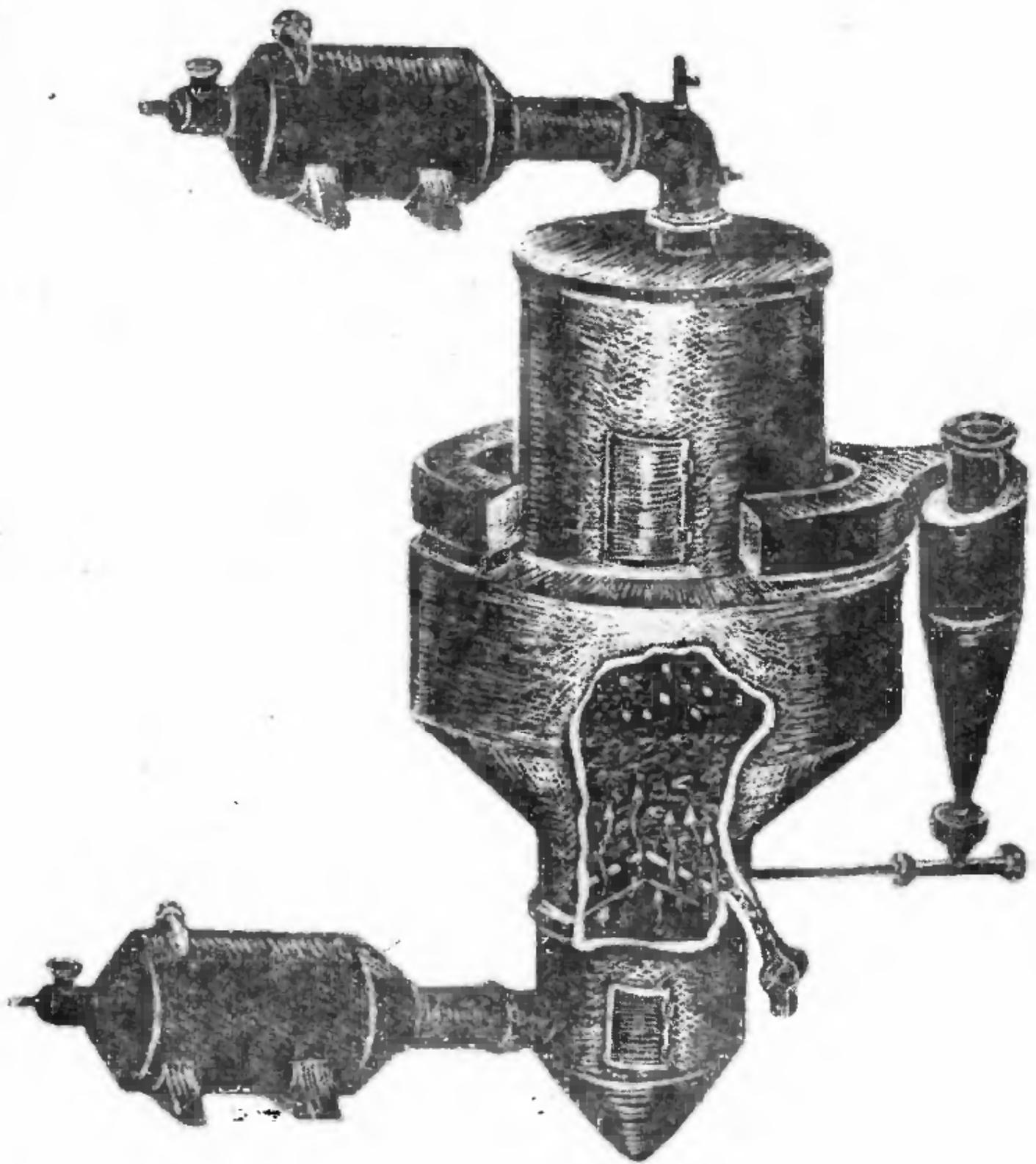


М. В. ЛЫКОВ

СУШКА  
В ХИМИЧЕСКОЙ  
ПРОМЫШЛЕННОСТИ

**Посвящается  
сверстникам, погибшим  
в Великой  
Отечественной  
войне**



**М. В. ЛЫКОВ**

# **СУШКА В ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ**

**ИЗДАТЕЛЬСТВО • ХИМИЯ •**

**МОСКВА 1970**

**М. В. Лыков. Сушка в химической промышленности**

*В книге приведены важнейшие термодинамические характеристики влажного газа, основные положения теории тепло- и массообмена, а также кинетики и динамики процесса сушки.*

*Подробно рассмотрены методы инженерного расчета сушилок с определением их габаритов при различных способах подвода тепла и при совмещении сушки с другими термическими процессами (прокаливание, химическое разложение и т. д.).*

*Описаны технологические схемы и конструкции сушильных аппаратов и установок, наиболее распространенных в химической промышленности, даны их технико-экономические показатели. Большое внимание в книге уделено новым способам сушки, наиболее перспективным комбинированным методам и технологии сушильных процессов, включая выбор рационального способа и оптимального режима сушки различных материалов.*

*Книга предназначена для инженерно-технических и научных работников химической и других отраслей промышленности, занимающихся исследованиями, проектированием и практическим применением процессов сушки. Книга может быть использована также в качестве пособия студентами вузов и аспирантами соответствующих специальностей.*

*В книге 250 рисунков, 25 таблиц и 125 библиографических ссылок.*

## СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие . . . . .	8
Основные обозначения . . . . .	10
<i>Глава I. Основные положения теории сушки . . . . .</i>	<i>11</i>
Свойства влажного газа . . . . .	11
Диаграмма влажного воздуха . . . . .	16
Потенциалы переноса тепла и массы вещества . . . . .	22
Свойства влажных материалов . . . . .	22
Тепло- и массообмен в процессе сушки . . . . .	37
Внешний тепло- и массообмен . . . . .	37
Конвективный теплообмен, осложненный массообменом . . . . .	44
Теплообмен излучением . . . . .	48
Теплообмен теплопроводностью . . . . .	50
Внутренний тепло- и массообмен . . . . .	57
Кинетика процесса сушки влажных материалов . . . . .	60
<i>Глава II. Тепловой расчет сушилок . . . . .</i>	<i>66</i>
Материальный баланс сушилки . . . . .	66
Тепловой баланс сушилки . . . . .	68
Расчет количества агента сушки и топлива . . . . .	72
Тепловой расчет процессов сушки при помощи $I-d$ -диаграммы . . . . .	75
Определение габаритов сушилки . . . . .	88
Сушилки для материалов с небольшим внутренним сопротивлением переносу тепла и массы . . . . .	90
Сушилки для материалов с большим внутренним сопротивлением переносу тепла и массы . . . . .	108
Приближенный расчет по средней интенсивности сушки . . . . .	111
* Последовательность расчета сушилки . . . . .	113

<b>Глава III. Гидродинамика двухфазного потока . . . . .</b>	<b>114</b>
Неподвижный слой твердых частиц . . . . .	116
Гидродинамика кипящего слоя . . . . .	119
Гидродинамика пневмотранспорта . . . . .	126
Гидродинамика аэрофонтанных установок . . . . .	133
 <b>Глава IV. Конвективная сушка материалов в слое . . . . .</b>	 <b>136</b>
Сушилки с омыванием материала в слое или изделия агентом сушки . . . . .	136
Туннельные сушилки . . . . .	136
Камерные сушилки . . . . .	142
Петлевые сушилки . . . . .	144
Валковые сушилки . . . . .	148
Турбинные сушилки . . . . .	149
Ленточные сушилки . . . . .	152
Шахтные сушилки . . . . .	161
Конвективная сушка с сопловым обдувом плоских материалов . . . . .	164
 <b>Глава V. Конвективная сушка материала во взвешенном и полувзвешенном состоянии . . . . .</b>	 <b>175</b>
✓ Сушка в барабанных установках . . . . .	175
Теплообмен в сушилке . . . . .	175
Конструкции сушилок . . . . .	186
Расчет сушилок . . . . .	190
Сушка в установках с кипящим слоем . . . . .	191
Длительность пребывания материала в слое . . . . .	194
Теплообмен . . . . .	200
Унос частиц из слоя . . . . .	207
Конструкции сушилок . . . . .	207
Тепловой расчет сушилок . . . . .	220
Аэрофонтанные сушилки . . . . .	222
Сушка дисперсных твердых материалов во взвешенном состоянии . . . . .	225
Сушка в пневматических трубах-сушилках . . . . .	226
Сушка в вихревом потоке . . . . .	233
Сушка распылением . . . . .	238
Распыление материалов . . . . .	239
Сушильные камеры . . . . .	250
Расчет сушилки . . . . .	256
 <b>Глава VI. Радиационная и кондуктивная сушка . . . . .</b>	 <b>261</b>
Кондуктивная сушка влажных материалов . . . . .	261
Механизм процесса . . . . .	262
Сушка сыпучих материалов . . . . .	266
Сушка тонких листовых материалов . . . . .	272
Сушка жидких и пастообразных материалов . . . . .	273

Сушка с использованием твердого промежуточного теплоносителя . . . . .	276
Сушка в среде жидкого теплоносителя . . . . .	277
Расчет сушилок . . . . .	277
Радиационная сушка . . . . .	278
Механизм процесса . . . . .	278
Генераторы излучения . . . . .	280
Радиационные сушилки . . . . .	282
Расчет сушилок . . . . .	285
Вакуумная радиационно-кондуктивная сушка . . . . .	288
<b>Глава VII. Технология сушки . . . . .</b>	<b>291</b>
Интенсификация и усовершенствование процессов сушки . . . . .	291
Сушка перегретым паром . . . . .	292
Сушка со сбросом давления . . . . .	300
Сушка жидких материалов с предварительным их перегревом . . . . .	301
Сушка растворов в струйных установках . . . . .	306
Сушка в пульсирующем потоке и при вибрациях частиц . . . . .	310
Сушка токами высокой частоты . . . . .	320
Комбинированные способы сушки . . . . .	323
Выбор оптимального режима сушки . . . . .	332
Выбор агента сушки . . . . .	333
Подготовка материала к сушке . . . . .	334
Оптимальный режим сушки . . . . .	335
Рециркуляция агента сушки (конвективная сушка) . . . . .	337
Изменение температуры материала в процессе сушки . . . . .	341
Получение порошкообразных и гранулированных продуктов . . . . .	346
Выбор рационального способа сушки . . . . .	363
<b>Глава VIII. Вспомогательное оборудование сушильных установок . . . . .</b>	<b>373</b>
Воздухоподогреватели . . . . .	373
Топки . . . . .	380
Устройства для выделения сухого продукта из потока теплоносителя . . . . .	390
Центробежные пылеотделители (циклоны) . . . . .	391
Мокрые пылеуловители . . . . .	395
Фильтры . . . . .	404
Холодильники . . . . .	407
Питатели и затворы . . . . .	414
Литература . . . . .	419
Предметный указатель . . . . .	423

## ПРЕДИСЛОВИЕ

**Д**анная книга посвящена вопросам сушки в химической промышленности. Сушка широко распространена в производстве полимерных материалов, минеральных удобрений, солей, органических веществ, синтетических красителей, химических волокон, тканей и т. д. Во многих случаях сушка является одной из важнейших операций, определяющих не только качество готовой продукции, но и технико-экономические показатели производства в целом.

Сушка влажных материалов представляет собой технологический процесс, или точнее, совокупность процессов переноса тепла и массы, сопровождающихся структурно-механическими, а в ряде случаев и химическими изменениями высушиваемого вещества. Результаты новейших исследований в области теории сушки позволяют на научной основе подходить к проблеме интенсификации этого процесса и выбору рационального способа и оптимального режима сушки.

В химической промышленности процесс сушки имеет специфические особенности, так как часто сопровождается химическими реакциями или какими-либо термическими процессами. Кроме того, материалы и вещества, подвергаемые сушке, чрезвычайно разнообразны по физическим и химическим свойствам, а технология производства получаемых продуктов весьма различна. Эти особенности процесса сушки химических продуктов по возможности учтены в книге.

Основной задачей современной сушильной техники является создание новых комбинированных методов сушки, которые обеспечивали бы не только интенсификацию процесса, но и наилучшие технологические свойства высушиваемых материалов.

В книге приведены основные положения теории тепло- и массообмена в процессе сушки влажных материалов, знание которых позволяет правильно подойти к технологии сушки. Сделана попытка дать единую методику расчета различных процессов сушки. В материальных балансах и статических тепловых расчетах

учитываются процессы дегидратации и химические реакции. Рассмотрена методика аналитического расчета тепловых балансов и графо-аналитического с помощью  $I-d$ -диаграммы для многозонных сушилок.

В расчетах габаритов сушильной установки при различных способах подвода тепла рассмотрены два случая: когда длительность сушки зависит от внешних условий переноса тепла и массы и когда — от внутренней диффузии влаги. Кроме того, отдельно описаны установки, в которых при современном уровне знаний практически трудно определить действительное время пребывания материала в сушильной камере. Самостоятельно рассмотрены вопросы определения дисперсности материала и гидродинамика двухфазного потока.

Основные методы сушки нами классифицированы по способу подвода тепла к высушиваемому материалу и по гидродинамическим условиям в сушильной камере. Учтены новые работы в области определения действительной движущей силы переноса тепла и массы, немоделируемость некоторых способов сушки и т. д.

В разделе, посвященном сушке во взвешенном и полувзвешенном состоянии, большое внимание уделено гидродинамике процесса, длительности пребывания материала в зоне сушки и выбору рациональной конструкции аппарата. В разделах, касающихся технологии сушки, даны рекомендации по выбору рационального способа и оптимального режима сушки, рассмотрены ее способы, обеспечивающие требуемую форму конечного продукта (например, получение порошков и гранул), и т. д.

Для облегчения выбора рационального режима сушки приведена классификация влажных материалов и даны основные технико-экономические показатели, характеризующие процесс сушки.

подавляющее большинство новых как отечественных, так и зарубежных работ в области сушки нашли соответствующее отражение во всех разделах книги, и она является обобщением результатов исследований многих авторов. В книге использованы работы таких ведущих ученых и инженеров СССР в области теории, техники и технологии сушки, как А. В. Лыков, И. М. Федоров, П. Г. Романков, П. Д. Лебедев, А. П. Ворошилов, Н. М. Михайлов, М. Ю. Лурье, А. Н. Плановский, Ю. Л. Кавказов, а также труды зарубежных ученых: Вилы и Гапоряня (Франция), В. Маршала и В. Ранца (США), Риозо Тоэн (Япония), О. Кришера (ФРГ), В. Ваничека, Й. Валхаржа (ЧССР) и др.

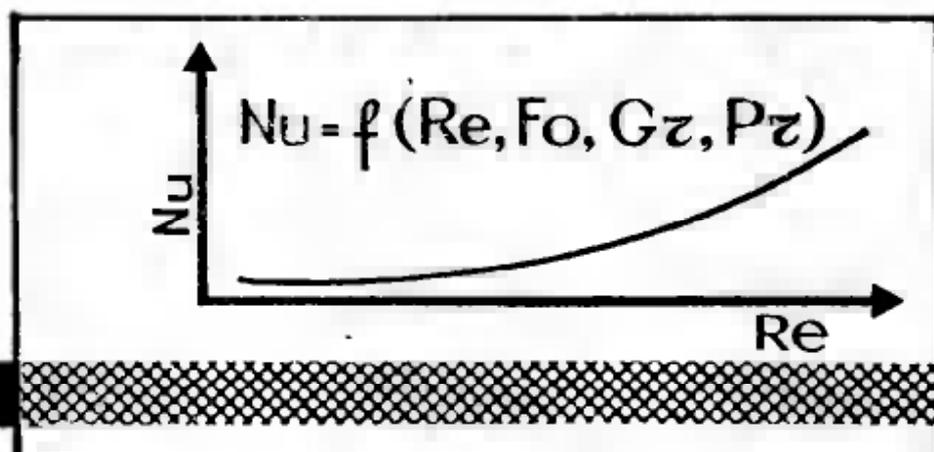
Все критические замечания читателей будут приняты нами с благодарностью.

Автор выражает признательность рецензентам — докт. техн. наук проф. А. Н. Плановскому и инж. С. Д. Эвенчику за ценные советы, сделанные ими при ознакомлении с рукописью.

*М. В. Лыков*

## ОСНОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- $d$  — влагосодержание газа,  $кг/кг$   
 $\omega^c$  — влагосодержание материала,  $кг/кг$  (%)  
 $\omega$  — влажность материала, %  
 $u$  — скорость газового потока,  $м/сек$   
 $L$  — расход агента сушки,  $кг/г$   
 $G$  — производительность аппарата,  $кг/ч$   
 $W$  — количество испаряемой влаги,  $кг/ч$   
 $i$  — энтальпия пара,  $ккал/кг$   
 $I$  — энтальпия газа,  $ккал/кг$   
 $P$  — давление,  $ат$  ( $мм$  вод. ст.,  $н/м$ )  
 $\Delta p$  — перепад давления,  $мм$  вод. ст.  
 $t$  — температура среды,  $^{\circ}C$   
 $r$  — удельная теплота парообразования,  $ккал/кг$   
 $c$  — теплоемкость,  $ккал/(кг \cdot град)$   
 $Q$  — расход тепла,  $ккал/ч$   
 $q$  — удельный расход тепла, отнесенный к 1  $кг$  испаряемой влаги,  $ккал/кг$   
 $A_V$  — напряжение единицы объема сушилки по испаренной влаге,  $кг/(м^3 \cdot ч)$   
 $A_F$  — напряжение сушилки по влаге, отнесенное к единице поверхности,  $кг/(м^2 \cdot ч)$   
 $F$  — поверхность (сечение),  $м^2$   
 $D$  — коэффициент диффузии,  $м^2/ч$   
 $m$  — интенсивность сушки,  $кг/(м^2 \cdot ч)$   
 $\alpha$  — коэффициент теплообмена (теплоотдачи),  $ккал/(м^2 \cdot ч \cdot град)$   
 $\alpha_V$  — объемный коэффициент теплообмена (теплоотдачи),  $ккал/(м^3 \cdot ч \cdot град)$   
 $\gamma$  — плотность материала,  $кг/м^3$   
 $(\gamma u)$  — массовая скорость газов,  $кг/(м^2 \cdot сек)$   
 $\delta$  — величина частиц,  $мк$   
 $\epsilon_0$  — порозность неподвижного материала  
 $\vartheta$  — температура материала,  $^{\circ}C$   
 $\lambda$  — коэффициент теплопроводности,  $ккал/(м \cdot ч \cdot град)$   
 $\tau$  — время,  $мин$  ( $сек$ ,  $ч$ )  
 $\omega$  — окружная скорость,  $сек^{-1}$



## ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ ТЕОРИИ СУШКИ СВОЙСТВА ВЛАЖНОГО ГАЗА

**В**лажный газ представляет собой смесь сухого газа с парами любой жидкости. Состояние влажного газа определяется температурой и давлением. С достаточной для технических расчетов степенью точности влажный газ подчиняется всем законам смеси идеальных газов. Каждый компонент  $i$  газовой смеси занимает тот же объем  $V$ , что и вся смесь, имеет температуру смеси  $T$  и парциальное давление  $p_i$ :

$$p_i = \frac{M_i RT}{\mu_i V} = \frac{\nu_i}{V} RT = n_i k T \quad (1-1)$$

где  $M_i$  и  $\mu_i$  — соответственно общая масса (в кг) и масса 1 моль (кг/моль)  $i$ -го компонента;

$\nu_i$  и  $n_i$  — соответственно число молей ( $\nu_i = M_i/\mu_i$ ) и число молекул в единице объема  $i$ -го компонента;

$k$  — постоянная Больцмана, равная отношению  $R/N$ ;

$R$  — универсальная газовая постоянная;

$N$  — число Авогадро (число молекул в 1 моль газа).

Согласно закону Дальтона, общее давление газовой смеси равно сумме парциальных давлений ее компонентов:

$$p = p_1 + p_2 + \dots + p_i \quad (1-2)$$

Плотность газовой смеси  $\gamma = M/V$  кг/м<sup>3</sup>

где  $M$  — масса смеси, кг;

$V$  — объем смеси, м<sup>3</sup>.

Сухой воздух состоит в основном из азота и кислорода. В сухих топочных газах, полученных при полном сгорании топлива, содержится, кроме того, определенное количество двуокиси углерода, а также летучей золы. Из всех физических параметров сухого газа и воздуха различаться будут только величины плот-

ности и теплоемкости, и то лишь при больших содержаниях  $\text{CO}_2$ . Поэтому для процесса сушки состав сухого газа существенного значения не имеет (если газ не образует химических соединений с водяным паром).

В первом приближении можно считать, что влажный воздух представляет собой бинарную смесь водяного пара и сухого воздуха. Тогда барометрическое давление будет равно сумме давлений сухого воздуха  $p_v$  и водяного пара  $p_n$ :

$$p = p_v + p_n$$

Смесь сухого газа и перегретого водяного пара называют ненасыщенным влажным газом, а смесь сухого газа и насыщенного водяного пара — насыщенным влажным газом.

Влажность газа выражают в абсолютных или относительных величинах. Абсолютная влажность — масса пара жидкости, содержащейся в  $1 \text{ м}^3$  газа. Относительной влажностью  $\varphi$  называется отношение концентрации водяного пара  $C_n$ , содержащегося в  $1 \text{ м}^3$  воздуха, к максимальной концентрации, которую может иметь пар в том же объеме, при той же температуре и атмосферном давлении:

$$\varphi = \frac{C_n}{C_{\text{max}}} \cdot 100 = \frac{C_n}{\gamma_n} \cdot 100\%$$

Если приближенно применить к пару уравнение Менделеева—Клапейрона, то для влажного газа получим следующее соотношение:

$$\varphi \cong \frac{p_n}{p_n} \cdot 100\% \quad (1-3)$$

где  $p_n$  и  $p_n$  — соответственно парциальное давление ненасыщенного пара и давление насыщенного пара при температуре смеси.

Если температура меньше той, при которой давление пара становится равным атмосферному, то максимальное содержание пара  $C_{\text{max}}$  численно равно плотности насыщенного пара  $\gamma_n$  при той же температуре.

Давление насыщенного пара является функцией только температуры. Зависимость давления насыщенного пара от температуры ( $T = 273 + t$ ) может быть выражена эмпирическим уравнением:

$$\lg p_n = A - \frac{a}{T} \quad (1-4)$$

где  $A$  и  $a$  — константы уравнения.

Ниже приведены значения  $A$  и  $a$  для различных жидкостей по данным А. В. Болгарского [7]:

Жидкость	$A$	$a$	Температурные пределы, °C
Вода . . . . .	5,9778	2224,4	От 20 до 100
	5,6485	2101,1	» 100 » 200
Аммиак . . . . .	5,1472	1230,9	» —50 » 30
Этиловый спирт	6,2660	2196,5	» —20 » 120

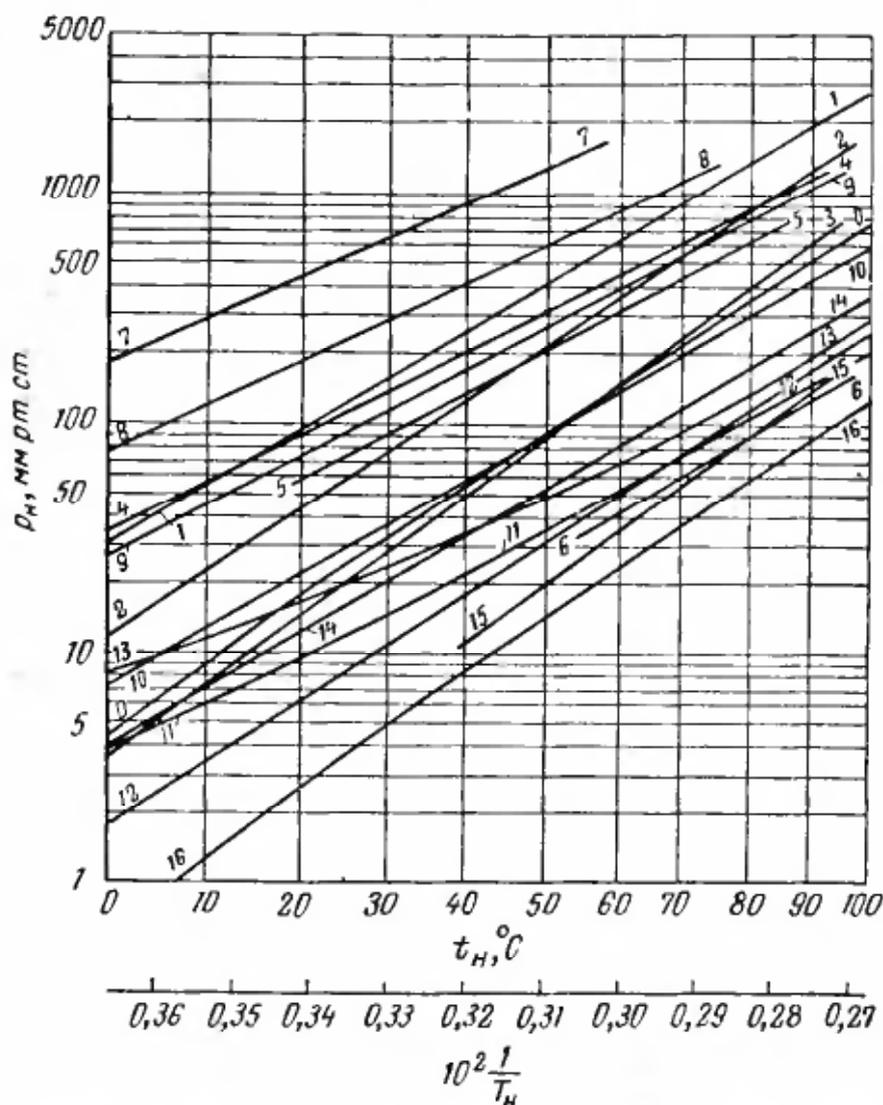


Рис. I-1. Зависимость давления насыщенных паров от температуры для некоторых жидкостей:

0 — вода; 1 — метиловый спирт; 2 — этиловый спирт; 3 — м-пропиловый спирт; 4 —  $\text{CCl}_4$ ; 5 — трихлорэтилен; 6 — трихлорэтан; 7 — диэтилэфир; 8 — ацетон; 9 — бензол; 10 — толуол; 11 — о-ксилол; 12 — м-ксилол; 13 — п-ксилол; 14 — н-октан; 15 — нонан; 16 — декан.

На рис. I-1 дана зависимость давления насыщенных паров от температуры для некоторых жидкостей.

При рассмотрении процессов сушки и увлажнения за основную расчетную величину принимают массу сухой части влажного газа, так как она в этих процессах не изменяется.

Масса пара, содержащаяся во влажном газе, отнесенная к массе сухого газа, называется влагосодержанием газа ( $d$ , кг/кг).

Влагосодержание газа равно:

$$d = \frac{C_{\text{п}}}{C_{\text{с.г}}} \text{ кг/кг}$$

или для воздуха

$$d = \frac{\mu_{\text{п}}}{\mu_{\text{г}}} \cdot \frac{p_{\text{п}}}{p - p_{\text{п}}} = \frac{18}{29} \cdot \frac{p_{\text{п}}}{p - p_{\text{п}}} = 0,622 \frac{p_{\text{п}}}{p - p_{\text{п}}} \text{ кг/кг} \quad (1-5)$$

где  $\mu_{\text{п}}$  и  $\mu_{\text{г}}$  — молекулярные веса соответственно пара и газа;  
 $C_{\text{с.г}}$  — концентрация сухих газов, кг/м<sup>3</sup> газа.

Плотность влажного газа равна:

$$\begin{aligned} \gamma &= C_{с.г} + C_{п} = \gamma_{с.г}^0 \frac{273}{T} \cdot \frac{p - p_{п}}{p} + \gamma_{п}^0 \frac{273}{T} \cdot \frac{p_{п}}{p} = \\ &= \frac{273}{pT} [\gamma_{с.г}^0 (p - p_{п}) + \gamma_{п}^0 p_{п}] \text{ кг/м}^3 \end{aligned} \quad (1-6)$$

где  $\gamma_{с.г}^0$  — плотность сухого газа при  $0^\circ \text{C}$  (для воздуха  $1,293 \text{ кг/м}^3$ );  
 $\gamma_{п}^0$  — плотность пара при  $0^\circ \text{C}$  (для водяного пара  $0,804 \text{ кг/м}^3$ ).

Для смеси с водяным паром

$$\gamma = 0,289 \frac{p}{T} \cdot \frac{1 + d}{0,622 + d} \text{ кг/м}^3 \text{ влажного газа} \quad (1-7)$$

Удельный объем влажного воздуха  $v$ , отнесенный к  $1 \text{ кг}$  сухого воздуха, можно подсчитать по соотношению:

$$v = 3,46 \frac{273 + t}{p} (0,622 + d) \text{ м}^3/\text{кг} \quad (1-8)$$

При давлении  $p = 745 \text{ мм рт. ст.}$  оно примет вид:

$$v_0 = 4,64 \cdot 10^{-3} (0,622 + d) (273 + t) \text{ м}^3/\text{кг}$$

Плотность влажного газа, выраженная через  $v_0$ , равна:

$$\gamma = \frac{1 + d}{v_0} \text{ кг/м}^3$$

Согласно первому закону термодинамики, изменение внутренней энергии  $dE$  тела или системы тел происходит в результате совершения работы  $p dV$  и теплообмена  $dQ$ :

$$dQ = dE + p dV \quad (1-9)$$

При постоянном давлении ( $p = \text{const}$ ) соотношение (1-9) можно записать в виде:

$$dQ_p = d(E + pV) = dI$$

где  $I = E + pV$  — энтальпия (теплосодержание) системы.

Если система теплоизолирована ( $dQ = 0$ ), то энтальпия сохраняет неизменное значение ( $I = \text{const}$ ). Принимают, что энтальпия воды при температуре  $0^\circ \text{C}$  и давлении насыщенных водяных паров равна нулю.

Различают истинную теплоемкость при данной температуре  $c' = dQ/dT$  и среднюю теплоемкость в интервале температур от  $t_1$  до  $t_2$ :

$$c = \frac{1}{t_2 - t_1} \int_{t_1}^{t_2} c' dT \quad (1-10)$$

Различают также изохорную теплоемкость (при постоянном объеме)  $c_v = (dE/dT)_v$  и изобарную теплоемкость (при постоянном давлении)  $c_p = (dI/dT)_p$ .

В большинстве случаев процессы сушки протекают при постоянном давлении. Поэтому в дальнейшем будем пользоваться теплоемкостью газа  $c$  при постоянном давлении (индекс  $p$  опускаем).

В табл. I-1 приведены значения теплоемкости различных газов в зависимости от температуры. Мольная теплоемкость  $\mu c$  для одноатомных газов равна 5 ккал/моль, для двухатомных 7 ккал/моль.

ТАБЛИЦА I-1

Средняя теплоемкость газов  $c$  при постоянном давлении  
[в ккал/(кг·град)]

$t, ^\circ\text{C}$	$c_{\text{O}_2}$	$c_{\text{N}_2}$	$c_{\text{H}_2}$	$c_{\text{CO}_2}$	$c_{\text{H}_2\text{O}}$	$c_{\text{возд.}}$
0	0,219	0,243	3,394	0,196	0,443	0,240
100	0,221	0,249	3,428	0,208	0,446	0,240
200	0,224	0,250	3,447	0,218	0,451	0,242
300	0,227	0,251	3,455	0,227	0,457	0,243
400	0,231	0,253	3,461	0,235	0,463	0,246
500	0,234	0,255	3,468	0,242	0,470	0,248
600	0,237	0,257	3,477	0,249	0,478	0,251
700	0,240	0,260	3,488	0,255	0,485	0,254
800	0,243	0,263	3,501	0,260	0,493	0,256
900	0,245	0,265	3,516	0,265	0,501	0,259
1000	0,247	0,267	3,533	0,269	0,509	0,261
1100	0,249	0,270	3,552	0,273	0,517	0,263
1200	0,251	0,272	3,572	0,277	0,524	0,265
1300	0,253	0,274	3,592	0,280	0,532	0,267
1400	0,254	0,276	3,614	0,283	0,539	0,269
1500	0,256	0,278	3,635	0,286	0,546	0,270
2000	0,263	0,285	3,743	0,297	0,578	0,278
2500	0,268	0,291	3,847	0,305	0,603	0,283

Удельную теплоемкость влажного газа  $c$  относят к 1 кг сухого газа:

$$c = c_{с.г} + d c_{п} \text{ ккал/(кг·град)} \quad (\text{I-11})$$

где  $c_{с.г}$  и  $c_{п}$  — теплоемкости соответственно сухого газа и пара, ккал/(кг × град).

Энтальпия влажного газа равна сумме энтальпий компонентов, составляющих паро-газовую смесь:

$$I = I_0 + \int_{T_0}^T c dT \quad (\text{I-12})$$

или

$$I = c_{с.г} t + d i_{п} \text{ ккал/кг сухого газа} \quad (\text{I-13})$$

Здесь  $I_0$  — энтальпия образования вещества при температуре  $T_0$ ;

$$i_{п} = i_{н} + c_{п} (t - t_{н}) \text{ ккал/кг} \quad (\text{I-14})$$

$$i_{н} = c_{ж} t_{н} + r \text{ ккал/кг} \quad (\text{I-15})$$

где  $i_{\text{п}}$  — энтальпия перегретого пара;  
 $i_{\text{н}}$  — энтальпия насыщенного пара;  
 $t$  — температура, при которой принимается энтальпия газа и пара;  
 $t_0$  — начальная температура газа;  
 $t_{\text{н}}$  — температура насыщенного пара, зависящая от давления;  
 $c_{\text{ж}}$  — теплоемкость жидкости;  
 $r$  — удельная теплота испарения при температуре  $t_{\text{н}}$ ; для воды примерно  $r = 595 - 0,55t_{\text{н}}$ .

Энтальпию перегретого водяного пара с достаточной для технических расчетов точностью можно определить по формуле Рамзина:

$$i_{\text{п}} = 595 + 0,47t \text{ ккал/кг} \quad (1-16)$$

### Диаграмма влажного воздуха

В настоящее время общепринятой диаграммой влажного воздуха является диаграмма  $I-d$ , впервые построенная Л. К. Рамзиным (рис. 1-2). На этой диаграмме по оси ординат откладывают энтальпию ( $I$ , ккал/кг сухого газа), по оси абсцисс — влагосодержание ( $d$ , г/кг сухого газа). Барометрическое давление принято равным 745 мм рт. ст.

На поле диаграммы нанесены изотермы (линии постоянной температуры), изогидры (кривые одинаковой относительной влажности  $\phi$ ) и прямые линии температур мокрого термометра ( $t_{\text{м}}$ ), имеющие небольшой наклон к линии энтальпии.

Линию  $t_{\text{м}} = \text{const}$  можно построить следующим образом. При адиабатическом насыщении ( $\phi = 100\%$ ) влагосодержание воздуха максимально и равно  $d_{\text{н}}$ , а температуры жидкости и воздуха равны  $t_{\text{м}}$ . Проводим вспомогательную линию  $I_{\text{м}} = \text{const}$  через точку  $A$ . Затем по оси ординат ( $d = 0$ ) вниз от полученной точки  $B$  откладываем отрезок, равный  $c_{\text{ж}} d_{\text{н}} t_{\text{м}}$  (точка  $C$ ). Прямая, соединяющая точку  $C$  с  $A$ , и будет линией  $t_{\text{м}} = \text{const}$ .

При различном давлении и одной и той же температуре масса влаги, насыщающей 1 кг воздуха, неодинакова. С увеличением давления линии относительной влажности смещаются в сторону большего значения энтальпий. Поэтому для давлений, отличных от 745 мм рт. ст., можно пользоваться  $I-d$ -диаграммой с соответствующими поправками.

Влагосодержание при заданном давлении  $p'$  можно определить из соотношения:

$$d' = \frac{0,622}{\left(\frac{100p}{\phi}\right) \frac{1}{p'} - 1} \text{ кг/кг} \quad (1-17)$$

Например, линия насыщения при  $p = 745$  мм рт. ст. соответствует кривой  $\phi = 50\%$  при давлении 372,5 мм рт. ст.:

$$\frac{100p}{\phi} = \frac{100 \cdot 745}{100} = \frac{100 \cdot 372,5}{50}$$

На рис. 1-3—1-5 приведены значения теплопроводности  $\lambda$ , кинематической вязкости  $\nu$  и температуропроводности  $a$  влажного воздуха при  $p = 1 \text{ ат}$ . На рис. 1-6 и 1-7 показаны значения коэффициента диффузии водяного пара  $D$  и критерия Прандтля ( $Pr$ ) по данным [29].

При сушке таких химических продуктов, как краски, лаки, смолы и т. д., испаряемой жидкостью являются растворители (бензол, спирты, хлороформ и т. д.). В этих случаях строят  $I-d$ -диаграмму для смеси воздуха с парами любой жидкости, используя характеристическое уравнение состояния газов.

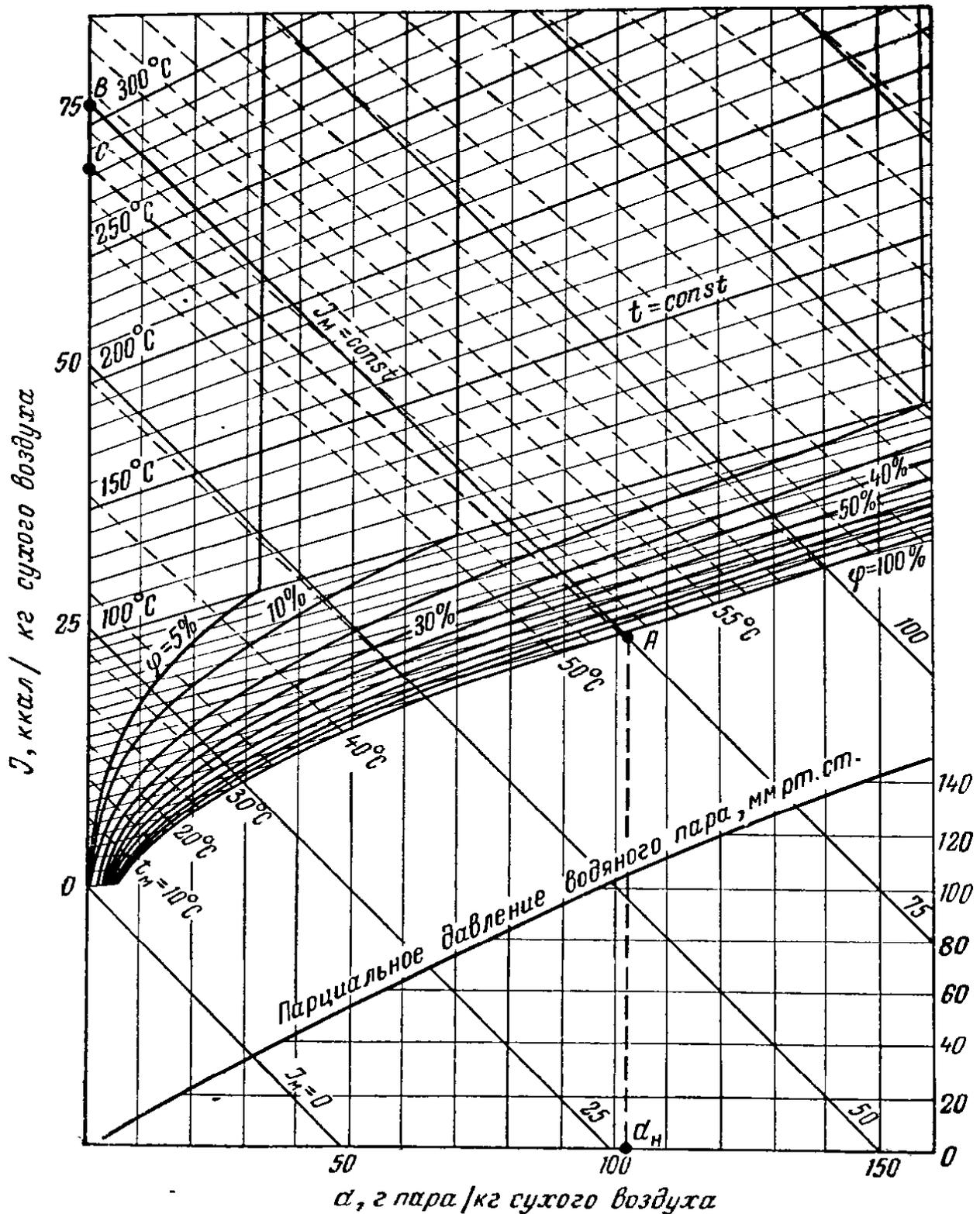


Рис. 1-2.  $I-d$ -диаграмма влажного воздуха.

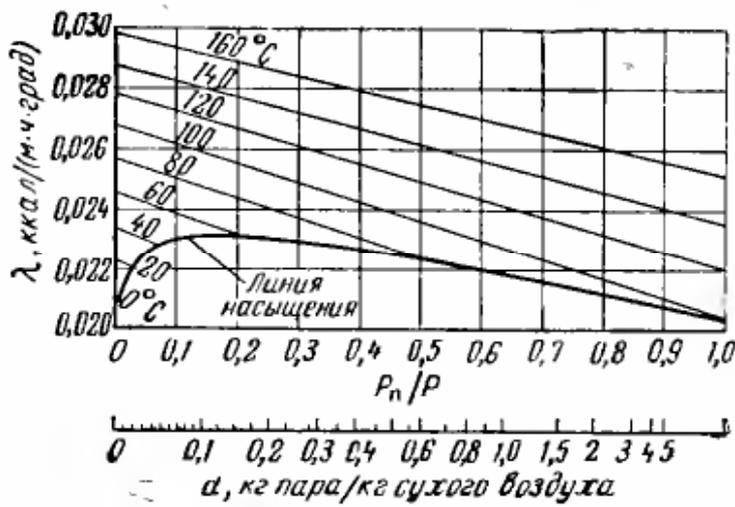


Рис. I-3. Зависимость теплопроводности воздуха  $\lambda$  от влагосодержания  $d$  при различной температуре.

Рис. I-4. Зависимость кинематической вязкости воздуха  $\nu$  от влагосодержания  $d$  при различной температуре.

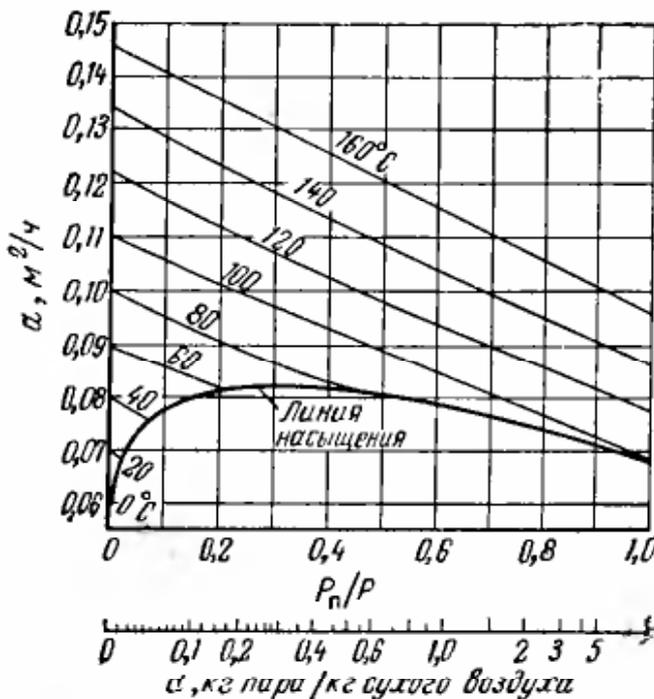
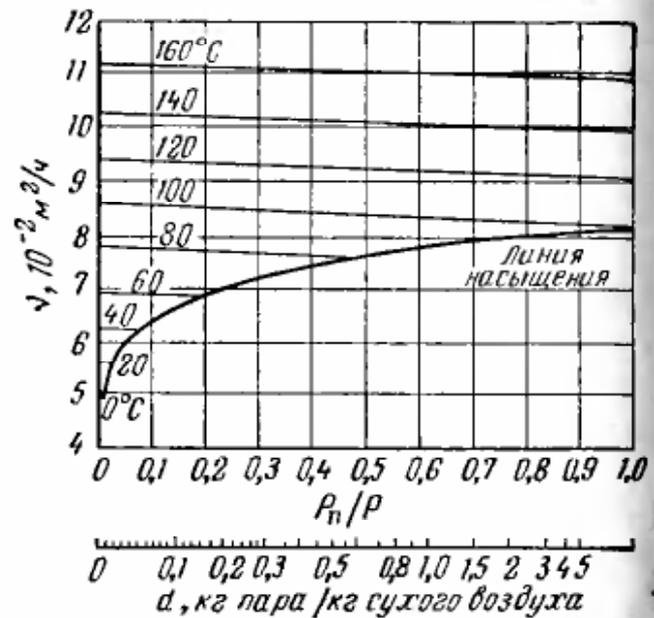


Рис. I-5. Зависимость температуропроводности воздуха  $\alpha$  от влагосодержания  $d$  при различной температуре.

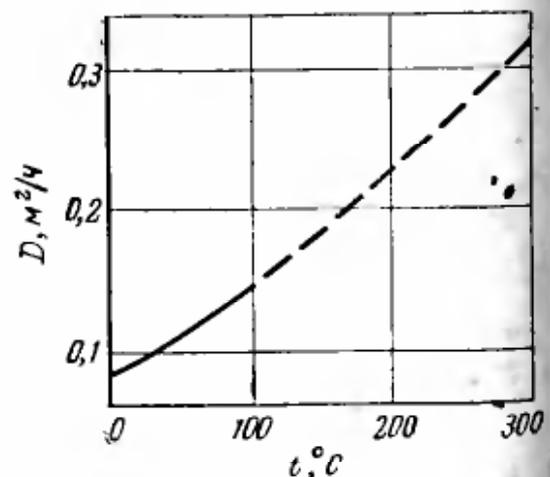


Рис. I-6. Зависимость коэффициента диффузии водяного пара  $D$  от температуры (пунктиром отмечен участок кривой, полученный экстраполяцией).

