиальный. Уравнение этой модели имеет вид

$$D_x \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{D_R}{R} \cdot \frac{\partial}{\partial R} \left( R \frac{\partial C}{\partial R} \right) - w \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{\partial C}{\partial \tau} \quad (3.85)$$

где  $R$  — радиус точки в цилиндрических координатах;  $D_R$  — коэффициент радиальной диффузии.

**Комбинированные модели.** Комбинированные модели получаются параллельным или последовательным соединением типовых моделей с добавлением застойных зон, байпасирования и рециркуляции отдельных частей потока.

Рассмотрим несколько примеров комбинированных моделей. **Модель идеального вытеснения с застойной зоной.** Принимаем объем аппарата  $V$ , долю зоны идеального вытеснения  $b$ , долю застойной зоны  $d$ . Если в какой-то части аппарата время пребывания частиц намного больше времени пребывания в других зонах, то эту часть аппарата называют застойной зоной. Застойная зона уменьшает объем аппарата на величину  $dV$ . Передаточная функция такой модели имеет вид

$$W(P) = e^{-\frac{bV_3}{v} P} \quad (3.86)$$

**Модель с передаточной функцией  $W_1(P)$  с байпасом.** Байпас — это практически моментальный проскок части жидкости со входа в аппарат на выход. Можно написать равенство

$$C_f(\tau) = \frac{\tilde{C}_1(\tau) v_1 + C_0(\tau) v_2}{v_1 + v_2} \quad (3.87)$$

где  $v_1$  — объемный расход потока через звено с передаточной функцией  $W_1(P)$ ;  $v_2$  — объемный расход через байпас;  $C_0$  — концентрация на входе в аппарат;  $\tilde{C}_1$  — концентрация после аппарата до байпаса,  $C_f$  — концентрация на выходе из аппарата.

Применим к обским частям уравнения (3.87) преобразование Лапласа

$$C_f(P) = \frac{\tilde{C}_1(P) v_1 + C_0(P) v_2}{v} \quad (3.88)$$

где  $v = v_1 + v_2$ ;  $\tilde{C}_1(P) = C_0(P) W_1 P$  (3.89)

Подставив выражение (3.89) в (3.88), можно найти передаточную функцию модели

$$W(P) = \frac{C_f(P)}{C_o(P)} = W_1(P) \frac{v_1}{v} + \frac{v_2}{v} \quad (3.90)$$

Модель с передаточной функцией  $W_1(P)$  с рециклом. Рециклом называют перепуск части потока  $v_p$  с выхода аппарата на вход. Для этого случая можно записать два балансовых соотношения

$$v_1 = v + v_p \quad (3.91)$$

$$\bar{C}(\tau) = \frac{v C_o(\tau) + v_p C_f(\tau)}{v + v_p} \quad (3.92)$$

Применив к обеим частям равенства (3.92) преобразование Лапласа и учтя, что

$$\bar{C}(P) W_1(P) = C_f(P) \quad (3.93)$$

получим выражение для передаточной функции модели

$$W(P) = \frac{C_f(P)}{C_o(P)} = \frac{W_1(P)}{1 + \frac{v_p}{v} [1 - W_1(P)]} \quad (3.94)$$

Гидродинамические модели можно составлять, используя массовые расходы, массовые концентрации, массу вещества, находящегося в аппарате. Например, ячеечную модель можно записать в виде

$$\frac{dC_{M_i}}{d\tau} = \frac{G}{G_i} (C_{M_i} - C_i); \quad i = 1, 2, 3, \dots, n \quad (3.95)$$

где  $G$  — массовый расход потока через аппарат, кг/с;  $G_i$  — масса  $i$ -ой ячейки;  $C_{M_i}$  — массовая концентрация вещества в потоке, кг/кг.

Гидродинамическая модель содержит один или несколько неизвестных параметров, которые определяют эмпирически. Обычно параметры модели определяют, исходя из кривых отклика ( $C$ - и  $F$ -кривых). К основным методам оценки параметров можно отнести: наложение теоретических и экспериментальных кривых, сопоставление теоретических и экспериментальных моментов, применение метода максимального правдоподобия, применение метода наименьших квадратов и приравнивание некоторых характерных параметров теоретических (полученных решением математической модели) и экспериментальных кривых, например точка экстремума, точка перегиба и т. д.

Наибольшее распространение для оценки гидродинамических параметров получил метод моментов [37]. Этот метод заключается в том, что для определения  $n$ -параметров модели приравнивают первые  $n$ -моменты теоретической и экспериментальной кривых распределения;  $n$ -центральных моментов случайной величины однозначно определяют  $n$ -начальных моментов и наоборот. Поэтому можно приравнивать либо централь-

ные, либо начальные моменты, либо моменты, часть из которых центральные, а часть — начальные. Надо помнить, что практически можно определить лишь моменты до четвертого порядка включительно. Моменты более высокого порядка требуют большой точности при снятии экспериментальных кривых распределения. Моменты теоретической кривой распределения удобно находить по формулам (3.71) и (3.72).

В качестве примера оценим число ячеек в ячеечной модели и коэффициент диффузии в диффузионной модели. Пусть имеется экспериментальная  $C$ -кривая, зависящая от относительного времени  $\theta = \tau/\tau_{cp}$  (при этом должно выполняться условие нормировки  $\int_0^\infty C(\theta) d\theta = 1$ ). Обработав  $C$ -кривую в соответствии с рекомендациями, изложенными в следующем разделе, получим дисперсию времени пребывания  $\sigma^2 = M_2$ . Передаточная функция ячеечной модели, согласно 3.79, равна

$$W(P) = \frac{1}{\left(\frac{P}{n} + 1\right)^n} \quad (3.96)$$

так как  $\tau_{cp} = 1$  и  $T = \tau_{cp}/n = 1/n$ . Применяя формулу (3.72) для второго центрального момента, т. е.  $\sigma^2$ , получим

$$\sigma^2 = \frac{d^2}{d\lambda^2} \ln \frac{1}{\left(1 - \frac{\lambda}{n}\right)^n} \Big|_{\lambda=0}$$

откуда  $n = 1/\sigma^2$  (3.97)

При рассмотрении диффузионной модели (3.84) осевое перемешивание в аппарате длиной  $L$  характеризуется критерием Пекле  $Pe = \omega L/D_x$ . Пусть  $\sigma^2$  — дисперсия случайной величины  $\theta$ , тогда аналогично предыдущему случаю можно получить связь между  $Pe$  и  $\sigma^2$  [37, 98]

$$\sigma^2 = 2 \frac{D_x}{vL} - 2 \left(\frac{D_x}{vL}\right)^2 \left(1 - e^{-\frac{vL}{D_x}}\right) \quad (3.98)$$

При  $Pe < 0,01$  коэффициент диффузии  $D_x$  можно находить из соотношения [37]

$$\sigma^2 = 2 \frac{D_x}{vL} \quad (3.99)$$

Ошибка по формуле (3.99) при  $Pe \leq 0,01$  не превышает 5%.

Необходимо заметить, что общие методы нахождения и оценки параметров математических моделей остаются неизменными и в том случае, когда имеем дело с так называемой полной математической моделью (уравнения гидродинамики дополнены уравнениями кинетики сушки).

Пусть  $f(\tau)$  — кривая распределения частиц по времени пребывания в аппарате;  $U(\tau)$  — кривая кинетики сушки;  $\varphi(U)$  —

кривая распределения частиц по конечному влагосодержанию, тогда

$$\varphi(U) = f[\tau(U)] \frac{d\tau}{dU}$$

Среднее значение конечного влагосодержания продукта и его дисперсию можно найти по формулам

$$U_{\text{ср}} = \int_{U_0}^{U_p} U \varphi(U) dU = \int_0^{\infty} U(\tau) f(\tau) d\tau \quad (3.100)$$

$$\sigma^2_U = \int_{U_0}^{U_p} (U - U_{\text{ср}})^2 \varphi(U) dU = \int_0^{\infty} [U(\tau) - U_{\text{ср}}]^2 f(\tau) d\tau \quad (3.101)$$

формулы (3.100) и (3.101) предполагают, что при решении модели получена функция распределения  $f(\tau)$ . Можно получить формулы для вычисления  $U_{\text{ср}}$  и  $\sigma^2$  через моменты случайной величины  $\tau$

$$U_{\text{ср}} = U(\tau_{\text{ср}}) + M_2 \frac{U''(\tau_{\text{ср}})}{2!} + \dots + M_n \frac{U^n(\tau_{\text{ср}})}{n!} + \dots \quad (3.102)$$

$$\sigma^2_U = h(\tau_{\text{ср}}) + M_2 h''(\tau_{\text{ср}}) \frac{h''(\tau_{\text{ср}})}{2!} + \dots + M_n h^n(\tau_{\text{ср}}) \frac{h^n(\tau_{\text{ср}})}{n!} + \dots \quad (3.103)$$

где  $M_n$  — центральный момент  $n$ -го порядка;  $h(\tau) = [U(\tau) - U_{\text{ср}}]^2$ .

По формулам (3.102) и (3.103) можно приближенно определить среднюю величину и дисперсию конечной влажности частиц, ограничиваясь несколькими первыми членами ряда.  $M_n$  проще определять по формуле (3.72).

## Глава 4

### ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОС В ПРОЦЕССАХ СУШКИ

#### 4.1. ХАРАКТЕРИСТИКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ЗАДАЧ ПРОЦЕССА СУШКИ

Закономерности процесса сушки влажного тела определяют одновременным протеканием ряда физических явлений переноса тепла и массы: теплообменом между поверхностью материала и окружающей средой, испарением влаги с поверхности материала в окружающую среду (массоотдача), перемещением тепла внутри материала (теплоперенос), перемещением влаги внутри материала (массоперенос).

Рассматривая процесс сушки как массообменный и учитывая, какая из стадий переноса влаги является лимитирующей, можно выделить следующие технологические задачи сушки:

1) внутреннюю — диффузионное сопротивление переносу влаги внутри материала значительно превышает диффузионное сопротивление пограничного слоя при удалении влаги с поверхности материала в окружающую среду. Необходимость решения этой задачи связана с сушкой материалов до низкого остаточного влагосодержания;

2) внешнюю — сопротивление пограничного слоя переносу влаги намного больше внутридиффузионного сопротивления материала. Такая задача возникает при удалении свободной и слабосвязанной влаги;

3) смешанную — внутридиффузионное сопротивление и сопротивление пограничного слоя примерно одинаковы. В этом случае при расчете сушки необходимо учитывать влияние внешних и внутренних факторов.

В большинстве случаев влажность высушиваемых материалов превышает 30%, при этом поверхность тела покрыта сплошной пленкой влаги, влагой заполнены все микрокапилляры ( $r < 10^{-7}$  м) и большинство макрокапилляров ( $r > 10^{-7}$  м). Влага испаряется с поверхности жидкостной пленки, перемещается через пограничный слой к окружающей газовой среде под воздействием молекулярной диффузии и отводится от поверхности тела в результате конвективной диффузии.

Основным сопротивлением на пути массопереноса от пленки жидкости к окружающей газовой среде является ламинарный пограничный слой — скорость диффузии газа через слой определяет интенсивность испарения влаги с поверхности тела. При больших скоростях воздуха относительно поверхности испарения возникают турбулентные вихри [157, 158, 159], разрушающие на некоторых участках пограничный слой и вырывающие макроскопические объемы жидкостной пленки, что значительно повышает коэффициент массоотдачи.

При влажности материала больше гигроскопической пар, образующийся у поверхности, является насыщенным, и температура поверхности в случае конвективной сушки равна температуре мокрого термометра. Скорость сушки остается приблизительно постоянной, так как интенсивность сушки равна интенсивности испарения влаги со свободной поверхности жидкости. После исчезновения сплошной пленки жидкости с поверхности тела влага испаряется из концевых участков капилляров. Интенсивность сушки при этом несколько увеличивается, поскольку увеличивается фактическая поверхность испарения.

При достижении материалом влажности меньше гигроскопической интенсивность сушки резко падает, охлаждающее действие испарения прекращается, и температура поверхности тела постепенно увеличивается, приближаясь к температуре теплоносителя. Поверхность испарения начинает перемещаться вглубь тела.

Необходимое для испарения тепло передается от теплоносителя к поверхности тела, затем в результате теплопроводности

проникает вглубь материала к зоне испарения. Тепло расходуется также на нагрев материала и перегрев паров, диффундирующих через высушенную зону материала.

Количественными факторами, характеризующими задачу переноса влаги и тепла, являются числа Био  $Bi'$  (для массообмена) и  $Bi$  (для теплообмена) [62]. При больших значениях числа  $Bi'$  ( $Bi' > 50-60$ ) условия массообмена в большей степени определяются свойствами материала (внутренняя задача), а влияние внешних факторов на процесс сушки незначительно, что создает определенные трудности для интенсификации процесса.

К материалам, сушка которых характеризуется условиями внутренней задачи, относятся гранулированные полиамиды, полиэферы, полипропилен и др. Эти материалы содержат ультрамикropоры, влага в которых перемещается в результате твердотельной диффузии, поэтому коэффициенты диффузии чрезвычайно низки (порядка  $10^{-10}-10^{-12}$  м<sup>2</sup>/с).

С уменьшением числа  $Bi'$  ( $Bi' < 0,1-0,2$ ) скорость сушки не зависит от внутридиффузионного сопротивления материала, а определяется внешними условиями массообмена (внешняя задача), что позволяет существенно интенсифицировать процесс сушки соответствующей организацией гидродинамической обстановки в аппарате.

К материалам, удаление влаги из которых происходит в условиях внешней задачи [95], относятся сыпучие широкопористые материалы со свободной или слабо связанной влагой: блочные полистиролы ПСБ, ПСБС, некоторые сополимеры стирола, минеральные соли, некоторые фармацевтические препараты.

При  $0,2 < Bi' < 50$  сушка протекает в условиях, характеризующих смешанную задачу, часто возникающих при удалении значительного количества влаги (от высокого начального до низкого конечного влагосодержания).

Первоначально при высокой влажности материала сушка протекает в условиях, относящихся к внешней задаче. Затем, когда поверхностная влага удалена и фронт испарения начинает продвигаться от поверхности вглубь материала, сушка происходит в условиях, характерных для смешанной задачи. При дальнейшем углублении фронта испарения или при удалении адсорбционно-связанной влаги из микropор сушка переходит в область, относящуюся к внутренней задаче. В таких условиях сушку нередко производят поэтапно: свободную влагу и влагу макропор удаляют в аппарате с активным гидродинамическим режимом, более прочно связанную — в другом аппарате, где и досушивают материал до требуемого конечного влагосодержания. С увеличением  $Bi$  так же, как и с увеличением  $Bi'$ , возрастает лимитирующая роль внутреннего теплового сопротивления, а при  $Bi \rightarrow 0$  усиливается влияние гидродинамических факторов на теплообмен с поверхностью тела. С углублением фрон-

та испарения уменьшается теплопроводность материала и растет число  $Bi$ . При сушке крупнокусковых материалов рост теплового сопротивления промежутка «поверхность материала — фронт испарения» ограничивает скорость сушки даже в случае весьма широкопористых материалов.

Существует ряд способов преодоления диффузионного и теплового сопротивления материалов (сушка токами высокой частоты [93], сушка со сбросом давления [93]).

#### 4.2. ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОС В СЛУЧАЕ БАЛАНСОВОЙ И ВНЕШНЕЙ ЗАДАЧ

Расчет аппарата выбранного типа при сушке материала с известными свойствами основывается на материальном и тепловом балансах и на условии, что необходимое время сушки, определяемое кинетикой процесса, не должно превышать фактическое время сушки, определяемое гидродинамикой аппарата. При расчете сушильных аппаратов с высокими относительными межфазными скоростями бывают случаи, когда заранее можно быть уверенным, что фактическое время сушки материала в аппарате будет достаточным для достижения требуемого конечного влагосодержания. В этом случае задача является балансовой.

Рассмотрим материальный и тепловой балансы сушильного аппарата. Уравнение материального баланса можно составить для всех материальных потоков, проходящих через сушилку: по сухому материалу  $G_M$ , по испаряемой влаге  $W$ , по сушильному агенту  $G_T$ . Если нет утечек или подсосов, то для сушильного аппарата справедливы равенства

$$G_M U_H = G_M U_K + W \quad (4.1)$$

$$G_T X_H = G_T X_K + W \quad (4.2)$$

где  $U_H, U_K$  — начальное и конечное влагосодержание материала;  $X_H, X_K$  — начальное и конечное влагосодержание сушильного агента.

Материальный баланс иногда записывается в виде уравнения

$$G_M (U_H - U_K) = G_T (X_K - X_H) \quad (4.3)$$

которое вытекает из уравнений (4.1) и (4.2).

Для упрощения иногда рассматривают сушилку без потерь подводимого тепла, так называемую теоретическую сушилку. В такой сушилке тепло расходуется только на испарение влаги (имеется в виду тепло, расходуемое непосредственно в сушильной камере). Тепловой баланс для сушильной камеры можно записать

$$G_T I_H + G_M (c_M + c_{ж} U_H) \theta_H = G_T I_K + G_M (c_M + c_{ж} U_K) \theta_K \quad (4.4)$$

где  $I_H, I_K$  — начальная и конечная энтальпии сушильного агента;  $\theta_H, \theta_K$  — начальная и конечная температуры материала;  $c_M, c_{ж}$  — теплоемкости материала и жидкости.

Обычно для теоретической сушилки принимают  $\theta_n \approx \theta_k$ , т. е. пренебрегают теплом, пошедшим на прогрев материала. Тот факт, что в уравнении теплового баланса мы оперируем энтальпией, объясняется тем, что процесс сушки обычно близок к процессу при постоянном давлении, а в таком процессе количество тепла равно количеству энтальпии.

При тепловом расчете сушильной камеры действительной сушилки учитываются так называемые потери тепла: тепло, пошедшее на перегрев образующегося пара, нагрев материала и транспортных устройств, потери в окружающую среду. Потери тепла зависят от конкретной конструкции сушильного аппарата.

Рассмотрим внешнюю задачу тепломассопереноса в процессе сушки. Процесс испарения жидкости с поверхности влажного тела определяется переносом тепла и влаги через пограничный слой и диффузионно-конвективным переносом тепла и влаги в сушильном агенте. Основное сопротивление тепломассопереносу оказывает пограничный слой. Перенос тепла в пограничном слое или в неподвижной среде обусловлен молекулярной теплопроводностью. Плотность потока тепла  $\vec{j}_T$  в этом случае описывается законом Фурье

$$\vec{j}_T = -\lambda_T \nabla T \quad (4.5)$$

где  $\lambda_T$  — молекулярная теплопроводность проводящей тепло среды;  $\nabla T$  — градиент температуры среды.

Если влажное тело омывает турбулентный поток газа, то в общей, суммарной плотности потока тепла  $\vec{j}_T$  появляется турбулентная или молярная составляющая, которая вызвана перемешиванием отдельных частиц (уже не молекул) парогазовой смеси. Перемешивание влаги в турбулентном потоке похоже на молекулярный теплообмен как бы в увеличенном виде. Поэтому часто уравнение молярного переноса записывают тоже в форме закона Фурье

$$\vec{j}_T = -\lambda_T \nabla T - \lambda_T^* \nabla T = -(\lambda_T + \lambda_T^*) \nabla T \quad (4.6)$$

где  $\lambda_T^*$  — коэффициент турбулентной теплопроводности.

Перенос тепла может быть и конвективным

$$\vec{j}_T = \vec{v}_T \rho_T c_T T \quad (4.7)$$

где  $\vec{v}_T$ ,  $\rho_T$ ,  $c_T$  — скорость, плотность и теплоемкость газового потока.

В пограничном слое доминирует молекулярный перенос, вдали от поверхности тела — турбулентный и особенно конвективный перенос, последний определяется полем скоростей газа в аппарате, которое, например с учетом вязкости среды, описывается уравнением Навье — Стокса [57, 149, 5]

$$\rho_T \frac{d\vec{v}_T}{dt} = -\nabla P + \mu_T \nabla^2 \vec{v}_T + \rho_T \vec{g} \quad (4.8)$$

где  $\mu_T$  — кинематическая вязкость газа;  $g$  — ускорение свободного падения;  $\nabla P$  — градиент давления;  $\tau$  — время.

Диффузионный (молярный и молекулярный) и конвективный перенос тепла описывается уравнением конвективной теплопроводности [4, 63, 35]

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} + (\nabla T \cdot \vec{v}_T) = a_\Sigma \nabla^2 T \quad (4.9)$$

где  $a_\Sigma = \frac{\lambda_T + \lambda_T^*}{\rho_T c_T}$  — суммарная температуропроводность, т. е. температуропроводность, обусловленная как молекулярным, так и молярным переносом тепла.

Вывод (4.9) основывается на уравнении баланса тепла для произвольного объема  $V$ , который ограничен замкнутой поверхностью  $S$ . За положительное направление потока принимается направление внешней нормали к телу. Приток тепла к телу в единицу времени

$$-\oint_S [-(\lambda_T + \lambda_T^*) \nabla T + \rho_T c_T T \vec{v}_T] d\vec{S} \quad (4.10)$$

где  $d\vec{S}$  — вектор (по модулю), равный площади элемента поверхности  $S$ , ориентированный в сторону вектора внешней нормали.

Приток тепла к выделенному объему  $V$  идет на нагревание находящегося в этом объеме газа, поэтому

$$-\oint_S [-(\lambda_T + \lambda_T^*) \nabla T + \rho_T c_T T \vec{v}_T] d\vec{S} = \int_V \frac{\partial}{\partial \tau} (\rho_T c_T T) dV \quad (4.11)$$

Интеграл по поверхности  $S$ , согласно теореме Остроградского — Гаусса [50], можно преобразовать в интеграл по объему

$$-\int_V \nabla \cdot [-(\lambda_T + \lambda_T^*) \nabla T + \rho_T c_T T \vec{v}_T] dV = \int_V \frac{\partial}{\partial \tau} (\rho_T c_T T) dV \quad (4.12)$$

Если равны два объемных интеграла по любому произвольному объему, то равны и подынтегральные выражения\*. Из (4.12) следует

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (\rho_T c_T T) + \nabla \cdot [-(\lambda_T + \lambda_T^*) \nabla T + \rho_T c_T T \vec{v}_T] = 0 \quad (4.13)$$

Уравнение (4.13) описывает конвективную теплопроводность. Если величины  $\rho_T$ ,  $c_T$ ,  $\lambda_T$  и  $\lambda_T^*$ , постоянны, то из (4.13) получается уравнение (4.9). Аналогично последнему выводится уравнение конвективной диффузии (записанное для пара)

$$\frac{\partial c_p}{\partial \tau} + (\nabla c_p \vec{v}_T) = \lambda_\Sigma \nabla^2 c_p \quad (4.14)$$

\* Это утверждение несправедливо, если речь идет об интегралах по непроизвольному объему.

где  $\lambda_{\Sigma}$  — суммарный коэффициент диффузии, обусловленный молекулярным и молярным переносом вещества;  $\lambda_{\Sigma} = \lambda_{\pi} + \lambda_{\pi}^*$ ;  $\lambda_{\pi}$  — коэффициент молекулярной диффузии;  $\lambda_{\pi}^*$  — коэффициент турбулентной диффузии.

Уравнение (4.14) описывает общее поле концентраций, вызванное молекулярной, молярной или турбулентной диффузией и конвективным переносом. Первое слагаемое в левой части уравнения (4.14) есть изменение концентрации в точке во времени, второе соответствует изменению концентрации, вызванному конвективным переносом, правая часть уравнения (4.14) — изменение концентрации, вызванное молекулярной и турбулентной диффузией. Уравнение (4.9) имеет аналогичный физический смысл.

Уравнения (4.9) и (4.14) следует рассматривать вместе с уравнением, определяющим поле скоростей, например (4.8). Однако в общей постановке такая задача необыкновенно сложна. Обычно задачу внешнего переноса тепла и влаги упрощают. Если  $\vec{v}_r = 0$ , то среда неподвижна; тогда из (4.9) и (4.10) получаем математически тождественные уравнения теплопроводности и диффузии

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a_{\Sigma} \nabla^2 T \quad (4.15)$$

$$\frac{\partial C_{\pi}}{\partial \tau} = \lambda_{\Sigma} \nabla^2 C_{\pi} \quad (4.16)$$

Решение уравнений (4.15) или (4.16) для разного типа граничных условий разобрано в фундаментальной монографии А. В. Лыкова [63].

Если рассматривается неизменное во времени стационарное ( $\partial/\partial \tau = 0$ ) поле концентраций (или температур) из (4.14) следует

$$(\nabla C_{\pi} \vec{v}_r) = \lambda_{\Sigma} \nabla^2 C_{\pi} \quad (4.17)$$

При испарении влаги из материала в неподвижной среде у поверхности влажного тела парциальное давление пара максимально и близко к давлению насыщенного пара. Вследствие разности давлений пар диффундирует от поверхности влажного тела в окружающую среду. Аналогичная картина происходит и с газом: у поверхности тела давление газа минимально — возникает диффузионный поток газа к поверхности влажного тела. Поверхность тела для газа непроницаема, поэтому газ у поверхности накапливается и возникает дополнительный, уравновешивающий диффузионный поток газа — поток парогазовой смеси от поверхности в среду. Этот дополнительный поток называется потоком Стефана.

На практике часто поток и тепла и массы, которыми тело обменивается с окружающей средой (сушильным агентом), оценивают при помощи коэффициентов тепло- и массоотдачи  $\alpha$

и  $\beta$ . В [23, 24] показано, что экспериментальные данные для определения коэффициентов тепло- и массообмена должны обрабатываться в безразмерной форме

$$Nu = Nu(Re, Pr, \pi_1, \pi_2, \dots) \quad (4.18)$$

$$Nu' = Nu'(Re, Pr', \pi_1, \pi_2, \dots) \quad (4.19)$$

где  $Nu, Nu'$  — тепловое и диффузионное число Нуссельта;

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda_{\pi}} \quad Nu' = \frac{\beta d}{D}$$

$\pi_i$  — безразмерный комплекс;  $\lambda_r$  — теплопроводность смеси газа и пара;  $D$  — коэффициент диффузии пара в газе;  $d$  — характерный размер;

$$Re = \frac{vd}{\nu}$$

$v$  — характерная скорость;  $\nu$  — коэффициент динамической вязкости;  $Pr, Pr'$  — тепловое и диффузионное число Прандтля;

$$Pr = \nu \alpha_r; \quad Pr' = \nu/D$$

$\alpha_r$  — коэффициент температуропроводности смеси газа и пара.

Обычно коэффициенты теплопроводности и диффузии, входящие в тепловое и диффузионное числа Нуссельта, определяются при температуре, средней арифметической между температурой поверхности влажного материала и температурой сушильного агента, эту характерную температуру следует оговаривать. При соблюдении подобия температурных и концентрационных полей вид функциональных зависимостей (4.18) и (4.19) тождественен.

Остановимся на одном важном частном случае. Пусть имеется сферическое тело в неподвижной бесконечной среде. В этом случае числа  $Nu$  и  $Nu'$  равны двум. Покажем это, пусть речь идет о тепловом числе Нуссельта. Рассмотрим симметричное, стационарное поле концентраций вне сферического тела. Оно описывается уравнением

$$\nabla^2 T = 0 \quad (4.20)$$

Или в сферических координатах [45]:

$$\frac{d^2 T}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dT}{dr} = 0 \quad (4.21)$$

Решение уравнения (4.21) для граничных условий:  $T(r_0) = T_{\pi}$ ;  $T(\infty) = T_{\infty}$ ; ( $T_{\pi}$  — температура поверхности тела;  $T_{\infty}$  — температура на бесконечном удалении от тела;  $r_0$  — радиус тела)

$$T(r) = -(T_{\infty} - T_{\pi}) \frac{r_0}{r} + T_{\infty} \quad (4.22)$$

Плотность теплового потока запишем как

$$\alpha (T_{\infty} - T_{\pi}) = \lambda_r \frac{\partial T}{\partial r} \quad (4.23)$$



Из (4.22) находим  $\partial T/\partial r$  и подставляем ее в (4.23); в результате получаем

$$Nu_{\min} = \frac{cd}{\lambda_r} = 2 \quad (4.24)$$

где  $d = 2r_0$ .

При движении газового потока относительно тела число Нуссельта больше  $Nu_{\min}$ . Аналогично обстоит дело и с диффузионным числом Нуссельта. Уравнения (4.18) и (4.19) поэтому часто записывают в виде

$$Nu = 2 + f_1(Re, Pr, \pi_i) \quad (4.25)$$

$$Nu' = 2 + f_2(Re, Pr', \pi_i) \quad (4.25a)$$

Авторы [37, 38] приводят обобщенное уравнение для определения  $Nu'$ , полученное обработкой методом наименьших квадратов многочисленных опытных данных других авторов

$$Nu' = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr^{0,33} \quad (4.26)$$

Уравнение (4.26) аппроксимирует опытные данные с точностью до 7%; число  $Re$  изменяется в интервале 0—70 000.

Некоторые исследователи при описании внешнего тепло- и массообмена учитывают термодинамическое состояние влажного газа, вводя критерий Гухмана  $Gu$ .

Так, обработкой экспериментальных данных получены корреляционные зависимости

$$Nu = 2 + A_1 Pr^{n_1} Re^{m_1} Gu^{m_2} \quad (4.27)$$

$$Nu' = 2 + A_2 Pr^{n_2} Re^{m_2} Gu^{m_2} \quad (4.28)$$

где  $A_1, n_1, m_1, A_2, n_2, m_2$  — коэффициенты:

$Re$	1—2·10 <sup>2</sup>	3,5·10 <sup>3</sup> —2,2·10 <sup>4</sup>	2,2·10 <sup>4</sup> —2·10 <sup>5</sup>
$A_1$	1,07	0,51	0,027
$n_1$	0,48	0,61	0,90
$m_1$	0,175	0,175	0,175
$A_2$	0,83	0,49	0,0248
$n_2$	0,57	0,61	0,90
$m_2$	0,135	0,135	0,135

Отсюда видно, что число  $Gu$  влияет на тепло- и массообмен значительно слабее чисел  $Re$  и  $Pr$ . Корреляции (4.26), (4.27) и (4.28) пригодны для случая омывания теплоносителем одиночной частицы влажного материала. Если стесненность потока, концентрация частиц и их взаимодействие существенны, то в уравнение для определения коэффициентов тепло- и массообмена входит порозность слоя частиц  $\varepsilon$  [15]

$$Nu = \left(\frac{Re}{\varepsilon}\right)^{0,5} Pr^{0,33} \quad (4.29)$$

В случае стесненных потоков минимальное число Нуссельта может быть меньше двух.

#### 4.3. ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОС ПРИ РЕШЕНИИ ВНУТРЕННЕЙ ЗАДАЧИ

При решении внутренней задачи для описания процесса сушки используют основные уравнения внутреннего тепло-массопереноса, которые получены при рассмотрении переноса некоторого потенциала  $\Pi$ . В общем случае плотность потока переноса  $\vec{Q}$  имеет конвективную составляющую  $\Pi\vec{v}$  и составляющую  $\vec{j}$ , обусловленную стремлением системы к равновесию, в котором потенциал  $\Pi$  для разных точек системы одинаков

$$\vec{Q} = \Pi\vec{v} + \vec{j} \quad (4.30)$$

Выделим в теле объем  $V$ , ограниченный поверхностью  $S$ , и составим для него баланс потенциала  $\Pi$

$$\int_V \frac{\partial \Pi}{\partial \tau} dV = - \oint_S (\vec{Q} \cdot d\vec{S}) + \int_V \kappa dV \quad (4.31)$$

где  $\kappa$  — плотность источников (или стоков) потенциала  $\Pi$ .

Применяя теорему Остроградского — Гаусса [50] и сводя поверхностный интеграл в правой части (4.31) к объемному, из (4.30) и (4.31) можно получить

$$\frac{\partial \Pi}{\partial \tau} + (\nabla \cdot \Pi\vec{v}) = -(\nabla \cdot \vec{j}) + \kappa \quad (4.32)$$

Процесс сушки обусловлен переносом влаги и тепла, поэтому в качестве потенциала переноса  $\Pi$  рассмотрим плотность влаги ( $\Pi = \rho_m U$ ) и плотность тепла ( $\Pi = \rho_m c T$ ); конвективным переносом влаги пренебрегаем ( $\Pi\vec{v} = 0$ ). Конкретизируя таким образом уравнение (4.32), получаем

$$\left. \begin{aligned} \rho_m \frac{\partial U}{\partial \tau} &= (\nabla \cdot \vec{j}_m) + \kappa_m \\ \rho_m c \frac{\partial T}{\partial \tau} &= -(\nabla \cdot \vec{j}_T) + \kappa_T \end{aligned} \right\} \quad (4.33)$$

где  $\kappa_m$  и  $\kappa_T$  — плотность источников (или стоков) соответственно потенциалов  $\rho_m U$  и  $\rho_m c T$ .

Плотность потока тепла  $\vec{j}_T$  определяется согласно закону Фурье:  $\vec{j}_T = -\lambda_T \nabla T$ . Плотность потока влаги определяется градиентом влагосодержания  $\nabla U$  и градиентом температуры  $\nabla T$

$$\vec{j}_m = -\tilde{a}_m \rho_m (\nabla U + \delta \nabla T) \quad (4.34)$$

где  $\tilde{a}_m$  — коэффициент влагопроводности;  $\delta$  — термоградиентный коэффициент переноса влаги.

Следует отметить, что выражение (4.34) не учитывает так называемый фильтрационный перенос влаги, который обусловлен градиентом давления  $\nabla P$ .

Плотность стока влаги запишем через критерий фазового превращения  $E$

$$\kappa_m = \rho_m E \frac{\partial U}{\partial \tau} \quad (4.35)$$

Критерий фазового превращения  $E$  определяется как отношение изменения концентрации влаги, вызванного фазовым переходом (парообразованием) к общему изменению концентрации влаги. Из определения следует:  $0 \leq E \leq 1$ . Если перемещаемая влага является жидкостью, то  $E=0$ ; если паром, то  $E=1$ .

Аналогично запишем плотность стока тепла  $\kappa_t$

$$\kappa_t = \rho_m r_n E \frac{\partial U}{\partial \tau} \quad (4.36)$$

где  $r_n$  — удельная теплота парообразования.

С учетом (4.35) и (4.36) система (4.33) принимает вид:

$$\left. \begin{aligned} \rho_m \frac{\partial U}{\partial \tau} &= \nabla \cdot [\tilde{a}_m \rho_m (\nabla U + \delta \nabla T)] + \rho_m E \frac{\partial U}{\partial \tau} \\ \rho_m c \frac{\partial T}{\partial \tau} &= \nabla \cdot [\lambda_T \nabla T] + \rho_m r_n E \frac{\partial U}{\partial \tau} \end{aligned} \right\} \quad (4.37)$$

Если допустить, что коэффициенты в (4.37) постоянны, то получим

$$\left. \begin{aligned} \frac{\partial U}{\partial \tau} &= a_m \nabla^2 U + a_m \delta \nabla^2 T \\ \frac{\partial T}{\partial \tau} &= a \nabla^2 T + E r_n \frac{\partial U}{\partial \tau} \end{aligned} \right\} \quad (4.38)$$

где  $a_m = \tilde{a}_m / (1 - E)$ ;  $a$  — коэффициент температуропроводности.

При интенсивной сушке внутри материала могут возникнуть существенные градиенты давления, что оказывает влияние на перенос влаги. Кроме того, если учесть тепло, унесенное из тела испарившейся жидкостью, то выражения для  $\vec{j}_m$  и  $\vec{j}_t$  примут вид

$$\left. \begin{aligned} \vec{j}_t &= -\lambda_T \nabla T + \vec{j}_{tm} \\ \vec{j}_m &= -\tilde{a}_m \rho_m (\nabla U + \delta \nabla T) - \lambda_p \nabla P \end{aligned} \right\} \quad (4.39)$$

где  $I$  — энтальпия влаги;  $\lambda_p$  — коэффициент фильтрационного переноса влаги;  $\nabla P$  — градиент давления;  $\lambda_p \nabla P$  — фильтрационная составляющая потока — соответствует закону Дарси.

Если предположить, что температура влаги равна температуре скелета тела, и использовать те же допущения о постоянстве коэффициентов, что были приняты ранее, то можно полу-

чить следующую систему уравнений [62]:

$$\left. \begin{aligned} \frac{\partial U}{\partial \tau} &= a_m \nabla^2 U + a_m \delta \nabla^2 T + \frac{\lambda_p}{\rho_m} \nabla^2 P \\ \frac{\partial T}{\partial \tau} &= \frac{r_n E}{c} a_m \nabla^2 U + \left( a + \frac{E r_n}{c} a_m \delta \right) \nabla^2 T + E r_n \frac{a_m}{c} \delta_p \nabla^2 P \\ \frac{\partial P}{\partial \tau} &= -\frac{E a_m}{c_p} \nabla^2 U - \frac{E a_m}{c_p} \delta \nabla^2 T + \left( a_p - \frac{E a_m}{c_p} \delta_p \right) \nabla^2 P \end{aligned} \right\} \quad (4.40)$$

где  $c_p$  — коэффициент емкости влажного воздуха в пористом теле;  $\delta_p$  — относительный коэффициент фильтрационного потока влаги;  $a_p$  — коэффициент конвективной фильтрационной диффузии

$$c_p = \left( \frac{\partial U}{\partial P} \right)_T; \quad \delta_p = \frac{\lambda_p}{a_m \rho_m}; \quad a_p = \frac{\lambda_p}{c_p \rho_m}$$

Вследствие того, что коэффициенты в (4.40) в действительности не постоянны, а зависят от влагосодержания и температуры, решение этой системы представляет большие трудности. Поэтому для решения системы (4.40) используют ЭВМ. К системе (4.40) можно также применить аппарат теории подобия для получения безразмерных зависимостей [62, 16].

Обратимся снова к системе (4.38). Введем относительные переменные:

$$\tilde{T} = \frac{T - T_0}{T_\infty - T_0}; \quad \tilde{U} = \frac{U_0 - U}{U_0 - U_\infty}$$

0 — начальное значение потенциала;  $\infty$  — значение потенциала в обтекающем тело потоке.

Система (4.38) в относительных переменных примет вид

$$\left. \begin{aligned} \frac{\partial \tilde{U}}{\partial Fo} &= Lu \nabla^2 \tilde{U} - Lu Pn \nabla^2 \tilde{T} \\ \frac{\partial \tilde{T}}{\partial Fo} &= \nabla^2 \tilde{T} - E Ko \frac{\partial \tilde{U}}{\partial Fo} \end{aligned} \right\} \quad (4.41)$$

где  $Fo = at/R^2$  — число Фурье;  $Lu = a_m/a$  — число Лыкова;  $Pn = \frac{\delta \Delta T}{\Delta U}$  — число

Поснова;  $Ko = \frac{r_n \Delta U}{c_p \Delta T}$  — число Коссовича;  $R$  — характерный размер;  $\Delta T$ ,  $\Delta U$  — характеристические разности температур и влагосодержаний.

Уравнения (4.38) и (4.41) — дифференциальные, в частных производных параболического типа. Как видно из этих уравнений, на процесс переноса влаги в материале оказывает влияние градиент температуры. Механизм этого процесса (термовлагопроводность) следует рассмотреть подробнее. Этот процесс определяется: а) молекулярной термодиффузией (в основном в виде пара), вызванной разной энергией, а следовательно, и различными скоростями молекул горячих и холодных зон материала; б) капиллярной проводимостью, обусловленной разностью капиллярных потенциалов, которые зависят от поверхностного

натяжения, уменьшающегося с ростом температуры; в) проводимостью — следствие явления «защемленного воздуха»: воздух в порах при нагревании расширяется и выдавливает жидкость в менее горячие слои.

Термоградиентный коэффициент  $\delta$ , входящий в уравнения (4.38) и (4.40), является параметром, характеризующим силу процесса термовлагопроводности. Этот коэффициент изменяется с изменением влагосодержания.

При малом влагосодержании термоградиентный коэффициент может стать отрицательным, что способствует процессу удаления влаги. Это связано с эффектом относительной термодиффузии в газах (более тяжелый воздух движется по капиллярам вглубь тела, водяной пар — в противоположном направлении). Кроме того, возникает эффект теплового скольжения, когда молекулы горячего воздуха, обладающие большей кинетической энергией, чем молекулы парогазовой смеси глубинных слоев, передают часть своего импульса стенкам пор, а те в соответствии с третьим законом Ньютона такой же импульс передают в противоположном направлении, причем тангенциальная составляющая этого воздействия направлена в сторону температурного градиента.

Для коллоидных и коллоидных капиллярно-пористых тел зависимость  $\delta(U)$  качественно не изменяется, хотя причины, вызывающие такую функциональную связь, иные.

При охлаждении материала изменяется величина и направление температурного градиента. Это может привести к тому, что термовлагопроводность будет способствовать движению влаги от центра к периферии. В этой связи интересны результаты, приведенные в работе [14]. С целью интенсификации сушки трудно сохнущих термолабильных материалов предложено использовать осциллирующий режим. Рабочее тело попеременно нагревали и охлаждадали.

На стадии охлаждения снижался коэффициент внутренней диффузии, однако предполагалось, что параллельно с этим будет возникать дополнительный термодиффузионный поток. В результате опытов выяснилось, что в этот период скорость сушки ничтожна мала, а при нагревании возникает обратный термодиффузионный поток. Средняя скорость сушки при осциллирующем режиме оказалась меньшей, чем в случае, когда температура теплоносителя не изменялась. При периодической подаче сушильного агента с неизменной температурой удавалось добиться значительной интенсификации процесса, так как в период «отлежки», когда температура материала остается неизменной, а коэффициент диффузии высоким, происходит выравнивание влажности по всему объему материала. Далее обнаружено, что при изотермических условиях может изменяться такой теплофизический параметр, как удельная теплота испарения [14]. Это может быть следствием изменения характера связи влаги с материалом [17], а следовательно, и энергии этой связи.

Таким образом, нестационарные режимы сушки могут увеличить интенсивность процесса, а в некоторых случаях и улучшить качество получаемого продукта [14].

Подход, примененный при выводе систем уравнений (4.38) и (4.40), — феноменологический. Его эффективность в большой мере зависит от знания коэффициентов переноса, которые в процессе сушки не остаются постоянными. Кроме того, системы (4.38) и (4.40) описывают однофазную среду — наличие разных фаз учитывается критерием фазового превращения, который, вообще говоря, в процессе сушки также изменяется. Более полное (и гораздо более сложное) описание процесса внутренней миграции влаги и тепла дает изучение физики движения жидкой и газовой фаз и границы их раздела. Рассмотрение переноса отдельно жидкой и газовой фаз влаги и движения (углубления) границы (или зоны) раздела называют задачей Стефана.

Экспериментальные исследования показывают, что при сушке в материале обнаруживаются участки с резким изменением влагосодержания, что свидетельствует о наличии поверхности раздела зон с преобладанием той или иной фазы. Однако говорить о существовании четкой границы фазового перехода (как это имеет место в задаче Стефана [129]) нельзя, так как фазовый переход происходит во всей зоне между поверхностью материала и геометрической поверхностью с резким изменением влагосодержания.

Так, в [72] рассмотрены взаимное распределение жидкости и газа в порах испаряющейся частицы и механизм переноса влаги в изотермических условиях. Выделяются четыре характерные зоны. Во внешней газовой фазе, где поры осушены ( $U \approx 0$ ), массовый поток осуществляется в форме конвекции паровоздушной смеси и диффузии пара. Во внешней двухфазной зоне перенос влаги происходит в газовой фазе и при пленочном течении. Во внутренней двухфазной зоне движение влаги осуществляется в результате капиллярного натекания (фильтрация жидкости в порах, обусловленная градиентом капиллярного давления). И, наконец, во внутренней жидкостной зоне все поры заполнены жидкостью.

Задачи с двигающейся границей раздела фаз встречаются довольно часто (плавление, затвердевание, кристаллизация, промерзание, сублимация, горение и т. п.), однако решение их представляет большие трудности, особенно при нелинейных гранично-краевых условиях.

#### 4.4. ОСОБЕННОСТИ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА ПРИ РЕШЕНИИ КОМПЛЕКСНОЙ ЗАДАЧИ

Комплексную задачу тепло- и массопереноса следует решать, моделируя движение тепла и влаги внутри тела и от его поверхности. Однако часто задачу упрощают, вводят коэффициенты тепло- и массообмена  $\alpha$  и  $\beta$ , которые в отличие от коэффициен-

тов, рассматриваемых при решении чисто внешней задачи, в процессе сушки могут уже изменяться, уменьшаться. Многообразие видов переноса внутренней влаги аппроксимируют эффективным уравнением диффузии

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = \lambda_C \nabla^2 C \quad (4.42)$$

где  $C$  — концентрация влаги внутри тела;  $\lambda_C$  — эффективный коэффициент диффузии, определяемый экспериментально.

В случае комплексной задачи для решения уравнения (4.42) следует рассмотреть граничное условие третьего рода

$$\lambda_C \nabla C|_{\text{гр}} = \beta (C_{\text{п}} - C_{\infty}) \quad (4.43)$$

где  $\nabla C|_{\text{гр}}$  — градиент концентрации влаги на границе тела;  $C_{\text{п}}$ ,  $C_{\infty}$  — концентрация влаги у поверхности тела и в обтекающем тело потоке.

Граничное условие (4.43) означает равенство плотности потока влаги в теле, у самой границы, плотности потока влаги от тела, в парогазовой смеси, у самой границы тела.

Если описывать процесс внешней массоотдачи детально, рассматривая движение пара от поверхности тела, то вместо граничного условия (4.43) появляется так называемое граничное условие четвертого рода, которое имеет смысл равенства значений концентраций и равенства плотностей потоков на границе раздела фаз.

Для решения уравнения (4.42) необходимо знать еще распределение влагосодержания в теле в начальный момент

$$C|_{\tau=0} = C(x, y, z) \quad (4.44)$$

где  $x, y, z$  — координаты точки в теле.

Обычно считают такое начальное распределение равномерным, т. е.

$$C|_{\tau=0} = C_{\text{п}} = \text{const}$$

Решение уравнения (4.42) зависит от граничных и начальных условий, а также от формы тела. Рассмотрим вид этих решений для граничных условий третьего рода, при равномерном начальном распределении концентрации влаги в теле для нескольких правильных тел. Для симметричной пластины в случае одномерной задачи (толщина пластины  $2r_0$ )

$$C(x, \tau) = C_{\infty} + 2(C_0 - C_{\infty}) \sum_{k=1}^{\infty} \frac{\sin \mu_k}{\mu_k + \sin \mu_k \cos \mu_k} \cos \mu_k \frac{x}{r_0} e^{-\frac{\mu_k^2 \lambda_C \tau}{r_0^2}} \quad (4.45)$$

где  $\mu_k$  —  $k$ -ый корень следующего характеристического уравнения:

$$\text{ctg } \mu = \frac{\mu \lambda_C}{\beta r_0} \quad (4.46)$$

Для бесконечного цилиндра в случае осесимметричной задачи ( $r_0$  — радиус цилиндра)

$$C(x, \tau) = C_{\infty} + 2(C_0 - C_{\infty}) \sum_{k=1}^{\infty} \frac{I_1(\mu_k)}{\mu_k [I_0^2(\mu_k) + I_1^2(\mu_k)]} I_0\left(\mu_k \frac{r}{r_0}\right) e^{-\frac{\mu_k^2 \lambda_C \tau}{r_0^2}} \quad (4.47)$$

В выражении (4.47)  $\mu_k$  —  $k$ -ый корень следующего характеристического уравнения:

$$\frac{I_0(\mu)}{I_1(\mu)} = \frac{\mu \lambda_C}{\beta r_0} \quad (4.48)$$

где  $I_0(\mu)$ ,  $I_1(\mu)$  — функции Бесселя нулевого и первого порядка, они не выражаются через элементарные функции, определяются как решение дифференциального уравнения Бесселя соответствующего порядка (подробнее см. [152]).

Для сферического тела в случае центральной симметрии ( $r_0$  — радиус тела)

$$C(x, \tau) = C_{\infty} + 2r_0(C_0 - C_{\infty}) \sum_{k=1}^{\infty} \frac{\sin \mu_k - \mu_k \cos \mu_k}{\mu_k (\mu_k - \sin \mu_k \cos \mu_k)} \times \frac{\sin\left(\mu_k \frac{r}{r_0}\right)}{r} e^{-\frac{\mu_k^2 \lambda_C \tau}{r_0^2}} \quad (4.49)$$

В выражении (4.49)  $\mu_k$  —  $k$ -ый корень характеристического уравнения

$$\text{tg } \mu = \frac{\mu}{1 - \frac{\beta r_0}{\lambda_C}} \quad (4.50)$$

Сделаем несколько замечаний относительно решений уравнения диффузии. Решения получены в виде ряда из бесконечного числа членов. При увеличении времени величина членов ряда уменьшается, так как время  $\tau$  входит в отрицательный показатель экспоненты. Если  $\tau \rightarrow \infty$ , то  $C(x, \tau) \rightarrow C_{\infty}$ . Трансцендентные уравнения (4.46), (4.48) и (4.50) имеют бесконечную последовательность решений  $\{\mu_k\}$ . Это обусловлено периодичностью функций  $\text{ctg } x$ ;  $\text{tg } x$ ;  $I_0(\mu)$ ;  $I_1(\mu)$ . Корни  $\mu_k$  в выражениях (4.45), (4.47), (4.49) расположены в порядке возрастания, поэтому абсолютные величины слагаемых ряда с ростом номера  $k$  уменьшаются (это следует из вида слагаемых). Наибольший вес имеет первое слагаемое. Иногда либо для оценочных расчетов, либо для больших  $\tau$  (в этом случае разность между слагаемыми существеннее) в решении уравнения диффузии оставляют лишь первое слагаемое ряда, пренебрегая остальными. Если коэффициент массоотдачи велик ( $\beta \rightarrow \infty$ ), то в граничном условии (4.43) должно быть  $C_{\text{п}} = C_{\infty}$ , т. е. граничное условие (4.43) преобразуется в другое граничное условие первого рода; при этом решение (4.45), (4.46), (4.49) упрощается.

Физически это означает, что внешнее диффузионное сопротивление стало пренебрежимо малым, т. е. комплексная задача перешла во внутреннюю.

Если  $\beta \rightarrow 0$ , то внешнее сопротивление существенно больше внутреннего — задача становится внешней. Если коэффициент диффузии  $\lambda_c$  не является постоянным, то уравнение диффузии решается численно.

Аналогичные рассуждения можно провести с уравнением теплопроводности для случая комплексной задачи. Уравнение имеет вид

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a \nabla^2 T \quad (4.51)$$

с граничными условиями третьего рода

$$\lambda_T \nabla T|_{r_p} = \alpha (T_\infty - T_n) \quad (4.52)$$

где  $T_n$ ,  $T_\infty$  — температура у поверхности тела и в обтекающем тело потоке.

Если поверхность частицы полностью смочена влагой, то ее тепломассообмен с внешней средой аналогичен тепломассообмену капли: у частицы и у капли коэффициенты тепло- и массоотдачи одинаковы. В этом случае обычно речь идет о внешней задаче сушки. После того, как поверхность частицы начнет подсыхать (внутренний перенос влаги отстает от внешнего), начинается комплексная или смешанная задача. В этом случае коэффициенты тепло- и массоотдачи могут зависеть от дополнительного фактора — от текущего влагосодержания материала.

Так, П. Д. Лебсдев для комбинированной радиационно-конвективной сушки предложил эмпирическую корреляцию [54]

$$Nu = A Re^{0,5} \left( \frac{T_c}{T_{m,\tau}} \right)^2 \left( \frac{T_n}{T_c} \right) \left( \frac{\bar{U}}{\bar{U}_{кр}} \right)^n \quad (4.53)$$

где  $T_c/T_{m,\tau} = Gu$  — модифицированное число Гухмана;  $T_n/T_c$  — параметрический безразмерный комплекс;  $T_n$ ,  $T_c$  — температура излучателя и среды в сушильной камере;  $T_{m,\tau}$  — температура мокрого термометра;  $\bar{U}$ ,  $\bar{U}_{кр}$  — среднее текущее и среднее критическое влагосодержание материала;  $A$ ,  $n$  — параметры, определяемые родом материала.

На основе уравнения кинетики сушки и уравнений для определения потока тепла и скорости сушки в период падающей скорости в работе [52] получено выражение для расчета числа Нуссельта

$$Nu = Nu_{кр} \left( \frac{T_c - T_{m,\tau}}{T_c - T_n} \right) \left( \frac{\bar{U} - U_p}{\bar{U}_{кр} - U_p} \right) (1 + Rb) \quad (4.54)$$

где  $T_n$  — температура материала в период падающей скорости;  $Nu_{кр}$  — значение числа Нуссельта при  $\bar{U} = \bar{U}_{кр}$ ;  $Rb$  — число Ребиндера.

Для малых чисел Ребиндера ( $Rb = 0,01 - 0,2$ ) получено [52]

$$Nu = Nu_{кр} (N^*)^{0,87} \quad (4.55)$$

где  $N^*$  — безразмерная скорость сушки;

$$N^* = \frac{dU}{d\tau} \frac{1}{N}$$

$N$  — скорость сушки в первый период.

Комплексная задача — наиболее сложный случай тепло- и массопереноса. Поэтому прежде, чем приступить к математическому описанию процесса сушки, следует оценить, какую задачу следует решать для конкретного материала при вполне определенных условиях, нельзя ли эту задачу упростить — свести либо к внутренней, либо к внешней.

#### 4.5. НЕОБХОДИМОЕ ВРЕМЯ СУШКИ

Необходимое время сушки, или время, за которое будет достигнуто требуемое конечное влагосодержание материала, определяется кинетикой сушки в конкретных условиях. Кинетическую кривую сушки можно описать приближенными методами (см. 1.5) или средняя по объему уравнения динамики, например (4.4), (4.6) и (4.8) — уравнения динамики в случае комплексной задачи. После осреднения по объему имеем следующие уравнения кинетики сушки относительно средней концентрации влаги в теле  $\bar{C}$ :

для симметричной пластины в случае одномерной задачи

$$\bar{C}(\tau) = C_\infty + 2(C_n - C_\infty) \sum_{k=1}^{\infty} \frac{\sin^2 \mu_k}{\mu_k (\sin \mu_k \cos \mu_k + \mu_k)} e^{-\frac{\mu_k^2 \lambda_c \tau}{r_0^2}} \quad (4.56)$$

для бесконечного цилиндра в случае осесимметричной задачи

$$\bar{C}(\tau) = C_\infty + 4(C_n - C_\infty) \sum_{k=1}^{\infty} \frac{(\sin \mu_k - \mu_k \cos \mu_k)^2}{\mu_k^3 (\mu_k - \sin \mu_k \cos \mu_k)} e^{-\frac{\mu_k^2 \lambda_c \tau}{r_0^2}} \quad (4.57)$$

для сферического тела в случае центральной симметрии

$$\bar{C}(\tau) = C_\infty + 6(C_n - C_\infty) \sum_{k=1}^{\infty} \frac{(\sin \mu_k - \mu_k \cos \mu_k)^2}{\mu_k^3 (\mu_k - \sin \mu_k \cos \mu_k)} e^{-\frac{\mu_k^2 \lambda_c \tau}{r_0^2}} \quad (4.58)$$

Отметим две особенности формул (4.56) — (4.58). Эти формулы вытекают из уравнения диффузии, записанного относительно концентрации влаги  $C$  (в  $\text{кг}/\text{м}^3$ ); в расчетах процессов сушки пользуются понятием влагосодержания материала  $U$ , поэтому не следует забывать делать необходимый пересчет:

$$\bar{U}(\tau) = \frac{\bar{C}(\tau)}{\rho_M}$$

Формулы (4.56) и (4.57) получены в виде бесконечного ряда. Для определения по этим формулам необходимого времени

сушки  $\tau_n = \tau(\bar{C}_k)$  следует ограничить число членов ряда (чем больше, тем точнее) и указанное время определить численно. Для оценки необходимого времени сушки  $\tau_n$  можно ограничиться первой (самой существенной) гармоникой ряда. Такие оценочные формулы имеют следующий вид:

для симметричной пластины

$$\tau_n \approx \frac{r_0^2}{\mu_1^2 \lambda c} \ln \left[ \frac{2(C_n - C_\infty)}{(\bar{C}_k - C_\infty)} \frac{\sin^2 \mu_1}{\mu_1 (\sin \mu_1 \cos \mu_1 + \mu_1)} \right] \quad (4.59)$$

для бесконечного цилиндра

$$\tau_n \approx \frac{r_0^2}{\mu_1^2 \lambda c} \ln \left[ \frac{4(C_n - C_\infty)}{(\bar{C}_k - C_\infty)} \frac{I_1^2(\mu_1)}{\mu_1^2 [I_0^2(\mu_1) + I_1^2(\mu_1)]} \right] \quad (4.60)$$

для сферического тела

$$\tau_n \approx \frac{r_0^2}{\mu_1^2 \lambda c} \ln \left[ \frac{6(C_n - C_\infty)}{(\bar{C}_k - C_\infty)} \frac{(\sin \mu_1 - \mu_1 \cos \mu_1)}{\mu_1^3 (\mu_1 - \sin \mu_1 - \cos \mu_1)} \right] \quad (4.61)$$

В оценочных выражениях (4.59) – (4.61)  $\mu_1$  соответственно первые корни уравнений (4.46), (4.48), (4.50), их значения за- табулированы [45, 63, 152].

Для термолabileльных материалов необходимое время сушки может определяться кинетикой прогрева материала. В этом случае можно воспользоваться уравнением теплопроводности (конечно, при постоянном коэффициенте температуропроводности и при правильной форме тела). Для оценки необходимого времени сушки получаются уравнения, аналогичные (4.59) – (4.61); в этих уравнениях следует подставить вместо  $\lambda c$  —  $a$  ( $a$  — температуропроводность тела), вместо  $C_n$  —  $\theta_n$ , вместо  $C_k$  —  $\theta_k$  ( $\theta_n$  и  $\theta_k$  — начальная и конечная температура тела), вместо  $C_\infty$  —  $t_\infty$  ( $t_\infty$  — температура сушильного агента). Для расчета необходимого времени сушки термолabileльных материалов можно воспользоваться связью между температурой и влагосодержанием материала, например через число Ребиндера.

Часто в реальном сушильном аппарате не все частицы материала находят одинаковое время. Имеется распределение частиц по времени их пребывания в аппарате; такое распределение можно охарактеризовать дифференциальной функцией распределения  $f(\tau)$ . Неравномерность же времени пребывания частиц материала в аппарате приводит к неравномерности по конечному влагосодержанию частиц; эту неравномерность можно охарактеризовать дифференциальной кривой распределения по конечному влагосодержанию  $f(\bar{U})$ . Согласно теореме теории вероятностей относительно функции случайной величины [137] [речь идет о функции  $\bar{U} = \bar{U}(\tau)$ ], можно записать

$$f(\bar{U}) = \frac{f(\tau)}{\frac{d\bar{U}}{d\tau}} \quad (4.62)$$

Необходимое время сушки  $\tau_n$  должно определяться ограничением по среднему конечному влагосодержанию  $\bar{U}_k$  (с учетом или без учета его дисперсии  $\sigma^2_{U_k}$

$$\bar{U}_k = \bar{U}(\tau_n) = \int_0^{\tau_n} \bar{U}(\tau) f(\tau) d\tau \quad (4.63)$$

$$\sigma^2_{U_k} = \bar{U}_k^2 + \int_0^{\tau_n} f(\tau) [\bar{U}(\tau)]^2 d\tau \quad (4.64)$$

Если имеется ограничение по среднему конечному влагосодержанию, то  $\tau_n$  находится из уравнения (4.48). Если следует учитывать еще и разброс частиц по конечному влагосодержанию, то величина  $\tau_n$  находится из уравнения

$$\tau(\bar{U}_k) \gamma = \int_0^{\tau_n} f(\tau) d\tau \quad (4.65)$$

где  $\gamma$  — доля частиц, имеющих влагосодержание меньше требуемого  $U_k$ ;  $\tau(\bar{U})$  — функция, обратная кинетической зависимости  $\bar{U} = \bar{U}(\tau)$ .

Аналогично можно учесть и распределение частиц по времени их пребывания в аппарате для термолabileльных материалов.

#### 4.6. НОВЫЙ МЕТОД РАСЧЕТА СУШКИ

В последние годы разработан новый метод расчета процессов сушки на основе единого кинетического уравнения, позволяющий описывать весь процесс, включая первый и второй периоды. При этом численные значения всех параметров, входящих в кинетическое уравнение, определяются на основе одной кинетической кривой с учетом крайних условий проведения процесса и не требуется определять профиль изменения температуры сушильного агента или сушимого материала по ходу сушильного тракта или во времени. Коэффициент скорости сушки в этом случае остается постоянной величиной как в первом, так и во втором периодах сушки при фиксированных условиях проведения процесса, а изменение скорости сушки учитывают исключительно при помощи движущей силы процесса сушки. При этом коэффициент скорости сушки суммарно учитывает структурно-сорбционные, теплофизические и физико-химические свойства сушимого материала и поэтому использование нового метода расчета процессов сушки исключает необходимость определения и использования коэффициентов массопроводности материала или других связанных с ними характеристик (внутренней поверхности, распределения пор по размерам и т. п.). Новый метод нашел применение при расчете процессов конвективной и кондуктивной сушки различных материалов.

В основу метода расчета положено обобщенное уравнение массопередачи [107], которое применительно к процессам сушки можно представить в следующем виде:

$$G \frac{dU}{dt} = K (U_n - U) (U - B) \quad (4.66)$$

где  $G$  — масса сушеного материала, приходящаяся на единицу поверхности материала или на единицу рабочей поверхности аппарата;  $K$  — константа скорости сушки;  $B$  — конечное равновесное влагосодержание материала  $B = U_p$ .

Произведение  $(U_n - U)(U - B)$  в правой части уравнения (4.66) представляет собой обобщенную движущую силу процесса сушки.

Интегрируя уравнение (4.66) от начального равновесного влагосодержания  $A$  до остаточного влагосодержания  $U$ , получаем

$$\tau = \frac{G}{K(U_n - B)} \ln \left[ \frac{(U_n - U)(A - B)}{(U_n - A)(U - B)} \right] \quad (4.67)$$

Под начальным равновесным влагосодержанием сушеного материала  $A$  подразумевается влагосодержание материала, достигаемое во время его прогрева, когда температура сушильного агента у поверхности материала становится равной температуре мокрого термометра. Величину  $A$  можно найти, решая нестационарное уравнение теплопроводности с учетом фазового превращения. Такое решение является достаточно сложным и требует использования значительного объема информации о физико-химических и теплофизических свойствах материала, которая не всегда является доступной. По уравнению (4.67) равновесное влагосодержание  $A$  легко определяется на основе экспериментальных данных по кинетике сушки.

Таким образом, в уравнении (4.67) в отличие от обычного уравнения сушки учитывается не одно, а два равновесных влагосодержания материала —  $A$  и  $B$ . Это позволяет рассматривать весь процесс сушки, включая период разогрева и периоды постоянной и падающей скорости сушки, на основе единого уравнения. При этом отпадает необходимость в определении критического влагосодержания материала  $U_{кр}$  и одновременно становится возможным определение конечного равновесного влагосодержания  $B$  на основе кривых кинетики сушки без постановки опытов по снятию изотерм сорбции — десорбции влаги и последующего малонадежного пересчета полученного влагосодержания от относительно низкой температуры, использованной при снятии изотерм, к более высокой температуре, при которой осуществляется сушка. Период разогрева в уравнении (4.67) учитывается скачкообразным изменением влагосодержания от начального до равновесного. В действительности такое изменение влагосодержания происходит не мгновенно, а во времени, поэтому уравнение (4.67), правильно учитывая влияние

продолжительности периода разогрева на общую продолжительность сушки (через скачок влагосодержания), не позволяет определить изменение влагосодержания в течение периода разогрева.

В системе координат  $\tau - z$  (где  $z = \ln \left[ \frac{(U_n - U)(A - B)}{(U_n - A)(U - B)} \right]$ ) кривые кинетики сушки представляют собой прямые, угол наклона которых определяет константу скорости сушки  $K$ , а отрезок, отсекаемый на оси  $z$ , — величину  $A$ . При построении кинетических кривых в координатах  $\tau - z$ , когда истинное значение  $A$  неизвестно, задаются произвольным значением  $A = A_p$  из условия  $A_p < U_n$ . Истинное значение  $A$  рассчитывают по уравнениям

$$\psi = e^{z_0} (A_p - B) / (U_n - A_p) \quad (4.68)$$

$$A = (U_n \psi + B) / (1 + \psi) \quad (4.69)$$

где  $\psi$  — промежуточный параметр для расчета начального равновесного влагосодержания;  $z_0$  — величина отрезка, отсекаемого прямой на оси  $z$ .

Если величина  $B$  неизвестна, то ее значение определяют методом повторных приближений из условия получения на графике в координатах  $\tau - z$  прямой линии (при неверном определении  $B$  происходит искривление кинетической линии в ту или другую сторону).

Следует отметить, что между константой скорости сушки  $K$  и коэффициентом массопередачи  $\beta$  для второго периода сушки существует взаимосвязь

$$\beta = K (U_n - B) \quad (4.70)$$

Поэтому в тех случаях, когда коэффициент массопередачи можно рассчитать заранее, например на основе критерияльного уравнения, расчет сушки по уравнению (4.67) можно

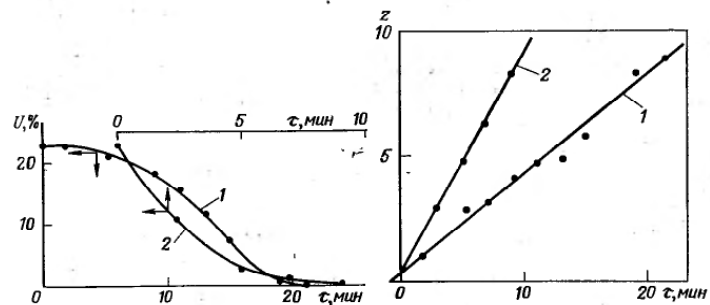


Рис. 4.1. Кривые сушки поливинилхлорида при 80 °С и различных начальных относительных влажностях воздуха: 1 —  $\phi = 0,42$ ; 2 —  $\phi = 0,05$ .

Рис. 4.2. Кривые кинетики сушки поливинилхлорида в системе координат  $\tau - z$ .

выполнять без постановки специальных экспериментов по исследованию кинетики процесса. При этом значение равновесного влагосодержания  $A$  оценивают приближенно с учетом температуры сушильного агента по аналогии с сушкой других материалов при тех же или близких температурных условиях, для которых зависимость  $A$  от условий сушки установлена, а значение  $B$  определено по изотерме сорбции — десорбции. И наоборот, в тех случаях, когда известна зависимость константы скорости процесса  $K$  от условий сушки и свойств высушиваемого материала, по уравнению (4.70) можно рассчитать коэффициент массопередачи для тех же условий сушки. Это позволяет сопоставлять результаты исследований кинетики сушки различных материалов, полученные традиционными методами и рассчитанные на основе обобщенного уравнения массопередачи.

В качестве примера рассмотрим использование описанного метода для обобщения опытных данных по кинетике сушки поливинилхлорида в сушильном шкафу при  $80^\circ\text{C}$  и двух значениях начальной относительной влажности воздуха  $\varphi=0,42$  и  $\varphi=0,05$ , представленные ниже на рис. 4.1:

Опыт 1,  $\varphi=0,42$

$\tau$ , мин	0	1,7	5,3	7,0	9,2	11,0	13,0	15,0	19,0	21,2
$U$ , %	22,6	22,2	20,1	19,6	15,8	13,3	11,5	7,1	0,3	0
$z$	—	0,99	2,92	3,13	4,16	4,64	4,95	5,75	8,42	8,94

В данном случае значения  $z$  рассчитаны по уравнению (4.67) с использованием следующих исходных величин:  $U_n=22,6\%$ ;  $B=-0,45\%$ ;  $A_p=22,45\%$ . Для определения  $z_0$  и взаимосвязи между величинами  $\tau$  и  $z$  (рис. 4.2) на основе приведенных данных по методу наименьших квадратов получено уравнение регрессии

$$\tau = -0,580 + 2,447z$$

При коэффициенте корреляции между  $\tau$  и  $z$ , равным 0,988. Откуда  $z_0=0,237$  и  $A=22,41\%$ .

Опыт 2,  $\varphi=0,05$

$\tau$ , мин	0	2,9	5,0	6,8	9,0
$U$ , %	22,6	10,8	2,6	0,6	0
$z$	—	2,66	4,58	6,03	8,00

В этом примере значения  $z$  определены на основе исходных данных:  $U_n=22,6\%$ ;  $B=-0,1\%$ ;  $A_p=21,0\%$ , а кинетическая прямая (см. рис. 4.2) имеет вид, описанный следующим уравнением регрессии:

$$\tau = -0,185 + 1,149z$$

при коэффициенте корреляции 0,9997. Отсюда  $z_0=0,161$ ;  $A=20,74\%$ .