Зависимость между давлением насыщенных паров и удельной теплотой парообразования  $r$  имеет вид:

$$\lg p_n = \frac{\mu r}{4,573 T_k} + C$$

где  $C$  — константа уравнения, определенная опытным путем;  
 $T_k$  — температура кипения жидкости, °К.

Если известно давление насыщенного пара при различных температурах, можно определить теплоту парообразования по уравнению:

$$r = \frac{4,573}{\mu} \cdot \frac{\lg p_n' - \lg p_n''}{\frac{1}{T_k'} - \frac{1}{T_k''}} \text{ ккал/кг} \quad (I-18)$$

Используя правило Трутона  $T_k/T_{kp} \approx 2/3$ , можно получить приближенное соотношение:

$$\frac{\mu r'}{T_k'} = 21 = \text{const} \quad (I-19)$$

где  $r'$  — теплота парообразования при давлении 760 мм рт. ст., ккал/кг;  
 $T_k'$  — температура кипения при давлении 760 мм рт. ст., °К.

В общем случае теплоту парообразования можно определить по формуле Клапейрона—Клаузиуса:

$$r = T (v'' - v'_{ж}) \frac{dp}{dT} \quad (I-20)$$

где  $v''$  и  $v'_{ж}$  — удельные объемы соответственно насыщенных паров и жидкости при температуре  $T$  (в °К), м³/кг;  
 $dp/dT$  — производная давления по температуре, определяется из кривой фазового равновесия  $p_n = f(T)$ .

Широкое распространение в качестве теплоносителя получили топочные газы, которые перед подачей в сушилку разбавляют воздухом для снижения температуры.

В теплотехнических расчетах сушилок важнейшими параметрами являются энтальпия и влагосодержание топочных газов. Для их определения можно с достаточной для инженерных расчетов точностью пользоваться диаграммой  $I-d$  для влажного воздуха.

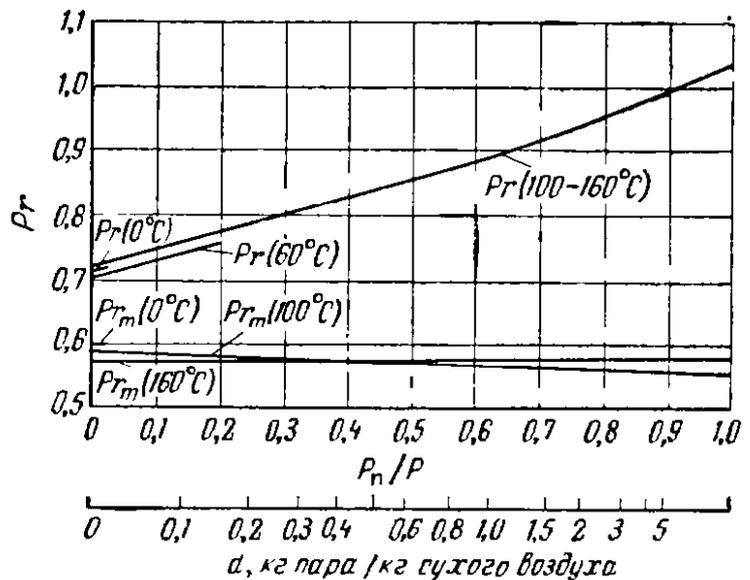


Рис. I-7. Зависимость теплообменного и массообменного критерия Прандтля  $Pr$  от температуры и влагосодержания воздуха  $d$ .

При расчете параметров смеси топочных газов и воздуха необходимо знать элементарный состав сжигаемого топлива. Элементарный состав топлива выражают в процентах его горючей или рабочей массы. Теплоту сгорания твердого и жидкого топлива можно определить калориметрированием или рассчитать по формулам Менделеева:

$$Q_B^P = 81C^P + 300H^P - 26(O^P - S^P) \text{ ккал/кг} \quad (I-21)$$

$$Q_H^P = Q_B^P - 6(9H^P + W^P) \text{ ккал/кг} \quad (I-22)$$

Теплота сгорания сухого газообразного топлива:

$$Q_H^P = 22,4(5,32CH_4 + 5,05C_2H_6 + 4,94C_3H_8 + 4,87C_4H_{10} + 4,83C_2H_2 + \\ + 5,07C_2H_4 + 4,91C_3H_6 + 4,84C_4H_8 + 1,64H_2S + \\ + 12,75H_2 + 1,08CO) \text{ ккал/кг} \quad (I-23)$$

$$Q_B^P = Q_H^P + 600 \sum \frac{0,09n}{12m + n} C_mH_n \text{ ккал/кг}$$

Теоретическое количество абсолютно сухого воздуха, необходимое для сжигания 1 кг твердого или жидкого топлива, равно:

$$L_0 = 0,115C^P + 0,342H^P - 0,043(O^P - S^P) \text{ кг/кг} \quad (I-24)$$

Для сжигания 1 кг сухого газообразного топлива:

$$L_0 = 1,38 \left( 0,0179CO + 0,248H_2 + 0,44H_2S + \sum \frac{m + \frac{n}{4}}{12m + n} C_mH_n - O_2 \right) \text{ кг/кг} \quad (I-25)$$

Масса сухого газа, полученного при сгорании 1 кг твердого или жидкого топлива, равна:

$$L_{с.г} = 1 + \alpha_T L_0 - \frac{9H^P + W^P + A^P}{100} \text{ кг/кг} \quad (I-26)$$

При сгорании 1 кг газообразного топлива:

$$L_{с.г} = 1 + \alpha_T L_0 - \sum \frac{0,09n}{12m + n} C_mH_n \text{ кг/кг} \quad (I-27)$$

В этих уравнениях  $\alpha_T$  — коэффициент избытка воздуха, равный отношению подаваемого в топку действительного количества воздуха ( $L_T$ ) к теоретическому его количеству ( $L_0$ ):

$$\alpha_T = \frac{L_T}{L_0}$$

Полную массу водяного пара, поступающего со смесью топочных газов и воздуха при сжигании твердого и жидкого топлива, можно подсчитать по соотношению:

$$L_{\text{п}} = \frac{9H^{\text{P}} + W^{\text{P}}}{100} + \alpha L_0 d_0 + W_{\text{T}} \text{ кг/кг топлива} \quad (I-28)$$

где  $\alpha$  — общий коэффициент избытка воздуха;

$d_0$  — влагосодержание дутьевого или добавляемого к топочным газам воздуха, кг/кг;

$W_{\text{T}}$  — масса водяного пара, применяемого для дутья или распыления топлива, кг/кг.

При сжигании сухого газообразного топлива:

$$L_{\text{п}} = \sum \frac{0,09n}{12m + n} C_m H_n + \alpha L_0 d_0 + W_{\text{T}} \text{ кг/кг топлива}$$

Зная массу водяного пара и сухих газов, нетрудно определить влагосодержание топочных газов:

$$d = \frac{L_{\text{п}}}{L_{\text{с.г}}} \text{ кг/кг} \quad (I-29)$$

Исходя из заданной (по режиму сушки) температуры смеси топочных газов и воздуха  $t_1$ , можно определить коэффициент избытка воздуха из теплового баланса, составленного на 1 кг топлива:

для твердого и жидкого топлива

$$\alpha = \frac{Q_{\text{в}}^{\text{P}} \eta_{\text{T}} + c_{\text{T}} t_{\text{T}} - \left(1 - \frac{9H^{\text{P}} + W^{\text{P}} + A^{\text{P}}}{100}\right) c_{\text{с.г}} t_1}{L_0 (c_{\text{с.г}} t_1 + i_{\text{п}} d_0 - I_0) - \frac{9H^{\text{P}} + W^{\text{P}}}{100} i_{\text{п}} + W_{\text{T}} (i'_{\text{п}} - i_{\text{п}})} \quad (I-30)$$

для газообразного топлива

$$\alpha = \frac{Q_{\text{в}}^{\text{P}} \eta_{\text{T}} + c_{\text{T}} t_{\text{T}} - \left(1 - \sum \frac{0,09n}{12m + n} C_m H_n\right) c_{\text{с.г}} t_1}{L_0 (c_{\text{с.г}} t_1 + i_{\text{п}} d_0 - I_0) - \left(\sum \frac{0,09n}{12m + n} C_m H_n\right) i_{\text{п}} + W_{\text{T}} (i'_{\text{п}} - i_{\text{п}})} \quad (I-31)$$

где  $c_{\text{T}}$  и  $t_{\text{T}}$  — соответственно теплоемкость [ккал/(кг·град)] и температура (°С) топлива;

$i'_{\text{п}}$  — энтальпия дутьевого, или форсуночного, пара, ккал/кг;

$c_{\text{с.г}}$  — теплоемкость сухих газов (может быть принята равной теплоемкости воздуха), ккал/(кг·град);

$i_{\text{п}}$  — энтальпия пара при температуре  $t_1$ , ккал/кг;

$\eta_{\text{T}}$  — к. п. д. топки, учитывающий потери тепла в окружающую среду (потери от химической и механической неполноты сгорания не учитываются  $\eta_{\text{T}}$ , так как при подсчете  $L_{\text{п}}$  и  $L_{\text{с.г}}$  предполагается полное сгорание).

Энтальпия топочных газов, полученных при сжигании твердого, жидкого и газообразного топлива, равна:

$$I = \frac{Q_{\text{в}}^{\text{р}} \eta_{\text{т}} + c_{\text{т}} t_{\text{т}} + \alpha L_0 I_0 + W_{\text{т}} i'_{\text{п}}}{L_{\text{с.г}}} \text{ ккал/кг газа} \quad (1-32)$$

Объем газов определяют по уравнению:

$$V_{\text{г}} = \frac{L_{\text{с.г}}}{\gamma_{\text{с.г}}} + \frac{L_{\text{п}}}{0,805} \text{ м}^3/\text{кг топлива}$$

где  $\gamma_{\text{с.г}}$  — плотность сухих газов,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

### Потенциалы переноса тепла и массы вещества

В состоянии термодинамического равновесия потенциалы компонентов системы или различных частей тела одинаковы, т. е.

$$P_1 = P_2 = \dots = P_t$$

Перенос энергии и вещества происходит в направлении от большего потенциала к меньшему.

В открытых системах уравнением, отражающим второй закон термодинамики, является уравнение Гиббса:

$$T dS = dE + p dV - \sum_{i=1}^n \mu_i dm_i \quad (1-33)$$

где  $S$  — энтропия системы;

$E$  — внутренняя энергия;

$m_i$  — масса  $i$ -го вещества;

$\mu_i$  — химический потенциал  $i$ -го вещества.

В процессах массообмена потенциалом переноса является химический потенциал, а обобщенной координатой — масса вещества.

Для паро-газовой смеси, подчиняющейся закону идеального газа, потенциал массопереноса при  $p = \text{const}$  и  $T = \text{const}$  равен:

$$\mu = A(T) - RT \ln \frac{p_{\text{п}}}{p} \quad (1-34)$$

где  $A(T)$  — коэффициент.

В практических условиях сушки приближенно принимаются условия  $V = \text{const}$  и  $p = \text{const}$ , поэтому за потенциал переноса массы вещества можно принимать парциальное давление пара при адиабатных условиях испарения ( $p = p_{\text{п}}$ ).

В процессе теплообмена ( $dQ = TdS$ ) потенциалом переноса является температура, а обобщенной координатой — энтропия.

### СВОЙСТВА ВЛАЖНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Сушке подвергаются влажные материалы с разной структурой, различными физико-химическими, механическими и другими свойствами. Знание этих свойств позволяет правильно выбрать наиболее рациональный способ сушки и конструкцию аппарата.

**Влажность.** Под влагой мы подразумеваем любую жидкость, которая в процессе сушки должна быть частично или полностью удалена. Количество влаги, содержащейся в материале, выраженное в процентах, называется влажностью материала. Различают относительную влажность  $w, \%$  (отношение массы влаги к массе всего материала) и влагосодержание  $w^c, \%$  (отношение массы влаги к массе абсолютно сухого материала):

$$w = 100 \frac{W}{G} = 100 \frac{W}{G_c + W} \quad (I-35)$$

$$w^c = 100 \frac{W}{G_c} \quad (I-35a)$$

где  $W, G$  и  $G_c$  — масса соответственно влаги, всего материала и сухого материала, кг.

Зависимость между влагосодержанием и относительной влажностью имеет вид:

$$w^c = \frac{100w}{100 - w} \% \quad \text{и} \quad w = \frac{100w^c}{100 + w^c} \% \quad (I-36)$$

**Связь влаги с материалом.** Свойства влажных материалов в значительной степени определяются формами связи содержащейся в них воды. В работах П. А. Ребиндера [42] показано, что единственно правильным методом оценки форм связи влаги с материалом является определение величины энергии связи, т. е. работы, совершаемой при отрыве 1 моль воды от вещества постоянного состава с данным влагосодержанием.

При одной и той же температуре парциальное давление пара связанной воды меньше, чем давление свободной влаги. Из уравнения Гиббса—Гельмгольца выводится зависимость между давлением пара связанной воды, температурой и теплотой испарения:

$$p = p_n \exp \left( -\frac{q}{RT} \right) \quad (I-37)$$

где  $p$  — давление паров связанной воды;  
 $p_n$  — давление паров над чистой водой;  
 $q$  — теплота испарения воды.

По величине и природе энергии связи следует различать четыре формы связи воды с дисперсными системами.

**Химически связанная вода.** Различают ионную связь влаги с материалом и воду молекулярных соединений типа кристаллогидратов ( $\text{CaSO}_4 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ ), причем связь последней с материалом значительно слабее. Свободную энергию связи воды и теплоту разрыва связи можно рассчитать, приняв за основу зависимость давления насыщенного пара свободной воды от температуры.

Для кристаллогидратов сульфата меди имеем при  $25^\circ \text{C}$  ( $p_n = 23,8 \text{ мм рт. ст.}$ ) следующие значения свободной энергии связи  $A$ :

для  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$   $p = 7,8 \text{ мм рт. ст.}$ ,  $A = 2,74 \cdot 10^{10} \text{ эрг/моль}$ ;

для  $\text{CuSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$   $p = 0,8 \text{ мм рт. ст.}$ ,  $A = 84 \cdot 10^{10} \text{ эрг/моль}$ .

*Адсорбционно связанная вода.* Основное ее количество находится в виде мономолекулярного слоя на поверхностях капилляров пористого тела. Адсорбция воды сопровождается выделением тепла. Мономолекулярный слой воды находится под большим давлением, обусловленным молекулярным силовым полем, в результате чего плотность жидкости увеличивается. Адсорбционно связанная вода несколько отличается от свободной воды (теплоемкость ее меньше единицы, она обладает свойствами упругого твердого тела, не способна растворять электролиты и т. д.).

*Капиллярно связанная вода.* Вода, заключенная в капиллярах, является свободной водой, за исключением тончайшего слоя адсорбционно связанной воды у стенок капилляра. Однако давление пара в капилляре отличается от давления паров над плоской поверхностью.

В условиях полного смачивания энергия капиллярной связи не зависит от свойств стенок и от количества воды в капиллярах.

По закону Кельвина давление пара над мениском радиуса  $r$  равно:

$$p(r) = p_n \exp\left(-\frac{2\sigma}{r} \cdot \frac{v_0}{RT}\right) \quad (1-38)$$

где  $\sigma$  — поверхностное натяжение;  
 $v_0$  — удельный объем.

Давление пара жидкости над мениском макрокапилляра ( $r \geq 10^{-6} \text{ см}$ ) практически равно давлению насыщенного пара над свободной поверхностью жидкости.

Работами Н. Н. Федякина [43] было установлено, что поверхностное натяжение и вязкость воды в капиллярах радиусом до  $3,8 \cdot 10^{-6} \text{ см}$  такие же, как и для свободной воды.

*Осмотически связанная вода.* Осмотический характер связи наиболее ярко выражен в разбавленных растворах. По закону Рауля относительное понижение давления насыщенного пара растворителя под действием растворенного вещества в разбавленных растворах равно мольной доле этого вещества  $v_i$ :

$$\frac{p_n - p}{p_n} = v_{i,0} = 1 - v_{0,0} \quad (1-39)$$

где  $v_{0,0}$  — мольная доля воды в растворе.

Небольшое понижение давления пара раствора указывает на наличие связанной воды.

Кроме перечисленных форм связи влаги с материалом необходимо учитывать свободную механически захваченную воду, удерживаемую в дисперсной системе. Сюда надо отнести также воду, поглощенную материалом при непосредственном соприкосновении с ней.

В зависимости от количества поглощенного вещества и форм связи влажные материалы можно разделить на следующие группы: капиллярно-пористые, коллоидные и капиллярно-пористые коллоидные.

Если жидкость связана в материале в основном капиллярными силами, то он называется капиллярно-пористым (песок  $\text{SiO}_2$ , активированный уголь, обожженная глина и т. д.). Такие вещества после удаления жидкости часто становятся хрупкими, неэластичными, впитывают любую смачивающую жидкость.

В случае преобладания осмотической формы связи влаги с материалом его называют коллоидным (желатина, мучное тесто и т. д.). Такие тела при удалении жидкости значительно изменяют свои размеры.

Капиллярно-пористые коллоидные тела обладают свойствами капиллярно-пористых и коллоидных тел.

Количество связанной воды определяется по теплотам смачивания абсолютно сухого тела, по изменению электро-физических характеристик тела (электропроводность, произведение электрической проницаемости на тангенс угла диэлектрических потерь и т. д.). Электро-физические характеристики для жидкости, связанной адсорбционно, и для капиллярной жидкости резко различны.

**Гигротермическое равновесное состояние влажных материалов.** Исследование равновесного состояния влажного материала представляет значительный интерес для изучения связи влаги с материалом и имеет также большое практическое значение для технологии сушки материалов.

В состоянии равновесия с влажным воздухом температура тела равна температуре воздуха, а давление паров воды в теле ( $p_m$ ) равно парциальному давлению в воздухе ( $p_c$ ). В этот момент (при  $p_m = p_c$ ) влажность тела имеет определенное значение, называемое равновесной влажностью или равновесным влагосодержанием.

Равновесная влажность зависит от температуры, влажности воздуха и от способа достижения равновесия. Если тело в процессе равновесия отдает влагу, равновесие достигается путем десорбции, или сушки. Если тело поглощает влагу, равновесие наступает в результате сорбции, или увлажнения.

Изменяя влажность воздуха при постоянной температуре, можно получить зависимость между равновесной влажностью (влагосодержанием) тела и влажностью воздуха в виде кривой, называемой изотермой. В зависимости от способа достижения рав-

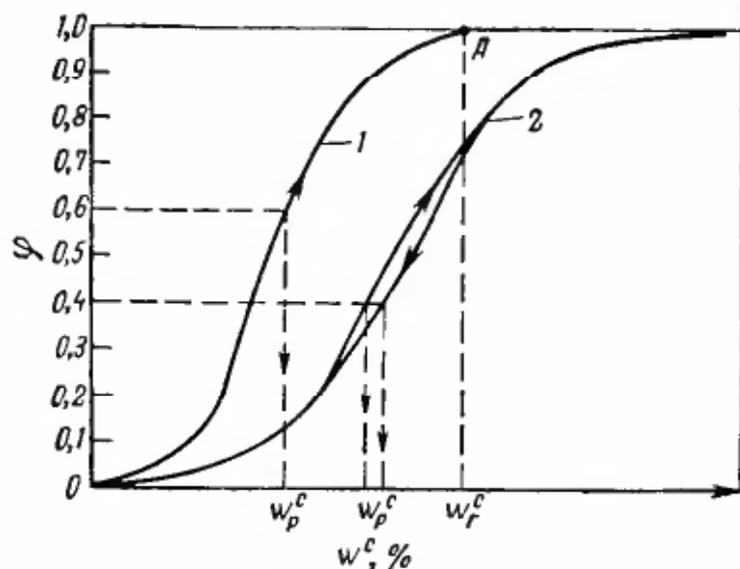


Рис. 1-8. Типичные изотермы сорбции:

1 — для капиллярно-пористых тел; 2 — для коллоидных тел ( $w^c$  — влагосодержание материала;  $\varphi$  — влажность воздуха).

от  $\varphi = 0,3$  до  $\varphi = 0,8$  равновесное влагосодержание по изотерме сорбции меньше, чем по изотерме десорбции.

Явление гистерезиса объясняется, вероятно, тем, что при определении зависимостей  $w_p^c = f(\varphi)$  в опытах не достигается полное равновесие по всему объему тела. С помощью кривых сорбции можно определять формы связи влаги с материалом, если одновременно снимать его термограмму (зависимость температуры тела от его влажности). Для большинства материалов равновесная влажность уменьшается с повышением температуры. Подобные кривые сорбции получаются и для других жидкостей (спирта, бензола и т. д.). При равновесном состоянии (точка А на рис. 1-8) в среде с  $\varphi = 1,0$  тело приобретает максимальную сорбционную влажность, называемую гигроскопической влажностью (влагосодержанием). Эта величина является основной характеристикой гигроскопических свойств тела.

При гигроскопической влажности давление паров жидкости в материале равно давлению насыщенных паров чистой жидкости при тех же давлении и температуре ( $p_m = p_n$ ). Чем больше гигроскопическая влажность, тем гигроскопичнее тело. При влажности меньше гигроскопической физические свойства дисперсных материалов иные, чем при гигроскопической. Например, они не смерзаются, обладают лучшей сыпучестью и т. д. Следует отметить, что гигроскопическая влажность всегда меньше максимальной влагоемкости тела, которая достигается при непосредственном контакте тела с жидкостью (намокание). Например, при  $t = 25^\circ \text{C}$  гигроскопическая влажность желатины  $w_f^c = 50\%$ , а максимальная влагоемкость  $w_b^c = 1500\%$ . Обычно отношение  $w_b^c/w_f^c$  составляет 12—30.

новесия различают изотермы сорбции и десорбции. На рис. 1-8 показаны кривые сорбции для капиллярно-пористых (1) и коллоидных (2) тел. В первом случае кривая сорбции пересекает прямую  $\varphi = 1,0$ , во втором — асимптотически приближается к ней. Для коллоидных тел изотермы сорбции и десорбции имеют S-образный вид и не совпадают между собой; это несовпадение называется сорбционным гистерезисом. Поэтому на участке кривой примерно

Ю. Л. Кавказов экспериментально доказал, что в процессе сорбции при атмосферном давлении влагой заполняются только микрокапилляры ( $r < 10^{-6}$  см); макрокапилляры ( $r > 10^{-5}$  см) заполняются жидкостью при непосредственном соприкосновении с ней и даже отдают влагу в атмосферу, полностью насыщенную водяными парами ( $\varphi = 1,0$ ).

Проведя анализ изотерм сорбции, А. В. Лыков делит их на участки, соответствующие определенным формам связи влаги с материалом.

1. Участок  $\varphi = 0—0,1$  соответствует мономолекулярной адсорбции, выпуклость кривой обращена к оси влажности тела. Поглощение влаги сопровождается выделением тепла.

2. На участке  $\varphi = 0,1—0,9$  изотермы обращены выпуклостью к оси влажности воздуха и соответствуют полимолекулярной адсорбции. Поглощение влаги сопровождается незначительным выделением тепла.

3. На участке  $\varphi = 0,9—1,0$  поглощение влаги происходит без выделения тепла (капиллярная, осмотически связанная влага и т. д.).

Б. А. Поснов, А. В. Лыков и др. [42] получили эмпирическую зависимость между равновесным влагосодержанием и влажностью воздуха для различных тел.

Б. А. Поснов рекомендует для  $\varphi = 0,1—1,0$  соотношение вида:

$$\frac{1}{\omega_p^c} - \frac{1}{\omega_r^c} = B \ln \varphi \quad (1-40)$$

А. В. Лыков для  $\varphi = 0,1—0,9$  рекомендует зависимость вида:

$$\omega_p^c = \frac{A\varphi}{B - \varphi} \% \quad (1-41)$$

В этих уравнениях  $A$  и  $B$  — константы, определяемые опытным путем.

Часто практически возможно определить равновесное влагосодержание в довольно узком интервале изменения  $\varphi$ . Тогда для нахождения  $\omega_r^c$  пользуются приведенными выше соотношениями, определив их константы в исследованной области изменения  $\varphi$ . К такому приему часто прибегают для изучения веществ, которые при длительном пребывании в атмосфере с высокой влажностью гидролизуются с образованием других веществ, обладающих соответственно иными гигроскопическими свойствами.

Существуют разные способы определения равновесной влажности. Остановимся на классическом методе, по которому предварительно измельченный материал высушивают в термостатах или над фосфорным ангидридом ( $P_2O_5$ ) до абсолютно сухого состояния. Далее по 2—3 бюкса с исследуемым материалом в количестве 2—3 г устанавливают в эксикаторы, куда помещают абсорбенты с различным давлением паров воды (обычно в интервале  $\varphi = 0,1—0,9$ ). Процесс сорбции проводят до достижения равновесного состояния и по увеличению массы определяют равновесные влажности при соответствующих влажностях воздуха в эксикаторах.

каторе. По полученным данным строят изотерму сорбции. Иногда образец последовательно переносят из эксикатора с минимальным давлением паров в эксикатор с большим давлением паров (сорбция) и обратно (десорбция); однако в этом случае эксперимент длится несколько месяцев.

Для получения различных значений  $\varphi$  обычно используют растворы серной кислоты или солей.

На рис. 1-9 дана зависимость давления паров воды от концентрации серной кислоты в жидкой фазе и температуры.

По данным Д' Анс-Лакса [29], влагосодержание газов над некоторыми абсорбентами при 25° С имеет следующие значения:

Абсорбент	мл Н <sub>2</sub> О/л газа	Абсорбент	мл Н <sub>2</sub> О/л газа
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> . . . . .	2 · 10 <sup>-5</sup>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .	3 · 10 <sup>-3</sup>
Mg (ClO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> . . . . .	5 · 10 <sup>-4</sup>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> . . . . .	3 · 10 <sup>-3</sup>
KCl (расплав)	2 · 10 <sup>-3</sup>	CaCl <sub>2</sub> . . . . .	(1,4—25) · 10 <sup>-1</sup>

Знание гигроскопической и равновесной влажности необходимо для правильного анализа физических свойств материала, выбора режимов сушки и расчета процессов испарения.

**Потенциал переноса массы.** Если взять два образца из свинца и стали, то при 50° С энтальпия свинца равна 1,5 ккал/кг, а стали 5,5 ккал/кг. При соприкосновении этих тел тепло не будет переходить от одного к другому вследствие равенства потенциалов переноса тепла ( $t = \text{const}$ ).

Аналогичная картина наблюдается для влажных материалов. Если взять фильтровальную бумагу с влагосодержанием 50% и торф с влагосодержанием 210% и плотно прижать их друг к другу,

перемещение влаги не происходит. В этом случае потенциалы переноса массы обоих образцов одинаковы. Напротив, речной песок с влагосодержанием 12% при соприкосновении с торфом, влагосодержание которого 20%, отдает ему влагу.

А. В. Лыков [41, 42] ввел понятие массоемкости, которая по аналогии с теплоемкостью является производной влагосодержания по потенциалу переноса массы при  $T = \text{const}$ :

$$c_m = \left( \frac{\partial w}{\partial \theta} \right) \text{кг}/(\text{кг} \cdot ^\circ M)$$

где  $^\circ M$  — массообменный градус.

При влагосодержании, равном нулю, потенциал переноса массы в капиллярах максимален, а при

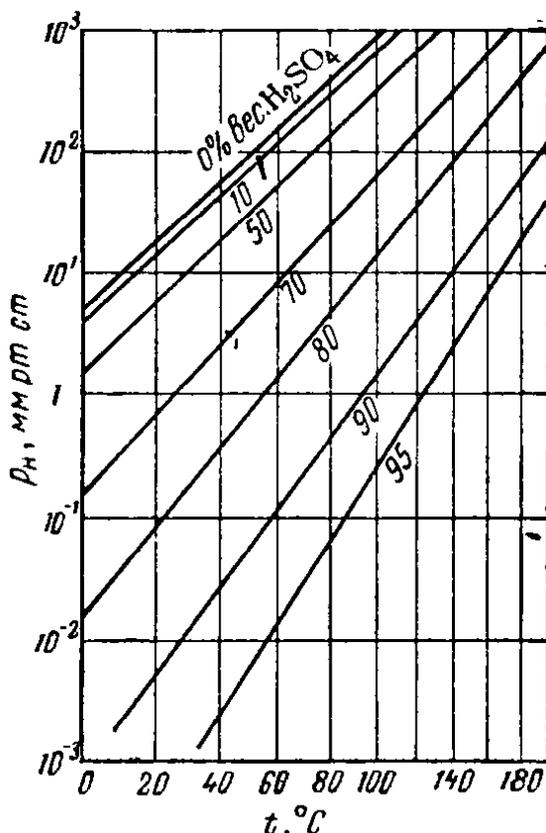


Рис. 1-9. Давление паров воды над раствором серной кислоты.

максимальном влагосодержании (влажность намокания) он равен нулю. В случае молекулярного переноса (избирательная диффузия) потенциалом переноса является осмотическое давление ( $p_{осм.}$ ). Для одного и того же материала массоемкости одинаковы ( $c_m = const$ ) и потенциал переноса массы пропорционален влагосодержанию.

Наиболее простой метод построения экспериментальной шкалы потенциала  $\theta$  — метод контакта двух тел, одно из которых является эталоном (например, целлюлоза).

Дисперсность материала имеет большое значение при выборе способа сушки и конструкции сушильного аппарата; она определяет физические и другие свойства материала. Например, от величины частиц зависят цвет, кажущаяся плотность, сыпучесть, растворимость материала. Под дисперсностью понимают отношение поверхности тела к его объему. Она является термодинамической величиной, характеризующей развитие поверхности раздела двух фаз, например твердой и газообразной:

$$S_1 = \frac{F_{1,2}}{V} = \frac{\beta}{\delta} \text{ м}^{-1} \quad (I-42)$$

где  $F_{1,2}$  — поверхность раздела фаз,  $\text{м}^2$ ;  
 $V$  — объем дисперсной фазы,  $\text{м}^3$ ;  
 $\delta$  — определяющий размер,  $\text{м}$ ;  
 $\beta$  — коэффициент формы (для шара  $\beta = 6$ ).

Дисперсные материалы (порошки, зернистые материалы и т. д.), получаемые в ряде процессов (процессы кристаллизации, распыление жидкостей, размол и т. д.), состоят из большого количества частиц и подчиняются статистическим законам. Экспериментальные исследования этих процессов показали, что распределение частиц по диаметру в совокупности имеет в общем непрерывный характер с наличием одного экстремума.

Полидисперсные системы характеризуются кривыми распределения, величинами среднего диаметра и удельной поверхности частиц. Кривые, показывающие изменения относительного количества частиц, относительной величины поверхности, относительной массы или объема, приходящихся на единицу интервала размеров  $\Delta\delta$ , называются соответственно относительными количественными, поверхностными (массовыми, весовыми), объемными кривыми частот, или дифференциальными кривыми (рис. I-10, а). Этим кривым соответствует общее уравнение:

$$R = \frac{\frac{dn}{d\delta} \delta^p}{\int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{dn}{d\delta} \delta^p d\delta} \quad (I-43)$$

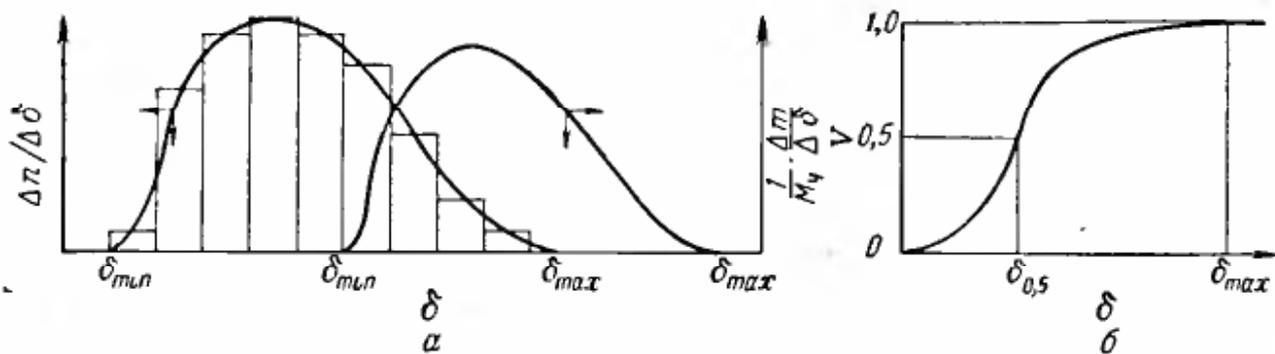


Рис. I-10. Количественные кривые распределения по диаметру частиц ( $\delta$ ):  
 а — дифференциальные; б — интегральные.

Кривые, характеризующие относительное количество частиц, размеры которых меньше заданного, а также относительную величину их поверхности, массы или объема, принято называть соответственно относительными суммарными количественными, поверхностными, массовыми или объемными кривыми (кривыми сумм, или интегральными, рис. I-10, б).

Общее уравнение таких кривых

$$S_p = \frac{\int_0^n \frac{dn}{d\delta} \delta^p d\delta}{\int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{dn}{d\delta} \delta^p d\delta} \quad (I-44)$$

В уравнениях (I-43) и (I-44)

$n$  — количество частиц размером  $\delta$ , шт.;

$\delta$  — текущее значение размера частиц, мк;

$p$  — параметр, в зависимости от величины которого (0, 2, 3) получают соответственно количественные, поверхностные, массовые или объемные кривые.

На рис. I-10, а по оси абсцисс отложены значения диаметров частиц — от наименьшего  $\delta_{\min}$  до наибольшего  $\delta_{\max}$ , а на правой оси ординат — так называемая функция распределения массы:

$$F(\delta) = \frac{1}{M_q} \cdot \frac{\Delta m}{\Delta \delta} \quad (I-45)$$

где  $M_q$  — общая масса всех частиц;

$\Delta m$  — масса частиц в интервале размеров от  $\delta$  до  $\delta + \Delta \delta$ .

Кривая, построенная в этих координатах, является примером дифференциальной кривой распределения (в данном случае массы). Обычно такая кривая имеет один максимум, соответствующий вероятнейшему диаметру частиц. Площадь под кривой равна единице.

Кривая может иметь вид плавной линии при достаточно большом количестве частиц в интервале  $\Delta \delta$ , стремящемся к нулю.

Очевидно, чем ближе расположены точки  $\delta_{\min}$  и  $\delta_{\max}$ , тем равномернее измельчение частиц (или распыление).

Для построения интегральной кривой распределения массы (весовой кривой) по оси абсцисс следует откладывать диаметры частиц, а по оси ординат — суммарный объем (массу) частиц, диаметр которых меньше, чем  $\delta_i$  ( $\delta_i$  — средний диаметр для интервала  $\Delta\delta$ , рис. I-10, б). Очевидно, что при построении количественных, поверхностных, объемных кривых распределения следует поступать аналогично.

На основании многочисленных опытов по диспергированию твердых тел и жидкостей были построены и проанализированы кривые распределения и выявлен их аналогичный характер. Была показана также зависимость координат точки перегиба, величины максимума, наклона ветвей, значений  $\delta_{\min}$  и  $\delta_{\max}$  от конструктивных особенностей диспергирующего устройства, физических свойств тел и окружающей среды, режимных условий.

Устойчивость кривых распределения свидетельствует о существовании определенных закономерностей, для установления которых многие исследователи пытались найти конкретные уравнения дифференциальных и интегральных кривых. Необходимость в таких уравнениях обусловлена тем, что с их помощью можно вычислять число и поверхность частиц, их массу и объем, усредненные размеры, рассчитывать процессы движения, тепло- и массообмена.

Каждое конкретное распределение аналитически может быть определено бесконечным числом способов. Несмотря на большое количество уравнений распределения, предложенных различными авторами при изучении дисперсного состава измельченных твердых тел и распыленной жидкости, ни одно из них не является универсальным. Эти уравнения можно подразделить на следующие группы:

1. Уравнения, описывающие количественные кривые частот:

$$\frac{dn}{d\delta} = Ae^{-b\delta} \quad (I-46)$$

$$\frac{dn}{d\delta} = Ae^{-b\delta^k} \quad (I-47)$$

$$\frac{dn}{d\delta} = A\delta^2 e^{-b\delta^k} \quad (I-48)$$

Здесь  $A$ ,  $b$  и  $k$  — константы уравнения, определяемые из опыта. Величина  $A$  зависит от объема образца, взятого для исследования;  $k$  характеризует степень однородности дисперсной системы (чем больше  $k$ , тем система однороднее).

Для определения постоянных  $b$  и  $k$  на основании опытных данных уравнение (I-48) следует переписать в виде:

$$\lg \frac{dn}{\delta^2 d\delta} = \lg A - \frac{b\delta^k}{2,3} \quad (I-49)$$

Тогда, строя график зависимости  $\lg \Delta n / \delta^2 \Delta \delta$  от  $\delta^k$  при соответственно подобранной величине  $k$ , получим прямую линию. Согласно опытным данным, при пневматическом распылении растворов  $k$  обычно имеет значение 1;  $1/2$ ;  $1/3$ ;  $1/4$ .

По тангенсу угла наклона  $\psi$  прямой линии легко определить постоянную уравнения  $b$ :

$$b = 2,3 \operatorname{tg} \psi$$

В общем виде эти уравнения можно представить так:

$$\frac{dn}{d\delta} = A \delta^m e^{-b\delta^k} \quad (1-50)$$

На основании статистических методов выводятся следующие уравнения: для объемного распределения

$$\frac{dV}{dx} = \frac{\varepsilon}{\sqrt{\pi}} e^{-\xi^2 x^2} \quad (1-51)$$

для распределения по числу частиц

$$\frac{dn}{dx} = \frac{\xi}{\sqrt{\pi}} e^{-\left(\xi x + \frac{3}{2\xi}\right)^2} \quad (1-52)$$

В этих уравнениях  $\xi$  — коэффициент, характеризующий отклонение от величины  $x$ . Если предположить, что показатель степени экспоненты нелинейная функция, то для  $x$  может быть принята следующая зависимость:

$$x = \ln \frac{\delta}{\delta_{\text{ср.}}} \quad (1-53)$$

где  $\delta_{\text{ср.}}$  — средний диаметр частиц,  $\mu\text{к}$ .

Чтобы определить постоянные  $\xi$  и  $\delta_{\text{ср.}}$ , проинтегрируем уравнение (1-51). Получим:

$$V = \frac{1}{\sqrt{\pi}} \int_{-\infty}^{\xi x} e^{-\eta^2} d\eta = \frac{1}{\sqrt{\pi}} \int_0^{\xi x} e^{-\eta^2} d\eta + \frac{1}{\sqrt{\pi}} \int_{-\infty}^0 e^{-\eta^2} d\eta \quad (1-54)$$

где  $\eta$  — переменная интегрирования.

В уравнении (1-54) второй интеграл равен  $1/2$ , поэтому получаем следующее соотношение для объема\*:

$$2V - 1 = \operatorname{erf} \left( \xi \ln \frac{\delta}{\delta_{\text{ср.}}} \right) \quad (1-55)$$

Нанося на ось абсцисс аргумент  $z = \operatorname{erf} (2V - 1)$ , а на ось ординат  $\lg \delta / \delta_{\text{ср.}}$ , получим линейную функцию (см. рис. 1-11, в). По наклону прямой, построенной на основании экспериментальных данных о фракционном составе дисперсной системы, можно определить  $\xi$ , если рассмотреть какие-либо две точки на этой прямой.

Например, возьмем точки, соответствующие 20 и 90% объема фракций (рис. 1-11, г); величину  $\xi$  можно определить из уравнения:

$$\xi = \frac{0,653}{\lg \frac{\delta_{0,9}}{\delta_{0,2}}} = \frac{0,394}{\lg \frac{\delta_{0,9}}{\delta_{\text{ср.}}}} \quad (1-56)$$

где  $\delta_{0,9}$  и  $\delta_{0,2}$  — диаметры частиц дисперсионной системы (в  $\mu\text{к}$ ), соответствующие объемам фракций 90 и 20%;

$\delta_{\text{ср.}}$  — средний диаметр (в  $\mu\text{к}$ ), соответствующий 50% объема фракций, т. е.  $\delta_{\text{ср.}} = \delta_{0,5}$ .

\*  $\operatorname{erf} y$  — функция ошибок Гаусса.

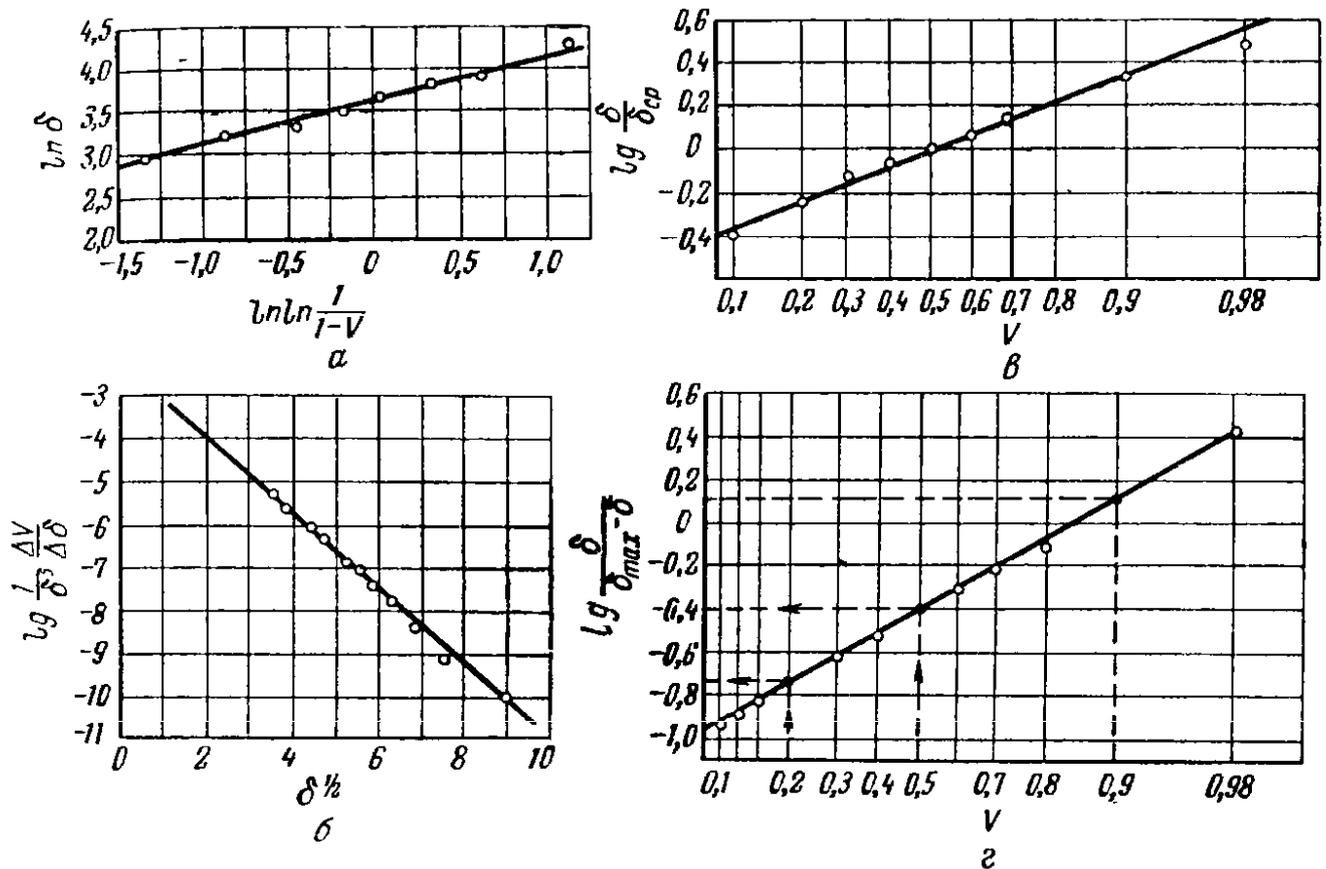


Рис. 1-11. Количественные кривые распределения по диаметру частиц, построенные по уравнениям:

а — по уравнению  $\ln \ln \frac{1}{1-V} = k (\ln \delta - \ln a_m)$ ; б — по (1-48); в — по (1-51); з — по (1-51) и (1-57).

В приведенных уравнениях распределения диаметр частиц изменяется от 0 до  $\infty$ , что, несомненно, не соответствует действительности. Чтобы ограничить изменение диаметра частиц каким-то пределом, принимают следующую зависимость для  $x$ :

$$x = 1 \pi \frac{a \delta}{\delta_{\max} - \delta} \quad (1-57)$$

где  $\delta_{\max}$  — максимальный размер частиц, мк;  
 $a$  — постоянная уравнения.

В этом соотношении за основной параметр принят максимальный диаметр частиц  $\delta_{\max}$ , а не средний диаметр, соответствующий 50% объема фракций. Максимальный размер частиц  $\delta_{\max}$  определяют по опытным данным. Постоянную уравнения (1-57) определяют из построения прямой линии, представляющей объемную кривую распределения в координатах (рис. 1-11, з):

$$\operatorname{erf}(2V - 1) \quad \text{и} \quad \lg \frac{\delta}{\delta_{\max} - \delta}$$

Подставляя  $V = 0,5$  в уравнение (1-55), с учетом уравнения (1-51), получим  $x = 0$ . При этом

$$a = \frac{\delta_{\max} - \delta_{0,5}}{\delta_{0,5}} \quad (1-58)$$

где  $\delta_{0,5}$  — диаметр частиц, соответствующий 50% объема фракций.

Постоянную  $\xi$  определяют, зная тангенс угла наклона прямой линии, с помощью уравнения, аналогичного уравнению (1-55).

На основании уравнений (1-43), (1-44), (1-50) и принимая за нижнюю границу размеров частиц  $\delta_{\min} = 0$ , а за верхнюю  $\delta_{\max}$ , получим:

$$R_p = \frac{nb \frac{m+p+1}{n}}{\Gamma\left(\frac{m+p+1}{n}\right)} \delta^{m+p} e^{-b\delta^n} \quad (1-59)$$

а также

$$S_p = \frac{\Gamma_0^u\left(\frac{m+p+1}{n}\right)}{\Gamma\left(\frac{m+p+1}{n}\right)} \quad (1-60)$$

где  $\Gamma$  — гамма-функция:

$$\Gamma(c) = \int_0^{\infty} u^{c-1} e^{-u} du$$

$\Gamma_0^u$  — неполная гамма-функция:

$$\Gamma_0^u(c) = \int_0^u u^{c-1} e^{-u} du$$

2. Уравнения, описывающие кривые объемного распределения частот, например уравнение Гриффитса:

$$\frac{dV}{d\delta} = A \delta^{-m} e^{-\frac{b}{\delta}} \quad (1-61)$$

где

$$\frac{dV}{d\delta} = \delta^3 \frac{dn}{d\delta}, \quad 0 \leq m \leq 2$$

3. Уравнения, описывающие суммарные (интегральные) кривые. Эти уравнения менее чувствительны к колебаниям количества и размеров частиц, легче «выравниваются» при графической интерпретации.

При рассмотрении процесса диспергирования из значительного числа уравнений этой группы следует указать на уравнение Розина и Рамллера [49], выведенное при обработке статистическим методом ситовых анализов продуктов, полученных на дробилках и мельницах. Было установлено, что удовлетворительное выравнивание можно получить, принимая для относительной объемной суммарной кривой

$$V = 1 - e^{-b\delta^k} \quad (1-62)$$

где

$$b = \frac{1}{a_m^k}$$

При использовании выражения Розина и Рамллера для анализа опытных данных целесообразно представить уравнение в виде:

$$V = 1 - e^{-\left(\frac{\delta}{a_m}\right)^k} \quad (1-63)$$

После двойного логарифмирования получаем:

$$\lg \lg \frac{1}{1-V} = k (\lg \delta - \lg a_m) - 0,3625 \quad (1-64)$$

Отсюда  $k$  определяется как тангенс угла наклона прямой (см. рис. 1-11, а); параметр  $a_m$  может быть найден из выражения:

$$\lg a_m = \lg C - \frac{0,3625}{k} \quad (1-65)$$

где  $\lg C$  — отрезок, отсекаемый прямой на оси  $\lg \delta$ .

#### 4. Уравнения логарифмически нормального закона распределения.

Как показано в ряде работ [9, 49], применение закона нормального распределения вероятностей обеспечивает достаточную точность аппроксимации опытных данных лишь в сравнительно узком интервале изменения размеров частиц. Уравнения четвертой группы при решении прикладных задач, как правило, не применяются.

В качестве примера для сравнения функциональных зависимостей на рис. 1-11 приводятся экспериментальные данные по дисперсному составу порошка щавелевокислого никеля, полученного при сушке распылением с применением пневматических форсунок. Как видно из рисунка, для принятых уравнений кривой распределения опытные точки во всех четырех случаях достаточно хорошо ложатся на прямую линию. Из построения прямой в соответствующих координатах были определены константы каждого уравнения и рассчитан средний объемно-поверхностный диаметр частиц (в  $\mu\text{к}$ ). Средний диаметр частиц, рассчитанный по четырем методам, колебался от 20,9 до 27  $\mu\text{к}$ .

Сравнивая опытные и расчетные данные, можно отметить, что в этом случае функциональная зависимость для кривой распределения по уравнениям (1-51) и (1-57) является наиболее удовлетворительной.

Суммарное представление о степени дисперсности распыленной жидкости возможно получить, например, определяя средний размер частиц. Используя эту величину, можно значительно упростить анализ процессов в полидисперсной системе. Как и всякая средняя величина, диаметр частиц характеризует лишь одно из свойств системы. Причем, вычисление среднего размера частиц производится в зависимости от того, какое из определяющих свойств данной системы является существенным. В общем случае средний диаметр рассчитывают при известном из опыта распределении частиц по размерам с помощью уравнения:

$$\delta_{f,k} = \sqrt[f-k]{\frac{\sum \delta_i^f \Delta n_i}{\sum \delta_i^k \Delta n_i}} \quad (1-66)$$

где  $\delta_i$  — средний диаметр частицы (в  $\mu\text{к}$ ) во фракции, насчитывающей  $\Delta n$  частиц и имеющей порядковый номер  $i$ ;

$f$  и  $k$  — целые числа, определяемые требуемым способом усреднения.

Ниже перечислены наиболее распространенные способы усреднения, указана область их применения и даны значения  $f$  и  $k$ :

Способ усреднения	Область применения	$f$	$k$
Линейный . . . . .	Сравнение систем . . . . .	1	0
Поверхностный . . . . .	Контроль поверхности . . . . .	2	0
Объемный . . . . .	Контроль объема . . . . .	3	0
Объемно-поверхностный	Расчет тепло- и массообмена, в том числе сушки	3	2
Весовой . . . . .	Расчет горения . . . . .	4	3

Как видно из приведенных данных, при анализе тепло- и массообмена следует пользоваться средним объемно-поверхностным диаметром. Смысл усреднения в этом случае заключается в том, что полидисперсный распыл предполагается монодисперсным при неизменной величине суммарной поверхности частиц дисперсной фазы. Средний объемно-поверхностный диаметр часто называют диаметром Заутера.

Определение среднего диаметра частиц на основании опытных данных является весьма трудоемкой операцией. Для облегчения таких расчетов целесообразно пользоваться уравнениями характеристик распределения.

Любой средний диаметр рассчитывают по уравнению:

$$\delta_{f,k} = \sqrt{\frac{b^{\frac{k-f}{n}} \Gamma\left(\frac{m+f+1}{n}\right)}{\Gamma\left(\frac{m+k+1}{n}\right)}} \quad (I-67)$$

В случае обработки опытных данных с помощью уравнения Розина и Рамлера (I-63) получают:

$$\delta_{f,k} = a_m \sqrt{\frac{\Gamma\left(\frac{f-3}{n} + 1\right)}{\Gamma\left(\frac{k-3}{n} + 1\right)}} \quad (I-68)$$

Эта зависимость позволяет вычислять диаметр частиц только при усреднении по поверхности, объему и суммарной длине частиц.

Практически в каждом отдельном случае рациональное уравнение, описывающее функциональную зависимость распределения частиц, может быть выбрано путем сопоставления среднего размера частиц, определенного непосредственным подсчетом их по фракциям, со значением, вычисленным по формуле, полученной на основании уравнения кривой распределения.

Величина поверхности частиц  $F_k$  может быть найдена как непосредственно из опытных данных о составе частиц, так и с помощью уравнений характеристик дисперсности. В последнем случае значительно снижается трудоемкость вычислений. Общее уравнение для расчета  $F_k$ :

$$F_k = \frac{\delta_{\max} \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{dn}{d\delta} \delta^2 d\delta}{\delta_{\max} \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{dn}{d\delta} \delta d\delta} \quad (I-69)$$

Если исходить из уравнения (I-68), то

$$F_k = \frac{6 \cdot 10^4}{a_m} \Gamma\left(1 - \frac{1}{k}\right) \text{ см}^2/\text{см}^3$$

В некоторых случаях можно рекомендовать следующий практический метод подсчета среднего весового размера частиц  $\delta_3$ , предложенный И. М. Федоровым (95):

$$\delta_3 = 10 \sqrt[3]{\frac{G}{\pi n \gamma}} \quad (I-70)$$

где  $G$  и  $n$  — соответственно масса и число частиц в пробе;

$\gamma$  — плотность частиц, определенная, например, пикнометрическим способом.

В большинстве случаев частицы имеют неправильную форму. Поэтому для сохранения постоянства поверхностей тепло- и массообмена при переходе к монодисперсным системам с частицами

шарообразной формы должна быть внесена поправка. Эта поправка, называемая фактором формы, определяется отношением поверхности частицы неправильной формы к поверхности шарообразной частицы, имеющей тот же объем (или массу):

$$\psi = \frac{f_{\text{н}}}{f_{\text{ш}}} > 1 \quad (1-71)$$

Значения  $\psi$  приведены, например, в работах (46, 76). В некоторых случаях фактор формы используется как поправочный коэффициент при псевдооживлении частиц неправильной формы по сравнению с шарообразными частицами. При этом величина его будет иной, и он называется гидродинамическим фактором формы.

### ТЕПЛО- И МАССООБМЕН В ПРОЦЕССЕ СУШКИ

При сушке влажных материалов происходят одновременно два процесса: испарение влаги (массообмен) и перенос тепла (теплообмен). Теплообмен, осложненный массообменом, имеет специфические особенности по сравнению с чистым теплообменом.

Проблема сушки влажных материалов включает вопросы переноса тепла и массы внутри тела (внутренняя задача) и в пограничном слое на границе раздела фаз (внешняя задача). Результирующая интенсивность сушки зависит от условий переноса тепла и массы внутри тела и на границе раздела фаз. Интенсивность сушки максимальна, когда возможность переноса тепла и массы в пограничном слое соответствует возможности перемещения влаги и тепла внутри тела.

Как будет показано ниже, в одних случаях на интенсивность сушки влияют внешние условия тепла и массы (тонкодисперсные продукты), в других — условия переноса влаги и тепла внутри тела (малые коэффициенты диффузии или теплопроводности и др.). Кроме того, в отдельных случаях можно рассчитывать интенсивность испарения, исходя из плотности теплового потока. Таким образом, в сушильной технике часто пользуются уравнениями теплообмена между телом и газом, выведенными применительно к задачам без массообмена, внося в эти уравнения соответствующие поправки.

### Внешний тепло- и массообмен

Передача тепла к высушиваемому телу может осуществляться тремя путями: конвекцией, лучеиспусканием и теплопроводностью (кондукцией).

Конвективный теплообмен наблюдается при омывании тела жидкостью (или газом), имеющей температуру, отличную от температуры тела.

Уравнение теплообмена в стационарных условиях имеет вид:

$$Q = \alpha (t_{\text{с}} - \vartheta_{\text{п}}) F \quad (1-72)$$

где  $\alpha$  — коэффициент теплообмена,  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ ;  
 $t_{\text{с}}$  и  $\vartheta_{\text{п}}$  — температура соответственно среды (жидкости) и поверхности тела,  $^{\circ}\text{C}$ .

Коэффициент теплообмена зависит от гидродинамических условий обтекания тела жидкостью, от свойств жидкости и т. д.

При передаче тепла конвекцией поток энергии направлен перпендикулярно потоку жидкости, причем скорость жидкости в одном и том же сечении, перпендикулярном поверхности теплообмена, неодинакова. Поэтому тепловой поток зависит от характера потока жидкости.

Если внутренним трением между слоями жидкости пренебрегают, то разница скоростей движения соседних слоев жидкости не вызывает появления в потоке завихрений (ламинарное течение), и механизм передачи тепла сводится к молекулярному переносу тепла (теплопроводность) в пограничном слое.

При высоких скоростях появляется завихрение струи жидкости (турбулентное течение), приводящее к дополнительному потоку тепла. Таким образом, различают теплообмен между движущейся жидкостью и телом в области турбулентного режима и ламинарного потока жидкости.

По характеру действия внешних сил, вызывающих движение жидкости, различают потоки, возникающие из-за разности давлений (вынужденное движение) и из-за разности плотностей жидкости с различной температурой при постоянном давлении (свободное движение, или естественная конвекция). Передача тепла от жидкости к телу может происходить с незначительными изменениями параметров среды (например, при теплообмене между газовым потоком и твердой частицей) либо со значительными изменениями параметров среды и небольшими изменениями параметров твердого тела (например, при передаче тепла от газа, протекающего внутри трубы, к металлической стенке трубы).

Существует понятие локальных и средних коэффициентов теплообмена. Мы будем пользоваться только средними по поверхности раздела значениями коэффициента теплообмена.

Условия переноса тепла от жидкости к телу описываются системами дифференциальных уравнений, которые не всегда могут быть решены применительно к конкретным условиям теплообмена. В этом случае приходится экспериментально изучать условия теплообмена между телом и жидкостью в зависимости от различных переменных факторов. Для обобщения экспериментальных данных пользуются теорией подобия [19].

Основные критерии выводятся на основании системы дифференциальных уравнений и краевых условий, описывающих данное явление. Для подобия явлений необходимо геометрическое подобие тел, подобие их физической структуры, начальных состояний и условий на поверхности взаимодействия тела с окружающей средой.

В приведенных ниже критериях подобия приняты следующие обозначения:

- $u$  — скорость потока жидкости (газа),  $м/сек$ ;
- $l$  — характерный размер тела,  $м$ ;

- $\nu$  — коэффициент кинематической вязкости жидкости,  $\text{м}^2/\text{сек}$  ( $\text{м}^2/\text{ч}$ );  
 $\mu$  — коэффициент динамической вязкости жидкости,  $\text{кг}/\text{м}\cdot\text{сек}$ ;  
 $\tau$  — время,  $\text{ч}$  ( $\text{сек}$ );  
 $p$  — перепад давления,  $\text{Н}/\text{м}^2$ ;  
 $\gamma$  — плотность жидкости,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  
 $\beta$  — коэффициент объемного расширения газа, равный  $1/273 \text{ град}^{-1}$ ;  
 $\delta$  — диаметр шарообразных частиц,  $\text{м}$ ;  
 $\gamma_{\text{м}}$  и  $\gamma_{\text{с}}$  — плотность соответственно материала и среды (газа),  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  
 $\lambda_{\text{с}}$  и  $\lambda_{\text{м}}$  — коэффициенты теплопроводности соответственно газа и материала,  $\text{ккал}/(\text{м}\cdot\text{ч}\cdot\text{град})$ ;  
 $a$  — коэффициент температуропроводности материала,  $\text{м}^2/\text{ч}$ ;  
 $c_p$  — теплоемкость газа при постоянном давлении,  $\text{ккал}/(\text{кг}\cdot\text{град})$ .

Для гидромеханического подобия достаточно в сходственных точках системы иметь одинаковое значение определяющих критериев —  $Re$ ,  $No$ ,  $Eu$  и  $Fr$ .

Критерий Рейнольдса характеризует меру отношения сил инерции к силам трения и определяет гидродинамические условия обтекания тела:

$$Re = \frac{ul}{\nu} = \frac{\gamma u^2}{\mu \frac{u}{l}}$$

Критерий гомохронности (гидродинамический)

$$No = \frac{u\tau}{l}$$

Критерий Фруда характеризует отношение силы инерции массы к гравитационной силе (сила тяжести):

$$Fr = \frac{gl}{u^2} \quad \text{или} \quad Fr = \frac{u}{\sqrt{lg}}$$

Критерий Эйлера

$$Eu = \frac{p}{\gamma u^2}$$

Видоизмененные критерии Фруда:

$$\text{критерий Галилея } Ga = Fr Re^2 = \frac{gl^3}{\nu^2}$$

$$\text{критерий Архимеда } Ag = Ga \frac{\gamma - \gamma_0}{\gamma_0} = \frac{gl^3 (\gamma - \gamma_0)}{\nu^2 \gamma_0}$$

Если разность плотностей газа определяется разностью температур, то  $(\gamma - \gamma_0)/\gamma_0 = \beta \Delta t$ . Тогда получим критерий Грасгофа

$$Gr = \beta \frac{gl^3}{\nu^2} \Delta t$$

Таким образом, критерии  $Fr$ ,  $Ga$ ,  $Ag$ ,  $Gr$  идентичны; каждый из них применяется в зависимости от используемых переменных величин, наиболее прямо характеризующих описываемое явление.

В гидродинамике взвешенного слоя (двухфазный поток) пользуются критерием Федорова

$$Fe = \delta \sqrt[3]{\frac{4}{3} \frac{g(\gamma_M - \gamma_c)}{\gamma_c v^2}} = \sqrt[3]{\frac{4}{3} Ar}$$

В этом выражении критерий Архимеда относится к двухфазному потоку.

Критерий Лященко

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{u^3 \gamma_c}{\nu g (\gamma_M - \gamma_c)}$$

Тепловое подобие описывается следующими критериями.

Неопределяющий критерий Нуссельта, характеризующий отношение плотности действительного потока тепла, находимой через коэффициент теплообмена  $\alpha$ , к плотности теплового потока, который имел бы место в условиях чистой теплопроводности  $\lambda$  в слое толщиной  $l$ :

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda_c}$$

Ниже приведены определяющие критерии теплового подобия. Критерий Фурье имеет смысл обобщенного времени:

$$Fo = \frac{\alpha \tau}{l^2}$$

поэтому его называют критерием гомохронности.

Для двух тел с одинаковым отношением  $l^2/a$  гомохронность переходит в синхронность.

Критерий Био

$$Bi = \frac{\alpha l}{\lambda_M}$$

является мерой отношения температурного перепада по толщине стенки к температурному напору. Следует отметить, что в критерии  $Nu$  принимается теплопроводность газа, а в критерии  $Bi$  — твердого тела.

Критерий Прандтля характеризует соотношение между полями скорости и температуры:

$$Pr = \frac{\nu}{a}$$

Его величина изменяется в следующих пределах:

Для газов . . . . .	0,6—1,2
Для жидкостей (кроме ртути) . . . . .	1—2000
Для воздуха . . . . .	0,72
Для воды при температуре, °C	
0 . . . . .	13,6
50 . . . . .	3,68
100 . . . . .	1,74
150 . . . . .	1,17

Массообменный (диффузионный) критерий Прандтля  $Pr_m = \nu/D$  тождествен критерию Шмидта ( $Pr_m \equiv Sc$ ).

Критерий Пекле характеризует меру отношения конвективного переноса тепла к переносу теплопроводностью в движущихся двухфазных системах:

$$Pe = Re Pr = \frac{ul}{a} = \frac{\eta c_p}{\lambda}$$

Критерий Стентона

$$St = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{\alpha}{c_p \gamma u}$$

Для чистого теплообмена зависимость между критериями в общем виде запишется как:

$$Nu = f( Fo, Re, Gr, Pr)$$

При рассмотрении установившихся процессов критерий Фурье исключают.

При использовании эмпирических критериальных уравнений следует обращать особое внимание на область их применения (диапазон изменения переменных величин) и методику усреднения физических величин, входящих в критерий. Теплофизические константы могут приниматься при температуре газа, тела или средней между ними температуре.

Очень важна методика выбора характерного размера  $l$  в критериях. Обычно для плоских тел это их линейный размер по направлению потока, для движения газов в трубах — диаметр трубы, для частиц, омываемых потоком жидкости, — диаметр равных им по объему шарообразных частиц. В последнем случае за характерный размер  $l$  иногда принимают  $\sqrt{S}$  или  $S/\Pi$  ( $S$  — поверхность частицы неправильной формы,  $\Pi$  — ее периметр). Иногда за характерный размер принимают так называемый гидравлический радиус, равный отношению поперечного сечения потока к периметру соприкосновения потока с телом (смоченному периметру):

$$l = \frac{F}{\Pi}$$

(где  $F$  — сечение потока,  $m^2$ ;  $\Pi$  — смоченный периметр,  $m$ ).

Остановимся на некоторых эмпирических соотношениях.

*Теплообмен при обтекании пластины потоком газов.* При ламинарном обтекании газами твердого тела ( $Re < 10^5$ ) получено следующее аналитическое решение для  $0,5 < Pr < 50$ :

$$Nu = 0,66 Re^{0,5} Pr^{0,33} \quad (I-73)$$

Константы принимаются при средней температуре пограничного слоя; характерным размером является длина пластины в направлении потока газа.

Для случая теплоотдачи от капельной жидкости к твердому телу:

$$Nu = 0,76 Re^{0,5} Pr_c^{0,43} \left( \frac{Pr_c}{Pr_n} \right)^{0,25} \quad (1-74)$$

где  $Pr_c$  и  $Pr_n$  — критерий Прандтля для жидкости при температуре среды и поверхности тела.

При турбулентном обтекании пластины ( $Re \geq 5 \cdot 10^5$ ) имеем:

$$\text{для газов } Nu = 0,037 Re^{0,8} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (1-75)$$

$$\text{для воздуха } Nu = 0,032 Re^{0,8} \quad (1-76)$$

$$\text{для капельной жидкости } Nu = 0,037 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left( \frac{Pr_c}{Pr_n} \right)^{0,25} \quad (1-77)$$

При совместном действии свободной и вынужденной конвекции Л. С. Клячко [81] рекомендует следующие соотношения: для плоской поверхности при вынужденной конвекции

$$Nu = 0,66 \left[ 1 + 0,18 \left( \frac{Re + \sqrt{Ar}}{Re} \right) \left( \frac{Ar}{Re^2} \right)^{0,25} \right] Re^{0,5} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (1-78)$$

$$\text{при } 200 \leq Re \leq 20000 \text{ и } \frac{Ar}{Re^2} < Pr^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu = 0,037 \left[ 1 + 0,18 \left( \frac{Re + \sqrt{Ar}}{Re} \right) \left( \frac{Ar}{Re^2} \right)^{0,25} \right] Re^{0,8} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (1-79)$$

$$\text{при } Re > 2 \cdot 10^4 \text{ отношение } \frac{Ar}{Re^2} \leq Pr^{\frac{1}{3}}$$

для плоской вертикальной поверхности при свободной конвекции

$$Nu = 0,67 \left[ 1 + 0,5 \left( \frac{Re^2}{Ar} \right)^{0,5} \right] \sqrt[4]{Ar Pr} \quad (1-80)$$

$$\text{при } 5000 < Ar Pr < 3 \cdot 10^8$$

$$Nu = 0,135 \left[ 1 + 0,5 \left( \frac{Re^2}{Ar} \right)^{0,5} \right] \sqrt[4]{Ar Pr} \quad (1-81)$$

$$\text{при } \frac{Ar}{Re^2} > Pr^{\frac{1}{3}} \text{ и } (Ar Pr) > 3 \cdot 10^8$$

для плоской горизонтальной поверхности при свободной конвекции

$$Nu = A \left[ 1 + 0,5 \left( \frac{Re^2}{Ar} \right)^{0,5} \right] \sqrt[4]{Ar Pr} \quad (1-82)$$

$$\text{при } Re < 2 \cdot 10^4 \text{ и } Ar Pr < 3 \cdot 10^8$$

где  $A = 0,55$  при  $\gamma_n > \gamma_c$ ;  
 $A = 1,0$  при  $\gamma_n < \gamma_c$ ;

$\gamma_n$  и  $\gamma_c$  — плотности газа соответственно при температуре поверхности тела и среды.

В условиях естественной конвекции наиболее простым выражением для вертикальной плиты, трубы и шара является следующее [67]:

$$Nu = B (Gr Pr)^n \quad (I-83)$$

Константы  $B$  и  $n$  принимают по следующим данным:

Gr Pr	B	n
$10^{-3} - 5 \cdot 10^2$	1,18	1/8
$5 \cdot 10^2 - 2 \cdot 10^7$	0,54	1/4
$2 \cdot 10^7 - 1 \cdot 10^{13}$	0,135	1/3

При  $(Gr Pr) < 1$   $Nu$  практически равен 0,5.

Для случая естественной конвекции в замкнутом пространстве (в щели) [67] рекомендуются следующие соотношения:

$$\alpha_k = 0,105 (Gr Pr)^{0,3} \quad \text{при } 10^3 < Gr Pr < 10^6 \quad (I-84)$$

$$\alpha_k = 0,4 (Gr Pr)^{0,2} \quad \text{при } 10^6 < Gr Pr < 10^{10} \quad (I-85)$$

*Теплообмен при обтекании цилиндрической и шаровой поверхности потоком газов.* При поперечном обтекании трубы Мак-Адамс [117] рекомендует следующие соотношения:

$$Nu = 0,32 + 0,43Re^{0,52} \quad \text{при } 0,1 \leq Re \leq 1000 \quad (I-86)$$

$$Nu = 0,24Re^{0,6} \quad \text{при } 10^3 \leq Re \leq 5 \cdot 10^4 \quad (I-87)$$

К. Жукаускас для тонких проволочек ( $d = 0,25 - 0,7$  мм) при поперечном обтекании получил:

$$Nu = 0,52Re^{0,47} \quad \text{при } 8 < Re < 10^3 \quad (I-88)$$

$$Nu = 0,185Re^{0,62} \quad \text{при } 10^3 < Re < 2 \cdot 10^5 \quad (I-89)$$

В. И. Щитников [79] для цилиндра получил соотношения:

$$\text{при продольном обтекании} \quad Nu = 0,123Re^{0,68}$$

$$\text{при поперечном обтекании} \quad Nu = 0,118Re^{0,67}$$

В этих выражениях за определяющий размер принято  $l = \sqrt{S}$  (где  $S$  — поверхность теплообмена тела).

Для цилиндра конечных размеров и шара тот же автор рекомендует соотношение:

$$Nu = 0,143Re^{0,67} \quad (I-90)$$

О. А. Кремнев и В. Р. Боровский [28] для тонких проволочек ( $d = 0,02 - 0,2$  мм) при продольном омывании их потоком газов рекомендуют соотношение:

$$Nu = 0,4Re^{0,3} \quad \text{при } 7 \leq Re \leq 200$$

За определяющий размер здесь принят диаметр проволоки. При вынужденной конвекции для шара могут быть рекомендованы следующие соотношения [81]:

$$Nu = 2 \left[ 1 + 0,15 \left( \frac{Re + Re_0}{Re} \right) \left( \frac{Ar}{Re^2} \right)^{0,25} \right] \left( 1 + 0,276 Re^{0,5} Pr^{\frac{1}{3}} \right) \quad (I-91)$$

при  $2 < Re < 1800, \quad 50 < Ar Pr < 2 \cdot 10^7$

и

$$Re_0 = \left( \frac{Ar}{Pr} \right)^{0,25} - \frac{3,7}{Pr^{0,25}}$$

или

$$Nu = 0,67 \left[ 1 + 0,15 \left( \frac{Re + \sqrt{Ar}}{Re} \right) \left( \frac{Ar}{Re^2} \right)^{0,25} \right] Re^{0,5} Pr^{\frac{1}{3}}$$

*Теплообмен при потоке газов внутри каналов.* Коэффициент теплообмена от жидкости, протекающей внутри трубы, к стенке может быть определен из приведенных ниже соотношений.

Для ламинарного потока

$$Nu = 1,7 \sqrt[3]{Pe \frac{d}{l}} \quad (I-92)$$

где  $d$  и  $l$  — диаметр и длина трубы, м.

Для каналов некруглого сечения за определяющий размер принимают  $l = 4F/\Pi$  ( $F$  — поперечное сечение канала,  $\Pi$  — его периметр).

При турбулентном потоке можно пользоваться уравнениями Краусольда [113]:

для нагрева жидкости

$$Nu = 0,032 Re^{0,8} Pr^{0,87} \left( \frac{d}{l} \right)^{0,054} \quad (I-93)$$

для охлаждения жидкости

$$Nu = 0,032 Re^{0,8} Pr^{0,3} \left( \frac{d}{l} \right)^{0,054} \quad (I-94)$$

для воздуха и при  $l/d > 40$

$$Nu = 0,024 Re^{0,8} \quad (I-95)$$

### **Конвективный теплообмен, осложненный массообменом**

Перенос массы вещества в направлении, перпендикулярном потоку жидкости (вынужденное движение), влияет на состояние пограничного слоя, а это обуславливает изменение коэффициентов теплообмена при возникновении массообмена в подобных гидродинамических условиях. В пограничном слое происходит диффузионный (молекулярный) и конвективный перенос массы вещества,

причем при конвективном подводе тепла потоки тепла и массы направлены навстречу друг другу. Конвективный перенос связан с взаимной диффузией двух компонентов газовой смеси. При испарении жидкости со свободной поверхности в воздух величина конвективного переноса определяется скоростью потока Стефана, образующегося из-за непроницаемости жидкости для встречного диффузионного потока воздуха. Количество вещества, переносимого потоком Стефана, значительно меньше количества вещества, переносимого диффузионным путем. Если диффузионный перенос принять за единицу, то доля потока Стефана будет равна  $p_n/(1 - p_n)$  (где  $p_n$  — парциальное давление пара). Тогда поправочный коэффициент для диффузионного потока составит  $1/(1 - p_n)$ .

Однако в пограничном слое (на поверхности) и в ядре потока парциальные давления паров неодинаковы. Поэтому поправочный коэффициент  $k_c$  запишется так:  $1/K_c = 1 - p_n^{cp}$  ( $p_n^{cp}$  — среднелогарифмическое давление паров в пограничном слое). Тогда по О. Кришеру [29] расчет массообмена можно свести к расчету теплообменного процесса, используя соотношение:

$$Nu = Nu_m K_c$$

где  $Nu_m = \beta l/D$  — диффузионный критерий Нуссельта;  
 $\beta$  — коэффициент массообмена;  
 $D$  — коэффициент диффузии.

Для случая совпадения в пограничном слое полей относительных парциальных давлений и температур Э. Эккерт и Дж. Гарнет решили систему дифференциальных уравнений тепло- и массообмена при испарении воды со свободной поверхности. Из решения следует, что конвективный перенос вещества с поверхности тела в поток газов (поток Стефана) уменьшает интенсивность тепло- и массообмена. Однако опытные данные (Нестеренко А. А., Лебедев П. Д. и др.) показывают, что в одинаковых температурных и гидродинамических условиях при конвективном подводе тепла и испарении жидкости со свободной поверхности (или из пористых тел) коэффициент теплообмена больше, чем в отсутствие испарения (чистый теплообмен). По мнению А. В. Лыкова [41, 42], это явление можно объяснить попаданием вместе с паром в пограничный слой мельчайших субмикроскопических частиц жидкости, которые в нем испаряются. Таким образом, при обтекании влажной пластины нагретым воздухом испарение жидкости происходит не только внутри пластины, но и в объеме пограничного слоя (объемное испарение).

А. В. Лыков и А. А. Нестеренко ввели в критериальные соотношения теплообмена критерий Гухмана:

$$Gu = \frac{T_c - T_m}{T_c}$$

где  $T_c$  и  $T_m$  — температура соответственно среды и адиабатного испарения жидкости.

Критерий Гухмана характеризует затраты тепла на объемное испарение. При наличии радиационного теплообмена объемное испарение интенсифицируется благодаря поглощению инфракрасных лучей частицами жидкости. В этом случае следует ввести параметрический критерий:

$$K_{\text{и}} = \frac{T_{\text{из}}}{T_c}$$

где  $T_{\text{из}}$  — температура излучающего экрана.

При турбулентном движении газа вдоль поверхности испарения жидкости распределение скорости в пограничном слое близко к линейному. Толщину пограничного слоя  $\Delta$  в этом случае можно определить величиной отрезка, отсекаемого касательной к кривой  $u(x)$  на продолжении прямолинейного участка этой кривой (рис. 1-12). Аналогичные кривые получаются для распределения полей температуры и парциальных давлений ( $\Delta_t$  и  $\Delta_p$ ).

В теории тепло- и массообмена принято, что поле температур подобно полю давлений пара, следовательно,  $Nu \equiv Nu_m$ . В условиях развитого турбулентного режима толщины пограничного слоя полей температуры и скорости одинаковы. Опыты Н. Ф. Докучаева и А. В. Нестеренко показали, что подобия между полями температур и парциальных давлений не наблюдается, причем с уменьшением влажности воздуха толщина пограничного слоя парциального давления паров уменьшается быстрее, чем толщина слоя поля температуры.

При турбулентном течении газа для инженерных расчетов можно допускать аналогию теплообмена с массообменом по соотношению  $Nu \equiv Nu_m$ , тогда зависимость между теплообменом и массообменом выразится так:

$$Nu = f(Re, Pr) \quad \text{и} \quad Nu_m = f(Re, Sc)$$

$$q = \alpha (t_c - \vartheta_{\text{п}}) = c_p \gamma V' (t_c - \vartheta_{\text{п}}) \quad (\text{I-96})$$

$$m = \beta (p_{\text{п}} - p_c) = V' (p_{\text{п}} - p_c) \quad (\text{I-97})$$

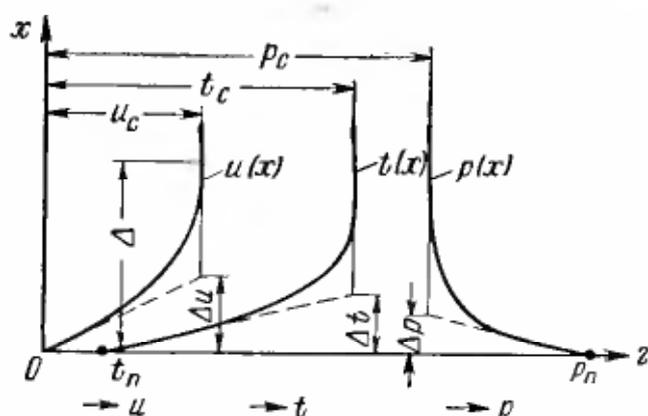


Рис. 1-12. Кривые распределения скорости, температуры и парциального давления в пограничном слое.

Разделив почленно соотношения (I-96) и (I-97), получим:

$$\alpha/\beta = c_p \gamma$$

т. е. отношение коэффициента теплообмена к коэффициенту массообмена равно объемной изобарной теплоемкости жидкости. Это соотношение известно под названием формулы Льюиса.

При значительных перепадах температуры и парциаль-

ного давления паров жидкости в формулу Льюиса вводится поправка на переносные свойства:

$$\frac{\alpha}{\beta} = \gamma_{cp} \frac{p - p_{п}}{p}$$

где  $p$  — общее давление;  
 $p_{п}$  — парциальное давление паров жидкости.

При  $p_{п} = 0$  отношение  $\alpha/\beta$  равно отношению коэффициентов теплопроводности и диффузии:

$$\frac{\alpha}{\beta} \approx \frac{\lambda}{D}$$

При 760 мм рт. ст., 0° С и  $\gamma_{cp} = 0,3017$  отношение  $\lambda/D$  для испарения жидкости в воздухе имеет следующие значения:

Жидкость	$\lambda/D$	Жидкость	$\lambda/D$
Изобутан . . . . .	1,333	Этиловый спирт	0,557
Бензол . . . . .	0,756	Метиловый спирт	0,429
Сероуглерод . . . . .	0,642	Вода . . . . .	0,244

При одновременном протекании процессов тепло- и массообмена наиболее распространено для определения коэффициента теплообмена соотношение, предложенное А. В. Нестеренко:

$$Nu = A Pr^{0,33} Re^n Gu^m \quad (I-98)$$

Ниже приведены значения величин  $A$ ,  $n$  и  $m$ , входящих в это соотношение:

Re	$A$	$n$	$m$
Менее $3,15 \cdot 10^3$	1,07	0,48	0,175
$3,15 \cdot 10^3 - 2,2 \cdot 10^4$	0,51	0,61	0,175
$2,2 \cdot 10^4 - 3,15 \cdot 10^6$	0,027	0,9	0,175

Это соотношение выведено для плоской пластины при конвективном подводе тепла. За определяющий размер плиты принят ее размер в направлении потока газов.

Для шара и цилиндра Ю. Кришер рекомендует в качестве определяющего размера  $l$  их длину в направлении потока:

$$l = \frac{\pi}{2} \delta$$

При этом он предлагает единую формулу для определения коэффициента теплообмена для шара и цилиндра:

$$Nu = 0,8 Re^{0,5} \quad (I-99)$$

Проведены многочисленные опыты по испарению различных жидкостей из капель и с поверхности частиц сложной формы в поток газов.

А. П. Фокин, В. И. Муштаев [100] провели опыты по испарению воды из капель и из объема пористого шара в воздух и

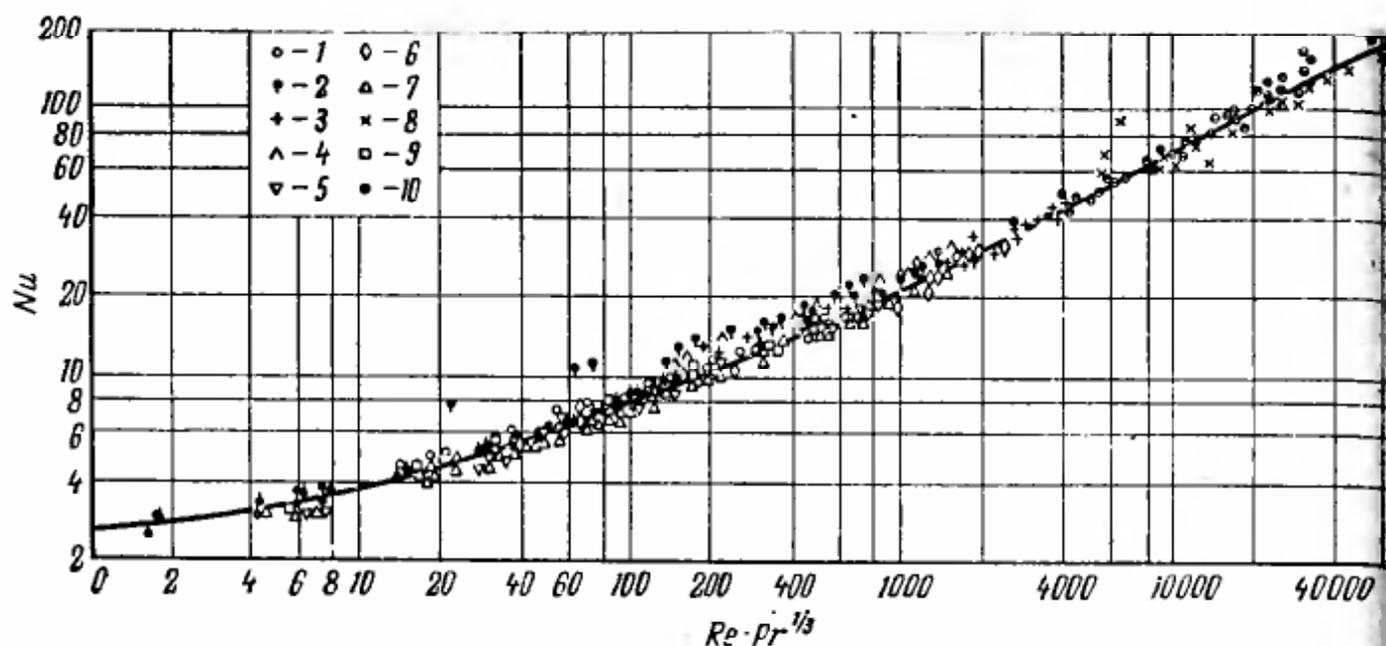


Рис. 1-13. Зависимость критерия  $Nu$  от комплекса  $Pr^{1/3} Re$  при тепло- и массообмене в системах:

1 — вода (капли) — воздух; 2 — сталь — нефть; 3 — сталь — вода; 4 — сталь — воздух; 5 — анилин — воздух; 6 — нафталин — воздух; 7 — нитробензол — воздух; 8 — бензол — воздух; 9 — бензол (капли) — воздух; 10 — вода — воздух.

сравнили полученные результаты с данными других исследователей (Нестеренко, Фреслинг, Маршал, Ранц, Кришер). Опытные точки различных исследователей вполне удовлетворительно ложатся на одну кривую (рис. 1-13). Из рисунка видно, что имеется несколько областей с различным характером зависимости критерия Нуссельта от критерия Рейнольдса.

При  $Re \rightarrow 0$  значение критерия Нуссельта  $Nu = 2$ . Это так называемый предельный закон Нуссельта для частиц шарообразной формы.

### Теплообмен излучением

Нагретые вещества (жидкости, твердые тела и некоторые газы) передают тепло излучением. Тепловые лучи, испускаемые телами, представляют собой электромагнитные волны длиной от 0,8 до 40 мк и более. Между телами с различной температурой происходит лучистый теплообмен. Попадая на тело, лучистая энергия частично отражается, частично поглощается, а часть ее проходит сквозь тело, причем для тела с более низкой температурой количество поглощенного тепла больше, чем отраженного.

В общем случае сумма коэффициентов поглощения  $k_A$ , отражения  $k_R$  и пропускания  $k_D$  равна единице:

$$k_A + k_R + k_D = 1$$

Если  $k_A = 1$ , тело называется абсолютно черным. В природе абсолютно черных тел нет. Коэффициенты  $k_A$ ,  $k_R$  и  $k_D$  зависят от молекулярной структуры тел и длины волн излучения. Если

поверхность тела имеет одинаковую способность поглощать лучи различных длин волн, то тело называется серым (например, шифер).

В направлении, перпендикулярном поверхности абсолютно черного тела, интенсивность излучения прямо пропорциональна абсолютной температуре в четвертой степени (закон Стефана-Больцмана):

$$q = 4,9\varepsilon \left( \frac{T}{100} \right)^4 \quad (I-100)$$

где  $\varepsilon$  — степень черноты тела.

Для двух тел:

$$Q = \sigma_{1,2} \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] F_{1,2} = \varepsilon_{1,2} \cdot 4,9 \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] F_{1,2} \quad (I-101)$$

где  $\sigma_{1,2}$  — коэффициент лучеиспускания;

$F_{1,2}$  — приведенная поверхность теплообмена,  $m^2$ .

Для двух параллельно-плоских тел ( $F_1 = F_2$ ):

$$\varepsilon_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}$$

Для замкнутой системы тел с поверхностями  $F_1$  и  $F_2$ :

$$\varepsilon_{1,2} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)}$$

Для произвольно расположенных излучающей и поглощающей поверхностей:

$$Q_{1,2} = \varepsilon_{1,2} F \cdot 4,9 \psi_{1,2} (T_1^4 - T_2^4) \quad (I-102)$$

$$q = \varepsilon_{1,2} \cdot 4,9 \psi_{1,2} (T_1^4 - T_2^4) \text{ ккал}/(m^2 \cdot ч)$$

где  $\psi$  — угловой коэффициент, являющийся геометрической характеристикой системы;

$F$  — условная поверхность теплообмена,  $m^2$ .

При комбинированном теплообмене целесообразно пользоваться коэффициентом теплообмена  $\alpha_{л}$ , отражающим передачу тепла лучеиспусканием:

$$\alpha_{л} = \frac{\varepsilon_{1,2} \cdot 4,9 \psi_{1,2} \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{t_c - \vartheta_2} \text{ ккал}/(m^2 \cdot ч \cdot град) \quad (I-103)$$

где  $t_c$  и  $\vartheta_2$  — температура соответственно среды и поверхности тела.

Тогда  $\alpha = \alpha_k + \alpha_{л}$ .

## Теплообмен теплопроводностью

Различные способы сушки основаны на передаче тепла от нагретых поверхностей путем теплопроводности. В некоторых случаях при нагревании или охлаждении тел после сушки необходимо рассчитать длительность протекания этих процессов. Поэтому целесообразно остановиться на основных уравнениях теплопроводности.

Дифференциальное уравнение переноса тепла в движущихся жидкостях с источником тепла  $I_g$  имеет вид:

$$c_p \gamma \frac{d\vartheta}{d\tau} = \operatorname{div} (\lambda \nabla \vartheta) + I_g \quad (I-104)$$

где  $\nabla \vartheta$  — градиент температуры;

$\frac{d\vartheta}{d\tau}$  — полная производная температуры по времени (для твердого тела  $u = 0$ , тогда эта производная заменяется на частную).

Для стационарных условий  $\partial \vartheta / \partial \tau$  и без источника тепла уравнение (I-104) приобретает вид:

$$\operatorname{div} (\lambda \nabla \vartheta) = 0$$

Следовательно, в стационарных условиях перенос тепла определяется градиентом температуры и коэффициентом теплопроводности.

Частные решения уравнения:  
для неограниченной пластины

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (\vartheta_1 - \vartheta_2) F \text{ ккал/ч} \quad (I-105)$$

для бесконечного цилиндра

$$Q = 2\pi l \lambda \frac{\vartheta_1 - \vartheta_2}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \text{ ккал/ч} \quad (I-106)$$

для шаровых концентрических поверхностей

$$Q = 4\pi \lambda \frac{\vartheta_1 - \vartheta_2}{\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2}} \text{ ккал/ч} \quad (I-107)$$

При интенсивном нагревании, охлаждении и сушке особенно ярко выражена нестационарность процессов переноса тепла и массы.

Остановимся на двух решениях уравнения Фурье для твердого тела, которое нагревается (или охлаждается) в среде с постоянной температурой ( $t_c = \text{const}$ ); начальная температура тела  $\vartheta_0$  неизменна и одинакова для всего тела. Коэффициенты  $\alpha$  и  $\lambda$  в процессе не меняются.

С л у ч а й 1. Граничные условия первого рода  $Bi \rightarrow \infty$  (практически  $Bi \geq 100$ ). Тогда температура поверхности тела  $\vartheta_n$

равна температуре среды  $t_c$ :

$$\vartheta(R, \tau) = \vartheta_n = t_c$$

Решение имеет вид:

для неограниченной пластины

$$\frac{\vartheta(x, \tau) - t_c}{\vartheta_0 - t_c} = \frac{4}{\pi} \sum_{n=1}^{\infty} (-1)^{n+1} \frac{1}{2n-1} \cos \frac{(2n-1)\pi}{2} \cdot \frac{x}{R} \exp \times \\ \times \left[ -\frac{(2n-1)^2 \pi^2}{n} Fo \right] \quad (1-108)$$

для шара

$$\frac{\vartheta(x, \tau) - t_c}{\vartheta_0 - t_c} = \sum_{n=1}^{\infty} (-1)^{n+1} \frac{2}{\pi} \cdot \frac{R \sin \pi x/R}{xn} \exp [-\pi^2 n^2 Fo] \quad (1-109)$$

где  $R$  — радиус шара или толщина пластины,  $m$ ;

$\vartheta(x, \tau)$  — температура на расстоянии  $x$  и через отрезок времени  $\tau$ .

**С л у ч а й 2.** Граничные условия третьего рода, когда тепло к телу подводится по закону

$$-\lambda \frac{\partial \vartheta}{\partial x} \pm [t_c - \vartheta_n(R, \tau)] = 0$$

В начальный момент времени ( $\tau = 0$ ) имеем  $\vartheta = \vartheta_0$ .

Решение имеет вид:

$$\frac{\vartheta(x, \tau) - \vartheta_0}{t_c - \vartheta_0} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} A_n \Phi \left( \mu_n \frac{x}{R} \right) \exp (-\mu_n^2 Fo) \quad (1-110)$$

где  $A_n$  — постоянные коэффициенты, зависящие от критерия  $Bi$ ;

$\Phi(\mu_n, x/R)$  — функция, учитывающая изменение температуры по координате.