Анализ полученных результатов показывает, что при одинаковых условиях сушки поливинилхлорида (начальное влагосодержание материала и температура теплоносителя) начальное равновесное влагосодержание в первом опыте выше, чем во втором. Это связано с тем, что в сушильной камере влагосодержание воздуха в первом опыте больше, чем во втором, а следовательно, для достижения материалом температуры мокрого термометра в первом случае требовалось испарить большее количество влаги, чем во втором. Таким же образом можно объяснить и различие значений конечных равновесных влагосодержаний для обоих опытов (отрицательные значения

величины  $B$  обусловлены тем, что влагосодержание материала определяли методом сушки до постоянной массы в сушильном шкафу, что не может гарантировать полного удаления влаги из материала).

Из рис. 4.1 видно, что кривая кинетики сушки ПВХ в опыте 1 представляет собой двойную экспоненту, т.е. имеет явно выраженный участок разогрева материала, а в опыте 2 — простую экспоненту. Характер кинетической кривой в опыте 1 свидетельствует, что продолжительность периода прогрева материала составляет почти половину общего времени сушки, и высушиваемый материал достигает критического влагосодержания (14%) в конце этого периода. Однако, согласно проведенному выше расчету, в процессе прогрева материала при повышении температуры образца до температуры мокрого термометра его влагосодержание уменьшается лишь на доли процента (с 22,6% до 22,41%).

Это противоречие можно объяснить следующим образом. В опыте 1 температура мокрого термометра достигается раньше, чем успевает закончиться прогрев материала. Поэтому по мере продолжения прогрева материала температура мокрого термометра не остается постоянной, а повышается симбатно с повышением температуры материала, что позволяет утверждать о протекании процесса сушки в данном случае в значительной мере при переменной температуре.

В опыте 2 период прогрева на кинетической кривой сушки не обнаруживается. Поэтому можно предположить, что период прогрева приближенно соответствует времени, необходимому для достижения температуры мокрого термометра, и в этом случае процесс сушки протекает при постоянной температуре. В пользу такого объяснения говорит и тот факт, что разброс экспериментальных точек относительно расчетной прямой для опыта 1 (см. рис. 4.1) существенно больше, чем разброс в опыте 2, что связано с изменением температуры сушки в опыте 1.

Такой взгляд на появление участка разогрева материала на кинетической кривой сушки можно распространить не только на рассмотренные выше опыты сушки ПВХ, но и вообще на сушку любых материалов.

## Часть II

### КОНСТРУКЦИИ СУШИЛОК И СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Заводами химического машиностроения в настоящее время серийно выпускается сравнительно немного типов и типоразмеров сушильных аппаратов. Значительное число разнообразных конструкций работает на химических предприятиях, как правило, в единичных экземплярах, разработанных либо самими предприятиями, либо (гораздо чаще) отраслевыми институтами и вузами, а также сушилок, поставленных зарубежными фирмами. И, наконец, имеются многочисленные технические предложения по новым конструкциям сушилок, находящиеся на различных ступенях реализации (большой частью лабораторные модели). Предлагаемые различными зарубежными фирмами многочисленные конструкции и конструктивные варианты сушилок в большинстве случаев основаны на широко известных и используемых нами (и часто даже устаревших) технических решениях и не пригодны в качестве типовых аппаратов.



В этой части рассмотрены только такие конструкции сушилок, которые являются или могут быть типовыми, а также сушилки уже широко применяемые в производстве. Новые технические предложения, не опирающиеся на реальный производственный опыт, как правило, не рассматриваются, за исключением тех, которые, по мнению автора, могут оказаться перспективными.

## Глава 5

### ОСНОВНЫЕ ТИПЫ СУШИЛОК, ИСПОЛЪЗУЕМЫХ В ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

#### 5.1. КЛАССИФИКАЦИЯ СУШИЛОК

Сушка материалов, полупродуктов или готовых изделий используется практически во всех отраслях промышленности. Для сушки применяют разнообразные сушилки, отличающиеся по ряду признаков [55], которые положены в основу классификации, приведенной ниже:

Признак классификации	Типы сушилок
Давление в рабочем пространстве	Атмосферные, вакуумные, под избыточным давлением
Режим работы	Периодического или непериодического 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, с топочными устройствами, с 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 суспензий
Гидродинамический режим	С плотным неподвижным слоем, перемешиваемым слоем, взвешенным слоем (псевдооживленный слой, фонтанирующий слой), пневмотранспорт, закрученные потоки, с распылением в потоке теплоносителя
Конструктивный тип сушилки	Камерные, шахтные, ленточные, барабанные, трубчатые и т. д.

Ниже приводится рассмотрение основных типов сушилок, применяемых в химической технологии.

#### 5.2. БАРАБАНЫЕ СУШИЛКИ

Барабанная сушилка представляет собой сварной цилиндр — барабан, на наружной поверхности которого укреплены бандажные опоры, кольца жесткости и приводной зубчатый венец; ось барабана может быть наклонена к горизонту на угол до  $4^\circ$  [61, 66, 122].

Барабанные атмосферные сушилки (рис. 5.1) — непрерывного действия предназначены для сушки сыпучих материалов топочными газами или нагретым воздухом. Разновидностью барабанных атмосферных сушилок являются аппараты с контактным подводом тепла через специальную трубчатую насадку. На концах цилиндрического корпуса барабанной сушилки имеются распределительные камеры, служащие для подачи в барабан и отвода из него высушиваемого материала и газообразного теплоносителя [122].

Внутри барабана установлена специальная насадка, конструкция которой зависит от свойств высушиваемого материала. Со стороны загрузочной камеры расположена многозапорная винтовая насадка с числом спиральных лопастей от 6 до 16 в зависимости от диаметра барабана. При сушке материалов с большой адгезией к поверхности барабана на начальном участке последнего закрепляют цепи, при помощи которых разрушаются комки и очищаются стенки барабана. Для этой же цели могут использоваться ударные приспособления, расположенные с внешней стороны барабана [66, 81].

На рис. 5.2 представлены различные типы внутренних насадок барабанов.

В сушилках диаметром 1000—1600 мм для материалов с хорошей сыпучестью и средним размером частиц до 8 мм устанавли-

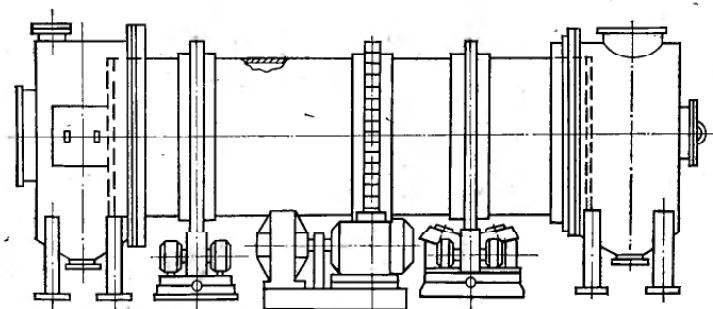


Рис. 5.1. Барабанная атмосферная сушилка.

ливают секторную насадку. В тех же сушилках для материалов, обладающих повышенной адгезией, или сыпучих материалов со средним размером частиц более 8 мм — лопастную. В сушилках диаметром 1000—3500 мм для материалов, склонных к налипанию, но восстанавливающих сыпучие свойства в процессе сушки — лопастную, а после нее — секторную.

Основной материал для изготовления барабанов сушилок, загрузочных и разгрузочных камер — углеродистые стали. В технически обоснованных случаях допускается изготовление барабанов, а также загрузочных и разгрузочных камер частично или полностью из жаростойких сталей специальных марок. Барабанные сушилки выпускаются серийно Бердичевским заводом химического машиностроения «Прогресс» (сушилки диаметром 1000—2200 мм) и Уральским заводом химического машиностроения (сушилки диаметром 2500—3500 мм).

На рис. 5.3 приведена схема установки с барабанной сушилкой. Материал поступает в сушилку через питатель-дозатор 5. Газы, получаемые сжиганием в топке 2 жидкого топлива, поступают через распределительную камеру в барабан 4. Сушилка работает в условиях прямотока материала и теплоносителя. Высушенный материал выгружается через затвор — «мигалку» 7 и отводится ленточным транспортером 13; отходящие газы по-

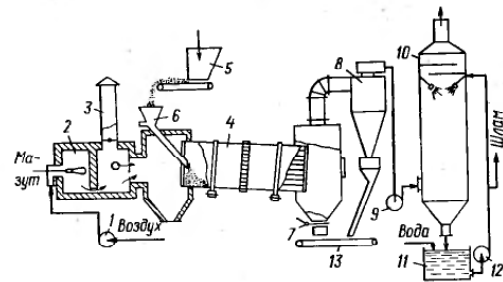


Рис. 5.3. Установка с барабанной сушилкой:

1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — распорная труба; 4 — барабанная сушилка; 5 — ленточный питатель; 6 — тетка; 7 — затвор; 8 — циклон; 9 — дымосос; 10 — скруббер; 11 — шламостойник; 12 — насос; 13 — ленточный транспортер.

ступают в циклон-пылеотделитель 8, из которого отводятся дымососом 9 в мокрый скруббер 10 и далее в атмосферу. Сушилка работает под небольшим разрежением.

Барабанные вакуумные сушилки работают, как правило, периодически. Их применяют для сушки термочувствительных материалов от воды и органических растворителей, а также для сушки токсичных материалов.

В зависимости от свойств материала и требований к готовой продукции применяют сушилки среднего (остаточное давление 3—13 кПа) или глубокого (остаточное давление до 133,3 Па) вакуума.

Вакуумные барабанные сушилки применяют в основном в производстве ядохимикатов, гербицидов, некоторых полимерных материалов, а также в медицинской, пищевой и фармацевтической промышленности.

Барабанная вакуумная гребковая сушилка (рис. 5.4) с реверсивным вращением ротора (типа СВГР) представляет собой горизонтальный цилиндрический барабан с рубашкой, внутри которого установлено лопастное перемешивающее устройство [122]. Реверсирование вращения вала — автоматическое. В этих сушилках могут быть установлены перемешивающие устройства различных конструкций: гребковая мешалка без обогрева, лопастная мешалка с обогреваемым валом или мешалка с дополнительными трубчатыми поверхностями теплообмена. Сушка продукта происходит при контакте с нагретыми поверхностями в условиях вакуума. Остаточное давление в аппарате до 5,3 кПа.

Барабанные вакуумные сушилки (типа ВБС) — с вращающимся корпусом (рис. 5.5) отличаются хорошей герметичностью, что позволяет использовать их для сушки токсичных сыпучих материалов [61]. Эта сушилка содержит ряд встроженных один в другой цилиндров, обогреваемых паром низкого давления или водой. Для защиты высушенных материалов от взаимо-

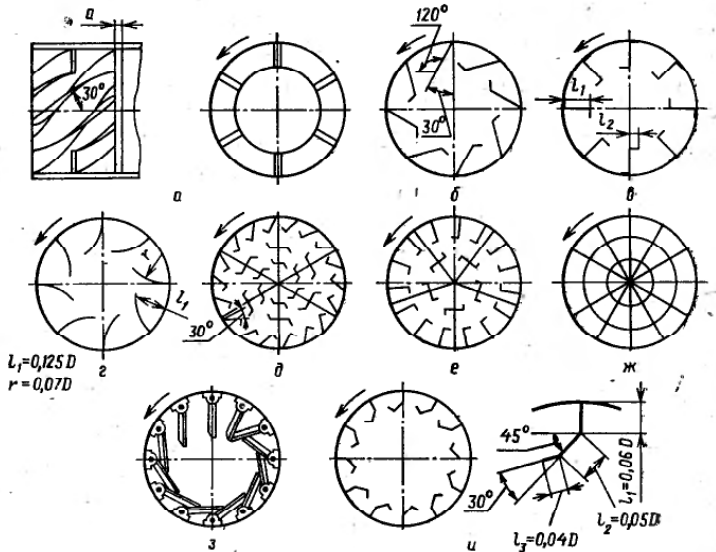


Рис. 5.2. Типы внутренних насадок барабана:

а — винтовая распределительная; б, в, г, д — периферийные подъемно-лопастные с лопатками различных видов; е — секторные; ж — для хорошо сыпучих материалов; з — самоочищающаяся с прямыми поворотными лопатками.

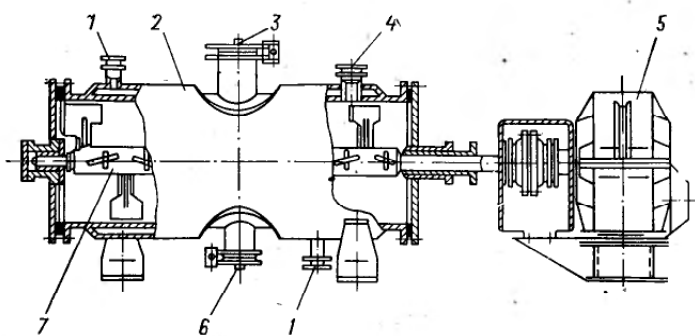


Рис. 5.4. Барабанная вакуумная гребковая сушилка типа СВГР с реверсивным вращением ротора:

1 — штуцера для ввода греющего пара и вывода конденсата; 2 — корпус; 3 — загрузочный штуцер; 4 — штуцер для отвода паров; 5 — электродвигатель; 6 — разгрузочный штуцер; 7 — лопастной вал.

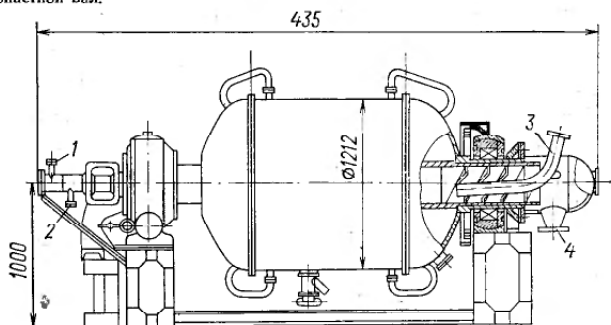


Рис. 5.5. Барабанная вакуумная сушилка типа ВВС с вращающимся корпусом:

1 — штуцер для подвода пара; 2 — штуцер для отвода конденсата; 3 — патрубок для подсоединения сушилки к вакуум-насосу; 4 — патрубок для выгрузки материала.

действия с кислородом воздуха выгружают и охлаждают материал под вакуумом. По одной цапфе подводят пар к паровым рубашкам цилиндров и отводят конденсат, по другой — при помощи шнека загружают исходный материал и выгружают готовый продукт. Для создания вакуума в установке используются механические или пароструйные вакуум-насосы.

### 5.3. ЛЕНТОЧНЫЕ И ВАЛЬЦЕЛЕНТОЧНЫЕ СУШИЛКИ

В ленточных сушилках имеется ленточный одно- или многоярусный транспортер, расположенный внутри прямоугольного корпуса. Сушилки работают непрерывно с рециркуляцией газа

и без нее; в некоторых конструкциях предусмотрен внутренний многократный подогрев газообразного теплоносителя, в качестве которого используют топочные газы, воздух, а иногда — перегретый пар. Загрузка материала осуществляется специальными питателями [55, 66, 81, 140].

В ленточных сушилках наряду с сушкой можно проводить прокаливание и охлаждение материалов, причем такие установки отличаются от обычных только числом ярусов транспортера. Конструкция ленточного транспортера обусловлена свойствами высушиваемого материала. Транспортеры могут выполняться в виде металлической плетеной сетки, перфорированной штампованной или пластинчатой ленты, отдельных прямоугольных лотков с укрепленной в них сеткой, могут иметь одну или две рабочие поверхности. Все сушилки данного типа работают с продувкой слоя движущегося материала потоком газообразного теплоносителя.

Ленточные сушилки предназначены для сушки сыпучих (зернистых, гранулированных, крупнодисперсных) и волокнистых материалов, а также готовых изделий и полуфабрикатов [121, 122]. Для тонкодисперсных пылящих материалов ленточные сушилки не используются, так как пыль трудно удерживается на ленте и оседает на калориферах, при этом пыль органических материалов может обугливаться и даже возгораться. Ленточные сушилки особенно целесообразны для сушки формованных изделий и гранулированных катализаторов, при сушке которых не допускается расслоение или повреждение формы.

В ленточных сушилках легко осуществляются прямоток, противоток и смешанная схема движения теплоносителя и продукта. Сушилки с одним транспортером обычно делают многозонными в направлении движения материала. Для более равномерной сушки газообразный теплоноситель сначала подают под ленту и пропускают через слой материала, а затем пропускают над слоем. Зоны сушки могут различаться не только направлением газового потока, но и температурой, влажностью, скоростью прохождения газов через слой. Например, в зоне влажного материала применяют большие скорости газового потока, чем в зоне сухого продукта.

В многоленточных сушилках агент сушки используют многократно, пропуская его снизу вверх последовательно через несколько транспортеров с материалом. Перед каждым слоем его подогревают в калориферах, установленных между лентами. В некоторых случаях под каждую ленту извне подают добавочный свежий теплоноситель. Такое же количество газообразного теплоносителя после пропускания через слой материала выводят из установки. В этом случае на каждом транспортере может быть только одна зона, отличающаяся от других температурой агента сушки, так как количество теплоносителя, проходящего через каждую ленту, одинаково.

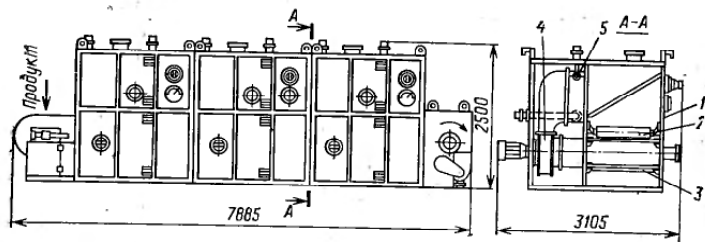


Рис. 5.6. Одноленточная сушилка типа СЛ-1200-3:  
1 — корпус; 2 — лента; 3 — разравнивающий ролик; 4 — циркуляционный вентилятор; 5 — калорифер.

Неравномерность сушки по высоте слоя устраняется перемешиванием материала при его пересыпании с одной ленты на другую. В некоторых конструкциях ленточных сушилок для перемешивания и выравнивания слоя материала над лентой помещают специальные ворошители. Для этой же цели иногда газ подводят под ленту через сопла, расположенные на определенном расстоянии одно от другого. В местах входа газовой струи происходит интенсивное перемешивание материала.

Одноленточные сушилки типа СЛ-1200-3 (рис. 5.6), изготавливаемые Глазовским заводом химического машиностроения, предназначены для сушки мелкодисперсных материалов. Сушильная камера этой сушилки разделена на три секции. Для циркуляции горячего воздуха, нагреваемого в паровых калориферах, в каждой секции [122] установлены вентиляторы.

Для сушки пастообразных материалов применяют вальцеленточные сушилки, которые состоят из ленточной сушилки и формовочно-сушильных вальцов. Эти сушилки обеспечивают предварительное формование и подсушку материала. Формующая (вальцовая) часть сушилки состоит из рифленого вальца, на поверхности которого выполнены кольцевые канавки трапецеидального сечения, и пресс-валка, служащего для заполнения канавок пастообразным материалом. Валец и пресс-валик обогрываются паром. За один оборот вальца формованная паста подсушивается и снимается ножами, имеющими форму гребенки; после чего поступает на сетчатую транспортную ленту сушилки для дальнейшей сушки. Удельные параметры вальцеленточных сушилок: производительность по испаренной влаге 10—50 кг/(м<sup>2</sup>·ч); расход тепла на 1 кг испаренной влаги 6—7 МДж; расход воздуха на 1 кг испаренной влаги 20—30 кг. Наибольшая высота слоя продукта на транспортной ленте 100 мм.

Вальцеленточные сушилки не пригодны для сушки токсичных и пожароопасных материалов. Продукт, подлежащий сушке, должен обладать способностью формироваться на рифленом вальце.

#### 5.4. РАСПЫЛИТЕЛЬНЫЕ СУШИЛКИ

Распылительная сушилка используется для жидких и пастообразных материалов и заключается в том, что материал диспергируют специальными устройствами и высушивают в потоке газообразного теплоносителя. Время пребывания материала в зоне сушки весьма мало, а высокая степень диспергирования обеспечивает быстрое высушивание. Поэтому в распылительных сушилках можно использовать теплоноситель с высокой температурой. Высушенный продукт получается равномерного дисперсного состава, сыпучим и мелкодисперсным [67]. Возможно совместное распыление и одновременное перемешивание двух и более компонентов. Недостатком распылительных сушилок являются большие габариты и повышенный расход энергии [67].

Для диспергирования материалов обычно используются три типа распылителей: механические форсунки, пневматические форсунки и центробежные распылительные диски.

Распылительные сушилки представляют собой вертикальные цилиндрические или цилиндро-конические камеры, в которых

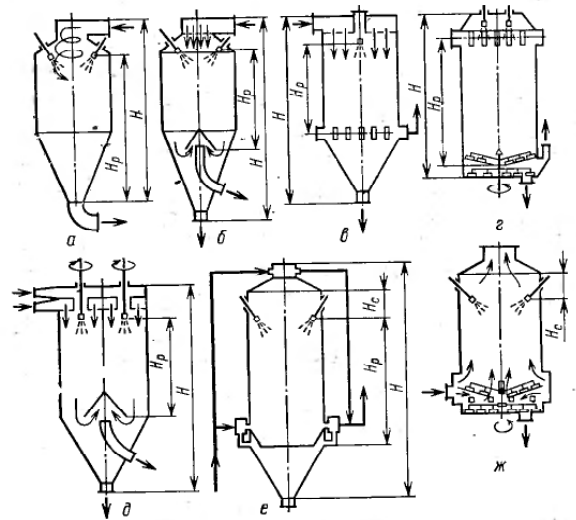


Рис. 5.7. Типы форсуночных сушильных камер:

a — с центральным закрученным подводом теплоносителя (прямоточная); б — с центральным подводом теплоносителя и разделным отводом газов и продуктов; в — с равномерным распределением газов по сечению через газораспределительную решетку; г — с радиальным (по периферии) подводом теплоносителя и центральным отсосом; д — с локальным подводом газов к форсунке; е — с параллельным и противоточным движением газов и теплоносителя; ж — с центральным и периферийным подводом теплоносителя и отводом газов по центру (противоточная); H — высота аппарата; H<sub>р</sub> — высота рабочей зоны; H<sub>с</sub> — высота зоны сепарации.

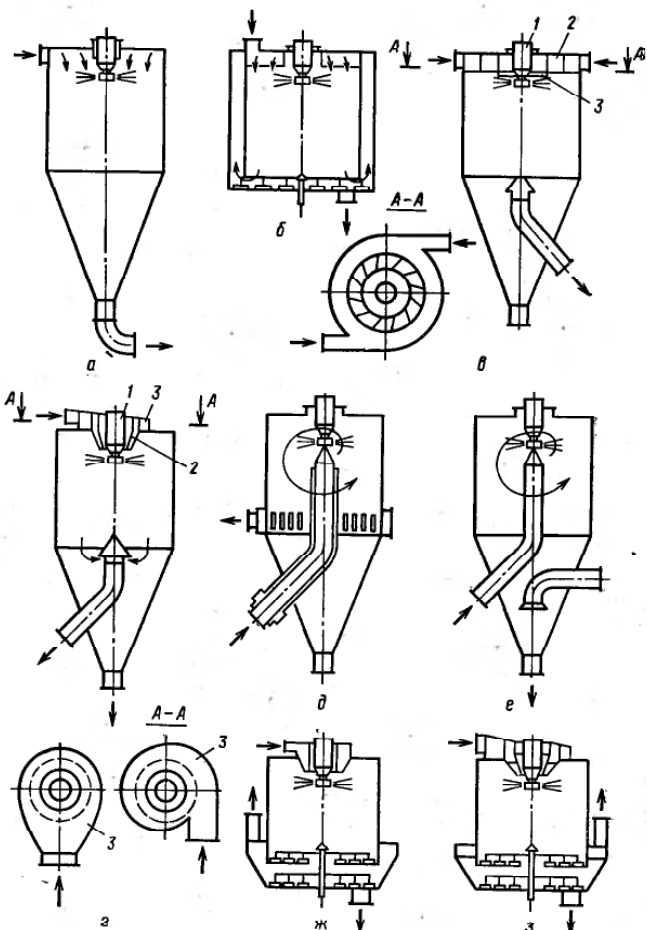


Рис. 5.8. Сушилки с дисковыми распылителями

*a, б* — с равномерной подачей газов над факелом по всему сечению камеры; *в, е, ж, з* — с сосредоточенной подачей газов над корнем факела распыла; *г, д* — с сосредоточенной подачей газов под корень факела распыла; *е'* — варианты подачи газа; *1* — распыливающий механизм; *2* — газораспределительное устройство; *3* — газоподводящий короб.

осуществляется тепло-массоперенос между диспергированным материалом и теплоносителем.

В зависимости от конструкции сушилки сушку проводят при прямоточном, противоточном и смешанном токе материала и агента сушки. Большинство сушилок работает по принципу прямотока [3]. Противоточное движение материала и газов приме-

няют, например, при совмещении сушки с прокаливанием, при получении продукта с большой насыпной плотностью и т. д.

Конструкции сушильных камер при распылении жидкостей центробежными дисками и форсунками различны. На рис. 5.7 приведены схемы наиболее распространенных форсуночных сушильных камер [19, 81, 140].

Механические форсунки, работающие по принципу распада струи, вытекающей из отверстия, бывают струйными или центробежными. К достоинствам механических форсунок следует отнести простоту изготовления, низкие затраты энергии на распыление, невысокие эксплуатационные расходы. Их недостатком является сложность регулирования расхода, засорение твердыми частицами, эрозийный износ сопел, приводящий к необходимости использования износостойких материалов (особенно в распылителях небольшой производительности, в которых износ резко сказывается на их производительности) [19, 77, 138].

В пневматических форсунках жидкость распыляется высокоскоростной струей газа. Эти форсунки более производительны, чем механические и позволяют распыливать высоковязкие пасты и суспензии.

Действие центробежных дисков основано на распаде тонкой пленки жидкости, сходящей с большой скоростью с поверхности диска. Частота вращения дисков достигает 50 000 об/мин (обычно 10 000—20 000 об/мин). Диски имеют различную конструкцию, могут быть лопаточного типа или соплового, с диаметром от 50 до 350 мм.

Форсуночные распылители могут быть сгруппированы в блоки, центробежные же всегда устанавливают по одному.

На рис. 5.8 приведены схемы сушилок с дисковыми распылителями [77]. По способу ввода теплоносителя их можно разделить следующим образом: с равномерной подачей газов над факелом по всему сечению камеры (рис. 5.8, *a, б*); с подачей газов к основанию факела распыла (рис. 5.8, *в—з*). Причем последние подразделяются на сушилки с подачей газов над факелом (*в, е, ж, з*) и под него (*г, д*). Вывод газов и материала осуществляется отдельно (кроме сушилки на схеме *a*). При низкотемпературной сушке высоковлажных растворов целесообразно использовать сушильные камеры, изображенные на рис. 5.8, *a, б*. Скорость газов по сечению камеры обычно принимают не менее 0,2 м/с.

При дисковом распылении скорость газов по сечению камеры значительно меньше, чем при распылении форсунками, поэтому и вопросы, связанные с распределением газов, решить сложнее. Способ ввода газов в камеру и отвода их в основном обусловлен производительностью диска, геометрией камеры и физико-химическими свойствами раствора. Наиболее рационально подавать газы к основанию факела распыла, чтобы максимально использовать горизонтальный участок полета капель с большой скоростью и сократить диаметр факела распыла.

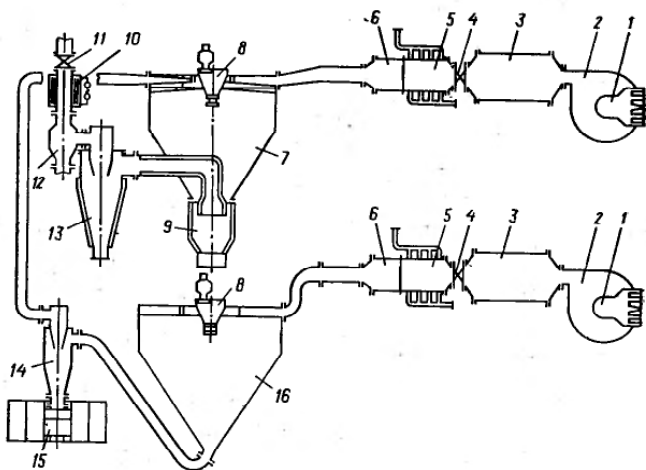


Рис. 5.9. Испарительно-сушильный агрегат ИСА-200:

1 — электродвигатель; 2 — вентиляторы; 3, 6 — фильтры; 4, 11 — задвижки; 5 — паровые малориферы; 7, 16 — сушильные камеры; 8 — распылители; 9 — сборник упаренного раствора; 10 — обогреватель; 12 — каплеуловитель; 13 — мокрый циклон; 14 — сухой циклон; 15 — камера для стерильной расфасовки продукта.

Таким способом можно подавать газы при высоких температурах, не опасаясь перегрева высушенных частиц материала. Отвод газов осуществляется преимущественно из центра камеры.

На рис. 5.9 показана схема испарительно-сушильного агрегата ИСА-200, разработанного в институте теплофизики АН УССР. Агрегат состоит из двух камер 7 и 16 с распылительными механизмами 8. Камеры установлены одна под другой. В верхней камере происходит упаривание распыленного раствора, в нижней — сушка до заданной конечной влажности. Конусная часть верхней испарительной камеры заканчивается сборником упаренного раствора 9 с водяным охлаждением, соединенным с «мокрым» циклоном 13, наружные стенки которого также охлаждаются водой. Конусное днище нижней сушильной камеры соединено газоходом с циклоном 14 и разгрузочным устройством для сбора сухого продукта 15. Высушенный продукт самотеком перемещается по коническому днищу камеры и поступает в циклон на разгрузку. Отработанный и слабонасыщенный воздух вместе с пылью подается в испарительную камеру. Выгрузка и упаковка сухого продукта в бидоны происходит в разгрузочной камере в стерильных условиях.

Сушильный агрегат можно применять для упаривания и сушки малоконцентрированных растворов и суспензий в стерильных и обычных условиях. В последнем случае исключаются фильтры стерильной очистки воздуха.

Поскольку в первой распылительной камере обеспечивается высокая плотность орошения, работа агрегата характеризуется высоким удельным влагосъемом и хорошим использованием тепла. Тепловой КПД агрегата составляет 80—85%. Подобные агрегаты перспективны для упаривания и сушки малоконцентрированных растворов.

### 5.5. СУШИЛКИ СО ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ

Сушилки взвешенного слоя (псевдооживленного и фонтанирующего) находят широкое применение в процессах сушки. Конструктивно их можно разделить на одно- и многосекционные. Односекционные аппараты наиболее просты как в конструктивном, так и эксплуатационном отношении; обладают высокими экономическими показателями, легко поддаются автоматизации. Недостатком их при обработке полидисперсных материалов является неравномерность сушки, обусловленная широким спектром времени пребывания отдельных частиц в рабочей зоне аппарата.

Односекционные аппараты псевдооживленного слоя (круглого или прямоугольного сечения) часто применяют для сушки материалов от поверхностной влаги, причем удельный влагосъем достигает в отдельных случаях 1000 кг влаги с 1 м<sup>2</sup> газораспределительной решетки. Для повышения равномерности обработки используют многосекционные сушилки: с последовательным движением материала и подачи свежего теплоносителя в каждую секцию и ступенчато-противоточные со встречным движением материала и теплоносителя [5].

Сушилки псевдооживленного слоя могут иметь расширяющееся или постоянное по высоте сечение. Камеры прямоугольного сечения (с малым отношением сторон) и квадратные камеры менее предпочтительны, чем круглые, так как в них больше вероятность образования застойных зон.

На рис. 5.10 даны принципиальные схемы наиболее распространенных сушилок с псевдооживленным слоем. На рис. 5.10, а

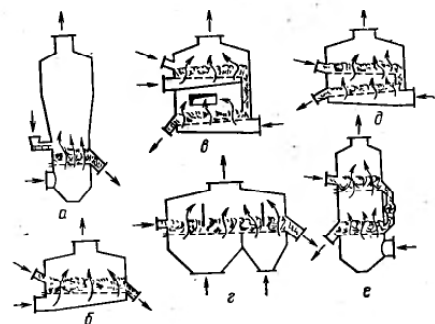


Рис. 5.10. Типы сушилок с псевдооживленным слоем.

меры подбирают так, чтобы предотвратить унос мелких частиц. Такие сушилки обычно используют для сушки термостойких материалов. На рис. 5.10, б представлена схема сушилки с направленным движением материала. В таких сушилках угол наклона решетки обычно  $1-4^\circ$ ; они характеризуются большими скоростями движения материала в слое. Для выравнивания времени пребывания частиц материала в камере устанавливают поперечные перегородки. Угол наклона решетки принимают в зависимости от скорости псевдооживления, длины решетки и характера изменения свойств частиц в процессе сушки. Сечение камеры в направлении газового потока может быть прямоугольным или трапециевидным (для уменьшения уноса частиц). Такие сушилки работают с перекрестным потоком материала и теплоносителя. Их рекомендуется применять при удалении влаги из трудновысыхающих материалов, для которых необходима высокая равномерность сушки [5].

На рис. 5.10, в и г показаны схемы многосекционных сушилок. В сушилке, изображенной на рис. 5.10, в, секции сушилки расположены одна над другой, размеры решеток в секциях одинаковы. Подобные сушилки могут работать с направленным и ненаправленным движением материала. В каждой секции могут создаваться различные гидродинамические и температурные режимы, так как теплоноситель поступает в них от автономных вентиляторов. Эти сушилки применяют для термочувствительных материалов, свойства которых сильно изменяются в процессе сушки. Расположение секций одна над другой делают установку компактной, однако зона сепарации в них ограничена. Кроме того, переточные каналы из одной секции в другую работают неудовлетворительно при сушке тонкодисперсных материалов. Поэтому необходимо создавать перепад давления

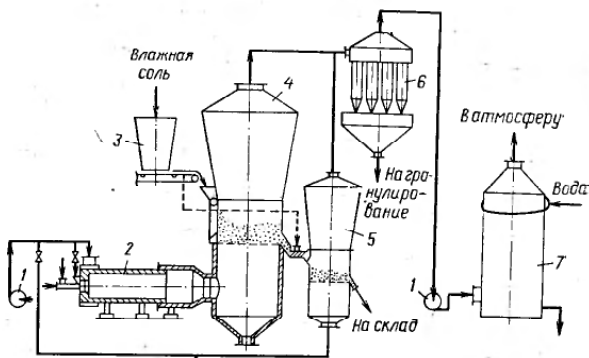
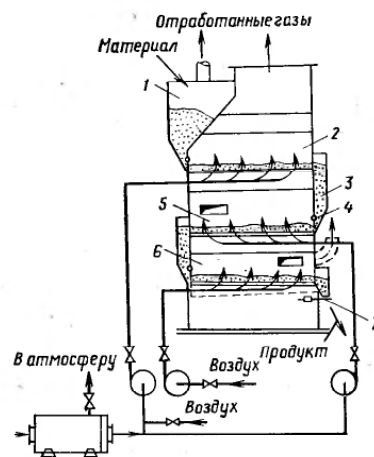


Рис. 5.11. Сушилка с псевдооживленным слоем ВНИИГалургии: 1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — питатель; 4 — сушилка; 5 — охладитель; 6 — батарейный циклон; 7 — скруббер.

Рис. 5.12. Многосекционная сушилка ВТИ с направленным движением материала.



между секциями. Такая сушилка рекомендуется для крупнозернистых материалов с хорошими сыпучими свойствами.

Для совмещения процессов сушки и прокаливания применяют многосекционные сушилки с многократным использованием теплоносителя, показанные на рис. 5.10, д (сушилка прямоугольного сечения с направленным движением материала) и 5.10, е (цилиндрическая сушилка). Для более надежной работы аппарата иногда верхнюю решетку делают несколько меньших размеров, чтобы снизить унос пыли из второй зоны. Когда в зоне прокаливания сжигают природный газ (т. е. обходятся без специального топочного устройства), под решетку подают холодный воздух для сжигания топлива в слое материала.

На рис. 5.11 показана сушилка ВНИИГалургии. В качестве агента сушки используют топочные газы, получаемые в топке 2, работающей под давлением. В сушильную камеру 4 материал подается питателем 3. Затем материал перетекает в камеру 5, туда же подается часть сырого продукта. При этом используется тепло, выносимое из аппарата высушенным продуктом.

Многосекционная сушилка с направленным движением материала, разработанная во ВТИ, показана на рис. 5.12. Влажный материал из бункера 1 самотеком поступает в первую секцию 2, решетка которой имеет угол наклона  $4^\circ$ . Из первой секции материал по внешнему каналу 3 через заслонку 4 попадает во вторую секцию сушилки 5. Затем его направляют в зону охлаждения 6 и через затвор 7 — на транспортер.

Топочные газы подаются в секции сушилки автономными вентиляторами при различной температуре. Для подачи холодного воздуха установлен специальный вентилятор. Отработанный воздух отводится отдельно из каждой секции.

Для сушки в псевдооживленном слое материалов, слипающихся и комкующихся во влажном состоянии, широко используют сушилки с различными механическими побудителями, которые способствуют достижению устойчивого гидродинамического режима в аппарате [94]. К таким сушилкам относятся аппара-

ты виброкипящего слоя, а также аппараты с мешалками, ворошителями и другими приспособлениями. В отечественной и зарубежной практике находят применение различные конструктивные варианты сушилок псевдооживленного слоя, оборудованные малооборотными лопастными мешалками, установленными в слое. Такие сушилки предназначены для сушки минеральных солей, удобрений, угля, рудных концентратов, строительных материалов и других продуктов, восстанавливающих сыпучие свойства в процессе сушки. В сушилках прямоугольной формы мешалка может быть расположена лишь на начальном участке сушильного тракта, где материал имеет высокую влажность и склонен к агломерированию.

В некоторых сушилках для разрушения каналов и создания устойчивого псевдооживления материала используются механические побудители, выполненные в виде рамных конструкций с рычажным приводом. Такую конструкцию имеют двухъярусные сушилки типа ПУС, разработанные ЛенНИИХиммашем для сушки тонкодисперсных полимерных материалов. Сушилка состоит из двух прямоугольных камер, расположенных одна над другой и имеющих отдельный подвод теплоносителя. Рамный ворошитель расположен в верхней камере на небольшом расстоянии от газораспределительной решетки. В нижней камере, где продукт имеет достаточно хорошую сыпучесть, ворошитель не устанавливается. Влажный продукт загружается в верхнюю камеру, из которой затем пересыпается в нижнюю для окончательной досушки.

Сушилки типа ПУС предназначены для работы в разомкнутом и замкнутом циклах теплоносителя.

Аналогичная по конструкции одноярусная сушилка для сушки себациновой кислоты разработана в МИТХТ и внедрена в производственном объединении «Уралхимпласт».

Для сушки небольших партий продуктов в СПКБ Медпром (г. Ленинград) разработаны сушилки типа СП периодического действия, рассчитанные на одновременную загрузку от 30 до 200 кг продукта. Сушилки предназначены, главным образом, для использования в медицинской или пищевой промышленности.

Таблица 5.1. Техническая характеристика сушилок СП

Характеристика сушилки	Тип сушилки			
	СП-30	СП-30М	СП-60	СП-100
Загрузка продукта, кг	30—60	30—60	80—100	100—200
Продолжительность сушки, мин	20—60	20—60	20—60	20—60
Расход пара давлением 0,2—0,3 МПа, кг/ч	80	80	135	200
Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	1400	1400	2500	4500
Потребляемая мощность, кВт	4	4,5	11,5	17

сти и выпускаются серийно. Сушилка представляет собой герметичный шкаф, в нижней части которого установлен конический сосуд с высушенным материалом, а в верхней — рукавный фильтр и встроенный центробежный вентилятор. Через перфорированное днище сосуда продувается горячий воздух, засасываемый хвостовым вентилятором. Техническая характеристика сушилок СП приведена в табл. 5.1.

Сушилки СП-30М и СП-60 снабжены мешалками. Вал мешалки пропущен через днище сосуда. Мешалка выполнена в виде легкой плоской рамы с прикрепленными к ней длинными вертикальными стержнями, достигающими почти дна сосуда. Кроме перемешивания, мешалка отчасти способствует снятию зарядов статического электричества.

Аналогичные по конструкции и назначению сушилки выпускаются некоторыми зарубежными фирмами, в частности, Аэроматик (Швейцария), Мюнстер и Вернер Глатт (ФРГ).

В МИТХТ совместно с ВНИИСВ (г. Калинин) разработана сушилка с вращающейся газораспределительной решеткой [94], изображенная на рис. 5.13. Сушилка содержит вертикальный корпус 3 с крышкой 2, на которой установлен шнековый питатель 1. Газораспределительное устройство 5 аппарата состоит из двух решеток, соединенных короткими трубками 4, установленными в отверстиях обеих решеток. В пространство между решетками подается воздух для охлаждения. Решетки вращаются от привода со скоростью около 100 об/мин. Газообразный теплоноситель поступает в газораспределительную камеру 6 и далее в слой высушиваемого материала. Уровень слоя регулируется шиберной заслонкой 7. Для выравнивания времени пребывания материала в аппарате предусмотрена перегородка 8, погруженная в слой. На решетке смонтированы вертикальные пальцы, вращающиеся вместе с решеткой. Ответные пальцы жестко закреплены на неподвижной планке. При работе аппарата материал частично измельчается вследствие

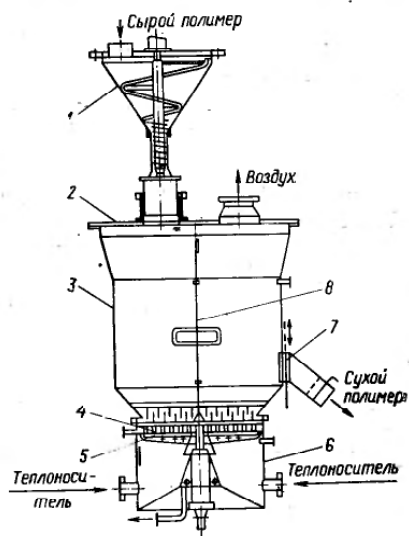


Рис. 5.13. Сушилка с вращающейся газораспределительной решеткой.



вращения решетки обеспечивается равномерное распределение теплоносителя в слое. Такие аппараты позволяют значительно расширить область применения псевдоожиженного слоя в процессах сушки, поскольку предотвращаются плавление и слипание термочувствительных материалов.

НИИХиммашем совместно с ВНИИСВ и Калининским политехническим институтом разработан и изготовлен подобный аппарат с решеткой диаметром 1 м, который используется для сушки хлоркаучука. В этой установке предусмотрена пневмотруба для предварительной сушки хлоркаучука от начальной влажности 60% до конечной 10%. В сушилке псевдоожиженного слоя с вращающейся решеткой хлоркаучук досыхает до конечной влажности 0,3%. Производительность установки по сухому продукту 60 кг/ч.

В ПКБпластмаш (г. Краснодар) разработаны такие сушилки с диаметром решетки 1,5 и 3 м для сушки сополимеров акрилонитрила; производительность по сухому продукту до 1500 кг/ч.

Для сушки гранулированных или зернистых материалов, в частности, для досушки полимеров непосредственно перед обработкой в экструдерах или прядильных машинах в СССР и за рубежом используются аппараты псевдоожиженного слоя с секторным ротором. Такая конструкция обеспечивает глубокую и равномерную сушку материалов.

Одна из таких сушилок разработана институтом технической теплофизики АН УССР совместно с ВНИИСВ для сушки капроновой крошки в Киевском производственном объединении «Химволокно». Диаметр сушилки 1,1 м, высота 3,2 м. Сушилка разделенная сплошными перегородками на восемь одинаковых секторов. Каждый сектор переходит в нижней части в коническое основание с круглым отверстием, закрытым снизу сеткой. В нижней части аппарата размещена газораспределительная камера, служащая для ввода и распределения теплоносителя по секторам. При сушке продуктов, окисляющихся при контакте с воздухом, в качестве теплоносителя используется азот, циркулирующий в замкнутом контуре. Материал в секторы ротора загружается шнековым дозатором. Ротор в соответствии с установленной на реле времени программой поворачивается через определенные интервалы времени на  $\frac{1}{8}$  окружности. После завершения полного цикла сушки, продолжительность которого составляет от 30 мин до нескольких часов, продукт выгружается при откидывании сетчатого дна каждого из секторов.

Аналогичная конструкция сушилки разработана во ВНИИЖЕ для сушки семян подсолнечника и зерновых продуктов. Сушилка имеет три одинаковые камеры, расположенные одна над другой, с автономной подачей воздуха. Высушиваемый материал, загружаемый в верхнюю камеру, сыпается затем вниз, проходя последовательно через все камеры; выгружается из нижней камеры. При этом две верхние камеры служат для сушки мате-

риала, а нижняя — для его охлаждения холодным воздухом. Каждая камера разделена перегородками на восемнадцать одинаковых секторов.

Подобные аппараты выпускаются рядом зарубежных фирм. В частности, предприятие «Краловопольска стропррия» (ЧССР) изготавливает такие аппараты диаметром до 3 м, предназначенные как для сушки, так и других массообменных процессов (абсорбции, химических реакций).

Известны конструкции аппаратов с вращающимся секторным ротором, в которых подрешеточное пространство оборудовано устройством, позволяющим осуществлять индивидуальный подвод газообразного теплоносителя в каждый сектор. При этом секторы с подводом горячего и холодного газа могут чередоваться, что позволяет осуществлять осциллирующий режим сушки с поочередными циклами нагревания и охлаждения. Такой режим особенно благоприятен при сушке зерновых продуктов, поскольку позволяет глубоко прогреть зерна, избегая их перегрева с поверхности. Известна также конструкция подобного аппарата с колебательным движением ротора. После нескольких колебательных движений относительно какого-либо среднего положения ротор перемещается вперед на новую позицию, отстоящую от предыдущей на расстоянии, равном ширине одного сектора, после чего колебания ротора повторяются. При колебании ротора секторы с материалом поочередно продуваются холодным и горячим воздухом. Такая конструкция позволяет значительно увеличить число циклов нагревания и охлаждения материала.

Известны конструкции сушилок с псевдоожиженным слоем, в которых для перемешивания и гомогенизации высушиваемого материала используются одиночные или парные шнеки, расположенные горизонтально над газораспределительной решеткой. При такой конструкции кроме перемешивания достигается выравнивание времени пребывания материала в аппарате. Кроме того, шнеки обычно используются для дополнительного подвода тепла в слой материала контактным способом. Для этого их изготавливают полыми, а внутрь подают пар или горячую воду. Для предотвращения налипания материала на поверхности два взаимно зацепляемых шнека вращаются с небольшим проскальзыванием один относительно другого. Подобные сушилки разработаны и выпускаются, в частности, западногерманскими фирмами Вернер унд Пфляйдерер и Краусс Маффей. Сушилки предназначены для высушивания широкого класса продуктов от гранулированных и крупнодисперсных до порошкообразных. Начальное влагосодержание материала до 200%, конечное — ниже 0,1%. Скорость вращения шнеков можно варьировать, что позволяет изменять время пребывания материала в аппарате.

В некоторых конструкциях вместо шнеков используют цепные конвейеры. К таким аппаратам относится сушилка, разработанная институтом Гипрококк (г. Харьков) для сушки сульф-

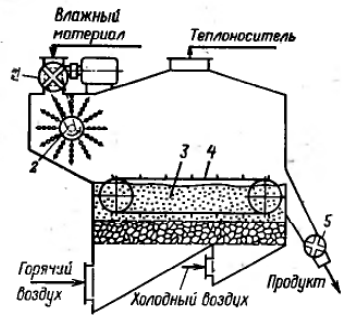


Рис. 5.14. Сушилка для сушки сульфата аммония.

фата аммония (рис. 5.14). Она содержит две зоны с независимой подачей и распределением воздуха: зону сушки 3 и зону охлаждения материала 4. Для загрузки влажного продукта в сушилку служит секторный питатель 1 и цепной забрасыватель 2, имеющий общий привод с питателем. Для выгрузки материала предусмотрен секторный затвор 5. Решетка аппарата двойная с гравиевой засыпкой. В сушилке установлен цепной конвейер, к звеньям которого прикреплены поперечные скребки. Верхняя ветвь конвейера расположена выше слоя материала в аппарате. Производительность сушилки до 7 т/ч при начальном влагосодержании 4%.

**Конструкции газораспределительных решеток.** От конструкции решетки в большой степени зависит структура псевдооживленного слоя. При этом решетка выполняет двойную функцию: равномерно распределяет газовый поток по сечению камеры и поддерживает слой при прекращении подачи газа. Наиболее равномерное распределение газов дают пористые плиты, но для промышленных сушилок они мало пригодны, поскольку забиваются материалом и имеют большое гидравлическое сопротивление. Различают два типа решеток: провальные и беспровальные [15, 54].

Провальная решетка — это перфорированная плита, на которой материал удерживается в процессе работы под действием скоростного напора газа. Неточности изготовления и неровности разметки приводят к неравномерному псевдооживлению и залеганию материала. На рис. 5.15 приведены конструкции провальных решеток.

Конструкции беспровальных решеток показаны на рис. 5.16. Беспровальные решетки бывают трех типов: колпачковые (рис. 5.16, а), представляющие собой плиты из жаропрочного материала, в отверстия которых вставлены сменные сопла — колпачки; двухслойные (рис. 5.16, б), представляющие собой два параллельно расположенных листа, оси отверстий которых смещены одна относительно другой, и многослойные (рис. 5.16, в), имеющие два или несколько параллельно расположенных листов, промежутки между которыми заполнены огнеупорным дробленым материалом. Недостаток решеток с засыпкой состоит в том, что постепенно они могут забиваться высушиваемым материалом. Свободное сечение решеток составляет 3—10%. Нижний предел обычно принимают при работе с малыми ско-

ростями псевдооживления, т. е. при сушке тонкодисперсных материалов с малой плотностью. Диаметр отверстий составляет 1,5—2,5 мм, иногда достигает 5 мм. Тип и геометрические соотношения решеток выбирают в зависимости от свойств материала, размера частиц и скорости псевдооживления.

Для потоков малых концентраций, если скорость витания частиц значительно уменьшается в процессе сушки, используется так называемый режим свободного фонтанирования (аэрофонтанные сушилки). При значительной концентрации частиц в фонтанирующем слое на их движение оказывают влияние соседние частицы; при этом сопротивление слоя потоку газа резко возрастает. Такой плотный фонтанирующий слой по своим свойствам близок к псевдооживленному, но гидродинамически значительно более устойчив, что позволяет высушивать в нем не только сыпучие материалы, но и пасты, суспензии и растворы (сушилки с фонтанирующим слоем инертного носителя) [87, 93, 95].

На рис. 5.17 представлены схемы сушилок с фонтанирующим слоем. Сушилки с тангенциальным подводом (рис. 5.17, а) по сравнению с сушилками с аксиальным подводом газа характеризуются меньшим уносом; в них успешно высушиваются высоковлажные материалы. Распределительная решетка аппарата на рис. 5.17, б более проста по конструкции, в остальном этот аппарат аналогичен предыдущему. Аппарат на рис. 5.17, в отличается от других организованной циркуляцией материала. Для равномерного распределения теплоносителя в нижней части аппарата имеется решетка, выполненная в виде щелей с направляющими.

Для сушки жидких материалов, а также для создания устойчивого фонтанирования прибегают к использованию инертного носителя (стеклянные, металлические или керамические шары, гранулы полистирола, фторопластовая крошка). В процессе сушки жидкий материал диспергируется диспергирующим приспособлением на поверхность инертного материала. Увлажненные частицы инертного носителя перемещаются в зону сушки, где влажный материал высушивается, отделяется от инертных частиц и уносится потоком газобразного теплоносителя.

В НИИХиммаше разработана типовая установка с сушилкой типа

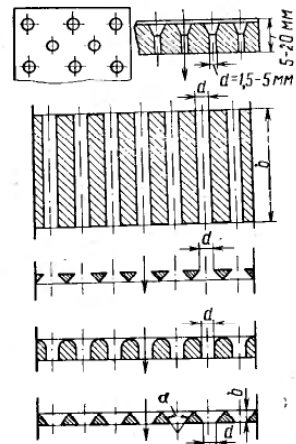


Рис. 5.15. Конструкции провальных решеток.

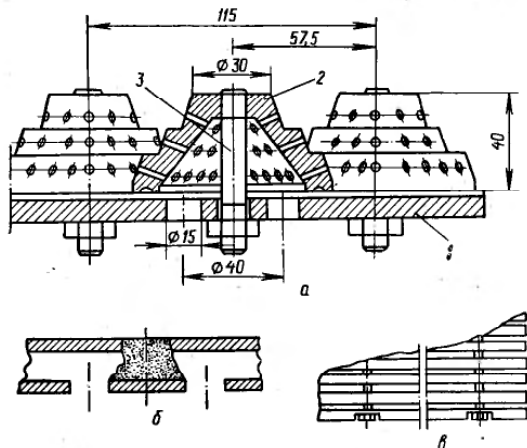


Рис. 5.16. Конструкции беспровальных решеток:  
1 — плита; 2 — колпачок; 3 — винт.

СИН, предназначенная для сушки на инертном носителе [95]. Установка (рис. 5.18) снабжена газовой топкой с газомаслутной горелкой. Дымовые газы из топки поступают в газоздушный теплообменник или непосредственно в сушилку цилиндрико-конической формы с решеткой. Над решеткой установлена горизонтальная двухлопастная мешалка. На решетке расположен инертный носитель, например фторопластовая крошка. Для предотвращения уноса носителя на выходе установлена предохранительная сетчатая перегородка. При работе установки в замкнутом цикле азота (или воздуха) последний направляется в конденсатор для охлаждения и конденсации паров влаги. Производительность сушилки по испаренной влаге составляет

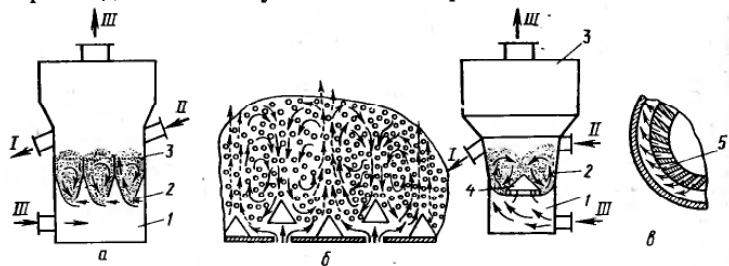


Рис. 5.17. Сушилки с фонтанирующим слоем:  
а — с тангенциальным вводом газа; 1 — камера смешивания; 2 — щель; 3 — рабочая часть аппарата; б — газораспределительная решетка аппарата с вихревым слоем; в — сушилка с организованной циркуляцией материала: 1 — газораспределительная камера; 2 — сушильная камера; 3 — сепарационное пространство; 4 — коническая вставка; 5 — направляющие; I — продукт; II — влажный материал; III — теплоноситель.

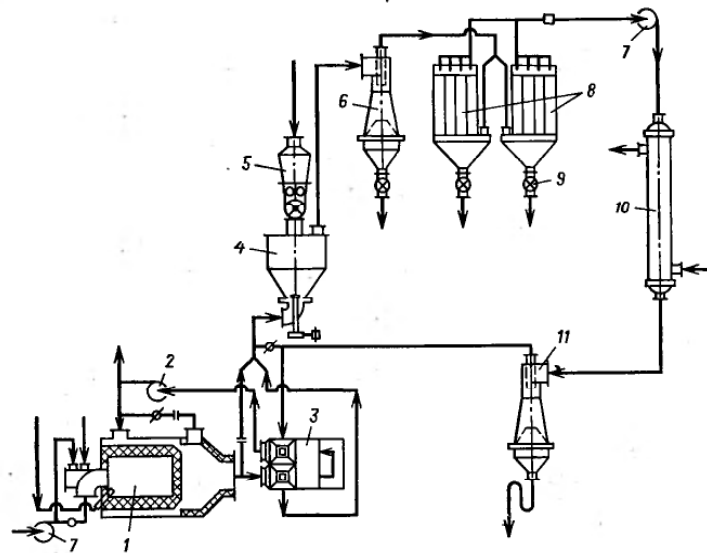


Рис. 5.18. Сушильная установка с сушилкой типа СИН:  
1 — газовая топка; 2 — дымосос; 3 — теплообменник; 4 — сушилка с фонтанирующим слоем, снабженная мешалкой; 5 — питатель; 6, 11 — циклоны с обратным конусом; 7 — вентилятор; 8 — рукавные фильтры; 9 — секторный затвор; 10 — конденсатор.

250—300 кг/ч, объем рабочей камеры 6 м<sup>3</sup>, расход газообразного теплоносителя около 8000 кг/ч.

**Вибрационные сушилки.** Вибрационные сушилки позволяют интенсифицировать процесс сушки дисперсных материалов, поскольку дают возможность сочетать контактный и конвективный подвод тепла. При вибрационном воздействии на дисперсный материал создается устойчивый гидродинамический режим, приемлемый для обработки различных материалов, в том числе слипающихся и комкующихся, а также обеспечивается равномерное время пребывания частиц материала в аппарате.

Вибрационные сушилки различаются рядом конструктивных особенностей, типом привода, способом подвода тепла к материалу. По конструктивному признаку их можно разделить на две группы: горизонтальные лотковые и вертикальные. По гидродинамическому режиму их можно разделить на сушилки с виброаэрокипящим и виброкипящим слоем [94].

Режим виброаэрокипящего слоя создается в аппаратах, в которых дисперсный материал псевдооживляется под действием как вибрационных воздействий, так и газового потока, поступающего через перфорированное днище. Такой режим сушки используется для крупнозернистых комкующихся материалов,

а также тонкодисперсных материалов, склонных к каналообразованию и агломерации частиц. В аппаратах с виброкипящим слоем псевдоожижение материала осуществляется лишь под воздействием вибрационных колебаний. При этом тепло к материалу может подводиться как контактным, так и комбинированным способом. Такие сушилки используют, главным образом, для материалов с хорошими сыпучими свойствами.

Наиболее распространенными являются горизонтальные вибросушилки лоткового типа. Скорость перемещения материала в сушилке может варьироваться изменением угла наклона рессор, амплитуды и частоты колебаний, а также скорости газообразного теплоносителя, подаваемого в подрешеточное пространство сушилки. Сушилки такого типа выпускаются как отечественной промышленностью, так и некоторыми зарубежными фирмами. Площадь решетки составляет 0,5—10 м<sup>2</sup>, а удельный съем влаги с единицы поверхности 30—70 кг/м<sup>2</sup>.

Генераторами колебаний в вибрационных сушилках обычно служат спаренные вибраторы с круговыми колебаниями частотой 20—35 Гц. Часть газораспределительной решетки сушилки можно использовать для охлаждения высушенного материала холодным воздухом. Ведущим отечественным предприятием, разрабатывающим вибрационные сушилки, является НИИХиммаш, где для сушки ряда химических продуктов, главным образом полимерных, создан ряд горизонтальных сушилок с виброаэрокипящим слоем, поверхность решеток которых составляет 0,6—8 м<sup>2</sup>. Для увеличения количества тепла, подводимого к материалу, сушилки оборудованы оребренными трубами, погруженными в слой. Сушилка содержит две последовательно расположенные зоны сушки, в которые подается газообразный теплоноситель с различной температурой и влажностью. Вторую зону можно использовать также для охлаждения высушенного материала. Производительность сушилок конструкции НИИХиммаша находится в пределах 40—10 000 кг/ч.

Подобные вибрационные сушилки разработаны также другими отечественными предприятиями, например ВНИЭКИПродмашем, ИРЕА, ИТМО АН БССР и др. В НИИХиммаше разработана также конструкция сушилки псевдоожиженного слоя с встроенными в слой вибрирующими поверхностями нагрева, предназначенная для сушки полиэтилена от органических растворителей в токе азота. Сушилка имеет две зоны сушки и одну зону охлаждения. Производительность сушилки по сухому продукту до 10 т/ч. Использование вибрирующих поверхностей нагрева, имеющих форму оребренных труб, позволяет увеличить количество подводимого тепла в 3—4 раза.

Сотрудниками Львовского политехнического института разработана оригинальная вибрационная сушилка для гранулированных комбикормов производительностью 1 т/ч [31]. Отличительная особенность конструкции заключается в том, что газораспределительная решетка имеет не плоскую, а криволиней-

ную поверхность, состоящую из нескольких желобов U-образного профиля. Сушильная камера крепится пружинами к раме и приводится в действие четырьмя инерционными вибраторами, которые расположены попарно за пределами сушильной камеры симметрично вдоль желобов решетки. Желобчатая форма газораспределительной решетки в сочетании с вибрационным воздействием позволяет обеспечить движение твердых частиц по винтообразным траекториям, что интенсифицирует процесс сушки и выравнивает время пребывания отдельных частиц. Продолжительность времени пребывания материала в зоне сушки от 2 до 10—12 мин; количество испаряемой влаги 150—170 кг/ч.

Для равномерного распределения теплоносителя перфорированную решетку желоба предложено выполнять с постепенно уменьшающейся к периферии площадью сечения. В ЛПИ разработана конструктивная модификация описанной выше сушилки. Сушилка состоит из одного или нескольких вибрирующих горизонтальных барабанов, перфорированных снизу и открытых сверху [32]. Такое выполнение позволяет повысить жесткость и надежность конструкции. Сушилка типа СВС-2 с двумя барабанами диаметром 800 мм и длиной 3 м разработана для сушки гранулированных пластмасс во Львовском производственном объединении «Электрон». Расчетная производительность сушилки 4—5 т/ч.

#### 5.6. ПНЕВМАТИЧЕСКИЕ СУШИЛКИ

В пневматических сушилках сушка материалов осуществляется в процессе их транспортирования газообразным теплоносителем. Пневматические сушилки используют для сушки дисперсных материалов. Чаще всего сушилка представляет собой вертикально расположенную трубу, где в режиме, близком к режиму идеального вытеснения, газозвесь перемещается обычно снизу вверх. Время пребывания материала в зоне сушки составляет несколько секунд. Скорость газа в трубе-сушилке выбирают в несколько раз больше скорости витания частиц наиболее крупных фракций высушиваемого материала [46, 81, 87, 93, 95].

Разработаны трубы-сушилки самых разнообразных конструкций, позволяющие высушивать материалы с широким интервалом свойств и требований к готовому продукту. Например, НИИХиммашем разработаны два типоразмера одноступенчатых труб-сушилок ТС-1, ТС-1-375 для относительно малотоннажных производств (производительность по испаренной влаге до 250 кг/ч) и ТС-1-1200 для многотоннажных производств (производительность по испаренной влаге до 1000 кг/ч).

Установка ТС-1-375 (рис. 5.19) состоит из трубы-сушилки 3 диаметром 375 мм и высотой 12 м (диаметр расширителя 600 мм), двухшнекового питателя 1, бункера с ворошителем 2, циклонов 4, 5, секторных затворов 7, расположенных по два под

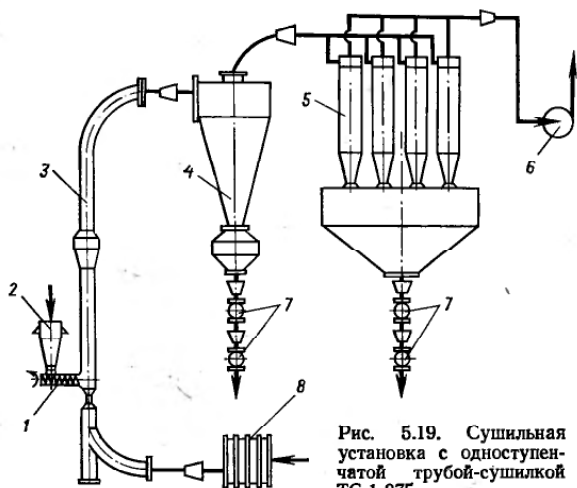


Рис. 5.19. Сушильная установка с одноступенчатой трубой-сушилкой ТС-1-375.

каждым из циклонов (для исключения подсосов), четырех калориферов 8 и хвостового вентилятора 6. Установка рассчитана на испарение до 250 кг/ч влаги и подачу 8000 м<sup>3</sup>/ч воздуха с нагревом последнего до 160 °С. Эту установку можно использовать для сушки материалов со свободной и слабосвязанной влагой. Основное ее назначение — сушка относительно термочувствительных минеральных солей в мало- и среднетоннажных производствах.

Установка ТС-1-1200 (рис. 5.20) предназначена для сушки термостойких солей многотоннажных производств. Применительно к производству хлористого калия производительность установки составляет 200 т/ч. Она содержит трубу-сушилку 4 диаметром 1200 мм, которая имеет штуцер для ввода дымовых газов из топки 9. Участок трубы, примыкающий к откатной топке, имеет футеровку, предохраняющую трубу от прогорания. На участке от гидрозатвора 10 до места ввода продукта (т. е. на участке с наиболее высокой температурой теплоносителя, достигающей 900 °С) труба имеет рубашку с воздушным охлаждением. Воздух из рубашки используется при подаче продукта в трубу-сушилку [93].

Исходный продукт из бункера 5 объемом 60 м<sup>3</sup> трехшнековыми дозаторами 6 подается в центробежные питатели 8, установленные на диаметрально противоположных сторонах трубы-сушилки. Вместо центробежных питателей можно использовать пневматические. Продукт вместе с отработанным теплоносителем (дымовыми газами) из трубы-сушилки поступает в разгрузочную камеру 3, предназначенную для сепарации продукта и

снижения его температуры (температура продукта, поступающего в камеру, составляет 90 °С, влажность менее 0,5%; после разгрузочной камеры 60 °С, влажность около 1%). Роль хладоагента в разгрузочной камере выполняет исходный продукт, подмешиваемый к высушенному, который вводится в нее через дополнительный бункер с виброактиватором 1 и эжектор 2. Из разгрузочной камеры продукт выгружается двумя потоками через двойные затворы 7. Теплоноситель очищается в циклоне 11 и мокром пылеуловителе 12.

Установка ТС-1-1200, разработанная для сушки хлористого калия, пригодна для широкого круга продуктов в условиях многотоннажных производств.

Необходимо отметить, что трубы-сушилки могут обеспечить активный гидродинамический режим сушки только при условии нестационарного взаимодействия фаз по всему сушильному тракту. В длинных трубах нестационарные условия взаимодействия фаз обеспечиваются только на разгонном участке, поэтому рационально конструировать трубы-сушилки переменного по высоте диаметра (например, с расширителями) с использованием эффектов закручивания потоков, фонтанирования и т. п., а длина прямолинейных участков постоянного диаметра, как правило, не должна превышать длину разгонных участков.

Для материалов, время сушки которых больше времени пребывания твердых частиц в одноступенчатой сушилке. НИИХиммашем разработана двухступенчатая типовая труба-сушилка ТС-2 [93, 95].

Двухступенчатая установка типа ТС-2-600 (рис. 5.21) разработана для сыпучих материалов типа суспензионного поливинилхлорида. Каждая из ступеней установки имеет самостоятельную систему подогрева, подачи и очистки теплоносителя. В первой ступени высушивается влажный продукт, поступающий на сушку, а во второй — подсушенный продукт после первой ступени. Установка может работать с выбросом очищенного теплоносителя в атмосферу после каждой ступени или с возвратом теплоносителя после сухой очистки II ступени в нижнюю часть трубы-сушилки I ступени.

Труба-сушилка I ступени диаметром 600 мм имеет смешительную камеру диаметром 900 мм с тангенциальным подводом газозвеси и охлаждающую рубашку для предотвращения налипания продукта на

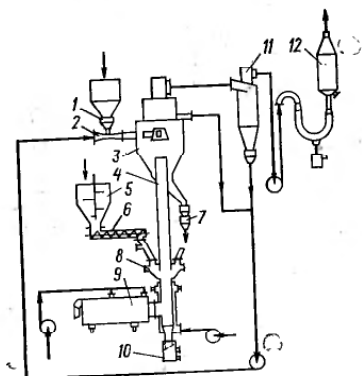


Рис. 5.20. Сушильная установка с одноступенчатой трубой-сушилкой ТС-1-1200.