Корни характеристического уравнения  $\mu_n$  определяются из следующих соотношений:

для пластины

$$\operatorname{ctg} \mu = \frac{1}{Bi}$$

для цилиндра

$$\frac{I_0(\mu)}{I_1(\mu)} = \frac{1}{Bi}$$

(где  $I_0(\mu)$  и  $I_1(\mu)$  — функции Бесселя нулевого и первого порядков).

для шара

$$\operatorname{tg} \mu = \frac{1}{Bi-1} \mu$$

На рис. 1-14 и 1-15 приведены диаграммы для определения температуры в центре тела и на его поверхности в зависимости от критериев  $Bi$  и  $Fo$ .

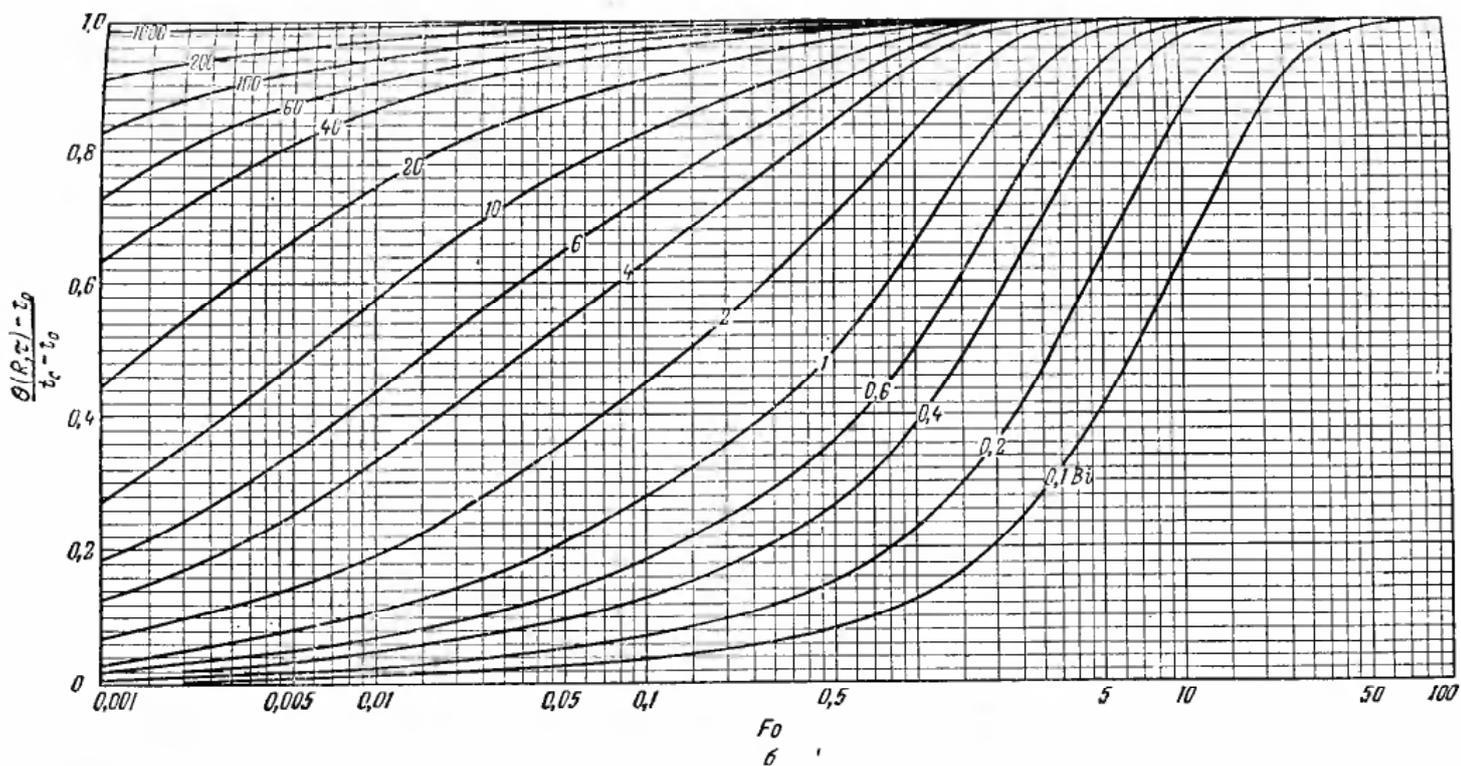
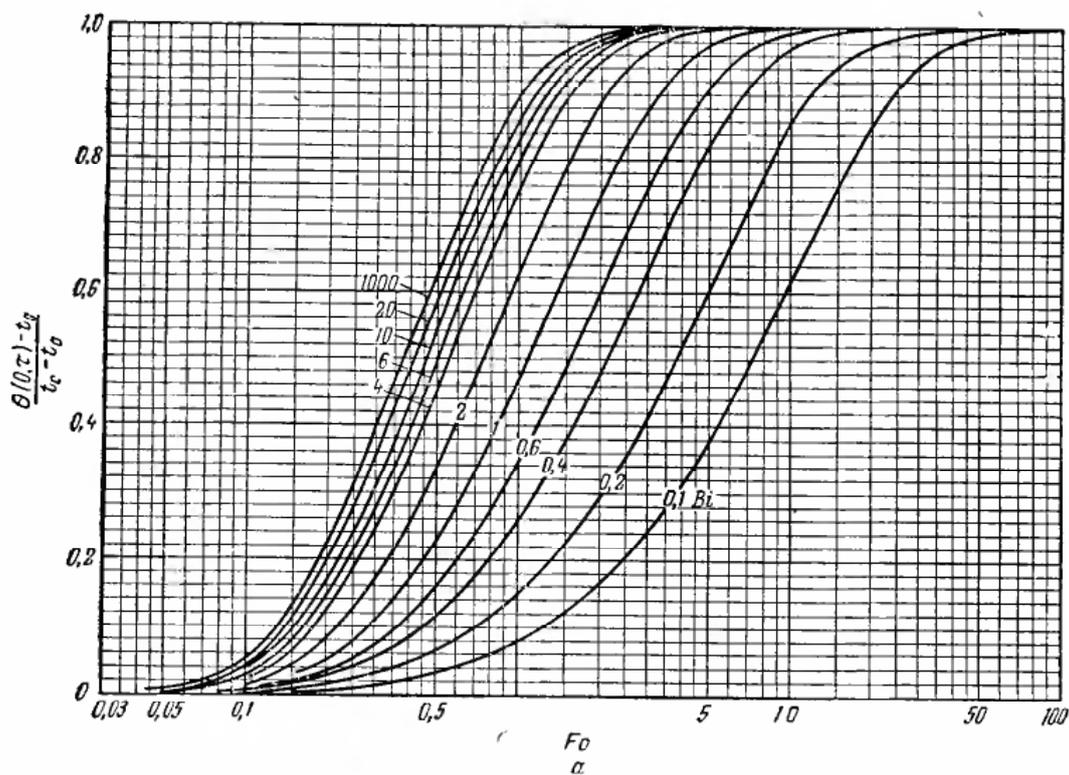


Рис. 1-14. Зависимость безразмерной температуры от критериев Фурье и Био в разных точках неограниченной пластины:  
 а — в центре ( $x/R = 0$ ); б — на поверхности ( $x/R = 1$ ).

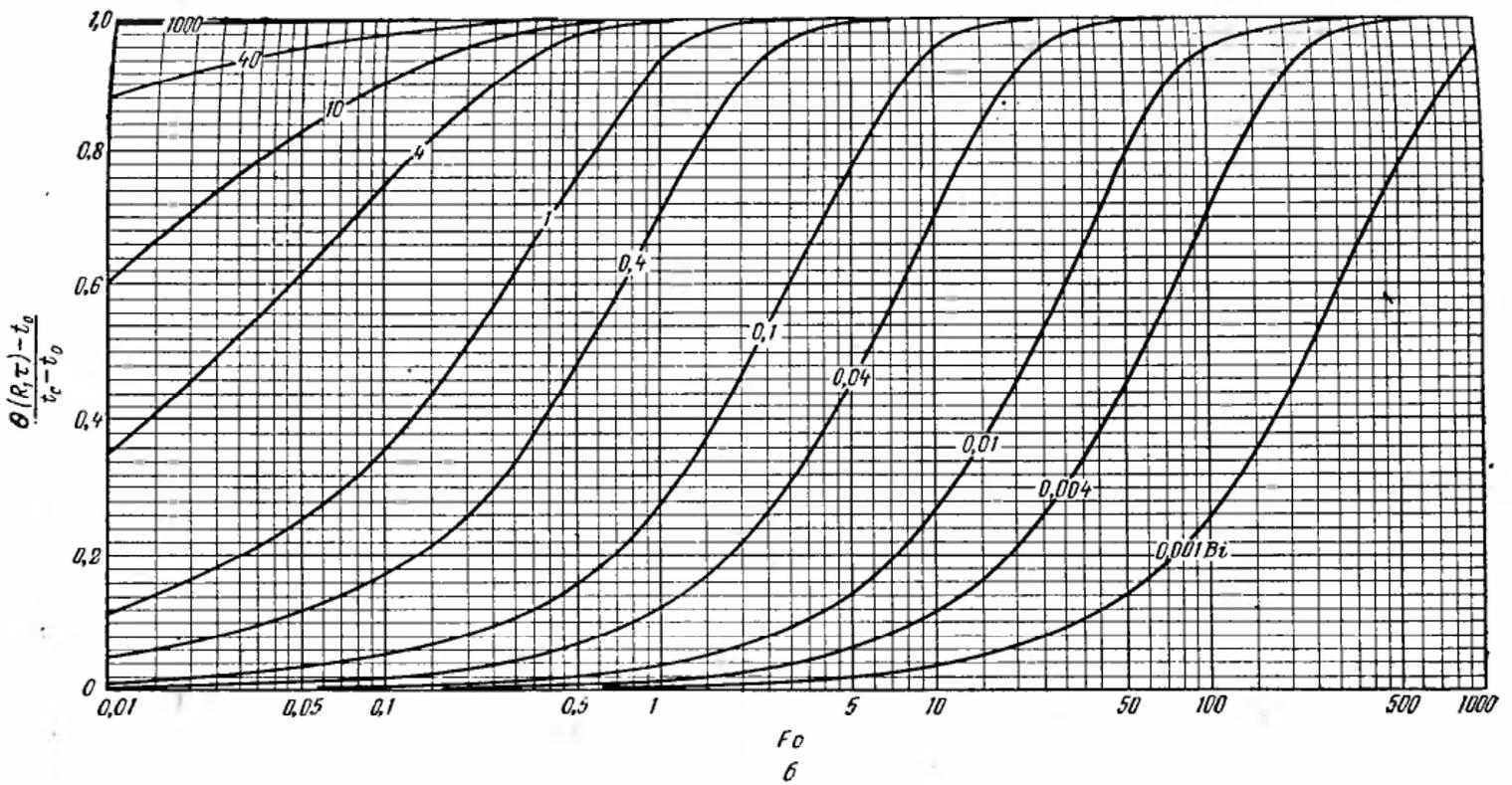
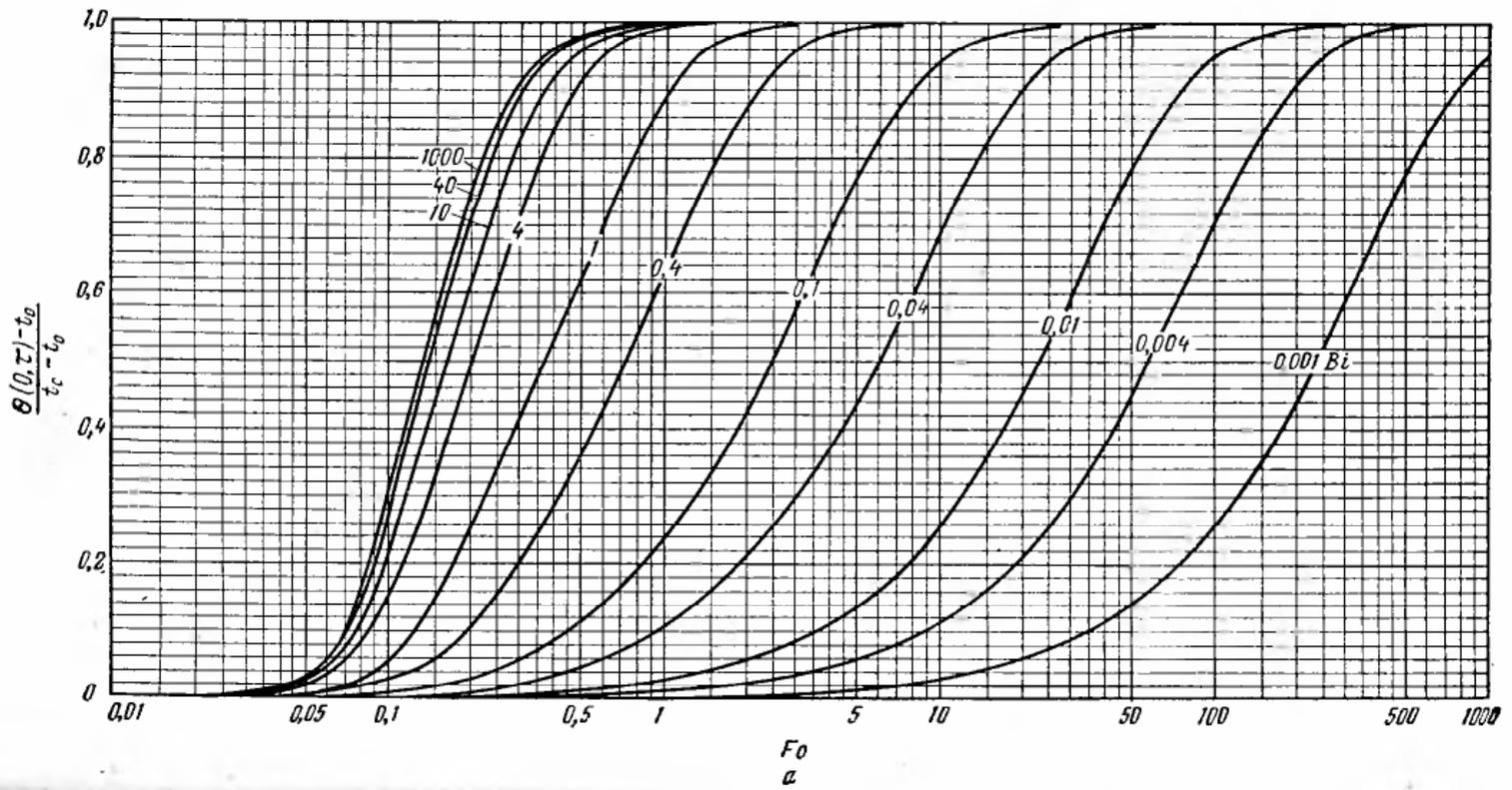


Рис. 1-15. Зависимость безразмерной температуры от критериев Фурье и Био в разных точках шара:  
 а — в центре ( $r/R = 0$ ); б — на поверхности ( $r/R = 1$ ).

Большой интерес представляет решение уравнения теплопроводности при контакте двух тел с различной температурой. О. Кришер [29] дает решение задачи для случая, когда температура одного тела постоянна. Это решение имеет вид:

$$Q = F \frac{1}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\lambda c \gamma} \frac{1}{\sqrt{\tau}} (\vartheta_1 - \vartheta_2) \quad (I-111)$$

где  $Q$  — количество переданного тепла, ккал/ч;  
 $\tau$  — длительность контакта;  
 $F$  — поверхность контакта;  
 $\vartheta_1$  — температура тела (постоянная);  
 $\vartheta_2$  — температура второго тела (на достаточном удалении от места соприкосновения).

Предел применения уравнения (I-111) обуславливается соотношением:

$$\frac{h}{a\tau_{\max}} = 9,437$$

где  $h$  — толщина второй пластины.

Ниже приводится максимально допустимое время контакта ( $\tau_{\max}$ , сек) в зависимости от толщины пластины (слоя) и коэффициента температуропроводности ( $a$ ):

Толщина слоя, м	$a, \text{ м}^2/\text{ч}$			
	0,5	0,05	0,005	0,0005
0,001	$0,763 \cdot 10^{-3}$	$0,763 \cdot 10^{-2}$	$0,763 \cdot 10^{-1}$	0,763
0,01	0,0763	0,763	7,63	76,3
0,05	1,907	19,07	190,7	1907
0,1	7,63	76,3	763	7630
1,0	$7,63 \cdot 10^2$	$7,63 \cdot 10^3$	$7,63 \cdot 10^4$	$7,63 \cdot 10^5$

При  $\Delta\vartheta = (\vartheta_1 - \vartheta_2) = \text{const}$  из соотношения (I-111) можно получить условный коэффициент теплообмена при контакте двух тел:

$$\alpha = \frac{Q}{F \Delta\vartheta} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \frac{\sqrt{\lambda c \gamma}}{\sqrt{\tau}} \quad (I-111a)$$

Значением этого коэффициента можно пользоваться для расчета холодильников и сушилок с кондуктивным подводом тепла (трубчатых, вальцовых и других).

Коэффициенты  $\lambda$  и  $a$  изменяются в широких пределах в зависимости от строения тела, температуры и особенно от его влажности. Коэффициент теплопроводности газов с повышением температуры увеличивается; такая же закономерность наблюдается и для жидкостей (за исключением воды и глицерина). Для кристаллических и аморфных тел с повышением температуры этот коэффициент, наоборот, уменьшается. С повышением давления воздуха значительно увеличивается коэффициент теплопроводности.

ности пористых, сыпучих и волокнистых материалов. С увеличением влажности в большинстве случаев  $\lambda$  возрастает. Однако для песка и глины увеличение  $\lambda$  происходит по влажности 30—40%, а далее  $\lambda$  вновь уменьшается.

### Внутренний тепло- и массообмен

Перенос массы внутри влажного тела может происходить в виде жидкости или пара, если фазовый переход осуществляется внутри капиллярного тела. Перенос газообразного вещества (пара и инертного газа) происходит различными способами: молекулярным (т. е. в результате диффузии и эффузии) и молярным (в результате фильтрационного движения паро-газовой смеси внутри пористого тела под действием перепада общего давления).

Эффузионный перенос наблюдается в том случае, если величина свободного пробега молекул соизмерима с величиной капилляров. Перенос жидкости может происходить путем диффузии, капиллярного впитывания и фильтрационного движения в пористой среде, вызванного градиентом гидростатического давления.

Перенос влаги в капиллярно-пористом коллоидном теле происходит в направлении от высшего потенциала к низшему. Плотность потока влаги прямо пропорциональна градиенту потенциала массопереноса:

$$m = -D_m \nabla \theta \quad (1-112)$$

где  $D_m$  — коэффициент массопроводности (влагопроводности);  
 $\nabla \theta$  — градиент потенциала переноса массы.

Потенциал массопереноса определяется по влагосодержанию эталонного тела ( $w_s^c$ ), удельную массоемкость которого принимают постоянной и равной  $0,01 w_r^c$  ( $w_r^c$  — максимальное гигроскопическое влагосодержание эталонного тела при 25° С):

$$\theta = \left( \frac{w_s^c}{w_r^c} \right)_T \cdot 100$$

Для фильтровальной бумаги  $w_r^c = 0,277$  кг/кг.

Массоперенос по уравнению (1-112) характеризует молекулярный перенос пара и жидкости под действием капиллярных и осмотических сил.

В изотермических условиях ( $T = \text{const}$ ) плотность потока влаги определяется по уравнению:

$$m = -D \gamma_0 \nabla w^c$$

где  $D$  — коэффициент диффузии пара и жидкости.

В неизотермических условиях при наличии градиентов потенциалов переноса тепла и массы тепло- и массообмен в газовых сме-

ся вызывается действием термодинамических движущих сил. В газовых смесях перенос влаги происходит под влиянием градиента температуры (термодиффузия влаги). При этом возникает дополнительный поток влаги  $m_t = D\delta \nabla\theta$  ( $\delta$  — коэффициент термодиффузии, называемый коэффициентом Соре влажного капиллярно-пористого тела). В большинстве случаев для влажных тел этот коэффициент невелик.

Наличие температурного градиента вызывает во влажных телах помимо эффекта Соре диффузионный перенос пара под действием градиента его парциального давления. Кроме того, движение жидкости в пористом теле в направлении потока тепла может быть вызвано наличием «защемленного» воздуха. При повышении температуры давление «защемленного» воздуха увеличивается и воздушные пузырьки расширяются. Вследствие этого жидкость в капиллярной поре движется в направлении потока тепла. Следовательно, при  $p = \text{const}$  суммарный поток влаги равен:

$$m = -D\gamma_0 (\nabla\omega + \delta \nabla\theta) \quad (I-113)$$

Первый член уравнения (I-113) отражает изотермический массоперенос, второй член — процесс термо- и влагопроводности.

При интенсивном нагревании влажного тела внутри него возникает избыточное давление (по сравнению с общим) из-за внутреннего сопротивления тела движению пара, образующегося в результате быстрого испарения жидкости. Появлению градиента общего давления способствует молекулярное натекание (движение Кнудсена) воздуха через микрокапилляры в области высоких температур тела. Это явление наблюдается при сушке токами высокой частоты, при сушке коллоидных тел распылением в условиях высоких температур. В последнем случае происходит раздувание частиц под действием избыточного давления внутри них.

Наличие градиента давления внутри тела вызывает молярный перенос паро-газовой смеси, подобный фильтрации газа через пористые плиты.

Согласно закону Дарси, фильтрационный поток влажного воздуха через пористое тело равен  $m = -k \nabla p$  ( $k$  — коэффициент воздухопроницаемости). Таким образом, уравнение переноса влаги имеет вид:

$$m = -D\gamma_0 \nabla\omega - D\delta\gamma_0 \nabla\theta - k \nabla p$$

Для случая  $p = \text{const}$  А. В. Лыков вывел дифференциальные уравнения переноса тепла и массы во влажном теле:

$$\frac{\partial\omega}{\partial\tau} = D\gamma_0 \nabla^2\omega + D\gamma_0 \delta \nabla^2\theta \quad (I-114)$$

$$\frac{\partial\theta}{\partial\tau} = a \nabla^2\theta + \varepsilon \frac{r}{c} \cdot \frac{\partial\omega}{\partial\tau} \quad (I-115)$$

где  $r$  — удельная теплота испарения;

$\varepsilon$  — критерий испарения, характеризующий долю переноса влаги в виде пара от общего ее потока.

Критерий испарения находится в пределах  $0 \leq \epsilon \leq 1$ . При  $\epsilon = 1$  перенос влаги происходит за счет диффузии пара, при  $\epsilon = 0$  она переносится в виде жидкости.

Решение приведенной системы дифференциальных уравнений затруднено из-за отсутствия сведений о константах массообмена и их изменении в зависимости от температуры и влажности. О характере изменения некоторых массообменных констант можно судить по приведенным ниже опытным данным.

Основным коэффициентом переноса массы является коэффициент  $D$  диффузии пара и жидкости (в ряде работ его называют коэффициентом потенциалопроводности или влагопроводности); он зависит от влажности и температуры вещества. Для капиллярно-пористых тел с повышением влажности коэффициент диффузии увеличивается. Непрерывное увеличение  $D$  характерно для переноса влаги в виде пара; если же влага переносится в виде жидкости, значение  $D$  может возрастать или оставаться постоянным. Для капиллярно-пористого коллоидного тела при наличии осмотической влаги изменение коэффициента  $D$  в зависимости от влажности происходит по сложной кривой (рис. I-16) вследствие переноса влаги в виде пара и жидкости.

Коэффициент диффузии равен:

$$D = \frac{C}{1 - A \gamma_0 \omega^c} \left( \frac{T}{1000} \right)^n$$

где  $A$ ,  $C$  и  $n$  — константы уравнения. Для капиллярно-пористых тел  $A = 0,0032$ ,  $n = 20$ ,  $C = (0,7 - 50)10^5$ ; для капиллярно-пористых коллоидных тел  $A = 0,0019$ ,  $n = 10$ ,  $C = 0,6 - 13$ ; для коллоидных тел  $A = 0,0008$ ,  $n = 7$ .

Коэффициент термодиффузии  $\delta$  характеризует относительный термический массоперенос пара и жидкости. С повышением влагосодержания большинства тел значение  $\delta$  сначала увеличивается, достигая максимума, а затем уменьшается (рис. I-17).

Ниже приведены основные критерии массопереноса внутри тела. Критерий Лыкова  $Lu$ , равный отношению коэффициента диффузии к коэффициенту температуропроводности, определяет релаксацию поля влажности по отношению к полю температур. Фильтрационный критерий  $Lu_\phi$  характеризует распределение поля давления по отношению к полю температур.

$$Lu = \frac{D}{a} \quad Lu_\phi = \frac{k}{a}$$

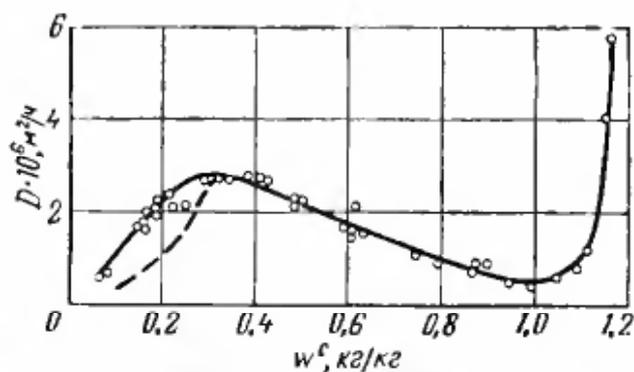


Рис. I-16. Зависимость коэффициента диффузии  $D$  древесины (сосна) от ее влагосодержания  $\omega^c$  ( $\vartheta = 30^\circ \text{C}$ ) по данным [42].

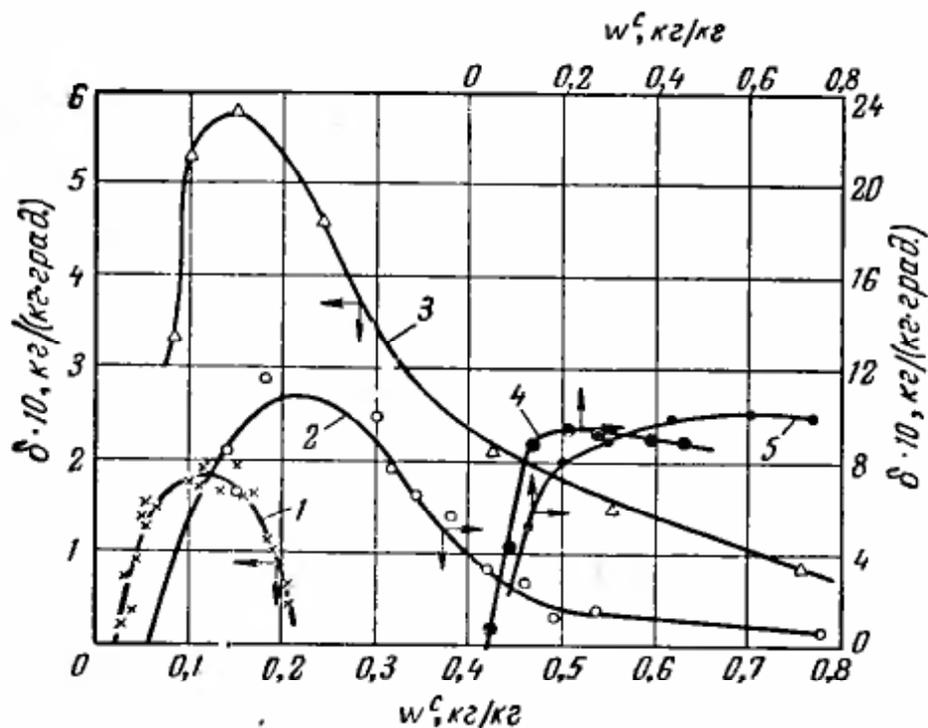


Рис. I-17. Зависимость коэффициента термодиффузии  $\delta$  от влагосодержания  $\omega^c$ :

1—кварцевый песок; 2—асбоцементная плита ( $\gamma=390 \text{ кг/м}^3$ ); 3 — диатомовые плиты ( $\gamma = 600 \text{ кг/м}^3$ ); 4 — минеральная вата ( $\gamma = 220 \text{ кг/м}^3$ ); 5 — автоклавный бетон ( $\gamma = 400 \text{ кг/м}^3$ ).

Критерий Коссовича, определяющий зависимость между количеством тепла, затраченным на испарение влаги и на нагревание влажного тела:

$$K_o = \frac{r \Delta \omega^c}{c \Delta \theta}$$

Критерий Поснова, равный относительному перепаду потенциала массопереноса (влажности), вызванного разностью температур:

$$P_n = \frac{\delta \Delta \theta}{\Delta \omega^c}$$

### КИНЕТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ ВЛАЖНЫХ МАТЕРИАЛОВ

При рассмотрении процесса сушки влажность материала можно классифицировать на удаляемую влагу и равновесную влажность (рис. I-18). Можно выделить область влажного состояния материала, когда его влажность больше гигроскопической (влажность намокания), и область гигроскопического состояния материала. В первом случае давление пара жидкости над материалом равно давлению насыщенного пара свободной жидкости при температуре материала и не зависит от его влажности:

$$\omega > \omega_r \quad p_n = p_n = \text{const}$$

Если влажность материала меньше гигроскопической, то давление пара жидкости в материале меньше давления насыщенного пара свободной жидкости и является функцией влажности и температуры материала:

$$\omega < \omega_r \quad p_n = f(\omega, \theta)$$

Характер протекания процесса сушки можно представить следующим образом.

Если влажный материал ( $\omega \gg \omega_r$ ) поместить в среду нагретого сухого воздуха ( $\theta_n < t_c; p_n > p_c$ ), то вследствие большего давления паров воды над поверхностью материала, чем в воздухе, происходит массообмен с окружающей средой. Одновременно количество тепла, необходимое для фазового превращения воды, будет подводиться путем конвекции от среды к материалу (конвективная сушка).

В начальный момент материал прогревается и соответственно повышается интенсивность испарения при постоянном давлении паров в среде. Этот период называют периодом прогрева. В определенный момент температура материала достигает температуры мокрого термометра, соответствующей данному состоянию окружающего воздуха, а давление паров воды над материалом равно давлению насыщенных паров чистой жидкости. В период удаления влаги до  $\omega \geq \omega_r$  температура материала и давление паров жидкости над его поверхностью постоянны.

При неизменных параметрах воздуха ( $t_c = \text{const}; p_c = \text{const}$ ) количество воды, испаряющейся с  $1 \text{ м}^2$  поверхности материала за  $1 \text{ ч}$ , постоянно и не зависит от влажности материала. Этот период называют периодом постоянной скорости сушки. Следовательно, в этот период давление паров испаряющейся жидкости над поверхностью материала равно давлению насыщенных паров жидкости при температуре материала. Она равна температуре адиабатного испарения жидкости с соответствующими поправками на влияние растворенных веществ.

Как только влажность материала становится ниже гигроскопической, давление паров жидкости уменьшается, и интенсивность сушки падает. Одновременно повышается температура материала, причем характер повышения обуславливается его молекулярной структурой. При достижении равновесной влажности давление паров жидкости над поверхностью тела равно давлению паров в среде, и испарение влаги прекращается. Температура материала

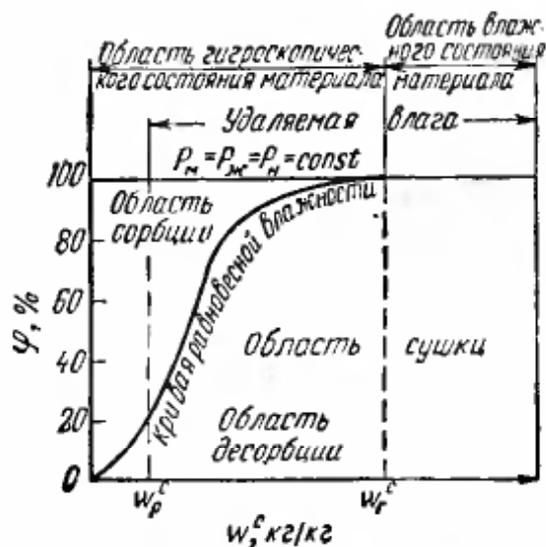


Рис. 1-18. Схема классификации связи влаги с материалом ( $\omega_c$  — влагосодержание материала).

приближенно равна температуре окружающей среды. Этот период обычно называют периодом падающей скорости сушки, когда интенсивность процесса является функцией влажности материала. Период прогрева в большинстве случаев непродолжителен по сравнению с общей длительностью процесса сушки, поэтому период постоянной скорости часто называют первым, а период падающей скорости — вторым периодом сушки.

Описанное выше протекание процесса сушки характерно для квазистационарных условий при конвективном подводе тепла. В реальных условиях наблюдается градиент влажности и температуры тела в обоих периодах. Поэтому период падающей скорости сушки начинается, когда на поверхности испарения влажность равна или меньше гигроскопической ( $w_n \leq w_r$ ), в то время как в центре она значительно превышает гигроскопическую влажность или средняя влажность материала больше гигроскопической. Средняя интегральная влажность материала в условиях, когда на поверхности тела достигается гигроскопическая влажность и начинается период падающей скорости сушки, называется критической влажностью  $w_{кр}$ .

На рис. I-19 показано изменение влажности и температуры материала во времени. Изменение влажности материала (кривая сушки) имеет следующие характерные особенности. На первом участке ( $AB$ ) в периоде прогрева скорость сушки повышается, далее, в период постоянной скорости ( $BC$ ), изменение влажности во времени происходит по закону прямой ( $tg\psi = const$ ), а на участке  $CD$  (период падающей скорости сушки) — по экспоненте, переходящей в асимптоту, ордината которой соответствует равновесной влажности  $w_c$ . Влажность в точке  $C$  соответствует критической влажности  $w_{кр}$ , которая практически всегда больше гигроскопической.

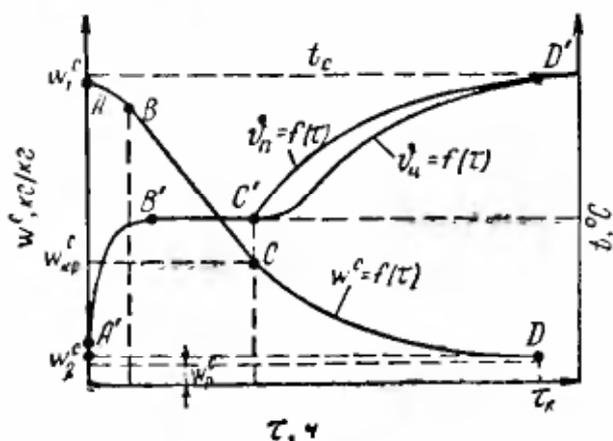


Рис. I-19. Изменение влагосодержания  $w^c$  и температуры  $t$  тела в процессе сушки при постоянной температуре  $t_c$  и влажности  $\varphi_c$  воздуха ( $\varphi_n, \varphi_{ц}$  — температура материала соответственно на поверхности и в центре тела;  $\tau$  — время сушки).

Подобные характерные участки имеет температурная кривая  $\vartheta = f(\tau)$ . Если начальная температура материала меньше температуры мокрого термометра ( $\vartheta_0 < t_m$ ), то на участке прогрева  $A'B'$  она будет повышаться. Если же перед сушкой температура  $\vartheta_0 > t_m$ , то она будет снижаться, как и в первом случае, до температуры мокрого термометра в момент наступления периода постоянной скорости сушки. В этот период температура материала не изменяется (участок  $B'C'$ ). Если в испаряющейся жидкости име-

ются растворенные вещества, температура материала в этот период незначительно повышается. На участке  $C'D'$  температура материала резко повышается.

Интенсивность сушки характеризуется количеством влаги, удаленной с  $1 \text{ м}^2$  поверхности в единицу времени. Скорость сушки выражается количеством влаги, удаляемой в единицу времени (в  $\%/ч$  или в  $1/ч$ ). Скорость сушки находят путем графического дифференцирования кривой сушки или разбивкой ее на равные по времени участки с последующим делением величины убыли влаги в этих отрезках на длительность, т. е.  $N = \Delta w^c / \Delta \tau \text{ ч}^{-1}$ .

На рис. 1-20 показана зависимость скорости сушки и температуры от влажности материала. Кривые скорости имеют аналогичные характерные точки перехода из одного периода сушки в другой. Точка  $C$  соответствует критической влажности материала. В период падающей скорости кривые имеют различный вид в зависимости от режима сушки и форм связи влаги с материалом. Кривые, обращенные выпуклостью к оси влажности, характерны для капиллярно-пористых тонких или мелкодисперсных материалов. Перегиб на кривой скорости сушки указывает на изменение характера перемещения влаги в материале. Сушка капиллярно-пористых тел протекает с углублением зоны испарения, что отражается на характере температурных кривых и скорости сушки.

Для периода постоянной скорости сушки ( $dw/d\tau = N$ ) имеем:

$$\frac{dw}{d\tau} = \frac{m}{\gamma_0 R_v} \quad \text{при} \quad \frac{\partial \vartheta}{\partial \tau} = 0 \quad (1-116)$$

где  $m$  — интенсивность сушки,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  
 $\gamma_0$  — плотность абсолютно сухого тела,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  
 $R_v$  — отношение объема тела к его поверхности.

При малой интенсивности сушки наблюдается параболическое распределение температуры и влажности в теле:

$$w^c = w_{\text{ц}}^c - \frac{x^2}{R^2} (w_{\text{ц}}^c - w_{\text{п}}^c) \quad (1-117)$$

$$\vartheta = \vartheta_{\text{ц}} + \frac{x^2}{R^2} (\vartheta_{\text{п}} - \vartheta_{\text{ц}})$$

где  $R$  — толщина неограниченной пластины,  $\text{м}$ ;  
 $\text{п}$  и  $\text{ц}$  в индексах — соответственно поверхность и центр пластины.

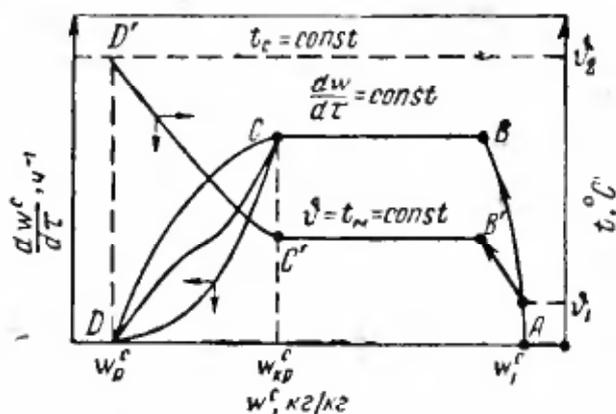


Рис. 1-20. Зависимость скорости сушки  $dw/d\tau$  от влагосодержания материала  $w^c$ .

Критериальные соотношения для полей влажности и температуры имеют вид:

$$\frac{w_{\text{ц}}^{\text{с}} - w_{\text{п}}^{\text{с}}}{w_{\text{н}}^{\text{с}} - w_{\text{р}}^{\text{с}}} = \frac{1}{2} \text{Ki}_m (1 + \varepsilon p_n \text{Ko Lu}) \quad (\text{I-118})$$

$$\frac{\vartheta_{\text{п}} - \vartheta_{\text{ц}}}{t_{\text{с}} - \vartheta_{\text{п}}} = \frac{1}{2} \text{Ki}_m \varepsilon \text{Ko Lu} \quad (\text{I-119})$$

Здесь

$$\text{Ko} = \frac{r (w_{\text{н}}^{\text{с}} - w_{\text{р}}^{\text{с}})}{c_{\text{м}} (t_{\text{с}} - t_{\text{н}})} \quad \text{и} \quad \text{Ki}_m = \frac{mR}{D\gamma_0 (w_{\text{н}}^{\text{с}} - w_{\text{р}}^{\text{с}})}$$

Если влага в теле перемещается в виде жидкости ( $\varepsilon = 0$ ), то  $\vartheta_{\text{п}} = \vartheta_{\text{ц}} = \text{const}$ , т. е. температура тела в любой точке одинакова и равна температуре мокрого термометра. Критерий Кирпичева ( $\text{Ki}_m$ ) изменяется от нуля (очень медленная сушка) до двух (мгновенная сушка).

Конец периода постоянной скорости сушки характеризуется средней (в объеме) критической влажностью ( $w_{\text{кр}}$ ). Ее значение зависит от интенсивности сушки (скорости и температуры потока воздуха), размера тела и его начальной влажности. С увеличением скорости потока воздуха критическая влажность возрастает, так же она зависит и от температуры среды при конвективной сушке. С увеличением влажности воздуха критическая влажность снижается, поскольку в этом случае интенсивность испарения уменьшается, а коэффициент диффузии влаги значительно возрастает из-за повышения температуры тела в период постоянной скорости сушки. Для материалов с малой удельной поверхностью критическая влажность может быть выше начальной. В этом случае процесс сушки с самого начала протекает в периоде падающей скорости.

А. В. Лыков [41] рекомендует для определения критического влагосодержания следующее соотношение:

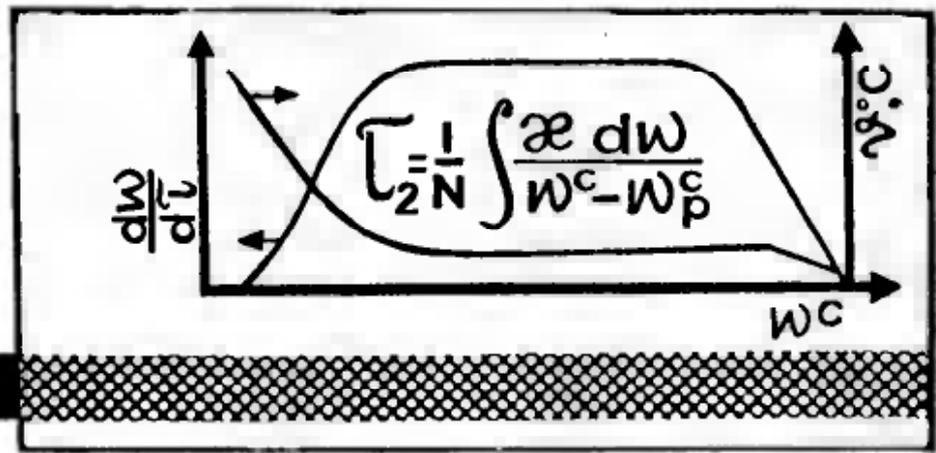
$$\frac{w_{\text{кр.}}^{\text{с}} - w_{\text{р}}^{\text{с}}}{w_{\text{н}}^{\text{с}} - w_{\text{р}}^{\text{с}}} = \frac{w_{\text{кр.}}^{\text{п}} - w_{\text{р}}^{\text{с}}}{w_{\text{н}}^{\text{с}} - w_{\text{р}}^{\text{с}}} + \frac{1}{3} \text{Ki}_m \left( 1 + \varepsilon \frac{rD}{ca} \right) \quad (\text{I-120})$$

где  $w_{\text{кр.}}^{\text{п}}$  — критическое влагосодержание на поверхности тела (часто может быть принято равным гигроскопическому влагосодержанию).

Для шара в уравнении (I-120) вместо  $1/3$  необходимо подставить  $1/5$ , а для неограниченного цилиндра —  $1/4$ .

В работе [41] на основании анализа систем дифференциальных уравнений переноса тепла и влаги сделан вывод об одинаковом

механизме переноса влаги при различных методах сушки. Следует отметить, что при подводе тепла радиационно-конвективным и кондуктивным методами характер протекания процесса аналогичен описанному выше для конвективного подвода тепла. При радиационно-конвективной сушке в период постоянной скорости температура материала выше температуры мокрого термометра на величину  $q_n/\alpha$  ( $q_n$  — поток лучистой энергии, поглощенной поверхностью тела). То же наблюдается и при кондуктивно-конвективной сушке.



## ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ СУШИЛОК

Тепловой расчет сушилок включает составление материального и теплового балансов установки, определение габаритов аппарата, обеспечивающих заданную производительность по сухому материалу, расчет и выбор вспомогательного оборудования (топки, калориферы, пылеочистные устройства и т. д.). В результате теплового расчета определяют необходимое количество сушильных аппаратов и размеры каждого из них, расход топлива, газов, электроэнергии, воды и т. д.; исходя из результатов расчета обосновывают рациональный способ сушки и конструкцию аппарата.

## МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС СУШИЛКИ

Обычно задается годовая производительность цеха или сушилки по готовому продукту с влажностью  $w_2$  (в %); начальная влажность материала  $w_1$  (в %) также известна.

Часовая производительность сушилки равна:

$$G_2 = \frac{G}{ab} \text{ кг/ч} \quad (II-1)$$

где  $G$  — годовая производительность по готовому продукту, кг;  
 $a$  — число часов работы сушилки в сутки;  
 $b$  — число рабочих дней в году.

Величины  $a$  и  $b$  зависят от характера производства. Обычно для непрерывнодействующих производств принимают  $a = 22$  ч;  $b = 330$  суток, иногда принимают 7000 рабочих часов в году.

Если в процессе сушки происходят безвозвратные потери материала, часовую производительность рассчитывают с учетом этого

поправки:

$$G_2' = \frac{G_2}{K}$$

где  $K$  — коэффициент, учитывающий выход продукта; он должен составлять 0,95—0,99.

Количество свободной влаги, испаряемой в процессе сушки, будет равно:

$$W = G_2 \frac{w_1 - w_2}{100 - w_1} \text{ кг/ч} \quad (II-2)$$

Тогда производительность сушилок  $G_1$  по исходному материалу составит:

$$G_1 = G_2 + W \text{ кг/ч} \quad (II-3)$$

В процессе сушки масса абсолютно сухого вещества не меняется, если нет уноса его частиц или других потерь, т. е.

$$G_{\text{сух.}} = G_1 \frac{100 - w_1}{100} = G_2 \frac{100 - w_2}{100} \text{ кг/ч} \quad (II-4)$$

Откуда

$$G_1 = G_2 \frac{100 - w_2}{100 - w_1} \text{ кг/ч} \quad (II-5)$$

В многозонной сушилке материальный баланс составляет для каждой зоны, исходя из начальной и конечной влажности материала в ней: в первой зоне  $w_1$  и  $w_2'$ ; во второй зоне  $w_1''$  и  $w_2''$  и т. д.; причем  $w_2' = w_1''$ .

$$W' = G_1 \frac{w_1 - w_2'}{100 - w_2'} \text{ кг/ч} \quad (II-6)$$

Количество материала, поступающего во вторую зону:

$$G_2' = G_1 - W' \text{ кг/ч} \quad (II-7)$$

и т. д.

В некоторых случаях может быть задано изменение влажности материала в сушилке при переменном режиме сушки по закону экспоненты:

$$w_x^c - w_2^c = w_1^c e^{-kx} = w_1^c e^{-k_1 x} \quad (II-8)$$

где  $k$  и  $k_1$  — константы, определяемые, исходя из перепада влажности в сушилке и общей длительности сушки или длины сушилки при  $x = L$ , т. е. при  $w_x^c = w_2^c$ ;

$x$  — текущая координата, м;

$L$  — длина пути материала в сушилке, м.

Влажность материала по зонам определяют, например, исходя из одинакового времени пребывания в них материала.

Сухая часть агента сушки в процессе не изменяется, если нет его утечки или подсоса наружного воздуха. Поэтому расчет сушильных установок удобнее проводить на 1 кг сухого газа. Таким образом, материальный баланс сушилки будет следующим:

$$\frac{G_1 w_1}{100} + L d_1 = \frac{G_2 w_2}{100} + L d_2 \quad (II-9)$$

или

$$L = \frac{W}{d_2 - d_1} \text{ кг/ч}$$

где  $L$  — количество агента сушки (газа), кг/ч;  
 $d_1$  и  $d_2$  — соответственно начальное и конечное влагосодержание газа, кг/кг сухого газа.

Расход газа на 1 кг испаряемой влаги равен:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{d_2 - d_1} \text{ кг/кг} \quad (II-10)$$

### ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС СУШИЛКИ

Для конвективных сушилок с однократным использованием газа и сушилок с кондуктивным и радиационным подводом тепла расход агента сушки и топлива наиболее просто определить аналитически из теплового баланса сушилки. Для конвективных сушилок с рециркуляцией отработанных газов, многозонных сушилок с промежуточным подогревом агента сушки и частичным его возвратом расход газов, топлива и т. д. наиболее рационально определять графо-аналитическим способом с использованием  $I - d$ -диаграммы.

Процесс сушки на  $I - d$ -диаграмме получается наглядным и его легче анализировать.

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 соответственно топлива, электроэнергии, пара.

Суммарный расход тепла в сушилке равен:

$$\sum Q = Q_{и} + Q_{н} + Q_{б} + Q_2 + Q_{д} \pm Q_{х} + Q_{т} \text{ ккал/ч} \quad (II-11)$$

где  $Q_{и}$  и  $Q_{н}$  — расход тепла соответственно на испарение влаги и нагрев материала;

$Q_{б}$  и  $Q_2$  — потери тепла соответственно в окружающую среду и с отходящими газами;

$Q_{д}$  — расход тепла на дегидратацию и другие эндотермические процессы;

$Q_{х}$  — теплота химических превращений (знак минус при выделении тепла);

$Q_{т}$  — расход тепла на нагревание дополнительно вводимых веществ (пар, сжатый воздух и т. д.) и транспортных средств.

Для непрерывнодействующих сушилок рассчитывают часовой расход тепла, для сушилок периодического действия — расход тепла  $\sum Q$  на один цикл сушки.

При графо-аналитическом расчете с помощью  $I-d$ -диаграммы расход тепла на сушку рационально относить к 1 кг испаряемой влаги. Тогда уравнение (II-11) будет иметь вид:

$$\sum q = q_{\text{и}} + q_{\text{н}} + q_{\text{с}} + q_2 + q_{\text{д}} \pm q_{\text{х}} + q_{\text{т}} \text{ ккал/кг влаги} \quad (\text{II-12})$$

[Здесь все удельные расходы тепла  $q$  соответствуют величинам  $Q$  в уравнении (II-11)].

Расход тепла на испарение влаги равен:

$$Q_{\text{и}} = W (i_{\text{п}} - i_{\text{ж}}) \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-13})$$

Для воды

$$Q_{\text{и}} = W (595 + 0,47t_2 - \vartheta_1) \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-14})$$

где  $i_{\text{п}}$  — энтальпия перегретого пара при температуре отходящих газов, ккал/кг;  
 $i_{\text{ж}}$  — энтальпия жидкости при начальной температуре материала, ккал/кг;  
 $t_2$  — температура отходящих газов, °С;  
 $\vartheta_1$  — начальная температура материала, °С.

Соответственно

$$q_{\text{и}} = 595 + 0,47t_2 - \vartheta_1 \text{ ккал/кг влаги}$$

Если начальная температура материала ниже нуля ( $\vartheta_1 < 0^\circ \text{C}$ ), то в уравнение (II-13) следует подставлять значение энтальпии льда, а в уравнении (II-14) условно принимать  $\vartheta_1 = 0^\circ \text{C}$ . При этом все расходы тепла на нагревание переохлажденной жидкости и льда до  $0^\circ \text{C}$  и его размораживание надо учитывать при подсчете общего расхода тепла на нагрев материала.

Расход тепла на нагрев материала:

$$Q_{\text{н}} = G_2 c_{\text{м}} (\vartheta_2 - \vartheta_1) \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-15})$$

где  $\vartheta_2$  — температура материала после сушки, °С;  
 $c_{\text{м}}$  — теплоемкость высушенного материала, ккал/(кг·град):

$$c_{\text{м}} = c_{\text{с}} \frac{100 - w_2}{100} + \frac{w_2}{100}$$

где  $c_{\text{с}}$  — теплоемкость абсолютно сухого материала, ккал/(кг·град).

Соответственно

$$q_{\text{н}} = \frac{G_2}{W} c_{\text{м}} (\vartheta_2 - \vartheta_1) \text{ ккал/кг влаги}$$

Если часть влаги в материале находится в твердом состоянии ( $\vartheta_1 < 0^\circ \text{C}$ ), то расход тепла на нагрев материала составит:

$$Q_{\text{н}} = G_2 c_{\text{м}} \vartheta_2 + W' (q_{\text{п}} + c_{\text{т}} \vartheta_1) + (W - W') c_{\text{ж}} \vartheta_1 \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-16})$$

или на 1 кг влаги:

$$q_{\text{н}} = \frac{G_2}{W} c_{\text{м}} \vartheta_2 + \frac{W'}{W} (q_{\text{п}} + c_{\text{т}} \vartheta_1) + \frac{W - W'}{W} c_{\text{ж}} \vartheta_1 \text{ ккал/кг}$$

где  $q_{\text{п}}$  — теплота плавления, *ккал/кг* (для воды  $q_{\text{п}} = 80$  *ккал/кг*);  
 $c_{\text{т}}$  — теплоемкость льда, *ккал/(кг·град)*;  
 $W'$  — количество замерзшей влаги, *кг/ч*;  
 $W$  —  $W'$  — количество переохлажденной жидкости, *кг/ч*;  
 $c_{\text{ж}}$  — теплоемкость переохлажденной жидкости, *ккал/(кг·град)*.

При взаимодействии воды с материалом, охлажденным до  $0^{\circ}\text{C}$ , не вся влага находится в виде льда. Например, по опытным данным Н. М. Михайлова [65], в бурых углях при температурах до  $-15^{\circ}\text{C}$  влага в количестве, не превышающем гигроскопическую влажность, не замерзает.

Потери тепла сушилкой в окружающую среду:

$$Q_6 = KF (t_{\text{ср.}} - t_0) \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-17})$$

где  $K$  — коэффициент теплопередачи через стенку сушилки, *ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град)*;  
 $F$  — наружная поверхность сушилки, *м<sup>2</sup>*;  
 $t_{\text{ср.}}$  — средняя температура в сушилке,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $t_0$  — температура окружающей среды,  $^{\circ}\text{C}$ .

Теплоизоляцию сушилки подбирают так, чтобы температура наружной стенки не превышала  $40^{\circ}\text{C}$  или чтобы коэффициент теплопередачи был равен  $0,5-1,0$  *ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град)*. Приблизительно можно принять:

$$\frac{\lambda_{\text{и}}}{\delta_{\text{и}}} = 0,5 - 1,0 \text{ ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град)} \quad (\text{II-18})$$

где  $\lambda_{\text{и}}$  — коэффициент теплопроводности изоляционного материала, *ккал/(м·ч·град)*;  
 $\delta_{\text{и}}$  — толщина теплоизоляции, *м*.

По соотношению (II-18) определяют толщину теплоизоляции. Если сушилка установлена вне здания, ее теплоизоляция выполняется исходя из того, чтобы при минимальной температуре наружного воздуха в зимнее время внутренняя стенка сушильной камеры имела температуру выше точки росы.

До определения габаритов сушилки можно приблизительно принять удельные потери тепла в окружающую среду  $q_5 = 30-100$  *ккал/кг* влаги в зависимости от начальной влажности материала (меньшую величину принимают для высоковлажных материалов), тогда

$$Q_5 = q_5 W \text{ ккал/ч}$$

Потери тепла с отходящими газами составят:

$$Q_2 = L (I_2 - I_0) \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-19})$$

где  $I_2$  — энтальпия газов при температуре  $t_2$  и начальном влагосодержании их  $d_1$ , *ккал/кг*;  
 $I_0$  — энтальпия наружного воздуха, *ккал/кг*;  
 $L$  — часовой расход газов (с учетом подсоса наружного воздуха), выбрасываемых в атмосферу, *кг/ч* (количество подсосываемого воздуха обычно принимают равным  $10-15\%$  от общего расхода газов).

Расход тепла на дегидратацию и другие эндотермические процессы:

$$Q_d = q_d G_2 \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-20})$$

где  $q_d$  — удельная теплота дегидратации, отнесенная к 1 кг готового (сухого) продукта, ккал/кг.

При сушке различными способами тепло может расходоваться на нагревание дополнительных веществ и транспортных устройств. Например, при сушке распылением диспергирование растворов производят сжатым воздухом или паром; в туннельных сушилках транспортные устройства (вагонетки, противни и т. п.), выходя из сушилки, охлаждаются и т. д. При этом дополнительные затраты тепла равны:

$$Q_T = G_B c_B (t_2 - t'_0) + \frac{G_T}{\tau} c_T (t_T - t_0) \quad (\text{II-21})$$

где  $G_B$  — количество вводимого вещества (пар, воздух и т. д.), кг/ч;

$c_B$  — теплоемкость вводимого вещества, ккал/(кг·град);

$t'_0$  — температура вводимого вещества, °С (если подают пар или воздух при значительном давлении, то температуру  $t'_0$  необходимо определять расчетным путем, с учетом адиабатного расширения вещества);

$G_T$  — масса транспортирующих устройств, одновременно находящихся в сушилке, кг;

$\tau$  — длительность сушки, ч;

$c_T$  — теплоемкость материала транспортирующих устройств, ккал/(кг·град);

$t_T$  — температура транспортирующих устройств на выходе из сушилки, °С (при работе сушилки по принципу параллельного движения материала и агента сушки ее принимают равной температуре отходящих газов  $t_2$ ; при работе сушилки по принципу противотока — начальной температуре газов  $t_1$ ).

Соответственно

$$q_T = \frac{Q_T}{W} \text{ ккал/кг влаги}$$

Иногда в процессах сушки одновременно с удалением влаги протекает химическая реакция с выделением или поглощением тепла. Теплоту  $Q_p$  необходимо учитывать в общем балансе сушильной установки и при определении требуемого количества агента сушки.

Химические реакции сопровождаются превращением энергии. Если реакция протекает при постоянном объеме (работа не совершается,  $dA = 0$ ), то убыль внутренней энергии системы в результате реакции равна тепловому эффекту реакции:

$$U_1 - U_2 = -Q_V$$

где  $U_1$  и  $U_2$  — внутренняя энергия системы соответственно до и после реакции.

Если число молей в ходе газовой реакции не меняется (объем остается постоянным) и при охлаждении до начальной темпера-

туры достигается первоначальное давление, то тепловые эффекты реакции при постоянном давлении и при постоянном объеме равны.

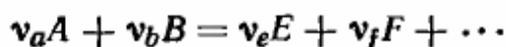
Для реакции при постоянном давлении  $dI = dA + dQ$  или при обратимом протекании процесса

$$dI = dA_{\text{обр.}} - dQ_{\text{обр.}} \text{ или } \Delta I = A_{\text{обр.}} + Q_{\text{обр.}} \quad (\text{II-22})$$

где  $\Delta I$ ,  $A_{\text{обр.}}$  и  $Q_{\text{обр.}}$  — соответственно энтальпия, работа и теплота реакции образования вещества.

На основании закона Гесса теплота какой-либо химической реакции равна разности теплот продуктов реакции и исходных веществ и не зависит от того, осуществляется реакция непосредственно или проходит через те или иные промежуточные ступени.

Положим, например, что протекает химическая реакция:



где  $A$  и  $B$  — исходные вещества;

$E$  и  $F$  — продукты реакции;

$\nu_a$ ,  $\nu_b$  и т. д. — число молей веществ соответственно  $A$ ,  $B$  и т. д.

Теплота реакции равна:

$$[\nu_a \Delta I_a + \nu_b \Delta I_b] - [\nu_e \Delta I_e + \nu_f \Delta I_f] = Q_p \quad (\text{II-23})$$

где  $\Delta I_a$ ,  $\Delta I_b$  и т. д. — изменение энтальпии при образовании веществ соответственно  $A$ ,  $B$  и т. д.

В ряде работ [27, 74] приведены тепловые эффекты (изменение энтальпии) реакций образования соединения из простых веществ при стандартных условиях (760 мм рт. ст. и 25° С).

Значения  $\Delta I$  относятся к 1 моль веществ, поэтому для расчета удельной теплоты реакции  $q_x$  величину  $Q_p$  необходимо разделить на количество молей основного продукта и массу его моля:

$$q_x = \frac{Q_p}{\nu_{\text{п}} M_{\text{п}}} \text{ ккал/кг}$$

где  $\nu_{\text{п}}$  — количество продукта, моль;

$M_{\text{п}}$  — масса 1 моль продукта.

Теплота химической реакции:

$$Q_x = q_x \cdot G_2 \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-24})$$

### Расчет количества агента сушки и топлива

При однократном использовании агента сушки расход газов определяют из теплового баланса сушилки (если известен температурный режим сушки):

$$LI_1 = \sum Q \quad (\text{II-25})$$

Используя уравнения (II-11) и (II-19), получим:

$$L = \frac{Q_{\text{н}} + Q_{\text{н}} + Q_{\text{с}} + Q_{\text{д}} \pm Q_x + Q_{\text{т}}}{I_1 - I_2} \quad (\text{II-26})$$

$I_1$  — энтальпия газов при начальной температуре  $t_1$  и начальном влагосодержании  $d_1$ , ккал/кг;

$I_2$  — энтальпия газов при конечной температуре  $t_2$  и влагосодержании  $d_1$ , ккал/кг.

С достаточной степенью точности соотношение (II-26) можно представить в виде:

$$L = \frac{Q_{и} + Q_{н} + Q_{б} + Q_{д} \pm Q_{х} + Q_{т}}{c_1 t_1 - c_2 t_2} \text{ кг/ч} \quad (\text{II-27})$$

где  $c_1$  и  $c_2$  — теплоемкости газов соответственно при температурах  $t_1$  и  $t_2$  и влагосодержании  $d_1$ , ккал/(кг·град).

Если количество подсасываемого в сушилку воздуха принять равным 10% общего расхода газов и учесть дополнительный расход тепла на его нагрев, то уравнение (II-27) примет вид:

$$L = \frac{Q_{и} + Q_{н} + Q_{б} + Q_{д} \pm Q_{х} + Q_{т}}{c_1 t_1 - c_2 t_2 - 0,1 c_{в} (t_2 - t_0)} \quad (\text{II-28})$$

где  $c_{в}$  — теплоемкость воздуха, ккал/(кг·град);

$t_0$  — температура воздуха, подсасываемого в сушилку, °С.

Часовой расход тепла на сушку равен:

$$Q = \frac{L (I_1 - I_0)}{\eta} \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-29})$$

где  $\eta$  — к. п. д. генератора тепла (в расчетах можно принимать для топок  $\eta = 0,95$ ; для паровых и электрических калориферов  $\eta = 0,98 - 0,99$ ; для огневых калориферов  $\eta = 0,6 - 0,7$ , в зависимости от температуры отходящих из калорифера топочных газов).

Если в качестве агента сушки используют воздух, то расход пара в калорифере равен:

$$D = \frac{L (I_1 - I_0)}{\eta (i_{п} - i_{к})} \text{ кг/ч}$$

где  $i_{п}$  и  $i_{к}$  — соответственно энтальпия пара и конденсата, ккал/кг.

Расход тепла (в пересчете на топливо) на сушку при нагреве воздуха в паровом калорифере равен:

$$Q' = \frac{D i_{п}}{\eta_{к}} \text{ ккал/ч}$$

Соответственно удельный расход тепла на 1 кг влаги:

$$q = \frac{D i_{п}}{W \eta_{к}} \text{ ккал/кг}$$

где  $\eta_{к}$  — к. п. д. котельной установки (для малых заводских котельных  $\eta = 0,7 - 0,75$ ).

При сушке топочными газами расход топлива равен:

$$B = \frac{L(I_1 - I_0)}{\eta Q_B^p} \text{ кг/ч (или м}^3\text{/ч)} \quad (\text{II-30})$$

$Q_B^p$  — высшая теплотворная способность топлива, ккал/кг.

Расход топлива можно определить также по уравнению:

$$B = \frac{L}{G_T} \text{ кг/ч}$$

где  $G_T$  — количество топочных газов при температуре  $t_1$ , образующихся при сжигании 1 кг топлива, кг/кг топлива (если  $G_T$  рассчитывается в м<sup>3</sup>/кг топлива, то  $L$  должно быть выражено в м<sup>3</sup>/ч).

При кондуктивной сушке (в вальцовых, барабанных сушилках и т. д.) наиболее рационально рассчитывать расход тепла по уравнению (II-11), принимая потери тепла с отходящими газами:

$$Q_2 = lW(I_2' - I_0) \text{ ккал/ч} \quad (\text{II-31})$$

где  $l$  — удельный расход воздуха на 1 кг испаренной влаги;  $l = 1/(d_2 - d_0)$ ;  $I_2'$  — энтальпия воздуха при температуре  $t_2$  (за сушилкой) и влагосодержании  $d_0$ , ккал/кг.

Задаваясь влажностью воздуха на выходе из сушилки  $\varphi_2 = 50-80\%$  (большее значение принимают при сушке высоковлажных материалов) и его температурой  $t_2 = 60-100^\circ \text{C}$ , по  $I-d$ -диаграмме определяют влагосодержание газов  $d_2$ . Температура воздуха на выходе из сушилки обычно соответствует температуре высушенного продукта и греющих поверхностей. Чем выше температура продукта, тем выше температура воздуха за сушилкой.

Расход теплоносителя равен:

пара

$$D = \frac{Q_{н1} + Q_{н2} + Q_5 + Q_2 + Q_d \pm Q_x}{i_{п1} - i_{к1}} \text{ кг/ч} \quad (\text{II-32})$$

топочных газов

$$L = \frac{Q_{н1} + Q_{н2} + Q_5 + Q_2 + Q_d \pm Q_x}{c_1 t_1' - c_2 t_2'} \text{ м}^3\text{/ч} \quad (\text{II-33})$$

где  $t_1'$  и  $t_2'$  — температура топочных газов соответственно на входе в греющие элементы и на выходе из них, °C.

Расход топлива рассчитывают по соотношению (II-30).

При сушке инфракрасными лучами в закрытых непрерывно действующих установках часовой расход тепла и соответственно расход энергии определяют по уравнению (II-11) с учетом особенностей конструкции сушилки. Если в качестве генераторов излучения применяют лампы и термоэлементы, то потери тепла с отработанным воздухом рассчитывают по соотношению (II-31), но насыщение отработанного воздуха влагой будет меньше, так как

этим способом обычно сушат тонкие материалы с небольшим содержанием влаги. Кроме того, воздух на выходе из сушилки может иметь более высокие температуры, поскольку он нагревается непосредственно от генератора тепла. Для сушилок с термоэлементами расход тепла на нагрев воздуха составляет до 30% всего тепла, подведенного с электроэнергией. При сушке с испарением органических растворителей (например, сушка лакокрасочных покрытий) расход воздуха рассчитывают, исходя из допустимой по условиям взрывобезопасности концентрации паров растворителя в воздухе.

Если в качестве генераторов излучения используют газовые горелки (эжекционные, беспламенные и др.), то часовой расход топлива определяют из уравнения:

$$V = \frac{Q_{и1} + Q_{и2} + Q_5 + Q_2 \pm Q_x}{I_1 - I_2} \text{ м}^3/\text{ч} \quad (\text{II-34})$$

(здесь и далее значения  $V$  для объема газов, приведенного к нормальным условиям — 760 мм рт. ст. и 0° С).

где  $V$  — расход газообразного топлива, м<sup>3</sup>/ч;  
 $I_1$  и  $I_2$  — энтальпия продуктов горения соответственно при температуре горения и температуре отработанных продуктов горения, ккал/м<sup>3</sup> топлива (коэффициент избытка воздуха  $\alpha = 1,1—1,5$  в зависимости от горелки).  
 Температура отработанных продуктов горения обычно не ниже 500° С.

Удельный расход тепла по топливу на испарение влаги равен:

$$q = \frac{BQ_H^P}{W} \text{ ккал/кг} \quad (\text{II-35})$$

где  $Q_H^P$  — низшая теплотворная способность топлива, ккал/м<sup>3</sup>.

Если для обогрева излучающих экранов используют топочные газы, расход топлива определяют по уравнению (II-30), расход газов — по уравнению (II-33). Температура газов на входе в экран обусловлена теплостойкостью его материалов, температура отходящих газов определяется принятой температурой излучающей поверхности.

### ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ ПРОЦЕССОВ СУШКИ ПРИ ПОМОЩИ $I-d$ -ДИАГРАММЫ

Как было сказано выше, графо-аналитический расчет сушильного процесса при помощи  $I-d$ -диаграммы наиболее целесообразно применять для многозонных установок.

Основные процессы с влажным воздухом в диаграмме  $I-d$  показаны на рис. II-1. Нагрев воздуха в калорифере изображается прямой  $AB$ , идущей по линии  $d = \text{const}$ . Точка  $A$  соответствует состоянию воздуха с параметрами  $t_0$  (в °С) и  $\varphi_0$  (в %) или  $t_0$  (в °С) и  $d_0$  (в кг/кг сухого воздуха), а точка  $B$  — температуре  $t_1$  и влажно-

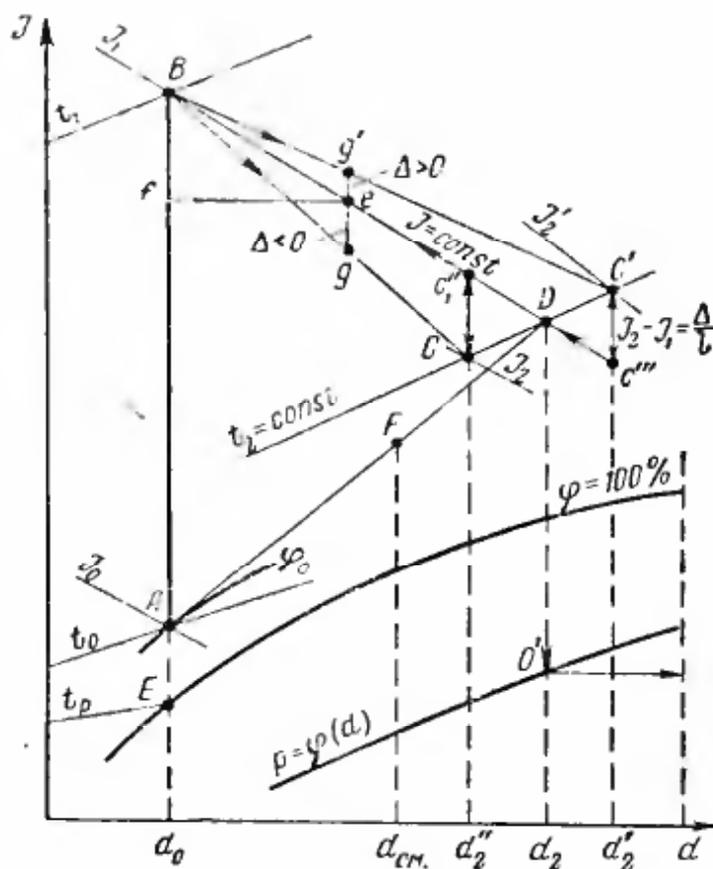


Рис. II-1. Построение процесса сушки на  $I-d$ -диаграмме.

ной энтальпии  $I = \text{const}$  (т. е.  $I_1 = I_2 = \text{const}$ ); на рис. II-1 этот процесс показан линией  $BD$ . Расход воздуха на 1 кг влаги равен:

$$l = \frac{1}{d_2 - d_0} \text{ кг/кг}$$

Удельный расход тепла

$$q = l(I_1 - I_0) \text{ ккал/кг влаги}$$

При действительном процессе сушки имеют место потери тепла (например, тепло химической реакции) или его дополнительный подвод (в сушильной камере установлены кондуктивные или радиационные источники тепла и т. д.).

Уравнение действительного процесса имеет вид:

$$I_2 = I_1 \pm \frac{\Delta}{l} \text{ ккал/кг сухого воздуха} \quad (\text{II-36})$$

где  $\Delta$  — потерянное или дополнительно подведенное тепло на 1 кг испаренной влаги:

$$\Delta = q_d + \vartheta_1 - (q_n + q_s + q_d \pm q_x + q_r) \text{ ккал/кг} \quad (\text{II-37})$$

где  $q_d$  — дополнительно подведенное тепло, ккал/кг влаги.

В большинстве случаев  $\Delta = \vartheta_1 - (q_n + q_s + q_r)$ .

В практических условиях возможны три варианта:

1.  $\Delta = 0$ . Тогда  $\vartheta_1 + q_d = q_n + q_s \pm q_x + q_r$  и процесс пойдет по линии  $I = \text{const}$  (линия  $BD$ ).

содержанию  $d_0$ . Количество подведенного тепла равно  $(I_1 - I_0)$  ккал/кг сухого воздуха. Точку росы воздуха находят, продолжив линию  $d = \text{const}$  до пересечения с линией  $\varphi = 100\%$  (отрезок  $EA$ ); изотерма в точке  $E$  и будет соответствовать точке росы.

В сушильной технике пользуются терминами «теоретический» и «действительный» процессы сушки. Под теоретическим понимают процесс, в котором отсутствуют потери тепла и нет его дополнительных источников, а температура материала до и после сушки одинакова и равна нулю. Такой процесс сушки изображается прямой, идущей по линии постоянной

2.  $\Delta > 0$ . Тогда  $\theta_1 + q_d > q_n + q_b \pm q_x + q_T$  и процесс пойдет по политропе  $BC'$ ;  $I_2 > I_1$ .

3.  $\Delta < 0$ . Тогда  $\theta_1 + q_d < q_n + q_b \pm q_x + q_T$  и процесс пойдет по политропе  $BC$ ;  $I_2 < I_1$ .

Построение действительного процесса сушки в  $I-d$ -диаграмме проводят следующим образом.

**С л у ч а й 1.** Заданы начальные параметры воздуха — температура и влагосодержание (точка  $B$  на рис. II-1), а из конечных параметров известны температура  $t_2$  или относительная влажность  $\varphi_2$ .

Для построения действительного процесса и определения конечных параметров воздуха через точку  $B$  проводим линию  $I_1 = \text{const}$ . На этой линии произвольно выбираем точку  $e$  и проводим через нее прямую, параллельную оси абсцисс, до пересечения с линией  $d_0 = \text{const}$  (отрезок  $ef$ ). Далее из точки  $e$  по линии  $d = \text{const}$  откладываем отрезок  $eg$  (при  $\Delta < 0$ ) или  $eg'$  (при  $\Delta > 0$ ), величину которого (в мм) определяем из соотношения:

$$eg = ef \frac{\Delta}{m}, \quad \text{где } m = \frac{M_t}{M_d}$$

здесь  $M_t$  — масштаб энтальпии, ккал/мм;

$M_d$  — масштаб влагосодержания, г/мм.

Через точку  $g$  (или  $g'$ ) проводим политропу  $Bg$  до пересечения с заданной изотермой  $t_2$  или с линией относительной влажности  $\varphi_2$ . Полученная точка  $C$  (или  $C'$ ) соответствует конечному состоянию действительного процесса сушки с параметрами  $t_2, d_2''$  (для точки  $C$ ) или  $t_2, d_2'$  (для точки  $C'$ ).

Удельный расход тепла по воздуху на 1 кг влаги равен:

при  $\Delta < 0$

$$q'' = \frac{(I_1 - I_0)}{d_2'' - d_0} \text{ ккал/кг}$$

при  $\Delta > 0$

$$q' = \frac{(I_1 - I_0)}{d_2' - d_0} \text{ ккал/кг}$$

Суммарные удельные затраты тепла без учета к. п. д. калорифера равны:

$$\sum q = q + q_d \text{ ккал/кг влаги} \quad (\text{II-38})$$

где  $q$  — удельный расход тепла по воздуху, ккал/кг влаги.

**С л у ч а й 2.** Заданы конечные параметры процесса  $t_2, d_2''$  (точка  $C$ ) или  $t_2, d_2'$  (точка  $C'$ ) и начальное влагосодержание воздуха. Сначала определяем  $I$ . Затем при  $\Delta > 0$  из точки  $C'$  вниз по линии  $d = \text{const}$  откладываем в масштабе разность энтальпий  $(I_2 - I_1) = \Delta/l$  и из точки  $C''$  проводим луч постоянной энтальпии до пересечения с линией  $d_0 = \text{const}$  (точка  $B$ ). Из построения определяем начальную температуру воздуха  $t_1$  (в °C).

При  $\Delta < 0$  из конечной точки процесса  $C$  откладываем в масштабе вверх отрезок  $(I_1 - I_2) = \Delta/l$  и далее из полученной точки проводим построение аналогично предыдущему (см. рис. II-1).

Процесс с промежуточным подогревом воздуха применяют в многозонных установках при сушке термочувствительных материалов, для которых нельзя использовать воздух при высоких начальных температурах. Перед каждой зоной воздух подогревают до такой температуры, чтобы при данной влажности мате-

риала последний не перегревался. Следовательно, параметры входящего и выходящего воздуха в каждой зоне могут меняться в довольно широких пределах. В процессе с промежуточным подогревом можно получить высокое насыщение отработанного воздуха, что обуславливает экономичность процесса и возможность проведения начала сушки материала в среде влажного воздуха. Этот процесс обычно используют в сушилках с противотоком или со смешанным током агента сушки и материала. Его осуществляют, например, в многоярусных конвейерных сушилках, где воздух проходит снизу вверх последовательно через все слои материала, нагреваясь перед каждым слоем в калориферах.

Процесс с промежуточным подогревом воздуха можно осуществлять различными способами в зависимости от требований, предъявляемых к технологии сушки.

**С л у ч а й 1.** Исходные данные: начальное влагосодержание воздуха  $d_0 = d_1$ ; число зон; начальная и конечная температуры воздуха по зонам.

В результате построения процесса на диаграмме  $I - d$  определяют все параметры воздуха по зонам и расход его, затраты тепла по всей сушилке и в каждой зоне и т. д. Если начальная температура воздуха в зонах одинакова, то количество испаряемой влаги в каждой зоне будет примерно равным, так как количество сухого воздуха везде одинаково. Заданные изменения параметров воздуха несомненно обуславливают кинетику сушки по зонам. Для увязки статических расчетов с кинетикой процесса необходимо, например, предусмотреть также увеличение длительности пребывания материала в зонах по мере его высыхания. В конвейерных сушилках для этого изменяют скорость перемещения лент в каждой зоне; в туннельных — увеличивают число вагонеток в зоне и т. д.

На рис. II-2, б приведено построение на диаграмме  $I - d$  процесса сушки с промежуточным подогревом в конвейерной противоточной сушилке, где для первой (по ходу материала) зоны принята более высокая начальная температура воздуха. Общие потери тепла и соответственно его потери по зонам меньше нуля ( $\Delta < 0$ ). Известны начальные параметры воздуха  $t_1$  и  $d_1$ . Для упрощения с достаточной точностью можно принять, что потери тепла  $\Delta_1$ ,  $\Delta_2$  и  $\Delta_3$  в зонах пропорциональны количеству испаряемой влаги:

$$\Delta_1 = \Delta \frac{W_1}{W}; \quad \Delta_2 = \Delta \frac{W_2}{W}; \quad \Delta_3 = \Delta \frac{W_3}{W}$$

где  $W_1$ ,  $W_2$  и  $W_3$  — часовое количество испаряемой влаги соответственно в зонах I, II и III.

Построение начинают с III зоны подогрева воздуха в калорифере от  $t_0$  до  $t_3$  (линия  $AB'$ ). Далее строят действительный процесс сушки, проводя политропу до пересечения с изотермой, соответствующей заданной конечной температуре в III зоне. Полученные координаты точки  $C'$  будут исходными при построении процесса сушки во II зоне и т. д.

Помимо параметров воздуха из построения процесса в каждой зоне можно определить расход агента сушки и тепла.

Расход воздуха по всей сушилке и в каждой зоне равен:

$$L = \frac{W}{d_2 - d_0} = \frac{W_3}{d'_2 - d_0} = \frac{W_2}{d''_2 - d'_1} = \frac{W_1}{d_2 - d''_1} \quad (\text{II-39})$$

Удельный расход тепла:

$$q = \frac{I_B - I_0}{d_2 - d_0} + q_D - \Delta \text{ ккал/кг влаги} \quad (\text{II-40})$$

Суммарный расход тепла в сушилке  $Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$  ккал/ч

Соответственно расход тепла в зонах равен:  
в третьей

$$Q_3 = \frac{W_3 (I'_1 - I_0)}{d'_2 - d_0} + q''_{Д} \text{ ккал/ч}$$

во второй

$$Q_2 = \frac{W_2 (I'_1 - I'_2)}{d'_2 - d'_1} + q''_{Д} \text{ ккал/ч}$$

и т. д.

Таким образом, при заданных температурах воздуха в зонах изменять влажность отработанного воздуха без дополнительного подвода тепла можно лишь в результате изменения количества зон.

Основным условием процесса являются необходимая влажность и температура отработанного воздуха; это условие часто диктуется экономическими или технологическими соображениями. Например, на первой стадии сушки необходима определенная влажность воздуха, чтобы не было растрескивания материала, образования корки и т. д. Если заданы количества зон и температура воздуха после каждой зоны, то из построения определяют температуру воздуха в зонах.

С л у ч а й 2. На рис. II-2, в показано построение процесса сушки для трех зон с неодинаковым количеством испаряемой влаги. Принимаем, что количество испаряемой воды в зонах приближенно соответствует изменению влажности материала во времени по закону экспоненты, например,  $W_1 = 5$  кг/ч,  $W_2 = 2,5$  кг/ч и  $W_3 = 1$  кг/ч. Время пребывания материала во всех зонах одинаково.

Для построения процесса сушки находим точки, соответствующие параметрам отработанного воздуха  $t_2$  и  $d_2$  (точка  $C'''$ ) и наружного воздуха  $t_0$ ,  $d_0$  (точка  $A$ ). Затем определяем перепад влагосодержания  $\Delta d$  в каждой зоне из пропорции

$$\frac{W}{d_2 - d_0} = \frac{W_i}{\Delta d_i}$$

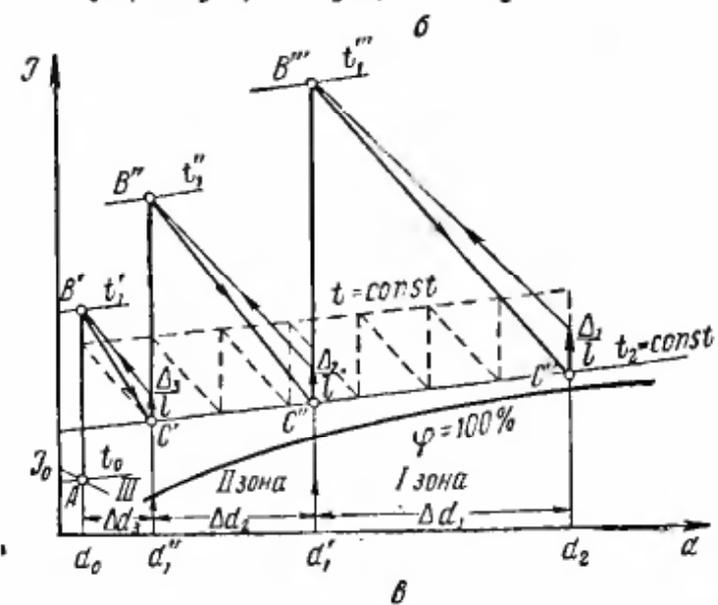
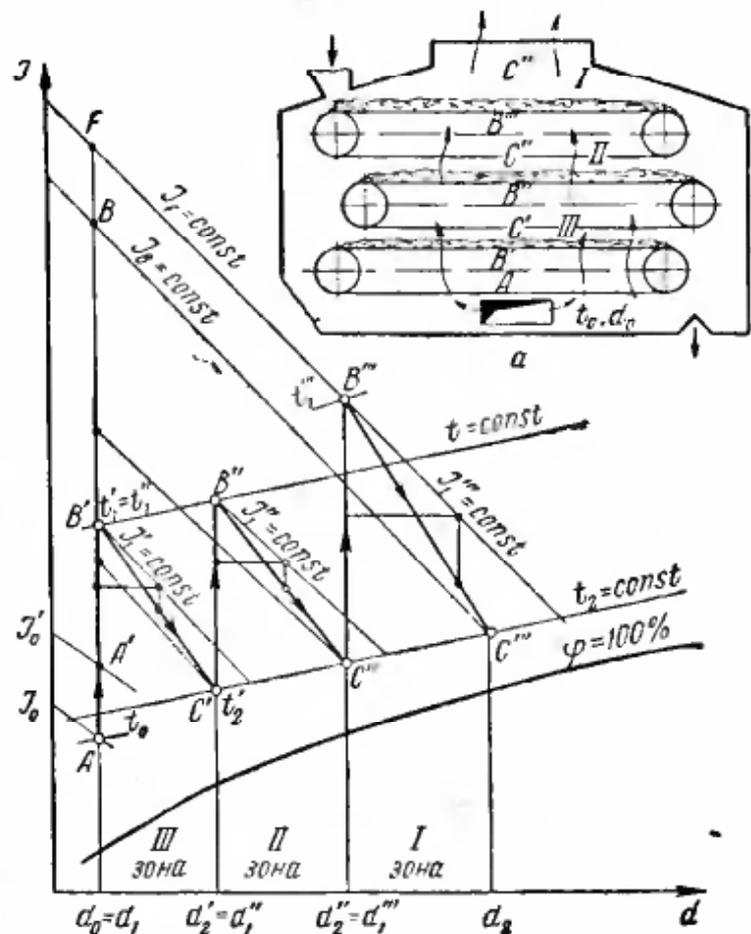


Рис. II-2. Сушка с промежуточным подогревом воздуха:

а — схема многозонной сушилки; б, в — построение процесса.

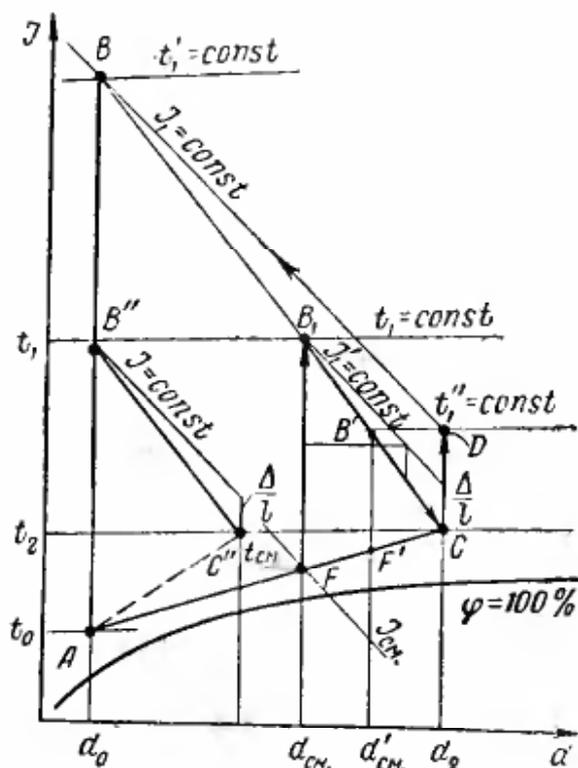


Рис. II-3. Сушка с возвратом отработанного воздуха.

так как количество проходящего воздуха во всех зонах постоянно и определяется его влагосодержанием на входе и выходе из сушилки. Рассчитав перепады влагосодержаний, проводим прямые линии  $d_0 = \text{const}$ ,  $d'_1 = \text{const}$  и  $d'_2 = \text{const}$ . Далее из конечных точек  $C'$ ,  $C''$  и  $C'''$  строим политропы действительных процессов, зная в каждом  $\Delta$  и  $l$ . Из построения определяем начальную температуру воздуха по зонам, а также расход воздуха и тепла по всей установке и в каждой зоне аналогично предыдущему примеру.

Если при заданных конечных параметрах воздуха дополнительно необходима постоянная температура по зонам, то из построения можно определить число ступеней подогрева воздуха или соответственно число зон. Для теоретического процесса такое построение показано пунктиром на рис. II-2, в. При бесконечном количестве зон процесс с дополнительным непрерывным подводом тепла изобразится прямой линией.

### Процесс с рециркуляцией отработанного воздуха протекает по

следующей схеме. Выходящий из сушилки воздух с параметрами  $t_2$  и  $\varphi_2$  частично выбрасывают в атмосферу, а часть смешивают со свежим воздухом с параметрами  $t_0$  и  $\varphi_0$ . Количество свежего воздуха равно количеству выброшенного. Обычно отработанный воздух смешивают со свежим до подачи его в калорифер, чтобы избежать нагрева свежего воздуха до высокой температуры. Для построения процесса сушки в  $I-d$ -диаграмме (рис. II-3) должны быть известны начальная температура воздуха или кратность циркуляции. Исходя из экономических и технологических соображений, задают параметры отработанного воздуха  $t_2$  и  $\varphi_2$ .

**С л у ч а й 1.** В зависимости от свойств материала выбирают максимальную допустимую температуру воздуха  $t_1$ . Из точки  $C$  ( $t_2, \varphi_2$ ) начинаем построение действительного процесса сушки, откладывая вверх отрезок  $\Delta/l$  [где  $l = 1/d_2 - d_0$  — —  $d_0$ ] и проводя линию  $I_1 = \text{const}$  до пересечения с прямой  $d_0 = \text{const}$ . Точку пересечения  $B$  соединяем с точкой  $C$ . При пересечении линии  $BC$  с изотермой  $t_1 = \text{const}$  получаем точку  $B_1$ , которая соответствует началу процесса сушки. Геометрическим местом точек смеси отработанного и свежего воздуха будет линия  $AC$ . Проводя из точки  $B_1$  прямую по  $d_{\text{см.}} = \text{const}$  до пересечения с  $AC$ , получим точку  $F$ , соответствующую смеси воздуха перед его нагревом. Процесс нагрева смеси в калорифере изображается линией  $FB_1$ . Из построения находим параметры

воздуха до калорифера  $t_{\text{см.}}, d_{\text{см.}}$  (точка  $F$ ) и после калорифера  $t_1, d_{\text{см.}}, I_1$  (точка  $B_1$ ).

Кроме того, могут быть определены следующие величины: расход свежего и отработанного воздуха

$$l = \frac{1}{d_2 - d_0} \text{ кг/кг влаги}$$

расход рециркулирующего в сушильной камере воздуха

$$l_p = \frac{l}{d_2 - d_{см.}} \text{ кг/кг влаги}$$

кратность циркуляции  $n$

$$n = \frac{l_p}{l} = \frac{d_2 - d_0}{d_2 - d_{см.}}$$

расход тепла

$$q = l(I_1 - I_0) + q_{Д} \text{ ккал/кг влаги} \quad (II-41)$$

Если свежий воздух предварительно нагревают, а затем смешивают с отработанным, нагрев его от  $t_0$  до  $t'_1$  изобразится прямой  $AB$ , а смешение будет происходить по линии  $BC$ . Построение процесса сушки аналогично описанному в предыдущем случае. Если заданы параметры смеси, то из точки  $B_1$  строим действительный процесс, как показано на рис. II-1, и находим параметры отработанных газов  $t_2$  и  $\varphi_2$ .

При рециркуляции отработанного воздуха сокращаются удельные расходы тепла по сравнению с расходами при однократном его использовании, если в обоих случаях начальные и конечные температуры неизменны. Из сравнения треугольников  $AB''C''$  (без рециркуляции) и  $FB_1C$  видим, что луч  $AC$  больше наклонен к оси абсцисс, чем  $AC''$ . Это соответствует меньшим затратам тепла на испарение влаги, следовательно, с увеличением влагосодержания отработанного воздуха удельные расходы тепла уменьшаются.

**С л у ч а й 2.** При заданных параметрах отработанного воздуха и конструкции сушилки с определенным расположением в ней материала иногда требуется обеспечить необходимую скорость воздуха, т. е. количество рециркулируемого воздуха является заданной величиной. Тогда из построения процесса сушки должна быть найдена начальная температура воздуха  $t''_1$ . Такие случаи часто встречаются при сушке крупногабаритных материалов с небольшой начальной влажностью.

Порядок построения следующий. Из заданной точки  $C$  откладываем вверх (при  $\Delta < 0$ ) отрезок  $CD$  и затем проводим прямые  $DB$  и  $BC$ . Определив влагосодержание смеси  $d'_{см.}$  из соотношения  $d'_{см.} = d_2 - W/L_p$  (где  $L_p$  — количество рециркулирующего в камере воздуха, кг/ч), проводим линию  $d'_{см.} = \text{const}$  до пересечения с лучом  $BC$ . Точка пересечения  $B'$  (параметры  $t''_1$  и  $d'_{см.}$ ) соответствует началу сушки. Удельный расход тепла будет таким же и определяется так же, как и в предыдущем случае. Следует иметь в виду, что с увеличением кратности рециркуляции повышается производительность вентиляторов и соответственно расход электроэнергии.