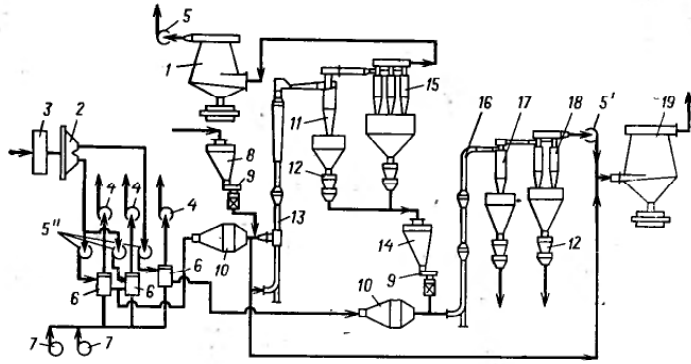


Рис. 5.21. Сушильная установка с двухступенчатой трубой-сушилкой ТС-2-600.

горячие стенки. Длина трубы-сушиллки от точки ввода теплоносителя 17 м. На этой длине труба имеет расширитель диаметром 1000 мм, аэрофонтанную камеру диаметром 1200 мм для создания нестационарного гидродинамического режима, а также компенсатор. Ввод в циклон осуществляется через колено или поворотную головку.

Влажный продукт из бункера 8 тарельчатым питателем 9 подается в эжектор на входе в смесительную камеру трубы-сушиллки первой ступени 13. Теплоноситель очищается от продукта последовательно в циклоне 11 и группе из шести циклонов 15. Продукт через двойные пылевые затворы 12 поступает в бункер 14 второй ступени, а отработанный теплоноситель вентилятором 5 подается в аппарат мокрой очистки 1, после которого выбрасывается в атмосферу. Из бункера 14 подсушенный продукт тарельчатым питателем подается в эжекторное устройство на входе в трубу-сушиллку второй ступени.

Труба-сушиллка второй ступени 16 (диаметром 600 мм, высотой 12 м) имеет два расширителя диаметром 1000 мм. Теплоноситель после трубы-сушиллки второй ступени очищается последовательно в циклоне 17 и группе из четырех циклонов 18. Затем вентилятором 5' подается либо на мокрую очистку в циклон-промыватель 19, либо на вход трубы-сушиллки первой ступени. Готовый продукт из циклонов 17 и 18 выгружается двойными пылевыми затворами 12'.

Система подготовки и нагрева теплоносителя для труб первой и второй ступеней состоит из двух паровых калориферов 3, самоочищающегося масляного фильтра 2, кожухотрубчатых воздухоподогревателей 6 с топками, вентиляторов 5'' и дымососов 4 соответственно на подаче воздуха в топку 10 и выбросе дымовых газов. Вентиляторы 5'' обеспечивают подачу воз-

духа из масляного фильтра в воздухоподогреватели 6 и далее через фильтры 2 для очистки воздуха в сушилку.

Установка обеспечивает нагревание воздуха, подаваемого в первую ступень, до 300 °С, во вторую — до 150 °С. Производительность установки по сухому продукту достигает 3000 кг/ч, по испаренной влаге 1000 кг/ч. Количество воздуха, подаваемого на первую ступень, составляет 12 000 кг/ч (без учета воздуха рециркулирующего из второй ступени), во вторую ступень 6500 кг/ч.

Возврат очищенного от пыли теплоносителя после второй ступени позволяет более полно использовать тепло, а рециркуляция высушенного продукта дает возможность обрабатывать пастообразные и липкие продукты, которые при смешении с сухим продуктом приобретают сыпучие свойства.

В институте обогащения твердых горючих ископаемых для сушки дробленого каменного угля разработана пневматическая сушилка, рабочий участок которой имеет форму трубы Вентури [135]. Скорость газового потока в горловине трубы Вентури может превышать 100 м/с, что не только способствует интенсификации конвективного теплообмена, но и обуславливает механическое удаление поверхностной влаги, так как срывается водяная пленка с твердых частиц. Подобные аппараты можно использовать также для сушки других продуктов, имеющих поверхностную влагу, например солей и минеральных удобрений.

Для улучшения процесса сушки материалов с высокими адгезионными свойствами разработана сушилка с противоточно-прямоточным движением фаз, в которой достигаются высокие относительные скорости фаз; при этом почти в два раза сокращается высота сушильного агрегата.

Простым и эффективным способом интенсификации теплообменных процессов в потоках газозвеси является увеличение относительной скорости фаз, обеспечиваемое центробежной силой, которая возникает при движении газозвеси по винтовой или спиральной траектории. Такой способ интенсификации процесса сушки реализуется в аппаратах с винтовыми вставками и плоскими спиралями.

В МИХМе совместно с НИИполимеров разработана конструкция сушилки с плоским спиральным каналом, расположенным в горизонтальной плоскости. Сушиллка заблокирована с циклоном, в котором происходит сепарация частиц (рис. 5.22).

Газозвесь материала через штуцер 6 подается в спиральный канал 5, образуемый между днищем 8, корпусом 1, крышкой 2 и спиральной лентой 3, где и осуществляются процессы тепло-массообмена. Затем газозвесь попадает в сепарирующую камеру 7 для разделения фаз. Сухой продукт выводится через отверстие в конической части камеры, а газ — через патрубков 4. Известно много модификаций такой конструкции. Недостатком спиральных сушилок с плоской спиралью, закрученной к центру, является ограниченный расход теплоносителя

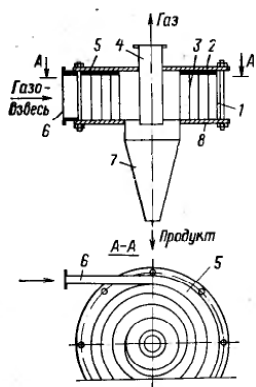


Рис. 5.22. Сушилка с плоским спиральным каналом, расположенным в горизонтальной плоскости.

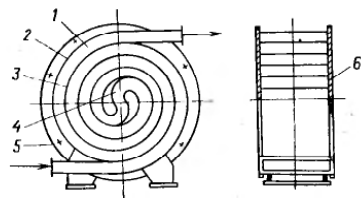


Рис. 5.23. Сушилка со спиральным каналом в виде плоской двойной спирали, расположенной в вертикальной плоскости:  
1 — спиральный канал; 2, 3 — спиральные ленты; 4 — S-образный переход; 5 — стенка; 6 — крышка.

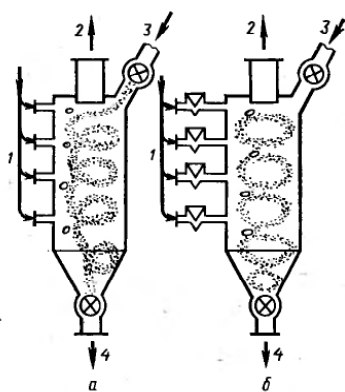
вследствие чрезмерного повышения гидравлического сопротивления. На практике использование сушилок этого типа ограничено расходом сушильного агента (12—15 тыс. м<sup>3</sup>/ч).

Более совершенную представляет собой разработанная МИХМом и НИИполимеров конструкция сушилки со спиральным каналом в виде плоской двойной спирали, расположенной в вертикальной плоскости (рис. 5.23) [81]. Сушилка имеет спиральный канал, по которому газозвесь движется первоначально от периферии к центру, а затем от центра к периферии. Гидравлическое сопротивление сушилки составляет 1—2,5 кПа. Преимуществами данной пневмосушилки по сравнению с прямоствольными являются более высокая интенсивность процесса, малые габариты и металлоемкость. Сушилка используется для сушки полимерных материалов и пищевых продуктов.

Среди зарубежных конструкций пневмосушилок со спиральным потоком теплоносителя наиболее известны сушилки системы «Рурская химия», предназначенные, главным образом, для сушки порошкообразных полимерных материалов от органических растворителей. Сушилка состоит из обогреваемой внешней трубы, внутрь которой вставлена другая труба, также обогреваемая и оборудованная специальными лопастями. Продукт транспортируется газом по спиральным каналам между обеими трубами. При этом он прижимается центробежной силой к внутренней поверхности внешней трубы, что обуславливает интенсивную теплоотдачу от ее поверхности к высушиваемому материалу. Высушенный материал отделяется от транспортирующего газа в циклоне. Насыщенный влагой теплоноситель регенерируется в контактном теплообменнике. Для предотвращения налипания материала на стенку аппарата внутренняя вставка может вращаться со скоростью около 10 об/мин. В сушилке западногерманской фирмы «Карл Фишер» налипание материала на

Рис. 5.24. Циклонные сушилки с регулируемым временем пребывания материала:

1 — подвод сушильного агента; 2 — выход отработанного агента суши; 3 — загрузка влажного материала; 4 — выгрузка высушенного материала.



стенки предотвращается тем, что предварительная подсушка его осуществляется в пневмотрубе с прямыми стволом.

Другими разновидностями пневмосушилок с закрученными потоками являются циклонные и вихревые сушилки.

В НИИхиммаше для сушки полистиролов разработана установка с цилиндрической сушильной камерой, внутри которой имеется центральная труба, опущенная почти до самого низа. В верхнюю часть циклонной камеры тангенциально подается сушильный агент. Влажный материал загружается либо непосредственно в циклонную камеру, либо в поток горячего газа на входе в нее. Затем газозвесь по спиральной траектории движется вниз по кольцевому каналу, образованному внутренней поверхностью стенки камеры и наружной поверхностью центральной трубы. Далее она проходит по центральной трубе и покидает сушильную камеру в верхней ее части. Высушенный материал осаждается в циклоне-разгрузителе, а отработанный газ направляется в систему пылеочистки. Для санитарной очистки воздуха установлен циклон ЛИОТ. Производительность установки 2 т/ч полистирола с остаточной влажностью менее 1%.

Фирмой «Шильде» (ФРГ) разработаны циклонные сушилки (рис. 5.24) с несколькими тангенциальными вводами теплоносителя по высоте цилиндрической камеры и регулируемым временем пребывания материала в аппарате. При этом движение материала может быть спиральным (рис. 5.24, а), если газ непрерывно подается во все вводы со скоростью не более 5—20 м/с, или в виде прерывистых колец (рис. 5.24, б), если предусмотрена поочередная подача газа в тангенциальные вводы (сверху вниз) с большими скоростями (до 100 м/с). В последнем случае образуется кольцевой слой циркулирующего материала, сначала у верхнего ввода, а затем, после мгновенного прекращения или уменьшения подачи газа, у следующего ввода и т. д. Продолжительность пребывания материала в зоне сушки, особенно по второму режиму работы, можно регулировать в широких пределах (до 10 мин).

Высушенный продукт отделяется от теплоносителя в конической части камеры под воздействием центробежных сил и че-

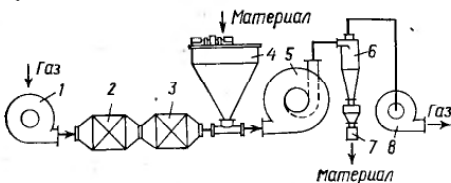


Рис. 5.25. Дисквая вихревая сушилка НИИХиммаша:  
1 — головной вентилятор; 2 — паровой калорифер; 3 — электрический калорифер; 4 — бункер влажного продукта; 5 — вихревая камера; 6 — циклон; 7 — сборник продукта; 8 — отсасывающий вентилятор.

рез секторный затвор выгружается из камеры, а отработанный газ покидает сушилку через штуцер в верхней ее части. Загружают влажный материал в верхней части камеры секторным питателем. Циклонные сушилки — высокоинтенсивные и компактные аппараты, предназначены, главным образом, для удаления поверхностной влаги из полидисперсных сыпучих материалов, не налипающих на стенки аппарата.

Из аппаратов с закрученными потоками сушильного агента наибольший интерес представляют вихревые сушилки. Особенность их — циркулирующий слой материала. По гидродинамической модели процесса они значительно ближе к аппаратам идеального смешения, чем циклонные сушилки или трубы с винтовыми вставками. В вихревых сушилках в отличие от циклонных закрутка потока происходит около горизонтальной оси.

Различают барабанные и дисковые вихревые сушилки с круглым сечением. Барабанные разрабатываются фирмой Бюттнер (ФРГ). Принцип работы сводится к следующему. Сушильный агент из топки поступает в распределительный короб и через узкую щель вводится тангенциально в сушильную камеру. На пути газа установлены направляющие пластины, которые придают винтовое вращение теплоносителю в барабане. Материал, подаваемый питателем, захватывается воздушным потоком и движется вместе с ним по спирали к противоположному концу барабана. Высушенный продукт отделяется в циклоне. Фирма Бюттнер изготавливает сушилки подобного типа диаметром 1,3—3 м и длиной 4,2—12 м.

Дисковые вихревые сушилки разрабатываются в НИИХиммаше. Их преимущество — весьма активный гидродинамический режим, что связано с высокими относительными скоростями газа и частиц, регулируемым временем пребывания материала и равномерностью его обработки. Последнее затруднительно в вихревых сушилках барабанного типа.

Дисковые вихревые сушилки предназначены для широкого круга сыпучих и волокнистых материалов, содержащих как свободную, так и связанную влагу. Время пребывания материала в слое в несколько раз больше, чем в трубах с винтовой вставкой. На рис. 5.25 представлена схема вихревой сушилки НИИХиммаша. Сушка осуществляется воздухом, нагретым в топке или в последовательно расположенных паровом и электрическом калориферах. Сушильный агент подается в камеру

по периферии тангенциально вместе с влажным материалом (последний можно подавать сразу в сушильную камеру). Влажный материал подхватывается закрученным газовым потоком и образует в периферийной зоне камеры кольцевой вращающийся слой. На частицы действуют центробежные силы, поэтому они движутся преимущественно по наружной поверхности кольцевого слоя. По мере подсыхания частицы перемещаются к его внутренней поверхности и выносятся из аппарата вместе с охлажденным воздухом через улитку на торцевой стенке камеры в систему улавливания. Сопротивление сушильной камеры 1,5—2,0 кПа.

В НИИХиммаше разработано несколько типоразмеров вихревых сушилок с сушильной камерой диаметром от 500 до 1000 мм, предназначенных для сушки дисперсных и волокнистых материалов. Производительность установок по сухому продукту от 50 до 1000 кг/ч; расход воздуха от 400 до 10 000 м<sup>3</sup>/ч. Эти сушилки успешно работают на многих промышленных предприятиях Минхимпрома.

В ТашПИ разработана вихревая камера для сушки высоковлажных волокнистых материалов, представляющая собой полый диск диаметром 2000 мм и шириной 1000 мм с тангенциальным вводом теплоносителя. На входе в камеру расположена регулирующая лопатка, определяющая время пребывания материала в аппарате. Такая сушилка внедрена в Энгельском производственном объединении «Химволокно» в цехе хлопкоочистки для сушки хлопковой целлюлозы влажностью 55—60% до 8—10%. Вихревая камера работает под разрежением. Производительность сушилки по исходному материалу 1300 кг/ч, по расходу воздуха 2700 м<sup>3</sup>/ч, начальная температура теплоносителя 260 °С. Экономический эффект от внедрения одной сушилки, обусловленный повышением качества высушиваемого продукта и конструктивными особенностями камеры, превышает 30 тыс. рублей.

## 5.7. КОМБИНИРОВАННЫЕ СУШИЛКИ

Наиболее перспективными для сушки трудносохнущих материалов являются комбинированные аппараты, в которых осуществляется сушка при равных гидродинамических режимах, что позволяет существенно интенсифицировать процесс.

Влажные материалы со свободной и связанной влагой часто имеют высокое начальное влагосодержание и ярко выраженные адгезионно-когезионные свойства. В таких случаях первая ступень сушки должна обеспечивать дезагрегацию слипающихся и комкующихся материалов, что может быть достигнуто в цилиндрическом аппарате с быstroходной мешалкой при повышенных скоростях воздуха при условии выноса подсушенного продукта в режиме пневмотранспорта во вторую ступень — камеру досушки [95]. Такую конструкцию имеет аппарат, являющийся



первой ступенью (подсушивателем) комбинированных циклонных КЦС (рис. 5.26) и аэрофонтанных КАС (рис. 5.27) сушилок. В нижней части подсушивателя образуется интенсивно «кипящий» слой (иногда его называют слоем вихревого кипения), переходящий в верхней части аппарата в пневмотранспорт дезагрегированного (с помощью быстроходной мешалки) продукта. Повышенная скорость воздуха (скорость воздуха на сечение подсушивателя выше скорости витания частиц подсушенного продукта с влажностью, близкой к максимальной гигроскопической) и высокая влажность материала способствуют тому, что влагосъем в подсушивателе достигает  $1000 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . Таким образом, гидродинамический режим подсушивателя весьма существенно отличается от режима в аппаратах с классическим псевдооживленным слоем.

Вторая ступень комбинированных циклонных сушилок представляет собой циклонную камеру (аппарат КЦС), а комбинированных аэрофонтанных сушилок — аэрофонтанную камеру (аппарат КАС). Вопрос о применении того или иного вида комбинированных сушилок (КЦС или КАС) для сушки высоковлажных материалов с ярко выраженными адгезионно-когезионными свойствами должен решаться в каждом конкретном случае в зависимости от свойств высушиваемого продукта. Если продукт в процессе сушки в подсушивателе приобретает сыпучие свойства, то целесообразно его досушивать в циклонной камере. Весьма большое количество таких высоковлажных широкопористых продуктов, проявляющих сыпучие свойства при

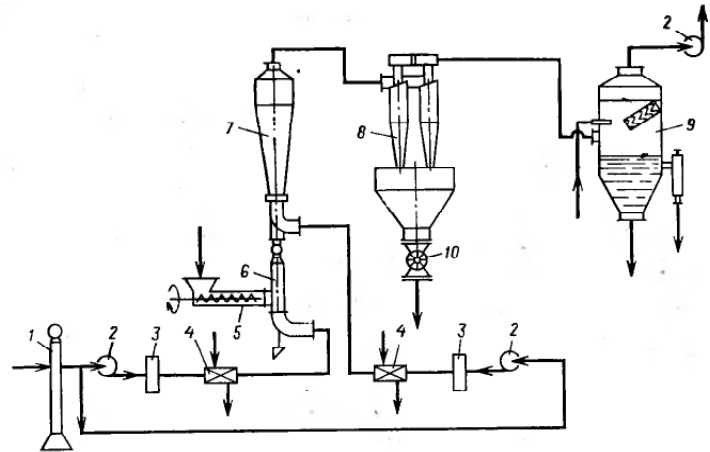


Рис. 5.27. Комбинированная аэрофонтанная сушилка КАС:  
1 — масляный фильтр; 2 — вентиляторы; 3 — тканевые фильтры; 4 — калориферы; 5 — питатель; 6 — подсушиватель; 7 — аэрофонтанная камера; 8 — батарейный циклон; 9 — мокрый пылеуловитель; 10 — секторный затвор.

удалении свободной влаги, обусловило принятие аппарата ЦКС в качестве типового.

Комбинированную сушилку типа КАС можно рекомендовать для сушки высоковлажных материалов со свободной и связанной влагой и адгезионно-когезионными свойствами. Основными аппаратами установки КЦС-1000 (см. рис. 5.26) являются подсушиватель 2 с мешалкой и циклонная сушилка 3. Влажный материал из бункера 1 с ворошителем двухшнековым питателем загружается в подсушиватель 2, под решетку которого вентилятором 10 подается воздух, очищенный в фильтрах 9 и нагретый в паровых калориферах 11. Подсушенный материал потоком первичного воздуха выносится из подсушивателя и вместе с вторичным воздухом, подаваемым после очистки в фильтре 12 вентилятором 13 и нагретым в паровых калориферах 14, поступает в циклонную сушилку 3, где осуществляется досушка его в нестационарном гидродинамическом режиме; высушенный продукт с теплоносителем поступает в циклон 4. Отработанный теплоноситель очищается далее в группе из четырех циклонов 5 и в мокром центробежном скруббере 6. На выбросе воздуха из установки установлен вентилятор 7. Продукт из циклонов 4 и 5 выгружается через секторные затворы 8.

Установка комбинированной аэрофонтанной сушилки КАС-1100 (см. рис. 5.27) во многом сходна с рассмотренной установкой КЦС-1000. Основными аппаратами являются подсушиватель 6, аналогичный по конструкции подсушивателю в

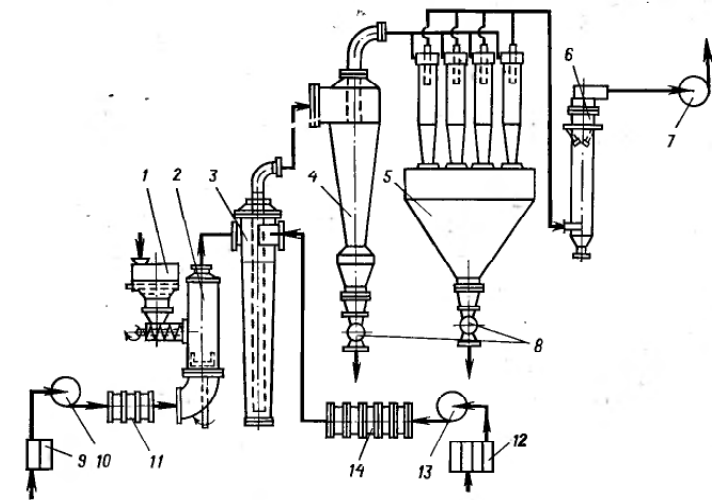


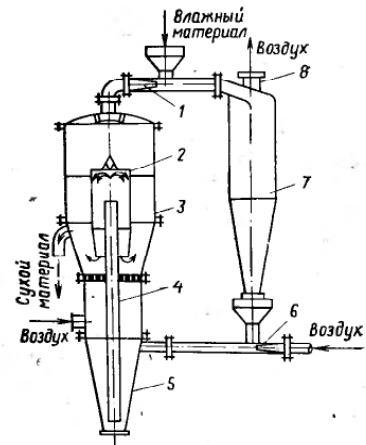
Рис. 5.26. Комбинированная циклонная сушилка КЦС.

Таблица 5.2. Основные характеристики типовых установок КЦС и КАС

Типоразмер	Расход воздуха, м³/ч		Количество подсушенного материала		Размеры, мм			Комплектуемое оборудование				
	общий	на питатель	подсушенного материала	на питатель	сушилки		циклон	мокрый пылеуловитель	питатель	вентилятор		
					диаметр	высота					I ступени	II ступени
КЦС-300	800	400	54	15	300	1500	150	600	ЦН-15, D=250	Ротоклон	Шлозовый	ВД-2 (2 шт.), ВД-5, ВВД-8, ВД-4
КЦС-500	3200	1600	230	55	500	2500	273	1000	ЦН-15, D=450	ЛИОТ ЦВП-443	Шнековый, D=120	ВД-5 (2 шт.), ВВД-8, ВД-4
КЦС-600	3900	2000	270	70	600	3000	300	1200	ЦН-15, D=550	—	Шлозовый	ВД-5 (2 шт.), ВВД-8, ВД-4
КЦС-800	6500	4000	460	120	800	4000	400	1600	СКЦН-34, D=800, 2 шт.	ЛИОТ ЦВП-443	Шнековый, D=120	ВД-5 (2 шт.), ВВД-8, ВД-4
КЦС-1000	14200	4500	1000	250	1000	5000	500	2000	Группа из 4 ЦН-11, D=630	Центробежный скруббер ВТИ ЦС-8/800	Двухшнековый	ВД-9, ВВД-8 (2 шт.), ВД-11, ВД-2 (2 шт.), ВД-5, ВВД-8, ВД-4, ВВД-8
КАС-300	800	400	54	15	300	1500	150	600	ЦН-15, D=250	Ротоклон	Шлозовый	ВД-2 (2 шт.), ВД-5, ВВД-8, ВД-4, ВВД-8
КАС-1100	7800	4500	540	150	1100	4500	500	2000	Группа из 4 циклонов ЦН-15, D=400	Мокрый пылеуловитель МЧ-4	Шнековый, D=120	ВД-9, ВВД-8 (2 шт.), ВД-11, ВД-2 (2 шт.), ВД-5, ВВД-8, ВД-4, ВВД-8
КАС-1400	19400	10 000	1340	350	1400	5600	700	2800	СКЦН-34, D=2000	Скруббер центробежный ВТИ, D=1000	Шнековый	ВД-9 (2 шт.), ВВД-11

Рис. 5.28. Комбинированная сушилка ИХТИ:

1 — пневмопитатель влажного материала; 2 — стакан; 3 — сушилка с псевдооживленным слоем; 4 — пневмотруба; 5, 7 — циклоны; 6 — пневмопитатель подсушенного материала; 8 — заслонка.



КЦС, и аэрофонтанная сушилка 7 диаметром 1100. Способ подготовки теплоносителя и подачи его в подсушиватель и аэрофонтанную камеру аналогичен способу на установке КЦС.

Материал подается в подсушиватель шнековым питателем 5; улавливание высушенного продукта и пылеочистка теплоносителя осуществляются группой из четырех циклов 8 диаметром 550 мм и мокрым пылеуловителем — ротоклоном 9. При сушке продуктов, требующих высокой чистоты, используются дополнительные масляный 1 и тканевый 3 фильтры для очистки воздуха, подаваемого в установку. Если к чистоте продукта не предъявляются специальные требования, то фильтры можно исключить. Аппараты КЦС и КАС нормализованы [122]. На базе этих аппаратов разработаны типовые установки, основные характеристики которых приведены в табл. 5.2.

Производительность установок по испаренной влаге рассчитана из условий температуры воздуха соответственно подаваемого 160 °С и отходящего 70 °С.

Сушилки КЦС и КАС хорошо проявили себя в промышленных условиях. В производстве поливинилбутирала работает установка комбинированной аэрофонтанной сушилки КАС-1100, показатели которой превосходят проектные [93, 95].

Оригинальна конструкция комбинированной сушилки с псевдооживленным слоем Ивановского химико-технологического института (рис. 5.28), представляющая собой комбинацию эжектора и циклона. Сушилка проста по конструкции и компактна.

Сушилка работает следующим образом: влажный материал подается пневматическим питателем в циклон 7, где подсушивается газами, выходящими из сушилки с псевдооживленным слоем 3. При этом пыль, выносимая из сушилки с псевдооживленным слоем, налипает на влажный материал, что приводит к снижению уноса из аппарата. Подсушенный материал из питателя транспортируется в циклон 5, где в основном и высушивается. Далее по трубе 4 материал транспортируется в сушилку псевдооживленного слоя 3, под решетку которой подается свежий поток теплоносителя, досушивающий материал до заданной

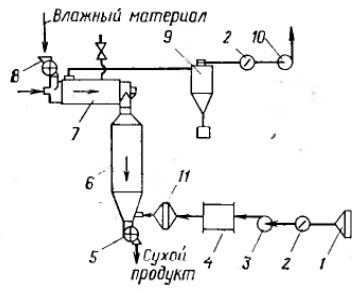


Рис. 5.29. Комбинированная противоточная сушилка:  
1 — фильтр; 2 — регулирующее устройство; 3, 10 — вентиляторы; 4 — осушитель; 5 — разгрузочный клапан; 6 — сушильная колонна; 7 — барабанная сушилка; 8 — питатель; 9 — циклон; 11 — калорифер.

конечной влажности. Оба потока отработанного теплоносителя поступают через пневмопитатель 1 в циклон 7, откуда отводятся наружу.

Высокую экономичность процесса и хорошее качество продукта обеспечивает комбинированная противоточная сушилка (рис. 5.29), предназначенная для глубокой сушки полимеров.

Влажный материал подается питателем 8 в барабанную сушилку 7, оснащенную гребковым ротором, затем движется противотоком по отношению к воздуху, поступающему из второй ступени. Далее материал поступает в сушильную колонну 6, где свободно опускается под действием силы тяжести навстречу потоку воздуха, предварительно очищенного в фильтре 1, осушенного в осушителе 4 и нагретого в калорифере 11. Высушенный продукт выгружается через разгрузочный клапан 5, а воздух, очищаясь в циклоне 9, отводится вентилятором 10 из установки.

В НИИхиммаше разработана типовая комбинированная установка, предназначенная для сушки полиэтилена или полипропилена от бензина в замкнутом цикле азота. Установка содержит циклонную сушилку, предназначенную для предварительной сушки полиэтилена, и сушилку с псевдооживленным слоем и вибрирующими поверхностями нагрева, которая служит для досушки полиэтилена до остаточного содержания бензина 0,001 кг/кг. Влажный материал подается в циклонную сушилку через эжекторный питатель. Сушилка псевдооживленного слоя имеет три последовательно расположенные зоны сушки,

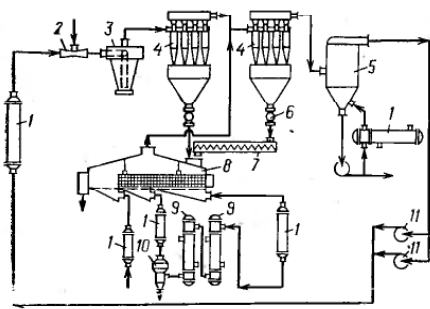


Рис. 5.30. Комбинированная сушилка для сушки полиэтилена (или пропилена) от бензина в замкнутом цикле азота:  
1 — теплообменник; 2 — эжекторный питатель; 3 — циклонная сушилка; 4 — циклон; 5 — циклонно-пенный скруббер; 6 — секторный затвор; 7 — шнековый транспортер; 8 — сушилка псевдооживленного слоя с вибрирующими поверхностями нагрева; 9 — конденсаторы; 10 — каплеотбойник; 11 — газодувки.

в первые две из которых подается бензоазотная смесь с различным содержанием компонентов, а в последнюю ступень — чистый азот, одновременно используемый для компенсации потерь азота через неплотности установки и вместе с выгружаемым продуктом. Схема установки приведена на рис. 5.30. Производительность установки по сухому продукту 5000 кг/ч, по испаряемому бензину — 8000 кг/ч. Данную сушильную установку можно использовать также для сушки различных полимерных материалов от воды в разомкнутом цикле воздуха.

В заключение следует отметить, что комбинированные сушильные установки могут использоваться не только для сушки, но и для проведения комплексных процессов, сочетающих сушку с химической реакцией, измельчением или гранулированием материала. Такие установки описаны в следующем разделе.

#### 5.8. СУШИЛКИ С ИЗМЕЛЬЧЕНИЕМ ИЛИ ГРАНУЛЯЦИЕЙ

В последние годы широкое распространение (особенно в зарубежной технике) получили сушилки, оснащенные механическими мешалками или измельчителями.

При измельчении материала увеличивается поверхность, способная принять участие в процессе теплообмена, а процесс сушки качественно изменяется. Необходимо отметить, что в сушильных установках используется как механическое, так и пневматическое измельчение, однако в большей части конструкций используется механическое измельчение. На рис. 5.31 представлены различные конструкции измельчителей, применяемых в сушильных установках с механическим измельчением. В штифтовой измельчитель (рис. 5.31, а) с вращающимися на крестовине штифтами и противостоящими им неподвижными штифтами, укрепленными на корпусе, влажный материал и горячие газы поступают по оси измельчителя, обрабатываются и выбрасываются тангенциально.

Фирма Раймонд (Англия) для крупных и рыхлых материалов применяет штифтовой измельчитель без неподвижных штифтов. Такое конструктивное оформление целесообразно также в тех случаях, когда можно ограничиться лишь энергичным перемешиванием материала. Значительно реже в качестве измельчающего устройства применяют дезинтегратор, более сложное устройство (в дезинтеграторе вращаются оба диска со штифтами). Это может быть оправдано, если необходимо тонко измельчить продукт в условиях глубокой сушки. Для обработки мелких материалов с адгезией к металлическим поверхностям используют измельчитель с вертикальным валом (рис. 5.31, б).

В многотоннажных производствах в отсутствие специальных требований к дисперсности выпускаемого продукта применяют молотковую мельницу. Для крупнокусковых материалов в многотоннажных производствах можно также использовать зубчатую мельницу, однако материал в ней может залеживаться, а в сушильный тракт попадают довольно крупные неразмо-

лотые куски. Поэтому зубчатая мельница не должна применяться в аппаратах для сушки термочувствительных продуктов.

Интересна конструкция измельчителя «Аттритор» (рис. 5.31, в), выпускаемая фирмой Альфред Герберт ЛТД (Англия), в котором тангенциально вводимые газы смешиваются с измельчаемым материалом по одну сторону стенки, а образующаяся при измельчении пыле-газовая смесь через отверстие в центре измельчителя передается в другую его половину, где еще раз перемешивается лопатками вентилятора, после чего поступает в сушильный тракт для досушки; обработка получается очень равномерная и эффективная.

В зависимости от технологической задачи и схемы сушильной установки измельчители устанавливаются в основном или в дополнительном контуре (в последнем случае через измельчитель проходит не весь продукт, а только крупная фракция). Получили распространение трубы-сушилки с измельчителем в качестве забрасывателя. Мощность привода мельницы в этих установках до 100 кВт, температура газов на входе до 600 °С, расход газов до 70 т/ч, производительность по влаге до 3 т/ч. Установки бывают как одноступенчатые, так и многоступенчатые, они предназначены для сушки различных химических продуктов, в том числе полимерных материалов.

В НИИОПиКе разработана конструкция аппарата с псевдооживленным слоем, предназначенного для сушки и измельчения органических красителей [94]. В корпусе аппарата расположен ротор, установленный на быстро вращающемся валу и снабженный штифтами. В кольцевых зазорах между подвижными штифтами размещены неподвижные штифты, закрепленные на радиальных штангах. Снизу к корпусу аппарата примыкает газораспределительный диффузор, отделенный от корпуса газораспределительной решеткой. Бусушиваемый материал, попадая между подвижными и неподвижными штифтами, измельчается и в высушенном состоянии выносится газообразным теплоносителем из аппарата. Измельчение материала обуславливает его интенсивную сушку. Аппарат может быть использован для липких пастообразных продуктов, поскольку рабочие элементы дисмембратора взаимно очищаются.

В НИИХиммаше разработаны три типа сушилок с механическими измельчителями: труба-сушилка типа ТСИ, вихревая сушилка с измельчением типа СВИ, а также сушилка с кипящим слоем и вращающейся решеткой.

Установка одноступенчатой трубы-сушилки с центробежными дезагрегаторами (рис. 5.32) состоит из трубы-сушилки 1 диаметром 500 мм и высотой 13 м, имеющей расширитель-аэрофонтан диаметром 700 мм и поворотную головку, циклона 2 для разгрузки основной массы продукта, группы из шести циклонов 3 для пылеочистки отработанного теплоносителя, выбрасываемого в атмосферу вентилятором 7. Исходный продукт подается в поток горячего воздуха, нагретого в теплообменнике 6 до

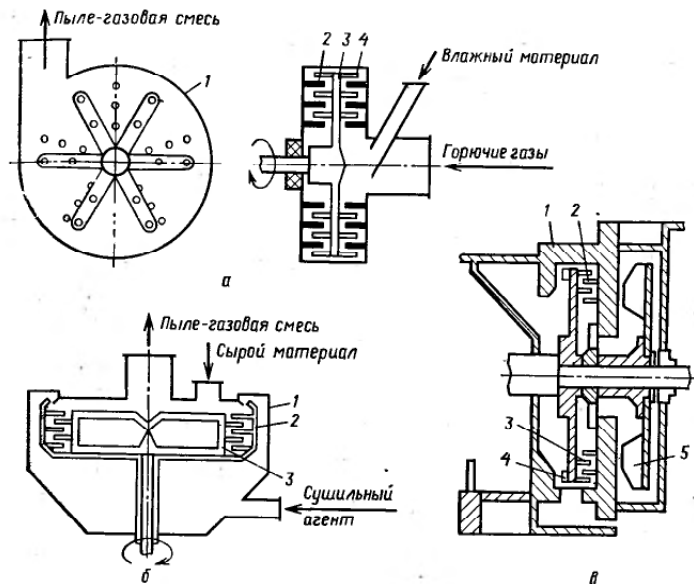


Рис. 5.31. Конструкции измельчителей: а — ударная мельница; б — мельница с вертикальным ротором; в — молотково-штифтовая мельница; 1 — корпус; 2 — неподвижные штифты; 3 — крестовина с вращающимися штифтами; 4 — вентиляционные лопатки; 5 — молотки.

160 °С, вместе с которым поступает в один из измельчителей 5, представляющий собой специально разработанную конструкцию дисмембратора с лопатками для дезагрегации продукта в потоке горячего воздуха. Дезагрегированный и подсушенный продукт попадает в трубу, куда от теплообменника подается дополнительное количество свежего теплоносителя. Выгрузка продукта из циклонов 2 и 3 осуществляется через секторные затворы 4. Установка при расходе теплоносителя 15 000 кг/ч может испарять до 600 кг/ч влаги.

В вихревой сушилке со встроенным дисмембратором типа СВИ (рис. 5.33) осуществляется сушка с одновременной дезагрегацией или измельчением кусковых и агрегированных материалов. Поток горячего теплоносителя поступает в эжектор 1, подхватывает исходный продукт, подаваемый туда винтовым питателем 2, и образующаяся газовзвесь поступает в камеру измельчения и сушки. Питатель имеет бункер с ворошителем, обеспечивающим непрерывную подачу материала в шнек. Корпус сушилки 3 по конструкции напоминает вихревую камеру ВС с наружным диаметром 1500 мм и шириной 320 мм. В нижнюю часть корпуса тангенциальным патрубком через поворотные ло-

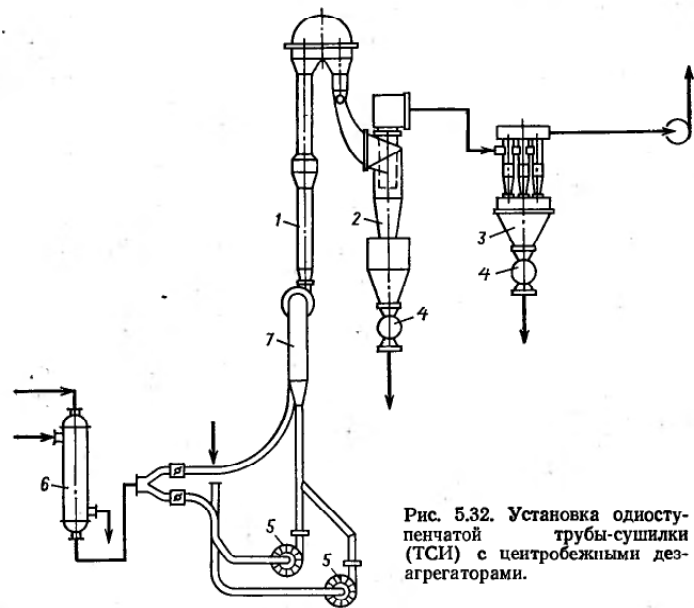


Рис. 5.32. Установка одноступенчатой трубы-сушилки (ТСИ) с центробежными дезагрегаторами.

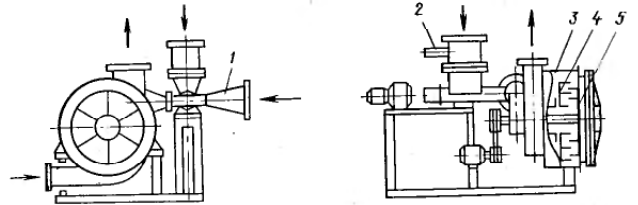


Рис. 5.33. Вихревая сушилка с измельчителем (СВИ).

ные продукты с начальной влажностью 60—70%. Производительность агрегатов до 6 т/ч, температура теплоносителя до 1100 °С. Скорость газа — несколько сот метров в секунду. Дисперсность сухого материала зависит от режима процесса, в частности от перепада давлений в сушилке. Можно получать тонкодисперсный порошок с размером основной массы частиц до 1 мкм. Обработка органических продуктов вследствие взрывоопасности пыле-воздушных смесей и образования зарядов статического электричества допустима только в токе инертного газа.

Возрастающее применение находят сушилки со встречными струями, в которых осуществляется сушка с одновременной дезагрегацией и измельчением в системе двух соударяющихся встречных струй газозвеси.

Основной частью сушилки со встречными струями (рис. 5.35), используемой для сушки осадков сточных вод, являются две разгонные трубы диаметром 350 мм, расположенные по одной оси. К наружным торцам труб примыкают газовые топki 4.

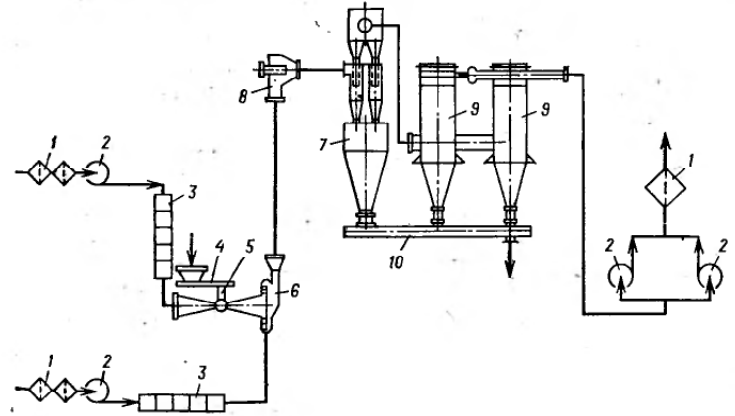


Рис. 5.34. Установка вихревой сушилки с измельчителем.

патки вводится дополнительный поток теплоносителя. В корпусе размещены статор 4 и ротор 5 дисмембратора. Диаметр ротора 1000 мм, скорость вращения 500 об/мин.

Продукт с потоком воздуха по центральной трубе, сквозь которую пропущен вал ротора, попадает в центр беличьего колеса измельчителя и, измельчаясь и подсыхая, поступает на его периферию в вихревую камеру, в которую подается вторичный теплоноситель. Высушенный продукт потоком отработанного воздуха через улитку, примыкающую к торцовой стенке вихревой камеры, выносится из сушилки.

Установка вихревой сушилки с измельчением показана на рис. 5.34. Помимо сушилки 6, питателя 4 и эжектора 5, рассмотренных выше, установка имеет поворотную головку 8 для подачи продукта из вертикального участка трубы в группу 7 из четырех циклонов, фильтры рукавные 9 для очистки воздуха от пыли, конвейер винтовой 10 для сбора готового продукта из циклонов и фильтров, вентиляторы 2 для подачи свежего и выброса отработанного воздуха, фильтры 1 и калориферы 3 для нагрева первичного и вторичного теплоносителя.

Значительно меньшее распространение, чем сушилки с механическим измельчением, получили сушилки с пневматическим измельчением, работающие по принципу струйных мельниц. В этих сушилках можно обрабатывать сыпучие и пастообраз-

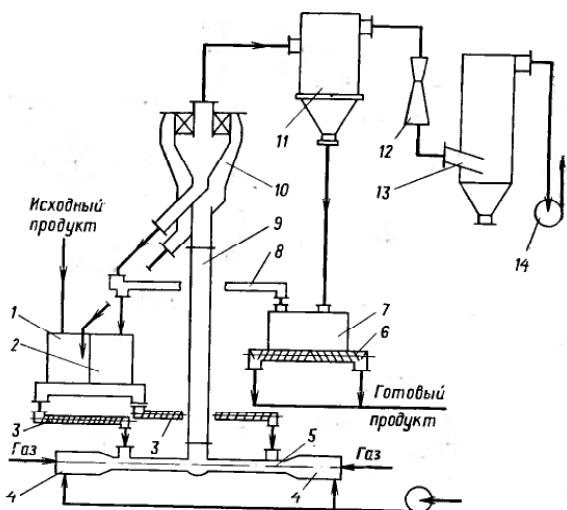


Рис. 5.35. Установка сушилки со встречными струями для сушки осадков сточных вод.

Внутренние торцы разгонных труб сушилки входят в смешительную камеру, над которой расположена пневмотруба 9 диаметром 600 мм. Разгонные трубы имеют патрубки для подсоединения шнековых питателей 3. Из бункера 1 влажный осадок двумя двухшнековыми питателями 3 вместе с ретуром, поступающим из бункера 2, подается в разгонные трубы-сушилки 5. Сушильный агент — высокотемпературные дымовые газы (600—800 °С) со скоростью 170—200 м/с через сопловые отверстия на стыке топок с сушилкой поступают в разгонные трубы сушильной камеры и подхватывают влажный осадок. При ударе слиянии двух встречных высокотемпературных высокоскоростных струй происходит диспергирование осадка и его интенсивная сушка.

Из сушильной камеры газозвесь по пневмотрубе поступает в классификатор 10, в котором частицы разделяются на фракции и одновременно досушиваются. В наружном конусе классификатора выделяется крупная фракция осадка, которая возвращается в бункер влажного осадка 1 на досушку. Мелкая фракция осадка отделяется от газового потока в верхней части внутреннего конуса классификатора и транспортируется питателем сухого осадка 8 в бункер сухого осадка 7 и бункер ретура 2. Готовый продукт из батарейного циклона 11 поступает в бункер сухого осадка 7, откуда шнековым питателем 6 выгружается из установки. Количество осадка, выгружаемого из классификатора

ра в виде готового продукта или ретура, регулируется изменением угла поворота лопаток во внутреннем конусе классификатора. Для предотвращения вторичного загрязнения окружающей среды установка оборудована системой санитарной очистки, состоящей из трубы Вентури 12, центробежного скруббера 13 и дымососа 14. Производительность установки по испаренной влаге 3500—5000 кг/ч, по сухому осадку 1250—1900 кг/ч; расход природного газа при нормальных условиях 550 м<sup>3</sup>/ч, воздуха 16 000 м<sup>3</sup>/ч.

При сушке с дезагрегацией, в основном, приходится иметь дело со сравнительно широкопористыми агрегированными дисперсными материалами, так как тонкопористые материалы редко имеют повышенные когезионные свойства. Однако возможны случаи, когда после дезагрегации получают тонкопористые материалы, которые целесообразно досушивать в виброаэрокипящем или кипящем слое.

Еще большее значение, чем сушка с одновременным измельчением, имеет сушка, сочетаемая с грануляцией химических материалов, особенно минеральных удобрений. В НИИхиммаше разработаны барабанные аппараты типа БГС и БГСХ. В последнем сочетаются сушка, грануляция и охлаждение. Барабанный гранулятор-сушилка БГС предназначен для получения из пульпы гранулированных минеральных удобрений. В аппарате совмещены процессы грануляции и сушки, при этом обеспечиваются высокая производительность и малая ретурность (отношение готовой продукции к продукту, идущему на возврат), сокращаются производственные площади, расход электроэнергии и требуется меньшая мощность вспомогательного оборудования. В аппарате установлена пневматическая форсунка. Стандартную барабанную сушилку можно легко переоборудовать в барабанный гранулятор-сушилку. Производительность 10—18 т/ч, влажность пульпы 10—20%. Диаметр аппарата 3,2 м, длина 12 м. Скорость вращения барабана 5 об/мин, мощность привода 160 кВт.

Возросший интерес к методу обезвоживания и грануляции растворов солей и суспензий некоторых химических продуктов в псевдооживленном слое объясняется тем, что данный метод при сравнительно небольших материальных затратах позволяет решить проблему получения готового продукта в виде гранул, поскольку в одном аппарате можно совместить три стадии: упарку раствора, образование гранул продукта и досушку полученных гранул, а также последующее их охлаждение.

В МИХМе для грануляции способом охлаждения плавов разработан аппарат с кипящим слоем (рис. 5.36). Гранулятор цилиндрико-конической формы, корпус укреплен снаружи продольными и поперечными ребрами жесткости, чтобы придать устойчивость в случае образования вакуума внутри аппарата. Вся верхняя часть аппарата — сепарационная зона для выброшенных из слоя гранул. Пневматические или пневмомеханические

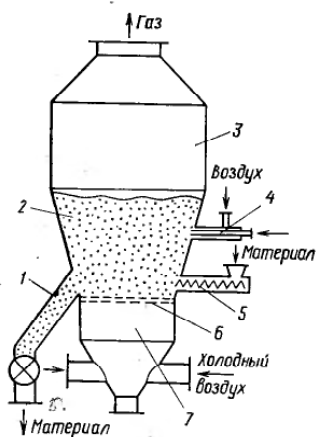


Рис. 5.36. Аппарат для обезвоживания и грануляции:

1 — течка с секторным затвором; 2 — сушильная камера; 3 — сепарационная зона; 4 — форсунка; 5 — шнек для подачи ретур; 6 — решетка; 7 — воздушная камера.

форсунки, распыливающие плав внутри слоя, установлены в середине рабочей зоны в штуцерах, расположенных по стенке аппарата. Для грануляции мочевины предусмотрена также возможность распыления плава на слой механическими форсунками. Псевдооживленный слой создается над газораспределительной решеткой, представляющей собой перфорированную пластину с долей площади свободного сечения 5—7%.

На одном уровне с газораспределительной решеткой расположена течка, снабженная гидрозатвором, для непрерывной выгрузки готовых гранул. Охлаждающий агент — поток атмосферного воздуха. В процессе охлаждения и кристаллизации плава, поступающего в гранулятор, в зоне факела форсунки и псевдооживленном слое образуются сферические гранулы диаметром 0,2—3 мм. Процесс протекает непрерывно, и избыток гранул отводится из слоя по течке в аппарат для охлаждения и сепарации, где происходит обдув фракций размером менее 1 мм, возвращаемых в слой шнеком или пневмотранспортом.

На рис. 5.37 показан аппарат для сушки и грануляции термостойчивых растворов солей минеральных кислот в псевдооживленном слое и гранул того же продукта (Всесоюзный научно-исследовательский институт галургии). Раствор подают сверху на зеркало кипения слоя одним или двумя механическими распылителями. Теплоноситель (топочные газы и воздух) подают под газораспределительную решетку площадью 1 м<sup>2</sup> и толщиной 8 мм со свободным сечением 4—6% и диаметром отверстий 5 мм. При такой схеме тепло сушильного агента полностью отдается частичкам слоя, и испарение влаги происходит с поверхности частичек, обволакиваемых каплями раствора. Процесс можно проводить с высокими показателями в том случае, если продукт термостойкий и позволяет применять высокотемпературный теплоноситель (600—800 °С и выше). Выгружают продукт снизу слоя. При обезвоживании растворов цинкового купороса максимальная производительность по сухому продукту составляет 270 кг/(м<sup>3</sup>·ч), по испаренной влаге 800 кг/(м<sup>3</sup>·ч) при температуре газов под решеткой 900—950 °С и концентрации раствора 12,5% по сухому. Диаметр гранул 3—4 мм.

В научно-исследовательском институте удобрений и инсектофунгицидов разработан аппарат типа РКСГ (распылительно-кипящая сушилка-гранулятор) для производства гранулированных продуктов из растворов или пульп соответствующих солей (рис. 5.38). Аппарат РКСГ не имеет аналогов в мировой технике. Сушка, грануляция и сепарация мелкой нетоварной фракции осуществляются в одном аппарате. Процессы проходят интенсивно, с малыми затратами тепла и электроэнергии. На первой ступени используется теплоноситель с высокими начальными параметрами: для термочувствительных материалов 600—800 °С. Например, начальная температура в аппарате РКСГ составляет 700—750 °С, в аппаратах барабанного типа 250—300 °С. Аппараты РКСГ позволяют уменьшить количество технологических газов и размеры пылеочистительной и абсорбционной аппаратуры. Исключен ретур. Наличие второй зоны с низкими относительными влажностями позволяет сушить гигроскопические материалы до 1—0,1% остаточной влаги в продукте при начальной влажности исходного материала 22—27%. Влагонапряженность рабочего объема аппарата 50—150 кг/(м<sup>3</sup>·ч).

Пульпа или раствор насосом-дозатором из реактора подается в распылитель специальной конструкции, находящийся в верхней части установки. Топочные газы получают в двух самостоятельных топках (в зону распыления идет высокотемпературный теплоноситель, а в зону кипящего слоя — низкотемпературный). Сгранулированный, высушенный и обеспыленный продукт выводится из аппарата и поступает в холодильник с кипящим слоем. Отработанные газы проходят систему сухого и мокрого пылеулавливания. Мелкодисперсный продукт (пыль) из системы сухого пылеулавливания пневмотранспортом возвращается в зону кипящего слоя. Аппарат РКСГ можно применять как в химической промышленности, так и в других отраслях.

На рис. 5.39 дана схема аппарата для сушки и грануляции термочувствительных продуктов, разработанного Г. Грошевым и С. Дановым с сотрудниками. Интенсивно кипящий слой с локальным фонтанированием создается из гранул высушиваемого материала в конической части аппарата

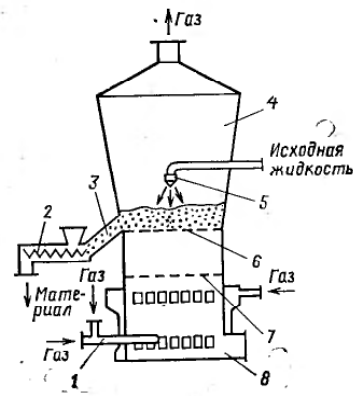


Рис. 5.37. Аппарат для обезвоживания и грануляции термочувствительных растворов:

1 — газовая горелка; 2 — шнек для выгрузки продукта; 3 — течка; 4 — сушильная камера; 5 — форсунка; 6 — газораспределительная решетка; 7 — колосниковая решетка; 8 — газовая топка.

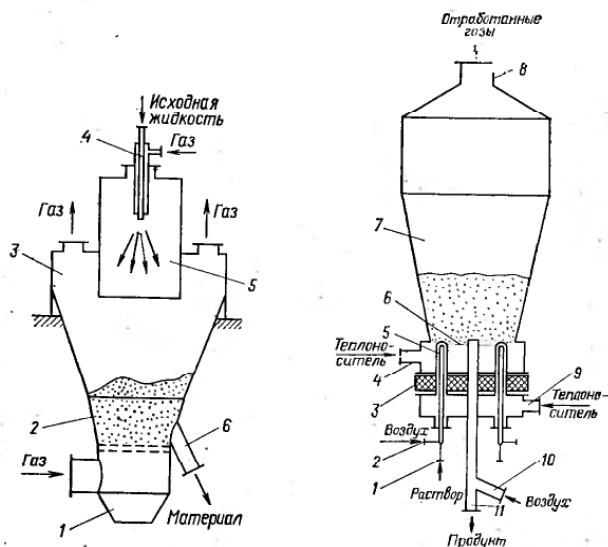


Рис. 5.38. Аппарат для обезвоживания и грануляции гигроскопических продуктов:  
1 — зона подачи теплоносителя; 2 — зона кипящего слоя; 3 — сепарационная зона; 4 — форсунка; 5 — распылительная камера; 6 — точка для выгрузки продукта.

Рис. 5.39. Аппарат для обезвоживания и грануляции термочувствительных продуктов:  
1 — подача раствора; 2 — подача воздуха на распыление; 3 — теплоизоляция; 4 — подача теплоносителя на псевдооживление; 5 — гильза форсунки; 6 — газораспределительная решетка; 7 — сушильная камера; 8 — выход отработанных газов; 9 — подача высокотемпературного теплоносителя; 10 — подача воздуха; 11 — выгрузка гранул.

на решетке с наклоном к центру. Раствор или пульпа на распыление и грануляцию подаются пневматическими форсунками, установленными вертикально под решеткой так, что факелы распыла начинаются непосредственно от решетки. Распыление производится холодным воздухом.

Через боковой штуцер подается высокотемпературный теплоноситель (800—850 °С) на испарение влаги, в то же время под решетку подается теплоноситель с температурой несколько ниже точки плавления сухого продукта, что позволит исключить оплавление продукта на решетке. Выгружается материал через пневматический классификатор, выводная труба которого находится в центре камеры на уровне решетки. При сушке и грануляции термочувствительных продуктов (сульфата аммония, аммиачной селитры, карбамида и др.) получены хорошие результаты, причем в факел подавали теплоноситель с температурой до 500—600 °С. При обезвоживании и грануляции раствора

сульфата аммония на опытно-промышленном аппарате производительность по испаренной влаге составила 300—500 кг/(м<sup>3</sup>·ч) при условном расходе тепла 4,2—5 МДж/кг испаренной влаги.

В НИИхиммаше на базе имеющихся конструкций разработан универсальный аппарат для обезвоживания и грануляции растворов и пульп различных типов продуктов. За основу взяты аппараты для термочувствительных и гигроскопических продуктов. С целью интенсификации тепло-массообмена и гранулообразования материал в смеси с теплоносителем подается двумя встречными потоками через пневматические форсунки, часть из которых установлена снизу слоя, аналогично тому, как это сделано в аппарате для термочувствительных материалов (см. рис. 5.39), а часть — сверху.

В верхние форсунки на распыление поступает высокотемпературный теплоноситель. Такие комбинированные аппараты несколько дороже ранее рассмотренных, но при крупносерийном производстве выпуск их вполне оправдан. Производительность аппарата объемом 8 м<sup>3</sup> по испаренной влаге около 3 т/ч при высоте псевдооживленного слоя 800 мм.

#### 5.9. БЕЗУНОСНЫЕ СУШИЛКИ СО ВСТРЕЧНЫМИ ЗАКРУЧЕННЫМИ ПОТОКАМИ

Основным требованием, предъявляемым к типовым сушилкам с активными гидродинамическими режимами второго поколения, является отсутствие выноса высушенного продукта из аппарата. Примером такой сушилки может служить аппарат со встречными закрученными потоками (ВЗП) для сушки и одновременного улавливания высушенного продукта.

На рис. 5.40 представлена принципиальная схема установки НИИхиммаша со встречными закрученными потоками [106]. Основной частью установки является сушилка 1 со встречными закрученными потоками теплоносителя. Сушилка 1 представляет собой цилиндрическую камеру, в верхней части которой находятся два ряда тангенциально расположенных сопел, по девять в каждом ряду, через которые подается воздух, называемый вторичным. В нижней части камеры находится узел закрутки осевого потока. В верхней части камеры расположена диафрагма 8, устраняющая отрицательное влияние на улавливание радиальных токов воздуха, направленных к оси аппарата. В нижней части аппарата на выходе воздуха из узла закрутки расположена отбойная шайба 2, которая служит для отделения материала от вторичного потока воздуха.

Установка работает следующим образом. Поток воздуха засасывается воздухоподувкой 16 из помещения и нагнетается в общий коллектор, откуда по двум каналам, в которые вмонтированы ротаметры 13 и 14, поступает в калориферы 12 и 15, где нагревается до необходимой температуры. Влажный материал питателем 10, приводимым в движение электродвигателем 9,



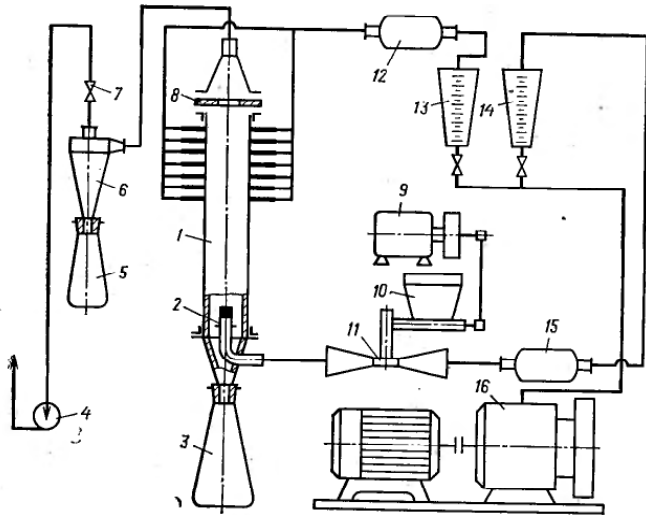


Рис. 5.40. Принципиальная схема установки со встречными закрученными потоками.

подается в камеру эжектора 11, где подхватывается горячим потоком воздуха и по центральной трубе через завихритель попадает в аппарат. Закрученный поток воздуха вместе с материалом по оси аппарата поднимается вверх; под воздействием центробежной силы материал движется по внешней стороне вихря. В верхней части воздух, входящий в камеру тангенциально, закручивается и движется по стенке сверху вниз. Вторичный воздух в процессе движения вымывает высушенный материал из первичного потока. Материал вместе с вторичным потоком воздуха движется вниз и попадает в сборник 3, а вторичный воздух в отбойную шайбу 2, поворачивает вверх и вместе с первичным потоком воздуха уходит из аппарата. На выходе из аппарата установлены циклон 6 и сборник 5. Отработанный теплоноситель, проходя через регулировочный вентиль 7, отсасывается газодувкой 4 и выбрасывается в систему вытяжки.

В МТИ разработано несколько типоразмеров сушилок ВЗП [97], ввод в камеру вторичного потока теплоносителя осуществляется сосредоточенно (через один тангенциальный канал 1, как показано на рис. 5.41). Аппарат представляет собой вертикальную камеру 4, в нижней части которой по аксиальной трубе 8 подводится первичный поток теплоносителя, закручиваемый лопаточным завихрителем 5 с вытеснителем 6, предотвращающим проскок материала по центральной части камеры. Первичный и вторичный потоки теплоносителя предварительно

подогреваются до необходимой температуры калориферами, установленными на линии магистрального трубопровода. Отработанный в аппарате теплоноситель выводится через выпускную трубу 3, расположенную аксиально в верхней части аппарата. Высушиваемый материал можно подавать в такой аппарат с первичным, вторичным, а также с обоими потоками теплоносителя одновременно через питатели 2. Высушенный дисперсный материал выводится из нижней части камеры через концевой штуцер 7 с затвором.

Опытно-промышленная сушильная установка со встречными закрученными потоками СВЗП-250, предназначенная для сушки тонкодисперсных материалов, установленная на Московском фармацевтическом заводе им. Семашко, представлена на рис. 5.42.

Холодный воздух нагнетается двумя вентиляторами по первому и второму каналам в электрокалориферы, где нагревается до 180 и 150 °С соответственно, и поступает в сушилку. Влажный материал из бункера питателем 2 подается в камеру эжектора 1, где разбивается ворошителем, подхватывается горячим потоком воздуха, выходящим из калорифера 3, входит в поворотную головку и далее по центральной трубе через первичный завихритель 7 поступает в сушилку 8. Закрученный поток воздуха вместе с материалом поднимается вверх. Под воздействием центробежной силы материал перемещается к внешней стороне первичного вихря. Вторичный поток воздуха нагнетается

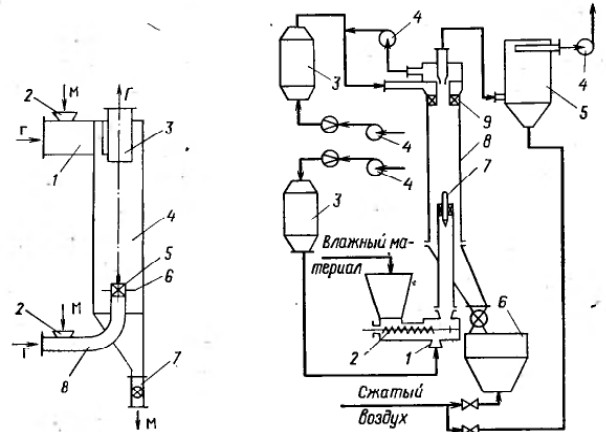


Рис. 5.41. Сушилка со встречными закрученными потоками (ВЗП).

Рис. 5.42. Опытно-промышленная сушильная установка СВЗП-250:  
1 — эжектор; 2 — шнековый питатель; 3 — калориферы; 4 — вентиляторы; 5 — рукавный фильтр; 6 — бункер готового продукта; 7 — первичный завихритель; 8 — сушильная камера; 9 — вторичный завихритель.

ется вентилятором, нагревается в калорифере 3, проходит через вторичный завихритель, поступает в сушилку 1 сверху, закручивается в ту же сторону, что и первичный, и движется по стенке сверху вниз. Вторичный воздух в процессе движения вымывает высушенный материал из первичного потока. Материал вместе со вторичным потоком воздуха движется вниз и через шлюзовой затвор попадает в бункер готового продукта. Вторичный воздух поворачивается вверх и вместе с первичным потоком воздуха уходит из сушилки в рукавный фильтр, в котором происходит окончательная очистка воздуха от оставшейся пыли. Отработанный в сушилке воздух вентилятором выбрасывается в атмосферу.

Сушилки со встречными закрученными потоками позволяют в несколько раз увеличить относительную скорость движения фаз и повысить концентрацию твердого материала в аппарате. В них успешно можно обрабатывать тонкодисперсные материалы первой и второй групп, а при установке на входе в центральный канал вихревой головки такие сушилки можно использовать и для сушки материалов первой подгруппы третьей группы. Гидродинамика сушилок ВЗП отличается большой устойчивостью, поэтому в последнее время разработаны и внедрены в химическую промышленность сушилки большой единичной мощности (до 10 т/ч по готовому продукту), что дает возможность создать высокоэффективное оборудование для многотоннажных производств. Эффективность улавливания сушилок ВЗП достигает 98—99%.

#### 5.10. ТИПОВЫЕ СУШИЛКИ СО ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ МАТЕРИАЛА

Сушилки со взвешенным слоем материала разрабатываются рядом организаций, занимающихся исследованием и проектированием сушильных установок. Большого внимания заслуживают работы, проводимые в этом направлении в ЛТИ им. Ленсовета (Р. Г. Романков и Н. Б. Рашковская с сотр.), МИХТ (Н. И. Гельперин, В. Г. Айнштейн с сотр.), МИХМ (В. И. Муштаев с сотр.), ИТФ АН УССР (А. А. Долинский с сотр.), ИТМО АН БССР (П. С. Куц с сотр.), УПИ им. Кирова (Н. И. Сыромятников с сотр.), ИХТИ (В. Н. Кисельников с сотр.), КПИ, г. Калинин (В. Д. Гвоздев с сотр.) и др. Однако предлагаемые ими конструкции сушилок, предназначенные, как правило, для сушки конкретных материалов, не могут быть приняты для многосерийного изготовления, так как не удовлетворяют требованиям, предъявляемым к типовым аппаратам. Поэтому целесообразно сформулировать основные условия, при выполнении которых новая разработка той или иной организации может быть включена в число типовых аппаратов.

Многообразие химических продуктов, различающихся по свойствам (разнопористая структура, наличие примесей, широкий интервал начальных влагосодержаний и т. д.) выдвигает на

Таблица 5.3. Классификация типовых сушилок со взвешенным слоем материала по области их применения\* (схемы сушилок приведены на рис. 5.3)

Наименование сушилок	Наименование и условное обозначение аппарата	Область применения (шифры) групп по табл. 2, 6	Характеристика материалов	Примеры высушиваемых материалов
Сушка дисперсных материалов, материалы первой группы	Циклонная сушилка (ЦС) — рис. 5.43, а	1.0.1	Хорошо сыпучие непористые или широкопористые со свободной или слабосвязанной влагой	Полистиролы блочные (ПСБ, ПСБС) сополимер стирола с дивинилбензолом
	Одноступенчатая труба-сушилка (ТС-1) — рис. 5.43, б	1.0.2	Сыпучие широкопористые со свободной или слабосвязанной влагой	Минеральные соли (хлористый калий, кремнефтористый аммоний), фармпрепараты
	Двухступенчатая труба-сушилка (ТС-2) — рис. 5.43, в	2.0.1	Сыпучие с переходными порами (до 8 нм) со свободной и связанной влагой	Суспензионный поливинилхлорид, фармпрепараты
То же, материалы второй группы	Комбинированная циклонная сушилка (КЦС) — рис. 5.43, г	2.0.2	Высоковлажные с переходными порами (до 6 нм) со свободной и связанной влагой	Полистиролы ПС-СН <sub>2</sub> , ПС-С, сополимер МС, сополимер формальдегида, резотропин, перборат натрия, сульфид
		2.0.3	Высоковлажные с переходными порами (до 6 нм) со свободной и связанной влагой, проявляющие адгезионно-когезионные свойства	Поливинилбутираль, нафтенаты алюминия, стеараты
	Вихревая сушилка (ВС) — рис. 5.43, е	3.1.1 3.1.2	Тонкопористые дисперсные с порами до 4 нм, содержащие свободную и связанную влагу	Эмульсионный полистирол, сополимер МСН, сополимер ВХВД-40, пресс-порошки, волокнит, витаминные препараты
То же, материалы третьей группы и первой подгруппы четвертой группы	Сушилка с виброкипящим слоем (ВКС) — рис. 5.43, ж	3.2.1	Плохоожигаемые с размерами пор до 1 нм, содержащие свободную и связанную влагу (размер частиц менее 1 мкм)	Поливинилацетат, адипиновая кислота, хлоркаучук, меланит, полиолефины (полиэтилен, полипропилен, сополимеры)
		3.2.2		

Продолжение табл. 5.3.