**Процесс с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха** широко распространен в многозонных сушилках (схема сушилки показана на рис. II-4, а). Сушилка работает по принципу противотока. Свежий воздух с более низкой температурой подают в третью зону, со стороны выхода материала; воздух с более высокой температурой используют в первой зоне — зоне влажного материала. Отработанный воздух выбрасывается в начале сушилки. Количество его равно сумме количеств сухого наружного воздуха, поступающего в сушилку, и сухого воздуха, переходящего из зоны в зону. Количество же рециркулирующего воздуха, как и его начальная температура, может быть неодинаковым по зонам.

Эти сушилки в настоящее время широко распространены в промышленности благодаря экономичности и возможности создания в них любого гидродинамического и температурного режимов по зонам в зависимости от свойств материала.

Построение действительного процесса сушки проводят указанными выше методами: для каждой зоны — как для процесса с возвратом отработанного воздуха (см. рис. II-3), а для всего процесса в целом — как для сушилки с промежуточным подогревом воздуха (см. рис. II-2). Исходя из экономических и технологических соображений, обычно задают количество зон, параметры наружного воздуха  $t_0$  и  $\varphi_0$ , параметры отработанного воздуха  $t_2$  и  $\varphi_2$  ( $d_2$ ), начальную температуру воздуха по зонам (вместо нее может быть задана кратность рециркуляции, тогда искомой является температура воздуха  $t_1$ ).

Для упрощения принимаем, что температура  $t_2$  одинакова во всех зонах. Построение процесса на рис. II-4, б приведено для случая, когда заданы начальные температуры воздуха  $t'_1$ ,  $t''_1$  и  $t'''_1$ . Зная общий перепад влагосодержания воздуха ( $d_2 - d_0$ ), находят влагосодержание его в каждой зоне в зависимости от количества испаряемой в ней влаги, т. е. для первой зоны  $d_2 - d'_2 = (d_2 - d_0) \frac{W_1}{W}$ .

Определив значения  $d'_2$  и  $d''_2$ , через соответствующие точки на оси абсцисс проводят линии по  $d = \text{const}$  до пересечения с изотермой  $t_2 = \text{const}$ . Точки пересечения  $C''$  и  $C'''$  соответствуют параметрам отработанного воздуха на выходе из зон II и III. Далее для каждой зоны строят действительный процесс, как показано на рис. II-3. Для приближенных расчетов можно сначала определить потери

тепла во всей сушилке, а затем разделить их по зонам пропорционально количеству испаряемой влаги. Это количество находят по кривой сушки  $w^c = f(\tau)$  при принятых температурных и гидродинамических режимах.

Удельный расход циркулирующего по зонам воздуха равен, например, для первой зоны:

$$l'_p = \frac{1}{d_2 - d'_{см.}}$$

и т. д.

Удельный расход тепла для всей сушилки

$$q = l(I_2 - I_0) + q_D - \Delta \text{ ккал/кг влаги} \quad (\text{II-42})$$

или

$$q = l(I_1 - I_0) \text{ ккал/кг влаги}$$

Расход тепла в калорифере по зонам равен, например, для второй зоны:

$$q'' = l(I''_1 - I''_0) + q''_D \text{ ккал/кг влаги}$$

или

$$q'' = l''_p (I''_{см.} - I'_{см.}) + q''_D \text{ ккал/кг влаги}$$

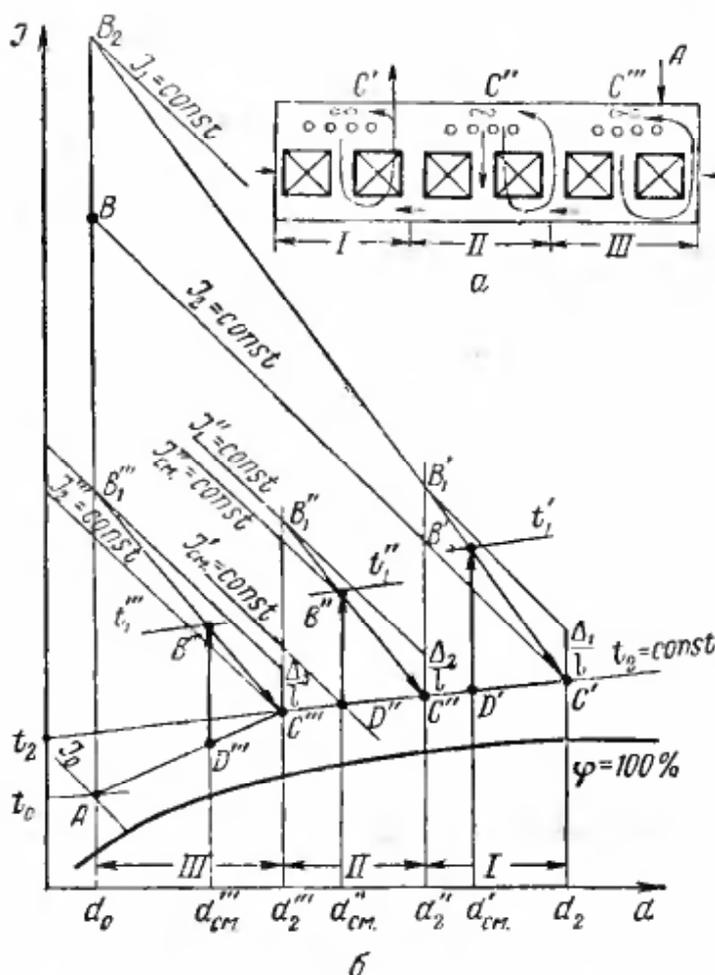


Рис. II-4. Сушка с рециркуляцией отработанного воздуха в каждой зоне:

а — схема многозональной сушилки; б — построение процесса.

Туннельные сушилки часто работают по схеме, показанной на рис. II-5, а. Первая зона, в которую поступает влажный материал, работает с рециркуляцией отработанного воздуха, по принципу противотока материала и агента сушки. Это позволяет достигать высокого насыщения отработанного воздуха влагой и, кроме того, вести процесс в зоне влажного материала с повышенной температурой воздуха (несмотря на противоточный принцип работы).

Отработанный воздух иногда отсасывается специальным вентилятором, который выбрасывает также воздух, подсосываемый через неплотности загрузочной двери сушилки. Вторая зона, в которую поступает частично подсушенный материал, работает по принципу параллельного движения материала и нагретого агента сушки (нагревается лишь рециркулирующий воздух). Это позволяет также использовать более высокие температуры воздуха, не опасаясь перегрева материала. Третья зона работает при пониженных температурах воздуха по принципу противотока, чтобы обеспечивалась низкая конечная влажность материала. Четвертая зона является холодильником, в ней наружный воздух охлаждает материал и смешивается далее с рециркулирующим воздухом. Для такой сушилки характерно, что на стыке зон III и II воздух из обеих зон отсасывается, а на стыке зон I и II нагнетается в обе зоны. Это позволяет избежать перетока нагретого воздуха из зоны в зону без использования в зоне сушки, т. е. без контакта воздуха с материалом.

Процесс сушки по зонам в  $I-d$ -диаграмме показан на рис. II-5, б. Исходные данные для построения: число зон, температура отработанного воздуха в каждой зоне  $t_2 = t'_2 = t''_2 = t'''_2 = \text{const}$ , влажность выходящего из сушилки отработанного воздуха  $\varphi_2$ , начальная температура по зонам  $t'_1$ ,  $t''_1$  и  $t'''_1$  и количество испаряемой воды по зонам  $W_1$ ,  $W_2$ ,  $W_3$ . Построение действительного процесса сушки по зонам производят так же, как в предыдущем случае. Несколько отличается оно для зон I и III. Например, для зоны I из точки  $C'''$  по  $d = \text{const}$  откладываем вверх отрезок  $\Delta'/l$  (при  $\Delta' < 0$ ) и проводим линию  $I = \text{const}$  до пересечения с ли-

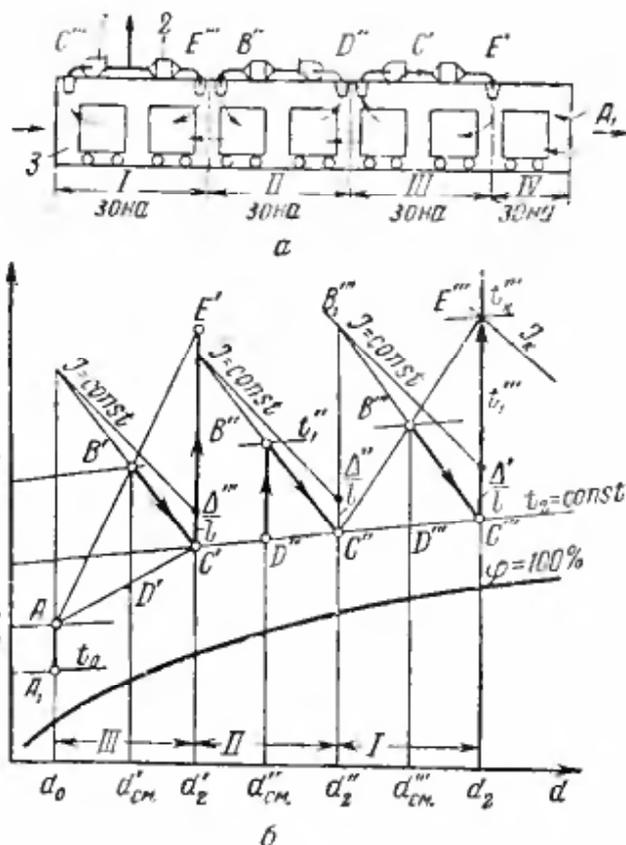


Рис. II-5. Сушка с рециркуляцией воздуха:

а — схема многозональной сушилки: 1 — вентилятор; 2 — калорифер; 3 — камера; б — построение процесса.

нией  $d_2'' = \text{const}$ . Точку пересечения  $B_1''$  соединяем политропой с  $C''$ . Пересечение политропы  $B_1''C''$  с изотермой  $t_1'' = \text{const}$  дает искомую точку начала процесса сушки  $B''$ . Проводя прямую через точки  $C''$  и  $B''$  до пересечения с прямой  $d_2 = \text{const}$ , получим точку  $E''$ , соответствующую параметрам воздуха после калорифера I зоны;  $C''E''$  — линия смешения. Из построения находим температуру  $t_{\text{к}}''$ , до которой необходимо нагреть воздух в калорифере. Расход наружного и рециркулирующего воздуха, удельные затраты тепла находим по приведенным выше соотношениям для многозонной сушилки. Расход тепла в калориферах наиболее просто определять по разности энтальпии процесса нагрева, взятой по линии  $d = \text{const}$ . Например, для первой зоны:

$$q'' = \frac{(I_{\text{к}} - I_{C''})}{d_2 - d_2''} \text{ ккал/кг влаги}$$

или

$$Q_{\text{к}} = \frac{W_1 (I_{\text{к}} - I_{C''})}{d_2 - d_2''} \text{ ккал/ч}$$

Расход воздуха через калорифер  $L_{\text{к}}$ :

$$L_{\text{к}} = \frac{W_1}{d_2 - d_2''} \text{ кг/ч}$$

Параметры воздуха после холодильника (без испарения влаги) и соответствующую им точку  $A$  находим по температуре воздуха  $t_0$  из соотношения:

$$c_{\text{в}} (t_0' - t_0) \frac{W}{d_2 - d_0} = G_2 c_{\text{м}} (\vartheta_2 - \vartheta_2')$$

где  $c_{\text{в}}$  и  $c_{\text{м}}$  — соответственно теплоемкость сухого воздуха и материала, ккал/(кг·град);

$\vartheta_2$  и  $\vartheta_2'$  — температура материала соответственно до и после холодильника, °С.

Процесс сушки по замкнутому циклу с конденсацией испаряющейся воды чаще всего применяют для сушки инертным газовым теплоносителем материалов, окисляющихся на воздухе. Для сушки воздухом замкнутый цикл используют при повышенных требованиях к чистоте агента сушки или при необходимости улавливания вредных примесей, которые по санитарным нормам нельзя выбрасывать в атмосферу.

Схема такой сушилки показана на рис. II-6, а. Влажный газ после сушилки поступает в холодильник (поверхностный или смешения), где осушается в результате конденсации паров воды. Количество конденсата должно быть равно количеству испаренной из материала воды. Осушенный газ вентилятором подается в калорифер, а затем в сушилку. Количество сухого газа должно быть постоянно. Однако из-за неплотностей в системе наблюдается утечка газа, поэтому в промышленных сушилках всегда предусмотрена подача газа в цикл (подпитка).

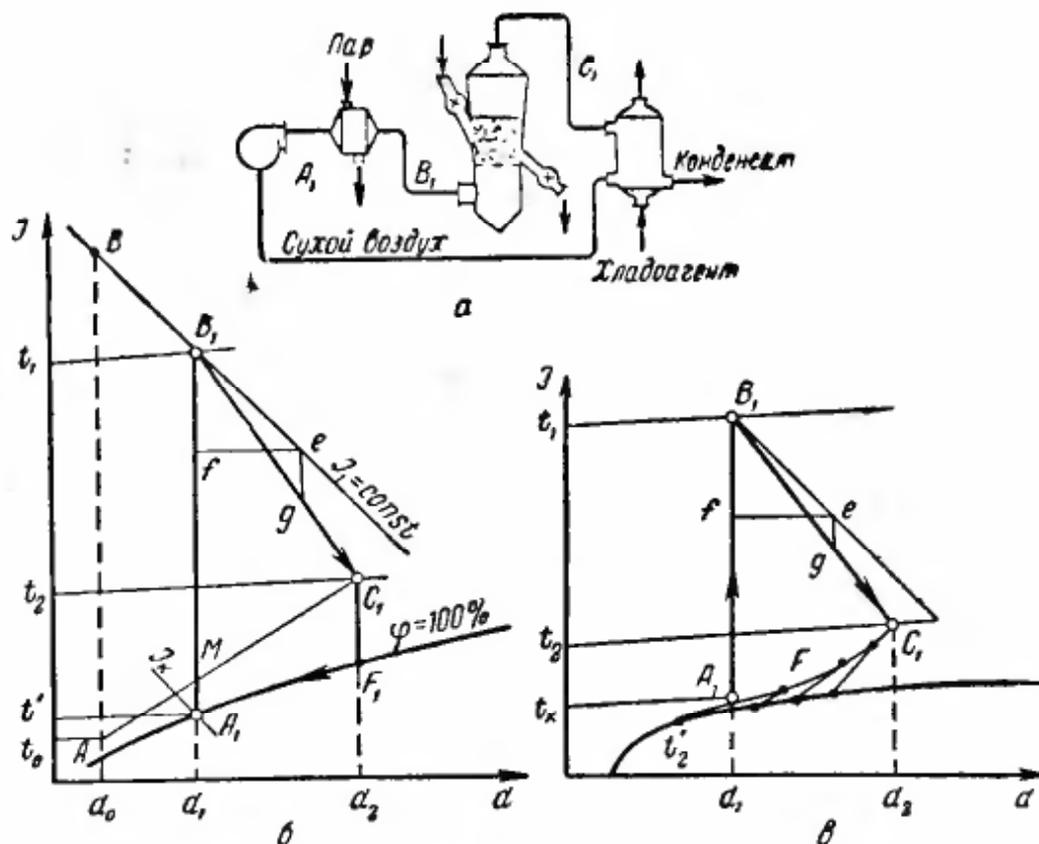


Рис. 11-6. Сушка по замкнутому циклу:

*a* — схема сушилки; *б* — построение процесса с поверхностным конденсатором; *в* — построение процесса с конденсатором смешения.

При использовании поверхностного конденсатора процесс на  $I-d$ -диаграмме изобразится следующим образом (рис. 11-6, б). Осушенный воздух из конденсатора с параметрами  $t'$  и  $\varphi' = 100\%$  (влажность его обусловлена температурой) нагревается в калорифере при  $d_1 = \text{const}$  (линия  $A_1B_1$ ). Далее через точку  $B_1$  проводим линию  $I = \text{const}$  и строим действительный процесс сушки. При пересечении политропы с заданной изотермой конца процесса сушки получаем точку  $C_1$  с параметрами  $t_2$  и  $d_2$ . Процесс в конденсаторе идет сначала по линии  $d_2 = \text{const}$  до  $\varphi = 100\%$  ( $C_1F_1$ ) и далее по линии  $\varphi = 100\%$  до точки  $A_1$ , соответствующей начальному влагосодержанию материала ( $F_1, A_1$ ).

Для осуществления такого процесса необходимо, чтобы температура хладагента в конденсаторе была ниже температуры точки росы воздуха с начальными параметрами.

Количество циркулирующего воздуха равно:

$$l_p = \frac{1}{d_2 - d_1} \text{ кг/кг влаги}$$

Расход тепла в калорифере

$$q = \frac{I_1 - I_k}{d_2 - d_1} \text{ ккал/кг влаги} \quad (11-43)$$

В конденсаторе смешения (скруббере) происходит взаимодействие воздуха с водой. Этот процесс на  $I-d$ -диаграмме изображается линией  $C_1FA_1$  (рис. 11-6, в). Построение линии смешения приведено в работе [38].

Когда температура воды  $\vartheta$  достигает температуры мокрого термометра, процесс пойдет по прямой  $t_m = \text{const}$ .

В некоторых сушилках для осушки газов и улавливания из них ценных веществ применяют такие адсорбенты, как силикагель,

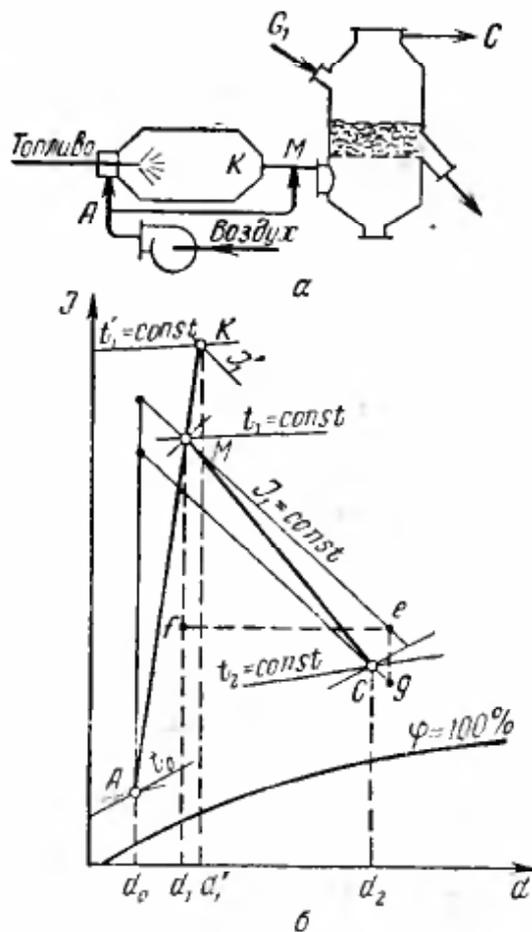


Рис. 11-7. Сушка топочными газами:

а — схема сушилки; б — построение процесса.

Положение этой точки зависит от соотношения количеств топочных газов и воздуха и определяется уравнениями:

$$I_1 = \frac{I_1' + I_0 n}{n + 1} \text{ ккал/кг сухого газа}$$

$$d_1 = \frac{d_1' + d_0 n}{n + 1} \text{ г/кг сухого газа}$$

где  $n$  — количество воздуха, добавляемого на 1 кг топочных газов (на рис. 11-7  $n = AM/MK$ ).

Наклон линии  $AK$  зависит от химического состава топлива и его влажности. Например, с увеличением содержания водорода в газе наклон будет больше и точка  $K$  сместится вправо, что соответствует большему влагосодержанию газа при той же температуре. Так же изменится наклон луча и при увеличении рабочей влажности топлива. С уменьшением теплотворной способности топлива наклон линии увеличивается.

Параметры смеси, отвечающие различным коэффициентам избытка воздуха  $\alpha$  находятся на линии смешения  $AK$ . С увеличением  $\alpha$  понижается температура смеси газов и уменьшается ее влагосодержание.

Процесс с однократным использованием топочных газов обычно применяют для сушки при высоких температурах. Принципиальная схема такой сушилки показана на рис. 11-7, а. По выходе из топки газы смешиваются с холодным воздухом до заданной на-

активированный уголь, цеолит, хлористый кальций и т. д. Для непрерывной работы установки необходимо два поглотителя (один работает, другой находится на регенерации).

По расходу тепла и электроэнергии сушилки с замкнутым циклом и конденсацией испаренной воды, как правило, менее экономичны, чем обычные конвективные сушилки.

**Смешение воздуха с топочными газами.** По условиям процесса горения газы на выходе из топки имеют высокую температуру (не ниже  $900^\circ\text{C}$ ), которая не всегда целесообразна. Поэтому за топкой обычно устанавливают камеру смешения, куда добавляют холодный воздух с параметрами  $t_0$  и  $d_0$  для получения газов с необходимой начальной температурой.

Параметры топочных газов  $t_1'$  и  $d_1' > d_0$  соответствуют точке  $K$  (рис. 11-7). Параметры смеси отвечают точке  $M$  на прямой  $AK$ .

чальной температуры  $t_1$  и поступают в сушилку. Положение исходной точки  $M$  определяется  $t_1$  и  $d_1$ , которое рассчитывают по соотношению (I-29), предварительно определив  $\alpha$  из уравнений (I-30) и (I-31).

Построение действительного процесса проводят так же, как для сушки горячим воздухом с однократным использованием его. При пересечении политропы действительного процесса с заданной изотермой  $t_2 = \text{const}$  получаем точку  $C$ , характеризующую состояние смеси газов после сушилки ( $d_2, \varphi_2, I_2, t_2$ ).

Расход смеси газов с параметрами, соответствующими точке  $M$ , составляет:

$$l_T = \frac{1}{d_2 - d_1} \text{ кг/кг влаги}$$

Расход тепла на испарение 1 кг влаги без учета потерь в топке равен:

$$q = \frac{I_2 - I_0}{a_2 - d_1} - \Delta$$

или

$$q = \frac{I_1 - I_0}{d_2 - d_1} \text{ ккал/кг влаги}$$

Расход топлива равен:

$$B = \frac{qW}{\eta Q_B^P} \text{ кг/ч} \quad \text{или} \quad B = \frac{l_T W}{G_{с.г}}$$

где  $Q_B^P$  — высшая теплотворная способность топлива, ккал/кг;  
 $G_{с.г}$  — количество сухих газов при температуре  $t_1$ , образующихся от сжигания 1 кг топлива, кг/кг топлива;  
 $l_T$  — расход топочных газов, кг/кг влаги.

**Процесс с рециркуляцией топочных газов** чаще всего применяют, если по технологическим условиям процесса необходима повышенная влажность и невысокие температуры агента сушки, а также при сушке легковоспламеняющихся материалов.

Благодаря рециркуляции отработанных газов можно свести до минимума содержание кислорода в газе или повысить в отработанном агенте сушки концентрацию какого-либо вещества (газа), выделяющегося при сушке материала. Например, при сушке и дегидратации метафосфата в результате рециркуляции газа достигаются высокие концентрации  $\text{HCl}$  в отработанном газе, что облегчает улавливание его в абсорберах и получение концентрированной соляной кислоты.

Процесс сушки в координатах  $I-d$  показан на рис. II-8. Известны: состав топлива, температура газов после топки  $t_1''$ , влажность  $\varphi_2$  и температура отработанных газов  $t_2$ , температура смеси или кратность циркуляции. Построение процесса на  $I-d$ -диаграмме начинаем с нахождения точки  $K$  с координатами  $I_1$  и  $d_1$ , соответствующими параметрам газа из топки. Зная параметры наружного воздуха  $t_0$  и  $\varphi_0$  (точка  $A$ ), строим луч  $AK$ . Из точки  $C$  с координатами  $\varphi_2$  и  $t_2$  ведем построение действительного процесса так же, как для сушки с рециркуляцией воздуха. Определив положение точки  $M_2'$ , проводим политропу процесса, соединив точки  $C$  и  $M_2'$ . Линию  $M_2'C$  продолжаем до пересечения с лучом  $AK$ . Точка пересечения  $M_1$  соответствует параметрам газов, поступающих из камеры смешения.

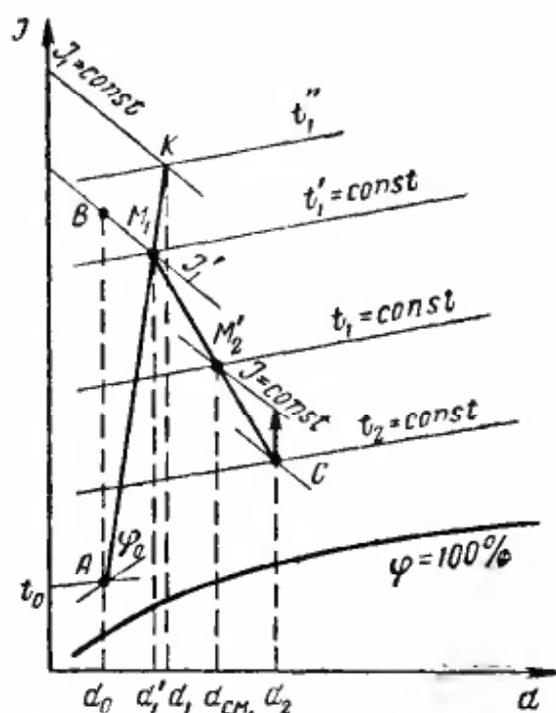


Рис. II-8. Сушка с рециркуляцией топочных газов.

ния топки в сушилку вместе с рециркулирующими газами. Из построения определяем влагосодержание газов перед сушилкой  $d_{см.}$  (точка  $M_2$ ), температуру и влажность газов по выходе из камеры смешения топки (точка  $M_1$ ), а также расход топочных газов с температурой  $t_1'$ :

$$l_T = \frac{1}{d_2 - d_1'} \text{ кг/кг влаги}$$

расход циркулирующих газов в сушилке

$$l_P = \frac{1}{d_2 - d_{см.}} \text{ кг/кг влаги}$$

и удельный расход тепла

$$q = \frac{I_1' - I_0}{d_2 - d_1'} \text{ ккал/кг влаги}$$

Количество топочных газов, выходящих из топки, равно:

$$l_T' = l_T \frac{M_1 A}{AK} \text{ кг/кг влаги}$$

Количество наружного воздуха, поступающего в камеру смешения топки, составляет:

$$l_B = l_T \frac{M_1 K}{AK} \text{ кг/кг влаги}$$

## ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГАБАРИТОВ СУШИЛКИ

Из статического расчета известно количество тепла, которое необходимо передать материалу, чтобы снизить влажность продукта до заданной, а также известны количество агента сушки (газа) и его параметры. На основании опытных работ определены оптимальные температурный и гидродинамический режимы сушки, обеспечивающие получение продукта высокого качества. Для определения габаритов сушилки по имеющимся данным необходимо рассчитать поверхность материала, через которую происходит перенос тепла и испарение влаги, или соответственно длительность сушки материала.

Для любой сушилки справедливо следующее соотношение

$$\tau = \frac{F}{F_q} \approx \frac{G_3}{0,5 (G_1 + G_2)} \text{ ч} \quad (\text{II-44})$$

где  $\tau$  — среднее интегральное время пребывания материала в сушилке, ч;

- $F$  — поверхность материала, находящегося в зоне сушки, через которую происходит тепло- и массообмен,  $m^2$ ;  
 $F_{\text{ч}}$  — часовая поверхность материала,  $m^2/ч$ ;  
 $G_3$  — количество материала, одновременно находящегося в зоне сушки (заполнение сушилки),  $кг$ ;  
 $G_1$  и  $G_2$  — производительность сушилки соответственно по влажному и сухому материалу,  $кг/ч$ .

Поверхность материала обусловлена его формой, методом сушки и транспортирования продукта через сушилку, способом подвода тепла и т. д. Например, при кондуктивной сушке она равна рабочей поверхности обогреваемого вальца; при сушке инфракрасными лучами — поверхности облучения материала; при конвективном подводе тепла — поверхности материала, омываемой агентом сушки, и т. д. Часовая же поверхность, например для дисперсных материалов с шарообразными частицами, равна:

$$F_{\text{ч}} = \frac{6G_1}{\gamma\delta_{3,2}} m^2/ч \quad (II-45)$$

где  $\gamma$  — плотность частиц,  $кг/м^3$ ;  
 $\delta_{3,2}$  — средний размер частиц полидисперсной смеси,  $м$ .

Для листового материала с одной рабочей поверхностью имеем:

$$F_{\text{ч}} = \frac{G_1}{h\gamma} m^2/ч$$

где  $h$  — толщина листа,  $м$ .

Длительность сушки при заданных краевых условиях промышленной сушилки было бы наиболее правильно определять путем решения системы дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса и динамики движения частиц (при сушке дисперсных материалов во взвешенном или полувзвешенном состоянии). Однако в большинстве интересующих нас случаев эти решения не могут быть получены по следующим причинам. Во-первых, коэффициенты переноса тепла и массы внутри тела в процессе сушки значительно меняются, причем характер изменения их пока еще не исследован. Во-вторых, недостаточно исследовано влияние молекулярной структуры тела на протекание процесса сушки. Для сушки во взвешенном состоянии не изучена динамика движения частиц. Поэтому в расчетах сушилок обычно исходят из установившихся процессов сушки с большим количеством допущений и условностей и используют эмпирические критериальные уравнения, полученные для промышленных или модельных установок.

Длительность сушки или средняя условная интенсивность испарения влаги за весь процесс зависят от условий подвода тепла к материалу и от миграции влаги и тепла внутри тела. В одном случае доминирующим фактором, обуславливающим длительность сушки, является внешний тепло- и массообмен. В другом, наоборот, все зависит от интенсивности протекания процесса переноса тепла и массы внутри тела, когда значительны градиенты температуры

и важности внутри материала (для материалов с большим внутренним сопротивлением переносу тепла и массы). Для этих двух случаев следует рекомендовать различные методы инженерных расчетов сушильного аппарата.

### Сушилки для материалов с небольшим внутренним сопротивлением переносу тепла и массы

Сушка таких материалов протекает при малых значениях критерия Био ( $Bi \leq 3$ ), когда градиентами температур и влажности внутри тела можно пренебречь. Сюда можно отнести сушку тонких листовых материалов (ткань, бумага, кожа и т. д.), волокнистых продуктов (вата, хлопок, пенька и т. д.) и различных дисперсных материалов, высушиваемых в ленточных, пневмо-газовых, барабанных, распылительных и других сушилках. Однако следует заметить, что в каждом конкретном случае необходимо учитывать влияние на условия процесса форм связи влаги с материалом и режима сушки. Например, при сушке зернистого материала в спокойном слое с продувкой через него агента сушки при малых скоростях средняя интенсивность процесса определяется подводом тепла к поверхности испарения. При сушке этого же материала в пневмо-газовой установке при больших скоростях агента сушки и высоких температурах внутри частиц возникают большие градиенты температур, и интенсивность процесса будет обусловлена внутренним сопротивлением переносу тепла и массы.

Балансовые уравнения тепло- и массопереноса имеют вид:

$$dQ = \alpha F (t_c - \vartheta_n) dt \text{ ккал} \quad (\text{II-46})$$

$$dM = \beta F (p_n - p_c) dt \text{ кг} \quad (\text{II-47})$$

где  $\alpha$  — средний коэффициент теплообмена,  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ ;  
 $\beta$  — средний коэффициент массообмена,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.})$ ;  
 $t_c$  и  $\vartheta_n$  — температура соответственно агента сушки и поверхности материала,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $p_c$  и  $p_n$  — парциальное давление паров влаги соответственно в агенте сушки и на поверхности материала,  $\text{мм рт. ст.}$

При стационарном режиме из уравнений (II-46) и (II-47) можно получить соотношения для определения поверхности тепло- и массообмена:

$$F = \frac{Q_n + Q_{и}}{\alpha \Delta t} \text{ м}^2 \quad (\text{II-48})$$

или

$$F = \frac{W}{\beta \Delta p} \text{ м}^2 \quad (\text{II-49})$$

где  $\Delta t$  — движущая сила переноса тепла,  $\text{град}$ ;  
 $\Delta p$  — движущая сила переноса массы,  $\text{мм рт. ст.}$ ;  
 $Q_n$  и  $Q_{и}$  — расход тепла соответственно на нагрев материала и испарение влаги, определяемый из соотношений (II-14)—(II-15),  $\text{ккал/ч}$ ;  
 $W$  — часовое количество испаряемой влаги,  $\text{кг/ч}$ .

**Движущая сила.** Движущую силу процесса можно представить как произведение некоторого переменного коэффициента  $\Pi$ , характеризующего гидродинамический режим в сушильной камере, и потенциала переноса тепла  $\Delta t_{\text{ср}}$  или массы  $\Delta p_{\text{ср}}$ :

$$\Delta t = \Pi \Delta t_{\text{ср}} \quad \text{и} \quad \Delta p = \Pi \Delta p_{\text{ср}}$$

При сушке дисперсных материалов в аппаратах происходит перемешивание потоков сушильного агента и материала. В результате выравниваются температурные и концентрационные поля в объеме сушильной камеры, что приводит к снижению движущей силы по сравнению с теоретическим потенциалом переноса. Например, в камеру поступает сушильный агент при температуре  $t_1$ , которая в результате взаимодействия агента сушки с материалом снижается до  $t_2$ , т. е. потенциал переноса непрерывно уменьшается по мере испарения влаги. В реальных аппаратах при перемешивании возникают обратные токи, которые возвращают уже взаимодействовавший поток с минимальным потенциалом и разбавляют им свежий поток, снижая его движущую силу. Следовательно, от кратности перемешивания зависит суммарная движущая сила и масса сушильного агента на входе в сушилку и выходе из нее. Перемешивание потоков может происходить в газовой фазе (например, в распылительных сушилках) и в жидкой или твердой фазе (например, в установках с кипящим слоем).

На практике чаще всего встречается перемешивание газовой фазы, приводящее к снижению движущей силы. В этом случае перемешивание обусловлено гидродинамическим режимом, размерами и конструкцией сушильной камеры.

При установившемся течении материала через аппарат создаются режимы полного перемешивания или полного вытеснения. В расчетах большинства сушильных аппаратов предполагается режим полного вытеснения. Однако реальный режим течения потоков не соответствует предельным моделям. А. Н. Плановский [73], П. В. Даниверц, Д. Гаррисон [86] и др. предложили следующую классификацию аппаратов.

*Аппараты полного (идеального) вытеснения*, в которых движущая сила плавно изменяется по направлению потока от максимальной величины до минимальной. Протекающие через аппарат объемы вещества не смешиваются с предыдущими и полностью вытесняются. Коэффициент  $\Pi = 1$ , а движущая сила в аппарате равна среднему потенциалу тепла и массы, т. е.  $\Delta t = \Delta t_{\text{ср}}$  и  $\Delta p = \Delta p_{\text{ср}}$ .

*Аппараты полного (идеального) смешения*, в которых предыдущие и последующие объемы вещества полностью перемешиваются, а движущая сила во всем объеме одинакова и постоянна, т. е.  $\Delta t_1 = \Delta t_2$  и  $\Delta p_1 = \Delta p_2$  (индекс 1 относится к входным параметрам, индекс 2 — к выходным). Иначе говоря, движущая сила в аппарате равна потенциалам переноса тепла и массы отработан-

ного агента сушки  $\Delta t = t_{2,1} - \vartheta_{\text{ср}}$  (средняя температура поверхности материала).

*Аппараты промежуточного типа*, в которых происходит частичное перемешивание последующих и предыдущих объемов, и движущая сила после некоторого скачка плавно изменяется. Для этих аппаратов  $\Pi < 1$ ,  $\Delta t < \Delta t_{\text{ср}}$  и  $\Delta p < \Delta p_{\text{ср}}$ .

Для аппаратов полного вытеснения движущая сила имеет максимальное значение, для аппаратов полного смешения — минимальное. Следовательно, в аппаратах полного вытеснения процесс сушки при прочих равных условиях должен проходить более интенсивно. Из этого, однако, не следует, что аппараты полного вытеснения более рациональны. Напротив, в аппаратах полного смешения можно использовать агент сушки практически с неограниченно высокой начальной температурой, не опасаясь перегрева материала. При этом можно обеспечить минимальные расходы тепла и электроэнергии и получить высокие концентрации испаряющихся веществ в агенте сушки. Последнее обстоятельство очень важно при возврате в технологический цикл испаряющихся веществ или улавливании их для предупреждения загрязнения атмосферы. Для противоточных аппаратов, в которых необходимо последовательно проводить несколько процессов с непрерывным повышением температуры материала, наиболее рациональны режимы, близкие к полному вытеснению (например, при совмещении процессов сушки и дегидратации).

Таким образом, изучение гидродинамических потоков смешения в непрерывнодействующих сушилках ведется в следующих аспектах:

установление действительной движущей силы в аппарате для правильного его расчета и определения коэффициента переноса тепла и массы;

определение возможности использования агента сушки при высоких температурах в зависимости от степени перемешивания;

исследование влияния перемешивания материала на длительность его пребывания в аппарате. В отношении равномерности сушки наиболее целесообразен режим полного вытеснения. При сушке липких материалов предпочтительнее режим полного смешения, обеспечивающий надежную работу аппарата.

Таким образом, в зависимости от технологических требований и технико-экономических показателей процесса в каждом конкретном случае необходимо стремиться использовать аппараты с режимами, близкими к режимам полного смешения или вытеснения. Качественную и количественную оценку отличия реального режима от идеального можно выполнить различными методами. В настоящее время разработаны следующие методы определения перемешивания в аппарате:

1. Псевдодиффузионная модель основана на определении коэффициента продольной диффузии  $D_{\text{ср}}$  или коэффициента обрат

ной диффузии. Перемешивание материала может быть описано, например, при помощи диффузионного уравнения Фика. По этой модели перемешивание оценивается числом

$$B_d = \frac{ul}{D_{\text{пр}}}$$

где  $u$  — скорость газа в рабочей зоне аппарата, м/сек;  
 $l$  — характерный линейный размер частиц, м;  
 $D_{\text{пр}}$  — коэффициент продольной диффузии, м<sup>2</sup>/сек.

Описываемая модель применяется, когда явление, вызывающее перемешивание, имеет статистический характер. Проскок материала, образование мертвых зон не могут быть представлены этой моделью.

2. Псевдосекционная модель. Если представить аппарат состоящим из  $n$  псевдосекций полного перемешивания и на входе потока в эти секции ввести меченое вещество, то в потоке на выходе получим определенное распределение концентраций меченого вещества во времени. Вид функции зависит от числа псевдосекций в ряду. Одна секция соответствует полному перемешиванию; при  $n \rightarrow \infty$  получаем полное вытеснение.

3. Псевдоциркуляционная модель. Аппарат промежуточного типа представляют как аппарат с кратностью псевдоциркуляции  $m$ . Величина  $m$  определяется отношением массы циркулирующих продуктов к массе вводимого свежего материала. При нижнем пределе разбавления ( $m = 0$ ) аппарат работает в режиме полного вытеснения, при  $m \rightarrow \infty$  — в режиме полного смешения.

4. Модель смешанного типа МТ или ТМ. Интенсивность перемешивания характеризуется зоной полного смешения (М) в общем объеме аппарата, а в следующей зоне допускается полное вытеснение (Т); может быть обратная последовательность (ТМ). Для аппарата полного вытеснения степень перемешивания  $r = 0$ , для аппарата полного смешения  $r = 1$ .

Связь между числом псевдосекций  $n$  и коэффициентом турбулентной диффузии  $D_{\text{пр}}$  может быть выражена так [124]:

$$B_d = \frac{ul}{D_{\text{пр}}} = \frac{2n(n-1)(4n-3)}{(2n-1)^2}$$

Рассмотрим следующий пример. Объем сосуда, занимаемый газом, равен  $V$  (в м<sup>3</sup>), объемная скорость течения жидкости через сосуд  $u$  (в м<sup>3</sup>/сек). Допустим, что меняются какие-либо свойства материала, проходящего через аппарат. Например, его цвет меняется от белого к синему, причем концентрация синего материала в газе, вытекающем через время  $\tau$ , является функцией  $f(\tau)$ . Построим зависимость  $f(\tau)$  от  $u\tau/V$  и назовем ее  $F$ -диаграммой (рис. II-9 и II-10). В случае полного перемешивания концентрация синего материала в выходящем потоке в какое-то время  $\tau$  равна

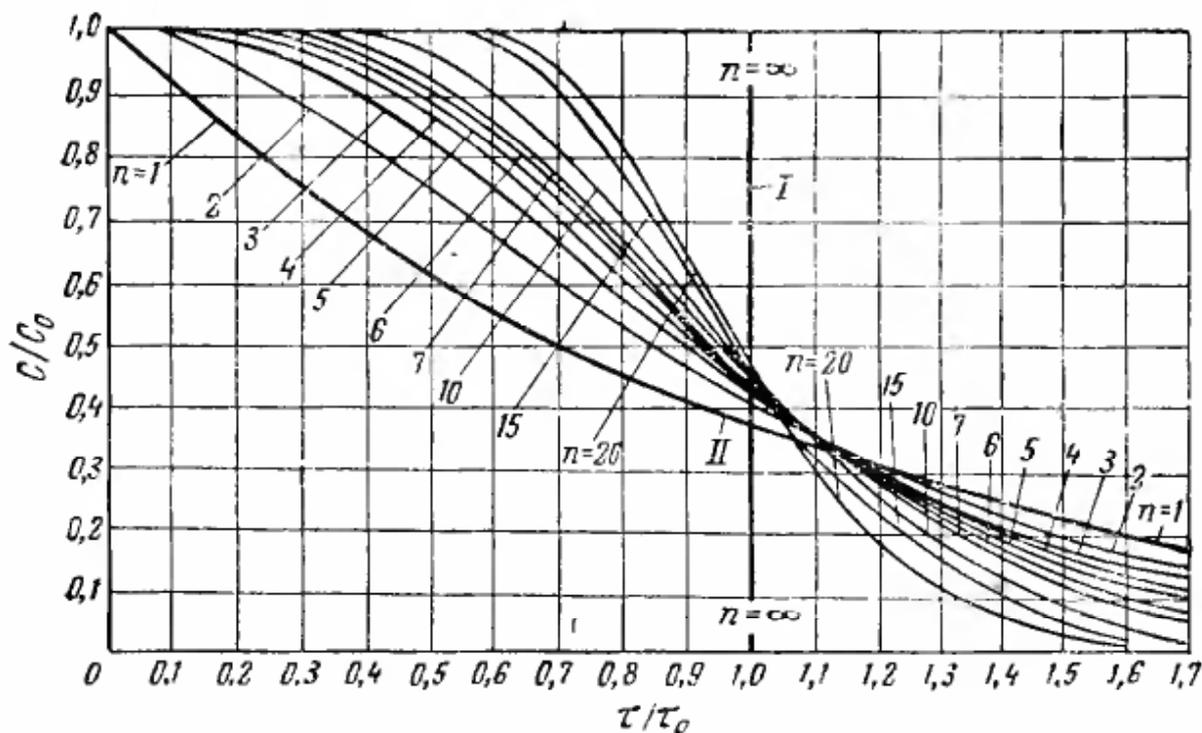


Рис. 11-9.  $F$ -диаграмма:

$I$  — идеального вытеснения;  $II$  — идеального смешения.

концентрации синего материала в аппарате. При этом зависимость между  $f(\tau)$  и  $u\tau/V$  может быть представлена следующим образом:

$$f(\tau) = 1 - \exp\left(-\frac{u\tau}{V}\right)$$

Вид диаграммы зависит от относительного времени  $\tau/\tau_0$  пребывания газа или материала в аппарате.

Данные, полученные из  $F$ -диаграммы, могут быть представлены «задержкой» и «проскоком» частиц или числом псевдосекций.

Задержка — это мера отклонения процесса от режима полного вытеснения, для которого она равна нулю. Задержку ( $NB$ ) можно количественно определить как часть общей площади  $F$ -диаграммы между  $u\tau/V = 0$  и  $u\tau/V = 1,0$  (см. рис. 11-10, а), причем при  $u\tau/V = 1$  полная замена всего материала в слое закончена. Тогда

$$NB = \frac{u}{V} \int_{\tau=0}^{\tau=\frac{V}{u}} f(\tau) d(\tau)$$

Проскок есть мера отклонения процесса от режима полного перемешивания. Количественно он может быть представлен размерами площадей  $A_1$  и  $A_2$  на рис. 11-10, б и в ( $A_1 = A_2$ ). Проскок удобно представить в виде площади  $A_1$  между  $F$ -диаграммой и кривой  $f(\tau) = 1 - \exp(-u\tau/V)$  до точки пересечения кривых. Проскок принято считать положительным при отклонении от полного перемешивания в сторону полного вытеснения (вогнутая

кривая на рис. II-10, б) и отрицательным, когда большая часть системы описывается выпуклой кривой (рис. II-10, г) [89].

Ниже описаны методы определения степени перемешивания.

*Метод пульсирующей функции* заключается в том, что в некоторый момент времени во входящий поток мгновенно и равномерно по сечению аппарата вводят меченое вещество. Измеряя зависимость концентрации меченого вещества в потоке на выходе из аппарата от времени, можно определить перемешивание. Графическая зависимость, характеризующая этот метод, обычно называется С-диаграммой. При режиме идеального вытеснения С-диаграмма имеет вид прямоугольника, при режиме идеального перемешивания — вид плавной кривой без экстремумов. Для случая, характеризующего промежуточный тип аппарата, С-диаграмма представляет собой кривую, имеющую экстремальный характер. Форма С-диаграммы является характеристикой степени перемешивания.

*Метод ступенчатой функции* состоит в том, что в поток на входе в аппарат равномерно и непрерывно вводят меченое вещество, а по установлении стационарного режима мгновенно прекращают подачу и одновременно определяют концентрацию вещества в потоке на выходе из аппарата как функцию времени.