Назначение сушилок	Наименование и условное обозначение аппарата	Область применения (шифр) продуктов по табл. 2.6	Характеристика материалов	Примеры высушиваемых материалов
Сушка агрегированных материалов	Одноступенчатая труба-сушилка с дезагрегатором (ТСИ-1) — рис. 5.43, а Вихревая сушилка с измельчителем (СВИ) — рис. 5.43, и	—	Относительно непрочные агрегаты из широкопористых дисперсных частиц со свободной влагой Прочные агрегаты из широкопористых дисперсных частиц со свободной и связанной влагой	Карбоксиметилцеллюлоза, диацетатцеллюлоза, триацетатцеллюлоза Бялрот, свекольный жом, культура плесневого гриба
Сушка паст, суспензий и растворов	Сушилка с кипящим слоем периодического действия (КСП) — рис. 5.43, к  Сушилка с фонтанирующим слоем инертного носителя (СИН) — рис. 5.43, л	—	Комкующиеся материалы, густые пасты, обладающие ярко выраженными адгезивно-когезионными свойствами  Суспензии и растворы, а также пасты, поддающиеся диспергированию	Пастообразные и комкующиеся материалы малотоннажных производств химических реактивов, анилино-красочной и химико-фармацевтической промышленности  Красители и полупродукты анилино-красочной промышленности

\* I — поток материала; II — поток газа; III — смешанные потоки.

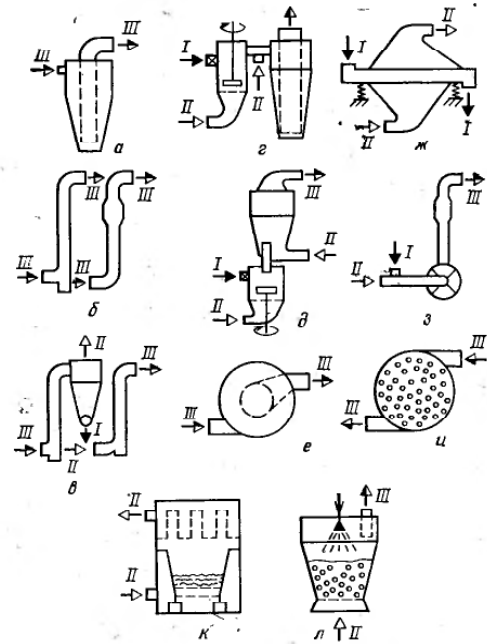


Рис. 5.43. Схемы к табл. 5.3.

соответствие гидродинамической модели технологической задаче сушки в отношении среднего времени пребывания и спектра времен пребывания частиц в аппарате; возможность полной автоматизации сушильной установки; высокая интенсивность сушки.

В соответствии с требованиями, предъявляемыми к типовым аппаратам, создана классификация сушилок со взвешенным слоем материала для дисперсных продуктов (см. табл. 2.6) по области их применения (табл. 5.3).

Типовые сушильные аппараты и установки со взвешенным слоем материала, предназначенные для серийного выпуска, разрабатываются НИИХиммашем в содружестве с другими организациями. При этом широко используется передовой опыт зарубежных стран и результаты промышленных испытаний эффективных отечественных сушилок.

#### 5.11. ТЕНДЕНЦИИ РАЗВИТИЯ СУШИЛЬНОЙ ТЕХНИКИ

Основными характеристиками сушилок являются надежность, определяемая временем непрерывной работы при сохранении всех технологических и эксплуатационных показателей,

передний план задачу создания типовых аппаратов с большой маневренностью. При этом необходимо учитывать не только возможную неоднородность свойств разных партий одного и того же продукта в одном или различных производствах, а весь спектр изменения свойств материалов как объектов сушки, входящих в большую технологическую группу (несколько сотен наименований), для которой разрабатывается типовой аппарат.

К типовому аппарату должны также предъявляться следующие основные технологические требования:  
стабильность гидродинамического режима, в том числе в аппаратах большой единичной мощности;  
возможность моделирования и масштабирования во всем интервале требуемых производительностей;  
безопасность работы, в том числе в отношении статического электричества;

а также межремонтным ресурсом, и эффективность, определяемая технико-экономическими показателями работы сушилки при успешном решении технологической задачи (получение требуемой остаточной влажности при сохранении или улучшении качества готового продукта). Эти показатели зависят от выбора типа сушилки и режима сушки. Для правильного выбора типового аппарата необходимо учитывать результаты комплексного анализа материала как объекта сушки, включающего в себя рассмотрение пяти основных групп характеристик: тепловых, гигротермических, структурно-механических, технологических и сорбционно-структурных.

Важнейшим вопросом, кроме технологической эффективности, является целесообразность конструкции аппарата с позиций отрасли. Наиболее важными критериями здесь являются: простота конструкции и ее технологичность, унификация узлов и деталей отсутствие дефицитных материалов и изделий, небольшие габариты. Кроме того, исходя из общих требований к продукции машиностроения, сушильные аппараты и соответствующие им установки должны иметь низкую металлоемкость, высокий уровень автоматизации и занимать небольшие площади производственных помещений.

Тенденции развития сушильной техники связаны с совершенствованием типовых сушилок, модернизацией имеющихся аппаратов, конструированием комбинированных аппаратов и разработкой принципиально новых решений.

Модернизацию типовых аппаратов следует понимать не только как задачу, решение которой позволит улучшить конструкции отдельных узлов, обеспечивающих повышение технологической эффективности аппарата и уровня унификации, но и как задачу по дальнейшему сокращению числа типоразмеров сушилок с последующим увеличением серийности выпускаемого оборудования с учетом имеющихся мощностей машиностроительных заводов. При этом надо иметь в виду, что себестоимость оборудования также находится в прямой зависимости от его серийности. Например, комбинированные аппараты, предназначенные для сушки высоковлажных материалов со свободной и слабосвязанной влагой (КЦС, КАС или их отдельные ступени), можно с достаточной эффективностью применять для непористых и широкопористых высоковлажных материалов со свободной и слабосвязанной влагой. Поэтому целесообразно сокращать число типоразмеров одноступенчатых и двухступенчатых труб-сушилок.

При проведении работ по унификации аппаратов, их узлов и деталей обычно исходят из вышеназванных критериев целесообразности (технологичности, минимума дефицитных материалов и изделий и т. д.). В частности, при унификации типоразмеров камер дисковых вихревых сушилок типа ВС (без измельчителей) и СВИ (со встроенными измельчителями) необходимо предусмотреть выпуск как отдельно аппаратов ВС и СВИ, так

и в комбинации с ЦС, так как циклонные сушилки с вихревой головкой отличаются не только повышенной интенсивностью, но и значительно более широкой областью применения, чем обычные циклонные сушилки.

Перспективы дальнейшего развития техники сушки связаны не только с модернизацией и унификацией узлов разработанных типовых аппаратов, но и с разработкой типовых сушилок со взвешенным слоем материала второго поколения, которые принципиально отличаются от первого поколения тем, что при равных или близких показателях они являются безуносными аппаратами большой тепловой мощности (или с весьма малым выносом пылевой фракции) и повышенной надежности.

Из имеющихся типовых сушилок таким требованиям (но не в полной мере) удовлетворяют аппараты с виброкипящим слоем ВКС, которые могут перейти во второе поколение типовых аппаратов только при условии дальнейшего снижения уноса пылевой фракции, и, что самое главное, резкого повышения тепловой мощности.

Проблема резкого повышения тепловой мощности сушилок типа ВКС может быть решена, например, с помощью погруженных в слой поверхностей нагрева.

Основным требованием, предъявляемым к типовым сушилкам с активными гидродинамическими режимами второго поколения, как было указано выше, является отсутствие выноса высушенного продукта из аппарата. Примером такой сушилки может служить аппарат со встречными закрученными потоками (ВЗП) для сушки и одновременного улавливания высушенного продукта, который весьма интенсивно разрабатывается и исследуется. Широкое внедрение таких аппаратов в промышленность сулит большие выгоды, так как применение закрученного потока позволяет в несколько раз увеличить среднюю относительную скорость движения фаз, повысить концентрацию твердого материала в аппарате, увеличить среднюю продолжительность пребывания материала в аппарате. В сушилках со встречными закрученными потоками можно успешно обрабатывать широкопористые тонкодисперсные материалы, а при установке на входе в центральный канал вихревой головки такие сушилки можно использовать и для сушки тонкопористых материалов.

Следует отметить также такое направление, как разработка аппаратов для пофракционной сушки дисперсных материалов. В этом направлении целесообразно работать, так как решение этой проблемы актуально для тех случаев, когда методы сушки с измельчением по технологическим причинам не приемлемы. При решении указанного вопроса предлагается широко использовать технику закрученных потоков в сочетании с осциллирующим по скоростям и температурам режимами сушки и комбинированными методами подвода тепла.

## ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

К вспомогательному оборудованию сушильных установок относятся загрузочные и разгрузочные устройства, системы пылеочистки и нагрева теплоносителя, вентиляторы. Если по промышленным вентиляторам [33, 58, 140 и др.] и системам нагрева теплоносителя [39, 43, 44, 47, 66, 125, 126, 140] вполне достаточно специальной литературы, то по загрузочно-разгрузочным устройствам такой литературы крайне недостаточно, особенно применительно к сушильным установкам. Поэтому в этой главе рассматриваются конструкции и дается анализ работы загрузочных и разгрузочных устройств применительно к дисперсным материалам, составляющим основную массу продуктов, подлежащих сушке в химической промышленности.

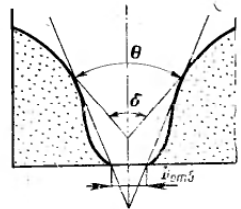
Особое значение имеет пылесулавливающее оборудование, тем более, что почти все сушилки с активными гидродинамическими режимами работают с частичным или полным выносом из сушилки готового продукта. Этому вопросу уделено основное внимание. Подробно описаны новые высокоэффективные пылеуловители со встречными закрученными потоками (ВЗП), разработанные и внедренные в промышленность автором с сотрудниками. В конце главы дан небольшой раздел о калориферах, поскольку калориферное хозяйство в последние годы претерпело существенные изменения и сведений о выпускаемых в настоящее время калориферах в литературе недостаточно.

### 6.1. КОНСТРУКЦИИ И АНАЛИЗ РАБОТЫ ЗАГРУЗОЧНЫХ И РАЗГРУЗОЧНЫХ УСТРОЙСТВ

Оборудование для подготовки и подачи высушиваемого материала в сушилку и выгрузки высушиваемого материала из сушилки имеет большое значение в технологии процессов сушки. Это оборудование по габаритам часто превосходит собственно сушильное оборудование. Загрузочные и выгрузные устройства сушильных установок одновременно играют несколько важных ролей.

Во-первых, эти устройства являются буферами-накопителями продукции. В этом качестве они позволяют успешно сопрягать непрерывные и периодические технологические стадии процессов. Примером может служить технологический процесс получения полиэфирного волокна, в котором стадии синтеза и формования полиэфирного гранулята являются периодическими, а сушка и последующая переработка высушенного гранулята в волокно осуществляются в виде непрерывных процессов. Однако и в непрерывных процессах использование бункеров-накопителей материала целесообразно, так как при этом обеспечивается сглаживание возмущений процесса по материальным потокам,

Рис. 6.1. Схема нормального истечения из бункера.



которые неизбежно возникают в каждом реальном непрерывном процессе.

Во-вторых, загрузочные и выгрузные устройства определяют режим работы сушильной установки, являясь по существу входными конструктивными элементами сушилки. Равномерность и скорость подачи материала на сушку в значительной мере определяют эффективность всего сушильного процесса.

Поэтому большое значение приобретает соответствие динамических характеристик сушильных установок и загрузочно-выгрузных устройств.

В-третьих, загрузочные и выгрузные устройства, как правило, включают в контуры автоматического регулирования, в которых они являются как объектами измерения, так и исполнительными органами систем управления. В связи с этим конструкция устройств должна быть приспособлена к включению в систему регулирования.

При выборе и проектировании загрузочных и выгрузных устройств сушильных установок необходимо учитывать физико-механические характеристики транспортируемых в процессах сушки материалов и конструктивные особенности этих устройств. Основными элементами загрузочных устройств к сушильным установкам для дисперсных материалов являются бункеры. Выгрузка материалов из бункеров может осуществляться как естественным истечением, так и принудительно. Естественное истечение сыпучего дисперсного материала из бункера может быть прерывистым и массовым.

При прерывистом или нормальном истечении (рис. 6.1) сыпучий материал образует канал в массе материала и по нему вытекает к выпускному отверстию. Основная масса материала вокруг канала остается неподвижной. В процессе истечения канал принимает форму вертикального конуса с углом раскрытия  $\theta$ , величина которого зависит от свойств сыпучего материала и часто приближается к нулю. В этом случае канал приобретает форму слегка расширяющейся сверху трубы, высота которой может достигать нескольких метров. Выше канала в слое образуется коническая воронка с углом раскрытия  $\delta$ . Для сыпучих материалов, не обладающих большим сцеплением, угол наклона образующих воронки  $\delta$  равен углу естественного откоса материала. Особенностью рассмотренного вида истечения является неустойчивость, проявляющаяся в образовании сводов. При обрушении сводов материал под действием ударных нагрузок снова начинает уплотняться с образованием сводов. В результате этого в выходном отверстии бункера возникает пульсирующий поток материала.

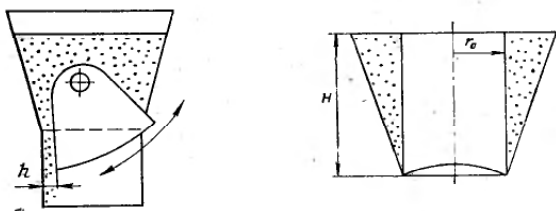


Рис. 6.2. Схема гравитационного питателя с массовым истечением материала.  
Рис. 6.3. Схема нормального истечения из конического бункера.

В бункерах с коническими днищами для легкосыпучих материалов наблюдается массовое истечение (рис. 6.2). При этом в слое материала отсутствуют неподвижные зоны. Как правило, стремятся к выбору бункеров со свободным массовым истечением. Такое истечение способствует равномерности и точности дозирования материала. В простейшем случае регулируемая выгрузка сыпучего материала из бункера при достаточной сыпучести может проводиться с использованием заслонок или затворов в нижней части бункеров, приводимых в движение исполнительными механизмами.

Объемный расход сыпучего материала  $V_m$  определяется площадью сечения выходного отверстия бункера  $S$  и рассчитывается на основе эмпирических формул вида

$$V_m = kS^m \quad (6.1)$$

где  $k, m$  — опытные константы.

Для практического использования (с точностью 15—20%) применимо соотношение

$$V_m = 5730 \sqrt{R_{отв}} (R_{отв}^3 - 0,9R_{отв}d_ч + 1,66d_ч^2) \quad (6.2)$$

где  $R_{отв}$  — радиус выходного отверстия, см;  $d_ч$  — диаметр частиц, см.

Большинство влажных дисперсных материалов обладает значительным сцеплением, поэтому гравитационное истечение их не является массовым. Наиболее частой причиной нарушения массового характера истечения влажного дисперсного материала является образование в слое материала устойчивых сводов. Расчетные соотношения при прерывистом истечении из бункеров в литературе отсутствуют. Модель прерывистого истечения основана на предположении о том, что течение материала происходит по боковым поверхностям вертикальных цилиндров радиуса  $0 \leq r \leq r_0$  высотой  $H$  (рис. 6.3). Принимается, что трение материала на этих поверхностях описывается соотношением

$$t = fr_r + t_a \quad (6.3)$$

где  $t$  — составляющая силы трения, направленная вдоль оси потока;  $f$  — коэффициент внутреннего трения материала;  $\sigma_r$  — проекция касательного напряжения;  $t_a$  — предельное напряжение сдвига.

Используя уравнение движения сплошной среды

$$\rho \frac{d\vec{v}}{dt} = \rho \vec{F} + \text{div} \vec{P} \quad (6.4)$$

где  $\vec{F}$  — массовая сила;  $\vec{P}$  — тензор напряжений,  $t$  — время истечения;  $\vec{v}$  — скорость движения среды;  $\rho$  — плотность среды.

получили систему дифференциальных уравнений движения в цилиндрических координатах  $(r-z)$

$$\left. \begin{aligned} -\rho g + f \frac{\partial \sigma_r}{\partial r} + \frac{\partial \sigma_z}{\partial z} + f \frac{\sigma_r}{r} + \frac{t_0}{r} &= 0 \\ \frac{\partial \sigma_r}{\partial r} + f \frac{\partial \sigma_z}{\partial z} + \frac{\sigma_r}{r} &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (6.5)$$

где  $g$  — ускорение свободного падения;  $t_0$  — начальное предельное напряжение сдвига;  $r, z$  — текущие координаты.

Решение системы уравнений (6.5) имеет вид

$$\sigma_z = \rho g z - \frac{t_0}{r} z + \frac{f^2}{r} [\varphi(fr-z) - \varphi(fr)] \quad (6.6)$$

где  $\varphi(r)$  — произвольная функция, определяемая из дополнительных условий. В данном случае функция  $\varphi(r)$  определена из условия равновесия на динамическом своде

$$\sigma_z 2\pi r dr = 2\pi r t dz \quad (6.7)$$

При этом функция  $\varphi(r)$  найдена в виде

$$\varphi(r) = -\frac{t_0}{f^2} r + \varphi(0) \quad (6.8)$$

где  $\varphi(0)$  — константа интегрирования.

Значение  $\varphi(0)$  найдено из условия равновесия материала вне зоны истечения радиусом  $r_0$

$$\varphi(0) = \frac{I}{H} + \frac{t_0}{f} \left( r_0 + \frac{H}{2f} \right) \quad (6.9)$$

где

$$I = \frac{\rho g V_{з.з} - 2\pi r_0 H t_0}{2\pi (f + f_c + tg\alpha)} \quad (6.10)$$

$V_{з.з}$  — объем застойной зоны конического бункера вне зоны течения материала;

$$V_{з.з} = \pi r_0^2 H \left[ \frac{1}{3} \left( \frac{r_1^2}{r_0^2} + \frac{r_1}{r_0} \right) - \frac{2}{3} \right] \quad (6.11)$$

$r_1$  — текущий радиус конического бункера на высоте  $H$ ;  $f_c$  — коэффициент трения сыпучего материала по стенке бункера;  $\alpha$  — угол при вершине конического бункера;  $H$  — высота конической части бункера.

Объемный расход материала определяется выражением

$$V_M = 2\pi \sqrt{2g\phi} \int_0^H \sqrt{H-h(r)} r dr \quad (6.12)$$

где  $\phi$  — коэффициент расхода;  $h(r)$  — высота бункера, соответствующая радиусу истечения  $r$ .

Аналитическое решение (6.12) для случая, когда высота свода мала по сравнению с высотой слоя, имеет вид

$$V_M = \frac{2}{3} \pi \sqrt{rg\phi a} r_0^3 \quad (6.13)$$

где

$$a = \frac{\rho g H}{2 [r_0 H_0 + F^2 \phi (U)]}$$

$H_0$  — высота свода материала в бункере.

Для разрушения устойчивых динамических сводов в бункерах предусматривают устройства, сообщающие колебательные движения всему бункеру, закрепленному на пружинящих опорах (рис. 6.4 и 6.5).

В промышленной практике сыпучие материалы, обладающие значительным сцеплением, дозируют из бункеров через питатели, которые, кроме того, способствуют разрушению сводов в слое материала. Известно значительное число конструкций питателей. Наибольшее распространение в процессах сушки получили винтовые, шлюзовые и камерные питатели.

Транспортируемый материал поступает из бункера и перемещается винтовым питателем (рис. 6.6) в направлении аэрокамеры, при этом материал уплотняется, поскольку шаг винта переменный. В аэрокамере материал переходит во взвешенное состояние и транспортируется в сушильную камеру сжатым воздухом. Производительность питателя  $G_B$  (в т/ч) определяется по формуле

$$G_B = 60\phi F_\tau \rho n (l - m) (1 - kP) \quad (6.14)$$

где  $\phi$  — коэффициент заполнения винта;  $F_\tau$  — транспортная площадь винта, м<sup>2</sup>;  $\rho$  — плотность материала, т/м<sup>3</sup>;  $n$  — скорость вращения винта, об/мин;  $l$  — начальный шаг винта, м;  $m$  — толщина винта, м;  $P$  — давление в аэрокамере, МПа;  $k$  — поправочный коэффициент.

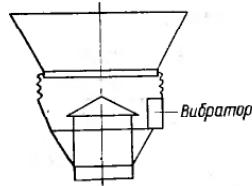
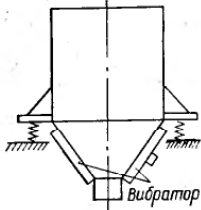


Рис. 6.4. Бункер с вибровыгрузкой продукта.

Рис. 6.5. Выпускная часть бункера с вибровыгрузкой.

202

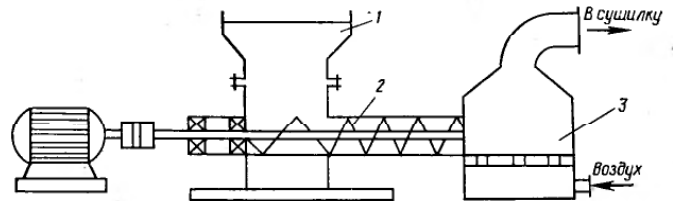


Рис. 6.6. Винтовой питатель ПШМ:

1 — бункер; 2 — винт; 3 — аэрокамера.

Мощность, потребляемая двигателем питателя, определяется

$$N = \left[ 0,27 \left( \frac{L}{D_B} \right)^{1,89} + 0,25 \right]^{1,33} P D^3 n + N_{x,x} \quad (6.15)$$

где  $D_B$  — диаметр винта, м;  $L$  — длина винта, м;  $N_{x,x}$  — мощность ходостого хода питателя.

Гидравлическое сопротивление аэрокамеры  $\xi$  можно определить по формуле

$$\xi = 43,3 \frac{V_{\text{воз}}}{D_K^3 (1 + P_K)} + 0,27 \frac{G_B D_M^{0,35}}{D_{\text{воз}}^2 (1 + P_K)} \quad (6.16)$$

где  $V_{\text{воз}}$  — расход воздуха на транспортировку, м<sup>3</sup>/мин;  $D_K$ ,  $D_M$ ,  $D_{\text{воз}}$  — диаметры аэрокамеры, материалопровода и воздухопровода соответственно, м;  $P_K$  — избыточное давление в аэрокамере, МПа.

При использовании шлюзового питателя (рис. 6.7) транспортируемый материал из бункера поступает в ячейки вращающегося ротора, который перемещает его в нижнюю часть корпуса. При совмещении ячейки с отверстием для подачи воздуха материал выдавливается в материалопровод, откуда транспортируется в сушильную камеру сжатым воздухом. Производительность шлюзового питателя (в т/ч)

$$G_{\text{ш}} = 0,06 V_p n \rho k \quad (6.17)$$

где  $V_p$  — емкость ячеек ротора, м<sup>3</sup>;  $n$  — скорость вращения ротора, об/мин;  $\rho$  — плотность материала, кг/м<sup>3</sup>;  $k$  — коэффициент заполнения ячеек ( $k=0,3-0,4$ ).

В сушильных аппаратах используются камерные питатели периодического и непрерывного действия. Корпус камерного питателя периодического действия (рис. 6.8) за-

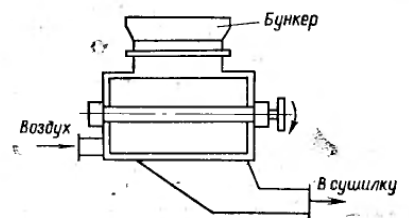


Рис. 6.7. Шлюзовый питатель.

203

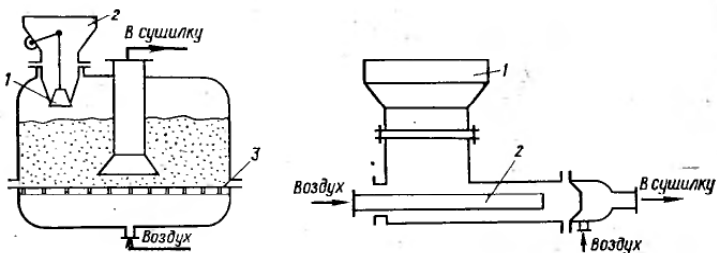


Рис. 6.8. Камерный питатель периодического действия: 1 — клапан; 2 — бункер; 3 — газораспределительная решетка.

Рис. 6.9. Камерный питатель непрерывного действия: 1 — бункер; 2 — форсунка.

полняется транспортируемым материалом при открывании клапана. После закрытия клапана начинается подача воздуха, который, проходя через газораспределительную решетку, переводит материал во взвешенное состояние. Газовзвесь транспортируется в сушильную камеру по материалопроводу. После удаления всей газовзвеси из питателя (о чем свидетельствует уменьшение гидравлического сопротивления системы) цикл повторяется.

В камерный питатель непрерывного действия (рис. 6.9) сжатый воздух подается через форсунку. Газовзвесь, поступающая в материалопровод, создается эжекцией материала. Производительность камерных питателей  $G_k$  (в т/ч)

$$G_k = Mn \quad (6.18)$$

где  $M$  — масса материала в камере;  $n$  — число циклов работы питателя.

Расход воздуха для транспортирования материала

$$V_{\text{воз}} = \frac{V_m(1-a)}{\alpha} \quad (6.19)$$

где  $V_m$  — объем материала в камере;  $a$  — объемная концентрация материала в газовзвеси.

## 6.2. СИСТЕМЫ ПЫЛЕОЧИСТКИ

В сушильных установках для осаждения пыли и высушенного продукта применяют пылеуловители следующих типов: камерные, инерционные, центробежные (циклоны), рукавные, мокрые, электрические фильтры и др. В табл. 6.1 представлены сравнительные характеристики различных систем пылеочистки [130].

Камерные пылеуловители применяют в сушильных установках для осаждения грубой пыли и мелких классов высушенного продукта [89, 163, 175]. Пыли с частицами диаметром  $d_p < 100$  мкм улавливаются плохо. В настоящее время пылесосади-

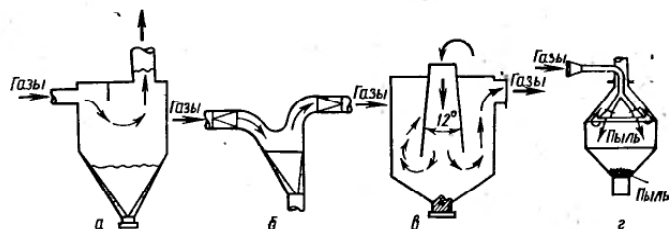


Рис. 6.10. Инерционные пылеуловители:

а — камера с перегородкой; б — камера с плавным поворотом газового потока; в — камера с расширяющимся конусом; г — камера с заглубленным конусом.

тельные камеры применяют только для предварительной очистки, особенно при высокой начальной концентрации пыли.

Принцип работы инерционных пылеуловителей (рис. 6.10) основан на резком изменении движения газового потока, при котором частицы пыли под действием инерционной силы стремятся двигаться в прежнем направлении и в дальнейшем могут быть выделены из этого потока.

Прост по конструкции жалюзийный пылеуловитель (рис. 6.11) с прямоугольным сечением и плоскими лопатками. Скорость газа на входе колеблется в пределах 12—15 м/с. В зависимости от температуры используются стальные или чугунные лопатки. Эффективность жалюзийных фильтров зависит от размера частиц удаляемой пыли. Для пыли с частицами размером 40 мкм эффективность составляет около 80%, а для 10 мкм около 60%. На практике эти значения получаются более низкими. К другим недостаткам следует отнести: износ пластин решетки и возможность образования отложений при охлаждении газов до точки росы.

Наибольшее распространение в системах пылеочистки получили простые в изготовлении циклоны (рис. 6.12), надежно функционирующие при высоких давлениях и температурах (до 500 °С) газов при почти постоянном гидравлическом сопротивлении. Циклон работает следующим образом (рис. 6.13): в цилиндрическую часть аппарата с большой скоростью тангенциально вводится запыленный поток. Опускаясь вниз, он делает сначала несколько оборотов по периметру цилиндра, а затем ряд спиралей меньшего диаметра и выходит из аппарата по центральной трубе. Частицы пыли отделяются под действием центробежной

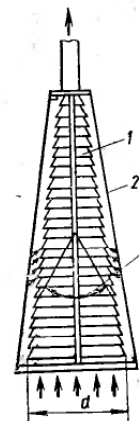


Рис. 6.11. Жалюзийный пылеотделитель системы ВТИ: 1 — жалюзийная решетка; 2 — каркас.



Таблица 6.1. Сравнительные характеристики различных систем пылеочистки

Показатели	Пылеуловители					Фильтры	
	гравитационные	центробежные		мокрые		тканевые	электрические
		низконапорные	средне-напорные	низконапорные	высоконапорные		
Гидравлическое сопротивление, Па	До 100	100—300	750—1250	750—1500	5000—12500	750—1500	100—400
Характеристический параметр	$m_q$	$\omega$		Stk		При $d_q < 0,3$ мм $D$	$K_E$
						При $d_q > 0,3$ мм Stk	
Зависимость эффективности улавливания: от размера частиц	$f(d^2_q C_K)$					При $d_q < 0,3$ мм $f(C_K/d_q)$	$f(d_q C_K)$
						При $d_q > 0,3$ мм $f(d^2_q/C_K)$	
от температуры	$f(C_K/\mu_r)$					При $d_q < 0,3$ мм $f(C_K T_r/\mu_r)$	$f(C_K/\mu_r)$
						При $d_q > 0,3$ мм $f(C_K/\mu_r)$	
от концентрации	Не влияет	Определяется диаметром аппарата и свойствами пыли		Определяется системой водоснабжения и возможными затратами энергии		Определяется типом фильтра (обычно не более 20 г/м <sup>3</sup> )	Предельная $C = \frac{n_e \rho_q d_q}{12 \epsilon_0 E}$
от влажности	Не влияет			Способствует росту эффективности		Не влияет	Способствует росту эффективности

Ориентировочный минимальный размер частиц, улавливаемых с высокой эффективностью, мкм	50—40	40—30	25—8	5—2	1—0,1	0,1	1,0—0,25
Максимально допустимая температура газа, °С	Определяется материалом, из которого изготовлен аппарат				Определяется материалом фильтрующей среды (<220—250)		Определяется составом газа и свойствами пыли (<425)
Нижняя предельная температура газа	Выше точки росы			Любая		Выше точки росы	
Стойкость к коррозии	Достаточно стойки			При наличии в газах кислот требуется антикоррозионная защита		Стойки при температуре, превышающей точку росы	
Взрыво- и огнеопасность	Незначительная			Минимальная		Большая	
Ориентировочная относительная стоимость очистки (по отношению к низконапорным циклонам)	—	1,0—1,5	2,0—3,0	2,5	7,0—15,0	3,0—7,5	5,0—15,0

Примечание.  $C_K$  — поправка Кеннигема — Милликена;  $Stk = \frac{d^2_q \rho_q v_r}{18 \mu_r}$  — (критерий Стокса) — инерционный параметр осаждения;  $\omega$  — центробежный параметр осаждения;  $D$  — коэффициент диффузии;  $E$  — напряженность электрического поля;  $K_E$  — коэффициент напряженности;  $m_q$ ,  $d_q$ ,  $\rho_q$  — масса, диаметр, плотность частицы материала соответственно;  $T_r$ ,  $v_r$ ,  $\mu_r$  — абсолютная температура, скорость, динамическая вязкость газа;  $C$  — концентрация пыли;  $e$  — величина заряда;  $n_e$  — концентрация ионов в 1 м<sup>3</sup>;  $\epsilon_0$  — диэлектрическая постоянная.

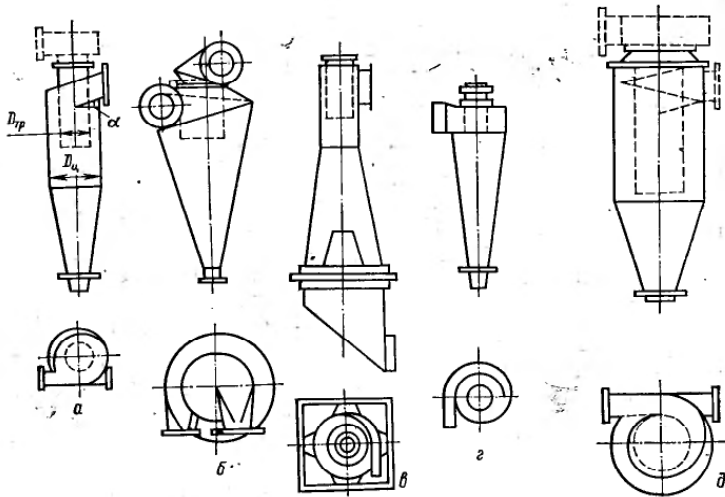


Рис. 6.12. Типы циклонов:  
 а — циклон НИИОгаза; б — СИОТ; в — ВЦНИИОТ; г — СК-ЦН-34; д — ЛИОТ.

силы в процессе вращения потока в аппарате, оседают на внутренней стенке и сползают в суженную коническую часть, откуда попадают в пылесборник.

В СССР получили наибольшее распространение циклоны НИИОгаза [119, 130, 131], циклоны ЦКТИ, а также ВЦНИИОТ, ЛИОТ и СИОТ (см. рис. 6.12). К цилиндрическим относятся циклоны ЦН-11, ЦН-15, ЦН-24. Отличительными особенностями аппаратов этой группы являются: наличие удлиненной цилиндрической части, угол наклона крышки и входного патрубка  $\alpha=11, 15$  и  $24^\circ$  и одинаковое отношение диаметра выхлопной трубы  $D_{гр}$  к диаметру циклона  $D_{ц}$ , равное 0,59. К коническим относятся циклоны типа СДК-ЦН-33 и СК-ЦН-34. Они отличаются длинной конической частью, спиральным входным патрубком и малым отношением диаметров выхлопной трубы к корпусу циклонов (соответственно 0,33; 0,34).

Цилиндрические циклоны относятся к высокопроизводительным, а конические — к высокоэффективным. Диаметр цилиндрических циклонов не превышает 2000 мм, а конических 3000 мм. В циклонах отделяются частицы пыли с  $d_p > 6$  мкм. Степень очистки при  $d_p=6-10$  мкм может составлять (в зависимости от условий работы циклона и его типа)  $\eta=75-88\%$ , при  $d_p > 20$  мкм величина  $\eta=92-95\%$ . Общее сопротивление циклона снижается при уменьшении закручивания газового потока в выхлопной трубе. В табл. 6.2 приведены коэффициенты сопротивления циклонов НИИОгаз [80] без дополнительных

Рис. 6.13. Общая схема циклона.

устройств и при использовании раскручивателей, диффузора, а также раскручивающей улитки за выхлопной трубой.

При больших расходах очищаемого газа применяют групповую компоновку циклонов (рис. 6.14). Группу аппаратов обычно составляют из цилиндрических циклонов НИИОгаза [21, 89, 131]. Они имеют общий коллектор загрязненных газов, общий сборник очищенных газов и общий пылевой бункер. Очищенные газы отводят из циклонов либо через улитки, устанавливаемые на каждом циклоне и объединенные общим коллектором, либо через общий коллектор.

Иногда в группу объединяют большое число маленьких циклонных элементов, так называемых мультициклонов. Снижение диаметра циклонного элемента  $D_{ц}$  в этом случае обусловлено стремлением — увеличить эффективность пылеочистки. Батарейный циклон (мультициклон) ЦГ-1 [89] представлен на рис. 6.15.

Он состоит из кожуха 1 с крышкой 2, бункера 4, циклонных элементов 5 с осевым подводом газа, патрубка 6 для подвода газа и герметичных перегородок 7. Очищенный газ отводится через отверстие 3. Диаметр циклонного элемента 250 мм, диаметр выхлопной трубы элемента 150 мм, длина цилиндрической части 375 мм, длина конической 500 мм. Запыленный газ по патрубку 6 поступает в пространство а между перегородками б и в, попадает в циклонные элементы и по отводящим трубкам элементов 5 — в пространство г и далее удаляется из циклона.

Тканевые фильтры применяют для улавливания сухих пылей. Наибольшее распространение нашли рукавные фильтры. На рис. 6.16 показан рукавный фильтр ФВ-90, состоящий из металлического корпуса 3 с бункерами 1, разделенного перегородками 4 на отдельные секции, в которых расположены матерчатые рукава 5. Запыленный газ по трубопроводу 9 подается в бункер, далее проходит через стенки рукавов и отводится из фильтра через патрубок 6. Пыль оседает на внутренней поверхности рукавов и встряхивающим механизмом 7 сбрасывается в бункер, откуда шнеком 8 подается к шлюзовым питателям 2 и удаляется из фильтра. Для регенерации ткани периодически в каждой секции происходит встряхивание.

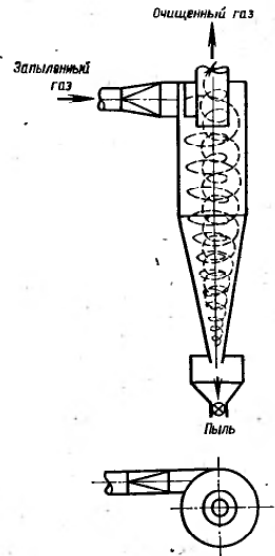


Таблица 6.2. Коэффициенты сопротивления циклонов НИИОгаз ( $D_{ц}=500$  мм;  $v_{гц}=3$  м/с)

Циклон	Без дополнительных устройств	$\xi_{ц}/\xi$			$\xi_{ц}$
		С коническим лопастным раскручивателем	С винтлопастным раскручивателем	С кольцевым диффузором	
ЦН-11	245	—	190	207	255
	250	—	195	215	
ЦН-15	155	115	121	132	150
	163	121	126	140	
ЦН-15У	165	148	139	140	158
	170	152	148	148	
ЦН-24	75	61	—	64	73
	80	66	—	70	
СДК-ЦН-33	520	—	—	—	500
	600	—	—	—	
СК-ЦН-34	1050	—	—	—	—
	1150	—	—	—	
СК-ЦН-22	2000	—	—	—	—
	—	—	—	—	

Примечания. 1.  $D_{ц}$  — диаметр аппарата;  $v_{гц}$  — скорость газа в циклоне.  
2. В числителе — коэффициент сопротивления циклона  $\xi_{ц}$ , в знаменателе — общий коэффициент сопротивления  $\xi$  при работе на выхлоп.

В табл. 6.3 приведены основные характеристики рукавных фильтров, серийно выпускаемых отечественной промышленностью [13]. Кроме рукавных фильтров существуют еще и другие тканевые фильтры, отличающиеся формой фильтровальных перегородок. Тканевые фильтры классифицируют по различным видам: 1) способу подачи запыленного газа (под давлением или разрежением); 2) числу секций или числу рукавов; 3) размерам рукавов (длина от 220—340 мм до 10 000 мм, диаметр от 150—220 мм до 450 мм); 4) способу регенерации рукавов; 5) по форме и материалу корпуса (по форме — прямоугольные, круглые, по материалу — стальные, железобетонные и др.).

Мокрые пылеуловители отличаются от сухих более высокой эффективностью при сравнительно небольшой стоимости. Они разделяются на пять групп:

- 1) скрубберы (полые, с насыпным слоем из гальки, кокса и т. п., пылеуловители ударно-смывного действия УСД-ЛИОТ);
- 2) циклоны (ЛИОТ с водяной пленкой, центробежный скруббер ВТИ с орошаемой решеткой, скоростной промыватель СИОТ);
- 3) вентиляторные пылеуловители ВНР-ЛИОТ, фильтры ТБИОТ-118, вентиляторы-дезинтеграторы;
- 4) пенные и барботажные аппараты;
- 5) турбулентные пылеуловители (турбулентные газпромывные скрубберы Вентури, коагуляционные пылеуловители КМП).

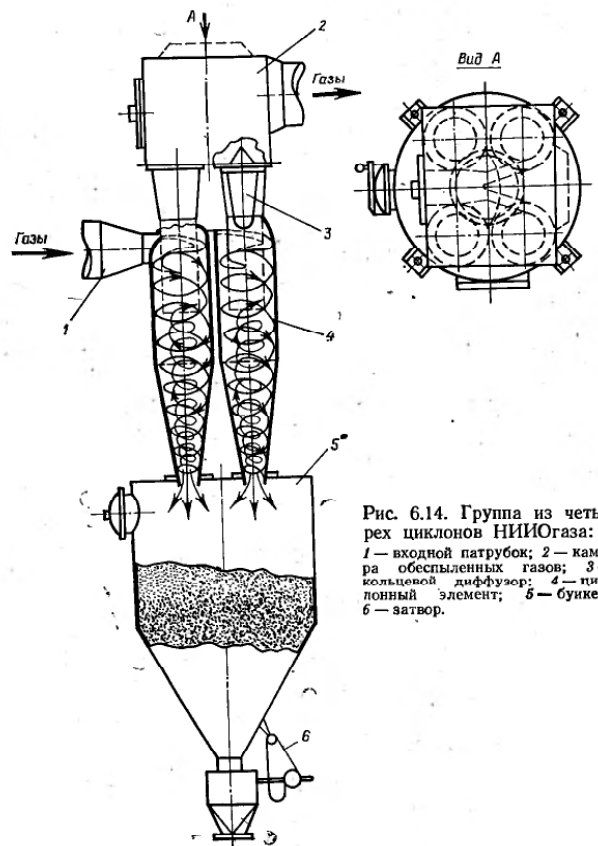


Рис. 6.14. Группа из четырех циклонов НИИОгаз: 1 — входной патрубок; 2 — камера обеспыленных газов; 3 — кольцевой диффузор; 4 — циклонный элемент; 5 — бункер; 6 — затвор.

Кроме того, еще эксплуатируются мокрые электрофильтры, мокрые магнитные фильтры и др.

На рис. 6.17 изображен получивший широкое распространение при очистке газа из труб-сушилок скруббер ВТИ. Этот пылеуловитель состоит из металлического цилиндра 11, покрытого внутри противокислотной футеровкой, конуса 4 с фланцем 2. На высоте примерно  $\frac{3}{4}$  длины цилиндра установлено кольцо 6 с алюминиевым фартуком 5. Запыленный газ подается через диффузор 12 с шибром 13 в цилиндр по касательной и вращается, поднимаясь вверх. Через форсунки 10 по трубопроводу 9 подается равномерно распределяемая по всему сечению цилиндра вода, которая, ударяясь о фартук 5, отражается на по-

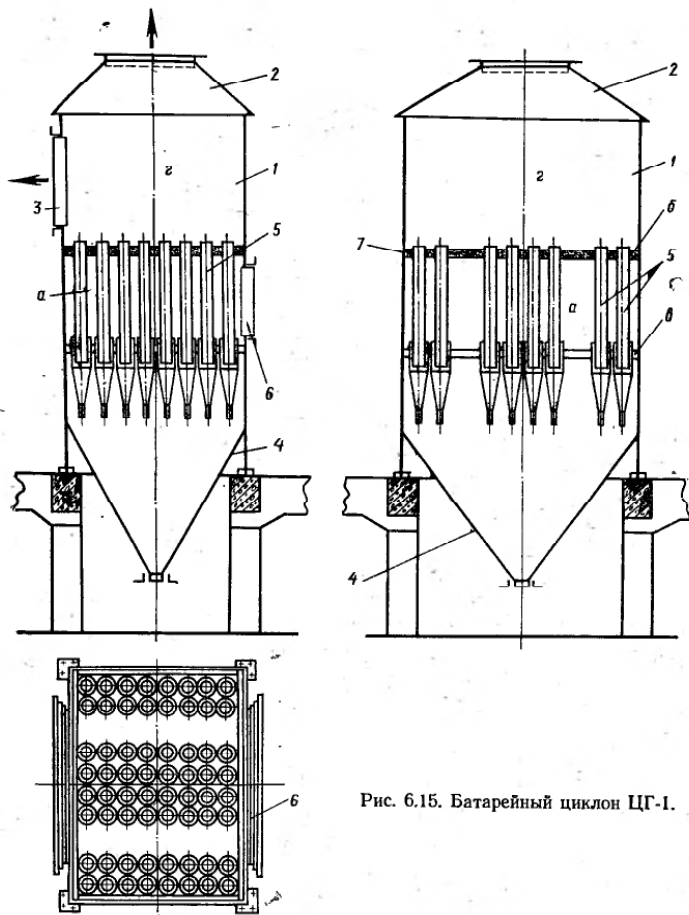


Рис. 6.15. Батарейный циклон ЦГ-1.

верхность цилиндра и стекает по ней вниз, количество поступающей воды регулируется вентилем 14. Газ, вращаясь, поднимается вверх, частицы пыли отбрасываются на поверхность цилиндра и уносятся водой через патрубок 3 в гидравлический затвор 1. Очищенный газ уходит в атмосферу через клапан 8. Для осмотра пылеуловителей предусмотрен лаз 7. К достоинствам этих пылеуловителей относятся: улавливание пыли небольшого размера, приемлемый к. п. д., простота конструкции, небольшие затраты на сооружение.

Таблица 6.3. Характеристика основных типов рукавных фильтров

Тип фильтра	Марка фильтра	Общая поверхность фильтра, м <sup>2</sup>	Число секций	Вид ткани	Способ регенерации	Примечания
Автоматизированный (всасывающий), работает под разрежением	ФВ	30—92	2—6	Фильтровальное сухо № 2	Механическое встряхивание рукавов и обратная продувка наружным воздухом	Рукава снабжены кольцами жесткости
Работает под разрежением	МФВ-204	383	12 (204 рукава)	Нитрон	Обратная продувка подогретым воздухом	Спроектирован для улавливания сажи в процессе мокрой грануляции
С автоматизированной поочередной регенерацией рукавов	РФГ, РФГ-УМС	112—500	4—20	Различные ткани в зависимости от температуры	Механическое встряхивание с одновременной обратной продувкой наружным воздухом	Предусмотрен подогрев наружного воздуха. Имеются конструкции с пневматическим управлением регенерацией
Работающий под избыточным давлением	ФР-2800 ФР-3730	2800 3730	6 (2340 рукавов) 8 (3072 рукава)	Стекло ткань	Механическое встряхивание и обратная продувка очищенным газом	—
Укрупненный фильтр	УРФМ	2300	20 (840 рукавов)	Различные ткани	Пневматическое встряхивание рукавов	Предусмотрено пневматическое управление клапанами

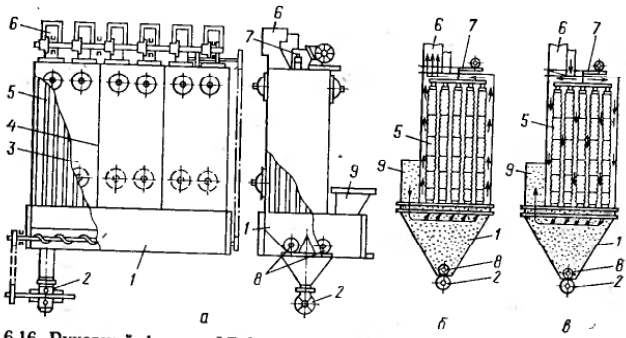


Рис. 6.16. Рукавный фильтр ФВ-90:  
 а — общий вид; б — накопление осадка; в — отдувка осадка.

На рис. 6.18 изображен циклон с водяной пленкой (типа ЦВП), разработанный в ЛИОТ [60, 130]. Внутренняя стенка корпуса 2 орошается водой, подаваемой из коллектора 4 через сопла 3, которые установлены под углом 30° вниз, касательно к внутренней поверхности корпуса по направлению вращения запыленного газа для предотвращения брызгоуноса. В нижней части корпуса находится гидрозатвор 6.

Аналогичен по принципу действия скоростной промыватель СИОТ, рассчитанный на обработку больших расходов запыленных потоков (до 280 000 м<sup>3</sup>/ч). Гидравлическое сопротивление и расход воды в аппаратах СИОТ близки к таковым для аппаратов ЦВП (при  $D_{ан} = 1000$  мм расход воды равен примерно 0,05 л/м<sup>3</sup> газа,  $\Delta P = 400 - 2000$  Па). Циклонно-пенные аппараты успешно работают в химической промышленности [6]. Эти аппараты рекомендуется применять для очистки газов от пыли при скорости витания частиц  $v_{вит} = 0,007$  м/с.

Недостатки методов мокрого пылеулавливания можно сформулировать следующим образом [6, 60, 130]: 1) улавливаемый мокрыми пылеуловителями продукт выделяется в виде шлама, что связано с необходимостью обработки сточных вод и, следовательно, с удорожанием процесса очистки; 2) при охлаждении очищаемых газов до температуры, близкой к точке росы, а также при механическом уносе из газоочистного аппарата газовым потоком капель жидкости пыль может осажаться в газопроводах, дымососах и дымовых трубах; кроме того, брызгоунос приводит к безвозвратным потерям орошающей жидкости; 3) в случае очистки агрессивных газов аппаратуру и коммуникации необходимо защищать антикоррозионными материалами.

Электрические пылеуловители могут быть классифицированы по нескольким признакам [60, 119]: 1) форме осадительного электрода (трубчатые и пластинчатые); 2) направлению потока газа (горизонтальные и вертикальные); 3) числу электриче-

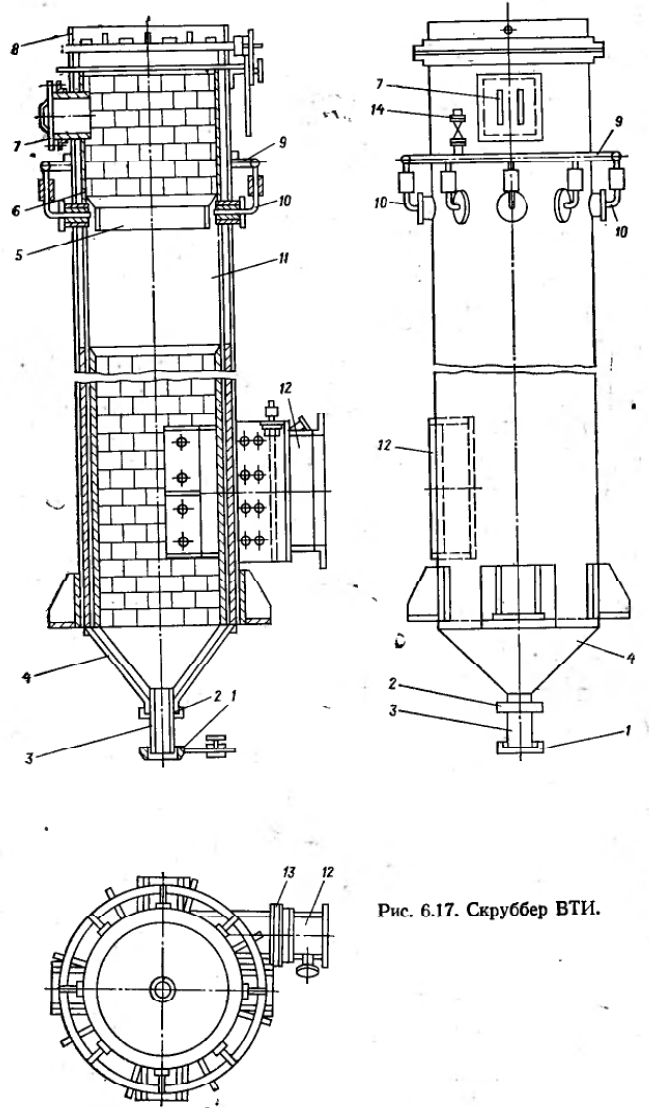


Рис. 6.17. Скруббер ВТИ.

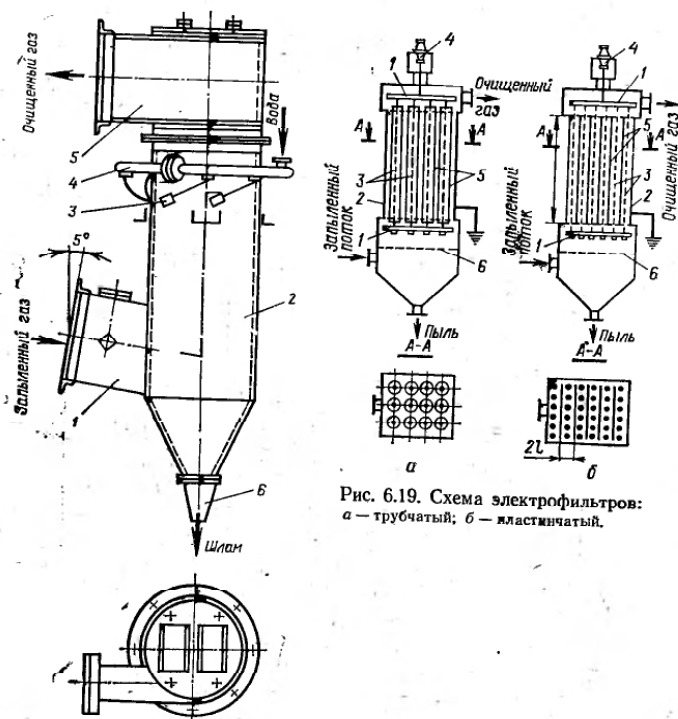


Рис. 6.18. Циклон с водяной пленкой (типа ЦВП):  
1 — выходной патрубок; 2 — корпус; 3 — сопло; 4 — коллектор; 5 — выходной патрубок;  
6 — гидрозатвор.

Рис. 6.19. Схема электрофильтров:  
а — трубчатый; б — пластинчатый.

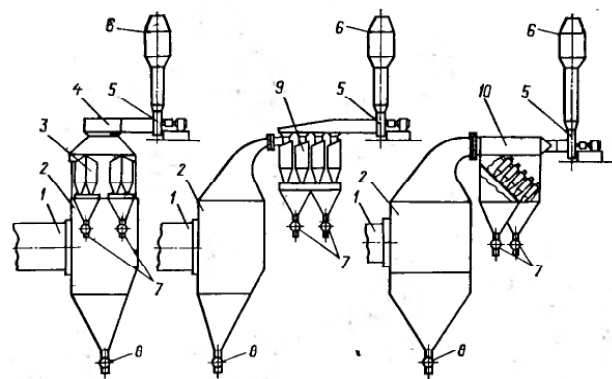


Рис. 6.20. Трехступенчатая схема пылеулавливания для барабанных сушилок:  
1 — барабанная сушилка; 2 — осадительная камера; 3 — групповой циклон, встроенный в камеру; 4 — раскручивающая улитка; 5 — дымсосос; 6 — мокрый пылеуловитель ЦМР; 7 — шиловый затвор; 8 — питатель; 9 — батарейный циклон; 10 — мультициклон.

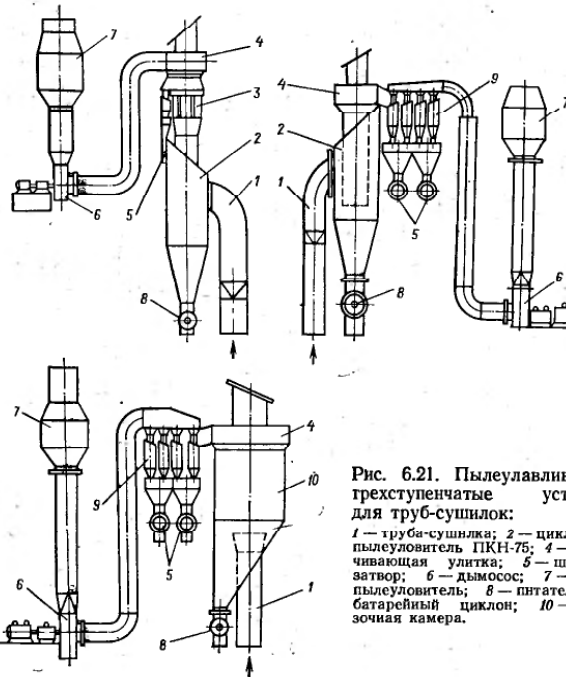


Рис. 6.21. Пылеулавливающие трехступенчатые установки для труб-сушилок:  
1 — труба-сушилка; 2 — циклон; 3 — пылеуловитель ПКН-75; 4 — раскручивающая улитка; 5 — шиловый затвор; 6 — дымсосос; 7 — мокрый пылеуловитель; 8 — питатель; 9 — батарейный циклон; 10 — разгрузочная камера.

Рис. 6.18. Циклон с водяной пленкой (типа ЦВП):  
1 — выходной патрубок; 2 — корпус; 3 — сопло; 4 — коллектор; 5 — выходной патрубок;  
6 — гидрозатвор.

ских полей (двупольные и многопольные); 4) числу параллельно работающих секций (одно- и многосекционные); 5) способу очистки пыли (сухие и мокрые). Кроме того, в электрофильтрах используют различной формы осадительные (трубчатые, С-образные, шестигранные и др.) и коронирующие электроды. На рис. 6.19 представлены схемы трубчатого и пластинчатого электрофильтров. В трубчатом электрофильтре в камере 2 расположены осадительные электроды 5 высотой  $h=3-6$  см, выполненные из труб диаметром 150—300 мм. По оси труб натянуты коронирующие электроды 3 (диаметром 1,5—2 мм), которые закреплены между рамами 1. Рама 1 соединена с опорно-проходным изолятором 4. Запыленный газ входит в аппарат через распределительную решетку 6 и равномерно распределяется по трубам. Осажденные частицы пыли периодически уда-

ляются из аппарата. В пластинчатом электрофилтре осадительные электроды 5 выполнены в виде пластин, между которыми натянута коронирующая электрода 3. Расстояние между пластинами 21 составляет 250—350 мм. Производительность электродов зависит от размеров электрического поля, скорости осаждения пыли, скорости газового потока, а также времени пребывания его в аппарате. Степень очистки тем больше, чем больше высота электродов, выше напряженность электрического поля и меньше скорость газа в аппарате. Недостатком электрофильтров являются большие капитальные затраты.

На рис. 6.20 показана трехступенчатая схема пылеочистки, предназначенная для барабанных сушилок. Газ из барабанной сушилки проходит осадительную камеру, в которой оседают высушенная пыль, крупная пыль, затем газ проходит вторую стадию пылеочистки в циклонах малого диаметра. Третья стадия осуществляется в мокром пылеуловителе типа ПМР.

Пылеулавливающие трехступенчатые установки для трубушников показаны на рис. 6.21 [89]. Запыленный газ с высушенным продуктом поступает из трубы-сушилки в циклон ИГК. Далее газ проходит пылеуловитель ПКН-75, а затем через мокрый пылеуловитель.

### 6.3. ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ СО ВСТРЕЧНЫМИ ЗАКРУЧЕННЫМИ ПОТОКАМИ

Особое место в пылеулавливающей технике занимают пылеуловители со встречными закрученными потоками (ВЗП), которые отличаются от высокоэффективных циклонов более высокой степенью генерации.

Схема первых пылеуловителей со встречными закрученными потоками (ВЗП), запатентованных в ФРГ Зеннеком и Шауфером, показана на рис. 6.22. Принцип работы такого пылеуловителя следующий. Запыленный газ поступает в аппарат 1 через патрубок 3 и движется снизу вверх вдоль оси аппарата, и частицы пыли удаляются из газа, движущегося по спирали. Противоточный газовый поток подается через тангенциальное сопло 5 под давлением (0,3 МПа), вращаясь в том же тангенциальном направлении, что и запыленный, но в противоположном осевом направлении. При этом частицы пыли перемещаются из первичного потока во вторичный. Вторичный поток движется к бункеру, расположенному за входом запыленного газа, изменяет свое направление и транспортирует частицы под обод 2, где они оседают в бункере 4.

Основным отличием пылеуловителей ВЗП от циклонов является наличие вспомогательного закручивающего потока. Предложено множество усовершенствований аппарата и его конструктивных элементов с целью повышения эффективности пылеочистки и снижения энергозатрат. Наиболее важные — оборудование ввода первичного потока завихрителем, замена сопловой подачи вторичного потока под большим давлением подачей че-

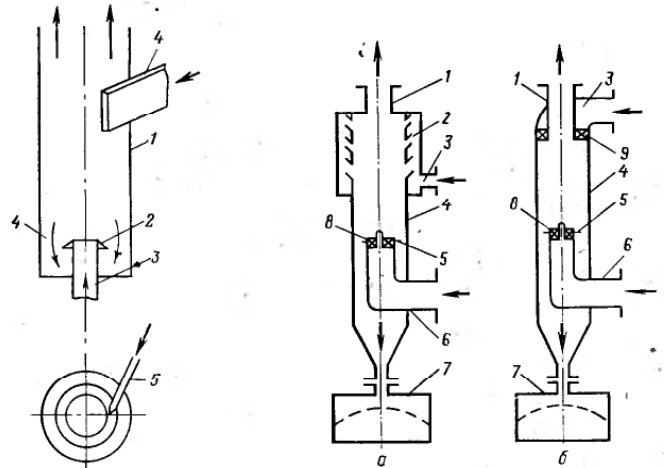


Рис. 6.22. Схема первого пылеуловителя ВЗП.

Рис. 6.23. Пылеуловители ВЗП:

а — с распределенным вводом потока; б — с сосредоточенным вводом потока; 1 — вывод; 2 — система тангенциальных сопел для ввода вторичного потока; 3 — ввод вторичного потока; 4 — камера; 5 — вытеснитель; 6 — ввод первичного потока; 7 — пылевой бункер; 8 — завихритель первичного потока; 9 — завихритель вторичного потока.

рез распределительный ввод, замена профилированного диска отбойной шайбой и т. д.

Приняты две основные разновидности пылеуловителей ВЗП: с распределенным вводом вторичного потока (рис. 6.23, а) и с сосредоточенным вводом вторичного потока (рис. 6.23, б).

Закручивание потока в пылеуловителях с распределенным вводом осуществляется системой тангенциальных сопел. Согласно данным работ [130, 60, 89, 139, 69], наилучшая эффективность сепарации достигается при размещении сопел, распыливающих вторичный газ, не менее чем в четыре ряда и под углом 30°. Число и размеры сопел зависят от размеров аппарата, доли вторичного газа и его давления. В аппараты с сосредоточенным вводом [96, 176] вторичный газ подается через лопаточный завихритель (рис. 6.24, а), через тангенциальный (рис. 6.24, б), либо улиточный (рис. 6.24, в) завихритель.

Пылеуловители сопловой типа применяют в тех случаях, когда доля вторичного газа невелика (30—50%). Пыль (особенно склонная к налипанию) поступает в аппарат только с первичным потоком, когда в аппарате сочетается пылеулавливание с технологическим процессом (например, сушкой), для протекания которого требуется создание специальной структуры потоков. В пылеуловителях обоих типов патрубков ввода пер-

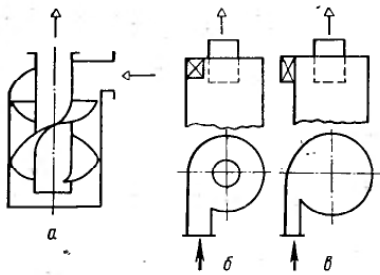


Рис. 6.24. Варианты ввода вторичного потока.

вторичного потока снабжен аксиально-лопаточным (рис. 6.25, а), либо тангенциальным завихрителем (рис. 6.25, б).

В присоединенном малоактивном пространстве обычно устанавливают вытеснитель, который

уменьшает зону обратных токов в устье закрученной струи, что повышает эффективность пылеулавливания. В качестве вторичного потока газа в пылеуловителях ВЗП можно использовать воздух из окружающей среды, периферийную часть потока очищенных газов и запыленный газ. На рис. 6.26 показаны варианты подвода вторичного потока газа. В экономическом отношении наиболее выгодно использовать в качестве вторичного потока запыленные газы. В этом случае производительность пылеуловителя повышается на 40—70% без снижения эффективности сепарации.

За рубежом пылеуловители ВЗП изготавливают в ФРГ (фирма Lufttechnik), США (фирма Aerodune Development), а также в Японии, Франции, Польше, Болгарии, Испании, Мексике, Аргентине [69, 130, 165]. Производительность пылеуловителей ВЗП, выпускаемых за рубежом, составляет 330—30 000 м<sup>3</sup>/ч по очищенному газу. Ниже приведены технические параметры пылеуловителя ВЗП-200 производительностью 330 м<sup>3</sup>/ч [69, 165]:

Диаметр аппарата, мм	200	Расход вторичного газа, м <sup>3</sup> /ч	220
Высота сепарационного объема, мм	643	Угол наклона сопел, град	30
Диаметр входного патрубка, мм	100	Диаметр выхлопного патрубка, мм	90
Число сопел вторичного газа	2×4	Гидравлическое сопротивление, кПа	3,7
Диаметр сопел, мм	11	Скорость газа, отнесенная к площади поперечного сечения аппарата, м/с	2,9
Давление вторичного газа, кПа	5,5		

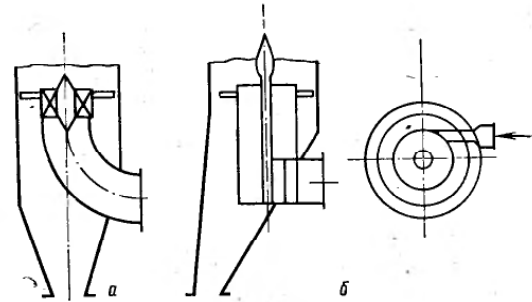
Численные значения эффективности улавливания пылеуловителя ВЗП-200 для материала (кварц Н600), содержащего 35% фракций < 5 мкм, по фракциям таковы:

d, мкм	1,5	2,0	2,5	3,0	4,0	5,0	6,0	7,5	10,0
η, %	98,6	99,1	99,3	99,5	99,7	99,8	100	100	100

Коэффициент сепарации составляет 99,9%, а разделительная способность достигает 0,5 мкм.

Болгарские ученые В. Янков и И. Дичев исследовали пылеуловители ВЗП [176], вторичный газ в которые подается через

Рис. 6.25. Варианты ввода первичного потока.



два диаметрально противоположных щелевидных тангенциальных патрубка, имеющих длину, равную высоте зоны сепарации, и наклон 45°. Ввод первичного потока в устье оборудован каплеобразным вытеснителем и не имеет завихрителя. При исследовании моделей диаметром 130, 180, 230 мм (высотой от 600 до 1000 мм) установлено, что наилучшая эффективность сепарации и меньше потери давления достигаются при отношении вторичного потока к первичному в пределах 2—7.

Результаты исследований американских ученых Д. Г. Си-либерти и Б. В. Ланкастера [155, 156] на модели аппарата диаметром 100 мм и высотой рабочего объема 340 мм с распределенным сопловым вводом вторичного потока и диаметром ввода 50 мм первичного потока приведены в табл. 6.4. В качестве модельного материала использован измельченный известняк (медианный диаметр  $d_{50} = 4$  мкм).

Ряд теоретических и экспериментальных работ с пылеуловителями ВЗП выполнен в МТИ [96, 99, 102, 114], в НИИОгазе и ВНИПИЧерметэнергоочистке [69, 130, 133, 134], в

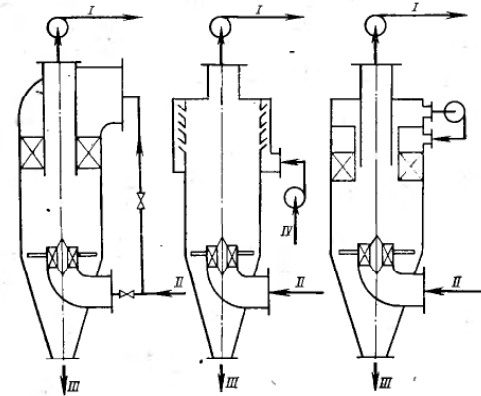


Рис. 6.26. Схемы включения пылеуловителя ВЗП в систему газоочистки: I — очищенный газ; II — запыленный газ; III — пыль; IV — чистый газ.



Таблица 6.4. Результаты исследований на модели с распределенным вводом вторичного потока

$V_1$ , м³/с	$V_2$ , м³/с	$d_0$ , мкм	$d_{50}$ , мкм	$\eta$ , %
0,024 п	0,014 ч	2,3	2,5	60—65
0,024 п	0,014 п	2,3	2,8	61—66
0,014 п	0,024 п	0,7	0,8	80—83
0	0,024 п	0,7	0,9	80—85
0,014 ч	0,024 п	0,7	1,3	77—82

Примечание. Индексы «п» и «ч» соответствуют подаче запыленного и чистого газа;  $V_1$  и  $V_2$  — расход воздуха по первому и второму каналу;  $d_0$  — граничный размер улавливаемых частиц;  $d_{50}$  — размер частиц, улавливаемых на 50%.

Таблица 6.5. Результаты исследований на модели с сосредоточенным вводом вторичного потока

$V_1$ , м³/с	$V_2$ , м³/с	$V_2/V_1$	$d_0$ , мкм	$d_{50}$ , мкм	$\eta$ , %
0,0167 п	0,0167 ч	1	1,0	1,8	96,7
0,0111 п	0,0222 ч	2	0,8	1,2	98,4
0,0083 п	0,0249 ч	3	0,8	1,0	98,45
0,0167 п	0,0167 п	1	0,8	1,2	97,45
0,0111 ч	0,0222 п	2	0,75	1,0	98,45
0,0083 ч	0,0249 п	3	0,75	1,0	98,5
0,0167 п	0,0167 п	1	1,5	1,8	95,65
0,0111 п	0,0222 п	2	1,3	1,6	96,4
0,0083 п	0,0249 п	3	1,3	1,5	96,5

Примечание. См. примечание к табл. 6.4.