Графическая зависимость относительной концентрации  $C/C_0$  от относительного времени  $\tau/\tau_0$  получила, как было сказано выше, название F-диаграммы (см. рис. II-9).

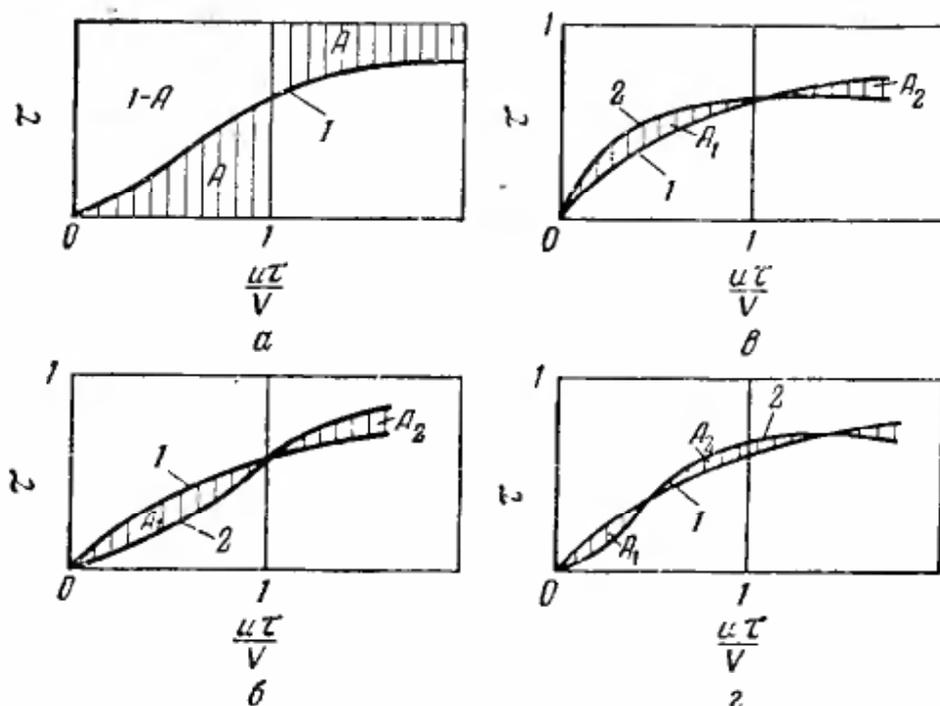


Рис. II-10. Площади, показывающие величину задержки и проскока:

а — задержка (+A); б — проскок (+A<sub>1</sub>); в — проскок (-A<sub>1</sub>); г — проскок (-A<sub>1</sub>);  
1 — кривая идеального перемешивания; 2 — опытная кривая реального аппарата.

Уравнение вымывания газа из аппарата для модели с псевдосекциями имеет вид:

$$\frac{C}{C_0} \exp\left(n \frac{\tau}{\tau_0}\right) - 1 = \sum_{i=1}^{i=n-1} \left(n \frac{\tau}{\tau_0}\right)^{n-1} \frac{1}{(n-1)!} \quad (\text{II-50})$$

где  $\tau$  — текущее время;

$\tau_0$  — длительность идеального вытеснения меченого вещества в аппарате;  
 $\tau_0 = G_3/G_1$ ;

$C_0$  — начальная концентрация меченого вещества;

$C$  — концентрация вещества в момент  $\tau_i$ ;

$n$  — число псевдосекций.

Вид кривых вымывания (см. рис. II-9) соответствует определенному числу псевдосекций идеального перемешивания; сравнение опытных и теоретических кривых позволяет определить число псевдосекций.

*Метод частотных характеристик* состоит в том, что на входе в аппарат подают меченое вещество, концентрация которого является периодической функцией времени. Наиболее удобным для экспериментального исполнения и легким для математической обработки является синусоидальное изменение концентрации меченого вещества. Результаты измерений уменьшения амплитуды и сдвига фаз между сигналами на выходе и входе потока позволяют судить о распределении вещества по времени пребывания в аппарате и соответственно о перемешивании в нем.

*Метод установившегося состояния* заключается в том, что индикатор непрерывно и с постоянной скоростью вводят в поток вблизи выхода его из аппарата и измеряют установившееся во времени распределение концентрации в направлении, противоположном движению потоков. Для определения коэффициента перемешивания по этому методу принимается диффузионная модель.

В общем случае степень использования движущей силы является функцией гидродинамической обстановки в аппарате и расположения рабочей и равновесной линий концентраций (температур). Степень использования движущей силы удобно характеризовать числом псевдосекций  $n$  или числом псевдоциркуляций  $m$ . В конечном итоге получается один и тот же результат для выражения действительной движущей силы процесса. Но псевдосекционная модель аппарата более удобна, так как число псевдосекций легко определять на холодных моделях, пользуясь методом ступенчатой функции (вымывание меченого вещества).

Для аппаратов промежуточного типа теоретически невозможно определить истинную движущую силу, поэтому необходимо находить ее экспериментально и сравнивать с теоретическим усредненным потенциалом. Таким образом, снижение движущей силы процесса в результате перемешивания потоков учитывается коэффициентом (степенью) использования потенциала переноса тепла и массы.

Следует заметить, что кажущееся снижение движущей силы в реальном аппарате иногда является следствием того, что не учитываются градиенты температур или влажности внутри частиц. Обычно при расчете коэффициентов  $\alpha$  для сушки дисперсных материалов во взвешенном состоянии применяют среднюю интегральную температуру частиц. Это приводит к заниженному значению коэффициентов тепло- и массообмена или к кажущемуся в реальном аппарате снижению движущей силы по сравнению с ее значением в аппаратах полного вытеснения.

С. Р. Тейбла и М. А. Конверел [89] изучали перемешивание в установках с кипящим слоем и влияние отношения высоты слоя к диаметру и скорости подачи материала на перемешивание. Опыты проводились со стеклянными шариками, в качестве индикатора использовались окрашенные в синий цвет шарики из органического стекла. Для анализа пробу промывали определенным количеством хлороформа и сравнивали затем на спектрофотометре полученные цвета раствора с цветом растворов известной концентрации. Сначала в аппарат до установившегося состояния подавали индикатор, затем вместо него в определенный момент времени вводили неокрашенные шарики из стекла. Во время отбора проб фиксировали время с начала подачи неокрашенных шариков. Результаты представляли в виде графической зависимости концентрации на выходе (в данном опыте — количество окрашенных шариков) от относительного времени  $\tau/\tau_0$  ( $\tau$  — время отбора проб,  $\tau_0 = G_2/G_1$  — среднее время пребывания частиц в аппарате). Экспериментальную кривую сравнивали с кривой идеального перемешивания и определяли графическим интегрированием величины проскока (рис. II-11). На основании проведенных работ были получены данные, согласно которым движение частиц в кипящем слое приближается к режиму полного вытеснения при возрастании отношения высоты слоя к диаметру и увеличении подачи материала в единицу времени (производительность аппарата).

Перемешивание газовой фазы в различных сушильных аппаратах изучалось в Московском институте химического машиностроения (МИХМ). Для определения типа аппарата А. П. Фокин и В. И. Муштаев провели опыты по вымыванию меченого вещества (метод ступенчатой функции) в различных полых аппаратах [48, 99]. В качестве меченого вещества применяли гелий. Полученные кривые вымывания меченого

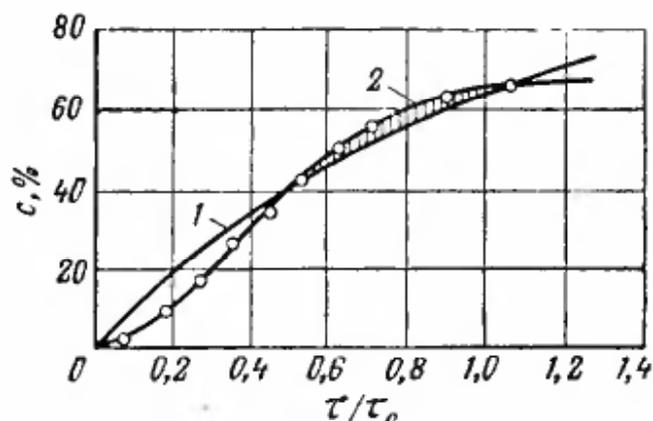


Рис. II-11. *F*-диаграммы перемешивания материала в кипящем слое:

1 — расчетная; 2 — экспериментальная ( $\tau/\tau_0$  — относительное время;  $c$  — концентрация меченых зерен на выходе).

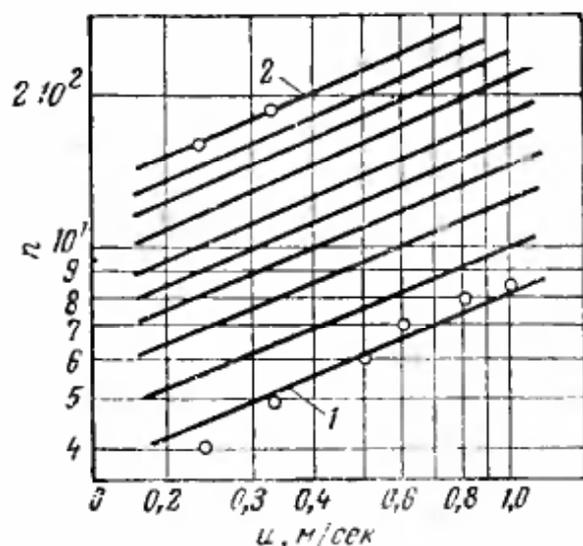


Рис. II-12. Зависимость числа псевдосекций  $n$  от скорости газового потока  $u$  и отношения  $H/D$ :

1 — при  $H/D = 0,8$ ; 2 — при  $H/D = 8$  (остальные линии соответствуют значениям  $H/D$ , при которых проводились опыты).

Перемешивание газовой фазы зависит от отношения высоты к диаметру  $H/D$  (причем чем меньше это отношение, тем более приближается аппарат к аппаратам идеального смешения); при одном и том же отношении  $H/D$  перемешивание увеличивается с уменьшением скорости, а при одинаковом отношении  $H/D$  и одинаковых скоростях перемешивание больше там, где нет успокоительной решетки; температура газа практически не влияет на число псевдосекций.

На рис. II-12 показана зависимость числа псевдосекций от скорости газового потока в аппарате при постоянном отношении  $H/D$ .

В. И. Муштаев получил следующую эмпирическую зависимость для определения числа псевдосекций:

$$n = 7u^{0,34} \left( \frac{H}{D} \right)^{0,3} \quad (\text{II-51})$$

где  $u$  — скорость газа, м/сек;  
 $D$  — диаметр аппарата, м;  
 $H$  — высота аппарата, м.

Переменные величины изменялись в следующих пределах:  $u = 0,23 - 1,0$  м/сек,  $H/D = 0,8 - 8$  и  $D = 0,145 - 0,3$  м.

Опыты, проведенные применительно к пневмотрубам, показали, что начиная от скорости газа 10 м/сек их можно отнести к аппаратам идеального вытеснения.

На рис. II-9 показаны опытные точки по вымыванию газа из различных распылительных сушилок.

вещества наносили на график с теоретическими кривыми вымывания, полученными для аппаратов идеального перемешивания, идеального вытеснения, а также для аппаратов промежуточного типа (см. рис. II-9). Опыты проводились на холодном стенде в аппарате диаметром 145 мм при вводе газа через конус с различным углом (8 и 60°); с газораспределительной решеткой и без нее при разных расходах газа и различных отношениях длины аппарата к диаметру ( $H/D = 1,82 - 6,9$ ).

В результате опытов на холодных стендах было установлено, что число псевдосекций является функцией расхода газа; переме-

Потенциалы переноса тепла и массы  $\Delta t_{\text{ср}}$  и  $\Delta p_{\text{ср}}$  могут быть рассчитаны, если известны принцип работы сушильной камеры и изменение температуры газов и поверхности материала. Обычно сушильные камеры работают по принципу параллельного, противоточного или перекрестного движения материала и агента сушки.

В большинстве случаев с достаточной точностью средний потенциал можно определять по среднелогарифмическим величинам. Для параллельного тока он равен:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(t_1 - \vartheta_1) - (t_2 - \vartheta_2)}{2,3 \lg \frac{t_1 - \vartheta_1}{t_2 - \vartheta_2}} \quad (\text{II-52})$$

и

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{(p'_n - p'_c) - (p''_n - p''_c)}{2,3 \lg \frac{p'_n - p'_c}{p''_n - p''_c}} \quad (\text{II-53})$$

В период постоянной скорости сушки, когда температура материала равна температуре мокрого термометра, а давление паров над поверхностью равно давлению насыщенных паров при данной температуре, средний потенциал равен:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{t_1 - t_2}{2,3 \lg \frac{t_1 - t_m}{t_2 - t_m}} \quad (\text{II-54})$$

и

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{p''_c - p'_c}{2,3 \lg \frac{p_n - p'_c}{p_n - p''_c}} \quad (\text{II-55})$$

где  $t_1$  и  $t_2$  — температура агента сушки соответственно на входе в сушилку и выходе из нее;

$\vartheta_1$  и  $\vartheta_2$  — температура поверхности материала соответственно до и после сушки;

$t_m$  — температура мокрого термометра;

$p'_c$  и  $p''_c$  — давление паров воды в газе соответственно до и после сушки;

$p'_n$  и  $p''_n$  — давление паров воды над поверхностью испарения соответственно до и после сушки;

$p_n$  — давление насыщенного пара при температуре мокрого термометра.

В процессе сушки при конвективном подводе тепла и однократном использовании агента сушки температура мокрого термометра изменяется мало, поэтому давление насыщенных паров берут по начальным параметрам газа.

Для противотока средние потенциалы равны:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(t_1 - \vartheta_2) - (t_2 - \vartheta_1)}{2,3 \lg \frac{t_1 - \vartheta_2}{t_2 - \vartheta_1}} \quad (\text{II-56})$$

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_6 - \Delta p_m}{2,3 \lg \frac{\Delta p_6}{\Delta p_m}} \quad (\text{II-57})$$

где  $\Delta p_6$  — большая разность давлений между поверхностью и средой, соответствующая началу и концу процесса;

$\Delta p_m$  — меньшая разность давлений (на другом конце).

Для

$$\frac{\Delta p_6}{\Delta p_m} < 1,7 \quad \text{и} \quad \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} < 1,7$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_m}{2}$$

и

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_6 + \Delta p_m}{2}$$

т. е. принимается среднеарифметическое значение потенциалов переноса массы или тепла.

В случае перекрестного и смешанного тока средний потенциал рассчитывается в зависимости от схемы движения материала и агента сушки. Средний температурный напор  $\Delta t_{\text{ср}}$  может быть найден по номограммам, приведенным в нормах расчета котельного агрегата [92].

Для сложных систем с достаточной точностью  $\Delta t_{\text{ср}}$  можно определить из соотношения:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{прм}} + \Delta t_{\text{прт}}}{2} \quad (\text{если } \Delta t_{\text{прм}} \geq 0,92 \Delta t_{\text{прт}})$$

где  $\Delta t_{\text{прм}}$  и  $\Delta t_{\text{прт}}$  — средние температурные напоры соответственно при прямотоке и противотоке.

Расчет среднего потенциала переноса тепла и массы по уравнениям (II-52)—(II-56) не вызывает затруднений, если известны законы изменения температуры и давления паров на поверхности теплообмена. Температура и влажность агента сушки известны из статического расчета сушилки.

Трудности возникают при определении давления паров воды на поверхности тела, так как эта величина в периоде падающей скорости сушки является функцией влажности и температуры материала  $p_{\text{п}} = f(w, \vartheta)$ . Кроме того, давление зависит и от содержания растворенных в воде солей. При небольшом изменении температуры материала давление паров изменяется значительно и становится соизмеримо с величиной давления паров в агенте сушки.

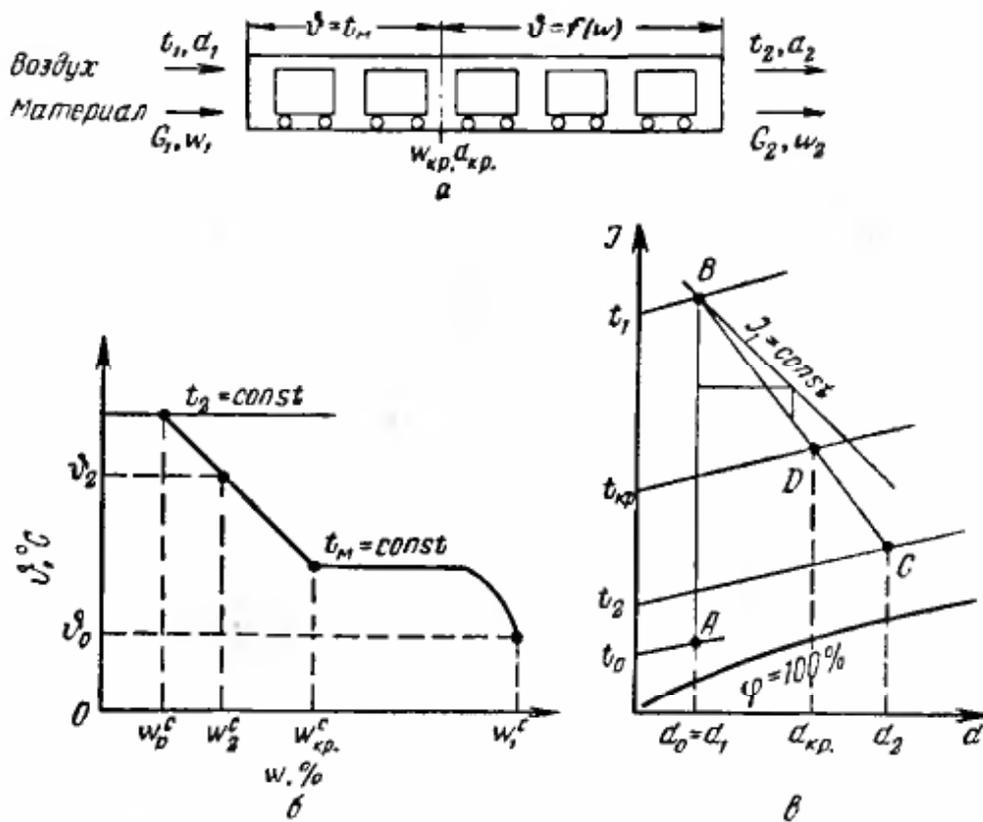


Рис. 11-13. Конвективная сушка материала:

а — схема сушилки; б — зависимость температуры  $\theta$  от влагосодержания материала  $w^c$ ; в —  $I-d$ -диаграмма процесса.

При определении температуры материала можно допустить ошибку меньшей величины по следующим причинам: во-первых, температуру материала легче замерять в опытах, поэтому закон ее изменения изучен; во-вторых, абсолютное изменение температуры материала невелико по сравнению с температурой агента сушки и соответственно со средним температурным напором. Поэтому расчет сушильных процессов по уравнению теплообмена с соответствующими поправками более прост и точен по сравнению с расчетами по массообменным уравнениям.

Температура материала в периоде постоянной скорости сушки равна температуре мокрого термометра, поэтому для расчета  $\Delta t_{cp}$  используют соотношение (II-54). В периоде падающей скорости сушки температура материала является функцией его влажности и температуры агента сушки.

Для параллельноточных сушильных камер в приближенных инженерных расчетах можно допустить линейную зависимость температуры материала от его влажности (рис. 11-13, а). При этом принимают, что при равновесной влажности температура материала равна температуре отходящего из сушилки газа. Тогда

$$\theta = t_m + \frac{t_2 - t_m}{w_{кр}^c - w_p^c} (w_{кр}^c - w_2^c) \quad (II-58)$$

где  $w_{кр}^c$  — критическое влагосодержание материала.

При небольших значениях критерия  $Vi$  можно принимать  $\omega_{кр}^c = \omega_{г}^c$  (гигроскопическое влагосодержание материала).

Коэффициенты тепло- и массообмена определяют из соответствующих критериальных соотношений, полученных опытным путем при исследовании процесса сушки на модельных или промышленных установках.

Следует отметить, что в большинстве случаев мы получаем не истинное значение коэффициента тепло- и массообмена, а условное, величина которого определяется принятой методикой обработки опытов. Такое обстоятельство объясняется тем, что в опытах, как правило, замеряют не температуру поверхности тела, а среднюю температуру частиц. Отсюда получаются заниженные значения коэффициентов теплообмена. Этим главным образом можно объяснить расхождение значений коэффициентов тепло- и массообмена, полученных при различных исследованиях одного и того же метода сушки. Отличие расчетного коэффициента теплообмена от истинного его значения тем больше, чем больше градиент температуры внутри тела. При углублении зоны испарения определение истинной температуры поверхности теплообмена вызывает дополнительные трудности. Вероятно, по этой причине для установок с кипящим слоем получают заниженные условные значения коэффициента теплообмена, несмотря на интенсивные гидродинамические режимы процесса.

Строго говоря, коэффициент теплообмена  $\alpha$  можно точно определять только для периода постоянной скорости сушки. Поэтому для периода падающей скорости сушки лучше пользоваться понятием удельного потока тепла  $q$  [в  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ].

При сушке во взвешенном состоянии (в распылительных сушилках, пневмотрубах и т. д.) процесс испарения в большой степени зависит от полидисперсности материала. Из-за наличия мелких частиц, сушка которых протекает очень интенсивно, быстро понижается температура среды. Поэтому крупные частицы высушиваются при более низких потенциалах переноса тепла, что значительно удлиняет их сушку. Следовательно, характер сушки полидисперсных и монодисперсных материалов различен. В первом случае процесс менее интенсивен из-за замедленного удаления влаги из более крупных частиц, где находится основная масса влаги. В связи с этим в расчеты по усредненным параметрам при сушке полидисперсных материалов в аппаратах, близких к режиму идеального вытеснения, необходимо вводить поправку на движущую силу. В аппаратах идеального смешения полидисперсность материала не влияет на уменьшение потенциала переноса тепла или массы для крупных частиц.

Таким образом, зная величины  $\Pi$ ,  $\Delta t_{ср}$ ,  $\alpha$  и  $\sum Q$ , по уравнению (II-48) рассчитывают поверхность тепло- и массообмена  $F$ . Для сушилок с известной и легко регулируемой длительностью сушки (конвейерные, туннельные, камерные, шахтные и др.) по-

верхность теплообмена материала следует определять отдельно для первого периода  $F^I$  и периода падающей скорости сушки  $F^{II}$ , т. е.:

$$F = F^I + F^{II} \text{ м}^2 \quad (\text{II-59})$$

В этом случае необходимо знать величину критической влажности материала  $\omega_{кр}$  или гигроскопическую влажность  $\omega_r$ . По величине  $\omega_{кр}$  находят влагосодержание агента сушки в начале второго периода:

$$d_{кр} = d_2 - \frac{G_{сух}}{L} (\omega_{кр}^c - \omega_2^c) \text{ кг/кг сухого газа} \quad (\text{II-60})$$

Зная  $d_{кр}$ , из построения процесса сушки на  $I - d$ -диаграмме определяют температуру агента сушки  $t_{кр}$  (в °С) и давление паров  $p_c$  (в мм рт. ст.), как показано на рис. II-13. Тогда при определении  $F^I$  по уравнению (II-48) величину  $\Delta t_{ср}$  необходимо рассчитать, принимая  $\vartheta_2 = t_m$ ,  $t_2 = t_{кр}$  (для параллельного тока) и  $t_{кр} = t_1$  (для противотока). Для периода падающей скорости сушки принимают  $\vartheta_1 = t_m$ ,  $t_1 = t_{кр}$  (для параллельного тока) и  $t_2 = t_{кр}$  (для противотока).

Таким образом, для данного класса материалов и способов сушки поправку на период падающей скорости сушки вводят при определении среднего потенциала переноса тепла  $\Delta t_{ср}$  и в значение условного коэффициента теплообмена. П. Д. Лебедев [32] опытным путем установил, что в периоде падающей скорости сушки условный коэффициент теплообмена уменьшается с понижением влажности материала. Эту поправку вводят в критериальные соотношения в виде симплексов  $\omega_2/\omega_r$ ,  $\omega_2/\omega_{кр}$ ,  $(\omega_1 - \omega_2)/\omega_r$  и т. д. Эта поправка до некоторой степени учитывает неизвестный градиент температуры у поверхности теплообмена. На рис. II-14 приведена зависимость коэффициента теплообмена от влагосодержания тела по данным П. Д. Лебедева.

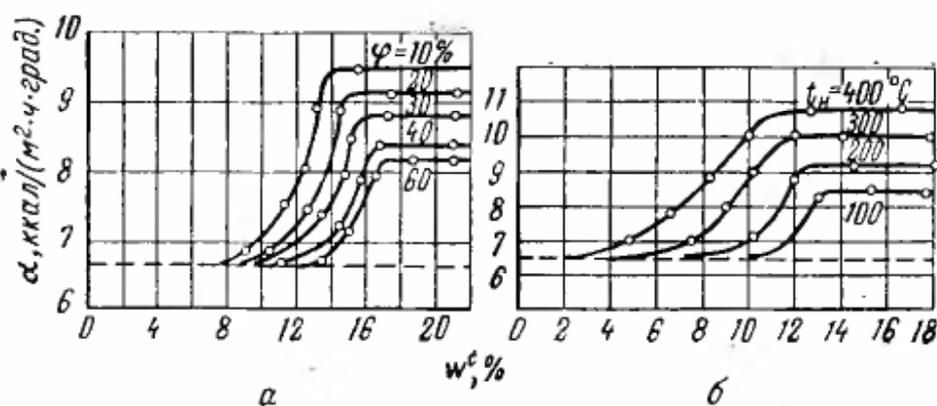


Рис. II-14. Зависимость между коэффициентом теплообмена  $\alpha$  и влагосодержанием тела  $\omega^c$  при разных режимах сушки (по данным П. Д. Лебедева):

$a$  — сушка глины нагретым воздухом при  $t_c = 70^\circ \text{C}$ ;  $u = 1 \text{ м/сек}$  и различной влажности воздуха  $\varphi$ ;  $b$  — сушка глины инфракрасными лучами при  $t_c = 70^\circ \text{C}$ ;  $u = 1 \text{ м/сек}$  и различных температурах излучателя  $t_n$  (пунктирные линии на рисунке соответствуют значению  $\alpha$  для сухого тела).

Если коэффициенты тепло- и массообмена определялись при переменных режимах реального процесса сушки в установках непрерывного действия, то поверхность тепло- и массообмена можно рассчитать по уравнениям (II-48) и (II-49), не разделяя процесс на периоды постоянной и падающей скорости сушки. В этом случае усредненное значение потенциала переноса тепла приближенно можно принять по соотношению:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{ср}}^{\text{I}} Q^{\text{I}} + \Delta t_{\text{ср}}^{\text{II}} Q^{\text{II}}}{Q^{\text{I}} + Q^{\text{II}}} \quad (\text{II-61})$$

где  $Q^{\text{I}}$  и  $Q^{\text{II}}$  — количества тепла, переданные материалу соответственно в периодах постоянной и падающей скоростей сушки, *ккал/ч*.

Если коэффициенты тепло- и массообмена определялись без учета усредненного значения  $\Delta t_{\text{ср}}$  для двух периодов, тогда  $F$  рассчитывают для вновь проектируемой сушилки, принимая  $\Delta t_{\text{ср}}$  по уравнениям (II-52), (II-53), (II-56) и (II-57).

Следовательно, метод расчета необходимо выбирать в зависимости от способа обработки опытных данных.

При сушке высоковлажных материалов можно принять  $Q = Q_{\text{н}}$  ( $Q_{\text{н}} \cong 0$ ), тогда количество подведенного к материалу тепла равно:

$$Q_{\text{н}} = r\beta (p_{\text{н}} - p_{\text{с}}) F \text{ ккал/ч}$$

Если общее давление в сушилке меняется мало, то потенциал переноса массы можно выразить через влагосодержание:

$$M = \beta' (d_{\text{н}} - d_{\text{с}}) F \text{ кг/ч}$$

В случае комбинированного подвода тепла имеем:

$$Q_{\text{н}} = r\beta\Pi (d_{\text{н}} - d_{\text{с}}) F = \alpha_{\text{к}} (t_{\text{с}} - \vartheta_{\text{н}}) F + \\ + \varepsilon\alpha_{\text{л}} (t_{\text{с}} - \vartheta_{\text{н}}) F + \frac{\lambda}{x} F (t_{\text{т}} - \vartheta_{\text{н}})$$

где  $\beta'$  — коэффициент массообмена, отнесенный к разности влагосодержаний газа, *кг/(м<sup>2</sup>·ч)*;

$\alpha_{\text{к}}$  и  $\alpha_{\text{л}}$  — коэффициент теплообмена соответственно конвекцией и лучеиспусканием, *ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град)*;

$\varepsilon$  — степень черноты поверхности тела;

$\lambda$  — коэффициент теплопроводности материала, *ккал/(м·ч·град)*;

$x$  — толщина материала, *м*;

$t_{\text{т}}$  — температура греющей поверхности, °С.

Коэффициент  $\alpha_{\text{л}}$  определяют по соотношению:

$$\alpha_{\text{л}} = \frac{4,9\psi \left[ \left( \frac{T_{\text{н}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{\text{п}}}{100} \right)^4 \right]}{t_{\text{с}} - \vartheta_{\text{н}}} \quad (\text{II-62})$$

где  $T_{\text{н}}$  — температура излучающей поверхности, °К.

Из балансовых уравнений можно определить поверхность тепло- и массообмена при переменных режимах, которые встречаются в реальных сушилках. Эти уравнения были решены при допущении

нии, что градиенты влажности и температуры внутри тела равны нулю, а теплофизические константы агента сушки и тела постоянны. На рис. II-13, а показана схема параллельноточной туннельной сушилки с исходными данными:  $L$ ,  $d_1$ ,  $t_1$ ,  $t_m$ ,  $w_1$ ,  $w_2$ ,  $w_{кр}$ ,  $d_2$  и  $t_2$ . Количество сухого воздуха, проходящего через сушилку, не меняется ( $L = \text{const}$ ). Значение влагосодержания газа  $d_{кр}$  (в кг/кг), соответствующее критической влажности материала, равно:

$$d_{кр} = d_1 + \frac{G_{сух}}{L} (w_1^c - w_{кр}^c) \text{ кг/кг} \quad (\text{II-62 а})$$

Для периода постоянной скорости уравнение в дифференциальной форме имеет вид:

$$dM = \beta' \Pi (d_n - d_c) dF \quad (\text{II-63})$$

Количество испаряемой воды можно выразить через расход агента сушки и его влагосодержание как  $dM = Ldd$ . Тогда соотношение (II-63) переписывается с разделением переменных в виде:

$$F^I = \frac{L}{\Pi\beta'} \int_{d_1}^{d_{кр}} \frac{dd}{d_n - d_c} \quad (\text{II-64})$$

Заменяя значение  $d_{кр}$  по уравнению (II-62, а), после интегрирования получим:

$$F^I = \frac{L}{\Pi\beta'} \ln \frac{1}{1 - \frac{G_c}{L} \left( \frac{w_1^c - w_{кр}^c}{d_n - d_1} \right)} m^2 \quad (\text{II-65})$$

При выводе уравнения принималось  $d_k = \text{const}$ .

Для периода падающей скорости сушки принимают, что интенсивность процесса является линейной функцией влажности тела:

$$\frac{dW}{F_q d\tau} = - \frac{m}{w_{кр}^c - w_p^c} \Delta w^c \quad (\text{II-66})$$

где  $w_p^c$  — равновесное влагосодержание материала, кг/кг;

$F_q$  — часовая поверхность материала, м<sup>2</sup>/ч;

$m$  — интенсивность сушки в периоде постоянной скорости:

$$m = \Pi\beta' (d_n - d_c)$$

Количество испаряющейся влаги  $dW = L \cdot dd \approx G_c \Delta w^c$ ,  
а  $F_q d\tau = dF$ .

Подставляя эти значения в уравнение (II-66), получим:

$$\frac{Ldd}{dF} = - \frac{m}{w_{кр}^c - w_p^c} \Delta w^c \quad (\text{II-67})$$

Член  $\Delta w^c$  можно заменить:

$$\Delta w^c = w_2^c + \frac{L}{G_c} (d_c - d_1)$$

Тогда после разделения переменных и интегрирования получаем:

$$F^{II} = \frac{L(\omega_{кр}^c - \omega_p^c)}{\Pi\beta'} \int_{d_{кр}}^{d_2} \frac{dd}{(d_n - d_c) \left[ \omega_2^c + \frac{L}{G} (d_c - d_1) \right]}$$

Принимая  $d_{кр}$  по уравнению (II-60) и найдя из него  $\omega_{кр}^c = \omega_2^c + \frac{L(d_2 - d_{кр})}{G_c}$ , после интегрирования получим:

$$F^{II} = \frac{L}{\Pi\beta'} \left[ \frac{1}{\frac{\omega_2^c}{\omega_{кр}^c} - \frac{L}{G_c} \cdot \frac{d_n - d_1}{d_{кр}}} \right] \ln \frac{\omega_2^c}{\omega_{кр}^c} \left[ \frac{1 - \frac{G_c}{L} \cdot \frac{\omega_1^c - \omega_{кр}^c}{d_{кр} - d_1}}{1 - \frac{G_c}{L} \cdot \frac{\omega_1^c - \omega_2^c}{d_{кр} - d_1}} \right] \quad (II-68)$$

Если процесс сушки рассчитывать через теплообмен, то для определения поверхности теплообмена при переменных условиях сушки будем иметь следующие соотношения.

Для параллельного тока:

в периоде постоянной скорости сушки  $\left(\frac{dw}{d\tau}\right)_n = \text{const}$ ,  $\omega_2^c \geq \omega_{кр}^c$ :

$$F^I = \frac{c_B L}{\Pi\alpha} \ln \frac{1}{1 - \frac{G_c}{L} \cdot \frac{\omega_1^c - \omega_2^c}{t_1 - t_2} \cdot \frac{r}{c_B}} \quad (II-69)$$

в периоде падающей скорости сушки ( $\omega_2^c < \omega_{кр}^c$ ):

$$F^{II} = \frac{Lc_B}{\Pi\alpha} \left[ \frac{1}{\frac{\omega_1^c}{\omega_{кр}^c} - \frac{L}{G_c} \cdot \frac{t_1 - t_2}{\omega_{кр}^c} \cdot \frac{c_1}{r}} \right] \ln \frac{\omega_2^c}{\omega_{кр}^c} \left[ \frac{1 - \frac{G_c}{L} \cdot \frac{\omega_1^c - \omega_{кр}^c}{t_1 - t_2} \cdot \frac{r}{c_B}}{1 - \frac{G_c}{L} \cdot \frac{\omega_1^c - \omega_2^c}{t_1 - t_2} \cdot \frac{r}{c_B}} \right] \quad (II-70)$$

Для противоточного движения материала и агента сушки в периоде  $(dw/d\tau)_n = \text{const}$ :

$$F^I = \frac{Lc_B}{\Pi\alpha} \ln \frac{1 - \frac{G_c}{L} \cdot \frac{\omega_{кр}^c - \omega_2^c}{t_1 - t_M} \cdot \frac{r}{c_B}}{1 - \frac{G_c}{L} \cdot \frac{\omega_1^c - \omega_2^c}{t_1 - t_M} \cdot \frac{r}{c_B}} \quad (II-71)$$

в периоде падающей скорости сушки:

$$F^{II} = \frac{Lc_B}{\Pi\alpha} \left[ \frac{1}{\frac{\omega_2^c}{\omega_{кр}^c} + \frac{L}{G_c} \left( \frac{t_1 - t_2}{\omega_{кр}^c} \right) \frac{c_B}{r}} \right] \ln \frac{\omega_2^c}{\omega_{кр}^c} \times \left[ \frac{1}{1 - \frac{G_c}{L} \cdot \frac{\omega_{кр}^c - \omega_2^c}{t_1 - t_2} \cdot \frac{r}{c_B}} \right] \quad (II-72)$$

Если материал высушивается в течение двух периодов, принимают суммарную поверхность  $F^I + F^{II}$ .

При сушке во взвешенном и полувзвешенном состоянии в некоторых установках практически невозможно определить поверхность материала, одновременно находящегося в камере. Это объясняется полидисперсностью материала и главным образом трудностью определения действительного времени пребывания его частиц в сушилке. Динамика движения коллектива частиц значительно отличается от динамики движения одиночной частицы, которая также еще недостаточно изучена. Сложность расчета заключается в том, что процесс массообмена влияет на коэффициенты лобового сопротивления, размеры частиц изменяются, плотность их также является переменной величиной. Соударение частиц и обмен количеством движения усложняет расчет движения полидисперсной смеси. В этом случае в расчеты целесообразно вводить объемный коэффициент теплообмена  $\alpha_V$  [в ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град)], связанный с поверхностным коэффициентом  $\alpha_F$  соотношением:

$$\alpha_V = \alpha_F \frac{F}{V_K} \quad (II-73)$$

Аналогично для массообмена:

$$\beta_V = \beta_F \frac{F}{V_K} \quad (II-74)$$

где  $V_K$  — объем сушильной камеры, м<sup>3</sup>;

$\beta_V$  — объемный коэффициент массообмена, кг/(м<sup>3</sup>·ч·мм рт. ст.).

Если выразить эти соотношения через часовую поверхность  $F_{\text{ч}}$  (в м<sup>2</sup>/ч), они будут иметь вид:

$$\alpha_V = \alpha_F \frac{F_{\text{ч}} \tau}{V_K} \quad (II-75)$$

где  $\tau$  — длительность пребывания материала в сушильной камере, ч.

Таким образом, расчет сушильной камеры в этом случае ведут по соотношениям:

$$V_K = \frac{Q_H + Q_{\text{н}}}{\alpha_V \Pi \Delta t_{\text{ср}}} \text{ м}^3 \quad (II-76)$$

или

$$V_K = \frac{W}{\beta_V \Pi \Delta p_{\text{ср}}} \text{ м}^3 \quad (II-77)$$

Объемные коэффициенты тепло- и массообмена находят из критериальных уравнений, полученных при исследовании процесса сушки в непрерывнодействующих установках в условиях переменного режима сушки. Расчет  $Q_H$  и  $Q_{\text{н}}$  ведут по уравнениям (II-13) и (II-15), а  $\Delta t_{\text{ср}}$  и  $\Delta p_{\text{ср}}$  — по уравнениям (II-52) — (II-57).

## Сушилки для материалов с большим внутренним сопротивлением переносу тепла и массы

При сушке грубодисперсных материалов с большим внутренним сопротивлением переносу тепла и массы (малые коэффициенты диффузии и температуропроводности) и высокой интенсивностью внешнего тепло- и массообмена (большие значения критерия Био) наиболее рационально рассчитывать сушильные установки, определяя длительность сушки по соответствующим соотношениям. В этом случае процесс, как правило, протекает в периоде падающей скорости сушки; первый период (постоянной скорости сушки) рассчитывают по методике, описанной выше (стр. 65, 90).

В сушилках непрерывного действия испарение влаги протекает при переменном режиме. В таких случаях рассчитывают условную интенсивность сушки  $m_y$  [в  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ] и соответственно условную скорость сушки  $N_y = \left(\frac{dw}{d\tau}\right)_n$  (в  $\text{ч}^{-1}$ ) при средних режимах в сушильной камере:

$$m_y = \Pi \beta (p_n^I - p_c^{\text{ср.}}) = \frac{\alpha \Pi}{r} (t_c^{\text{ср.}} - t_m) \quad (11-78)$$

где  $p_c^{\text{ср.}}$  — среднее давление паров воды в сушильном агенте, мм рт. ст.;  
 $t_c^{\text{ср.}}$  — средняя температура сушильного агента, °С.

Условную скорость сушки в первом периоде  $N_y$  определяют по уравнению (I-116), рассчитав предварительно  $m_y$ .

По методике А. В. Лыкова [42] принимают линейную зависимость скорости сушки  $(\frac{dw}{d\tau})_n$  от влагосодержания  $w^c$ , т. е. кривая сушки представляет собой экспоненциальную кривую.

Если кривую сушки построить в полулогарифмической анаморфозе в координатах  $\ln(w^c - w_p^c)$  и  $\tau$ , на основном участке получим прямую линию (рис. II-15). Тогда зависимость между скоростью сушки и влагосодержанием будет иметь вид:

$$\frac{\partial [\ln(w^c - w_p^c)]}{\partial \tau} = -K = \text{const} \quad (11-79)$$

где  $K$  — коэффициент сушки, численно равный тангенсу угла наклона прямой:

$$K = \frac{2,3 [\lg(w_1^c - w_p^c) - \lg(w_2^c - w_p^c)]}{\tau_2 - \tau_1} \quad (11-80)$$

где  $w_1^c$  и  $w_2^c$  — влагосодержание тела соответственно для времени  $\tau_1$  и  $\tau_2$ .

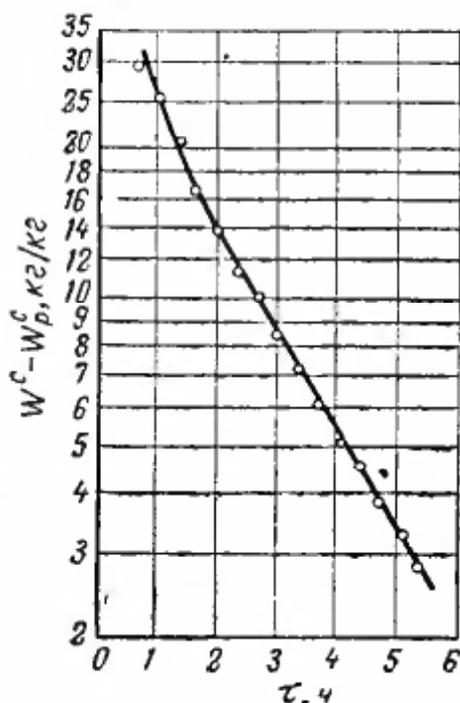


Рис. II-15. Изменение влагосодержания тела в процессе сушки (режим сушки:  $t_c = 60^\circ \text{С}$ ,  $\varphi = 5\%$ ,  $u = 2,6 \text{ м/сек}$ ).

Экспериментально установлено, что коэффициент сушки  $K$  прямо пропорционален скорости сушки в первом периоде. На рис. II-16 показана зависимость коэффициента сушки  $K$  от скорости сушки  $(dw/d\tau)_n = N$ :

$$K = \kappa \left( \frac{dw}{d\tau} \right)_n u^{-1} \quad (\text{II-81})$$

Коэффициент пропорциональности  $\kappa$  называют относительным коэффициентом сушки.

Из соотношения (II-79) получаем:

$$-\frac{dw}{d\tau} = \kappa N (w^c - w_p^c) \quad (\text{II-82})$$

т. е. скорость сушки прямо пропорциональна количеству удаляемой из тела влаги  $(w^c - w_p^c)$ .

Если  $w_p^c \rightarrow 0$  и критерий  $Ki$  мало изменяется в начале периода падающей скорости, то относительный коэффициент сушки прямо пропорционален отношению коэффициентов диффузии в конце и в начале процесса, т. е. постоянной величине, зависящей только от начального влагосодержания. На рис. II-17 показана зависимость  $\lg \kappa$  от  $\lg w_1^c$ . Приблизительно было получено [42, 43]:

$$\kappa = \frac{1,8}{w_1^c} \quad (\text{II-83})$$

Длительность сушки в период падающей скорости равна:

$$\tau_{II} = -\kappa N \int_{w_{кр.}^c}^{w_2^c} \frac{dw}{w^c - w_p^c} u \quad (\text{II-84})$$

После интегрирования и подстановки пределов имеем:

$$\tau_{II} = \frac{2,3}{\kappa N} \lg \frac{w_{кр.}^c - w_p^c}{w_2^c - w_p^c} u \quad (\text{II-85})$$

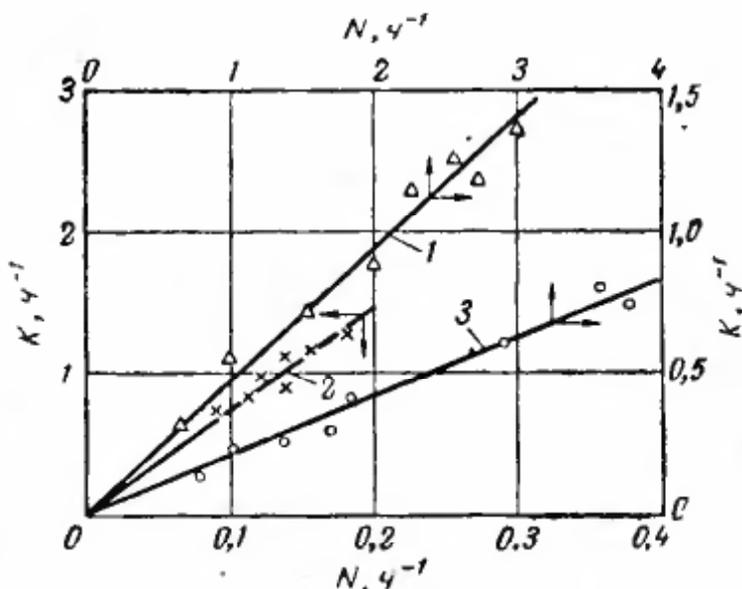


Рис. II-16. Зависимость между коэффициентом сушки  $K$  и скоростью сушки  $N$  различных материалов:

1 — картофель; 2 — гипс; 3 — морковь.

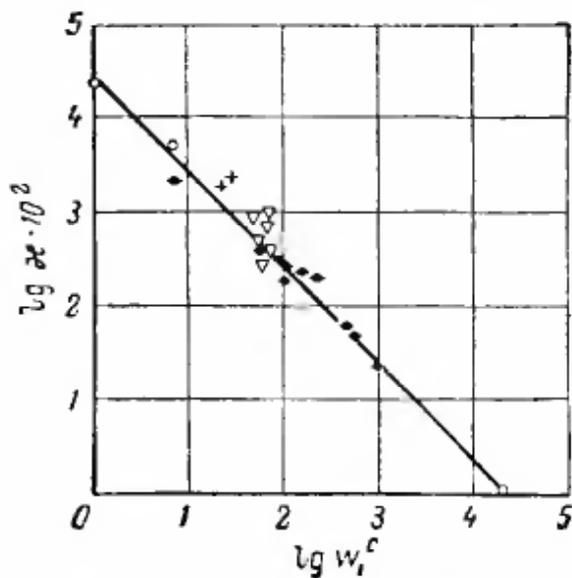


Рис. II-17. Зависимость между относительным коэффициентом сушки  $\alpha$  и начальным влагосодержанием  $w_1^c$  различных материалов.