НИИхиммаше [106]. В работах [69, 130, 133, 134] исследован ввод незапыленного вторичного газа через сопла. В работах [96, 99, 102, 114] исследованы аппараты как с сопловым, так и сосредоточенным вводом вторичного газа. Для снижения удельных энергозатрат газ-воздух подавалась в оба канала.

В табл. 6.5 приведены данные, полученные при улавливании эмульсионного поливинилхлорида с  $d_{50}=10$  мкм и плотностью  $1200 \text{ кг/м}^3$  в пылеуловителе ВЗП-105 диаметром 105 мм и высотой  $H=200$  мм; первичный поток вводится через аксиальнолопаточный завихритель, вторичный поток вводится сосредоточенно через тангенциальный завихритель.

На рис. 6.27 показано влияние концентрации твердой фазы  $C$  на эффективность сепарации  $\eta$  и коэффициент гидравлического сопротивления  $\xi$

Рис. 6.27. Влияние концентрации пыли  $C$  на эффективность сепарации  $\eta$  и коэффициент гидравлического сопротивления  $\xi$  (модель ВЗП-105, пыль — гидроксид алюминия).

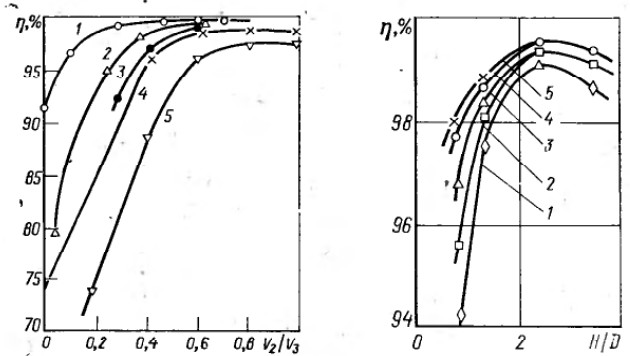
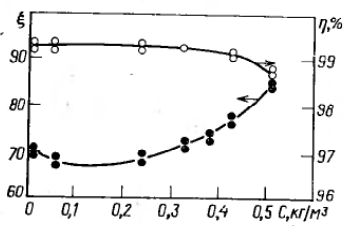


Рис. 6.28. Зависимость общей эффективности улавливания от отношения расхода газа по второму каналу к общему расходу при следующих значениях  $V_2$ :

1 — 0,114 м³/с; 2 — 0,083 м³/с; 3 — 0,028 м³/с; 4 — 0,031 м³/с; 5 — 0,694 м³/с.

Рис. 6.29. Зависимость эффективности улавливания от относительной высоты сепарационной камеры аппарата ВЗП-120 при различных концентрациях пыли:

1 — 0,4 кг/м³; 2 — 0,3 кг/м³; 3 — 0,2 кг/м³; 4 — 0,1 кг/м³; 5 — 0,02 кг/м³.

(отнесен к скорости в плане) той же модели. С увеличением концентрации твердой фазы вначале происходит некоторое уменьшение коэффициента гидравлического сопротивления аппарата, как у циклонов, затем сопротивление аппарата начинает расти. Очевидно, увеличивается расход энергии на транспортировку твердой фазы и закручивание потоков. Зависимости сопротивления от удельного веса частиц и их размера не наблюдается. Это свидетельствует о том, что количество рассеиваемой частицами энергии зависит в основном от их весовой концентрации. Эффективность же улавливания практически не изменяется при изменении концентрации твердой фазы в пределах  $1-500 \text{ г/м}^3$ . В работах [96, 99, 102, 114] исследован ряд лабораторных аппаратов ВЗП. На рис. 6.28 показаны зависимости эффективности улавливания  $\eta$  от отношения расхода газа по второму каналу  $V_2$  к общему расходу  $V_3 = V_2 + V_1$ .

Пылеуловители ВЗП-150 и ВЗП-400 имели оба ввода с тангенциальными завихрителями. Аппарат ВЗП-115 имел ввод первичного потока с тангенциальным завихрителем и распределенный сопловый ввод вторичного потока. Как видно, эффективность улавливания пыли достигает максимального значения в области  $V_2/V_3=0,6$ . Этой же области соответствуют наименьшие потери давления в аппаратах. На модели ВЗП-120 исследована зависимость эффективности улавливания от отношения  $H/D$  при различной запыленности газа. Полученные результаты

при улавливании пыли аммофоса ( $d_{50}=6$  мкм) показаны на рис. 6.29.

В пылеуловителе ВЗП газ поступает по двум каналам, поэтому непосредственное определение потерь давления в аппарате невозможно. Потери давления определяют по каналам  $\Delta P_1$  и  $\Delta P_2$  (потери давления по первому и второму каналам), а затем находят эквивалентную потерю давления в пылеуловителе  $\Delta P$ , затем  $\Delta P$ ,  $\Delta P_1$  и  $\Delta P_2$  представляют через коэффициенты сопротивления аппарата  $\xi$  и его каналов  $\xi_1$  и  $\xi_2$

$$\Delta P = \xi \rho \frac{\omega^2}{2} \quad (6.20)$$

$$\Delta P_1 = \xi_1 \rho \frac{\omega_1^2}{2}; \quad \Delta P_2 = \xi_2 \rho \frac{\omega_2^2}{2} \quad (6.21)$$

где  $\omega$  — средняя скорость газа по сечению аппарата;  $\omega_1, \omega_2$  — средние скорости газа по каналам.

Для коэффициента сопротивления аппарата получена зависимость

$$\xi = \xi_1 \frac{\omega_1^2}{\omega^2} \frac{V_1}{V_3} + \xi_2 \frac{\omega_2^2}{\omega^2} \frac{V_2}{V_3} \quad (6.22)$$

где  $V_1, V_2$  — расход газа по первому и второму каналам;  $V_3$  — расход очищаемого газа.

Эффективную потерю давления определяют как отнесенную к расходу очищаемого газа, т. е.

$$\Delta P = \Delta P_1 \frac{V_1}{V_3} + \Delta P_2 \frac{V_2}{V_3} \quad (6.23)$$

Если запыленный газ подают только по первому каналу  $V_3 = V_1$ , то

$$\Delta P = \Delta P_1 + k \Delta P_2 \quad (6.24)$$

где  $k = V_2/V_1$  — кратность расходов.

При подаче запыленного газа только по второму каналу  $V_3 = V_2$

$$\Delta P = \frac{1}{k} (\Delta P_1 + k \Delta P_2) \quad (6.25)$$

При подаче запыленного газа в оба канала  $V_3 = V_1 + V_2$

$$\Delta P = \frac{1}{1+k} (\Delta P_1 + k \Delta P_2) \quad (6.26)$$

Очевидно, что в энергетическом отношении оптимальным является режим работы аппарата с подачей запыленного газа в оба канала.

Представим уравнение (6.22) в виде

$$\xi = \xi_1 \frac{f_3^2}{f_1^2} (1-m)^2 + \xi_2 \frac{f_3^2}{f_2^2} m \quad (6.27)$$

где  $m = V_2/V_3 = k/(k+1)$  — коэффициент расхода;  $f_1, f_2$  и  $f_3$  — площади сечений входных (для первичного и вторичного потоков) и выходного патрубков.

Анализ уравнения показывает, что при определенном коэффициенте расхода  $m$  коэффициент сопротивления аппарата ВЗП имеет минимальное значение

$$m = \frac{1}{1 + \frac{f_1}{f_2} \sqrt{\frac{\xi_2}{\xi_1}}} \quad (6.28)$$

Это положение важно при определении оптимального режима работы аппарата.

На рис. 6.30 показана зависимость потерь давления от расхода газа в аппаратах ВЗП-300 при улавливании золы. Один пылеуловитель (кривая 2) имел вводы с аксиально-лопаточными завихрителями, другой имел ввод вторичного потока с улиточным завихрителем (кривая 1). При этом эффективность улавливания золы колебалась в пределах 96—98%. На рис. 6.31 приведена зависимость коэффициента сопротивления, отнесенного к скорости газа в выхлопной трубе, от диаметра ВЗП.

Минимальный (критический) диаметр улавливаемой в аппарате частицы и фракционная эффективность очистки определяются в работе [156] следующими уравнениями

$$d_{min} = \frac{3}{2\pi s} \sqrt{\left(\frac{P_T}{\rho_c}\right) \tau \ln\left(1 + \frac{V_2}{V_1}\right)} \quad (6.29)$$

$$d_{\eta} = \frac{3}{2\pi s} \sqrt{\left(\frac{P_T}{\rho_c}\right) (\tau) \ln\left[\left(\frac{1}{1-\eta}\right)\left(1 + \frac{V_2}{V_1}\right)\right]} \quad (6.30)$$

где  $\tau$  — время пребывания газа в ядре потока;  $\tau = \pi R_1^2 H / (V_1 + V_2/2)$ ;  $d_{min}$  — минимальный диаметр частиц, удерживаемых в аппарате;  $d_{\eta}$  — диаметр час-

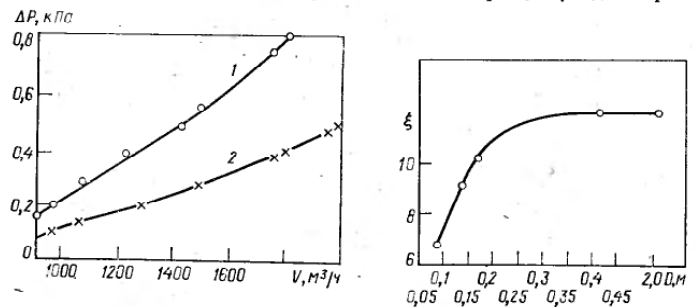


Рис. 6.30. Потери давления в аппаратах ВЗП-300:

1 — ввод вторичного потока с улиточным завихрителем; 2 — вводы потоков с аксиально-лопаточными завихрителями.

Рис. 6.31. Зависимость коэффициента сопротивления аппаратов ВЗП от их диаметра.

тнц, улавливаемых с эффективностью  $\eta$ ;  $V_1, V_2$  — расходы первичного и вторичного потоков газа;  $V_1 + V_2/2$  — средний расход газа в ядре потока;  $R_1$  — радиус ядра потока, принимаемый равным радиусу ввода первичного потока;  $s$  — число оборотов потока газа в пылеуловителе;  $\eta$  — эффективность улавливания;  $\mu_r$  — динамическая вязкость газа;  $\rho_{ч}$  — плотность частицы.

Построенная по уравнениям (6.29) и (6.30) кривая фракционной эффективности плохо согласуется с экспериментальными данными; кроме того, эти сравнения пригодны для случая подачи запыленного газа по первому каналу.

В МТИ [96, 114] разработана методика расчета фракционной и общей эффективности сепарации при подаче запыленного газа по каждому из каналов и обоим одновременно. Для осевой составляющей скорости частицы в первичном потоке получено выражение

$$v'_{0ч} = \frac{(n+1)(2n+1)}{2n^2} \left(1 + \frac{r}{R_3}\right)^{\frac{1}{n}} \times \left[ \frac{V_1}{f_1} + \left(\frac{V_2}{f_2} - \frac{V_1}{f_1}\right) \frac{z}{H} \right] - \frac{\rho_{ч} g d_{ч}^2}{18\mu_r} \quad (6.31)$$

где  $r, z$  — радиальная и осевая координаты частицы;  $R_3$  — наружный радиус первичного потока, принимаемый равным радиусу выходного патрубка;  $n$  — показатель степени в уравнении Шлихтинга, зависящий от числа Рейнольдса [149].

Для тангенциальной составляющей скорости частицы в первичном потоке

$$v'_{\varphi ч} = \left[ \omega_1 + (\omega_2 - \omega_1) \frac{z}{H} \right] \left(1 - \frac{r}{R_3}\right)^{\frac{1}{n}} r \quad (6.32)$$

где  $\omega_1, \omega_2$  — угловые скорости вращения первичного и вторичного потоков.

Радиальная скорость частицы в первичном потоке определяется уравнением

$$v'_{r ч} = \frac{y^2}{x + y\sqrt{2}} - \frac{rV_2}{2\pi R_3^2 H} \quad (6.33)$$

где  $x = \frac{96,85}{d_{ч}}$ ;  $y = [\omega_1 + (\omega_2 - \omega_1) \frac{z}{H}] \left(1 - \frac{r}{R_3}\right)^{\frac{1}{n}} \times \sqrt{5,4 r d_{ч} \frac{\rho_{ч}}{\rho_r}}$ ;  $R$  — радиус аппарата.

Для частицы, входящей в аппарат со вторичным потоком, осевая скорость  $v''_{0ч}$  определяется выражением

$$v''_{0ч} = \frac{(n+1)(2n+1)}{2n^2} \left(1 - \frac{2y}{R - R_3}\right)^{\frac{1}{n}} \frac{V_2 z}{\pi (R^2 - R_3^2) H} + \frac{\rho_{ч} g d_{ч}^2}{18\mu_r} \quad (6.34)$$

Радиальная скорость частицы во вторичном потоке

$$v''_{r ч} = \frac{y^2}{x + y\sqrt{2}} - \frac{(R-r)V_2}{2\pi R_3 H (R - R_3)} \quad (6.35)$$

Таблица 6.6. Технические данные пылеуловителей ВЗП, выпускаемых в ФРГ

Показатели	Модель ВЗП			
	DSE 33	DSE 165	DSE 750	DSE 3000
Диаметр аппарата, мм	200	500	1000	2000
Высота сепарационного объема, мм	643	—	—	—
Число сопловых рядов на число сопел в ряду	2×4	2×5	3×6	6×5
Тип завихрителя первичного потока	—	Аксимально-лопаточный		
Номинальная производительность по запыленному газу, м³/ч	330	1650	7500	30 000
Номинальный расход вторичного газа, м³/ч	220	900	4000	18 000
Давление вторичного воздуха, Па	5500	—	—	—
Гидравлическое сопротивление аппарата, Па	3700	—	—	—
Эффективность сепарации пыли с $d_{50} = 5$ мкм, %	96,5	95,5	95,2	93,0

Тангенциальная скорость частицы во вторичном потоке определяется уравнением (6.32). Уравнения (6.31) — (6.33) справедливы при  $0 \leq r \leq R_3$ , а уравнения (6.34), (6.35) при  $R_3 \leq r \leq R$ ;  $R_3$  — радиус центральной зоны принимается равным радиусу выходного патрубка. Расчет эффективности сепарации ведется с использованием уравнений (6.31) — (6.35) при помощи ЭВМ. При этом определяются:

1) фракционная эффективность улавливания мелкодисперсных частиц при подаче запыленного газа по одному из каналов или обоим одновременно;

2) траектория движения частиц и время их пребывания в аппарате.

Общую эффективность сепарации находят, исходя из фракционной эффективности сепарации и фракционного состава дисперсного материала, по известным методикам [120, 130, 171].

Достоинства пылеуловителей ВЗП по сравнению с циклонами являются: более высокая степень улавливания мелкодисперсной пыли; меньшие удельные затраты энергии; слабая чувствительность эффективности сепарации к колебаниям нагрузки по газу (от 50 до 120% от номинальной) и концентрации пыли в газе (от 1 до 500 г/м³); отсутствие абразивного износа и залипания внутренних поверхностей аппарата; возможность более эффективной очистки горячих газов и регулирования процесса пылеулавливания изменением соотношения расходов по каналам; меньшие габариты в плане при равной производительности; эффективная работа в групповых установках.

В СССР и за рубежом успешно эксплуатируются более 20 типоразмеров пылеуловителей ВЗП. Технические данные пылеуловителей ВЗП соплового типа, выпускаемых в ФРГ под

Таблица 6.7. Эффективность улавливания некоторых продуктов химической промышленности в ВЗП ( $D=1000$  мм)

Продукт	Медианный диаметр $d_{50}$ , мкм	Эффективность сепарации $\eta$ , %	Продукт	Медианный диаметр $d_{50}$ , мкм	Эффективность сепарации $\eta$ , %
Целлюлоза	6	96,5	Эпоксидная смола	22	98,0
Синтетический порошок	4	98,0	Углекислый кальций	11	99,0
Стиральный порошок	10	98,0	Полиакрилонитрил	32	99,8

названием «Drehströmungsentstauber» (DSE) [69, 130] приведены в табл. 6.6. Кроме указанных в табл. 6.6 выпускаются аппараты DSE 6 ( $D=40$  мм), DSE 99 ( $D=400$  мм), DSE 1700 ( $D=1500$  мм). Из табл. 6.6 видно, что с увеличением диаметра аппарата его эффективность падает, но даже для аппарата DSE 3000 она остается очень высокой. Производительность батарейных установок ВЗП достигает  $315\,000$  м<sup>3</sup>/ч (DSE 750), а эффективность сепарации мультиустановки из 60 элементов DSE 6 не уступает эффективности тканевых фильтров. Мультиустановки ВЗП работают очень эффективно и при неравномерном распределении нагрузки по твердой фазе на отдельные аппараты.

В табл. 6.7 приведена эффективность улавливания некоторых продуктов химической промышленности пылеуловителями ВЗП [69, 96, 130].

В СССР наиболее интенсивно занимаются разработкой и внедрением в промышленность пылеуловителей ВЗП ВНИПИЧерметэнергоочистка и МТИ. На Новомосковском шатомном заводе за сушильным барабаном на участке набивных масс установлен пылеуловитель ВЗП (Вихрь 600) соплового типа [134]. Ниже приводится его техническая характеристика:

Диаметр сепарационной камеры, мм	600
Расход газа, м <sup>3</sup> /ч	
очищаемого	13 500
вторичного	2500
Давление вторичного газа, кПа	2,5
Угол наклона сопел, град	30
Скорость первичного потока в завихрителе, м/с	28
Количество газа, отводимого из бункера, м <sup>3</sup> /ч	50
Перепад давления в аппарате, кПа	1,3—1,8
Эффективность улавливания пыли с медианным диаметром $d_{50}=40$ мкм, %	97,8

На одном из азотно-туковых заводов установлен пылеуловитель ВЗП-400 [96, 114] с тангенциальными завихрителями первичного (см. рис. 6.25, б) и вторичного потоков (см. рис. 6.24, в). ВЗП-400 имеет камеру диаметром 400 мм и высотой 1000 мм, выхлопной патрубков диаметром 250 мм, патрубков ввода первичного потока диаметром 200 мм с вытеснителем

диаметром 60 мм, тангенциальные патрубки ввода первичного и вторичного потоков размерами  $80 \times 200$  и  $70 \times 250$  мм. Номинальная производительность по запыленному воздуху, поступающему в оба канала,  $4000$  м<sup>3</sup>/ч. Эффективность улавливания пыли аммофоса ( $d_{50}=6$  мкм) составляет 97%. Эффективная потеря давления  $0,6$  кПа. На этом же производстве внедрен пылеуловитель ВЗП-2000 [96, 114], имеющий камеру диаметром 2000 мм и тангенциальные завихрители первичного и вторичного потоков; производительность  $100\,000$  м<sup>3</sup>/ч. Эффективность очистки пыли нитрофоса ( $d_{50}=160$  мкм) составляет 99,3%; потери давления  $2,4$  кПа.

В Новомосковском производственном объединении «Азот» работает пылеуловитель ВЗП-600, установленный после трубы-сушилки для суспензионного поливинилхлорида. Оба ввода оборудованы аксиально-лопаточными завихрителями. Эффективность улавливания суспензионного поливинилхлорида ( $d_{50}=100$  мкм) составляет 99,9%; потери давления  $0,8$  кПа.

На одном из заводов минеральных удобрений в производстве аммофоса используется пылеуловитель ВЗП-2000 производительностью  $120\,000$  м<sup>3</sup>/ч (самый большой в мире по единичной производительности пылеуловитель ВЗП). Пылеуловитель имеет ввод первичного потока с тангенциальным и вторичного потока с улиточным завихрителем. Эффективность улавливания пыли аммофоса ( $d_{50}=6$  мкм) составляет 98,5%, а потери давления составляют  $2,8$  кПа.

Ниже приведен расчет пылеуловителя со встречными закрученными потоками (ВЗП):

#### Исходные данные

Производительность по запыленному газу $V_s$ , м <sup>3</sup> /ч	5915
Производительность по пыли $G$ , кг/ч	2200
Температура воздуха $t$ , °С	70
Плотность пыли $\rho_p$ , кг/м <sup>3</sup>	1400

#### Дисперсный состав пыли

Фракция, мкм	Содержание, % (масс.)
0—20	34
20—40	11,2
40—80	18,74
80—160	29,4
160 и выше	6,66

Основные геометрические и режимные параметры. На основании теоретических и экспериментальных исследований аппаратов ВЗП, проведенных кафедрой «Процессы и аппараты химической технологии» МТИ [96, 99, 114], принимаем следующие основные конструктивные размеры пылеуловителя:

Диаметр аппарата $D$ , мм	600
Высота рабочей части $H$ , мм	1800
Отношение расходов вторичного и первичного потоков $k = \frac{V_2}{V_1}$	2
Диаметр ввода первичного потока $D_1$ , мм	300
Диаметр втулки аксиального завихрителя $D_{вт}$ , мм	100

Угол наклона лопаток $\alpha$ , град . . . . .	50
Число лопаток . . . . .	6
Размеры подводящего патрубка вторичного потока $a \times b$ , мм . . . . .	200 × 300
Наклон подводящего патрубка $\beta$ , град . . . . .	15
Диаметр выходного патрубка (выхлопной трубы) $D_3$ , мм . . . . .	400

Расход воздуха через нижний ввод (первичный поток)

$$V_1 = \frac{V_3}{1+k} = \frac{5915}{1+2} = 1972 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расход воздуха через верхний ввод (вторичный поток)

$$V_2 = V_3 - V_1 = 3943 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Осевая скорость первичного потока на входе

$$\omega_{01} = \frac{4V_1}{3600\pi(D_1^2 - D_{\text{вт}}^2)} = \frac{4 \cdot 1972}{3600 \cdot 3,14 \cdot (0,3^2 - 0,1^2)} = 8,7 \text{ м/с}$$

Тангенциальная скорость первичного потока на входе

$$\omega_{\varphi 1} = \omega_{01} \operatorname{tg} \alpha = \frac{D_1^2}{D_1^2 - D_{\text{вт}}^2} = 8,7 \operatorname{tg} 50 = \frac{0,3^2}{0,3^2 - 0,1^2} = 17 \text{ м/с}$$

Тангенциальная скорость вторичного потока на входе (улиточный ввод)

$$\omega_{\varphi 2} = \frac{V_2}{3600ab} = \frac{3943}{3600 \cdot 0,2 \cdot 0,3} = 18,3 \text{ м/с}$$

Скорость воздуха в выходном патрубке (выхлопной трубе)

$$\omega_3 = \frac{4V_3}{3600\pi D_3^2} = \frac{4 \cdot 5915}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,4^2} = 13,1 \text{ м/с}$$

**Расчет эффективности сепарации.** Расчет эффективности улавливания аппарата выполняют по методике, изложенной в работе [96, 114], с использованием уравнений (6.31)–(6.35).

При этом расчет улавливающей способности аппарата выполняют на ЭВМ. Задаются диаметр частицы  $d_c$  и координаты ее входа в аппарат  $r_0$  и  $z_0$ . Если частица поступает с первичным потоком, то  $z=0$ , если со вторичным, то  $z=H$ . По соответствующим уравнениям определяются ее скорости в момент времени  $\tau=0$  и находят новые координаты частицы как

$$r = r_0 + v_r \Delta \tau; \quad z = z_0 + v_z \Delta \tau$$

Вычисляют соответствующие скорости частицы для новых координат в следующее приращение времени и т. д. Таким образом вычисляют траектории движения частиц разного диаметра. Частица считается уловленной, если она переходит из ядра во встречный поток при  $z < H$  и не переходит из вторичного потока в ядро при  $z > 0$ .

Процент уловленных частиц данного диаметра вычисляют по формуле (в %)

$$\eta_1 = \frac{D_1^2 - 4r^2}{D_1^2 - D_{\text{вт}}^2} 100$$

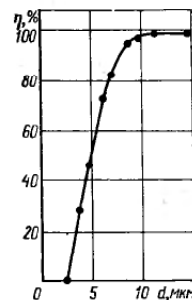
(для частиц, вносимых первичным потоком)

$$\eta_2 = \frac{D^2 - 4r^2}{D^2 - D_3^2} 100$$

(для частиц, вносимых вторичным потоком)

где  $r$  — радиус, на котором частица входит в аппарат.

Рис. 6.32. Кривая фракционной эффективности пылеуловителя ВЗП-600.



При подаче запыленного газа по обоим каналам фракционная эффективность улавливания определяется по зависимости

$$\eta_{1,2} = \frac{V_1 \eta_1 + V_2 \eta_2}{V_3}$$

Результаты расчета фракционной эффективности улавливания аппарата ВЗП-600 приведены на рис. 6.32.

Общая эффективность улавливания, рассчитанная по кривой фракционной эффективности и дисперсному составу исходной пыли с использованием стандартной методики [130, 171],  $\eta_{\text{общ}} \approx 99,354\%$ .

**Гидравлическое сопротивление аппарата.** Гидравлическое сопротивление аппарата определяют согласно рекомендациям МТИ [96]

$$\Delta P = \xi \frac{\rho \omega_3^2}{2} = 10 \frac{1,1 \cdot 13,1^2}{2} = 944 \text{ Па}$$

#### 6.4. ВЕНТИЛЯТОРЫ

Для просасывания газов через систему калорифер — трубопровод — сушилка, отвода испарившейся влаги, создания давления или вакуума в сушилках используют осевые и центробежные вентиляторы [33, 58, 125, 140].

Осевые вентиляторы применяют при давлениях до 0,3 кПа и для подачи больших объемов газа. Осевые вентиляторы обладают рядом достоинств [58, 33]: они проще в конструктивном исполнении, чем центробежные, металлоемкость у них меньше; изменяя угол поворота или число лопаток рабочего колеса, можно довольно в широких пределах регулировать их производительность. Кроме того, к числу достоинств относятся: прямолинейное движение газа вдоль оси вала, отсутствие резкого изменения направления потока. Эти вентиляторы являются реверсивными, т. е. при изменении направления вращения рабочего колеса изменяется направление потока; коэффициент

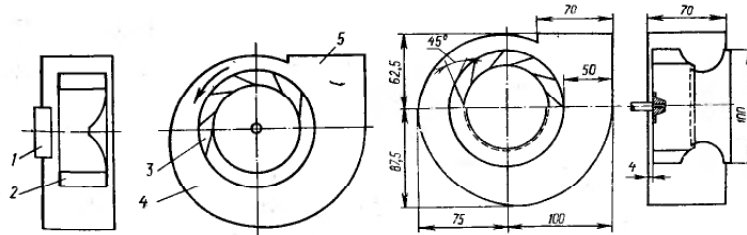


Рис. 6.33. Схема центробежного вентилятора.

Рис. 6.34. Аэродинамическая схема центробежного вентилятора Ц4-70.

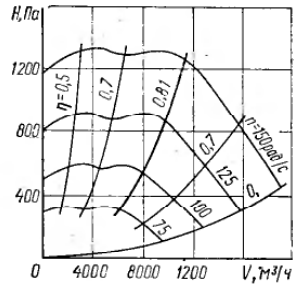


Рис. 6.35. Характеристика центробежного вентилятора Ц4-70.

полезного действия выше, чем центробежных. Однако при прочих равных условиях они создают гораздо меньшие напоры, имеют широкую область неустойчивой работы и крутую характеристику [33, 43, 91].

Центробежные вентиляторы, применяемые в сушилках, быва-

ют низкого (до 1 кПа), среднего (1—4 кПа) и высокого (выше 4 кПа) давления.

На рис. 6.33 представлена схема центробежного вентилятора. При вращении лопаточного колеса 2 воздух, поступающий через входное отверстие 1, попадает в каналы между лопатками колеса, под действием возникающей центробежной силы он перемещается по каналам 3, собирается в спиральном кожухе 4 и направляется затем в выходное отверстие 5. Отечественной промышленностью серийно изготавливаются по различным аэродинамическим схемам вентиляторы Ц4-70, Ц9-27, Ц9-55, ЭВР, ЦП7-40 и др. [43, 91].

На рис. 6.34 приведена аэродинамическая схема центробежного вентилятора Ц4-70 (размеры даны в процентах от диаметра рабочего колеса).

Вентилятор выбирают по требуемой объемной производительности вентилятора  $V$  ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ), определяемой по данным материального и теплового балансов сушилок, и общему сопротивлению всей системы  $H$ , включающему сопротивление трубопроводов и сопротивление всех предыдущих аппаратов. Для этого используют графики-характеристики.

Каждому типу вентилятора свойственна вполне определенная аэродинамическая характеристика. Если известна характеристика одного из серии геометрически подобных вентиляторов, то можно получить характеристику любого вентилятора той же серии.

На рис. 6.35 приведена характеристика вентилятора Ц4-70. Характеристики основных вентиляторов, выпускаемых серийно отечественной промышленностью, приведены в справочнике [43].

Общее сопротивление всей системы  $H$  определяется по уравнению (6.36)

$$H = \Delta h_{\text{тр}} + \Delta h_{\text{м}} + \Delta h_{\text{п.а}} + \Delta h_{\text{к}} + \Delta h_{\text{суш}} + \Delta h_{\text{д}} \quad (6.36)$$

где  $\Delta h_{\text{п.а}}$ ,  $\Delta h_{\text{к}}$ ,  $\Delta h_{\text{суш}}$  — сопротивление пылеуловителя, калорифера и сушилки соответственно, которые рассчитываются или определяются по справочным данным;  $\Delta h_{\text{тр}}$  — сопротивление в трубопроводе;

$$\Delta h_{\text{тр}} = \lambda \frac{l}{d} \frac{v_{\text{г}}^2}{2g} \quad (6.37)$$

$\Delta h_{\text{м}}$  — местные сопротивления

$$\Delta h_{\text{м}} = \sum \xi \frac{v_{\text{г}}^2}{2g} \quad (6.38)$$

$\lambda$ ,  $\xi$  — коэффициенты сопротивления;  $l$  и  $d$  — длина и диаметр трубопровода;  $v_{\text{г}}$  — скорость газа;  $\Delta h_{\text{п.а}}$  и  $\Delta h_{\text{к}}$  — сопротивления пылеулавливающего аппарата и калорифера, рассчитываются или определяются по справочным данным;  $\Delta h_{\text{д}}$  — динамические потери;

$$\Delta h_{\text{д}} = \frac{v_{\text{г}}^2}{2g} \quad (6.39)$$

сопротивление выбранного типа сушилки  $\Delta h_{\text{суш}}$  определяется при расчете сушилки или берется из литературы.

Общее сопротивление всей системы  $H$  выбирается с запасом 10—20%. По полученному из уравнения (6.36) значению  $H$  и заданному расходу  $V$  на графике (см. рис. 6.35) находят точку, соответствующую искомому  $\eta$  (к. п. д. вентилятора) и числу оборотов  $n$ . Номер вентилятора принятого типа выбирают с учетом получения максимального к. п. д.

Затем определяют мощность электродвигателя вентилятора по формуле

$$N = \frac{VH}{3600 \cdot 102 \cdot \eta_{\text{п}} \eta_{\text{р}}} \quad (6.40)$$

где  $\eta_{\text{п}}$ ,  $\eta_{\text{р}}$  — к. п. д. подшипников и редуктора;  $\eta_{\text{п}} = 0,96—0,97$  в зависимости от типа, числа и состояния подшипников;  $\eta_{\text{р}} = 0,90—0,95$  для клиноременной передачи.

Для запыленного или горячего газа необходимую мощность электродвигателя рассчитывают по формулам

$$N = \frac{VH}{3600 \cdot 102 \cdot \eta_{\text{п}} \eta_{\text{р}}} (1 + kC) \quad (6.41)$$

$$N = \frac{VH}{3600 \cdot 102 \cdot \eta_{\text{п}} \eta_{\text{р}}} \frac{293}{t + 273} \quad (6.42)$$

где  $k$  — коэффициент, равный 0,6—0,7;  $C$  — концентрация пыли, кг/кг воздуха;  $t$  — температура воздуха, °C.

Характеристики вентиляторов, приведенные в справочниках [33, 91], составлены для нормальных условий, поэтому при выборе вентилятора напор  $H$  пересчитывают на условия, при которых проводится сушка

$$H_1 = 1,1 \frac{\rho_1}{\rho_2} H \quad (6.43)$$

где  $\rho_1$  — плотность воздуха при 20 °C;  $\rho_2$  — плотность воздуха при средней температуре в сушилке.

Поля характеристик в каталогах построены, исходя из условия снижения к. п. д. не более 0,1  $\eta_{\text{макс}}$ . Во всех расчетах установленную мощность электродвигателя находят по формуле (в кВт)

$$N_{\text{уст}} = N k_3 \quad (6.44)$$

где  $k_3$  — коэффициент запаса, равный 1,1—1,5; для меньших мощностей принимают большее значение коэффициента.

## 6.5. КАЛОРИФЕРЫ

Для нагревания воздуха, поступающего в сушилку, используют паровые или газовые калориферы различных конструкций. Первые применяют в том случае, когда требуемая температура воздуха не превышает 150 °С, а вторые — когда воздух необходимо нагреть до 200—300 °С.

Современные конструкции теплообменников описаны в многочисленной литературе [39, 43, 44, 47, 66, 125, 126, 140 и др.].

Большинство выпускаемых отечественной промышленностью калориферов предназначено для использования в качестве теплоносителя горячей или перегретой воды (давление до 1,2 МПа, температура до 190 °С). В том числе многоходовые калориферы КВС-П, КВБ-П, КСк, описанные в каталоге [43].

Калориферы обычно выбирают из каталога по величине поверхности теплообмена  $F$ , которую определяют из теплового баланса сушилки. Методики расчета калориферов подробно рассмотрены в литературе [9, 47]. Коэффициент теплопередачи  $K$  рассчитывают по уравнению или берут из справочников в зависимости от скорости воздуха. Расход тепла на нагрев воздуха рассчитывают из данных теплового баланса сушилки или по уравнению

$$Q_k = cL(t_1 - t_2) \quad (6.45)$$

где  $L$  — расход воздуха, кг/ч;  $c$  — теплоемкость воздуха;  $t_1$  и  $t_2$  — соответственно конечная и начальная температура воздуха.

Паровые калориферы выпускаются двух типов:

1) пластинчатые, оцинкованные марок КПС-П и КПБ-П, номера 10—12;

2) биметаллические, накатные по наружной алюминиевой трубе, марок КПЗ-СК и КП4-СК, номера 10—12; давление до 1,2 МПа, температура до 190 °С.

Калориферы биметаллические указанных марок с накатными теплообменными элементами предназначены для нагревания воздуха с предельно допустимым содержанием химически агрессивных веществ по ГОСТ 12.1.005—76 и запыленностью не более 0,15 мг/м<sup>3</sup> в сушильных установках. Рабочее давление теплоносителя (горячая или перегретая вода) не должно превышать 1,2 МПа; температура должна быть не выше 190 °С. Калориферы по направлению движения воздуха имеют три (КСк3) и четыре (КСк4) ряда теплопередающих трубок и состоят из биметаллических накатных теплообменных элементов, трубных решеток, крышек с перегородками и съемных боковых щитков. Теплообменный элемент калориферов состоит из двух трубок, насаженных одна на другую — внутренней из стали диаметром 16×1,2 мм и наружной алюминиевой с накатанным на ней оребрением. Ребристая поверхность имеет диаметр по вершинам ребер 39 мм, по основаниям ребер 20 мм;

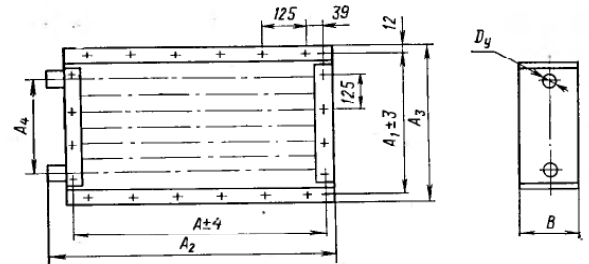


Рис. 6.36. Схема биметаллических калориферов типа КСк3 и КСк4.

толщина ребер у основания 1,15 мм, у вершины 0,5 мм; ребра накатывают с шагом 3,4 мм. При накатке ребер между стальной и алюминиевой трубками образуется надежный механический и термический контакт.

На рис. 6.36 показана схема биметаллических калориферов типа КСк3 и КСк4. В табл. 6.8 приведены габаритные и присоединительные размеры калориферов КСк.

Таблица 6.8. Размеры калориферов КСк (см. рис. 6.36)

Индексы калориферов		Габаритные размеры, мм				Присоединительные размеры, мм					
3 ряда трубок	4 ряда трубок	A <sub>2</sub>	A <sub>3</sub>	B		A	A <sub>1</sub>	A <sub>4</sub>		D <sub>y</sub>	
				3	4			3	4	3	4
КСк3-6-02ХЛЗ	КСк4-6-02ХЛЗ	687	575	180	180	578	551	436	436	25	25
КСк3-7-02ХЛЗ	КСк4-7-02ХЛЗ	812	575	180	180	703	551	436	436	25	25
КСк3-8-02ХЛЗ	КСк4-8-02ХЛЗ	937	575	180	180	828	551	436	436	25	25
КСк3-9-02ХЛЗ	КСк4-9-02ХЛЗ	1062	575	180	180	953	551	436	436	25	25
КСк3-10-02ХЛЗ	КСк4-10-02ХЛЗ	1312	575	180	180	1203	551	436	436	25	25
КСк3-11-02ХЛЗ	КСк4-11-02ХЛЗ	1774	1075	180	180	1703	1051	924	910	40	40
КСк3-12-02ХЛЗ	КСк4-12-02ХЛЗ	1774	1575	180	180	1703	1551	1424	1410	50	50

Коэффициент теплопередачи  $K$ , падение давления  $\Delta P$  в межтрубном пространстве калориферов КСк3 и КСк4 определяют по следующим уравнениям:

$$K = a(v\rho)^n u^r \quad (6.46)$$

$$\Delta P = b(v\rho)^m \quad (6.47)$$

где  $v\rho$  — массовая скорость набегающего потока воздуха (произведение скорости воздуха на его плотность в фронтальном сечении воздуховода), Па·с;  $u$  — скорость воды в трубах, м/с;  $a, b, n, m, r$  — коэффициенты:

	3 ряда трубок	4 ряда трубок
$a$	24,88	21,69
$n$	0,455	0,515
$r$	0,14	0,17
$b$	0,736	0,894
$m$	1,71	1,73

Уравнения (6.46) и (6.47) справедливы для  $\nu\rho=20-70$  Па·с и  $u=0,25-1,35$  м/с. Гидравлические потери калориферов  $\Delta P$  в трубном пространстве определяются по уравнению

$$\Delta P = 50u^2 \left[ 4,47 \left( \frac{f_k}{f_n} \right)^2 + (n-1) 5,2 \left( \frac{f_k}{f_k} \right)^2 + 0,044n \frac{l}{d} \right] \quad (6.48)$$

где  $f_n, f_k, f_k$  — площади сечения одного хода, патрубка, коллекторных крышек, м<sup>2</sup>;  $n$  — число ходов по теплоносителю;  $l$  — длина трубки в ходе, м;  $d$  — внутренний диаметр трубки, м.

Технические характеристики и размеры выпускаемых калориферов приведены в каталогах Костромского калориферного завода и в ежегодно издаваемом номенклатурном перечне на серийно выпускаемое Минстройдормашем оборудование (составитель — ЦНИИТЭстроймаш).

### Часть III

## ВЫБОР И РАСЧЕТ СУШИЛОК И СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

### Глава 7

#### ОСНОВЫ ВЫБОРА РАЦИОНАЛЬНОГО МЕТОДА СУШКИ И ТИПА СУШИЛКИ

##### 7.1. ОБЩИЙ ПОДХОД К ВОПРОСУ ВЫБОРА МЕТОДА СУШКИ И ТИПА СУШИЛКИ

Большое количество высушиваемых продуктов, сочетание способов подвода тепла и разнообразная гидродинамическая обстановка приводят к использованию различных схем сушилок и выдвигают проблему правильного выбора способа сушки, типа сушильного аппарата и режима сушки. Общие требования к выбору рационального метода сушки сводятся к получению наивыгоднейших технико-экономических показателей работы установки, обеспечению надежности ее работы при получении продукта высокого качества, выполнению требований техники безопасности, санитарно-гигиенических условий труда, удобства контроля и обслуживания, исключению выбросов в атмосферу. Выбор рационального метода сушки должен быть обусловлен комплексом характеристик материала как объекта сушки, номенклатурой выпускаемого оборудования, особенностями производства.

Ограничительными условиями являются технологические и экономические требования, а также требования к качеству высушиваемого продукта.

Известен ряд методик и рекомендаций по выбору рационального способа сушки и сушильных установок.

НИИХиммашем разработана методика выбора сушильного оборудования из числа серийно выпускаемого заводами химического машиностроения для продуктов и полупродуктов химической, химико-фармацевтической, микробиологической и других отраслей промышленности, позволяющая сократить объем научно-исследовательских и проектных работ по аппаратурному оформлению процесса сушки.

Тип сушильного аппарата можно выбрать по табл. 7.1, составленной на основе анализа статистических данных по использованию типовых аппаратов в химической и смежных отраслях промышленности. В таблице приведены показатели применения сушильных аппаратов в зависимости от основных технологических, гидродинамических, сорбционно-структурных характеристик и кинетики сушки материала с учетом масштаба производства. Пользуясь этой таблицей, можно, имея минимальное число данных о свойствах материала, установить варианты аппаратов для сушки, определить направление проведения исследований по выбору режима сушки. В таблицу включены все типы сушилок, широко применяемых в промышленности и выпускаемых заводами химического машиностроения, а также новые аппараты, осваиваемые машиностроительными заводами.

Оптимальный тип аппарата определяется методом подсчета по горизонтали суммы баллов, указанных в табл. 7.1. Если для заданных условий эксплуатации встречается «0», возможность применения оборудования не рассматривается. При оценке «5» оборудование рекомендуется к применению, «3» — применение допустимо, но использование будет связано с дополнительными мерами подготовки продукта или изменениями в конструкции сушилки.

Область применения типовых сушильных аппаратов можно расширить, если использовать различные технологические приемы подготовки продукта или сочетать различные типы аппаратов в многоступенчатые (как правило, двухступенчатые) сушилки. В случае применения комбинированных многоступенчатых сушилок каждую ступень выбирают (в соответствии с табл. 7.1), подсчитывая сумму баллов для соответствующей ступени, причем при выборе второй и последующих ступеней анализируют уже такие свойства материала, которые он приобретает после подсушки на предыдущих ступенях.

Как правило, пригодными для сушки конкретного материала оказываются аппараты нескольких типов.

Окончательное решение по выбору типа аппарата должно приниматься после проверочных испытаний по сушке предста-



Таблица 7.1. Показатели предварительного выбора сушильных аппаратов

Сушилки	Производства			Агрегатное состояние материалов					Технологические		
	малотоннажные	среднетоннажные	крупнотоннажные	кусковые и зернистые	порошкообразные	пастообразные	жидкие	термостабильные		термостойкие	
								$t_{доп} < 50^\circ\text{C}$	$t_{доп} < 100^\circ\text{C}$		
Полочные	5	0	0	5	5	5	0	3	5	5	
Полочные вакуумные	5	0	0	5	5	5	3	5	5	3	
Распылительные с центробежным распылом	5	5	5	0	0	3	5	5	5	5	
Распылительные с форсунным распылом	5	5	3	0	0	5	5	5	5	5	
Вальцевые	5	3	3	0	0	3	5	3	3	5	
Барабанные вращающиеся	0	3	5	5	3	3	0	5	5	5	
вакуумные											
контактные	5	5	0	3	5	3	0	5	5	5	
Роторные барабанные	5	5	0	0	5	3	0	0	3	3	
Роторные барабанные вакуумные	5	5	0	0	5	5	3	5	5	5	
Роторные камерные	5	5	3	5	5	0	0	3	5	5	
Ленточные одноярусные	5	5	3	5	5	0	0	5	5	5	
секционные											
Вальцеленточные	5	5	3	0	0	5	0	0	5	5	
Вибрационные	5	5	0	0	5	0	0	3	3	3	
Псевдооживленного слоя	5	5	3	5	3	0	0	3	5	5	
с инертным носителем	5	3	0	0	0	5	5	3	5	5	
периодического действия	5	0	3	5	5	3	0	3	5	5	
Фонтанирующего слоя	5	5	0	0	5	0	0	3	5	5	
Вихреного слоя	5	5	0	0	5	0	0	3	5	5	
Вихревого слоя с измельчением	5	5	0	5	0	0	0	3	5	5	
Трубные пневматические	0	5	5	0	5	0	0	5	3	5	
Циклонные комбинированные	5	5	0	0	5	0	0	3	5	5	
Спиральные	3	5	0	0	5	0	0	3	5	5	
Струйные	5	3	3	0	5	5	0	3	5	5	
Со встречными закрученными потоками	5	5	5	0	5	0	0	3	5	5	

в зависимости от основных свойств продуктов

характеристики материалов	Продолжительность сушки до требуемой влажности в интенсивном режиме													
	склонные к адгезии	неспонные к адгезии	склонные к коагуляции	склонные к пылеобразованию	пожароопасные	взрывоопасные	высушиваемые от органических растворителей	токсичные	0,5-3 с	3-30 с	0,5-2 мин	2-20 мин	10-60 мин	более 60 мин
3 с дроблением	3	5	5	5	0	0	0	0	0	0	3	5	5	5
3	5	5	5	5	5	3	3	5	5	0	0	0	0	0
3	5	5	5	5	5	3	3	5	5	0	0	0	0	0
3	3	5	5	3	3	3	0	0	0	5	3	5	5	5
0	0	5	0	3	5	5	5	3	3	0	0	3	5	5
0	0	5	0	5	5	5	5	5	5	0	0	3	5	5
3	3	5	5	5	5	0	5	5	5	0	3	5	3	0
3	3	5	5	3	3	0	3	3	3	0	0	3	5	0
5	5	5	5	5	3	0	3	3	0	0	0	3	5	0
5	5	5	5	5	3	0	5	5	5	0	0	5	5	0
0	0	5	0	3	5	5	5	3	3	0	0	3	5	0
0	5	0	0	3	5	5	5	5	5	3	0	0	0	0
5	5	5	5	5	3	0	5	5	5	5	5	5	5	0
5	5	5	5	5	3	0	5	5	5	3	0	0	0	0
0	5	5	0	0	5	0	0	5	5	3	5	5	5	0
5	5	5	0	0	5	0	0	3	5	5	5	5	5	0
0	5	5	0	0	5	0	0	3	5	5	5	5	5	0
3	5	0	0	5	5	0	0	3	5	5	5	5	5	0
5	3	3	0	3	5	5	0	3	5	5	3	3	3	0
5	5	5	0	0	5	0	0	3	5	5	5	5	5	0

вительных образцов материалов в лабораторных или полупромышленных установках выбранных типов на основе соответствующих технико-экономических расчетов и сравнения проверенных вариантов.

Другая группа методик основана на конкретном анализе материала как объекта сушки, рассмотрении поведения типового материала и установлении его принадлежности к той или иной типовой группе, после чего выбирается стандартный аппарат из числа выпускаемых промышленностью. Такой подход к решению поставленной задачи детально рассмотрен в этой главе.

В работе [20] предложена экономико-математическая методика выбора оптимального способа сушки различных материалов, обеспечивающая проектировщиков расчетным алгоритмом. Для правильной постановки оптимальной задачи необходимы следующие условия [37]: 1) наличие ресурсов оптимизации, т. е. степеней свободы оптимизирующего объекта; 2) правильное выражение требований, предъявляемых к объекту оптимизации; 3) количественная оценка оперируемой величины при помощи критерия оптимальности. В химической технологии возможно употребление ряда критериев оптимальности [2].

В работе [20] за критерий оптимальности взят единый обобщенный свободный показатель, учитывающий изменение годовой производительности  $B$  (т/год), объема капитальных вложений  $K$  (руб.), эксплуатационных затрат  $\mathcal{E}$  и качественных показателей выпускаемого продукта  $H$  в экономически эквивалентных соотношениях

$$R_j = f(B, H, \mathcal{E}, K) \quad (7.1)$$

Выражение (7.1) может быть представлено в виде

$$R_j = C + E \frac{K}{B} \quad (7.2)$$

где  $C$  — себестоимость продукта,  $C = \mathcal{E}/B$ ;  $E$  — нормативный коэффициент эффективности капитальных затрат, руб./т.

Этот критерий оптимальности связан с рассматриваемыми способами сушки и конкретными материалами, характеристики которых известны; минимум этого критерия определяет выбор оптимального способа проведения процесса.

Ряд специфических свойств материалов делает недопустимым применение некоторых способов сушки независимо от величины  $R_j$ . Специфические свойства обрабатываемого материала учитываются при помощи штрафных функций. Решение проводится на ЭВМ. Если способ не проходит хотя бы по одному специфическому свойству или ограничению, то  $R_j = \infty$ ; если он проходит по всем свойствам и ограничениям, то машина считает значение критерия оптимальности и по минимуму определяет оптимальный способ сушки.

## 7.2. РАСЧЕТ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ СУШКИ НА ОСНОВЕ КОМПЛЕКСНОГО АНАЛИЗА МАТЕРИАЛОВ КАК ОБЪЕКТОВ СУШКИ

Выбор типа сушильного аппарата в значительной степени определяется продолжительностью сушки. В аппаратах со взвешенным слоем она зависит от диффузионного и термического сопротивлений материала, которые могут быть оценены в результате комплексного анализа материала как объекта сушки и, в первую очередь, на основе сорбционно-структурных и тепловых характеристик.

В период постоянной скорости сушки происходит испарение жидкости с поверхности материала и перемещаемой к ней жидкости макрокапилляров и крупных пор диаметром более 100 нм. Для этого периода характерно изменение (увеличение или понижение) температуры материала до температуры аднабатического насыщения среды [62]. При этом время удаления жидкости в первом приближении равно времени, в течение которого в процессе сушки материалу подводится количество тепла, необходимое для его прогрева до температуры испарения жидкости. Для определения времени прогрева  $\tau'$  частиц дисперсного материала при сушке в аппарате со взвешенным слоем, где внешний массообмен не лимитирует процесс, рассчитывают критерий  $Vi$  и балансовое отношение тепла, поглощенного системой в заданном состоянии  $Q$ , к теплу, поглощенному системой в предельном состоянии  $Q_0$  по формуле

$$\frac{Q}{Q_0} = \frac{c_m (\theta_n - \theta_n) + r_n \frac{U_n - U_{м.св}}{100} + c_{ж} \frac{U_n}{100} (\theta_n - \theta_n)}{c_m (t - \theta_n) + r_n \frac{U_n}{100} + c_{ж} \frac{U_n}{100} (t - \theta_n)} \quad (7.3)$$

где  $c_m, c_{ж}$  — теплоемкость материала и удаляемой жидкости;  $\theta_n, \theta_n$  — температура материала начальная и при которой происходит испарение;  $U_n, U_{м.св}$  — начальное содержание жидкости в материале и максимальное связанной жидкости;  $t$  — температура сушильного агента;  $r_n$  — теплота парообразования.

При расчете числа  $Vi = \alpha R/\lambda$  принимают гарантированное значение коэффициента теплообмена  $\alpha$  в условиях взвешенного слоя, равное  $116 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

По рассчитанным значениям  $Vi$  и  $Q/Q_0$  в соответствии с [70] определяют значение критерия  $Fo$ , из которого можно получить время  $\tau'$ , в течение которого частице материала радиусом  $R$  с известными тепловыми характеристиками  $\alpha, \lambda$  и  $c$  подведено необходимое для сушки количество тепла.

После испарения свободной жидкости и жидкости макрокапилляров начинается испарение влаги из микрокапилляров. Поверхность испарения углубляется, и скорость сушки падает. Перенос влаги при испарении из микрокапилляров в изотермических условиях происходит в результате диффузии и пленочного передвижения жидкости [145]. Механизм и интенсивность внутреннего переноса жидкости, как уже отмечалось, зависят

от размеров пор. Для удаления из материала адсорбционно связанной жидкости ее нужно внутри материала превратить в пар, скорость диффузии которого к поверхности материала также определяется размерами пор. Анализ происходящего внутри материала процесса переноса влаги показывает, что время удаления влаги из пор различного диаметра различно и составляет доли секунд при обычной диффузии в крупных порах и несколько минут (или даже несколько десятков минут) при диффузии в ультрамикраторах.

Реальные материалы, как было установлено в гл. II, имеют сложную структуру и содержат поры различных размеров, поэтому продолжительность их сушки будет зависеть от количественного соотношения пор различных диаметров. Исходя из того, что содержанию жидкости в материале соответствует заполнение пор определенного размера и предполагая, что удаление этой жидкости происходит последовательно (сначала из более крупных пор, а затем все более мелких), продолжительность удаления жидкости из материала будет складываться из продолжительности ее удаления из каждой группы пор, отличающихся по размерам.

Если обозначить среднюю скорость удаления жидкости из пор диаметром от  $d_i$  до  $d_{i+1}$  через  $\bar{N}_i$ , то время  $\tau_i$  опорожнения пор таких размеров можно определить из выражения

$$\tau_i = \frac{1}{\bar{N}_i} \frac{\rho_{ж}}{\rho_{м}} \int_{d_i}^{d_{i+1}} f_V(d) d(d) = K_i \Delta U_i' \quad (7.4)$$

где  $\rho_{м}$ ,  $\rho_{ж}$  — плотность абсолютно сухого материала и жидкости, удаляемой в процессе сушки;  $f_V$  — функция распределения объема пор по диаметрам;  $K_i$  — коэффициент, обратно пропорциональный средней скорости удаления жидкости из  $i$ -ой группы пор;  $K_i = 1/\bar{N}_i$ ;  $\Delta U_i'$  — содержание жидкости в материале, соответствующее заполнению пор диаметром от  $d_i$  до  $d_{i+1}$ .

Продолжительность  $\tau''$  удаления жидкости из микрокапилляров материала, имеющего разнородную структуру, можно определить из соотношения

$$\tau'' = \sum_{i=1}^{i=n} \tau_i = \sum_{i=1}^{i=n} K_i \Delta U_i' \quad (7.5)$$

Тогда общее время сушки пористого материала

$$\tau = \tau' + \tau'' = \tau' + \sum_{i=1}^{i=n} K_i \Delta U_i' \quad (7.6)$$

Разделение пор по размерам на группы возможно в зависимости от преобладания того или иного механизма переноса жидкости внутри материала в процессе сушки. В соответствии с проведенным разделением первую группу составляют поры диаметром от 100 до 8 нм (от  $10^{-5}$  до  $8 \cdot 10^{-7}$  см). В порах та-

кого диаметра основным механизмом переноса является испарение жидкости из жидкой пленки со стенок капилляров, перенос пара осуществляется под действием кнудсеновской диффузии. Поверхностная диффузия не вносит ощутимого вклада даже в процесс переноса и составляет не более 4% от общего потока влаги при  $d=10$  нм, а при  $d=5$  нм составляет примерно 13,5% [28].

Ко второй группе относятся поры диаметром от 8 до 6 нм. Основным механизмом переноса в этой группе является кнудсеновская диффузия, коэффициент которой существенно зависит от размера пор, и поверхностная диффузия, вклад которой в общий поток жидкости становится все более ощутимым.

Третью группу составляют поры диаметром от 6 до 4 нм; в этой группе основными механизмами переноса являются также кнудсеновская и поверхностная диффузия.

В порах четвертой группы ( $d=4-2$  нм) вклад поверхностной диффузии весьма существенен и при  $d=2$  нм может составлять 80% от общего потока массы [28]. Скорость сушки падает вследствие меньшей скорости передвижения жидкости в жидкой пленке по сравнению с переносом ее по поровым каналам в виде пара [145].

Наконец, пятую группу составляют ультрамикратора, т. е. поры, диаметр которых соизмерим с размером молекул удаляемой жидкости. В ультрамикраторах, как нами уже отмечалось ранее, диффузия пара весьма затруднена и не является уже ни кнудсеновской, ни поверхностной.

Кроме указанных механизмов переноса при сушке материалов в неизотермических условиях возможен перенос влаги в результате термокапиллярного потока, капиллярно-осмотического или электроосмотического скольжения влаги, теплового скольжения пара, термодиффузии и т. д.

Аналитическое описание переноса влаги к поверхности частиц, учитывающее все его виды, в настоящее время не представляется возможным, так как если суммарную скорость переноса влаги в порах различного диаметра выразить аддитивно через формально независимые потоки всех видов переноса, то неучет взаимного влияния потоков может привести к серьезным ошибкам при определении времени сушки. Поэтому средняя скорость удаления влаги из каждой группы пор определена по кинетике сушки модельных материалов с разнородной структурой в реальных аппаратах со взвешенным слоем при температурах сушильного агента 80—120 °С. Такие пределы выбраны, исходя из допустимой температуры нагрева полимерных материалов, которая для большинства из них не превышает 80—90 °С. Все остальные параметры процесса задавались оптимальными на основе опытов по изучению влияния производительности и скорости сушильного агента на остаточную влажность продукта при определенной температуре теплоносителя.

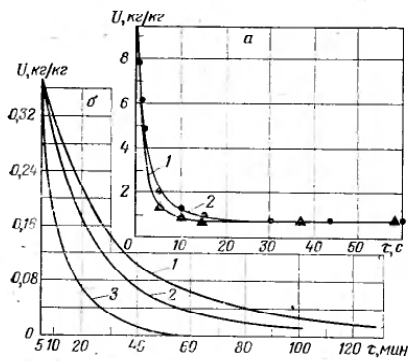


Рис. 7.1. Кривые сушки модельных материалов:  
 а — сополимера стирола МСН при периодической сушке в вихревой камере и различной температуре газа: 1 — 100 °С; 2 — 120 °С; б — катионитной смолы КУ-2-8ЧС при сушке в дилпическом слое с механическим перемешиванием и различной температуре газа: 1 — 80 °С; 2 — 100 °С; 3 — 120 °С.

В качестве модельных материалов были выбраны катионитная смола КУ-2-8ЧС и сополимер стирола МСН. Из сорбционно-структурных характеристик

этих материалов (см. рис. 2.11, б) следует, что катионитная смола КУ-2-8ЧС имеет поры всех групп, а сополимер стирола МСН — поры первых трех групп. Из табл. 2.3 видно, что достижение требуемой остаточной влажности в катионитной смоле КУ-2-8ЧС возможно только после удаления из нее влаги ультрамикropop, а в сополимере стирола МСН — критический диаметр пор равен 4 нм.

Кривая сушки сополимера стирола МСН (рис. 7.1, а) снималась на лабораторной вихревой сушилке, а катионитной смолы КУ-2-8ЧС (рис. 7.1, б) — на лабораторной сушилке кипящего слоя с механическим перемешиванием.

Для определения влагосодержаний, соответствующих заполнению I—V групп пор при температуре сушильного агента, изотермы десорбции модельных материалов, полученные экспериментально при 22 °С (см. рис. 2.7 и 2.8), пересчитывались

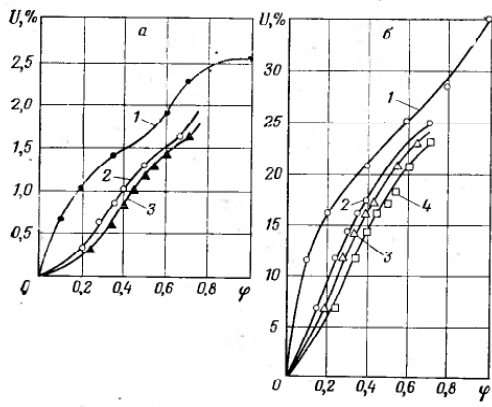
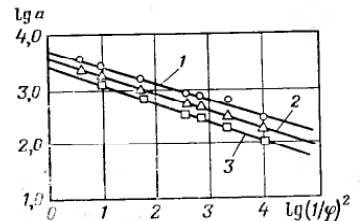


Рис. 7.2. Изотермы десорбции паров воды модельными материалами (U — влагосодержание материала, %; φ — относительная влажность воздуха):  
 а — сополимером стирола МСН при температуре: 1 — 22 °С; 2 — 100 °С; 3 — 120 °С; б — катионитной смолой КУ-2-8ЧС при температуре: 1 — 22 °С; 2 — 80 °С; 3 — 100 °С; 4 — 120 °С.

Рис. 7.3. Изотермы десорбции паров воды катионитной смолой КУ-2-8ЧС в координатах уравнения М. М. Дубинина (а — количество влаги, содержащейся в материале, кмоль/г; φ — относительная влажность воздуха) при различной температуре: 1 — 80 °С; 2 — 100 °С; 3 — 120 °С.



методом Пасса [78] на изотермы десорбции при реальных температурах сушки (рис. 7.2). Влагосодержания, соответствующие заполнению ультрамикropop катионитной смолы КУ-2-8ЧС при разных температурах сушильного агента, определялись по изотермам десорбции, представленным в координатах уравнения М. М. Дубинина (рис. 7.3). Результаты проведенного исследования представлены в табл. 7.2. При этом предполагалось, что если к материалу в процессе сушки подведено количество тепла, достаточное для разрушения его связи с влагой, то удаление адсорбционно связанной влаги обусловлено кнудсеновской диффузией, интенсивность которой определяется размерами самых мелких пор; исключение составляют ультрамикropop, где механизм переноса совершенно иной.

Например, при изменении влагосодержания катионитной смолы КУ-2-8ЧС (температура сушильного агента 80 °С) от 34 до 25,9% происходит удаление влаги из пор I группы диаметром от 100 до 8 нм (см. рис. 2.11, б), следовательно  $\Delta U_1 = 8,1\%$ . При изменении влагосодержания сополимера МСН (температура сушильного агента 80 °С) от 1,75 до 1,5% происходит удаление влаги из пор III группы диаметром от 6 до 4 нм (см. рис. 7.2, а и 2.11, б). Из дифференциальной кривой распределения пор по радиусам, изображенной на рис. 2.11, б, следует, что более мелкие поры в сополимере МСН отсутствуют; следовательно, при изменении влагосодержания материала от 1,5% до требуемого остаточного 0,8% удаляется адсорбционная влага (предполагается, что в результате кнудсеновской диффузии) из самых мелких пор, т. е. из пор диаметром 6—4 нм; следовательно, влагосодержание  $\Delta U_3$ , соответствующее заполнению III группы пор, составит 0,95%.

По кривым сушки модельных материалов (см. рис. 7.1) определено время, в течение которого происходит изменение влагосодержания на величины, соответствующие удалению влаги из каждой группы пор (см. табл. 7.2). Например, изменение влагосодержания катионитной смолы от 34 до 25,9%, которое соответствует удалению влаги из пор I группы, происходит за 12 с (см. рис. 7.1, б); следовательно,  $\tau_1 = 12$  с. Полученные таким образом данные по времени удаления влаги из каждой группы пор были положены в основу определения средней ско-

Таблица 7.2. Расчет времени сушки дисперсных материалов (от воды)

Материал	Группа продукта, шифр	Плотность материала, $\rho_m \cdot 10^{-3}$ , кг/м <sup>3</sup>	Диаметр частиц $d_c \cdot 10^3$ , м	Критический диаметр пор, $d_{кр}$ , нм	Допустимая температура нагрева, $\theta$ , deg. °C	Температура сушильного агента, $t_a$ , °C	Влагосодержание		
							исходное $U_n$	конечное $U_k$	максимальное $U_{max}$
Сополимер стирола МСН	3.1.1	1,05	0,63	4	103—106	100—120	8—10	0,8	3,0
Катионитная смола КУ-2-84С	4.1.2	0,75—0,90	0,45	Ультрамикропоры	100	80—100—120	40—50	1,0	34,0
Полистирол ПСБ	1.0.1	1,15	2,00	8	40	100	8—10	0,2	4,3
Сополимер стирола с дивинилбензолом	1.0.1	1,13	0,8	8	80	100—120	12	0	5,0
Полистирол ПС-С	1.0.1	1,05	1,5	8	90	100—120	8	0,2	4,0
Полистирол ПС-СУ <sub>2</sub>	2.0.1	1,05	1,0	6	80	100—120	5—6	0,2	4,5
Сополимер стирола МС	2.0.1	1,05	1,0	6	80	100—120	8—10	0,2	6,0
Сополимер А-15	2.0.1	1,4	0,1	7,5	60	100—120	40—50	0,8	5,0
Поливинилбутираль	2.0.1	1,15	0,2	8	80	100—120	30	2	10
Поливинилхлорид	2.0.1	1,26	0,12	6	150	100—120	20	0,3—0,5	10
Аминопласт	2.0.2	0,9—1,0	0,5	7	80	100—120	30	1	25
Сополимер формальдегида	2.0.2	0,38	0,74	6	60—100	100—120	20	0,2	2,8
Сополимер ВХВД-40	3.1.2	1,5	0,1	4	80	100—120	50—60	0,8	5,0
Поливинилацетат	3.2.2	1,1	0,6	2	540	100—120	20	0,5	6,5
Полиэтилен низкого давления	4.1.1	0,97	0,15	Ультрамикропоры	90	100—120	50—60	0,1	12,2

Примечание.  $\Delta U_i$  — влагосодержание, соответствующее заполнению определенной группы пор;  $\Delta U_5$  — ультрамикропоры;  $\tau_i$  — время удаления влаги из I—V группы пор.

с различной пористой структурой (с использованием номограммы)

материала, %					Расчетное время сушки, с										Опытное время $\tau_{эксп}$ , с
соответствующее заполнению определенной группы пор					$\tau_1$	$\tau_2$	$\tau_3$	$\tau_4$	$\tau_5$	$\tau_{\Sigma}$	$\tau'$	$\tau''$	$\tau'''$		
$\Delta U_1$	$\Delta U_2$	$\Delta U_3$	$\Delta U_4$	$\Delta U_5$											
1,0	0,25	0,95	—	—	1,5	1	43	—	—	46	1	47	47		
1,12	0,25	0,76	—	—	1,0	0,5	20	—	—	22	1	23	23		
8,1	1,4	3,8	12,6	7,0	12	6	125	1200	6000	8320	1	8321	8320		
8,3	1,6	2,4	15,3	5,4	12	6	79	900	4500	5520	1	5521	5520		
9,5	1,6	2,2	15,3	4,0	10	3	72	780	1500	2400	1	2401	2400		
4,1	—	—	—	—	4	—	—	—	—	4	2	6	3—6		
5,0	—	—	—	—	7	—	—	—	—	7	1	8	3—5		
5,0	—	—	—	—	5	—	—	—	—	5	1	6	при $t = 140^\circ C$		
3,8	—	—	—	—	5	—	—	—	—	5	1	6	3—5		
3,8	—	—	—	—	4	—	—	—	—	4	1	5	при $t = 140^\circ C$		
1,6	2,7	—	—	—	2	11	—	—	—	13	1	14	10—15		
1,6	2,7	—	—	—	1	6	—	—	—	7	1	8	8		
3,8	2,0	—	—	—	6	8	—	—	—	14	1	15	10—15		
2,0	2,0	—	—	—	4	6	—	—	—	10	1	11	11		
4,2	—	—	—	—	6	—	—	—	—	6	1	7	4—7		
4,2	—	—	—	—	4	—	—	—	—	4	1	5	5		
8,0	—	—	—	—	12	—	—	—	—	12	1	13	5—10		
8,0	—	—	—	—	8	—	—	—	—	8	1	9	9		
9,6	0,2	—	—	—	14	1	—	—	—	15	1	16	6—10		
9,6	0,2	—	—	—	10	1	—	—	—	11	1	12	12		
14	10	—	—	—	20	34	—	—	—	54	1	55	20—30		
14	10	—	—	—	14	18	—	—	—	32	1	33	33		
1,0	1,6	—	—	—	2	7	—	—	—	9	1	10	6—10		
1,0	1,6	—	—	—	1	4	—	—	—	5	1	6	6		
4,22	0,04	0,12	—	—	6	—	5	—	—	11	1	12	12		
4,22	0,04	0,12	—	—	4	—	4	—	—	8	1	9	9		
4,2	0,1	0,2	0,5	—	6	1	20	30	—	57	1	61	35—40		
4,2	0,1	0,2	0,5	—	4	1	10	24	—	35	1	36	36		
6,2	0,5	0,5	4,2	0,7	9	2	20	390	600	1020	1	1021	900—		
6,2	0,5	0,5	4,2	0,7	6	1	10	390	600	1020	1	1021	1200		

пы пор ( $\Delta U_1$  — от 100 до 8 нм;  $\Delta U_2$  — от 8 до 6 нм;  $\Delta U_3$  — от 6 до 4 нм;  $\Delta U_4$  — от 4 до 2 нм;  $\Delta U_5$  — ультрамикропоры);  $\tau_i$  — время удаления влаги из I—V группы пор.

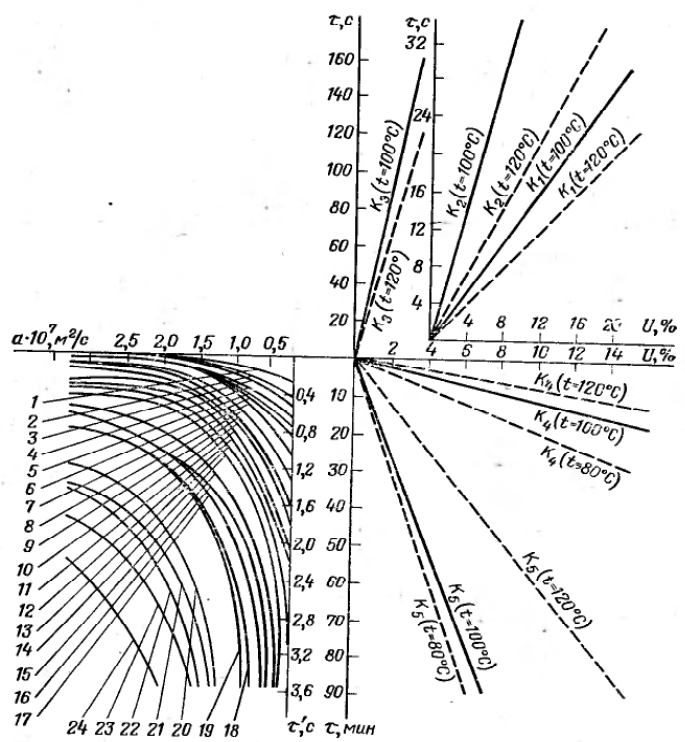


Рис. 7.4. Номограмма для определения времени сушки частиц дисперсного материала во взвешенном слое:

Кривая	1	2	3	4	5	6	7	8
$R_0$ , мм	0,025	0,025	0,05	0,025	0,025	0,025	0,05	0,05
$\lambda$ , Вт/(м·К)	0,1	0,1	0,1	0,2	0,3	0,1	0,1	0,2
$Q/Q_0$	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
$R_0$ , мм	0,25	0,05	0,05	0,05	0,25	0,05	0,25	0,25
$\lambda$ , Вт/(м·К)	0,2	0,1	0,2	0,3	0,1	0,2	0,2	0,1
$Q/Q_0$	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
$R_0$ , мм	0,25	0,25	0,5	0,25	0,5	0,25	0,5	0,5
$\lambda$ , Вт/(м·К)	0,2	0,3	0,2	0,2	0,1	0,3	0,3	0,3
$Q/Q_0$	0,7	0,5	0,5	0,5	0,5	0,9	0,7	0,5

ости  $\bar{N}_i$  удаления влаги из пор I—V групп и величины, обратной средней скорости  $K_i$ .

Найденные значения величины  $K_i$  позволяют получить зависимости времени удаления влаги из пор I—V групп от влагосодержания, соответствующего заполнению данной группы

пор в материале при заданной температуре сушильного агента. В совокупности с зависимостями времени прогрева  $\tau'$  частиц полимерных материалов [радиусом  $R_0$  от 0,025 до 0,5 мм при  $\lambda=0,1-0,3$  Вт/(м·К);  $a=(0,3-4) \cdot 10^{-7}$  м<sup>2</sup>/с] от тепловых характеристик, полученными по предложенной выше методике, они позволили составить номограмму (рис. 7.4). Применив принцип соответственных состояний [108] для материалов, имеющих одинаковые структуры и тепловые характеристики, т. е. считая, что материалы с одинаковой структурой и одинаковыми тепловыми характеристиками в одинаковых условиях сушатся одинаково, по номограмме и выражению (7.7) можно рассчитать время сушки дисперсных материалов в условиях взвешенного слоя

$$\tau = \tau' + K_1 \Delta U_1 + K_2 \Delta U_2 + K_3 \Delta U_3 + K_4 \Delta U_4 + K_5 \Delta U_5 \quad (7.7)$$

где  $\Delta U_1, \Delta U_2, \Delta U_3, \Delta U_4, \Delta U_5$  — содержание жидкости в материале, соответствующее заполнению I—V группы пор;  $K_1, K_2, K_3, K_4, K_5$  — величины, обратно пропорциональные средней скорости удаления влаги из I—V групп пор соответственно.

Значение  $\tau'$  и произведения  $K_1 \Delta U_1, K_2 \Delta U_2, K_3 \Delta U_3, K_4 \Delta U_4, K_5 \Delta U_5$  можно определить из номограммы, если для конкретного материала известны тепловые характеристики и на основании сорбционно-структурных характеристик определены значения  $\Delta U_1, \Delta U_2, \Delta U_3, \Delta U_4, \Delta U_5$ .

Величина  $K_i$  зависит не только от температуры, но и от диаметра частиц, так как с увеличением размера частиц время удаления влаги из пор любого диаметра возрастает, поскольку увеличивается длина пути удаляемой влаги к поверхности. Так как радиус частиц модельных материалов не превышал 0,5 мм, для всех материалов с размерами частиц равными (или меньшими) размерам частиц модельных, расчетное время будет достаточным и с определенным запасом увеличивающимся при уменьшении размеров частиц.

Принятое при получении зависимостей (7.3) и (7.7) предположение о последовательности удаления влаги сначала из крупных пор, а затем из все более мелких носит условный характер, так как в реальных дисперсных материалах перенос влаги к поверхности частиц носит смешанный характер. Но такая условность не приводит к серьезным ошибкам, так как значения  $K_1, K_2, K_3, K_4, K_5$  определены по кинетике сушки реальных дисперсных материалов, и смешанный характер переноса влаги к поверхности частиц учитывается этими величинами. Кроме того, крупные поры создают меньшее сопротивление движению влаги к поверхности, коэффициенты диффузии пара в порах большого размера имеют большее значение, чем в более мелких, поэтому, очевидно, основной причиной изменения влагосодержания материала является сначала удаление влаги из более крупных пор, а потом уже из более мелких.

Предположение о том, что адсорбционно связанная влага удаляется из пор наименьшего радиуса при условии подведе-

ния к материалу тепла, достаточного для разрушения связи влаги с материалом, приводит к незначительному завышению результатов расчета продолжительности сушки, так как часть адсорбционно связанной влаги удаляется со стенок более крупных пор.

Результаты расчетов времени сушки исследованных полимеров на основании экспериментально найденных тепловых и сорбционно-структурных характеристик материалов представлены в табл. 7.2. Как следует из таблицы, рассчитанное по номограмме время сушки почти для всех исследованных полимерных материалов хорошо совпадает с экспериментальным временем.

Расхождение расчетного экспериментального времени сушки получено для сополимера ВХВД-40 и бисерного поливинилацетата. Это расхождение можно объяснить большой клейкостью поливинилацетата и склонностью сополимера ВХВД-40 к комкованию, что приводит к образованию колонии из частиц полимеров, поэтому время сушки значительно увеличивается.

### 7.3. ВЫБОР И РАСЧЕТ ТИПОВОГО СУШИЛЬНОГО АППАРАТА

Выбор типового сушильного аппарата (или сочетания аппаратов) должен определяться при обработке каждого конкретного продукта на основе комплексного анализа характеристик материала как объекта сушки. Данные для такого подхода к решению поставленной задачи могут быть получены из опросных листов и экспериментально.

Исходные данные, представляемые заказчиком в опросных листах, должны содержать технологические (начальные  $U'_n$  и требуемое конечное содержание  $U'_k$  удаляемой жидкости, допустимая температура нагрева материала  $\theta_{доп}$ ), гидродинамические (дисперсный состав, т. е. эквивалентный  $d_{экв}$  и максимальный  $d_{4max}$  диаметры частиц материала, плотность материала  $\rho_m$ , угол естественного откоса  $\beta$ ) характеристики материала или сведения, необходимые для их расчета.

По технологическим и гидродинамическим характеристикам материала устанавливают принципиальную возможность его сушки в аппаратах со взвешенным слоем.

Для комплексного анализа материала как объекта сушки необходимо знать тепловые, сорбционно-структурные и гигротермические характеристики, которые могут быть получены экспериментально. В получении экспериментальных данных и заключается первый этап выбора и расчета сушильного аппарата, схематически изображено на рис. 7.5.

На специальных установках (см. главу II) определяют зависимости тепловых характеристик исследуемого материала от содержания в нем удаляемой в процессе сушки жидкости ( $a=f(U')$ ,  $\lambda=f(U')$ ,  $c=f(U')$ ), а также зависимости равновесного

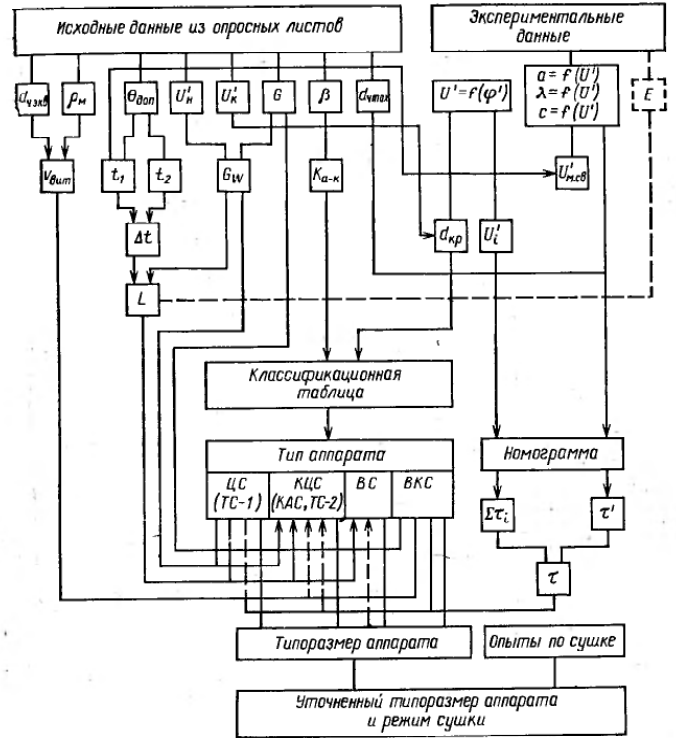


Рис. 7.5. Порядок выбора расчета сушильных аппаратов на основе комплексного анализа материала как объекта сушки:

$d_{экв}$ ,  $d_{4max}$  — эквивалентный и максимальный диаметр частиц;  $\rho_m$  — плотность частиц материала;  $\theta_{доп}$  — допустимая температура нагрева материала;  $v_{вит}$  — скорость витания частиц материала;  $U'_n$ ,  $U'_k$ ,  $U'_i$ ,  $U'_m$  — содержание жидкости в материале: начальное, конечное, соответствующее заполнению  $i$ -й группы пор, максимальное содержание жидкости;  $G$ ,  $G_w$  — производительность аппарата по сухому продукту и по испаренной жидкости;  $\beta$  — угол естественного откоса;  $K_{a-k}$  — ранг адгезионно-когезионного коэффициента;  $L$  — расход сушильного агента;  $d_{кр}$  — критический радиус пор;  $E$  — энергия связи влаги с материалом;  $U = f(\varphi)$  — изотермы сорбции и десорбции;  $a = f(U)$ ,  $\lambda = f(U)$ ,  $c = f(U)$  — зависимости температуропроводности  $a$ , теплопроводности  $\lambda$ , теплоемкости  $c$  материала от содержания жидкости;  $\tau$ ,  $\tau'$ ,  $\Sigma\tau_i$  — время сушки общее, время прогрева материала и суммарное время удаления жидкости из  $i$  групп пор; сушки: циклонная (ЦС), комбинированные циклонная (КЦС) и аэрофонтанная (КАС), взвешенного слоя (ВС), вибрирующего слоя (ВКС), труба-сушилка одноступенчатая (ТС-1) и двухступенчатая (ТС-2).

содержания жидкости в материале от относительного давления паров [изотермы сорбции — десорбции  $U' = f(\varphi')$ ].

Для определения видов и форм связи жидкости, поглощенной материалом, получают термограммы сушки, а для количе-

ственной оценки этой связи снимают энергограммы сушки. Последние снимают только для материалов с ультрамикropористой структурой, или в том случае, когда из анализа химической структуры материала можно предположить наличие высоких значений энергий связи поглощенной жидкости с материалом.

Используя уравнение Томсона — Кельвина по десорбционной ветви из изотермы рассчитывают кривую распределения объемов пор по диаметру, из которой с учетом требуемого конечного содержания жидкости в материале определяют критический диаметр пор. По углу естественного откоса находят коэффициент внутреннего трения [142] и затем по уравнению (2.3) рассчитывают ранг адгезионно-когезионного коэффициента. По критическому диаметру пор  $d_{кр}$  и рангу адгезионно-когезионного коэффициента устанавливают принадлежность материала к той или иной подгруппе классификационной таблицы, после чего выбирают соответствующий тип аппарата.

Следующим этапом выбора является определение типоразмера аппарата. Исходя из максимально допустимой температуры нагрева материала, принимают температуру сушильного агента на входе в аппарат. По зависимостям коэффициентов тепло- и температуропроводности от содержания жидкости определяют максимальное содержание связанной жидкости, а по тепловым характеристикам и максимальному диаметру частиц находят по номограмме (см. рис. 7.4) время  $\tau$ .

По изотермам десорбции при температуре сушильного агента, полученным экспериментально или расчетным методом Паска (на основе экспериментальной изотермы десорбции при 22 °С), кривым распределения пор по радиусу и значению  $U_{м.г}$  определяют содержание жидкости, соответствующие заполнению I, II, III и IV групп пор. Для материалов с ультрамикropористой структурой по десорбционной ветви изотермы и уравнению М. М. Дубинина определяют объем ультрамикropор при температуре сушки.

Зная  $\Delta U_i$ , по номограмме (см. рис. 7.4) можно найти время  $t_i$  удаления влаги из каждой группы пор при соответствующей температуре сушильного агента и рассчитать общее время сушки.

Для материалов первой и второй группы классификационной таблицы, которые целесообразно обрабатывать в сушилках типов ЦС, КЦС, КАС, а также в трубах-сушилках, рассчитывают производительность по испаренной влаге

$$G_W = \frac{U_n - U_k}{1 - U_n} G \quad (7.8)$$

где  $G$  — производительность сушилки по сухому продукту.

По величине  $G_W$  выбирают типоразмер аппарата в соответствии с таблицами основных параметров труб-сушилок, сушилок типов ЦС, КЦС, КАС, приведенных в [95]. Далее, исходя из

геометрии выбранного типоаппарата, расходов воздуха, которые рассчитывают по тепловому балансу и требуемой производительности, оценивают время пребывания материала в аппарате  $\tau_{преб}$ , которое должно быть равно или незначительно превышать  $\tau_{расч}$ . При значительном несовпадении  $\tau_{преб}$  с  $\tau_{расч}$  выбирают следующий типоразмер аппарата и проводят повторные расчеты.

Для материалов первой подгруппы третьей группы, которые целесообразно сушить в сушилках типа КС, определяют расход сушильного агента, исходя из теплового баланса и задавая температуру сушильного агента на выходе из сушилки. По расходу сушильного агента выбирают типоразмер аппарата в соответствии с таблицей основных параметров вихревых сушилок, приведенной в [95]. По методике (см. главу VIII) рассчитывают удерживающую способность аппарата, которая должна совпадать с рассчитанной по формуле

$$q = \tau_{расч} G \quad (7.9)$$

При несовпадении значений удерживающей способности  $q$  проводят повторный расчет (изменяют расход воздуха, а в случае необходимости и типоразмер аппарата).

Для материалов второй подгруппы третьей группы и первой подгруппы четвертой группы классификационной таблицы, которые целесообразно сушить в аппаратах с виброкипящим или кипящим слоем, определяют площадь решетки  $F$ , исходя из  $\tau_{расч}$  и требуемой производительности

$$F = G \tau_{расч} / h \quad (7.10)$$

где  $h$  — высота слоя материала; принимается равной 40–60 мм или рассчитывается из условий теплообмена с учетом зоны гидродинамической стабилизации потока [74].

По площади решетки выбирают типоразмер аппарата в соответствии с таблицей основных параметров сушилок типа ВКС [95]. Наконец, третьим этапом выбора и расчета сушильных аппаратов является проведение контрольных технологических опытов на установке, моделирующей выбранный тип аппарата, для уточнения типоразмера и оптимальных режимов сушки.

Предлагаемый метод выбора типа и типоразмера аппарата, позволяет значительно сократить затраты времени, стоимость работ, расход материалов и, кроме того, оценить материал как объект сушки уже на стадии лабораторной проработки технологии его получения.

#### 7.4. ВЫБОР РАЦИОНАЛЬНОГО ТИПА АППАРАТА И РЕЖИМА СУШКИ ПОЛИЭТИЛЕНА НИЗКОГО ДАВЛЕНИЯ

Необходимо выбрать режим сушки полиэтилена низкого давления от бензина и рациональный тип сушильного аппарата.

Исходные данные. Полиэтилен низкого давления на ванадиевом катализаторе — белый сыпучий порошок, частицы которого представляют собой аг-



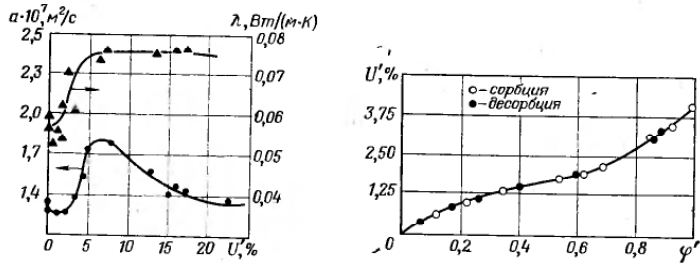


Рис. 7.6. Зависимость тепловых характеристик полиэтилена низкого давления от содержания бензина.

Рис. 7.7. Изотермы сорбции—десорбции паров бензина полиэтиленом низкого давления при 22 °С.

ломераты зерен различной формы, в зависимости от количества зерен и плотности их упаковки изменяется размер частиц. От плотности упаковки зависит насыпная плотность материала. Полиэтилен имеет начальное содержание бензина 50—68%; требуемое остаточное содержание 0,2%; эквивалентный диаметр части 0,176 мм; насыпная масса 180 г/дм³; угол естественного откоса 35°; температура плавления 120—125 °С; требуемая производительность сушилки по сухому продукту 5 т/ч.

Экспериментальные данные. На рис. 7.6 представлены зависимости коэффициентов тепло- и температуропроводности полиэтилена низкого давления от содержания в нем бензина. Отсюда можно сделать вывод, что температуропроводность абсолютно сухого образца полиэтилена составляет 0,06 Вт/(м·К), температуропроводность  $1,8 \cdot 10^{-7}$  м²/с, теплоемкость 2,2 кДж/(кг·К). Значения тепловых характеристик пористых частиц полиэтилена, рассчитанные в соответствии с методикой, изложенной в гл. 2, по экспериментально определенным значениям эквивалентных тепловых характеристик насыпного слоя материала, представлены в табл. 7.3.

Изотермы сорбции и десорбции паров бензина полиэтиленом низкого давления (рис. 7.7) имеют обратимый характер. Обратимые изотермы имеют либо непористые материалы, либо материалы, характеризующиеся ультрамикropористой структурой. Поэтому для выяснения структуры полиэтилена низкого давления были сняты изотермы сорбции и десорбции паров воды указанным полимером. Размеры молекул воды значительно меньше, чем размеры молекул бензина, поэтому если исследуемый материал имеет тонкопористую структуру, то при адсорбции воды можно обнаружить капиллярно-конденсационный гистерезис, если же он представляет собой непористый материал, то в случае адсорбции молекул воды изотермы будут иметь обратимый характер. Изотермы сорбции и десорбции паров воды полиэтиленом

Таблица 7.3. Тепловые характеристики пористых частиц полиэтилена низкого давления

Характеристика	Содержание бензина, % (масс.)		
	абсолютно сухой	$U' = U'_{м,св}$	$U' = U'_н$
Теплоемкость $c$ , кДж/(кг·К)	2,2	2,2	2,2
Температуропроводность $\alpha \cdot 10^{-7}$ , м²/с	1,25	1,60	1,21
Теплопроводность $\lambda$ , Вт/(м·К)	0,204	0,298	0,302

Таблица 7.4. Содержание бензина в полиэтилене низкого давления на границе различных форм его связи с материалом, % (масс.)

Температура опыта, °С	Физико-механическая	Адсорбционная связанная жидкость			
		полимолекулярная		мономолекулярная	
		по термограммам	по тепловым характеристикам	по термограммам	по тепловым характеристикам
20		—	3,6	—	1,8
40	20	4,6	—	1,8	—
60	10	3,8	—	1,4	—

низкого давления при 22 °С показаны на рис. 2.9. Из этого рисунка видно, что обе ветви изотерм образуют капиллярно-конденсационный гистерезис уже при низких значениях относительных давлений паров воды, свидетельствуя о тонкопористой структуре этого полимера. Кривые распределения объемов пор по диаметру для полиэтилена низкого давления, рассчитанные по изотерме десорбции паров воды, представлены на рис. 7.8. Из него следует, что полиэтилен низкого давления имеет неоднороднопористую структуру с преобладанием пор диаметром 1,5—2 нм, которые являются ультрамикropорами по отношению к молекулам бензина, и незначительным объемом крупных пор диаметром более 10 нм.

Анализ форм связи бензина с полиэтиленом низкого давления может быть осуществлен термографическим методом или любым другим, например на основе зависимостей тепловых характеристик от содержания удаляемой жидкости в материале. Обработка экспериментально полученных при различных температурах термограмм и кривых сушки полиэтилена низкого давления (рис. 7.9) или кривых  $\alpha = f(U')$  и  $\lambda = f(U')$  (см. рис. 7.6) позволяет определить границы различных форм связи бензина с исследуемым материалом (табл. 7.4).

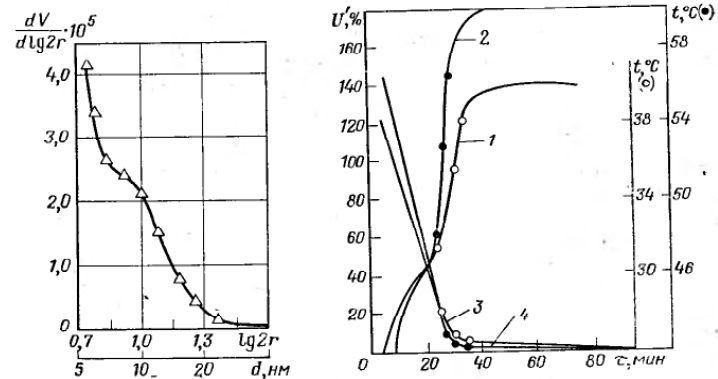


Рис. 7.8. Дифференциальная кривая распределения объема пор по диаметру частиц полиэтилена низкого давления.

Рис. 7.9. Термограммы и кривые изотермической сушки полиэтилена низкого давления от бензина при 40 °С (1, 3) и 60 °С (2, 4).

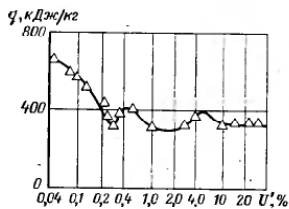


Рис. 7.10. Удельная теплота испарения бензина из полиэтилена низкого давления.

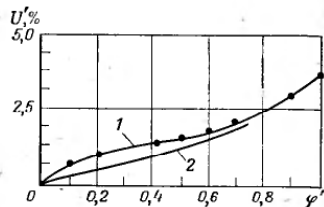


Рис. 7.11. Изотермы десорбции паров бензина полиэтиленом низкого давления при 22°C (1) и 100°C (2).

Из представленных в табл. 7.4 данных видно, что в процессе сушки полиэтилена до требуемого остаточного содержания в нем бензина 0,2% необходимо удалить свободную жидкость и жидкость, связанную с материалом капиллярными и адсорбционными силами. С ростом температуры значения граничных содержаний бензина уменьшаются за счет уменьшения сил взаимодействия между поверхностью полимера и адсорбируемой жидкостью, что характерно для материалов с жесткой структурой.

Количественную оценку энергии связи поглощенной жидкости с материалом можно дать на основе определения удельных теплот ее испарения. Удельная теплота испарения бензина из полиэтилена (рис. 7.10) в области высоких содержаний  $U'$  не превышает удельную теплоту испарения бензина со свободной поверхности при температуре опыта. При уменьшении содержания бензина в полиэтилене от 0,4 до 0,04% происходит резкое увеличение величины его удельной теплоты испарения до 675 кДж/кг. Высокое значение удельной теплоты испарения бензина в области его низких содержаний в полиэтилене можно объяснить, с одной стороны, адсорбционным взаимодействием растворителя с поверхностью полимера, а с другой, — дополнительными затратами тепла на испарение бензина из ультрамикropор, идущими на преодоление сил отталкивания, которые затрудняют продвижение молекул в узком капилляре.

В соответствии с проведенным комплексным анализом исследуемого материала как объекта сушки полиэтилен низкого давления на ванадиевом катализаторе следует отнести к первой подгруппе четвертой группы классификационной таблицы (см. табл. 2.6). Сушку материалов этой группы (см. табл. 5.3) наиболее рационально осуществлять в аппаратах с виброкипящим слоем или в сушильках кипящего слоя различных модификаций, позволяющих обеспечить длительное время обработки материала.

Для определения типоразмера аппарата необходимо рассчитать продолжительность сушки частиц полиэтилена. Исходя из известных тепловых характеристик материала и диаметра его частиц, время прогрева полиэтилена  $t'$ , найденное по номограмме (см. рис. 7.4), составляет менее одной секунды. При этом температура сушильного агента, исходя из допустимой температуры нагрева полиэтилена, принималась равной 140°C.

Для определения содержаний бензина, соответствующих заполнению I—IV групп пор в реальных условиях сушки, изолированные пары удаляемой жидкости полиэтиленом, полученные экспериментально при 22°C (см. рис. 7.6), пересчитываются методом Пасса на изолированные пары при 100°C (рис. 7.11) в соответствии с допустимой температурой нагрева исследуемого материала.

Содержание бензина, соответствующее заполнению ультрамикropор полиэтилена, можно определить по изолированной десорбции паров удаляемой жидкости полиэтиленом, полученной экспериментально при 22°C (см. рис. 7.7), представленной в координатах уравнения М. М. Дубинина. Результаты расчета продолжительности сушки полиэтилена от бензина с использо-

ванием номограммы (см. рис. 7.4), представлены ниже (температура сушильного агента 100°C):

Содержание бензина, %	Расчетное время сушки, с
начальное $U'_н$ . . . . . 50—60	$t'$ . . . . . 1
конечное $U'_к$ . . . . . 0,2	$t_1$ . . . . . 15
максимальное по изо-	$t_2$ . . . . . 2
термам $U'_{м.из}$ . . . . . 3,75	$t_3$ . . . . . 20
по группам пор	$t_4$ . . . . . 30
$\Delta U'_1$ . . . . . 1,97	$t_5$ . . . . . 240
$\Delta U'_2$ . . . . . 0,5	$t$ . . . . . 308
$\Delta U'_3$ . . . . . 0,5	
$\Delta U'_4$ . . . . . 0,32	
$\Delta U'_5$ . . . . . 0,26	

Примечание.  $U'$  — содержание бензина в материале, %;  $\Delta U'_i$  — содержание, соответствующее заполнению  $i$ -й группы пор ( $\Delta U'_1$  — от 100 до 8 нм;  $\Delta U'_2$  — от 8 до 6 нм;  $\Delta U'_3$  — от 6 до 4 нм;  $\Delta U'_4$  — от 4 до 2 нм;  $\Delta U'_5$  — ультрамикropоры).

Анализируя эти данные можно сделать вывод, что основная масса удаляемого из полиэтилена бензина заключена в макро- и микropорах диаметром до 4 нм, и его удалить можно в аппаратах взвешенного слоя за несколько секунд. Для удаления влаги из пор диаметром менее 4 нм, включая и ультрамикropоры, требуется длительное время. Поэтому для сушки полиэтилена низкого давления целесообразно применять двухступенчатые аппараты, в первой ступени которых происходит предварительная досушка материала до содержания бензина 0,7%, а во второй ступени — досушка материала до требуемого остаточного содержания 0,2%.

В качестве первой ступени такого комбинированного аппарата можно использовать сушилки с активными гидродинамическими режимами, в частности циклонную сушилку, достоинствами которой являются простота конструкции и сравнительно небольшие размеры. Досушку полиэтилена низкого давления можно осуществить в аппарате с виброкипящим слоем.

Сделанные выводы относительно организации процесса сушки полиэтилена низкого давления от бензина реализованы на типовой сушилке для сушки полиолефинов в замкнутом цикле инертного газа (см. рис. 5.30), причем на первой ступени сушилки применена модификация типовой установки ЦС, а на второй ступени — модификация типовой установки ВКС. Типоразмер этих сушильных аппаратов выбирается в соответствии с таблицами [95] на основании характерного параметра, рассчитанного по заданной производительности сушилки  $G$  по сухому продукту (см. п. 7.2).

## Глава 8

### РАСЧЕТ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

#### 8.1. ОБЩАЯ МЕТОДИКА РАСЧЕТА СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Расчет сушильных аппаратов выполняют в следующей последовательности: 1) по требуемой производительности составляют материальный баланс сушилки и определяют количество испаряемой влаги по зонам; 2) составляют тепловой баланс и находят требуемое количество тепла, расход топлива, пара, сушильного агента и т. д.; 3) определяют необходимую поверхность тепло- и массообмена, обеспечивающую заданную производительность сушилки; 4) по величине поверхности тепло- и

массообмена находят габариты сушильной камеры и определяют необходимое число сушильных аппаратов; 5) исходя из результатов расчета, обосновывают рациональный способ сушки и конструкцию аппарата.

**Материальный баланс сушилки.** Обычно при расчете сушильных установок задаются годовой производительностью цеха или сушилки по готовому продукту. Тогда часовая производительность сушилки (в кг/ч)

$$G_{\text{час}} = \frac{G}{ab} \quad (8.1)$$

где  $G$  — годовая производительность по готовому продукту, кг;  $a$  — число часов работы сушилки в сутки;  $b$  — число рабочих дней в году.

Количество влаги, испаряемой в процессе сушки, определяют по уравнению (в кг/ч)

$$W = G_{\text{час}} \frac{w_n - w_k}{100 - w_n} \quad (8.2)$$

где  $w_n$  и  $w_k$  — начальная и конечная влажность материала, %.

Тогда производительность сушилки по исходному материалу составит (в кг/ч)

$$G_1 = G_2 + W \quad (8.3)$$

где  $G_2$  — производительность по готовому продукту, кг/ч.

В процессе сушки масса абсолютно сухого вещества не изменяется, если нет уноса его частиц или других потерь, т. е. (в кг/ч)

$$G_{\text{абс.с}} = G_1 \frac{100 - w_n}{100} = G_2 \frac{100 - w_k}{100}$$

Откуда

$$G_1 = G_2 \frac{100 - w_k}{100 - w_n} \quad (8.4)$$

Влагосодержание материала (в кг/кг) начальное

$$U_n = \frac{w_n}{100 - w_n} \quad (8.5)$$

конечное

$$U_k = \frac{w_k}{100 - w_k} \quad (8.6)$$

**Тепловой баланс сушилок.** Для испарения влаги и проведения совместно с сушкой других термических процессов к материалу необходимо подвести тепло. Его можно подводить различно, в зависимости от способа сушки. Если на основании опытных данных известен режим процесса, то из теплового баланса можно определить расход тепла на сушку и расход соот-

ветственно топлива, электроэнергии, пара. Для определения расхода тепла в сушильной установке составляют тепловой баланс сушильной камеры. Для установившегося процесса уравнение теплового баланса характеризует равенство между количеством тепла, поступающим в сушильную камеру, и количеством тепла, уходящим из нее. Суммарный расход тепла в сушилке

$$\sum Q = Q_{\text{исп}} + Q_m + Q_n + Q_r + Q_d + Q_t \quad (8.7)$$

где  $Q_{\text{исп}}$  и  $Q_m$  — расход тепла соответственно на испарение влаги и нагревание материала;  $Q_n$  и  $Q_r$  — потери тепла, соответственно, в окружающую среду и с отходящими газами;  $Q_d$  — расход тепла на дегидратацию, разрушение энергии связи с материалом и другие эндотермические процессы;  $Q_t$  — расход тепла на нагревание дополнительно вводимых сред (пара, сжатого воздуха) и транспортных средств.

Для непрерывно действующих сушилок рассчитывают часовую расход тепла, для сушилок периодического действия — расход тепла на один цикл сушки. Расход тепла (в кДж/ч) на испарение жидкости

$$Q_{\text{исп}} = W(i_n - i_{ж}) \quad (8.8)$$

на испарение воды

$$Q_{\text{исп}} = 4,19W[595 + 0,49t_2 - \theta_n]$$

где  $i_n$  — энтальпия перегретого пара при температуре отходящих газов;  $i_{ж}$  — энтальпия жидкости при начальной температуре материала;  $t_2$  — температура отходящих газов, °С;  $\theta_n$  — начальная температура материала, °С.

Расход тепла на нагревание материала (в кДж/ч)

$$Q_m = G_2 c_m (\theta_k - \theta_n) \quad (8.9)$$

где  $\theta_k$  — температура материала после сушки, °С;  $c_m$  — теплоемкость высушенного материала, кДж/(кг·К);

$$c_m = c_{\text{абс.с}} \frac{100 - w_k}{100} + \frac{w_k}{100} c_{ж} \quad (8.10)$$

$c_{\text{абс.с}}$  — теплоемкость абсолютно сухого материала, кДж/(кг·К);  $c_{ж}$  — теплоемкость испаряемой жидкости, кДж/(кг·К).

Удельный расход тепла на нагревание материала (в кДж)

$$q_m = \frac{Q_m}{W} = \frac{G_2 c_m (\theta_k - \theta_n)}{W} \quad (8.11)$$

Потери тепла сушилкой в окружающую среду (в кДж/ч)

$$Q_n = KF(\bar{t} - t_0) \quad (8.12)$$

где  $K$  — коэффициент теплопередачи через стенку сушилки;  $F$  — наружная поверхность сушилки;  $\bar{t}$  — средняя температура в сушилке, °С;  $t_0$  — температура окружающей среды, °С.

Теплоизоляцию сушилки подбирают так, чтобы температура наружной стенки не превышала 40 °С. До определения максимальной поверхности сушилки можно приближенно принять

удельные потери тепла в окружающую среду  $q_n = 125-420$  кДж на 1 кг влаги в зависимости от влажности материала (меньшую величину принимают для высоковлажных материалов), тогда

$$Q_n = q_n W$$

Потери тепла с отходящими газами составят

$$Q_r = L I_2 \quad (8.13)$$

где  $I_2$  — энтальпия отходящих газов при  $t_2$  и влагосодержании их  $X_2$ ;  $L$  — расход сухого воздуха, кг/ч.

При расчете сушилок часто приходится учитывать дополнительное количество воздуха  $L_{nc}$ , которое поступает в сушилку через загрузочное отверстие и другие неплотности. Обычно принимают

$$L_{nc\max} \approx 0,1L$$

Расход тепла на дегидратацию и другие эндотермические процессы (в кДж/ч)

$$Q_d = \bar{q}_d G_2$$

где  $\bar{q}_d$  — средняя удельная теплота дегидратации, отнесенная к 1 кг готового (сухого) продукта.

Расход тепла на нагревание дополнительно вводимых сред и устройств  $Q_r$  определяется по известным соотношениям теплового баланса с учетом конкретных конструктивных особенностей сушилки.

Расчет количества теплоносителя. При конвективной сушке расход газообразного теплоносителя определяется из теплового баланса сушилки. Количество тепла, поступающего в сушилку вместе с нагретым теплоносителем

$$\sum Q = L I_1$$

где  $I_1$  — энтальпия газа, поступающего в сушилку.

Используя уравнения (8.7) и (8.3), получим (в кг/ч)

$$L = \frac{Q_{исп} + Q_m + Q_n + Q_d + Q_r}{I_1 - I_2} = \frac{\sum Q - Q_r}{I_1 - I_2} \quad (8.14)$$

Значения энтальпий воздуха перед сушилкой  $I_1$  и после сушилки  $I_2$  определяют следующим образом. Принимают параметры наружного воздуха (температура  $t_0$  и относительная влажность  $\varphi_0$ ), поступающего в калорифер сушильной установки. С учетом этих параметров определяют начальное влагосодержание воздуха  $X_0$  по соотношению (в кг/кг)

$$X_0 = 0,622 \frac{\varphi_0 p_{нас}}{B - \varphi_0 p_{нас}} \quad (8.15)$$

где  $B$  — барометрическое давление, кПа;  $p_{нас}$  — давление насыщенного пара при температуре  $t_0$ , кПа.

Энтальпия наружного воздуха (кДж)

$$I_0 = c_r t_0 + (r_n + c_{n1} t_0) X_0 \quad (8.16)$$

где  $c_r$  и  $c_{n1}$  — соответственно удельные теплоемкости сухого воздуха и пара при  $t_0$ , кДж/(кг·К);  $r_n$  — удельная теплота парообразования при  $0^\circ\text{C}$ , кДж/кг.

Учитывая, что абсолютное влагосодержание воздуха после нагревания в калорифере остается неизменным, т. е.  $X_0 = X_1$ , находим энтальпию нагретого воздуха на входе в сушилку при  $t_1$

$$I_1 = \bar{c}_{r1} t_1 + (r_n + \bar{c}_{n1} t_1) X_1 \quad (8.17)$$

где  $\bar{c}_{r1}$  и  $\bar{c}_{n1}$  — теплоемкости воздуха и пара при средней температуре  $t_{1,0} = 0,5(t_1 + t_0)$ .

Изменение сушильной способности воздуха (потенциала воздуха) относительно испаренной влаги (в кДж/кг)

$$\Delta = c_{ж0} \theta_n - (q_m + q_d + q_n) \quad (8.18)$$

Энтальпия влажного воздуха, выходящего из сушилки при температуре  $t_2$ , находится из уравнения (в кДж/кг)

$$I_2 = \frac{\bar{c}_{r2} t_2 \Delta + (X_1 \Delta - I_1) (r_n + \bar{c}_{n2} t_2)}{\Delta - (r_n + \bar{c}_{n2} t_2)} \quad (8.19)$$

где  $\bar{c}_{r2}$  и  $\bar{c}_{n2}$  — теплоемкости воздуха и пара при средней температуре  $t_{2,1} = 0,5(t_1 + t_2)$ .

Учитывая слабую зависимость теплоемкости газов и паров от температуры при  $t_1 \leq 200^\circ\text{C}$ , можно без большой погрешности принимать

$$\bar{c}_{r2} \approx \bar{c}_{r1} \approx \bar{c}_r$$

и

$$\bar{c}_{n2} \approx \bar{c}_{n1} \approx \bar{c}_n$$

Подставляя полученные значения  $I_1$  и  $I_2$  в уравнение (8.14), можно определить массовый расход воздуха  $L$ . Удельный расход воздуха, поступающего в сушилку (в кг/кг)

$$l = L/W \quad (8.20)$$

Абсолютное влагосодержание воздуха после сушилки

$$X_2 = X_1 + \frac{W}{L + L_{nc}} \quad (8.21)$$

Средний объемный расход воздуха в сушилке (в м<sup>3</sup>/ч)

$$\bar{V} = \frac{(L + L_{nc})(1 + \bar{X})}{\rho_r} \quad (8.22)$$

где  $\bar{X}$ ,  $\rho_r$  — влагосодержание и плотность газа при средней температуре  $t_{2,1} = 0,5(t_1 + t_2)$ .

Расход тепла на нагревание воздуха в калорифере (в кДж/ч)

$$Q = L(I_1 - I_0) \quad (8.23)$$

Если для нагревания воздуха используется паровой калорифер, то расход пара в нем составит (в кг/ч)

$$D = \frac{L(I_n - I_0)}{\eta(i_n - i_k)} \quad (8.24)$$

где  $i_n$  и  $i_k$  — соответственно энтальпия пара и конденсата;  $\eta$  — коэффициент полезного использования тепла в калорифере.

При контактном подводе тепла к высушиваемому материалу, например через тепловую рубашку аппарата от пара, расход последнего определяется из соотношения (в кг/ч)

$$D = \frac{\sum Q}{\eta_c(i_n - i_k)} \quad (8.25)$$

где  $\sum Q$  — суммарный расход тепла в сушилке, определяемый по соотношению (8.7);  $\eta_c$  — коэффициент использования тепла в рубашке сушильного аппарата.

При расчете любой сушильной установки в качестве исходной информации используют следующие данные:  $G_2$  — часовая производительность сушилки по высушенному материалу, кг/ч;  $w_n$  и  $w_k$  — начальная и конечная влажности материала, %;  $\theta_n$  — начальная температура материала, °С;  $\theta_{k\max}$  — максимально допустимая конечная температура материала, °С;  $t_0, \varphi_0$  — температура и относительная влажность наружного воздуха, поступающего в нагревательное устройство сушилки;  $t_1$  — температура газа на входе в сушилку, °С;  $t_2$  — температура газа на выходе из сушилки, °С. Кроме этих данных, в зависимости от конкретного типа аппарата, требуется дополнительная информация, указанная ниже при разборе отдельных примеров расчета сушилок.

## 8.2. РАСЧЕТ ПНЕВМАТИЧЕСКИХ СУШИЛОК

Пневматические сушилки, как отмечалось ранее, представляют собой широкий класс аппаратов, различающихся конструкцией и гидродинамическим режимом. Общим для этих сушилок является то, что сушка материала осуществляется одновременно с транспортированием его газообразным теплоносителем. Разделение отработанного газа и дисперсного материала происходит в пылеулавливающих системах. Ниже излагается методика расчета пневматических сушилок двух типов: пневмотрубы с прямым стволом и вихревой сушилки.

При расчете пневматических сушилок предварительно по заданной производительности по готовому продукту  $G_2$ , начальной и конечной влажности материала  $w_n$  и  $w_k$  при известных

параметрах воздуха ( $t_0, t_1, t_2, \varphi_0$ ) и начальной температуре материала определяют: количество влаги, испаряемой в сушилке,  $W$ , кг/ч — соотношение (8.2); начальное и конечное влагосодержание материала  $U_n$  и  $U_k$ , кг/кг — соотношения (8.5) и (8.6); энтальпию газа на входе в сушилку  $I_1$  и на выходе из нее  $I_2$ , кДж/кг — соотношения (8.17) и (8.19); массовый расход газообразного теплоносителя  $L$ , кг/кг — соотношение (8.14); абсолютное влагосодержание воздуха перед сушилкой  $X_1$  и после сушилки  $X_2$ , кг/кг — соотношения (8.15) и (8.21); средний объемный расход воздуха в сушилке  $\bar{V}$ , м<sup>3</sup>/ч — соотношение (8.22); расход тепла  $Q$  и пара  $D$  на нагревание воздуха, поступающего в сушилку.

Для расчета конечной температуры материала на выходе из сушилки  $\theta_k$ , значение которой используется в указанных соотношениях, удобнее всего пользоваться экспериментально определенной зависимостью  $w_k = f(\theta_k)$ .

Как показывают результаты экспериментальных исследований, эта зависимость для различных материалов, высушиваемых в пневмосушилках, в частности в пневмотрубах, прослеживается достаточно четко и имеет вид экспоненты. По заданному значению  $w_k$  можно оценить требуемое значение  $\theta_k$ . При этом температуру газов, отходящих из сушилки, необходимо выбирать из условия  $t_2 - \theta_k = \Delta t_k$ .

Величина разности конечных температур газа и материала  $\Delta t_k$  зависит от конструкции сушилки (времени пребывания материала в аппарате) и составляет, в частности, для пневмотруб 25—50 °С, для вихревых сушилок 10—25 °С. При расчете пневматических сушилок следует предварительно задаться величиной  $\Delta t_k$  на основании приведенных выше рекомендаций. После проведения расчетов можно уточнить значение  $\Delta t_k$  и в случае необходимости повторить расчет.

**Расчет пневмотранспорта.** Для определения скорости газа в пневмотрубе рассчитывают скорость витания для частицы максимального размера  $d_{\max}$ . Находим число Архимеда

$$Ar = \frac{gd_{\max}^3(\bar{\rho}_m - \bar{\rho}_g)}{\bar{\nu}^2 \rho_g} \quad (8.26)$$

где  $\bar{\rho}_m$  — средняя плотность влажного материала, кг/м<sup>3</sup>;

$$\bar{\rho}_m = \rho_{c.m} \left( 1 + \frac{U_n + U_k}{2} \right)$$

где  $\rho_{c.m}$  — плотность сухого материала;  $\bar{\nu}$  — кинематическая вязкость газа при  $t_{1,2}$ , м<sup>2</sup>/с.

Число Рейнольдса для условий витания твердой частицы в нестесненном потоке

$$Re_{\text{вит}} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}} \quad (8.27)$$

Откуда скорость витания (в м/с).

$$\bar{v}_{\text{вит, макс}} = \frac{Re_{\text{вит}} \bar{v}}{d_{\text{пн, макс}}} \quad (8.28)$$

Средняя скорость воздуха в пневмотрубе принимается по соотношению

$$\bar{v} = (2-3) v_{\text{вит, макс}}$$

Диаметр пневмотрубы (в м)

$$D_{\text{пн}} = \sqrt{\frac{4\bar{V}}{\pi v}} \quad (8.29)$$

Для определения времени движения высушиваемой частицы в пневмотрубе следует предварительно по соотношениям, аналогичным соотношениям (8.26) и (8.28), определить скорость витания частиц среднего диаметра  $d_{3,2}$ . Тогда время движения частицы диаметром  $\bar{d}_{3,2}$  на разгонном участке составит (в с)

$$\tau_p = \frac{1}{c} \ln \frac{(u_k + A)(u_0 + B)}{(u_k + B)(u_0 + A)} \quad (8.30)$$

где  $u_0 = \bar{v} - \bar{v}_{\text{вит}}$  — относительная скорость фаз в начале разгонного участка;  $u_k \approx 0,95 \bar{v}_{\text{вит}}$  — относительная скорость фаз в конце разгонного участка

$$c = \sqrt{|4ag - a^2b^2|}$$

$$a = \frac{0,346k_1k_2k_3}{\bar{d}_{3,2}} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_m - \rho_r}$$

$$b = \frac{65}{k_3} \cdot \frac{\bar{v}}{\bar{d}_{3,2}}$$

$$A = \frac{ab + c}{2a}; \quad B = \frac{ab - c}{2a}$$

$k_1, k_2$  и  $k_3$  — коэффициенты, учитывающие соответственно стесненность потока, влияние стенок трубы и несферичность частиц.

Рекомендации по определению значений названных коэффициентов приведены в [81].

С достаточной для практических целей точностью можно считать, что

$$k_1 \approx k_2 = (1,0 - 1,1); \quad k_3 = (11 - 10)/\varphi_s$$

где  $\varphi_s$  — коэффициент несферичности (отношение поверхности реальной частицы к поверхности шара эквивалентного объема).

Высота разгонного участка трубы (в м)

$$H_p = \bar{v}\tau_p - \left[ \frac{1}{a} \ln \frac{(u_0 + A) \exp \tau_p - (u_0 + B)}{A - B} - A\tau_p \right] \quad (8.31)$$

Среднегарифмическая скорость фаз на разгонном участке

$$\bar{u}_p = \frac{u_0 - u_k}{\ln \frac{u_0}{u_k}}$$

Коэффициент теплоотдачи от газа к частицам материала на разгонном участке  $\alpha_p$  [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)]

$$Nu_p = 2 + 0,51Re^{0,52}Pr^{0,33} \quad (8.32)$$

где  $Re = \frac{\bar{u}_p \bar{d}_{3,2}}{\nu}$  — число Рейнольдса;  $Pr = \frac{\bar{\lambda}}{\bar{a}}$  — число Прандтля;  $\bar{a}$  и  $\bar{\lambda}$  — коэффициенты температуропроводности и теплопроводности газа при  $\bar{t}_{1,2} = 0,5(t_1 + t_2)$ ;

$$\alpha_p = \frac{Nu_p \bar{\lambda}}{\bar{d}_{3,2}} \quad (8.33)$$

Для участка стационарного движения коэффициент теплоотдачи  $\alpha_{ст}$  рассчитывают по скорости  $u_k$ , значение которой представляется в соотношении (8.32). Обычно значение  $\alpha_{ст}$  в несколько раз меньше  $\alpha_p$ . Среднее значение коэффициента теплообмена в первом приближении можно определить как среднеарифметическое [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)]

$$\bar{\alpha} = \frac{\alpha_p + \alpha_{ст}}{2} \quad (8.34)$$

При последующих итерациях величину  $\bar{\alpha}$  можно определить с учетом времени движения частицы на разгонном  $\tau_p$  и стационарном  $\tau_{ст}$  участках пневмотрубы по соотношению

$$\bar{\alpha} = \frac{\alpha_p \tau_p + \alpha_{ст} \tau_{ст}}{\tau_p + \tau_{ст}} \quad (8.35)$$

Среднегарифмический температурный напор

$$\Delta \bar{T} = \frac{(t_1 - \theta_n) - (t_2 - \theta_k)}{\ln \frac{\theta - \theta_n}{\theta - \theta_k}} \quad (8.36)$$

Требуемое время пребывания материала в пневмотрубе определяется из соотношения

$$\bar{\tau} = 3600 G_2 / G_M \quad (8.37)$$

где  $G_M$  — количество материала, находящегося в пневмотрубе, в пересчете на высушенный продукт (в кг)

$$G_M = \frac{\rho_M \bar{d}_{3,2}}{6\varphi_s} S \quad (8.38)$$

$S$  — поверхность материала, находящегося в пневмотрубе;

$$S = \frac{Q_n}{3,6 \alpha \Delta \bar{T}} \quad (8.39)$$

Количество тепла, полезно используемого в сушилке  $Q_n$ , определяется по соотношениям (8.7), (8.8) и (8.9)

$$Q_n = Q_{исп} + Q_M + Q_d \quad (8.40)$$

Время движения частицы на стационарном участке трубы

$$\tau_{ст} = \bar{\tau} - \tau_p \quad (8.41)$$

Средняя скорость движения материала на стационарном участке трубы (в м/с)

$$\bar{v}_{\text{ст}} = \bar{v} - u_{\text{к}} \quad (8.42)$$

Высота стационарного участка трубы (в м)

$$H_{\text{ст}} = \bar{v}_{\text{ст}} \tau_{\text{ст}} \quad (8.43)$$

Общая высота пневмотрубы (в м)

$$H = H_{\text{р}} + H_{\text{ст}} \quad (8.44)$$

Следует отметить, что в общем случае не исключен такой результат расчета, при котором  $\tau \leq \tau_{\text{р}}$ . В этом варианте технологическая высота трубы-сушилки может быть ограничена только разгонным участком. Потери напора в пневмотрубе можно рассчитать из соотношения (в Па)

$$\Delta P = k_{\tau} \left( 1 + \frac{G_1 + G_2}{2L} \right) \frac{H}{D_{\text{ап}}} \cdot \frac{\bar{v}^2 \rho_{\text{г}}}{2} \quad (8.45)$$

где  $k_{\tau}$  — коэффициент трения, равный 0,025—0,035.

Расчет вихревой сушилки. Для расчета геометрических размеров вихревой камеры необходимо, прежде всего, задаться оптимальными геометрическими соотношениями ее: отношением ширины камеры  $B$  к ее диаметру  $D$

$$B/D = 0,25 - 0,50$$

и отношением суммарной высоты тангенциальных газоходов  $\sum h$  к ее диаметру

$$\sum h/D = 0,08 - 0,15$$

При этом для тонкодисперсных материалов ( $\bar{d}_{3,2} < 1$  мм) выбирают более низкие значения  $B/D$  и  $\sum h/D$ , чем для крупнодисперсных или волокнистых материалов. После этого принимают расход газа, соответствующий критическому расходу для камеры

$$V_{\text{кр}} = V/\beta \quad (8.46)$$

где  $\beta$  — коэффициент превышения расхода, обеспечивающий устойчивый гидродинамический режим движения материала в камере, равный 1,2—1,5.

Диаметр камеры можно рассчитать на основании полученного значения  $V_{\text{кр}}$  по соотношению (в м)

$$D = \left[ 2 \cdot 10^{-5} V_{\text{кр}} \left( \frac{\sum h}{D} \right)^{-0,65} \left( \frac{B}{D} \right)^{-1} (\bar{v}_{\text{вит}})^{0,4} \right]^{0,43} \quad (8.47)$$

где  $\bar{v}_{\text{вит}}$  — скорость витания частиц материала диаметром  $\bar{d}_{3,2}$ , определяемая по соотношениям (8.26) и (8.28), в которые вместо  $d_{\text{мах}}$  подставляется значение  $\bar{d}_{3,2}$ .

Скорость истечения газа из тангенциальных сопел при расходе газа  $V_{\text{кр}}$  (в м/с)

$$v_{\text{кр}} = \frac{\bar{v}_{\text{г}}}{3600 \rho_{\text{г1}}} \cdot \frac{V_{\text{кр}}}{B \sum h} \quad (8.48)$$

где  $\rho_{\text{г1}}$  — плотность газа на входе в камеру при температуре  $t_1$ .

Кинетическая энергия струи газа на входе в камеру (в Вт)

$$E_{0\text{кр}} = \frac{L(1+X_1)}{3600} \cdot \frac{v_{\text{кр}}^3}{2} \quad (8.49)$$

Удерживающая способность камеры при критическом расходе (в кг)

$$q_0 = A_0 E_{0\text{кр}} D^{-0,55} n^{0,15} \quad (8.50)$$

где  $A_0$  — эмпирический коэффициент, величина которого зависит от когезионных свойств материала;  $A_0 = (2,5-3) \cdot 10^{-3}$  кг·Вт<sup>-1</sup>·м<sup>0,55</sup>;  $n$  — число тангенциальных газоходов в вихревой камере.

Расходная концентрация материала (в кг/кг)

$$C_{\text{р}} = \frac{0,5(G_1 + G_2)}{L \left( 1 + \frac{X_1 + X_2}{2} \right)} \quad (8.51)$$

Количество материала в аппарате при рабочем режиме (в кг)

$$q = q_0 [1 + B_0 \beta^{-2,5} C_{\text{р}}^{0,55} \beta^{-1}] \quad (8.52)$$

где  $B_0$  — эмпирический коэффициент.

Среднее время пребывания материала в аппарате (в с)

$$\bar{\tau} = \frac{3600 G_2}{q} \quad (8.53)$$

Коэффициент межфазного теплообмена

$$\text{Nu} = 0,047 \text{Re} \text{Ar}^{-0,1} \left( \frac{D}{d_{3,2}} \right) \left( \frac{\sum h}{D} \right)^{0,15} \left( \frac{q}{q_0} \right)^{0,6} \quad (8.54)$$

где  $\text{Re} = \bar{v}_0 \bar{d}_{3,2} / \nu_1$  — число Рейнольдса;  $\bar{v}_0$  — средняя скорость газа при выходе из тангенциальных газоходов, м/с;

$$\bar{v}_0 = \frac{L}{3600 \rho_{\text{г1}} B \sum h}$$

$\bar{\nu}$  — кинематическая вязкость газа при  $t_1$ , м<sup>2</sup>/с;

$\text{Ar} = \frac{g(\bar{d}_{3,2})^3 (\rho_{\text{м}} - \rho)}{\bar{\nu}^2 \rho}$  — число Архимеда;

По полученному значению числа  $Nu$  определяется коэффициент теплоотдачи от газа к дисперсному материалу [в  $Вт/(м^2 \cdot К)$ ]:

$$\bar{\alpha} = \frac{Nu \bar{\lambda}}{d_{3,2}}$$

Среднегеометрический температурный напор

$$\Delta \bar{t} = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - \theta_k}{t_2 - \theta_k}} \quad (8.55)$$

При этом считалось (на основании экспериментальных данных), что температура материала в аппарате примерно равна его конечной температуре. Требуемое количество материала, находящегося в аппарате,

$$q_{тр} = \frac{\rho_m \bar{d}_{3,2}}{6 \varphi_s} \frac{Q_r}{3,6 \alpha \Delta \bar{t}} \quad (8.56)$$

При этом должно выполняться условие  $q_{тр} \leq q$ . Если окажется, что  $q_{тр} > q$ , то необходимо увеличить температуру на входе в камеру  $t_1$ , либо, если последнее невозможно, расход воздуха и соответственно диаметр камеры. Если  $q_{тр} \ll q$  (что обычно имеет место при сушке материалов, имеющих не слишком большие начальную влажность и размер частиц материала), то, подставив значение  $q$  в уравнение (8.56), следует уточнить значение  $\Delta \bar{t}$ , после чего, пользуясь соотношением (8.55), уточнить значение  $t_2$  и повторить расчет аппарата.

Падение давления в аппарате определяется по соотношению (в Па)

$$\Delta P = \xi \frac{\rho_r \bar{v}_0^2}{2} \quad (8.57)$$

где  $\bar{v}_0$  — скорость газа на входе в аппарат, рассчитанная по средней плотности  $\rho_r$ , м/с;

$$\bar{v}_0 = \frac{L}{3600 \rho_r B \sum h}$$

$\xi$  — коэффициент сопротивления камеры

$$\xi = (1 + 0,6C_p) \left\{ \left( \frac{B}{D} \right)^{0,35} \left( \frac{D_0}{D} \right)^{0,2} \left[ 90 \left( \frac{\sum h}{D} \right)^{1,7} + c \right] \right\} \quad (8.58)$$

$$c = 4,4 \exp(-4,6D)$$

$D_0$  — диаметр выходного отверстия камеры, величина которого выбирается в пределах  $D_0 \approx (0,25-0,5)D$ .

### 8.3. РАСЧЕТ РАСПЫЛИТЕЛЬНЫХ СУШИЛОК

Известны четыре различных способа расчета распылительных сушилок, основанные на использовании [136]: а) среднего напряжения единицы объема аппарата по испаренной влаге;

б) объемных коэффициентов тепло- и массообмена; в) расчетных значений объемной зоны тепло- и массообмена и г) совместного решения уравнений движения и локального тепло- и массообмена капель.

В некоторых случаях результаты расчетов по эмпирическим методам представляют в виде номограмм или графиков, что позволяет существенно сократить затраты времени на расчеты сушилки. Наиболее простым является первый метод расчета, в соответствии с которым объем сушильной камеры определяют, исходя из соотношения

$$V_{ан} = W/A \quad (8.59)$$

где  $W$  — количество испаряемой влаги, кг/ч;  $A$  — коэффициент удельной влагонепроницаемости объема аппарата, величина которого зависит от начальной температуры газа  $t_1$  и находится в пределах 2—25  $кг/(м^3 \cdot ч)$ .

Этот метод можно применять для приближенных и ориентировочных расчетов.

Наиболее совершенными, но и более трудоемкими следует считать третий и четвертый методы. Ниже изложен метод расчета проточной распылительной сушилки с дисковым распылителем, основанный на анализе движения и тепло-, массообмена единичной капли [136].

При расчете распылительной сушилки считаются заданными следующие показатели процесса: производительность аппарата по готовому продукту  $G_2$ , кг/ч; начальная и конечная влажность материала  $\omega_n$  и  $\omega_k$ , %; температуры воздуха: на входе  $t_0$ , на входе в сушилку  $t_1$  и выходе из нее  $t_2$ , °С; начальная  $\theta_n$  и конечная  $\theta_k$  температуры материала.

При этом без большой погрешности можно принять, что  $\theta_k \approx t_2 - (5-10^\circ\text{C})$ .

Предварительно, с учетом исходных данных по соотношениям, приведенным в разделе 8.1, определяют: количество испаренной влаги  $W$ , кг/ч; начальное и конечное влагосодержание материала  $U_n$  и  $U_k$ , кг/кг; расход газообразного теплоносителя  $L$ , кг/ч; влагосодержание воздуха перед сушилкой  $X_1$  и после сушилки  $X_2$ , кг/кг; энтальпию газа на входе в сушилку  $I_n$  и на выходе из нее  $I_2$ , кДж/кг; средний объемный расход воздуха в сушилке  $V$ , м<sup>3</sup>/ч; расход тепла в нагревательном устройстве сушилки  $Q$ , кДж/ч.

При распылении жидкостей дисками для расчета среднесплошного  $d_{3,2}$  и максимального диаметра  $d_{max}$  капель можно использовать соотношение [67]

$$d_{3,2} = 0,6 \left( \frac{G_1 v_m}{D_d} \right)^{0,2} \left( \frac{1}{n} \right)^{0,6} \left( \frac{\sigma}{T} \right)^{0,1} \quad (8.60)$$

где  $D_d$  — диаметр диска, м;  $v_m$  — кинематическая вязкость исходного раствора, м<sup>2</sup>/с;  $n$  — скорость вращения диска, об/мин;  $\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения,  $10^{-3}$  Н/м;  $l$  — смоченный периметр диска, м.

Диаметр камеры определяют из условия максимальной дальности полета капли диаметром  $d_{max}$  вдоль горизонтальной



оси  $x$ . Начальную скорость капли принимают равной окружной скорости диска

$$v_{xH} = \frac{\pi D n}{60}$$

По соотношениям (8.26) и (8.28) определяют скорость витания капли максимального размера  $v_{\text{вит}}$ . Параметры воздуха рассчитываются по средней температуре в сушильной камере  $\bar{t}_{1,2} = 0,5(t_1 + t_2)$ . Условно конечную скорость частицы на участке торможения принимают  $v_{xK} = 0,45 v_{\text{вит}}$  [136]. Тогда время торможения капли в горизонтальном полете (в с)

$$\tau_{x\text{max}} = \frac{1}{ab} \ln \frac{v_{xH}(v_{xK} + b)}{v_{xK}(v_{xH} + b)} \quad (8.61)$$

где  $a$  и  $b$  — коэффициенты (соответственно в  $\text{м}^{-1}$  и  $\text{м}/\text{с}$ );

$$a = \frac{0,353}{d_{\text{max}}} \frac{\bar{\nu}_r}{\rho_{M_H}}; \quad b = 51 \frac{\bar{\nu}_r}{d_{\text{max}}}$$

$\bar{\nu}_r$  — кинематическая вязкость газа при  $\bar{t}_{1,2}$ ,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $\bar{\rho}_r$  — плотность влажного газа при  $\bar{t}_{1,2}$ ,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\rho_{M_H}$  — плотность высушиваемого раствора,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Путь торможения (в м)

$$x = \frac{1}{a} \ln \frac{(v_{xH} + b) e^{ab\tau_{x\text{max}}} - v_{xH}}{b} - b\tau_{x\text{max}} \quad (8.62)$$

Диаметр камеры с учетом диаметра диска составит

$$D_K = D_d + 2x \quad (8.63)$$

По расчетному значению  $D_K$  определяют истинный диаметр камеры с некоторым коэффициентом запаса (до 1,25). Площадь поперечного сечения камеры (в  $\text{м}^2$ )

$$F_K = \frac{\pi D_K^2}{4} \quad (8.64)$$

Средняя скорость газа в цилиндрической части камеры (в  $\text{м}/\text{с}$ )

$$\bar{v} = V/F \quad (8.65)$$

Конечный размер частиц определяют с учетом коэффициента усадки  $\chi$  (в м)

$$d'_{3,2} = (1 - \chi) d_{3,2} \quad (8.66)$$

Средний размер частиц (в м)

$$\bar{d}_{3,2} = \frac{d_{3,2} + d'_{3,2}}{2} \quad (8.67)$$

Средняя плотность частиц высушиваемого материала (в  $\text{кг}/\text{м}^3$ )

$$\bar{\rho}_M = \frac{\rho_{M_H} + \rho_{M_K}}{2} \quad (8.68)$$

где  $\rho_{M_K}$  — плотность высушенного материала,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Далее по известным средним параметрам газа и материала рассчитывают скорость витания  $\bar{v}_{\text{вит}}$  для частицы диаметром  $\bar{d}_{3,2}$ . Принимая конечную скорость высушенной частицы на участке торможения  $v_{xK} = (0,5 - 0,6) \bar{v}_{\text{вит}}$ , определяют время торможения частицы  $\tau_{\text{тор}}$  диаметром  $\bar{d}_{3,2}$  по соотношению (8.61), в котором коэффициенты  $a$  и  $b$  рассчитывают по диаметру  $\bar{d}_{3,2}$  и средней плотности материала  $\bar{\rho}_M$ .

Учитывая, что скорость движения частицы существенно зависит от ее диаметра, для расчета среднеинтегрального значения скорости время торможения частицы условно разбивают на несколько интервалов одинаковой или различной продолжительности. Затем определяют скорость частицы в конце каждого участка  $v_{xi}$  по продолжительности движения частицы от диска до конца рассматриваемого участка  $\tau_i$ . Для этого используют следующее соотношение

$$v_{xi} = \frac{bv_{xH}}{(v_{x0} + b) e^{ab\tau_i} - v_{x0}} \quad (8.69)$$

Среднеинтегральное значение скорости частицы  $\bar{v}_x$  определяют по рассчитанным значениям  $v_{xi}$  графическим методом.

Учитывая малую величину проекции длины нестационарного участка движения частицы на вертикальную ось сушилки, можно принять, что всю высоту камеры частица проходит со средней скоростью  $\bar{v} = v + \bar{v}_{\text{вит}}$ .

Тогда время движения частицы материала в цилиндрической камере сушилки можно определить по уравнению (в с)

$$\bar{\tau} = \frac{V_K}{F_K (\bar{v} + \bar{v}_{\text{вит}})} \quad (8.70)$$

где  $V_K$  — объем рабочей (цилиндрической) зоны сушильной камеры,  $\text{м}^3$ , который подлежит определению.

Расходная поверхность контакта фаз (в  $\text{м}^2/\text{ч}$ )

$$\bar{S} = \frac{6\bar{G}}{\bar{d}_{3,2}\bar{\rho}_M} \quad (8.71)$$

где  $\bar{G} = 0,5(G_1 + G_2)$ .

Движущую силу процесса сушки для аппаратов идеального смешения, к которым условно можно отнести распылительные сушилки, рассчитывают по соотношению (в  $\text{кг}/\text{кг}$ )

$$\Delta\bar{X} = X_2' - X_2 \quad (8.72)$$

где  $X_2'$  — равновесное влагосодержание воздуха на выходе из сушилки;  $X_2$  — влагосодержание воздуха в сушилке.

Коэффициент массоотдачи на участке неустановившегося движения  $\beta_1$  определяют, исходя из формул [в кг/(м<sup>2</sup>·с) (кг/кг)]:

$$Nu_{D1} = 2 + Re^{0,6} Pr^{0,33} \quad (8.73)$$

где  $Re = \frac{\bar{d}_{3,2} \bar{v}_x}{\nu_r}$ ;  $Pr = \frac{\nu_r}{D}$ ;  $D$  — коэффициент диффузии паров жидкости в воздухе при  $\bar{t}_{1,2} = 0,5(t_1 + t_2)$ ;

$$\bar{\beta}_1 = \frac{Nu_{D1} D}{\bar{d}_{3,2}} \bar{\rho}_r$$

Коэффициент массоотдачи на участке установившегося движения находят из выражений [в кг/(м<sup>2</sup>·с) (кг/кг)]:

$$Nu_{D11} = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr^{0,53} \quad (8.74)$$

где  $Re = \frac{\bar{d}_{3,2} \bar{v}_{\text{виг}}}{\nu_r}$ .

$$\bar{\beta}_{11} = \frac{Nu_{D11} D}{\bar{d}_{3,2}} \bar{\rho}_r$$

Среднее значение коэффициента массоотдачи для всего аппарата [в кг/(м<sup>2</sup>·с) (кг/кг)]:

$$\bar{\beta} = \frac{\bar{\beta}_{11}}{1 - \frac{\bar{\beta}_{11}}{\bar{\beta}_1} \frac{\bar{S} \Delta X \bar{\tau}_{\text{гр}}}{W}} \quad (8.75)$$

Время, необходимое для процесса сушки материала (в с)

$$\bar{\tau} = \frac{W}{\bar{\beta} \bar{S} \Delta X} \quad (8.76)$$

Объем рабочей зоны аппарата определяется из соотношения (8.70)

$$V_k = \bar{\tau} F_k (\bar{v}_x + \bar{v}_{\text{виг}}) \quad (8.77)$$

Высота рабочей зоны цилиндрической части аппарата

$$H_k = \frac{V_k}{F} = \bar{\tau} (\bar{v}_x + \bar{v}_{\text{виг}}) \quad (8.78)$$

Учитывая то, что распыливающий диск устанавливают ниже свода сушильной камеры на высоту  $h_k \approx (0,5-1,5)$  м [123], общую высоту цилиндрической части аппарата нужно увеличить на эту величину. Геометрические размеры конической части камеры (если такая имеется) принимают из конструктивных соображений. Обычно угол при вершине конического днища сушилки принимают равным 60°.

#### 8.4. РАСЧЕТ КОМБИНИРОВАННЫХ СУШИЛОК

Специфика расчета комбинированных аэрофонтанной и циклонной сушилок, приводимого ниже, заключается в том, что в этих сушилках процесс сушки дисперсных материалов протека-

ет не в одном, а в двух аппаратах, расположенных последовательно. При этом газообразный теплоноситель проходит полностью только через второй аппарат, тогда как в первый аппарат поступает лишь часть теплоносителя.

При расчете комбинированных, как и других сушилок, задается производительность сушилки по готовому продукту  $G_2$ , кг/ч; начальная и конечная влажности материала  $\omega_n$  и  $\omega_k$ , %; температура  $t_0$  и относительная влажность наружного воздуха  $\varphi_0$ , %; начальная температура высушиваемого материала  $\theta_n$ , °С; температура газа на входе в сушилку по первому  $t_1'$  и второму  $t_1''$  каналам, °С; температура газа  $t_2$  на выходе из сушильной установки, °С.

Для расчета комбинированных сушилок первоначально составляют материальный и тепловой балансы всей сушильной установки. Для этого определяют: общее количество испаряемой влаги  $W$  — соотношение (8.2); производительность сушилки по исходному продукту  $G_1$  — соотношение (8.3); начальное и конечное влагосодержание материала  $U_n$  и  $U_k$  — соотношения (8.5) и (8.6); расход тепла на испарение влаги  $Q_{\text{исп}}$  — соотношение (8.8); расход тепла на нагревание материала  $Q_m$  — соотношение (8.8); при этом температуру можно ориентировочно определить по соотношению  $\theta_k = t_2 - (5-10)$  °С; потери тепла в окружающую среду  $Q_n$  — соотношения (8.12) и (8.13); расход тепла на дегидратацию связанной влаги и другие эндотермические процессы  $Q_d$ ; абсолютное начальное влагосодержание воздуха  $X_0 = X_1$  — соотношение (8.15); энтальпию наружного воздуха  $I_0$  — соотношение (8.16); энтальпию воздуха, поступающего в сушилку (в кДж/кг)

$$I_1 = \gamma [\bar{c}_r t_1' + (r_n + \bar{c}_n t_1') X_1] + (1 - \gamma) [\bar{c}_r t_1'' + (r_n + \bar{c}_n t_1'') X_1] \quad (8.79)$$

где  $\gamma$  — коэффициент, характеризующий массовую долю расхода воздуха по первому каналу сушилки в общем расходе воздуха. Для предварительных расчетов можно принять  $\gamma = 0,4-0,6$ .

Теплоемкость газа  $c_r$  и пара  $c_n$  рассчитывают по среднему значению температуры

$$\bar{t}_{1,0} = 0,5 \left( \frac{t_1' + t_1''}{2} + t_0 \right)$$

энтальпию воздуха, выходящего из сушилки  $I_2$  — по соотношению (8.19); общий расход воздуха в сушилке  $L$  — соотношению (8.14); абсолютное влагосодержание воздуха после сушилки  $X_2$  — соотношению (8.21).

После уточнения коэффициента  $\gamma$  по соотношению  $\gamma = L'/L$  ( $L'$  — расход воздуха по первому каналу) можно произвести повторный тепловой расчет сушилки.

Энтальпия воздуха, поступающего по первому каналу (в кДж/кг)

$$I_1' = \bar{c}_r t_1' + (r_n + \bar{c}_n t_1') X_1 \quad (8.80)$$

Энтальпия воздуха, поступающего по второму каналу (в кДж/кг)

$$I_1'' = \bar{c}_p t_1'' + (r_n + \bar{c}_n t_1'') X_1 \quad (8.81)$$

Расход тепла на нагревание воздуха, поступающего по первому каналу (в кДж/ч)

$$Q' = \gamma L (I_1' - I_0) \quad (8.82)$$

Расход тепла на нагревание воздуха, поступающего по второму каналу (в кДж/ч)

$$Q'' = (1 - \gamma) L (I_1'' - I_0) \quad (8.83)$$

Расчет комбинированных циклонных сушилок. Рабочий объем циклонной камеры можно определить из соотношения (в м<sup>3</sup>)

$$V_k = W/q_w \quad (8.84)$$

где  $q_w$  — удельное напряжение сушилки по испаренной влаге, равное 20—50 кг/(м<sup>3</sup>·ч); этот показатель определяется экспериментально в лабораторных или полупромышленных условиях.

Диаметр камеры (в м)

$$D_k = 0,737 \sqrt[3]{V_k} \quad (8.85)$$

Диаметр подсушителя (в м)

$$D_n = 0,5 D_k \quad (8.86)$$

Скорость газа в верхней части подсушителя принимают из соотношения (в м/с)

$$v_n = (2 + 3) \bar{v}_{\text{внт}} \quad (8.87)$$

где  $\bar{v}_{\text{внт}}$  — скорость витания частиц продукта максимального диаметра  $d_{\text{max}}$ , м/с.

Скорость витания рассчитывают по соотношениям (8.26) и (8.28) [6, 7, 87] при параметрах газа, отнесенных к условиям выхода его из подсушителя.

Учитывая, что влагосодержание воздуха, выходящего из подсушителя, близко к состоянию насыщения  $\varphi_0 \approx 1$ , абсолютное влагосодержание его можно определить по соотношению (в кг/кг)

$$X_2' = 0,622 \frac{p_{\text{нас}}}{p - p_{\text{нас}}} \quad (8.88)$$

где  $p$  — абсолютное давление в подсушителе, кПа;  $p_{\text{нас}}$  — давление насыщенных паров, кПа.

Температура газа на выходе из подсушителя  $t_2'$  при сушке высоковлажных материалов с поверхностной влагой может быть принята равной температуре адиабатического насыщения газа  $t_m'$ , имеющего начальную температуру  $t_1'$  и влагосодержание  $X_1$ .

При сушке материалов, имеющих сравнительно невысокую начальную влажность ( $w_n < 20\%$ ), значительное количество ко-

горой приходится на связанную влагу, параметры воздуха, выходящего из подсушителя, будут отличаться от указанных выше. Не внося существенных погрешностей в дальнейшие расчеты, можно принять для этого случая  $t_2' \approx t_m' + (10 - 15^\circ\text{C})$ .

Плотность влажного газа на выходе из подсушителя (в кг/м<sup>3</sup>)

$$\rho'_{r_2} = \frac{215,5}{(273 + t_2')} \frac{1 + X_2'}{(0,622 + X_2')} \quad (8.89)$$

Тогда массовый расход газа в подсушителе в пересчете на абсолютно сухой воздух составит (в кг/ч)

$$L' = 3600 \frac{\pi}{4} D_n^2 v_n \rho'_{r_2} \quad (8.90)$$

Уточненное значение коэффициента  $\gamma$  (в кг/ч)

$$\gamma = L'/L \quad (8.91)$$

Массовый расход газа по второму каналу сушки (в кг/ч)

$$L'' = L - L' \quad (8.92)$$

Плотность газа на входе в сушилку по второму каналу (в кг/м<sup>3</sup>)

$$\rho''_{r_1} = \frac{215,5}{(273 + t_1'')} \frac{1 + X_1''}{(0,622 + X_1'')} \quad (8.93)$$

Объемный расход воздуха на входе в циклонную камеру по второму каналу (в м<sup>3</sup>/ч)

$$V_1'' = L''/\rho''_{r_1} \quad (8.94)$$

Объемный расход воздуха на входе в циклонную камеру по первому каналу (в м<sup>3</sup>/ч)

$$V_2' = L'/\rho'_{r_2} \quad (8.95)$$

Размеры штуцера для ввода воздуха в циклонную камеру по первому и второму каналам определяют по расходам воздуха  $V_2'$  и  $V_1''$  из условия средних скоростей воздуха 15—25 м/с. Плотность газа на выходе из циклонной сушилки (в кг/м<sup>3</sup>)

$$\rho''_{r_2} = \frac{215,5}{(273 + t_2'')} \frac{1 + X_2''}{(0,622 + X_2'')} \quad (8.96)$$

Объемный расход воздуха на выходе из циклонной камеры (в м<sup>3</sup>/ч)

$$V_2'' = L/\rho''_{r_2}$$

Диаметр выходной трубы циклонной камеры принимают из условий скорости газа в ней 15—20 м/с.

Расчет комбинированных аэрофонтанных сушилок. При расчете аэрофонтанных сушилок рабочий объем аэрофонтан-

ной камеры можно определять по эмпирической зависимости (в м<sup>3</sup>)

$$V_k = W/q_w \quad (8.97)$$

где  $q_w$  — удельное напряжение сушильного объема по испаренной влаге, принимаемое на основании экспериментальных лабораторных данных.

Другой способ определения диаметра аэрофонтанной камеры заключается в использовании уравнения [103]

$$\frac{D_k}{d} = A \left( \frac{w_n}{w_k} \right)^{-1,82} \left( \frac{T_n}{T_{м.т} T_k} \right)^{3,1} \left( \frac{L}{G_1} \right)^{0,91} \quad (8.98)$$

где  $T_n$  — начальная температура газа, поступающего в сушилку, К;

$$T_n = 273 + \frac{t_1' + t_1''}{2}$$

$T_k$  — конечная температура газа, выходящего из сушилки, К;

$$T_k = t_2 + 273$$

$T_{м.т}$  — температура мокрого термометра, соответствующая температуре  $T_n$ ;  $d$  — средний диаметр частиц высушиваемого материала, м;  $A$  — константа, определяемая экспериментально на лабораторной установке.

По величине  $D_k$  можно определить все оптимальные размеры аэрофонтанной камеры и подсушителя, пользуясь ГОСТом на комбинированные аэрофонтанные сушилки, разработанные НИИхиммашем. Диаметр подсушителя выбирают в пределах  $D_n = 0,4 - 0,5 D_k$ . Высота подсушителя  $H_n = 2 - 3 D_n$ . Высота цилиндрической части аэрофонтанной камеры  $H_{к.ц} = 0,4 - 0,5 D_k$ . Высота конической части камеры  $H_{к.к} \approx 1,5 D_k$ . Расход теплоносителя по первому и второму каналам комбинированной аэрофонтанной сушилки рассчитывается так же, как для комбинированной циклонной сушилки, по методике, изложенной выше. Диаметр патрубка на входе в аэрофонтанную камеру из подсушителя рассчитывают из условия скорости газа в нем 30—40 м/с. Размер кольцевого зазора между патрубком и стенками камеры рассчитывают из условия скорости воздуха в нем, подаваемого по второму каналу, 40—55 м/с.

### 8.5. РАСЧЕТ СУШИЛОК С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

При расчете сушилок с псевдоожженным слоем в качестве исходных данных задают следующие показатели процесса: производительность по готовому продукту  $G_2$ , кг/ч; начальную и конечную влажность материала  $w_n$  и  $w_k$ , %; температуры воздуха: наружного  $t_0$ , на входе в сушилку  $t_1$  и выходе из нее  $t_2$ , °С; начальную  $\theta_n$  и конечную  $\theta_k$  температуры материала. Как показывают результаты экспериментов, можно принимать

$$\theta_k = t_2 - (3 - 5^\circ\text{C})$$

Используя соотношения, приведенные в разделе 8.1, определяют: количество испаренной влаги  $W$ , кг/ч; начальное и конеч-

ное влагосодержание материала  $U_n$  и  $U_k$ , кг/кг; массовый расход газообразного теплоносителя  $L$ , кг/кг; влагосодержание воздуха перед сушилкой  $X_1$  и после нее  $X_2$ , кг/кг; энтальпию газа на входе в сушилку  $I_1$  и на выходе из нее  $I_2$ , кДж/кг; средний объемный расход воздуха в сушилке  $V$ , м<sup>3</sup>/ч; расход тепла в нагревательном устройстве  $Q$ , кДж/ч.

Для расчета геометрических размеров аппарата с кипящим слоем рассчитывают критическую скорость псевдоожжения для частиц материала максимального размера  $d_{\max}$  по соотношению [87]

$$Re_{кр} = \frac{Ag}{1400 + 5,22 \sqrt{Ag}} \quad (8.99)$$

где  $Ag = \frac{gd_{\max}^3(\rho_m - \rho_g)}{\bar{\nu}^2 \rho_g}$ ,  $\rho_m$  — плотность материала, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_g$  — средняя плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $\bar{\nu}$  — средняя кинематическая вязкость газа, м<sup>2</sup>/с.

Критическая скорость (в м/с)

$$v_{кр} = \frac{Re_{кр} \bar{\nu}}{d_{\max}} \quad (8.100)$$

Для обеспечения устойчивого режима псевдоожжения средней скоростью газа в аппарате

$$\bar{v} = (2 - 3) v_{кр} \quad (8.101)$$

Тогда площадь газораспределительной решетки аппарата (в м<sup>2</sup>)

$$F = V/\bar{v} \quad (8.102)$$

Коэффициент межфазного теплообмена для частиц материала, имеющих средний объемноповерхностный размер  $\bar{d}_{3,2}$ , определяется из уравнения

$$Nu = 0,4 \left( \frac{Re}{\varepsilon} \right)^{0,67} Pr^{0,33} \quad (8.103)$$

где  $\varepsilon$  — средний коэффициент порозности слоя, величина которого для интенсивного псевдоожженного слоя составляет 0,55—0,7.

$$Re = \frac{\bar{v} \bar{d}_{3,2}}{\nu} \quad (8.104)$$

$Pr = \bar{\nu}/a$  — число Прандтля;  $a$  — коэффициент температуропроводности газа при  $\bar{t}_{1,2} = 0,5(t_1 + t_2)$ , °С.

Коэффициент межфазного теплообмена [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)]

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{\bar{d}_{3,2}} \quad (8.105)$$

где  $\lambda$  — коэффициент теплопроводности газа при  $\bar{t}_{1,2}$ .

Средний температурный напор теплопереноса, если считать дисперсный материал в слое идеально перемешанным, составит

$$\Delta t = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - \theta_k}{t_2 - \theta_k}} \quad (8.106)$$

Количество тепла, полезно используемого в сушилке (из соотношений (8.7), (8.8) и (8.9))

$$Q_{\text{п}} = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{м}} + Q_{\text{д}}$$

Требуемая поверхность дисперсного материала в сушилке (в м<sup>2</sup>)

$$S = \frac{Q_{\text{п}}}{3,6\alpha\Delta t} \quad (8.107)$$

Объем слоя материала в сушилке

$$V_{\text{сл}} = \frac{\bar{d}_{\text{с.з}}}{6\varphi_{\text{s}}(1-\varepsilon)} S \quad (8.108)$$

где  $\varphi_{\text{s}}$  — коэффициент формы частиц материала.

Минимальная высота слоя материала в аппарате (в м)

$$H_{\text{сл, мин}} = V_{\text{сл}}/F_{\text{ап}} \quad (8.109)$$

Реальную высоту слоя материала в аппарате обычно выбирают больше  $H_{\text{сл, мин}}$ , чтобы обеспечить необходимую среднюю продолжительность пребывания материала в аппарате  $\bar{\tau}$ , которую оценивают по экспериментальным данным. Высоту слоя материала, обеспечивающую требуемую среднюю продолжительность процесса сушки, можно оценить по соотношению (в м)

$$H'_{\text{сл}} = \frac{G_{\text{s}}\bar{\tau}}{\rho_{\text{м}}F_{\text{ап}}(1-\varepsilon)} \quad (8.110)$$

Учитывая, что реальное время пребывания отдельных частиц в сушилке отличается от  $\bar{\tau}$ , а также необходимость повышения гидродинамической стабильности слоя, высоту слоя материала в аппарате выбирают с некоторым запасом

$$H_{\text{сл}} = (1,5 \div 2) H'_{\text{сл}}$$

При этом должно обеспечиваться условие

$$H_{\text{сл}} > H_{\text{сл, мин}}$$

Гидравлическое сопротивление слоя материала при стационарном режиме определяют по соотношению (в Па)

$$\Delta P = \rho_{\text{м}}(1-\varepsilon)gH_{\text{сл}} \quad (8.111)$$

Перепад давления на решетке для обеспечения равномерного распределения газа должен быть не менее 1000 Па. Площадь поперечного сечения сепарационной зоны сушилки принимают на 20—30% больше площади решетки.

## 8.6. РАСЧЕТ БАРАБАННОЙ СУШИЛКИ (ПРЯМОТОЧНОЙ С РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНОЙ НАСАДКОЙ)

При расчете барабанной сушилки по заданной производительности (готовому продукту)  $G_2$ , начальной и конечной влажности  $w_{\text{н}}$  и  $w_{\text{к}}$  продукта, при известных значениях  $t_0$ ,  $t_1$ ,  $t_2$ ,  $\varphi_0$  и  $\theta_{\text{н}}$  определяют: количество испаряемой влаги  $W$ , кг/ч — по соотношению (8.2); начальное и конечное влагосодержание материала  $U_{\text{н}}$  и  $U_{\text{к}}$  (по соотношениям (8.5) и (8.6); энтальпию газа  $I$  — по соотношениям (8.15), (8.16) и (8.18); массовый расход газообразного теплоносителя  $L$  — по соотношению (8.13); абсолютное влагосодержание воздуха перед сушилкой  $X_1$  и после нее  $X_2$  — по соотношениям (8.14) — (8.20); средний объемный расход воздуха в сушилке  $V$  — по соотношению (8.21); расход тепла  $Q$  и пара  $D$  на нагревание воздуха, поступающего в сушилку — по соотношениям (8.21) и (8.22).

Унос материала из сушилки с отработанным теплоносителем составит (в кг/ч)

$$G_{\text{ун}} = kG_2 \quad (8.112)$$

где  $k$  — коэффициент уноса материала.

Принимая напряжение рабочего объема барабана по испаренной влаге  $q_{\text{в}}$  в пределах 9—11 кг/(м<sup>3</sup>·ч), определяют рабочий объем аппарата (в м<sup>3</sup>):

$$V_{\text{ап}} = W/q_{\text{в}} \quad (8.113)$$

По нормальям НИИхиммаша находят габариты рабочего объема  $D_{\text{ап}}$  и  $l_{\text{ап}}$ , по которым корректируют объем выбранного аппарата (в м<sup>3</sup>)

$$V_{\text{ап}} = \frac{\pi}{4} D_{\text{ап}}^2 l_{\text{ап}} \quad (8.114)$$

и напряжение по испаренной влаге [в кг/(м<sup>3</sup>·ч)]

$$q_{\text{в}} = W/V_{\text{ап}} \quad (8.115)$$

Время пребывания материала в аппарате определим по формуле [66]: (в с)

$$\tau = \frac{2\beta_{\text{м}}\rho_{\text{н, м}}(w_{\text{н}} - w_{\text{к}})}{q_{\text{в}}[200 - (w_{\text{н}} - w_{\text{к}})]} \quad (8.116)$$

где  $\beta_{\text{м}}$  — коэффициент заполнения барабана материалом;  $\rho_{\text{н, м}}$  — средняя насыщенная плотность материала.

Объем материала в барабане (в м<sup>3</sup>)

$$V_{\text{м}} = \frac{\tau(G_1 + G_2 - G_{\text{ун}})}{2\rho_{\text{н, м}}} \quad (8.117)$$

Уточненное значение коэффициента заполнения барабана материалом

$$\beta_{\text{м}} = V_{\text{м}}/V_{\text{ап}} \quad (8.118)$$

Скорость вращения барабана при заданном угле  $\gamma$  его наклона

$$n = \frac{mk_{\text{ап}}}{\tau D_{\text{ап}} \text{tg } \gamma} \quad (8.119)$$

где  $m, k$  — коэффициенты, принимаемые по таблице.

Скорость воздуха в свободном сечении барабана (в м/с)

$$v = \frac{V}{0,785(1 - \beta_m - \beta_n) D_{\text{ап}}^2} \quad (8.120)$$

где  $\beta_n$  — коэффициент заполнения барабана насадкой.

По средней скорости газа в свободном сечении барабана при известном дисперсном составе продукта можно оценить количество материала, выносимого газом из сушилки.

### 8.7. РАСЧЕТ ЛЕНТОЧНЫХ СУШИЛОК

При расчете ленточных сушилок задаются следующие параметры: производительность сушилки по высушенному продукту  $G_2$ , кг/ч; начальная  $w_n$  и конечная  $w_k$  влажность материала, %.

Количество влаги, испаряемой в сушилке,  $W$  определяется по соотношению (8.2), производительность сушилки по исходному материалу — по соотношению (8.3). Площадь ленточной сушилки (в м<sup>2</sup>)

$$F = G_2/q \quad (8.121)$$

где  $q$  — удельная производительность сушилки по сухому продукту, кг/(м<sup>2</sup>·ч).

Величину  $q$  обычно определяют из опыта или оценивают по таблицам [90].

Общая длина лент сушилки (в м)

$$l = F/b \quad (8.122)$$

где  $b$  — ширина ленты, м.

Число лент сушилки

$$z = l/l' \quad (8.123)$$

где  $l'$  — длина одной секции сушилки, м.

По полученным значениям  $b, l'$  и  $z$  подбирают ленточную сушилку соответствующего типоразмера согласно нормали ОН-26-01-14-65. При использовании в ленточной сушилке формующего вальца частоту вращения последнего определяют как (в об/мин)

$$n = \frac{G_1}{0,75 \cdot 60 V \rho_{\text{вл, м}}} \quad (8.124)$$

где 0,75 — коэффициент заполнения канавок вальца материалом;  $\rho_{\text{вл, м}}$  — плотность влажного материала, кг/м<sup>3</sup>;  $V$  — рабочий объем канавок вальца, м<sup>3</sup>.

Ленточная сушилка состоит из следующих основных частей: сушильной камеры, внутренних калориферов, выносного калорифера, циркуляционных вентиляторов, головного и хвостового вентиляторов, транспортных лент. Для расчета необходимо предварительно задаться конечной влажностью воздуха  $\varphi_2$  в пределах 45—60% и температурой отходящего воздуха  $t_2 = 60—80^\circ\text{C}$ . Температуру воздуха  $t_1$ , подаваемого в сушилку, выбирают в зависимости от схемы работы сушилки и допустимой температуры нагревания материала. Начальное влагосодержание воздуха определяют по соотношению (8.15). Суммарный расход тепла в сушилке находят из соотношений (8.7), (8.8)—(8.13). Количество тепла  $Q_{\text{тр}}$ , расходуемого на подогрев транспортных устройств, определяют, как (в кДж/ч)

$$Q_{\text{тр}} = k_{\text{тр}} G_{\text{тр}} \bar{c}_{\text{тр}} (\theta''_{\text{тр}} - \theta'_{\text{тр}}) \quad (8.125)$$

где  $G_{\text{тр}}$  — масса транспортных устройств, кг;  $k_{\text{тр}}$  — кратность циркуляции транспортных устройств в сушилке, определяемая по скорости и длине транспортирующих лент, ч<sup>-1</sup>;  $\bar{c}_{\text{тр}}$  — средняя теплоемкость транспортных устройств, кДж/(кг·К);  $\theta''_{\text{тр}}$  и  $\theta'_{\text{тр}}$  — температура транспортных устройств до и после сушилки, К.

Потери тепла в ленточной сушилке в окружающую среду можно условно принять равными

$$Q_{\text{п}} = (0,1 \div 0,15) Q_{\text{исп}}$$

Количество газа, поступающего в сушильную установку, определяют из соотношений (8.14), (8.16) и (8.19). Продолжительность сушки материала на ленточных сушилках определяют на модельной установке. Приближенную оценку продолжительности сушки можно дать исходя из соотношения (в ч)

$$\tau = \frac{w_n - w_p}{N} + \frac{0,56 w_n}{N} \left[ 1 + 2,3 \text{lg} \frac{1,8(w_n - w_p)}{w_n} \right] \quad (8.126)$$

где  $w_p$  — равновесная влажность материала, %;  $N$  — скорость сушки материала в период постоянной скорости, %/ч

$$N = \frac{mS}{\rho_{\text{с, м}} V} \quad (8.127)$$

$S$  — поверхность материала на ленте, м<sup>2</sup>;  $V$  — объем материала на ленте, м<sup>3</sup>;  $\rho_{\text{с, м}}$  — плотность сухого материала, кг/м<sup>3</sup>;  $m$  — интенсивность испарения влаги с поверхности материала, кг/(м<sup>2</sup>·ч);

$$m = \text{Nu}' \frac{D_p}{d_{3,2}} (\rho_n - \rho_c) \frac{10^5}{B} \quad (8.128)$$

$D_p$  — коэффициент диффузии влаги в воздухе, кг/(м·ч·Па);  $d_{3,2}$  — средний размер частиц материала;  $\rho_n$  — парциальное давление водяного пара у поверхности испарения, Па;  $\rho_c$  — парциальное давление водяного пара в окружающей среде, Па;  $B$  — барометрическое давление, Па;  $\text{Nu}'$  — диффузионный критерий Нуссельта;

$$\text{Nu}' = \frac{\beta}{D_p} d_{3,2}$$

$\beta$  — коэффициент массопереноса, кг/(м<sup>2</sup>·ч·Па);

$$Nu' = A Re^n Pr^{0,83} Gu^{0,185} \quad (8.129)$$

$$Re = \frac{v d_{2,8}}{\nu}$$

$v$  — скорость движения воздуха, м/с;  $\nu$  — кинематическая вязкость воздуха, м<sup>2</sup>/с;  $Pr$  — число Прандтля (для воздуха 0,73);  $Gu$  — число Гухмана;

$$Gu = \frac{t_1 - t_{m,т}}{t_1}$$

$t_{m,т}$  — температура воздуха, поступающего в сушилку, по мокрому термометру, °С;  $A$  и  $n$  — постоянные, зависящие от числа  $Re$ :

$Re$	$A$	$n$
1—200	0,9	0,5
200—6·10 <sup>3</sup>	0,87	0,54
6·10 <sup>3</sup> —7·10 <sup>4</sup>	0,35	0,65

При оценке продолжительности сушки по экспериментальным данным, полученным на модельной установке, предварительно рассчитывают коэффициент сушки  $K$ , выражаемый количеством влаги, испаряемой в единицу времени единицей массы материала (в пересчете на сырую массу его), 1/ч. Тогда продолжительность сушки в период постоянной скорости (в ч)

$$\tau_1 = \frac{1}{K} (U_n - U_{кр}) \quad (8.130)$$

а в период падающей скорости (в ч)

$$\tau_2 = \frac{U_{кр} - U_p}{K} 2,3 g \frac{U_{кр} - U_p}{U_{кр} - U_p} \quad (8.131)$$

где  $U_{кр}$  и  $U_p$  — соответственно критическое и равновесное влагосодержание материала.

Общая продолжительность сушки (в ч)

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 \quad (8.132)$$

По известной продолжительности сушки и длине сушилки можно определить скорость движения ленты (в м/с)

$$u_n = \frac{l}{3600\tau} \quad (8.133)$$

Расход тепла на нагревание воздуха в калорифере определяют по соотношению (8.23), а расход пара в калорифере — по соотношению (8.24). При наличии встроенных калориферов полный расход тепла распределяется между встроенными и выносными калориферами. Встроенные калориферы рассчитывают для каждой зоны в отдельности по количеству испаренной в ней влаги и количеству циркулирующего воздуха.

где  $Q$  — количество тепла, на которое рассчитан калорифер, кДж/ч;  $K$  — коэффициент теплопередачи, определяемый по справочнику [125, 126], Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $T_n$  — температура пара в трубах калорифера, К;  $T_{1,2}$  — средняя температура воздуха в калорифере, К.

Поверхность нагрева калориферов находят из уравнения (в м<sup>2</sup>)

$$F = \frac{Q}{K(T_n - T_{1,2})} \quad (8.134)$$

## глава 9

### ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ РАБОТЫ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

#### 9.1. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ

На проведение любого технологического процесса требуются затраты энергии. Эта энергия может подводиться в различных формах: в виде механической работы, электрической энергии, теплового потока, электромагнитного излучения и т. д. От того, насколько полно используется подведенная энергия, зависит интенсивность и экономичность протекания процесса. Все виды энергии можно разделить на две группы. К первой относятся такие виды энергии, которые способны полностью переходить в любые другие виды энергии. Как правило, эти виды энергии связаны с направленным движением всего тела или отдельных его частиц, например кинетическая энергия тела, движущегося в гравитационном поле, энергия электронов, текущих по проводнику, энергия заряженных частиц, движущихся в электромагнитном поле, и т. д. Ко второй группе относится внутренняя энергия вещества, связанная с хаотическим тепловым движением молекул, энергия химических связей, а также энергия, передаваемая в виде теплового потока. Эти виды энергии не могут полностью перейти в другие виды.

Первый закон термодинамики, являющийся одним из выражений закона сохранения энергии, позволяет составить энергетический баланс в процессах, связанных с подводом или отводом энергии в форме теплового потока или в виде работы. Однако он ничего не говорит о направлении протекания этих процессов. Это направление, как известно, устанавливается вторым законом термодинамики, одна из формулировок которого гласит: теплота сама собой переходит лишь от тела с более высокой температурой к телу с более низкой температурой, но никогда наоборот... Или, в соответствии с молекулярно-кинетической теорией, самопроизвольно могут протекать только те процессы, в которых система из менее вероятного состояния переходит в более вероятное (формулировка второго закона термодинамики, данная Л. Больцманом). Мерой термодинамиче-

ской вероятности системы является энтропия

$$dS = \frac{\delta Q}{T} \quad (9.1)$$

где  $dS$  — полный дифференциал энтропии системы;  $\delta Q$  — бесконечно малое количество теплоты;  $T$  — температура.

Если система находится в равновесии, то ее энтропия не меняется, и приращение энтропии равно нулю. Всякое изменение состояния системы связано с изменением ее энтропии; при этом все естественные процессы идут с увеличением энтропии. Любой процесс идет до тех пор, пока не наступит термодинамическое равновесие. При этом может быть совершена определенная полезная работа. После достижения состояния равновесия обмен энергией между телами, а следовательно, и совершение работы, прекращается. Очевидно, что максимальная работа от системы может быть получена при переходе всех частей системы из первоначального состояния в состояние равновесия с окружающей средой. Эта максимальная работа и получила название *эксергии*.

Это понятие лежит в основе раздела термодинамики, получившего название *термодинамического* или *эксергетического анализа*. Эксергетический анализ позволяет не только учитывать количество энергии, потребляемой и отдаваемой системой, но и качество этой энергии, т. е. способность этой энергии быть превращенной в полезную работу.

Необходимо четко различать понятия «энергия» и «эксергия». В то время как энергия является одним из фундаментальных философских понятий, отражающих объективные свойства материи, «эксергия» является термодинамическим понятием, введенным для удобства анализа термодинамических систем. Это не значит, однако, что эксергия является чистой абстракцией. Наоборот, она может иметь вполне реальное материальное и стоимостное выражение в виде массы топлива, которое необходимо сжечь для получения единицы эксергии или стоимости этого топлива в рублях. Между тем, энергия часто не имеет никакой реальной стоимости (как, например, оценить стоимость энергии солнечного излучения, поступающего на землю, или внутреннюю энергию воздуха?).

Согласно закону сохранения энергии, энергия не возникает и не исчезает, она только переходит из одной формы в другую (переходы материи в энергию и обратно, изучаемые квантовой физикой, здесь не рассматриваются). Эксергия же, наоборот, полностью исчезает при достижении состояния равновесия с окружающей средой. Поэтому закона сохранения эксергии быть не может.

Ранее эксергия была определена как работа, которую можно получить от системы при переходе ее от данного состояния в состояние равновесия с окружающей средой. Более полную и точную формулировку эксергии дал Я. Шаргут [148]: «Эксер-

гия материи является максимальной работой, которую эта материя совершает в обратимом процессе с окружающей средой в качестве источника даровых тепла и вещества, если в конце этого процесса все участвующие в нем виды материи приходят в состояние термодинамического равновесия со всеми компонентами окружающей среды».

В этой формулировке необходимо обратить внимание на два момента. Первое, максимальная работа может быть получена только в обратимом процессе. Такой процесс теоретически можно осуществить при бесконечно малом перепаде температур между источником тепла и его приемником. Все реальные процессы происходят при конечной разности температур и, следовательно, являются необратимыми. Поэтому полученная в них работа будет меньше максимально возможной. Однако для оценки полученной работы ее надо сравнивать с максимально возможной в данном процессе, т. е. с эксергией.

Второе, на что необходимо обратить внимание, это то, что процесс совершается с использованием окружающей среды в качестве источника даровых тепла и вещества. Это значит, что максимальная работа может быть получена только при взаимодействии материи с окружающей средой. Так, для того, чтобы получить эксергию топлива, необходимо использовать определенное количество кислорода из окружающей среды. Если же для горения использовать чистый кислород, то, хотя полученное количество тепла будет больше, суммарная эксергия будет меньше, так как для получения чистого кислорода из воздуха необходимо затратить определенную работу, а следовательно, эксергию. Аналогично и с теплом. При нагреве какого-нибудь тела тепло необходимо подводить только для повышения его температуры выше температуры окружающей среды, а до температуры окружающей среды нагрев происходит за счет тепла, отбираемого от этой среды.

Помимо приведенного выше определения эксергии существуют и другие. Так, З. Рант определил эксергию как часть энергии, которую можно превратить в любой другой вид энергии. Таким образом, по Ранту, всякая энергия  $\mathcal{E}$  состоит из двух частей: одной части, которая может быть превращена в любой другой вид энергии, т. е. эксергии  $E$ , и другой части, которая ни в какой другой вид энергии, в том числе и в механическую работу, превращена быть не может. Эту часть Рант назвал «анергией»  $A$  (от греческого *erg* — работа и отрицательной частицы «а»). Таким образом

$$\mathcal{E} = E + A \quad (9.2)$$

Это деление энергии на эксергию  $E$  и анергию  $A$  является весьма наглядным и вполне допустимым для тех случаев, когда первоначальная температура тела выше температуры окружающей среды.

Эксергия измеряется в тех же единицах, что и энергия и работа, т. е. в кДж (в системе СИ) или ккал (во внесистемных



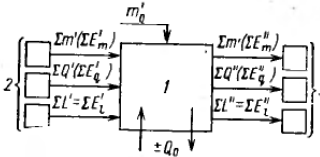


Рис. 9.1. Схема материальных, энергетических и эксергетических потоков:

1 — анализируемый объект; 2 — источники потоков вещества, тепловых потоков и работы; 3 — приемники потоков вещества, тепловых потоков и работы.

единицах). Эксергия потока тепла или вещества соответственно в кДж/с, кВт или ккал/ч. Соотношение между этими единицами:

- 1 ккал = 4,19 кДж
- 1 кДж = 0,239 ккал
- 1 ккал/ч = 1,163 · 10<sup>-3</sup> кВт
- 1 кВт = 860 ккал/ч

Поскольку величина эксергии отсчитывается от состояния термодинамического равновесия с окружающей средой, необходимо, прежде всего, определить, что понимать под термином «окружающая среда». Для промышленных установок в качестве окружающей среды принимают окружающий их атмосферный воздух. Как явствует из самого понятия, эксергия окружающей среды равна нулю.

Температура окружающей среды принимается постоянной и не зависящей от работы рассматриваемого оборудования. На практике это условие не всегда соблюдается. Очень часто тепловые потоки через ограждение теплотехнической установки (топки, сушилки и т. д.) вызывают значительное повышение температуры воздуха в помещении, где она установлена. Тем не менее, температуру окружающей среды необходимо признать такой, какой она была бы без нагрева от работающей установки, а нагрев воздуха помещения рассматривать как дополнительную потерю эксергии. Для установок, работающих на открытом воздухе, температура которого зависит от времени суток и времени года, необходимо либо рассчитывать потери эксергии для различных периодов, либо брать какую-то усредненную температуру окружающей среды.

Анализируемый объект необходимо мысленно выделить из окружающей среды с помощью контрольной балансовой поверхности. В зависимости от цели анализа этой поверхностью выделяют весь объект или только его часть. Например, при анализе сушильной установки можно выделить всю установку, либо только сушильную камеру. Необходимо только, чтобы эта поверхность оставалась неизменной на все время анализа.

Кроме анализируемого объекта и окружающей среды в анализе могут участвовать и другие объекты, с которыми данный объект может обмениваться так же, как и с окружающей средой, потоками вещества и энергии. Схематически этот процесс представлен на рис. 9.1. Для каждого объекта можно составить материальный энергетический (тепловой) и эксергетический ба-

лансы. Материальный баланс для объекта, изображенного на рис. 9.1, будет

$$\sum m' + m'_0 = \sum m'' \pm \Delta m \quad (9.3)$$

где  $\Sigma m'$ ,  $\Sigma m''$  — суммы материальных потоков, входящих в объект и выходящих из него;  $m'_0$  — поток вещества, поступающего из окружающей среды;  $\Delta m$  — изменение массы вещества в объекте.

Для стационарного процесса  $\Delta m = 0$ . Если объединить поток массы из окружающей среды (он может быть равен и нулю) с остальными потоками, то материальный баланс примет вид

$$\sum m' = \sum m'' \quad (9.4)$$

Энергетический баланс соответственно

$$\sum Q' + \sum L' = \sum Q'' + \sum L'' + Q_0 \quad (9.5)$$

где  $\Sigma Q'$  и  $\Sigma Q''$  — сумма потоков тепла, входящих в объект и выходящих из него;  $\Sigma L'$  и  $\Sigma L''$  — сумма работ, подводимых к объекту и получаемых от него;  $Q_0$  — тепло, отдаваемое в окружающую среду или получаемое из нее.

Если объект обменивается с другими объектами энергией только в форме тепла, то баланс примет вид

$$\sum Q' = \sum Q'' \pm Q_0 \quad (9.6)$$

Такой баланс обычно называется тепловым.

Для потоков эксергии баланс, аналогичный балансу вещества или энергии, составить нельзя. Это связано с тем, что всякий реальный процесс является необратимым и, следовательно, сопровождается потерями эксергии. Поэтому уравнение потоков эксергии имеет вид неравенства

$$\sum E'_m + \sum E'_q + \sum E'_l > \sum E''_m + \sum E''_q + \sum E''_l \quad (9.7)$$

где  $E'_m$  и  $E''_m$  — эксергии входящих в объект и выходящих из него потоков вещества;  $E'_q$ ,  $E''_q$  — эксергии входящих в объект и выходящих из него потоков тепла;  $E'_l$ ,  $E''_l$  — эксергии работ, подводимых к объекту и получаемых от него.

Или, в самом общем виде:

$$\sum E' > \sum E'' \quad (9.8)$$

Чтобы неравенство (9.8) превратить в тождество, необходимо к его правой части добавить величину потерь эксергии  $\Delta E_s^n$ , обусловленных необратимостью процессов. Эти потери можно подсчитать по уравнению Гюи — Стодоли

$$\sum \Delta E_s^n = T_0 \sum \Delta S \quad (9.9)$$

где  $\Sigma \Delta S$  — изменение энтропии всех веществ, участвующих в процессе; индекс «s» означает, что потери связаны с возрастанием энтропии;  $T_0$  — абсолютная температура окружающей среды.



Рис. 9.2. Диаграмма Грассмана для потоков эксергии.

Тогда неравенство (9.8) примет вид

$$\sum E' = \sum E'' + \sum \Delta E_s^n \quad (9.10)$$

или

$$\sum E'' = \sum E' - \sum \Delta E_s^n = \sum E' - T_0 \sum \Delta S \quad (9.11)$$

Так как в реальных процессах всегда  $\Delta S > 0$ , то  $\Sigma E'' < \Sigma E'$ , т. е. эксергия, полученная на выходе из объекта, всегда меньше поступившей в него. В частном случае может быть  $\Sigma E'' = 0$ , т. е. вся затраченная эксергия потеряна вследствие необратимости процессов.

Выражение вида (9.10) обычно и называют *эксергетическим балансом*. Эксергетический баланс наглядно можно представить в виде диаграммы Грассмана (рис. 9.2) [22]. Потери эксергии вследствие необратимости процессов показаны двойной штриховкой. В тех случаях, когда подсчет потерь эксергии по формуле Гюи—Стодолы затруднителен, суммарно потери можно определить из эксергетического баланса

$$\sum \Delta E^n = \sum E' - \sum E'' \quad (9.12)$$

Эффективность работы любого оборудования характеризуется коэффициентом полезного действия, представляющим собой отношение полезного эффекта к затраченной энергии. Однако для правильной оценки эффективности необходимо знать, какие величины подставлять в числитель и знаменатель этого отношения. Для оборудования, к которому вся энергия подводится в виде упорядоченного движения, например электрического тока, а отводится в той же форме или в виде работы (электродвигатели, трансформаторы и т. д.), к. п. д. однозначно определяется отношением этих энергий

$$\eta = \mathcal{E}''/\mathcal{E}' \quad (9.13)$$

где  $\mathcal{E}'$  — затраченная энергия;  $\mathcal{E}''$  — полученная энергия или работа.

Для установок, к которым энергия подводится в форме теплового потока или химической энергии топлива, а отводится в форме электроэнергии или работы, к. п. д. определяется также отношением этих энергий. Так обычно определяется к. п. д. паровых турбин, двигателей внутреннего сгорания, конденсационных тепловых электростанций

$$\eta = L''/\mathcal{E}' \quad (9.14)$$

или

$$\eta = L''/Q' \quad (9.15)$$

где  $L''$  — полученная полезная работа;  $Q'$  — затраченная энергия в форме тепла.

Значительно сложнее определить к. п. д. в том случае, когда полезный эффект получают в виде энергий двух видов, например на ТЭЦ в форме электроэнергии  $L$  и в виде пара  $Q_{от}$ , отпускаемого потребителю. Очень часто в числитель формулы для определения к. п. д. подставляют сумму  $L + Q_{от}$ . Но, как мы видели, энергии в форме работы и в форме тепла неравноценны. Поэтому определять таким способом к. п. д. ТЭЦ совершенно недопустимо. Затруднения исчезают, если все виды энергии выразить через эксергию. В этом случае к. п. д. ТЭЦ будет

$$\eta = \frac{E_l'' + E_q''}{E_q'} \quad (9.16)$$

или в общем виде

$$\eta = E''/E' \quad (9.17)$$

Такой коэффициент полезного действия называется эксергетическим к. п. д. и обозначается  $\eta_e$ . Подставляя в выражение (9.17) значение  $E''$  из (9.11) (знаки суммы опущены), получим

$$\eta_e = \frac{E' - \Delta E^n}{E'} = 1 - \frac{\Delta E^n}{E'} = 1 - \varphi_e \quad (9.18)$$

где  $\varphi_e = \Delta E^n/E'$  — коэффициент эксергетических потерь.

В некоторых случаях  $\varphi_e$  используют для оценки эффективности работы оборудования.

Таким образом, эксергетический к. п. д. можно использовать для оценки работы самого разнообразного энергетического и технологического оборудования. Очевидно, его нецелесообразно использовать в тех случаях, когда процесс перехода энергии из одной формы в другую не сопровождается возрастанием энтропии, например переход механической энергии в электрическую в генераторе, или обратный переход в электродвигателе. В этом случае для оценки работы оборудования достаточно обычного к. п. д. (9.13). Невозможно применение  $\varphi_e$  и в тех случаях, когда конечный результат нельзя измерить в каких-либо энергетических единицах, а нужно измерить, например, в объеме выпускаемой продукции. В этом случае определяют затраты энергии или эксергии на единицу выпускаемой продукции. Чтобы составить эксергетический баланс и определить эксергетический к. п. д., необходимо правильно рассчитать входящие и выходящие потоки эксергии, а также потери эксергии от необратимости процесса. Ниже приводятся правила расчета эксергии для наиболее часто встречающихся случаев [101].

## 9.2. ЭКСЕРГИЯ ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

Аналитический метод расчета. Атмосферный воздух всегда содержит водяные пары, количество которых меняется в зависимости от метеорологических условий. На многие технологи-

ческие процессы влага в воздухе не оказывает влияния и атмосферный воздух рассматривается как абсолютно сухой. Однако при расчете сушильных установок, установок кондиционирования воздуха и в некоторых других случаях необходимо учитывать присутствие в воздухе водяных паров. Влажный воздух можно рассматривать как смесь, состоящую из 1 кг абсолютно сухого воздуха и  $X$  кг водяных паров. Соответственно, эксергия такой смеси  $e_{1+x}$ , отнесенная к 1 кг абсолютно сухого воздуха, будет равна сумме удельных энергий сухого воздуха  $e_b$  и паров  $e_n$ , т. е.

$$e_{1+x} = e_b + X e_n \quad (9.19)$$

Для определения эксергии влажного воздуха Т. Бэсом [10] предложена формула

$$e_{1+x} = c_b (t - t_0) - T_0 \left[ c_b \ln \frac{T}{T_0} - R_b \ln \frac{P - \varphi P_{нас}(t)}{P_0 - \varphi_0 P_{нас}(t_0)} \right] + X [i_n - i_{n_0} - T_0 (s_n - s_{n_0})] \quad (9.20)$$

где  $c_b$  — теплоемкость воздуха;  $t, t_0$  — температура потока и окружающей среды, °С;  $T, T_0$  — температура потока и окружающей среды, К;  $R_b$  — газовая постоянная воздуха;  $\varphi$  и  $\varphi_0$  — относительная влажность воздуха в потоке и в окружающей среде;  $P$  и  $P_0$  — полное давление воздуха в потоке и в окружающей среде;  $P_{нас}(t), P_{нас}(t_0)$  — давление насыщения водяного пара при температуре потока и окружающей среды;  $i_n$  и  $s_n$  — удельная энтальпия и удельная энтропия пара при параметрах потока;  $i_{n_0}$  и  $s_{n_0}$  — удельная энтальпия и удельная энтропия пара при параметрах окружающей среды.

При малых парциальных давлениях водяного пара его свойства близки к свойствам идеального газа. В этом случае влажный воздух можно рассматривать как смесь двух идеальных газов, а его эксергию рассчитывать по формуле, аналогичной формуле для дымовых газов

$$e_{1+x} = c_{вл,в} (t - t_0) - T_0 \left( c_{вл,в} \ln \frac{T}{T_0} - m_b R_b \ln \frac{p_b}{p_{b_0}} - m_n R_n \ln \frac{p_n}{p_{n_0}} \right) \quad (9.21)$$

где  $c_{вл,в}$  — теплоемкость влажного воздуха;

$$c_{вл,в} = c_b + X c_n \quad (9.22)$$

$c_n$  — теплоемкость пара;  $m_b, m_n$  — массовые доли воздуха и пара;

$$m_b = \frac{1}{1 + X} \quad (9.23)$$

$$m_n = \frac{X}{1 + X} \quad (9.24)$$

$p_b, p_n$  — парциальные давления воздуха и пара;  $p_{b_0}, p_{n_0}$  — парциальные давления воздуха и пара в окружающей среде;

$$p_b = \frac{0,622P}{0,622 + X} \quad (9.25)$$

$$p_n = \frac{XP}{0,622 + X} \quad (9.26)$$

$R_b$  — газовая постоянная пара.

Расчет эксергии влажного воздуха по формуле Бэса (9.20) или формуле (9.21) не представляет труда, однако определение эксергии влажного воздуха при различных температурах и влажностях требует значительного времени. Поэтому понятно желание некоторых авторов упростить расчет. Так, на основе формулы (9.20) Бэсом составлена номограмма для определения эксергии влажного воздуха [10]. Номограмма позволяет определять эксергию влажного воздуха при различных параметрах (температуре  $t_0$ , влажностном содержании  $X_0$ ) окружающей среды:  $-30 \leq t_0 \leq 30$  °С;  $0,0 \leq X_0 \leq 0,10$  кг/кг в пределах до  $t = 120$  °С.

Представляет интерес  $I-X$ -диаграмма влажного воздуха с нанесенными на нее линиями постоянной эксергии. Такая диаграмма очень удобна для расчетов процессов сушки и кондиционирования воздуха. Недостатком ее является то, что она построена для фиксированных значений параметров окружающей среды ( $t_0 = 25$  °С;  $\varphi_0 = 60$  %;  $P_0 = 100$  кПа).

Поэтому необходимо рассмотреть вопрос о влиянии изменения параметров окружающей среды на величину эксергии.

Анализ формулы (9.20) показывает, что это влияние будет тем больше, чем ближе параметры влажного воздуха к параметрам окружающей среды. Например, при  $t = 50$  °С изменение температуры окружающей среды от  $t_0 = 20$  °С до  $t_0 = 25$  °С при  $\varphi_0 = 60$  % и  $X = X_0$  дает изменение эксергии на 30 %. То же изменение  $t_0$  при  $t = 100$  °С дает изменение в 16 %, а при  $t = 500$  °С — только на 1,26 %.

Изменение относительной влажности воздуха от 60 до 70 % при  $t_0 = 20$  °С и  $X = X_0$  дает изменение  $e_{1+x}$  около 0,7 %, т. е. небольшие колебания влажностного содержания воздуха при  $t_0 = \text{const}$  мало влияют на величину эксергии.

Влияние изменения параметров окружающей среды при влажностном содержании потока  $X > X_0$  зависит от его параметров. При невысоких температурах больше сказывается изменение влажностного содержания окружающей среды, при высоких — изменение  $t_0$ .

Из приведенных примеров ясно, что необходимо учитывать реальные параметры окружающей среды, особенно при невысоких температурах влажного воздуха; в противном случае это может привести к значительным ошибкам в расчете.

Номограмма для расчета составляющих эксергии влажного воздуха. Эксергию влажного воздуха (отнесенную к 1 кг сухого воздуха) можно рассчитать с помощью предложенной номограммы [101], позволяющей графически определить параметры, входящие в формулу следующего вида:

$$e_{1+x} = i_b - i_{b_0} - T_0 (s_b - s_{b_0}) + X [i_n - i_{n_0} - T_0 (s_n - s_{n_0})] = (i_b + X i_n) - (i_{b_0} + X i_{n_0}) - T_0 (s_b + X s_n) + T_0 (s_{b_0} + X s_{n_0}) - \Delta X i_{n_0} + \Delta X T_0 s_{n_0} = i - i_0 - (T_0 s - T_0 s_0) - \Delta X i_{n_0} + \Delta X T_0 s_{n_0} \quad (9.27)$$

где  $i_b, i_{b_0}$  — удельная энтальпия сухого воздуха в потоке и окружающей среде;  $i, i_0$  — удельная энтальпия влажного воздуха в потоке и окружающей среде;

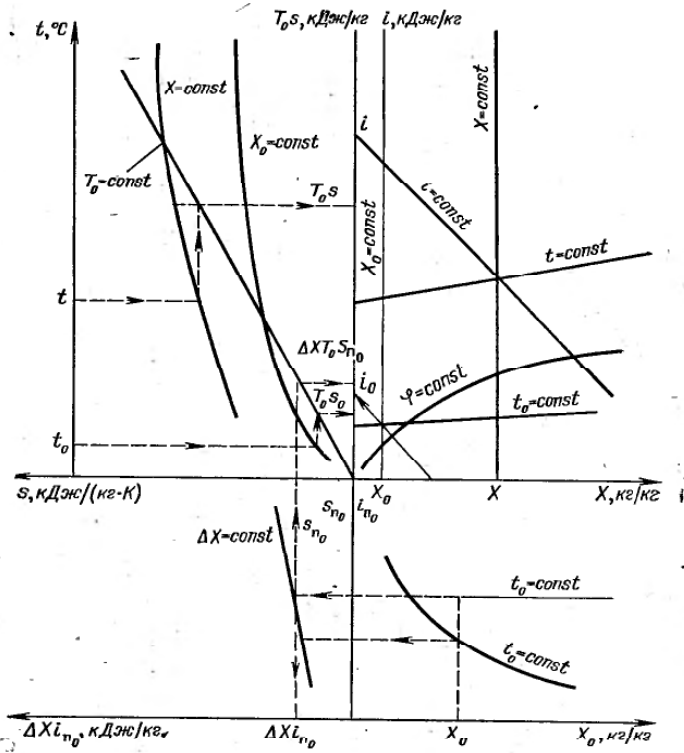


Рис. 9.3. Схема определения составляющих эксергии влажного воздуха по номограмме.

$X, X_0$  — влагосодержание воздуха в потоке и окружающей среде;  $\Delta X = X - X_0$ ;  $s_b, s_{b0}$  — удельная энтропия сухого воздуха в потоке и окружающей среде;  $s, s_0$  — удельная энтропия влажного воздуха в потоке и окружающей среде.

В тех случаях, когда  $X = X_0$ , два последние члена в формуле (9.27) становятся равными 0. Значения  $i$  и  $i_0$  легко определяются по известным  $t, t_0, X, X_0$  (или  $t, t_0$  и  $\varphi, \varphi_0$ ) по диаграмме  $i - X$ . Остальные члены уравнения (9.27) можно найти по номограмме (рис. 9.3). Для этого преобразуем разность энтропий из первоначального вида формулы (9.27)

$$\Delta s = (s_b - s_{b0}) + X (s_{п1} - s_{п0}) = c_b \ln \frac{T}{T_0} - R_b \ln \frac{P_b}{P_{b0}} + X (s_{п1} - s_{п0}) \quad (9.28)$$

Так как энтропию воздуха в термодинамических таблицах обычно отсчитывают от  $t = 0^\circ\text{C}$  ( $T = 273\text{ K}$ ), умножим и разде-

лим отношение  $T/T_0$  на 273, а отношение  $p_b/p_{b0}$  на  $P$ . Тогда

$$\begin{aligned} \Delta s &= c_b \ln \left( \frac{T}{T_0} \cdot \frac{273}{273} \right) - R_b \ln \left( \frac{p_b}{p_{b0}} \cdot \frac{P}{P} \right) + X (s_{п1} - s_{п0}) = \\ &= c_b \ln \frac{T}{273} - c_b \ln \frac{T_0}{273} - R_b \ln \frac{p_b}{P} + R_b \ln \frac{p_{b0}}{P} + \\ &+ X s_{п1} - X_0 s_{п0} - \Delta X s_{п0} = \left( c_b \ln \frac{T}{273} - R_b \ln \frac{p_b}{P} + X s_{п1} \right) - \\ &- \left( c_b \ln \frac{T_0}{273} - R_b \ln \frac{p_{b0}}{P} + X_0 s_{п0} \right) - \Delta X s_{п0} = s - s_0 - \Delta X s_{п0} \quad (9.29) \end{aligned}$$

При  $X = \text{const}$  величины  $s$  и  $s_0$  являются функциями только температуры. Поэтому для их нахождения продолжим влево ось абсцисс и на ней отложим значения  $s$ , а слева проведем вспомогательную ось ординат со значениями  $t$ . По ряду значений  $s$  и  $t$  строим кривую. Это будет линия  $X = \text{const}$ . Для различных значений  $X$  строим семейство кривых. На этой же части номограммы наносим пучок прямых  $T_0 = \text{const}$ . Так как размерности  $T_0 s$  и  $i$  совпадают, то для нахождения  $T_0 s$  используем ось энтропий.

Для нахождения двух последних членов формулы (9.27) строим внизу вспомогательную номограмму. На оси абсцисс вправо откладываем значения  $X_0$  в укрупненном масштабе, а на оси ординат сразу наносим две шкалы:  $i_{п0}$  и  $s_{п0}$ . Соответственно им в правой нижней части строим два семейства линий  $t_0 = \text{const}$ . В левой нижней части проводим линии  $\Delta X = \text{const}$ . Значения  $\Delta X i_{п0}$  отсчитываем на левой части оси абсцисс. Для нахождения значений  $\Delta X s_{п0}$  используем основную ось энтропий, а для определения  $\Delta X T_0 s_0$  — линии  $T = \text{const}$  в левой части основной номограммы. Подставляя в формулу (9.27) найденные по номограмме значения  $T_0 s, T_0 s_0, \Delta X i_{п0}, \Delta X T_0 s_{п0}$ , а также  $i$  и  $i_0$ , получим численное значение эксергии влажного воздуха  $e_{1+X}$ .

Хотя рассмотренная номограмма  $i - X - s - T_0 s$  не дает непосредственно значений  $e_{1+X}$ , тем не менее она существенно упрощает расчет. По номограмме легко определить разность эксергий влажного воздуха в двух точках процесса

$$\Delta e = e'_{1+X} - e''_{1+X} = i' - i'' - (T_0 s' - T_0 s'') - \Delta X i_{п0} + \Delta X T_0 s_{п0} \quad (9.30)$$

$$\text{где } \Delta X = \Delta X' - \Delta X'' = (X' - X_0) - (X'' - X_0) = X' - X'' \quad (9.31)$$

При  $X' = X''$

$$\Delta e = i' - i'' - (T_0 s' - T_0 s'') \quad (9.32)$$

### 9.3. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ БАЛАНС СУШИЛЬНОЙ КАМЕРЫ

Общий эксергетический баланс сушильной камеры можно записать в следующем виде:

$$\begin{aligned} E'_{с.а} + E'_m = E''_{с.а} + E''_m + E_{вл} + \Delta E_{п.о.с} + \Delta E_{п.г} + \Delta E_{п.под} + \\ + \Delta E_{п.см} + \Delta E_{п.внеш} + \Delta E_{п.вн} \quad (9.33) \end{aligned}$$

где  $E'_{с.а.}$ ,  $E''_{с.а.}$  — эксергия сушильного агента на входе в сушилку и выходе из нее;  $E'_{м.}$ ,  $E''_{м.}$  — эксергия влажного материала, поступающего на сушку и высушенного материала;  $E_{в.л.}$  — эксергия испаренной влаги;  $\Delta E''_{о.с.}$  — потери эксергии в окружающую среду через стенки камеры;  $\Delta E''_{г.}$  — потери эксергии вследствие гидравлического сопротивления камеры;  $\Delta E''_{под.}$  — потери эксергии вследствие подсосов наружного воздуха;  $\Delta E''_{см.}$  — потери эксергии вследствие необратимости процессов смешения испаренной влаги с сушильным агентом;  $\Delta E''_{внеш.}$  — потери эксергии вследствие необратимости внешнего теплообмена;  $\Delta E''_{вн.}$  — потери эксергии вследствие необратимости тепло- и массопереноса внутри материала.

Рассмотрим более подробно основные составляющие этого баланса. Эксергию сушильного агента на входе рассчитывают как эксергию потока влажного газа

$$E'_{с.а.} = G'_{с.а.} e'_{с.а.} = G'_{с.а.} e'_{1+X} \quad (9.34)$$

где  $G'_{с.а.}$  — масса сушильного агента на входе в сушилку;  $e'_{с.а.} = e'_{1+X}$  — удельная эксергия сушильного агента на входе в сушилку.

Для случая сушки воздухом эксергию  $e'_{1+X}$  рассчитывают по формулам (9.20) и (9.21) или по формуле (9.27) с помощью номограммы  $i-X-s-T_0s$  (см. рис. 9.3.).

Эксергию сушильного агента на выходе подсчитывают по этим же формулам. При этом эксергию испарившейся влаги не учитывают, т. е. условно считают, что сушильный агент, проходя через сушилку, обменивается с материалом энергией, но не массой. При подсосах эксергия уходящего сушильного агента будет

$$E''_{с.а.} = G''_{с.а.} e''_{с.а.} = G'_{с.а.} (1+k) e''_{с.а.} \quad (9.35)$$

где  $G''_{с.а.}$  — масса сушильного агента на выходе из сушилки;  $e''_{с.а.}$  — удельная эксергия сушильного агента на выходе из сушилки;  $k$  — коэффициент подсоса.

Исходный материал в большинстве случаев имеет температуру окружающей среды, поэтому его физическая эксергия равна нулю. Нулевая эксергия влажного материала  $e_{м_0}$  состоит из эксергии абсолютно сухого материала и эксергии связанной с ним влаги. Расчет нулевой эксергии абсолютно сухого материала представляет значительную трудность. Для ряда неорганических продуктов этот расчет с учетом энтальпии и энтропии диссоциации выполнен Я. Шаргутом [148]. Для большинства же продуктов органического происхождения (полимерные материалы, продукты биосинтеза и др.) эта эксергия никем не определялась.

Задача облегчается тем, что для большинства случаев физическая и химическая структура материала в процессе сушки не изменяется, а следовательно, не изменяется и его нулевая эксергия, т. е.

$$e'_{м_0} = e''_{м_0} = e_{м_0} \quad (9.36)$$

где  $e'_{м_0} = e''_{м_0}$  — нулевая удельная эксергия материала на входе в сушилку и выходе из нее.

В некоторых случаях процесс сушки сопровождается изменением физической структуры материала. Например, при сушке растворов солей происходит кристаллизация этих солей из раствора. Этот процесс сопровождается уменьшением энтропии. Вспомним, что энтропия является мерой неупорядоченности системы и тем больше, чем больше степеней свободы имеет данная система. Атомы в кристаллической решетке имеют меньше степеней свободы чем в растворе, и, следовательно, энтропия системы будет меньше. Увеличение эксергии материала при этом составит

$$\Delta e_{м_0} = e'_{м_0} - e''_{м_0} = -T_0 (s''_{м_0} - s'_{м_0}) = -T_0 \Delta s_{м_0} \quad (9.37)$$

где  $s'_{м_0}$ ,  $s''_{м_0}$  — удельная энтропия материала на входе в сушилку и выходе из нее.

Точный расчет изменения энтропии при кристаллизации из раствора представляет значительную трудность, так как зависит от физико-химических свойств растворенного вещества и растворителя. Для практических целей это изменение можно подсчитать по формуле

$$\Delta s_{м_0} = \Delta s_{кр} = \frac{q_{кр}}{T_{кр}} \quad (9.38)$$

где  $\Delta s_{кр}$  — разность удельных энтропий материала до и после кристаллизации;  $q_{кр}$  — удельная теплота кристаллизации;  $T_{кр}$  — температура кристаллизации.

Изменение эксергии материала в процессе сушки (для случая  $e_{м_0} = \text{const}$ ) будет равно

$$\Delta E_{м_0} = (G_{сух} e'_{м_0} + G'_{вл} e'_{вл}) - (G_{сух} e''_{м_0} + G''_{вл} e''_{вл}) = G'_{м_0} (e'_{вл} - e''_{вл}) \quad (9.39)$$

где  $G_{сух}$ ,  $G'_{вл}$  — масса сухого материала и влаги, поглощенной материалом;  $e'_{м_0}$ ,  $e''_{м_0}$  — удельная эксергия сухого материала на входе в сушилку и выходе из нее при температуре  $t$ ;  $e'_{вл}$ ,  $e''_{вл}$  — удельная эксергия влаги материала при входе его в сушилку и выходе из нее.

$$G'_{м_0} = G_{сух} + G'_{вл} \quad (9.40)$$

Так как химическая эксергия оставшейся влаги не изменяется, приращение физической эксергии высушенного материала будет

$$\Delta E_{м_0} = G'_{м_0} \left[ c_{вл.м} (\theta'' - \theta') - T_0 c_{вл.м} \ln \frac{\theta''}{\theta'} \right] \quad (9.41)$$

где  $c_{вл.м}$  — теплоемкость влажного материала после сушки (при  $w_m$ );  $\theta'$ ,  $\theta''$  — температура материала на входе в сушилку и выходе из нее, К.

При нагреве влаги в материале химическая эксергия и эксергия связи влаги не изменяется. Приращение эксергии этой влаги будет

$$\begin{aligned} \Delta e_{вл.нагр} &= i_{вл} - i_{вл_0} - T_0 (s_{вл} - s_{вл_0}) = \\ &= c_{вл} (T_{м.т} - T_0) - T_0 c_{вл} \ln \frac{T_{м.т}}{T_0} \end{aligned} \quad (9.42)$$

где  $i_{вл}$  и  $s_{вл}$  — энтальпия и энтропия влаги на линии насыщения при температуре испарения (температуре мокрого термометра);  $i_{вл_0}$  и  $s_{вл_0}$  — то же,

при температуре окружающей среды;  $T_{м.т}$  — температура мокрого термометра.

Величина  $\Delta e_{вл.нагр}$  обычно невелика. Например, при  $T_{м.т} = 318 \text{ К}$  ( $45^\circ\text{С}$ ) и  $T_0 = 293 \text{ К}$  ( $20^\circ\text{С}$ )  $\Delta e_{вл.нагр} = 3 \text{ кДж/кг}$ .

Приращение эксергии при испарении равно

$$\Delta e_{вл.исп} = i_{п} - i_{вл} - T_0 (s_{п} - s_{вл}) \quad (9.43)$$

где  $i_{п}$  и  $s_{п}$  — удельные энтальпия и энтропия пара на линии насыщения при  $T = T_{м.т}$ .

Если при этом удаляется часть связанной влаги (полностью связанная влага при сушке не удаляется), то затраты эксергии необходимо повысить на величину работы отрыва от скелета материала. Поскольку энергия связи влаги с материалом не относится к внутренней, обусловленной хаотическим тепловым движением молекул, ее можно отнести к организованным видам энергии.

Энергия связи влаги с материалом зависит от формы связи. Согласно классификации академика П. А. Ребиндера, все виды связи влаги с материалом можно разбить на три группы: химические, физико-химические и физико-механические [85]. При сушке удаляется физико-механически связанная влага: влага смачивания, влаги макро- и микрокапилляров, структурно-связанная и физико-химически связанная влага: осмотическая и адсорбционная. Химически связанная влага при сушке не удаляется. Энергия связи влаги с материалом может быть определена экспериментально или (для очень многих материалов) взята из таблиц, составленных Л. М. Никитиной [73].

При удалении только одного вида связанной влаги (например, влаги макрокапилляров) работа отрыва будет равна

$$l_{отр} = (m'_{св} - m''_{св}) \varepsilon = \Delta m_{св} \varepsilon \quad (9.44)$$

где  $m'_{св}$  — первоначальное количество связанной влаги;  $m''_{св}$  — конечное количество связанной влаги;  $\varepsilon$  — энергия связи влаги с материалом.

Если удаляется связанная влага нескольких видов

$$l_{отр} = \sum \Delta m_{св} \varepsilon \quad (9.45)$$

Общая затрата эксергии на удаление влаги из материала

$$\Delta e_{вл.исп} = i_{п} - i_{вл} - T_0 (s_{п} - s_{вл}) + l_{отр} \quad (9.46)$$

Изменение эксергии испаренной влаги связано с перегревом паров до температуры выхода из сушилки и диффузией их в сушильный агент. Первая составляющая подсчитывается по формуле

$$\Delta e_{вл.пер} = i_{п.п} - i_{п} - T_0 (s_{п.п} - s_{п}) \quad (9.47)$$

где  $i_{п.п}$  и  $s_{п.п}$  — удельные энтальпия и энтропия пара при парциальном давлении насыщения, но при температуре выхода из сушилки  $T''$ .

При небольших парциальных давлениях можно считать пар близким по своим свойствам к идеальному газу. Тогда

$$\Delta e_{вл.пер} = c_{п} (T'' - T_{м.т}) - T_0 c_{п} \ln \frac{T''}{T_{м.т}} \quad (9.48)$$

Изменение эксергии пара вследствие изменения его парциального давления целесообразно рассматривать вместе с аналогичным изменением эксергии сушильного агента как общую потерю от смешения. Таким образом, общее изменение эксергии влаги будет

$$\begin{aligned} \Delta e_{вл} &= \Delta e_{вл.нагр} + \Delta e_{вл.исп} + \Delta e_{вл.пер} = c_{вл} (T_{м.т} - T_0) - \\ &- T_0 c_{вл} \ln \frac{T_{м.т}}{T_0} + i_{п} - i_{вл} - T_0 (s_{п} - s_{вл}) + l_{отр} + c_{п} (T'' - T_{м.т}) - \\ &- T_0 c_{п} \ln \frac{T''}{T_{м.т}} = i_{п.п} - i_{вл_0} - T_0 (s_{п.п} - s_{вл_0}) + l_{отр} \end{aligned} \quad (9.49)$$

Как было показано выше, полезной затратой эксергии является только эксергия, затраченная на удаление влаги из материала. Поэтому общую затрату эксергии на испарение влаги можно представить как сумму двух слагаемых

$$\Delta e_{вл} = e_{пол} + \Delta e_{вл}^{п} \quad (9.50)$$

где  $\Delta e_{вл}^{п}$  — потери эксергии, связанные с нагревом влаги в материале и перегревом паров.

Откуда

$$\Delta e_{вл}^{п} = \Delta e_{в} - e_{пол} \quad (9.51)$$

Эксергетические потери, вызванные потерями тепла в окружающую среду  $\Delta E_{о.с}^{п}$  и гидравлическим сопротивлением  $\Delta E_{г}^{п}$ , как для сушильной камеры, так и для других аппаратов, а также трубопроводов рассчитывают по известным формулам

$$\Delta E_{о.с}^{п} = Q_{о.с} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \quad (9.52)$$

$$\Delta E_{г}^{п} = T_0 R_{с.а} \ln \left( 1 + \frac{\Delta P}{P''} \right) (1 + \bar{X} + 0,5k) G_{с.а} \quad (9.53)$$

где  $Q_{о.с}$  — количество тепла, потерянного в окружающую среду через стенки аппарата;  $T$ ,  $\bar{X}$  — средняя температура и влагосодержание сушильного агента;  $R_{с.а}$  — газовая постоянная сушильного агента;  $\Delta P$  — сопротивление аппарата;  $P''$  — давление на выходе из аппарата.

Обычно эти потери невелики, и ими часто пренебрегают.

Значительно большее значение имеют потери от смешения испарившейся влаги и сушильного агента. Возникновение этих потерь связано с тем, что влага, диффундируя в газ, расширяется без совершения работы. Поскольку обратное самопроизвольное расширение смеси невозможно, процесс этот необратим. Материальный баланс смешения паров испарившейся влаги с влажным сушильным агентом

$$G'_{с.а} + G_{п} = G''_{с.а} \quad (9.54)$$

или в случае использования в качестве сушильного агента воздуха

$$G_B(1+X') + G_B(X''-X') = G_B(1+X'') \quad (9.55)$$

где  $G_B$  — масса влажного воздуха;  $X'$ ,  $X''$  — влагосодержание влажного воздуха на входе в сушилку и выходе из нее.

Разделим уравнение (9.55) почленно на  $G_B(1+X'')$

$$\frac{1}{1+X''} + \frac{X'}{1+X''} + \frac{X''-X'}{1+X''} = \frac{1}{1+X''} - \frac{X''}{1+X''} \quad (9.56)$$

или

$$m_B + m_{п'} + m_{п''} = m_B + m_{п''} \quad (9.57)$$

где  $m_B$  — массовая доля воздуха в смеси;  $m_{п'}$  — массовая доля начального количества паров;  $m_{п''}$  — массовая доля испарившейся влаги;  $m_{п''}$  — массовая доля паров после смешения.

Приращение энтропии, вызванное смешением идеальных газов, из расчета на 1 кг смеси [12]

$$\Delta s_{см} = \frac{\Delta S_{см}}{M_{см}} = R \sum \frac{m_i}{M_i} \ln \frac{M_i}{m_i M_i} \quad (9.58)$$

где  $M_{см}$  — кажущаяся молекулярная масса смеси;  $m_i$ ,  $M_i$  — массовая доля и молекулярная масса  $i$ -го компонента.

Для случая смешения влажного сушильного агента и паров влаги приращение энтропии равно

$$\Delta s_{см} = R \left[ \frac{m_{с.а}}{M_{с.а}} \ln \frac{M_{с.а}}{m_{с.а} M_{см}} + \frac{m_{п'}}{M_{п'}} \ln \frac{M_{п'}}{m_{п'} M_{см}} \right] \quad (9.59)$$

где  $M_{с.а}$  и  $M_{п'}$  — молекулярная масса сушильного агента и пара.

Значение величин, входящих в эту формулу

$$m_{с.а} = m_B + m_{п'} = \frac{1}{1+X''} + \frac{X'}{1+X''} \quad (9.60)$$

$$m_{п'} = m_{п''} - m_{п'} = \frac{X''}{1+X''} - \frac{X'}{1+X''} \quad (9.61)$$

$$M_{с.а} = \frac{m_B + m_{п'}}{\frac{m_B}{M_B} + \frac{m_{п'}}{M_{п'}}} \quad (9.62)$$

$$M_{см} = \frac{1}{\frac{m_B}{M_B} + \frac{m_{п''}}{M_{п''}}} \quad (9.63)$$

где  $M_B$  — молекулярная масса воздуха.

Подставив полученные по формулам (9.60) — (9.63) значения в формулу (9.59), определим приращение энтропии от сме-

шения испарившейся влаги с сушильным агентом

$$\begin{aligned} \Delta s_{см} = R & \left[ \left( \frac{m_B}{M_B} + \frac{m_{п'}}{M_{п'}} \right) \ln \frac{m_B}{m_B + m_{п'}} + \frac{m_{п''}}{M_{п''}} \ln \frac{m_{п''}}{m_B + m_{п''}} + \right. \\ & \left. + \frac{m_{п''} - m_{п'}}{M_{п''}} \ln \frac{m_B + m_{п''}}{m_{п''} - m_{п'}} \right] = \\ = R & \left[ \frac{m_B}{M_B} \ln \frac{m_B + m_{п''}}{m_B + m_{п'}} + \frac{m_{п''}}{M_{п''}} \ln \frac{m_B + m_{п''}}{m_{п''} - m_{п'}} - \right. \\ & \left. - \frac{m_{п'}}{M_{п'}} \ln \frac{m_B + m_{п''}}{m_{п''} - m_{п'}} \right] \quad (9.64) \end{aligned}$$

В тех случаях, когда в качестве сушильного агента используются дымовые газы, необходимо предварительно подсчитать их молекулярную массу (без учета паров воды) и подставить ее вместо  $M_B$ . Общие потери эксергии от смешения подсчитывают по формуле

$$\Delta E_{псм} = T_0 \Delta s_{см} (1+X'') G_{с.а} \quad (9.65)$$

На рис. 9.4 представлен график изменения потерь эксергии при смешении паров воды с воздухом, отнесенных к 1 кг смеси в зависимости от  $m_{п''}$ . Как видно из рисунка, максимум потерь лежит в области  $m_{п''} = 0,5$ .

Обычно доля паров в сушильном агенте не превышает 0,15—0,20. В этих пределах потери от смешения возрастают почти линейно. Снизить эти потери очень трудно, так как для этого надо сильно увеличить удельный расход сушильного агента. Однако потери от смешения можно вообще исключить, если в качестве сушильного агента использовать перегретые пары испаряемой жидкости. Такой способ часто применяют при сушке химичес-

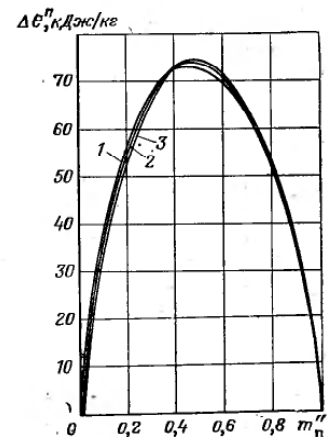


Рис. 9.4. Потери эксергии при смешении паров воды и воздуха ( $T_0 = 293$  К): 1 —  $X=0$ ; 2 —  $X=0,01$  кг/кг; 3 —  $X=0,03$  кг/кг.

ких продуктов от органических растворителей, например при сушке полиэтилена от бензина.

При подсосах воздуха через неплотности в корпусе сушильной камеры и подводящих трубопроводах возникают дополнительные потери, связанные как со смешением испарившейся влаги с воздухом, так и с теплообменом между подсосанным воздухом и сушильным агентом. Потери эксергии, связанные с необратимостью процессов тепло- и массопереноса внутри влажного материала, можно рассчитать исходя из теории термодинамики необратимых процессов. Применение этой теории к процессам сушки изложено в работах [56, 65]. В соответствии с теорией термодинамики поток массы вещества

$$j_M = L_M X_M + L_{MT} X_T \quad (9.66)$$

а поток тепла

$$j_T = L_{TM} X_M + L_T X_T \quad (9.67)$$

где  $X_M$  — концентрационная сила, т. е. сила, обусловленная неравномерностью распределения влаги в системе;  $X_T$  — тепловая сила, т. е. сила, обусловленная неравномерностью температурного поля;  $L_M, L_T, L_{TM}, L_{MT}$  — феноменологические коэффициенты.

Причем, в соответствии с соотношением взаимности Л. Онзагера,  $L_{TM} = L_{MT}$ .

Величины  $X_T$  и  $X_M$  определяются формулами де Гроота

$$X_T = -\frac{\nabla T}{T^2} \quad (9.68)$$

$$X_M = -T \nabla \left( \frac{\mu}{T} \right) \quad (9.69)$$

где  $\mu$  — химический потенциал.

При стационарном потоке в случае необратимости процесса тепло- и массопереноса внутри влажного материала изменение энтропии представляет собой скорость ее приращения

$$\dot{\Delta S} = j_T X_T + j_M X_M \quad (9.70)$$

а потери эксергии в единицу времени

$$\Delta E_{\text{вн}}^{\text{п}} = T_0 \dot{\Delta S} = T_0 (j_T X_T + j_M X_M) \quad (9.71)$$

Подставляя в выражение (9.71) значения  $j_T$  и  $j_M$ , полученные по формулам (9.66) и (9.67), и учитывая при этом соотношения Л. Онзагера, И. К. Чернышевский получил формулу для расчета потери эксергии, обусловленной необратимостью процесса тепло- и массопереноса внутри влажного материала (потери отнесены к единице потока массы вещества)

$$\frac{\Delta E_{\text{вн}}^{\text{п}}}{j_M} = \frac{T_0 \dot{\Delta S}}{j_M} = T_0 \left[ \frac{L_T}{j_M} \left( 1 - \frac{L_{TM}^2}{L_T L_M} \right) \left( \frac{\nabla T}{T^2} \right) - \frac{j_M}{L_{TM}} \right] \quad (9.72)$$

Полученное уравнение имеет общий вид, поскольку в нем не раскрыто значение феноменологических коэффициентов, что представляет значительную сложность и здесь не приводится. Потери эксергии вследствие необратимости внутреннего тепло- и массопереноса невелики. Они возрастают при увеличении движущих сил  $\Delta C, \Delta P, \Delta T$  и для некоторых наиболее интенсивных процессов сушки могут быть значительными.

Потери, обусловленные необратимостью внешнего теплообмена между сушильным агентом и высушиваемым материалом, являются, как показали расчеты [16], наибольшими в сушильной камере. Расчет этих потерь так же, как и потерь от необратимости внутреннего тепло- и массопереноса, можно выполнить методами термодинамики необратимых процессов. Подобные расчеты для системы, состоящей из сушильного агента (продукты сгорания топлива) и взвешенных в нем частиц высушиваемого продукта, проведены И. Т. Эльпериним. Расчеты эти представляют большую сложность и для практических целей мало пригодны. На практике потери от необратимости внешнего теплообмена определяют как разность между эксергией сушильного агента на входе в аппарат и суммой всех расходов и потерь эксергии, т. е.

$$\Delta E_{\text{внеш}}^{\text{п}} = E'_{\text{с.а}} - (E''_{\text{с.а}} + \Delta E_M + \Delta E_{\text{всп}} + \sum \Delta E^{\text{п}}) \quad (9.73)$$

где  $\Delta E_{\text{всп}}$  — эксергия, затраченная на удаление (испарение) влаги из материала;  $\sum \Delta E^{\text{п}}$  — сумма потерь эксергии.

Поскольку эти потери связаны с перепадом температур сушильного агента и высушиваемого материала, они будут тем меньше, чем ниже  $t'$ , и будут также снижаться с уменьшением  $t''$ , так как при этом снижаются потери на нагрев паров испарившейся из материала влаги. Однако снижение  $t'$  приведет к увеличению времени сушки, а в некоторых случаях и повышению конечной влажности материала. Поэтому снизить эти потери при сушке газообразным сушильным агентом очень трудно, но они снижаются при сушке перегретыми парами. Эксергетический к. п. д. сушильной камеры

$$\eta_{\text{сущ}} = E_{\text{всп}} / E' \quad (9.74)$$

как показали расчеты, сравнительно невысок. Еще ниже эксергетический к. п. д. всей сушильной установки, поскольку к потерям эксергии в процессе сушки добавляются потери при подготовке сушильного агента (при нагреве его в калориферах или при сжигании топлива).

#### 9.4. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОНВЕКТИВНОЙ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Конвективные сушильные установки непрерывного действия наиболее распространены в промышленности. В качестве сушильного агента в них обычно используется воздух, нагреваем-



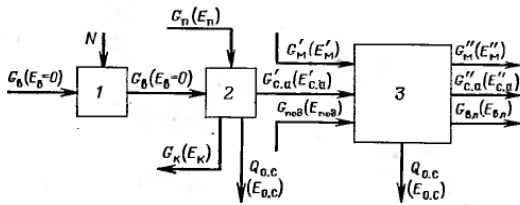


Рис. 9.5. Схема материальных потоков и потоков эксергии для сушилки, работающей на воздухе:  
1 — вентилятор; 2 — теплообменник (калорифер); 3 — сушилка.

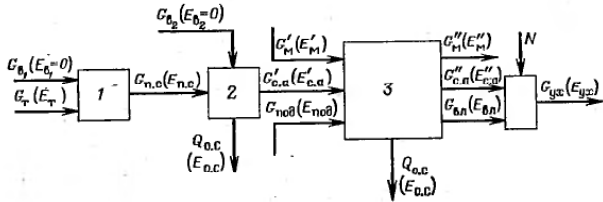


Рис. 9.6. Схема материальных потоков и потоков эксергии для сушилки, работающей на дымовых газах:  
1 — камера сгорания; 2 — камера смешения; 3 — сушилка; 4 — вентилятор.

мый в паровых калориферах, или дымовые газы от сжигания топлива в специальных топках; в некоторых случаях воздух нагревается дымовыми газами в специальных теплообменниках. Находит применение также электронагрев (обычно в комбинации с паровым обогревом).

Схема материальных потоков и потоков эксергии для сушилки, работающей на воздухе, представлена на рис. 9.5, а для сушилки, работающей на дымовых газах — на рис. 9.6.

Материальный баланс для первой установки

$$G_B + G_{\text{пл}} + G'_M + G_{\text{под}} = G'_{\text{с.в}} + G'_M + G_{\text{вл}} + G_K \quad (9.75)$$

а для второй установки

$$G_T + G_{\text{вл}} + G'_{\text{ж}} + G'_M + G_{\text{под}} = G'_{\text{с.в}} + G_{\text{вл}} + G'_M = G'_M + G_{\text{ух}} \quad (9.76)$$

Эксергетические балансы соответственно

$$N + E_{\text{пл}} + E_{\text{под}} + E'_M = E_K + E'_M + E'_{\text{с.в}} + E_{\text{вл}} + \sum \Delta E^{\text{п}} \quad (9.77)$$

$$E_T + E'_M + N + E_{\text{под}} = E'_M + E'_{\text{с.в}} + E_{\text{вл}} + \sum \Delta E^{\text{п}} = E'_M + E_{\text{ух}} + \sum \Delta E^{\text{п}} \quad (9.78)$$

где  $G_K, E_K$  — масса и эксергия отработанного вещества в калорифере;  $G_{\text{ж}}, E_{\text{ж}}$  — масса и эксергия греющего пара, поступающего в калорифер;  $G_T, E_T$  —

масса и эксергия топлива, поступающего в топку;  $G_{\text{ух}}, E_{\text{ух}}$  — масса и эксергия уходящих газов.

Затраты и расходы эксергии в сушильных установках обычно рассчитывают на 1 кг испарившейся влаги (обозначается  $E^{\text{в}}$ ). Рассмотрим каждый из входящих в установку аппаратов.

**Вентилятор.** Эксергия воздуха, поступающего в вентилятор из окружающей среды, равна нулю ( $E_{\text{в}}=0$ ). К вентилятору подводится мощность  $N$ , часть из которой, равная  $N\eta$  (где  $\eta$  — к. п. д. вентилятора), расходуется на повышение давления воздуха и, следовательно, на увеличение его эксергии. Эксергия воздуха после вентилятора в расчете на 1 кг испарившейся влаги (в кДж/кг)

$$E^{\text{в}} = \frac{3600N\eta}{G_{\text{вл}}} \quad (9.79)$$

Эту же эксергию можно вычислить из уравнения (9.80), поскольку она равна работе, которую совершил бы сжатый воздух при изотермическом расширении

$$E^{\text{в}} = \frac{G_{\text{в}} T_0 R_{\text{в}} \ln \frac{P_1}{P_0}}{G_{\text{вл}}} \quad (9.80)$$

где  $P_1 = P_0 + \Delta P$  — давление после вентилятора;  $P_0$  — атмосферное давление (абсолютное);  $\Delta P$  — сопротивление всей сушильной установки.

При установке вентилятора после сушилки («на хвосте») энергия будет тратиться на создание разрежения на входе в установку. Но объем прокачиваемого через вентилятор газа будет больше, так как к объему воздуха добавляется объем водяных паров, выделившихся в сушилке из материала. Поэтому затраты энергии, а следовательно, и эксергии, будут больше. Таким образом, в отношении термодинамики предпочтительнее устанавливать вентилятор на входе в аппарат.

В большинстве случаев при термодинамическом анализе интересуются только использованием энергии, подведенной в форме тепла. В этом случае электроэнергию, подведенную к вентиляторам, не учитывают и, следовательно, эксергию воздуха после вентилятора считают равной нулю.

**Теплообменники.** Паровые, газовые и жидкостные теплообменники рассчитывают в соответствии с правилами, изложенными в [101]. При использовании электрокалориферов отдаваемую ими энергию рассчитывают по формуле (в кДж/кг)

$$E^{\text{эл}}_{\text{эл}} = \mathcal{E}_{\text{эл}} = \frac{3600N_{\text{стд}}}{G_{\text{вл}}} = \frac{3600UI \cdot 10^{-3}}{G_{\text{вл}}} \quad (9.81)$$

где  $U$  — напряжение сети, В;  $I$  — сила тока, протекающего через калорифер, А.

Эксергию влажного воздуха рассчитывают по формулам (9.20), (9.21) или определяют по формуле (9.34) с помощью номограммы  $i-X-s-T_0s$  (см. рис. 9.3).

**Топка.** Топку сушильной установки рассчитывают так же, как и любую промышленную топку. Эксергию дымовых газов, получаемых на выходе, нужно отнести к их сухой части. Для этого химическую эксергию продуктов сгорания определяют по формулам, изложенным в [101], а при расчете термической составляющей теплоемкость влажных продуктов сгорания необходимо отнести к их сухой части

$$c_{п,с} = \frac{m_{CO_2}c_{CO_2} + m_{SO_2}c_{SO_2} + m_{N_2}c_{N_2} + m_{H_2O}c_{H_2O}}{m_{CO_2} + m_{SO_2} + m_{N_2}} \quad (9.82)$$

где  $m, c$  — массовая доля продукта сгорания в составе дымового газа и его теплоемкость.

**Сушильная камера.** Эксергетический баланс составляют в соответствии с уравнением (9.33) или в более удобном для расчета виде

$$E'_{с.а} = E''_{с.а} + \Delta E_M + \Delta E_{исп} + \Delta E_{вл} + \Delta E''_{о,с} + \Delta E''_{г} + \Delta E''_{под} + \Delta E''_{см} + \Delta E''_{внеш} + \Delta E''_{вн} \quad (9.83)$$

Входящие в этот баланс величины рассчитывают следующим образом. Эксергию сушильного агента на входе  $E'_{с.а}$  для случая сушки воздухом определяют по формуле (9.34) с учетом формул (9.20) и (9.21) или (9.27) и номограммы  $i-X-s-T_0s$  (см. рис. 9.3). При сушке дымовыми газами — по формуле, приведенной в [101]. При этом определяют только термическую составляющую, так как нулевая эксергия дымовых газов в сушильной камере не изменяется.

Эксергию сушильного агента на выходе  $E''_{с.а}$  определяют так же, как и на входе, при этом испарившуюся в сушилке влагу не учитывают. При подсосах воздуха эксергию  $E''_{с.а}$  находят по формуле (9.35).

При использовании номограммы удобнее определять не отдельно эксергии сушильного агента на входе и выходе, а их разность

$$\Delta E_{с.а} = E'_{с.а} - E''_{с.а} = G_{с.а} [i'_{с.а} - i''_{с.а} - (T_0 s'_{с.а} - T_0 s''_{с.а})] (1 + 0,5k) \quad (9.84)$$

Увеличение эксергии материала  $\Delta E_M$  рассчитывают по формуле (9.41). При сушке кристаллов, получаемых из раствора, к величине  $\Delta E_M$  прибавляется затрата эксергии на кристаллизацию

$$\Delta E_{кр} = -T_0 \Delta S_{кр} = -T_0 \frac{Q_{кр}}{T_{кр}} \quad (9.85)$$

где  $Q_{кр}$  — теплота кристаллизации.

Полезный эффект сушки, равный затрате эксергии на испарение влаги из материала, рассчитывают с учетом формулы (9.43)

$$E_{исп} = G_{вл} \Delta e_{вл,исп} \quad (9.86)$$

При удалении связанной влаги к величине, найденной по формуле (9.86), необходимо добавить работу по отрыву влаги от скелета материала (9.44).

Потери эксергии в окружающую среду определяют по формуле (9.52), обусловленные гидравлическим сопротивлением сушилки — по (9.53); потери эксергии, вызванные необратимостью процесса смешения паров влаги с сушильным агентом, рассчитывают по формуле (9.65). Потери эксергии, обусловленные необратимостью процессов внешнего теплообмена и внутреннего теплообмена определяют вместе, как замыкающий эксергетический баланс.

**Эксергия уходящих газов.** Эксергия уходящих газов  $E_{ух}$  равна сумме эксергий отходящего сушильного агента  $E''_{с.а}$  и эксергии находящейся в нем водяных паров. Эксергия влаги в уходящих газах должна отсчитываться от состояния равновесия с влагой, находящейся в окружающей среде. Так как эта влага находится в состоянии перегретого пара, то  $t_0$  и  $s_0$  надо брать соответственно при температуре и парциальном давлении влаги в окружающей среде. Общий эксергетический к. п. д. сушильной установки при нагреве паром

$$\eta_e^y = E_{пол} / E_{п} \quad (9.87)$$

а при сушке дымовыми газами

$$\eta_e^y = E_{пол} / E_{г} \quad (9.88)$$

### 9.5. МЕТОДИКА РАСЧЕТА УСТАНОВОК С ЗАМКНУТЫМ КОНТУРОМ

При сушке взрывоопасных продуктов (в том числе и от органических растворителей) применяют установки с замкнутым контуром. В этих установках сушильный агент после сушки не выбрасывается в атмосферу, а осушается, нагревается и вновь направляется на сушку. При сушке взрывоопасных продуктов в качестве сушильного агента используется какой-либо инертный газ, чаще всего азот с небольшой примесью кислорода. При сушке от органических растворителей сушильным агентом могут быть азот, перегретые пары растворителя или азотно-паровая смесь.

Для удаления из сушильного контура испарившейся из материала влаги в схему установки включают конденсатор и каплеуловитель

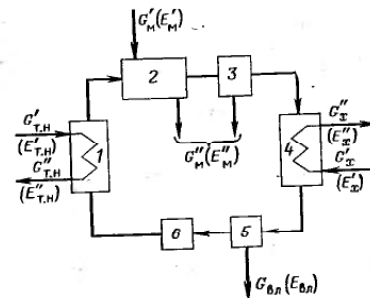


Рис. 9.7. Схема сушильной установки с замкнутым контуром: 1 — теплообменник; 2 — сушилка; 3 — система пылеулавливания; 4 — конденсатор; 5 — каплеуловитель; 6 — вентилятор.

(иногда их объединяют в один аппарат). В качестве конденсатора обычно используют теплообменник рекуперативного типа, а в качестве каплеотделителя — расширительную камеру или циклон. При сушке перегретыми парами конденсация и каплеотделение могут происходить в аппарате смесительного типа.

Принципиальная схема установки с замкнутым контуром представлена на рис. 9.7. Внешний эксергетический баланс этой сушильной установки имеет вид

$$E'_{т,н} + E'_м + E'_х = E''_{т,н} + E''_м + E_{вл} + E'_х + \sum \Delta E^п \quad (9.89)$$

или, в более удобном для расчета виде

$$E'_{т,н} - E''_{т,н} = (E''_м - E'_м) + E_{вл} + (E'_х - E'_х) + \sum \Delta E^п \quad (9.90)$$

где  $E_{т,н}$  — эксергия теплоносителя (греющей среды);  $E_x$  — эксергия хладоагента (охлаждающей среды).

Как видно из этих уравнений, в балансе отсутствует эксергия сушильного агента, поскольку он циркулирует по замкнутому контуру. При этом сумма изменений эксергии сушильного агента будет равна нулю, т. е.

$$\sum \Delta E_{с,а} = 0 \quad (9.91)$$

Такой внешний эксергетический баланс может дать информацию об общем эксергетическом к. п. д. сушилки, но ничего не говорит об источниках потери эксергии. Для их определения необходимо составить эксергетический баланс для каждого аппарата и подсчитать потери в нем. При суммировании всех балансов должно быть соблюдено условие (9.91). Нарушение его говорит об ошибке в расчете. Эксергетические балансы для теплообменника составляют в соответствии с правилами, изложенными в [101], а для сушилки — в разделе 9.3.

Некоторую сложность представляет эксергетический анализ конденсатора, эксергетический баланс которого имеет вид

$$E'_{с,а} - (E''_{с,а} + E_{вл}) = (E'_х - E'_х) + \sum \Delta E^п_{конд} \quad (9.92)$$

Потери эксергии в конденсаторе связаны с необратимым процессом теплообмена между сушильным агентом и хладоагентом и потерями, обусловленными выделением паров влаги из сушильного агента (поскольку конденсация происходит при температуре, близкой к температуре окружающей среды, потерями эксергии в окружающую среду можно пренебречь). Суммарно эти потери легко подсчитать из (9.92).

$$\sum \Delta E^п_{конд} = (E'_{с,а} - E''_{с,а}) - (E'_х - E'_х) - E_{вл} \quad (9.93)$$

Эксергию, отданную сушильным агентом при его охлаждении и конденсации из него влаги, легче всего подсчитать, если

разделить ее на две составляющие: эксергию, отданную сушильным агентом, имеющим конечное влагосодержание  $X'$ , при охлаждении от  $T'$  до  $T''$ , и эксергию, выделившуюся при конденсации влаги. Первую составляющую легко подсчитать по номограмме для влажного воздуха

$$\Delta E_{с,а}^{охл} = G_{с,а} [i'_{с,а} - i''_{с,а} - (T_0 s'_{с,а} - T_0 s''_{с,а})] \quad (9.94)$$

Эксергия, выделившаяся при конденсации

$$\Delta E_{с,а}^{конд} = G_{с,а} (X' - X'') [i_{п,в} - i_k - T_0 (s_{п,в} - s_k)] \quad (9.95)$$

где  $i_{п,а}$  и  $s_{п,а}$  берутся при парциальном давлении водяного пара, соответствующего  $X'$ , а  $i_k$  и  $s_k$  берутся для воды на линии насыщения при  $T''$  и  $P'' = f(X'')$ .

Эксергию сушильного агента на входе и выходе легче всего подсчитать по номограмме для влажного воздуха.

## 9.6. УПРОЩЕННАЯ МЕТОДИКА РАСЧЕТА

В ряде случаев нет необходимости проводить подробный эксергетический анализ работы сушильной установки; достаточно определить лишь общие эксергетические потери на стадии подготовки сушильного агента и в сушилке. Потери эксергии в теплообменнике или топке в этом случае находят так же, как описано выше. Потери эксергии при сушке можно вычислить по методике, изложенной в работе [16], в которую нами внесены некоторые изменения. Эксергетический баланс сушилки в этом случае будет иметь вид

$$E'_{с,а} = E_{пол} + \Delta E^п_{о,с} + \Delta E^п_с + \Delta E_{ух} \quad (9.96)$$

Эксергию сушильного агента на входе определяют по формуле (9.34) в случае использования влажного воздуха, а дымовых газов — по формулам, приведенным в [101]. Под полезной эксергией в данном случае подразумевают эксергию насыщенного пара влаги

$$E_{пол} = I_n - I_m - T_0 (S_n - S_m) \quad (9.97)$$

где  $I_n$  и  $S_n$  — энтальпия и энтропия паров влаги при температуре испарения  $T_{м,т}$ ;  $I_m$  и  $S_m$  — энтальпия и энтропия материала при  $\theta'$ .

Потери эксергии в окружающую среду определяются по формуле (9.52).

Потери эксергии при сушке  $\Delta E^п$  связаны с необратимостью протекающих в сушилке процессов тепло- и массообмена. Они определяются по формуле Гюи — Стодоли (9.9), в которой

$$\sum \Delta S = \Delta S_{с,а} + \Delta S_{вл} + \Delta S_m \quad (9.98)$$

Изменение энтропии сушильного агента в соответствии с [16] определяется формулой

$$\Delta S_{с,а} = c_{p,m} \ln \frac{T''}{T'} - R_{с,а} \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (9.99)$$

причем первое слагаемое учитывает уменьшение энтропии, вызванное отдачей тепла, а — второе увеличение энтропии вследствие массообмена. Сложность применения этой формулы заключается в том, что сушильный агент представляет собой не чистый газ, а газ, содержащий определенное количество влаги. Для учета этой влаги несколько преобразуем формулу (9.99).

В первое слагаемое необходимо подставить теплоемкость влажного газа

$$c_{вж,г} = c_{сух,г} + X'c_{ж} \quad (9.100)$$

Второе слагаемое преобразуем по методике, изложенной в работе М. Д. Левина. Рассмотрим ее на примере сушки воздухом.

Газовая постоянная для смеси, состоящей из 1 кг воздуха и  $X'$  кг пара

$$R_{с,а} = R_{в} + X'R_{п} \quad (9.101)$$

Парциальное давление пара, как известно, находят по формуле (9.26), а воздуха — по (9.25). Тогда

$$p_1 = p_{в'} = P \frac{0,622}{0,622 + X'} \quad (9.102)$$

а

$$p_2 = p_{в''} = P \frac{0,622}{0,622 + X''} \quad (9.103)$$

где  $P$  — полное давление в камере.

Тогда

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{0,622 + X'}{0,622 + X''} = \frac{R_{в} + X'R_{п}}{R_{в} + X''R_{п}} \quad (9.104)$$

так как  $0,622 = R_{в}/R_{п}$ .

Это отношение стоит под знаком логарифма. Разложим его в ряд

$$\ln x = \frac{x-1}{x} + \frac{(x-1)^2}{2x^2} + \frac{(x-1)^3}{3x^3} + \dots + \quad (9.105)$$

Этот ряд сходится при  $x > 0,5$ . Отношение давлений газа в сушилках всегда лежит в пределах

$$1 > \frac{p_2}{p_1} > 0,9$$

Поэтому можно ограничиться первым членом ряда

$$\ln x = \ln \frac{p_2}{p_1} = \frac{p_2 - p_1}{p_1} = \frac{p_2 - p_1}{p_2} = 1 - \frac{p_1}{p_2} \quad (9.106)$$

Подставим в (9.106) значения  $P_1$  и  $P_2$  из (9.102) и (9.103)

$$\ln \frac{p_2}{p_1} = 1 - \frac{R_{в} + X''R_{п}}{R_{в} + X'R_{п}} = \frac{R_{п}(X' - X'')}{R_{в} + X'R_{п}} \quad (9.107)$$

или окончательно

$$R_{с,а} \ln \frac{p_2}{p_1} = (R_{в} + X'R_{п}) \frac{R_{п}(X' - X'')}{R_{в} + X'R_{п}} = R_{п}(X' - X'') \quad (9.108)$$

Тогда, с учетом (9.100) и (9.108) формула (9.99) примет вид

$$\Delta S_{с,а} = c_{вж,г} \ln \frac{T''}{T'} - R_{п}(X' - X'') \quad (9.109)$$

Относя  $\Delta S_{с,а}$  к 1 кг испарившейся влаги, имеем

$$\Delta S_{с,а}^w = \frac{c_{вж,г} \ln \frac{T''}{T'} + R_{п}(X' - X'')}{X'' - X'} \quad (9.110)$$

Изменение энтропии 1 кг материала равно

$$\Delta S_{м} = s''_{м} - s'_{м} = c_{м} \ln \frac{\theta''}{\theta'} \quad (9.111)$$

а из расчета на 1 кг испарившейся влаги

$$\Delta S_{м}^w = \frac{G'_{м} \Delta S_{м}}{G_{с,а}(X'' - X')} \quad (9.112)$$

Изменение энтропии влаги равно

$$\Delta S_{вл} = S_{п,п} - S_{вл,м} \quad (9.113)$$

где  $S_{п,п}$  — энтропия перегретого пара при  $T''$  и  $p_{п''}$ ;  $S_{вл,м}$  — энтропия влаги в материале при  $\theta'$ .

Эксергия уходящих газов определяется формулой

$$E_{yx} = I'' - I_0 - T_0(S'' - S_0) \quad (9.114)$$

или с учетом предыдущих выводов

$$E_{yx}^w = \frac{c''_{вл,в}(T'' - T_0) - T_0 \left[ c''_{вл,г} \ln \frac{T''}{T_0} - R_{п}(X'' - X_0) \right]}{X'' - X'} \quad (9.115)$$

Изменение энтропии сушильного агента в камере, а также эксергию уходящих газов можно определить также по номограмме для влажного воздуха.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Азров М. Э., Тодес О. М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. М., Химия, 1986. 510 с.
2. Белгородский М. Н. Канд. дис., Казань, 1971.
3. Белопольский М. С. Сушка керамических суспензий в распылительных сушилках. М., Стройиздат, 1972. 124 с.

4. Беннет К. О., Майер Дж. Е. Гидродинамика, теплообмен и массообмен. Пер. с англ./Под ред. Н. И. Гельперина и И. А. Черного. М., Недра, 1966. 726 с.
5. Берд Р., Стюарт В., Лайтфут Е. Явления переноса. Пер. с англ./Под ред. Н. М. Жаворонкова и В. А. Малюсова. М., Химия, 1974. 687 с.
6. Богатыч С. А. Циклонно-пенные аппараты. Л., Машиностроение, 1978. 223 с.
7. Брунауэр С. Адсорбция газов и паров. Т. 1. Физическая адсорбция. Пер. с англ./Под ред. М. Дубинина. М., Госиздат иностр. лит., 1948. 784 с.
8. Букин О. А. — В кн.: Сборник трудов Ивановского энергетического института (ИвЭИ), вып. VIII. М.—Л., Госэнергоиздат, 1958, с. 144—168.
9. Букин О. А., Малков Ю. А. Машины для сушки и термообработки тканей. М., Машиностроение, 1971. 304 с.
10. Бэс Т. — В кн.: Вопросы термодинамического анализа./Под ред. В. М. Бродянского. М., Мир, 1965, с. 139—149.
11. Волькенштейн В. С. Скоростной метод определения теплофизических характеристик материалов. Л., Энергия, 1971. 145 с.
12. Вукалович М. П., Новиков И. Я. Термодинамика. М., Машиностроение, 1972. 270 с.
13. Газоочистное оборудование. Рукавные фильтры. Каталог. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1978. 26 с.
14. Гамаюнов Н. И., Ильченко Л. И. — Хим. пром., 1979, № 6, с. 344—348.
15. Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдооживления. М., Химия, 1967. 664 с.
16. Гинзбург А. С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. М., Пищевая промышленность, 1973. 528 с.
17. Гинзбург А. С. — Хим. пром., 1979, № 6, с. 328—330.
18. Годунов С. К. Уравнения математической физики. М., Недра, 1979. 391 с.
19. Голубев В. М. Канд. дис., М., 1975.
20. Голубев Л. Г., Сажин Б. С., Валашек Е. Р. Сушка в химико-фармацевтической промышленности. М., Медицина, 1978. 272 с.
21. Гордон Н. М., Пейсахов И. Л. Пылеулавливание и очистка газов. М., Металлургия, 1968. 500 с.
22. Грассман П. — В кн.: Вопросы термодинамического анализа./Под ред. В. М. Бродянского. М., Мир, 1965, с. 28—43.
23. Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- и массообмена. М., Высшая школа, 1974. 328 с.
24. Гухман А. А. Введение в теорию подобия. М., Высшая школа, 1973. 295 с.
25. Дубинин М. М. — В кн.: Основные проблемы теории физической адсорбции. Труды первой Всесоюзной конференции по теоретическим вопросам адсорбции. М., Наука, 1970, с. 251—269.
26. Дущенко В. П. — В кн.: Теплофизика и теплотехника. Киев, Наукова думка, 1964, с. 313—316.
27. Дущенко В. П., Сайджанов Х., Аллаков О. В. — В кн.: Тез. докл. и сообщ. Всесоюз. конф. по совершенствованию методов определения влагосодержания в различных средах на основе применения новых влагомерных приборов. Киев, 1970. 34 с.
28. Журавлев Л. Т. и др. — В кн.: Краткие тез. докл. Всесоюз. научно-техн. совещ. «Сушка полимерных материалов и создание новых конструкций сушильного оборудования», Дзержинск, 25—27 января 1973 г.
29. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. Промышленные установки для сушки в кипящем слое. Л., Химия, 1970. 172 с.
30. Казанский М. Ф. — ДАН СССР, 1960, т. 130, № 5, с. 1059—1062.
31. Калиновский О. П., Лабай В. И. Транспортирование и сушка гранулированных комбикормов влажного прессования. М., ЦНИИТЭ Мингаза СССР, 1975. 40 с.
32. Калиновская О. П., Лабай В. И. Новые вибрационные сушилки для комбикормовой промышленности. М., ЦНИИТЭИ Мингаза СССР, 1974. 40 с.
33. Калинин М. П. Вентиляторные установки. М., Высшая школа, 1972. 223 с.
34. Карнауков А. П. — Кинетика и катализ, 1967, т. 8, № 1, с. 172—181.
35. Карслоу Х. С., Егер Д. Теплопроводность твердых тел. Пер. с англ./Под ред. А. А. Померанцева. М., Наука, 1964. 487 с.
36. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1971. 784 с.
37. Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М., Химия, 1976. 463 с.
38. Кваша В. Б., Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г. — Хим. пром., 1971, № 6, с. 460—466.
39. Кейс В. М., Лондон А. А. Компактные теплообменники. Пер. с англ. М., Энергия, 1967. 223 с.
40. Киреев В. А. Краткий курс физической химии. М., Химия, 1978. 620 с.
41. Коллинз Р. Течение жидкостей через пористые материалы. Пер. с англ. М., Мир, 1964. 350 с.
42. Комаров В. С. Адсорбенты и их свойства. Минск, Наука и техника, 1977. 248 с.
43. Кондиционеры, калориферы и вентиляторы. Каталог-справочник. М., ЦНИИТЭстроймаш, 1976. 386 с.
44. Коновалов В. И. Докт. дис. Л., 1976.
45. Корн Г. А., Корн Т. М. Справочник по математике для научных работников и инженеров. Определенные, теоремы, формулы. Пер. с англ. М., Наука, 1977. 831 с.
46. Кочетов Л. М., Сажин Б. С., Лаевская М. М. — В кн.: Обзорная информация. Химическое и нефтеперерабатывающее машиностроение. Сер. ХМ-1. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1973. 52 с.
47. Кошкин В. К., Калинин Э. К. Теплообменные аппараты и теплоносители. М., Машиностроение, 1971. 198 с.
48. Красников В. В. Кондуктивная сушка. М., Энергия, 1973. 288 с.
49. Красников В. В. — В кн.: Интенсификация теплооблагоденоса в процессах сушки. Киев, Наукова думка, 1979, с. 14—28.
50. Краснов М. Л., Киселев А. И., Макаренко Г. И. Векторный анализ. М., Наука, 1978. 159 с.
51. Кречин Ю. В., Соловьев В. И., Жилинский А. Н. — В кн.: Научные труды института ВНИПИ Черметэнергоочистка. Вып. 11—12. М., Металлургия, 1969, с. 36—38.
52. Куц П. С. Докт. дис. Киев, 1979.
53. Ландау Л. Д., Лифшиц Е. М. Теоретическая физика. Т. 5. Статистическая физика. Ч. 1. М., Наука, 1976. 583 с.
54. Лебедев П. Д. Расчет и конструирование сушильных установок. М., Госэнергоиздат, 1963. 320 с.
55. Лебедев П. Д. Теплообменные, сушильные и холодильные установки. М., Энергия, 1972. 320 с.
56. Левин М. Д. — В кн.: Тепло- и массоперенос. Т. IV. М., Госэнергоиздат, 1963.
57. Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа. М., Наука, 1978. 736 с.
58. Ломакин А. А. Центробежные и осевые насосы. М.—Л., Машиностроение, 1966. 364 с.
59. Лукачевский Б. П. Канд. дис. М., 1978.
60. Лукин В. Д., Курочкина М. И. Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности. Л., Химия, 1980. 232 с.
61. Лурье Л. М. Опыт эксплуатации барабанных сушилок в металлургии тяжелых цветных металлов. М., Изд-во института Цветметинформации, 1967. 86 с.
62. Лыков А. В. Теория сушки. М., Энергия, 1968. 470 с.
63. Лыков А. В. Теория теплопроводности. М., Высшая школа, 1967. 599 с.
64. Лыков А. В. Тепломассообмен. Справочник. М., Энергия, 1978. 480 с.
65. Лыков А. В. — В кн.: Тепло- и массоперенос. Т. IV. Минск, Наука и техника, 1966.

66. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. М., Химия, 1970. 429 с.
67. Лыков М. В., Леончик Б. И. Распылительные сушилки. М., Машиностроение, 1966. 331 с.
68. Матур и др. Фонтанирующий слой. Пер. с англ. Л., Химия, 1978. 287 с.
69. Медников Е. П. Обзорная информация. Серия ХМ-14. Промышленная и санитарная очистка газов. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1975. 45 с.
70. Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи. М.—Л., Энергия, 1977. 343 с.
71. Муштаев В. И., Ефимов М. Г., Ульянов В. М. Теория и расчет сушильных процессов. М., Изд. МИХМ, 1974. 152 с.
72. Неймарк А. В., Хейфиц Л. И.—Хим. пром., 1979, № 6, с. 348—351.
73. Никитина Л. М. Термодинамические параметры и коэффициенты массопереноса во влажных материалах. М., Энергия, 1968, 500 с.
74. Осинский В. П. Канд. дис., 1971.
75. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи процессов и аппаратов химической технологии. Л., Химия, 1969, 624 с.; 1976. 552 с.
76. Падва В. Ю.—Водоснабжение и санитарная техника, 1968, № 4, с. 6—10.
77. Пажи Д. Г., Карягин А. А., Ламм Э. Л. Распыливающие устройства в химической промышленности. Л.—М., Химия, 1975. 199 с.
78. Пасс А. Е.—ИФЖ, 1963, № 10, с. 53—57.
79. Панасюк А. Л. Канд. дис., Одесса, 1979.
80. Первов А. А., Мальгин А. Д. Экспресс-информация. Серия XXIII. М., ЦНИИИЧМ, 1975, № 2. 5 с.
81. Плановский А. Н., Муштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М., Химия, 1979. 288 с.
82. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической промышленности. М., Химия, 1972. 493 с.
83. Псевдоожигение. Пер. с англ./Под ред. И. Ф. Девисона и Д. Харисона. М., Химия, 1974. 725 с.
84. Разумов И. М. Псевдоожигение и пневмотранспорт сыпучих материалов. М., Химия, 1972. 239 с.
85. Ребиндер П. А.—В кн.: Всесоюзное научно-техническое совещание по интенсификации процессов сушки. М., Профиздат, 1958.
86. Реутский В. А., Сажин Б. С.—В кн.: Гидродинамика и тепло-массоперенос в технологических процессах. М., Изд. МТИ, 1981, с. 45—50.
87. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Л., Химия, 1979. 272 с.
88. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Фролов В. Ф. Массообменные процессы химической технологии. Л., Химия, 1975. 259 с.
89. Руденко К. Г., Шамаханов М. М. Обезвоживание и пылеулавливание. М., Недра, 1981. 350 с.
90. Руководящий технический материал РТМ 26-01-13—67. Применение ленточных и вальцеленточных сушилок. М., НИИХиммаш, 1968. 58 с.
91. Рысин С. А. Вентиляционные установки машиностроительных заводов. Справочник. М., Машиностроение, 1964. 704 с.
92. Сажин Б. С. Докт. дис., 1972.
93. Сажин Б. С. Современные методы сушки. М., Знание, 1973. 64 с.
94. Сажин Б. С., Кочетов Л. М., Осинский В. П. Обзорная информация. Сер. ХМ-1. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1974. 49 с.
95. Сажин Б. С., Чувпило Е. А. Обзорная информация. Сер. ХМ-1. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1975. 72 с.
96. Сажин Б. С., Гудим Л. И. Обзорная информация. Сер. Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов. Вып. 1. М., НИИТЭХИМ, 1982. 47 с.
97. Сажин Б. С. Аппараты с активными гидродинамическими режимами для сушки дисперсных волокнообразующих полимеров. М., Изд. МТИ, 1980. 43 с.
98. Сажин Б. С. Гидродинамика взвешенного слоя. М., Изд. МТИ, 1978. 87 с.
99. Сажин Б. С., Векуа Т. Ю. Математические модели аппаратов со встречными закрученными потоками. М., Изд. МТИ, 1979. 34 с.
100. Сажин Б. С., Шадрин Н. Е. Выбор и расчет сушильных установок на основе комплексного анализа влажных материалов как объектов сушки. М., Изд. МТИ, 1979. 93 с.
101. Сажин Б. С., Шугов Б. С. Эксергетический анализ работы теплоиспользующих установок. Ч. I и II. М., Изд. МТИ, 1977, 102 с.; 1979, 100 с.
102. Сажин Б. С., Векуа Т. Ю., Реутский В. А.—Изв. вуз. Технология текстильной промышленности, 1980, № 1, с. 81—83.
103. Сажин Б. С., Миклин Ю. А.—Хим. пром., 1962, № 11, с. 39—44.
104. Сажин Б. С.—ИФЖ, 1962, т. V, № 6, с. 13—20.
105. Сажин Б. С.—ИФЖ, 1962, т. V, № 2, с. 19—23.
106. Сажин Б. С. и др.—ТОХТ, т. XI, 1977, № 4, с. 633—636.
107. Сажин Б. С., Реутский В. А., Смирнова Л. С.—В кн.: Материалы Всесоюзной научно-технической конференции по интенсификации процессов сушки и использованию новой техники. Киев, Изд-во АН УССР, с. 40—45.
108. Сажин Б. С., Шадрин Н. Е., Яцунова В. А.—В кн.: Тепло- и массоперенос, т. 10, ч. II, Минск, Изд-во АН БССР, 1974.
109. Сажин Б. С. и др.—В кн.: Девятое Всесоюзное научно-техническое совещание по энерготехнологическим циклонным комбинированным и комплексным процессам. Тезисы докладов. М., Изд. МЭИ, 1976, с. 62.
110. Сажин Б. С.—В кн.: Оптимизация процессов сушки. Харьков, ВСНТО, 1983, с. 3—10.
111. Сажин Б. С. и др.—В кн.: Девятое Всесоюзное научно-техническое совещание по энерготехнологическим циклонным комбинированным и комплексным процессам. Тезисы докладов. М., Изд. МЭИ, 1976, с. 65.
112. Сажин Б. С.—В кн.: Создание и внедрение современных аппаратов с активными гидродинамическими режимами для технологических процессов. Тезисы докладов Всесоюзного научно-технического совещания. Ч. I, М., Изд. МТИ, 1977, с. 3—8.
113. Сажин Б. С. и др.—В кн.: Создание и внедрение современных аппаратов с активными гидродинамическими режимами для технологических процессов. Тезисы докладов Всесоюзного научно-технического совещания. Ч. I, М., Изд. МТИ, 1977, с. 9—11.
114. Сажин Б. С. и др.—В кн.: Исследование, разработка и внедрение пылеуловителей со встречными закрученными потоками в производстве сложных минеральных удобрений. Тезисы докладов 2-го Всесоюзного научно-технического совещания. М., Изд. МТИ, 1981, с. 134.
115. Сажин Б. С., Белоусов А. С., Векуа Т. Ю.—В кн.: Создание и внедрение современных аппаратов с активными гидродинамическими режимами для текстильной промышленности и производства химических волокон. Тезисы докладов 2-го Всесоюзного научно-технического совещания. М., Изд. МТИ, 1981, с. 5.
116. Сажин Б. С., Фокин И. Ф., Лукачевский Б. П.—В кн.: Материалы научной конференции профессорско-преподавательского состава, научных сотрудников и аспирантов. М., Изд. МТИ, 1976, с. 179.
117. Сивухин Д. В. Общий курс физики. Т. II. Термодинамика и молекулярная физика. М., Наука, 1979. 551 с.
118. Скрябин Г. М., Коузов П. А. Пылеулавливание в химической промышленности. Л., Химия, 1976. 63 с.
119. Справочник по пыле- и золоулавливанию./Под ред. А. А. Русакова. М., Энергия, 1975. 296 с.
120. Страус В. Промышленная очистка газов. М., Химия, 1981. 616 с.
121. Сушильные аппараты. Каталог-справочник. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1966. 86 с.
122. Сушильные аппараты и установки. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1975. 64 с.

123. Сушилки распылительные. Типы, основные параметры и размеры. ГОСТ 18906—73.
124. Сушилки барабанные с вращающимся барабаном. ГОСТ 11875—79.
125. Теплотехнический справочник. Т. 1. М., Энергия, 1975. 743 с.
126. Теплотехнический справочник. Т. 1. М., Энергия, 1976. 896 с.
127. Техника сушки во взвешенном слое./Под ред. Б. С. Сажина. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1965.
128. Тимофеев Д. П. Кинетика адсорбции. М., Изд-во АН СССР, 1962. 252 с.
129. Тихонов А. Н., Самарский А. А. Уравнения математической физики. М., Наука, 1972. 735 с.
130. Ужов В. Н. Очистка промышленных газов от пыли. М., Химия, 1981. 392 с.
131. Ужов В. Н., Вальдберг Л. Ю. Подготовка промышленных газов к очистке. М., Химия, 1975. 216 с.
132. Ульянов В. М. и др. Тепло- и массоперенос. Т. 6. Минск, Изд-во АН БССР, 1972, с. 434—442.
133. Успенский В. А., Киселев В. М. — ТОХТ, 1974, т. VIII, № 3, с. 428—434.
134. Успенский В. А., Гурьев В. С. — В кн.: Промышленная и санитарная очистка газов. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1975, № 4, с. 12—14.
135. Филиппов В. А. Конструкция, расчет и эксплуатация устройств для сушки минерального сырья. М., Недра, 1979. 309 с.
136. Фокин А. П. и др. Тепло- и массообменные распылительные аппараты для получения химических реактивов и особо чистых веществ. Обзорная информация. Сер. Реактивы и особо чистые вещества. М., НИИТЭХим, 1980. 64 с.
137. Худсон Д. Статистика для физиков. Пер. с англ./Под ред. Е. М. Лейкина. М., Мир, 1967. 242 с.
138. Холин В. Г. Центробежные и вибрационные грануляторы плавов и распылители жидкости. М., Машиностроение, 1977, 1182 с.
139. Циклоны НИИОгаза. Руководящие указания по проектированию, изготовлению, монтажу и эксплуатации. Ярославль, Верхне-Волжское книж. изд-во, 1971. 95 с.
140. Чернобыльский И. И., Тонанайко Ю. Н. Сушильные установки химической промышленности. Киев, Техника, 1969. 279 с.
141. Членов В. А., Михайлов Н. В. Виброкипящий слой. М., Наука, 1972. 343 с.
142. Чичеткин В. И. Канд. дис., 1971.
143. Чудновский А. Ф. Теплофизические характеристики дисперсных материалов. М., Физматгиз, 1962. 456 с.
144. Чудновский А. Ф. — ЖТФ, т. 8, вып. 11, 1938, с. 1067—1070.
145. Чураев П. В. — ДАН СССР, 1963, т. 148, № 6, с. 1361—1364.
146. Шадрин Н. Е. Канд. дис., 1974.
147. Шадрин Н. Е., Сажин Б. С., Каминский Л. П. — В кн.: Тепло- и массоперенос. Т. 7. Минск, Изд-во АН БССР, 1971.
148. Шаргут Я., Петела Р. Эксергия. Пер. с польск./Под ред. В. М. Бродянского. М., Энергия, 1968. 279 с.
149. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. Пер. с немецк. М., Наука, 1974, 711 с.
150. Шрайбер А. А., Глянченко В. Д. Термическая обработка полидисперсных материалов в двухфазном потоке. Киев, Наукова думка, 1976. 155 с.
151. Экспериментальные методы и адсорбции и молекулярной хроматографии./Под ред. А. В. Киселева и В. П. Древинга. М., Изд-во МГУ, 1973. 447 с.
152. Янке Е., Эмде Ф., Леш Ф. Специальные функции. Формулы, графики, таблицы. Пер. с немецк. М., Наука, 1977. 342 с.
153. Batel W. Entstaubungstechnik. Springer-Verlag, Berlin, 1972. 275 S.
154. Budinsky K. — Staub, 1972, Bd. 32, № 3, S. 87—91.
155. Ciliberti D. F., Lancaster B. W. — AJChE Journal, 1976, v. 22, № 2, p. 394—398.
156. Ciliberti D. F., Lancaster B. W. — AJChE Journal, 1976, v. 22, № 6, p. 1150—1152.
157. Galloway T. R., Sage B. H. — Int. — J. Heat Mass Transfer., 1964, № 7, p. 283.
158. Galloway T. R., Sage B. H. — Int. J. Heat Mass Transfer., 1968, № 11, p. 539.
159. Glawen A., Gawin W. H. — J. Chem. Eng., 1968, v. 46, p. 223.
160. Kiselevin A. V. Butterworth, London, 1957. 169 p.
161. Klein H. — Staub., 1963, Bd. 23, № 11, S. 501—509.
162. Klein H. — Industrie und Technik, 1966, Bd. 18, № 16, S. 228—235.
163. Klein H. — Verfahrenstrenntechnik, 1967, № 4, S. 37—40.
164. Klein H. — Keramische Leitschrift, 1969, Bd. 20, № 8, S. 479—484.
165. Klein H. Cz. — Chemie Technik, 1972, Bd. 1, № 5, S. 230—234.
166. Klein H., Schmidt P. — Verfahrenstrenntechnik, 1967, № 57, S. 1277—1281.
167. Klein H., Spahn H. — Industrie — Anzeiger, 1967, Bd. 89, № 57, S. 1277—1281.
168. Nickel W. — Staub, 1963, Bd. 23, № 11, S. 509—512.
169. Oguwa A., Ikemori, Hirasawa Mand Komirok — J. Powder Tech. Res., 1972, № 9, p. 371.
170. Poggorski W. — Kopalnict — clud, 1975, № 2, p. 1—11.
171. Sanberg R. E. — J. Air. Pallution Control Association, 1974, v. 24, № 8, p. 758—764.
172. Schaufler E., Ochlich K. H., Schmidt K. R. — Staub, 1963, Bd. 23, № 4, S. 228—230.
173. Schmidt K. R. — Staub, 1963, Bd. 23, № 11, S. 491—501.
174. Schwanecke R. — Wasser, Luft und Betrieb, 1974, Bd. 18, № 7, S. 381—386.
175. Strauss W. Industrial Gas Cleaning. Oxford, Pergamon Press. 1975. 622 p.
176. Янков В., Дичев И. — Техническа мисья, 1971, № 1, с. 95—102.

**ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ**

- Адгезионно-когезионный коэффициент, рагг 5
- Адсорбция  
изотермы 18  
молекулярная 17  
полимолекулярная 61
- Активность гидродинамическая 7
- Анергия 285
- Архимеда критерий 88, 263, 267
- Аэрофонтанный режим 82
- Бедкера — Фрейндлиха* уравнение 16
- Бернулли* уравнение 102
- Био* число 120, 241
- Бункеры 199 сл.
- БЭТ уравнение 17 сл., 61
- Вентиляторы 231 сл., 303
- Вентиляторы-деинтеграторы 210
- Взвешенный слой 6, 76, 80 сл.
- Вибраторы 164
- Виброкипящий слой 6, 78, 81, 85, 163
- Вихревая сушильная камера 78
- Вихревой слой 6, 85, 90
- Влага  
— адсорбционно-связанная 45, 47 сл.  
— капиллярно-связанная 46  
— химически-связанная 44
- Влагоперенос 42
- Влагосодержание  
и виды связи влаги 49  
— критический диаметр пор 62  
метод Пасса 54  
понятие 9  
и тепловые коэффициенты 66 сл.  
— теплота испарения 67 сл.
- Влажность 119  
относительная 44  
понятие 9
- Ворошители 78
- Вытеснитель 220
- Генри* уравнение 16
- Гидродинамические режимы 6  
безуносных сушилок 100 сл.  
взвешенный слой 80 сл.  
вихревых сушилок 94 сл.  
классификация 82, 83  
математические модели 108 сл.  
модели 90, 113 сл.  
пограничный слой 26 сл.  
сушилок с кипящим слоем 85 сл.  
сушильных аппаратов 76 сл., 90  
фльтрация 87
- Гистерезис 18, 60, 86
- Гранулятор-сушилка 185
- Грассмана* диаграмма 288
- Гухмана* число 126, 134
- Диффузионное сопротивление 24 сл., 119, 121
- Диффузия  
влаги 42  
газов 42  
по закону Фика 42  
кнудсеновская 243  
конвективная 119  
молекулярная 42, 119  
пара 21, 43  
скорость 242
- Дубинина* уравнение 17
- Завихрители 220
- Загрузочные устройства 198 сл.
- Закрученные потоки 6, 81, 85
- Застойная зона 78, 115
- Измельчители 179
- Изотермы сорбции-десорбции 13 сл., 41 сл., 44, 244 сл.  
паров воды 58  
при повышенных температурах 53 сл.  
полимерными материалами 59
- Инжекционный слой 82
- Интенсивные термодинамические величины 20
- Испарительно-сушильный агрегат 152
- Калориферы 234 сл., 262, 282, 302
- Квазистатический процесс 15
- Кинетика сушки 6, 12, 28 сл., 42
- Кипящий слой 6, 77, 78, 81, 82, 85, 87
- Клаиперона* уравнение 21, 31
- Классификация материалов  
по сорбционно-структурным характеристикам 73  
— технологическим свойствам 71  
— типу теплофизических задач 72  
— формам связи влаги 73  
— химическому составу 72  
энергетическому принципу 72
- Конвективная сушка 48
- Конденсаторы 306
- Конденсация капиллярная 61
- Коссовича* число 129
- Коэффициент(ы)  
адгезионно-когезионный 5, 44  
вымывания 108  
диффузии 28, 117, 125, 272  
заполнения 279; 280  
массообмена 131  
массоотдачи 27, 119, 272  
массопередачи 139
- Коэффициент(ы)  
массопроводности 28  
межфазного теплообмена 79, 265, 267, 277  
несферичности частиц 264  
поверхностного натяжения 22  
полезного действия 289  
сепарации 220  
скорости сушки 137  
сопротивления циклонов 210  
стесненности потока 264  
сушки 32, 282  
тепловые и влагосодержание 64 сл.  
теплообмена 131  
теплоотдачи 11, 27, 30, 80, 285  
теплопроводности 125  
термоградиентный 130  
фазового превращения 128  
эксергетический 289
- Лапласа* закон 18  
— преобразование 110 сл.
- Лучистый нагрев 38
- Лыкова* число 129
- Лэнгмюра* уравнение 16
- Лященко* критерий 88
- Магнитные поля 39
- Макро-, микродефекты материала 44
- Массоёмкость 22
- Массоотдача 118
- Массоперенос 39, 118 сл.
- Материалы  
адгезионно-когезионные свойства 44  
анализ 41 сл.  
влагосодержание 49  
влажность 119  
дисперсные 50 сл., 69, 246  
диффузионное сопротивление 42  
классификация 63 сл., 71 сл., 74, 80  
комплексный анализ 241 сл., 250 сл.  
крупнокусковые 121  
методы определения пористой структуры 50 сл.  
механизм массопереноса 43  
монодисперсные 89  
полидисперсные 89  
пористые 41 сл.  
сорбционно-структурные характеристики 50 сл.  
сыпучие 202  
теплоперенос 68 сл.  
термическое сопротивление 42  
тонкодисперсные 266  
тонкопористые 47, 79  
удельная поверхность 43  
унос 81  
формы связи влаги 44 сл., 296
- Материалы  
характеристики 41 сл., 63 сл.  
широкопористые 79, 120  
энергия связи влаги 296
- Материальный баланс 121 сл., 258, 287
- Мешалки 78, 156, 179
- Модели(ь)  
гидродинамические 90, 113  
двухпараметрическая диффузионная 115  
— структуры потока 107, 108  
идеального смешения 113 сл.  
комбинированная 115  
математические 109 сл.  
однопараметрическая 107, 115  
с передаточной функцией 115, 116  
ячеечная 114
- Мультициклоны 209
- Набла* оператор 20
- Навье — Стокса* уравнение 122
- Напор температурный 278
- Нуссельта* число 125, 134, 265, 268
- Ньютона* закон 19
- Ожижающий агент 80
- Онзагера* симметрия 23  
— соотношение 300
- Остроградского — Гаусса* теорема 127
- Пасса* метод 54 сл., 245
- Питатели 200, 202 сл.
- Пленочное течение жидкости 42
- Плотность потока 22, 42, 127
- Пневмотранспорт 6, 78, 79, 81, 263 сл.
- Подсушиватель 175
- Полидисперсность, показатель 87, 94, 100
- Поляни* теория молекулярной адсорбции 17 сл.
- Порозность слоя 70, 80, 85, 87, 92, 126
- Поры, кривые распределения по радиусам 41 сл.  
радиус 42, 50
- Поснова* число 129
- Потенциал  
термодинамический 15  
химический 14, 20, 22
- Прандтля* число 126, 265
- Промыватель скоростной 214
- Проходящий кипящий слой 6
- Псевдоожигение 6, 77, 81  
скорость 81  
число 87
- Псевдоожигенный слой
- Пуазейля* уравнение 42
- Пылеочистка 204 сл.



Пылеуловители 7, 204 сл.  
барботажные 210  
вентиляторные 210  
гидравлическое сопротивление 231  
жалюзийные 205  
с закрученными потоками 217 сл.  
инерционные 205  
камерные 204 сл.  
мокрые 210  
параметры 229  
пенные 210  
расчет эффективности 230  
соплового типа 219  
турбулентные 210  
характеристика 206 сл.  
электрические 214

Радиус пор 56  
и влагосодержание полимерных материалов 62'  
критический 10, 58  
эффективный 50

Разгрузочные устройства 198 сл.  
Равг адгезионно-когезионного коэф-фициента 5, 44, 252

Распылители 151  
Ребиндера  
уравнение 45  
число 32, 134, 136

Рейнольдса критерий 88, 126, 263, 265, 267

Решетки газораспределительные 160, 186, 277

Скорость  
впитания 81, 161, 264, 274  
диффузии 242  
на живое сечение 87  
псевдооживления 81, 85  
сушки 11 сл., 28 сл., 119  
уноса 81, 85

Скрубберы 210, 215

Сопротивление  
диффузионное 24 сл., 121  
тепловые 121  
термическое 24 сл.

Стефана поток 124, 131

Сушилки  
с активным гидродинамическим режимом 80, 257  
атмосферная 143  
аэрофонтанные 174, 175, 275 сл.  
барабанные 143 сл., 172, 218, 279 сл.  
безуносные 100 сл., 189 сл.  
вакуумные 145  
вальцеленточные 146 сл.  
со взвешенным слоем 153, 192 сл.  
вибрационные 163 сл.  
виды 238 сл.  
вихревые 78, 94 сл., 171, 180, 266 сл.

Сушилки  
с вращающимся корпусом 145 сл.  
— — ротором 146, 159  
— встречными потоками 183, 189 сл.  
выбор типа 236 сл.  
с газораспределительной решеткой 157  
-гранулятор 187  
с грауляцией 179 сл.  
гребковая 145  
с дезагрегаторами 182  
— дисковыми распылителями 150  
— закрученными потоками 171, 189 сл.  
зарубежных фирм 157, 159, 170, 171  
с измельчением 179 сл.  
— кипящим слоем 77, 85 сл., 180, 185  
классификация 142  
с колебательным движением ротора 159  
комбинированные 173 сл., 272 сл.  
конические 82  
конструкции 141 сл.  
критерий оптимальности 240  
ленточные 280 сл.  
материальный баланс 258  
с механическим измельчением 182  
многосекционная 155  
перспективы развития 195 сл.  
пневматические 78, 165 сл., 182, 262 сл.  
производительность 252, 258  
противоточная 178  
с псевдооживленным слоем 153, 177, 276 сл.  
распылительные 149 сл., 268 сл.  
расчет 236 сл., 262 сл.  
со спиральным каналом 169 сл.  
теоретическая 121  
тепловой баланс 258  
теплоизоляция 259  
труба-сушилка 77 сл., 165, 180, 218  
с фонтанирующим слоем 90 сл., 161 сл.  
характеристика 176  
циклонные 171, 174 сл., 178, 257, 274 сл.  
цилиндрические 82  
цилиндро-конические 82

Сушильные установки 9 сл., 76 сл., 141 сл., 165  
вспомогательное оборудование 198 сл.  
выбор типа 236 сл., 250 сл.  
гидродинамика 76 сл.  
с замкнутым контуром 305 сл.  
математические модели 109 сл.

Сушильные установки  
материальный баланс 121  
для обезвоживания и грануляции 186 сл.  
расчет 236 сл., 250 сл., 257 сл., 301 сл., 305 сл.  
тепловой баланс 121  
эксергетический анализ 283 сл.  
— расчет 301 сл.

Сушильный агент 11, 78, 184

Сушка  
акустическая 35 сл., 40  
выбор типа аппарата 253 сл.  
высокочастотными токами 35 сл.  
с грануляцией 185  
движущая сила 14 сл., 19 сл., 44, 271  
с дезагрегацией 185  
дисперсных материалов 246  
диффузионное сопротивление 24 сл.  
изотермическая 48  
интенсивность 10 сл.  
инфракрасными лучами 34, 38  
кинетика 6, 9 сл., 28 сл., 34, 42, 244  
конвективная 35 сл., 48  
кондуктивная 35 сл.  
коэффициент 33  
материалы 41 сл.  
методом прерывистого облучения 38  
механизмы переноса влаги 243 сл.  
модельных материалов 244  
номограмма для определения времени 248  
в переменном электромагнитном поле 38  
с применением энергетических полей 35 сл.  
продолжительность 28 сл., 37, 43, 135 сл., 241 сл., 246 сл., 264, 282  
растворов в виде капель 34 сл.  
расчет 137 сл.  
рациональный метод 9 сл.  
скорость 10, 28 сл., 119, 137  
статика 9 сл.  
теплотеплоперенос 118 сл.  
термическое сопротивление 24 сл., 41  
термограммы 41, 44, 252  
термодинамическое равновесие 13 сл.  
термоизлучением 38  
терморрадиационная 35  
эксергия 295  
энергограммы 44 сл., 252

Температуропроводность 41, 67 сл.

Тепловой баланс 29 сл., 121 сл., 258 сл.  
Теплообмен 42  
Теплообменники 303  
Теплоперенос 68 сл., 118 сл.  
Теплопроводность 41, 67 сл.  
Теплота  
испарения 45 сл., 67 сл.  
смачивания 41  
Термическое сопротивление 24 сл., 41  
Термограммы 41, 44 сл., 252  
Тодеса уравнение 88  
Томсона — Кельвина уравнение 18, 55 сл., 252  
Топка 304  
Транспортеры 147  
Трубы-сушилки 77 сл., 165, 218

Удерживающая способность 95 сл., 253, 267  
Ультрамикропоры 120, 242  
Унос материала 81

Фика закон 19, 21, 27, 34, 42  
Фильтрация режим 87  
Фильтрующий слой 80  
Фильтры 209 сл.  
Фонтанирование 6, 77  
зоны 93  
режимы 90  
свободное 90, 93  
Фонтанирующий слой 6, 78, 81, 82, 90, 161  
Форсушки 151, 186  
Фурье закон 19, 23, 27, 122, 127, 129

Циклоны 204 сл., 208 сл., 210, 212, 214

Эксергетический  
анализ 283 сл.,  
баланс 293  
расчет 301 сл.

Эксергия  
влажного воздуха 289 сл.  
номограмма 291  
понятие 284  
сушильного агента 297  
уходящих газов 305

Экстенсивные термодинамические величины 20

Электрические поля 39  
Электрофильтры 211 сл.  
Энергетические поля 38 сл.  
Энергетический баланс 287

Энергия  
активации 43  
связи влаги с материалом 41, 43, 45, 46, 296  
Энергограммы сушки 44 сл., 252  
Энтропия 284 сл.

**Борис Степанович  
Сажин**

# **ОСНОВЫ ТЕХНИКИ СУШКИ**

Редактор *Л. В. Швыркова*  
Художник *А. Я. Михайлов*  
Художественный редактор *Н. В. Носов*  
Технический редактор *Л. А. Молодцова*  
Корректор *О. Е. Иванецкая*

ИБ № 1304

Сдано в наб. 27.01.84. Подп. к печ. 04.04.84. Т-07674. Формат  
бумаги 60×90<sup>1/16</sup>. Бумага тип. № 3. Гарк. литературная. Печать высокая. Усл. печ. л. 20,0. Усл.-кр. отт. 20,0. Уч.-изд. л. 21,06. Тираж 8700 экз. Зак. 1942. Цена 1 р. 40 к. Изд. № 2200.

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия»  
107076, Москва, Стромынка, 13

Московская типография № 11 Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. Москва, 113105, Нагатинская ул., д. 1.