Если процесс сушки протекает в периодах постоянной и падающей скоростей, то общая длительность сушки равна:

$$\tau = \tau I + \tau II = \frac{w_1^c - w_{кр.}^c}{NI} + \frac{2,3}{\kappa N II} \lg \left( \frac{w_{кр.}^c - w_p^c}{w_2^c - w_p^c} \right) \varphi \quad (II-86)$$

где  $NI$  и  $NII$  — постоянная скорость сушки соответственно для первого и второго периодов,  $\varphi^{-1}$ .

Для параллельного движения материала и агента сушки имеем

$$NI = \frac{\text{Па} \frac{t_1 - t_k}{\ln \frac{t_1 - t_M}{t_k - t_M}}}{r \gamma_0 R_V} \varphi^{-1} \quad NII = \frac{\text{Па} \frac{t_k - t_2}{\ln \frac{t_k - t_M}{t_2 - t_M}}}{r \gamma_0 R_V} \varphi^{-1}$$

где  $t_k$  — температура агента сушки, соответствующая критической влажности и определяемая с помощью  $I-d$ -диаграммы (см. рис. II-13) или аналитически.

Если коэффициенты сушки определялись из опытов на промышленных установках с переменным режимом сушки, то можно принять  $NI \cong NII$  и рассчитать эту величину по средним температурам:

$$N \cong NI \cong NII = \frac{\text{Па} \Delta t_{\text{ср.}}}{r \gamma_0 R_V} \varphi^{-1}$$

[ $\Delta t_{\text{ср.}}$  определяют по уравнению (II-54)].

По методике Г. К. Филоненко [98] вводят коэффициент приведенной скорости сушки  $\psi$ , равный:

$$\psi = \frac{dw}{d\tau} : \left( \frac{dw}{d\tau} \right)_n \quad (\text{при } 0 \leq \psi \leq 1) \quad (II-87)$$

Этот коэффициент определяют экспериментально. Многочисленные опыты по сушке конвективным и комбинированным методами в различных установках показали, что приведенный коэффициент сушки зависит от влагосодержания:

$$\psi = \frac{(w^c - w_p^c)^n}{A + B (w^c - w_p^c)^n} \quad (II-88)$$

где  $n, A, B$  — константы уравнения, определяемые экспериментально для данного материала и метода сушки.

Общая длительность сушки равна:

$$\tau = \frac{1}{N} \left[ \omega_1^c - \omega_2^c + A \int_{\omega_2^c}^{\omega_{кр.}^c} \frac{d\omega}{(\omega_2^c - \omega_p^c)^n} + B (\omega_{кр.}^c - \omega_2^c) \right] \cdot c \quad (II-89)$$

Зная длительность сушки  $\tau$ , определяют по уравнению (II-44) необходимую поверхность тепло- и массообмена  $F$  и заполнение сушилки  $G_3$ , а затем соответственно габариты сушильной камеры.

При сушке инфракрасными лучами используют основное расчетное уравнение (II-48) или уравнение

$$F = \frac{Q_n + Q_n}{q_n} \text{ м}^2 \quad (II-90)$$

где  $q_n$  — плотность теплового потока,  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

Очень часто температура излучающей поверхности во много раз превышает температуру поверхности материала ( $t_n \gg \vartheta_n$ ), поэтому температуру материала можно принять по средней величине и считать  $q_n = \text{const}$ . Если тепло подводится к высушиваемому материалу лученспусканием и конвекцией (комбинированная сушка), то в уравнение (II-48) необходимо подставить вместо  $\alpha$  сумму  $\alpha_k + \alpha_{л.}$  Коэффициент теплообмена лученспусканием  $\alpha_{л.}$  рассчитывают по уравнению (II-62).

### Приближенный расчет по средней интенсивности сушки

Для оценки интенсивности испарения влаги за весь процесс сушки иногда пользуются величиной, называемой обычно напряжением по влаге объема камеры или рабочей поверхности. Эта величина определяется количеством влаги, испаряемой за весь процесс, отнесенным к единице времени и единице площади или объема.

Если испарение влаги происходит во всем объеме сушильной камеры, среднюю интенсивность сушки (напряжение по влаге) относят к  $1 \text{ м}^3$  рабочего объема аппарата (в барабанных, распылительных, шахтных и других сушилках) и обозначают  $A_V$  [в  $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ ]. Если испарение влаги происходит в небольшом слое материала или с поверхности тонкого листового материала, напряжение по влаге относят к  $1 \text{ м}^2$  условной поверхности  $A_F$  [в  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ]. Например, для ленточных и камерных с лотками сушилок количество испаряемой влаги относят к площади сетки, а при сушке бумаги в цилиндрических сушилках или пасты на вальцовых (кондуктивная сушка) — к обогреваемой рабочей или полной поверхности. При сушке инфракрасными лучами это количество относят к площади

облучаемой поверхности:

$$A_F = \frac{W}{F\tau} \quad \text{и} \quad A_V = \frac{W}{V_p\tau} \quad (\text{II-91})$$

где  $\tau$  — длительность сушки, ч;  
 $F$  — условная рабочая поверхность, м<sup>2</sup>;  
 $V_p$  — рабочий объем сушильной камеры, м<sup>3</sup>.

Приближенная зависимость между напряжением объема камеры по испаряемой влаге  $A_V$  и объемным коэффициентом теплообмена имеет вид:

$$A_V \approx \frac{\alpha_V \Delta t_{cp}}{r} \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) \quad (\text{II-92})$$

Объемное или поверхностное напряжение по влаге зависит от молекулярной структуры тела, его влажности, температуры агента сушки, дисперсности материала, гидродинамических условий в сушильной камере и т. д.

Напряжение по влаге обычно находят по средним данным эксплуатации промышленных установок. При расчете новых сушилок с помощью  $A_F$  или  $A_V$  для одного и того же материала необходимо, чтобы гидродинамические, температурные и другие условия были такими же, при которых определялись напряжения по влаге. Если напряжение по влаге найдено на модельных установках, то при расчетах промышленных сушилок необходимо вносить соответствующие поправки на изменение режимов сушки, дисперсности материала, равномерности распределения агента сушки и материала, на степень использования рабочего объема камеры и т. д.

Рабочая поверхность высушиваемого материала равна:

$$F = \frac{W}{A_F} \text{ м}^2 \quad (\text{II-93})$$

Рабочий объем сушильной камеры:

$$V_p = \frac{W}{A_V} \text{ м}^3 \quad (\text{II-94})$$

**Сушилки периодического действия.** Сложность расчета таких сушилок обычно обусловлена тем, что процесс сушки протекает при переменном режиме. Причем в зависимости от места нахождения материала в камере иногда также различны условия сушки. Переменный режим сушки получается потому, что непрерывно во времени изменяются влажность и температура отработанных газов. Такие сушилки целесообразно рассчитывать, используя опытные значения длительности сушки по уравнению (II-44). Расход же агента сушки обычно определяют исходя из создания необходимых гидродинамических условий в камере (например, скорость прохождения газа через слой в камерной сушилке, скорость кипения в сушилках КС и др.), т. е.:

$$F = \tau F_q \text{ м}^2; \quad V = 3600 uF \text{ м}^3/\text{ч}$$

Зная  $V$  и начальную температуру сушки, определяют расход тепла (часовой и за один цикл сушки).

## Последовательность расчета сушилки

1. По требуемой производительности составляют материальный баланс сушилки с определением часового количества испаряемой влаги по зонам, сухого продукта и т. д.

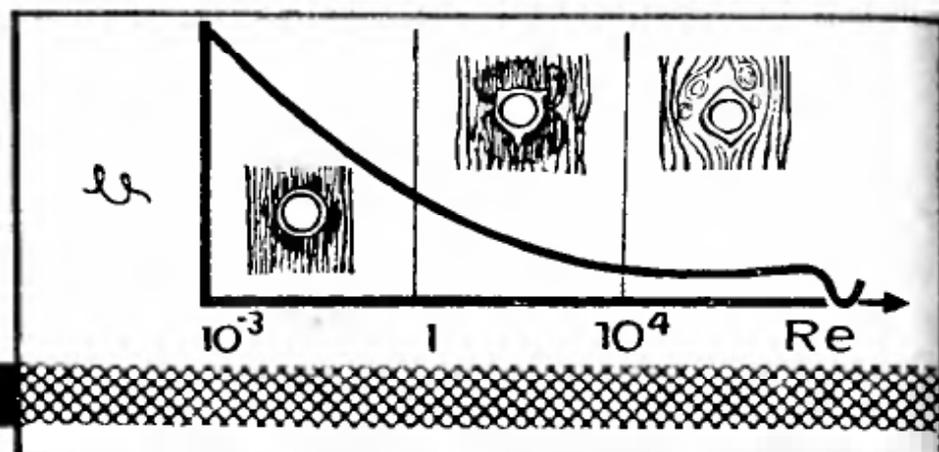
2. Составляют тепловой баланс сушилки с определением расхода тепла, топлива, пара, сушильного агента и т. д. При высокотемпературной сушке ( $t \geq 300^\circ \text{C}$ ) расчет сушилки проводят для зимних условий по средним данным наиболее холодного месяца года. При низкотемпературной сушке тепловой баланс сушилки составляют для зимних и летних условий. Расход топлива принимают по зимним условиям. Расчет расхода воздуха и соответственно выбор вентиляционного оборудования выполняют на основании тепловых балансов, составленных для летних условий, так как летом влагосодержание наружного воздуха значительно выше, чем зимой, поэтому увеличивается его расход на сушку.

3. Исходя из заданного режима сушки и расходов агента сушки, определяют необходимую поверхность тепло- и массообмена материала, обеспечивающую заданную производительность сушилки.

По величине поверхности тепло- и массообмена находят габариты сушильной камеры. При расчете промышленных сушилок по экспериментальным данным, полученным на модельной установке, необходимо уделять большое внимание возможности гидродинамического и теплового моделирования. В некоторых случаях вводят поправочные коэффициенты на равномерность распределения материала и агента сушки по поверхности или объему сушильной камеры, на равномерность распределения материала в агенте сушки и т. д. Например, в сушилках с кипящим слоем малых размеров (диаметром до 300 мм) получают более близкое к идеальному перемешивание (без застойных зон), чем в промышленных сушилках диаметром до 5 м. Этим объясняется то, что на модельных установках можно использовать без перегрева материала более высокие начальные температуры агента сушки по сравнению с температурами в промышленных установках. В малых распылительных сушилках возможно лучшее распределение диспергированного материала и агента сушки, чем в промышленных аппаратах, поэтому объемные коэффициенты теплообмена в первом случае более высокие и т. д.

4. Рассчитывают вспомогательное оборудование установки (пылеулавливающие устройства, топки, калориферы), подбирают вентиляционные устройства и т. д.

В конце расчета определяют удельные расходы тепла, электроэнергии, газов и т. д. и составляют технико-экономические показатели установки.



### ГИДРОДИНАМИКА ДВУХФАЗНОГО ПОТОКА

**Д**ля конвективного и комбинированных способов сушки характерны определенные условия взаимодействия газового потока и материала, обуславливающие протекание процесса. В зависимости от режимов взаимодействия газового потока с материалом сушильные установки можно разделить на следующие группы:

сушилки, в которых процесс сушки протекает при омывании потоком газа спокойного слоя материала или изделия. Для зернистых материалов газовый поток может проходить вдоль слоя материала или через него (фильтрация);

сушилки, работающие в режимах, обеспечивающих полувзвешенное или пульсирующее состояние слоя зернистого материала;

распылительные и пневматические сушилки, в которых сушка дисперсных материалов производится во взвешенном состоянии.

При прохождении газового потока через слой дисперсного материала возникают силы давления потока (сопротивления слоя), которые возрастают по мере увеличения его скорости. В области скоростей газа, при которых сила давления меньше силы тяжести слоя материала, последний остается в спокойном состоянии. Твердые частицы находятся в тесном соприкосновении друг с другом, расстояния между ними и объем слоя остаются постоянными. С повышением скорости газового потока, когда сила давления становится равной силе тяжести слоя материала, он приобретает новые свойства и находится в полувзвешенном состоянии. В этом случае объем слоя несколько увеличивается, частицы движутся в определенных пределах объема. Частицы материала находятся в полувзвешенном (кипящем) состоянии в довольно широком диапазоне изменения скорости газового потока. При дальнейшем по-

вышении скорости газов (взвешенное состояние) начинается унос частиц из слоя (пневмотранспорт). Таким образом, исходя из гидродинамических условий процесса, можно считать, что имеются две области устойчивого состояния материала: в спокойном слое и при пневмотранспорте. Полузвешенное состояние (кипящий слой) является переходной гидродинамической областью с неустойчивыми режимами движения частиц материала. Поэтому изучение закономерностей поведения слоя в полузвешенном состоянии наиболее сложно.

На рис. III-1 схематично показано изменение сопротивления, высоты и порозности слоя материала в зависимости от скорости газового потока. Гидравлическое сопротивление слоя  $\Delta p$  с увеличением скорости газа возрастает по степенному закону.

При определенной скорости газа, называемой критической, слой разбухает и переходит в псевдооживенное состояние. Область скоростей от  $u = 0$  до  $u = u_{кр}$  является областью спокойного слоя (I). Порозность  $\varepsilon$  и высота слоя  $h$  остаются постоянными. С дальнейшим увеличением скорости газа сопротивление слоя практически не изменяется и приближенно равно его весу (нагрузке, в  $кгс/м^2$ ). В случае повышения скорости на границе спокойного и псевдооживенного слоев наблюдается скачок гидравлического сопротивления, при уменьшении же скорости воздуха, т. е. при переходе от полузвешенного состояния к спокойному, такого скачка не наблюдается (гистерезис). Явление гистерезиса можно объяснить тем, что для

приведения частиц в движение необходимо затратить дополнительную энергию на преодоление поверхностных сил сцепления. Величина скачка зависит от размеров частиц, их укладки и состояния поверхности. Несколько меньшее значение гидравлического сопротивления слоя в области I при уменьшении скорости объясняется, вероятно, более рациональной укладкой слоя полидисперсного материала. В области псевдооживления II порозность и высота слоя непрерывно увеличиваются; обычно в практических условиях значение порозности  $\varepsilon$  в этой области изменяется в пределах 0,55—0,75. Переходное состояние от псевдооживления к пневмотранспорту ( $\varepsilon = 0,9$  и выше) иногда называют разбавленной фазой.

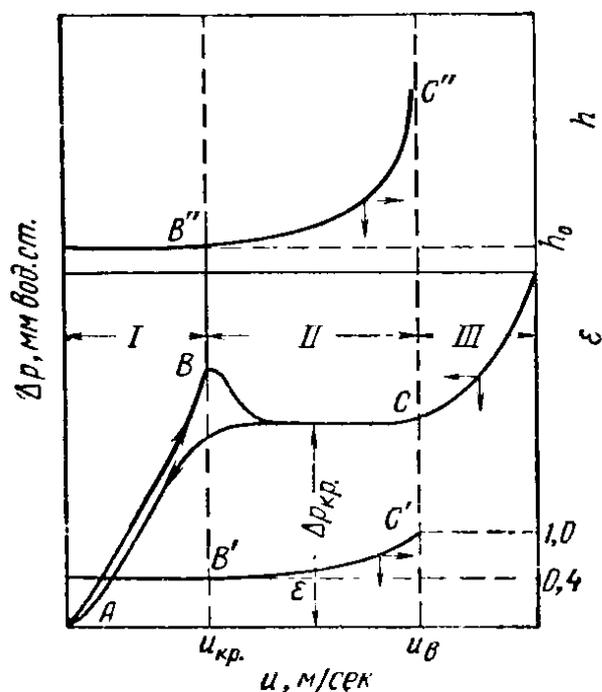


Рис. III-1. Зависимость гидравлического сопротивления слоя  $\Delta p$ , порозности  $\varepsilon$  и высоты слоя  $h$  от скорости газов  $u$ :

I — область спокойного слоя; II — область псевдооживления; III — область пневмотранспорта.

При скорости газа, превышающей скорость витания частиц ( $u_{в}$ , в м/сек), начинается область пневмотранспорта (III), в которой гидравлическое сопротивление слоя непрерывно повышается, а высота его может быть неограниченно большой.

### НЕПОДВИЖНЫЙ СЛОЙ ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ

Важнейшими характеристиками слоя материала являются его порозность и концентрация.

Суммарный объем твердых частиц, составляющих неподвижный слой, меньше объема самого слоя, часть которого составляют пустоты между частицами. Величина, характеризующая объем пустот, называется порозностью слоя  $\epsilon$ :

$$\epsilon_0 = 1 - \frac{\gamma_n}{\gamma_{ч}} \quad (III-1)$$

где  $\epsilon_0$  — порозность спокойного слоя;  
 $\gamma_n$  и  $\gamma_{ч}$  — соответственно кажущаяся плотность слоя материала и плотность частиц, кг/м<sup>3</sup>.

Порозность монодисперсных шарообразных частиц не зависит от их диаметра и определяется укладкой шариков; теоретически она может изменяться от 0,259 до 0,476. Для полидисперсных шарообразных частиц порозность слоя может быть меньше 0,259 и более 0,476.

Концентрация  $\mu$  характеризует объем твердого материала, содержащегося в слое:

$$\mu = 1 - \epsilon_0 = \frac{\gamma_n}{\gamma_{ч}} \quad (III-2)$$

Поверхность твердых шарообразных частиц одинакового диаметра в единице слоя объема равна:

$$f = \frac{6(1 - \epsilon_0)}{\delta} \text{ м}^2/\text{м}^3 \quad (III-3)$$

где  $\delta$  — диаметр шарообразных частиц, м.

Ниже приведены значения порозности слоя частиц различных материалов:

Материал	$\epsilon_0$
Безводный Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> . . . . .	0,37—0,44
Уголь . . . . .	0,41
Кубики (сторона 0,56 мм) . . . . .	0,34—0,45
Цилиндры	
$d = 9,5 \text{ мм}, l = 19 \text{ мм}$ . . . . .	0,43—0,48
$d = 12,7 \text{ мм}, l = 12,7 \text{ мм}$ . . . . .	0,36—0,41
Порошок (широкие границы размеров частиц)	0,20
	(нижний предел)
Размолотый кварц (5,2—6,0 мм) . . . . .	0,46

Песок речной	
грубый . . . . .	0,36—0,44
тонкий . . . . .	0,40—0,48
Порошок силикагеля (2—30 мк) . . . . .	0,37—0,49
Графитовый порошок (2—30 мк) . . . . .	0,57—0,66
Шары одинакового размера . . . . .	0,35—0,42

В свободном объеме слоя имеются извилистые каналы. Если под гидравлическим радиусом канала  $r$  понимать отношение свободного объема слоя к его поверхности в единице объема, то:

$$r = \frac{\varepsilon_0 \delta}{6(1 - \varepsilon_0)}$$

Тогда эквивалентный диаметр сложного сечения  $\delta_3$  будет равен учетверенному гидравлическому радиусу:

$$\delta_3 = 4r = \frac{2}{3} \delta \frac{\varepsilon_0}{1 - \varepsilon_0}$$

Движение газа через слой материала характеризуется периодическими сужениями и расширениями зазоров между частицами. Характер движения газа зависит от фракционного состава материала, состояния поверхности частиц и их укладки, порозности слоя и физических параметров газа.

Обычно объем газового потока относят ко всему сечению аппарата или к свободному объему слоя материала. В первом случае получаем условную скорость газа  $u_0$ , во втором — истинную:

$$u_n = \frac{u_0}{\varepsilon_0} \text{ м/сек} \quad (\text{III-4})$$

Сила давления (сопротивления) слоя материала зависит от гидродинамического течения газа, укладки частиц и их размера. Следует отметить, что сила давления слоя значительно отличается от силы давления одиночно обтекаемой газом частицы. Давление на сферу при групповой упаковке увеличивается на один и даже на два порядка по сравнению с давлением на одиночную сферу при той же скорости потока [89].

Для ламинарного потока через слой шарообразных частиц М. Лева [31] рекомендует определять перепад давления по уравнению:

$$\Delta p = 200 \frac{u_0 H \mu (1 - \varepsilon_0)^2}{\delta^2 \varepsilon_0^3} \quad (\text{III-5})$$

где  $H$  — высота слоя материала, м;  
 $\mu$  — коэффициент динамической вязкости, кгс·сек/м<sup>2</sup>;  
 $\delta$  — диаметр частиц, м.

Уравнение (III-5) для произвольной частицы имеет вид:

$$\Delta p = 200 \frac{u_0 H \mu (1 - \varepsilon_0)^2}{\delta^2 \psi^2 \varepsilon_0^3} \text{ кгс/м}^2 \quad (\text{III-6})$$

для развитого турбулентного потока

$$\Delta p = \frac{3,6HG^{1,9}\mu^{0,1}(1-\varepsilon_0)^{1,1}}{\delta^{1,1}\psi^{1,1}\gamma_r\varepsilon_0^3} \text{ кгс/м}^2 \quad (\text{III-7})$$

где  $G$  — массовая скорость газа,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;

$\gamma_r$  — плотность газа,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\psi$  — гидродинамический фактор формы, учитывающий изменение сопротивления слоя частиц неправильной формы по сравнению со слоем сферических частиц.

Л. А. Акопян и А. Г. Касаткин [2] исследовали гидравлическое сопротивление слоя, составленного из шариков подшипников. Были получены следующие соотношения для коэффициента сопротивления  $\xi$ :

$$\xi = \frac{20}{\text{Re}} \quad \text{при} \quad \text{Re} \leq 35 \quad (\text{III-8})$$

$$\xi = \frac{11,6}{\sqrt[4]{\text{Re}}} \quad \text{при} \quad 70 \leq \text{Re} \leq 7000 \quad (\text{III-9})$$

Тогда гидравлическое сопротивление слоя равно:

$$\frac{\Delta p}{H} = \xi \frac{1}{\delta} \cdot \frac{(u_0^2 \gamma \psi)}{2} \cdot \frac{(1-\varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \quad (\text{III-10})$$

М. А. Аэров [4] на основании обработки экспериментальных данных различных авторов получил:

$$\frac{\Delta p}{H} = \frac{\gamma u_0^2}{2g} \cdot \frac{f}{\varepsilon_0^3} \xi \quad (\text{III-11})$$

где  $f$  — поверхность частиц в единице объема слоя,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

Коэффициент сопротивления определяется из уравнения:

$$\xi = \frac{8k}{\text{Re}'} + k_n$$

Здесь  $\text{Re}'$  — видоизмененный критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}' = \frac{2u_0\delta}{3(1-\varepsilon_0)\nu}$$

Ниже приведены значения коэффициентов  $k$  и  $k_n$ :

Элементы слоя	$k$	$k_n$
Шары . . . . .	4,55 (± 50%)	0,45 (± 20%)
Тела регулярной формы (не сфериды) . . . . .	4,7 (± 20%)	0,585 (± 30%)
Округлые частицы с гладкой поверхностью . . . . .	4,8	0,585 (± 25%)
Округлые и цилиндрические частицы с шероховатой поверхностью . . . . .	5,0	0,75 (± 33%)

С. Эрган [108] предложил следующее соотношение для определения гидравлического сопротивления:

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \cdot \frac{u_0 \mu}{\delta^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3} \cdot \frac{\gamma u_0^2}{\delta} \quad (\text{III-12})$$

Это уравнение наиболее простое, им можно с достаточной точностью пользоваться при ламинарном и турбулентном режимах течения газа.

Приведенные уравнения позволяют рассчитать гидравлическое сопротивление слоя. Для неподвижного слоя шарообразных частиц порозность  $\varepsilon_0$  принимают равной 0,4, для подвижного плотного слоя (например, в шахтной сушилке)  $\varepsilon_0$  может быть принята равной 0,5.

### ГИДРОДИНАМИКА КИПЯЩЕГО СЛОЯ

Кипящий слой возникает при определенной скорости газа, значение которой зависит от физических свойств газа, а также от величины, формы и физических свойств частиц. Свойства кипящего слоя, определяющие характер течения газа через слой и движение частиц в нем (гидродинамику слоя), называются динамическими свойствами слоя.

Картину кипящего слоя можно представить следующим образом. По мере роста скорости газа увеличивается давление на частицу, и при определенном давлении она выталкивается из слоя. Вследствие уменьшения скорости газа и увеличения расстояния между частицами давление на частицу снижается и она возвращается в слой; это обуславливает наличие устойчивой поверхности слоя. Такое циклическое неустановившееся движение группы частиц создает кипящий слой, для которого характерно увеличение объема и порозности.

Различают следующие стадии кипящего слоя: начало псевдооживления — вспученный слой [5, 46], бурное кипение и разбавленная фаза, когда скорость газов приближается к скорости витания частиц.

В стадии вспучивания слой незначительно разбухает, и частицы практически не перемещаются друг относительно друга в вертикальной плоскости (в направлении потока газа). В горизонтальной плоскости слой перемещается сплошной массой, подобно течению вязкой жидкости. Поверхность слоя — ровная, и «взрывов» не наблюдается.

При дальнейшем повышении скорости газа в слое могут образовываться каналы, пузыри, что приводит к неоднородности локальной порозности слоя и соответственно скоростей газа; такой слой называют неоднородным кипящим слоем. На практике в большинстве случаев наблюдается неоднородный кипящий слой.

Однородный кипящий слой характеризуется одинаковой концентрацией частиц в любой точке слоя. Такое состояние обычно достигается при псевдооживлении капельной жидкостью твердых частиц, одинаковых по форме и размеру. При малых размерах (диаметре) решетки наблюдается так называемый поршневой режим кипящего слоя, когда весь слой поднимается и затем рассыпается, с падением частиц вниз, на решетку. Для промышленных установок такой режим не имеет практического значения.

При больших размерах решетки слой несколько разбухает и наблюдаются отдельные «взрывы» фонтанов (пузырей), причем место взрывов непрерывно меняется, если распределение газа по сечению решетки равномерное. Это явление «блуждающих фонтанов» объясняется тем, что в месте прорыва газа образуется область пониженного давления, куда со значительной скоростью устремляются частицы материала; имея дополнительный запас энергии, они как бы перекрывают выход газа. В слое тонкодисперсных материалов с малой плотностью частиц и плохой сыпучестью места прорыва газа не заполняются частицами и образуются постоянные каналы со сквозным проходом газа.

Для второй стадии кипящего слоя характерно то, что давление газа под решеткой пульсирует с определенными периодом и амплитудой. С увеличением площади решетки период пульсации сокращается вследствие роста количества локальных прорывов газа.

Все перечисленные выше свойства кипящего слоя позволяют характеризовать его как неустановившийся гидродинамический режим.

**Критическая скорость.** В настоящее время проведено много исследований по определению величины критической скорости и предложено более тридцати различных уравнений. Однако пока еще нет объективной оценки для определения критической скорости, вернее, границы перехода от неподвижного слоя к кипящему. Кроме того, граница перехода не обязательно должна иметь скачкообразный характер. Критическая скорость зависит от полидисперсности материала и состояния поверхности частиц, которые, несомненно, отличались в опытах отдельных авторов. Но основной причиной расхождения результатов различных работ является, очевидно, то, что для неустановившихся гидродинамических режимов практически очень трудно определить критическую скорость с хорошей воспроизводимостью даже на одном и том же материале.

Существуют два основных направления в определении критической скорости кипения. Последователи первого — И. М. Федоров [95] и Я. Беранек [5] исходят из решения уравнения равновесия сил, приложенных к частице, обтекаемой потоком газов. Второе направление, которого придерживаются М. Лева [31], Л. А. Акопян, А. Г. Касаткин [2] и О. М. Тодес [93], основано на совместном решении уравнений фильтрации слоя материала

его гидравлического сопротивления. По обоим методам расчетные формулы находят опытным путем.

На практике критическую скорость определяют построением в логарифмических координатах зависимости гидравлического сопротивления от скорости. Принимают, что точка перегиба кривой соответствует критической скорости, или минимальной скорости газа, при которой сопротивление слоя равно его весу. Иногда эту величину определяют по пересечению прямых, проведенных через кривую  $\Delta p = f(u)$  на отрезках, соответствующих стадиям спокойного и кипящего слоя.

Известно, что кипящий слой обладает многими свойствами вязкой жидкости, одно из которых — способность материала перемещаться по горизонтальной плоскости к месту его стока.

Для любого сыпучего материала характерен определенный угол естественного откоса. При прохождении газа через слой материала угол естественного откоса уменьшается с увеличением скорости и становится равным нулю, когда слой переходит в псевдооживленное состояние. Поэтому границу перехода от спокойного слоя к кипящему можно найти по изменению угла естественного откоса.

В результате опытов, проведенных с разными материалами, И. М. Федоров [95] получил зависимость для определения скорости газового потока, обеспечивающей интенсивное перемешивание кипящего слоя:

$$Re = 0,19Fe^{1,56} \quad 40 \leq Fe \leq 200 \quad (III-13)$$

где  $Fe$  — критерий Федорова (Кирпичева).

Уравнение (III-13) может быть записано в виде:

$$Re = 0,22Ar^{0,52} \quad (III-14)$$

Критическая скорость, рассчитанная на основании равенства сопротивления слоя его весу, определяется из соотношения:

для ламинарного режима ( $Re < 35$ )

$$Re_k = 0,009\psi'Ar \quad (III-15)$$

для турбулентного режима ( $70 \leq Re \leq 7000$ )

$$Re_k = 0,367\psi'Ar^{0,57} \quad (III-16)$$

Здесь  $Re_k = u_{кр} \delta / \nu$  — критерий Рейнольдса при критической скорости  $u_{кр}$ :

$$\psi' = \frac{\epsilon_0^3}{\psi(1 - \epsilon_0)}$$

где  $\psi$  — фактор формы.

М. Лева [31] предложил для определения массовой критической скорости следующее соотношение:

$$(\gamma u) = 0,00923\delta^{1,32} \frac{[\gamma_r(\gamma_m - \gamma_r)]^{0,94}}{\mu^{0,84}} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{сек)} \quad (III-17)$$

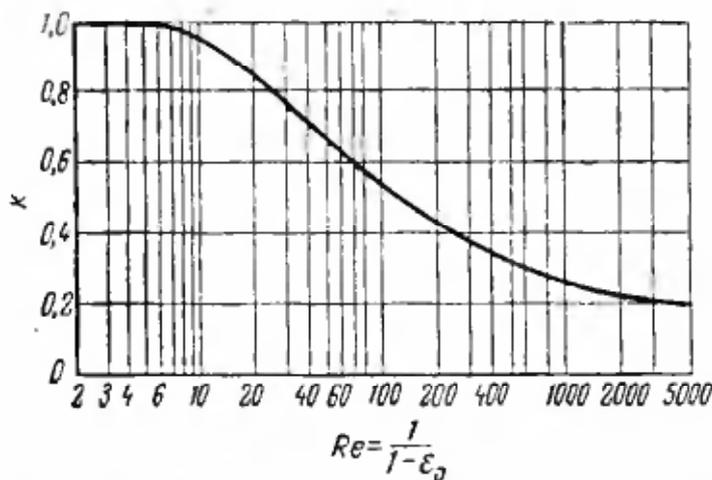


Рис. III-2. Зависимость поправочного коэффициента  $k$  от критерия Рейнольдса [для уравнения (III-17) при  $Re > 10$ ].

размер его частиц определять по формуле:

$$\delta_3 = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\delta_i}}$$

Приближенный расчет критической скорости кипения проводят по номограмме (рис. III-3).

Для беспорядочной засыпки при  $\epsilon_0 = 0,4$  О. М. Тодес [76] получил соотношение:

$$Re = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}} \quad (III-18)$$

Сравнивая величины критической скорости кипения, рассчитанные по различным уравнениям, П. Г. Романков [76] пришел к выводу, что наиболее близкие к действительным значения получаются по уравнениям (III-13) и (III-18).

Попытки многих авторов [5,122] связать критическую скорость со скоростью витания также пока не дали однозначного решения, вероятно, по причинам, указанным выше. Ниже приведены наиболее распространенные уравнения:

для мелких частиц при малых числах  $Ar$

$$\frac{u_v}{u_{кр.}} \approx 78$$

для крупных частиц при больших числах  $Ar$

$$\frac{u_v}{u_{кр.}} \approx 8,7$$

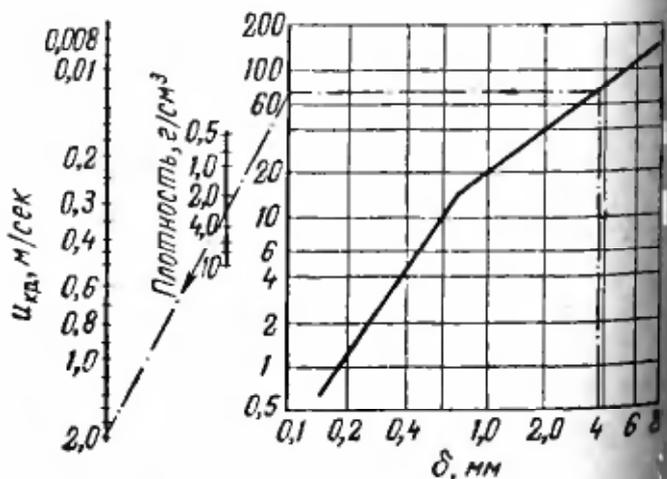


Рис. III-3. Номограмма для определения приближенного значения скорости кипения  $u_{кр.}$  ( $\delta$  — диаметр частиц).

А. Д. Гольцикер и В. Е. Бабенко получили уравнение для расчета  $u_{кр}/u_B$  в широком диапазоне скоростей:

$$\frac{u_{кр.}}{u_B} = 0,1175 - \frac{0,1046}{1 + 0,00373Ar^{0,5}} \quad (III-19)$$

Более полное совпадение с экспериментальными данными [76] получено при

$$\frac{u_{кр.}}{u_B} = 0,1175 - \frac{0,1046}{1 + 0,00373Ar^{0,6}} \quad (III-20)$$

подстановке в это уравнение  $Ar^{0,6}$ . На рис. III-4 приведена зависимость  $u_{кр.}/u_B$  от  $Ar$  по уравнению (III-20) и уравнению Беранека [5]. На графике нанесены экспериментальные данные, полученные рядом исследователей и обработанные П. Г. Романковым. Из рисунка видно, что при построении по уравнению (III-20) достигается лучшее совпадение с экспериментальными данными.

**Гидравлическое сопротивление кипящего слоя.** Сопротивление слоя практически мало изменяется в широком диапазоне скоростей кипения. В практических расчетах промышленных аппаратов можно исходить из того, что сопротивление слоя равно нагрузке материала на  $1 \text{ м}^2$  решетки:

$$\Delta p = H_0 (1 - \varepsilon_0) \gamma_M g \text{ кгс/м}^2 \quad (III-21)$$

или

$$\Delta p = H_0 \gamma_{нг} g \text{ кгс/м}^2 \quad (III-22)$$

где  $H_0$  — высота спокойного слоя, м;  
 $\gamma_M$  — истинная плотность материала,  $\text{кг/м}^3$ ;  
 $\gamma_{нг}$  — кажущаяся плотность,  $\text{кг/м}^3$ .

**Стадия кипения.** В зависимости от скорости кипения изменяются порозность и высота слоя, характер движения частиц и их перемешивание и т. д. Качественно можно представить три стадии кипения, резко отличающиеся друг от друга гидродинамическими условиями.

Для количественной оценки стадии кипения предложено несколько способов. Несомненно, ее можно было бы оценить изменением порозности слоя  $\varepsilon/\varepsilon_0$  или отношением высоты кипящего слоя к спокойному  $H/H_0$ . Однако эти величины практически очень трудно замерить ввиду больших пульсаций слоя. Функции

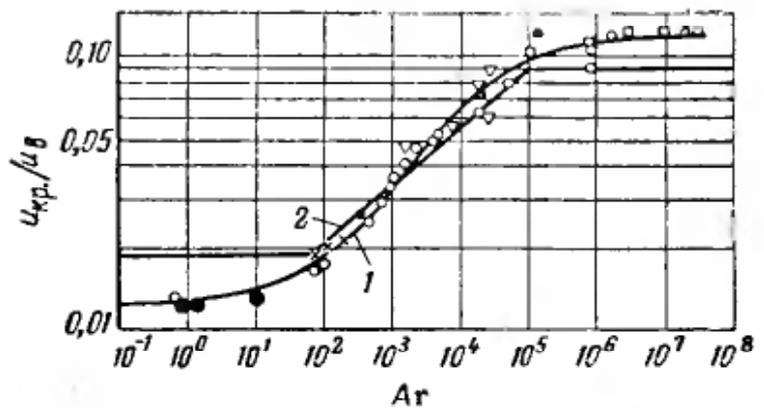


Рис. III-4. Зависимость  $u_{кр.}/u_B$  от критерия Архимеда, построенная по разным уравнениям:

1 — по уравнению (III-20); 2 — по уравнению Беранека [5].

$\varepsilon = f(u)$  и  $H = \varphi(u)$  резко изменяются с изменением скорости газа  $u$ , что вызывает большие трудности в определении точных зависимостей.

Степень кипения характеризуется отношением действительного гидравлического сопротивления к теоретическому  $\Delta p/\Delta p_m$ . Если величина этого отношения меньше единицы, следовательно, имеются проскоки газа в слое или не весь материал находится во взвешенном состоянии. Однако величина отношения  $\Delta p/\Delta p_m$  меняется очень незначительно, что при оценке стадии псевдооживления приводит к большим погрешностям.

Н. А. Шахова и др. [102] предложили оценивать стадию кипения отношением скорости газового потока к критической скорости кипения  $u/u_{кр.}$  или отношением числа Рейнольдса при данной скорости газового потока к критическому значению  $Re/Re_{кр.}$ . Это отношение называется числом псевдооживления  $N$ . В действующих установках величина  $N$  изменяется от 0,8 до 5. Значение 0,8 относится к стадии вспученного слоя, когда материал хорошо перемещается только по наклонной решетке, так как угол его естественного откоса не равен нулю. Однако число псевдооживления недостаточно точно отражает действительные гидродинамические условия кипящего слоя, так как значение  $Re_{кр.}$  обусловлено, например, состоянием поверхности частиц, начальной высотой слоя и т. д.

Мы рекомендуем оценивать стадию кипения отношением критерия Рейнольдса при скорости псевдооживления к критерию Рейнольдса при скорости витания частиц [46, 50]:

$$K = \frac{R}{Re_v} \approx \frac{u}{u_v}$$

К такому же выводу пришли Я. Беранек и Э. Сокол [5]. Скорость витания для данных условий и материала имеет вполне определенное и постоянное значение, поэтому величина  $K$  должна достаточно точно отражать действительные гидродинамические условия в слое материала. При  $K \geq 1$  кипящий слой перестает существовать и создаются условия для выноса материала из аппарата.

**Порозность и высота слоя.** Порозность неодинакова по высоте слоя, поэтому вводят понятие средней и локальной порозности слоя. Локальная порозность изменяется и в направлении движения материала вдоль решетки для неоднородных слоев.

Для определения средней порозности слоя в зависимости от скорости кипения можно пользоваться отношением [5, 76]:

$$\varepsilon = \left( \frac{18Re + 0,36Re^2}{Ag} \right)^{0,21} \quad (III-23)$$

При  $\varepsilon = 1$ , когда начинается вынос частиц, имеем:

$$Re_v = \frac{Ag}{18 + 0,6\sqrt{Ag}} \quad (III-24)$$

Локальные изменения порозности слоя изучались П. Беккером [105].

По данным [5], кипящий слой состоит из трех зон. Первая, прилегающая к решетке, называется зоной гидродинамической стабилизации и характеризуется уменьшением порозности по мере удаления от решетки. Для второй зоны характерна постоянная порозность. В третьей зоне концентрация частиц уменьшается. Зона стабилизации тем больше, чем меньше скорость газа. По данным Н. И. Сыромятникова [91], концентрация частиц по высоте слоя изменяется по экспоненциальному закону. Большинство опытных данных подтверждает существование зоны стабилизации. Однако определенную закономерность изменения локальной порозности установить очень трудно, что объясняется влиянием на характер ее изменения конструкции газораспределительной решетки, величины и плотности частиц и т. д.

На рис. III-5 и III-6 показана зависимость средней порозности и высоты кипящего слоя от числа псевдооживления. Из графиков видно, что при ламинарном режиме порозность и высота кипящего слоя увеличиваются значительно медленнее, чем при турбулентном.

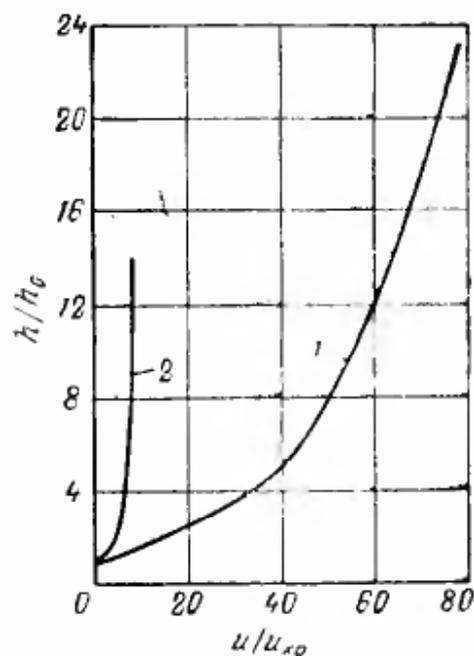


Рис. III-6. Расширение кипящего слоя  $h/h_0$  в зависимости от числа  $u/u_{кр}$ :

1 — ламинарный режим; 2 — турбулентный режим.

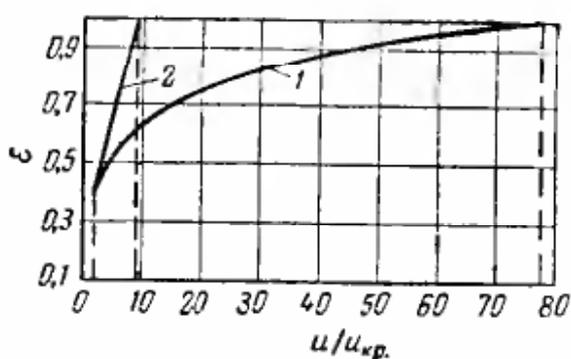


Рис. III-5. График зависимости порозности  $\epsilon$  от числа псевдооживления  $u/u_{кр}$ :

1 — ламинарный режим; 2 — турбулентный режим.

**Вязкость кипящего слоя.** Кипящий слой по аналогии с капельной жидкостью характеризуют вязкостью. Вязкость кипящего слоя может определяться крутящим моментом, необходимым для вращения лопасти, помещенной в слой [76, 122]. По вязкости слоя оценивают его текучесть и перемещение по решетке и, следовательно, пропускную способность аппарата.

Экспериментальное определение вязкости кипящего слоя (13, 121, 122) показывает, что она резко уменьшается с повышением скорости газа и соответствующим увеличением высоты слоя. При достаточно больших скоростях газа вязкость кипящего слоя составляет несколько сантипуаз. Вязкость зависит от размеров частиц: с их увеличением она возрастает. При добавлении мелких

частиц вязкость кипящего слоя уменьшается, если же к мелким частицам добавляют крупные, вязкость мало изменяется. С увеличением плотности частиц вязкость повышается. Интересно отметить, что с повышением скорости газа вязкость слоя сначала несколько увеличивается [122], а затем уменьшается по закону экспоненты:

$$\mu = a \exp[-bu] \quad (\text{III-25})$$

где  $\mu$  — вязкость, *пз*;  
 $u$  — скорость газа, *м/сек*;  
 $a, b$  — константы уравнения.

### ГИДРОДИНАМИКА ПНЕВОТРАНСПОРТА

При падении в воздухе частицы с начальной скоростью  $u_0 = 0$  наблюдается следующая картина. Сначала скорость падения частицы увеличивается; одновременно возрастает сила давления потока на частицу. В определенный момент наступает равенство сил тяжести и давления, и частица падает с установившейся постоянной скоростью, называемой скоростью витания.

Скорость витания зависит от формы, величины и плотности частицы, физической характеристики среды и других факторов. Если газовый поток направлен вверх со скоростью, равной скорости витания, то при установившемся движении частицы будут находиться в покое относительно стенок канала, в котором проходит газовый поток. Если скорость газа больше скорости витания  $u_{\Gamma} > u_{\text{в}}$ , то при установившемся движении частицы поднимаются вверх со скоростью  $u_{\Gamma} - u_{\text{в}}$ . В нисходящем потоке газа скорость частиц равна  $u_{\Gamma} + u_{\text{в}}$ . Скорость движения частиц по отношению к газовому потоку при установившемся режиме равна скорости витания частиц и не зависит от направления газового потока и его скорости.

Для одиночной движущейся частицы можно написать следующее дифференциальное уравнение равновесия сил:

$$\frac{d(mu_a)}{d\tau} = \pm mg + \xi f \frac{\gamma_{\Gamma} u^2}{2g} \quad (\text{III-26})$$

где  $m$  — масса частицы, *кгс·сек<sup>2</sup>/м*;  
 $u_a$  и  $u$  — соответственно абсолютная и относительная скорость частицы, *м/сек*;  
 $\tau$  — время, *сек*;  
 $f$  — поверхность сопротивления (Миделево сечение), *м<sup>2</sup>*;  
 $\xi$  — коэффициент сопротивления;  
 $\gamma_{\Gamma}$  — удельный вес, *кгс/м<sup>3</sup>*.

В этом уравнении первый член соответствует количеству движения, второй — силе тяжести и последний — силе сопротивления. Знак перед  $mg$  зависит от направления газового потока; при нисходящем потоке он положительный, при восходящем — отрицательный.

Для шарообразной частицы уравнение (III-26) можно переписать в виде:

$$\frac{\pi}{6g} \cdot \frac{d(\gamma'_c \delta^3 u a)}{d\tau} = \pm \frac{\pi \delta^3}{6} (\gamma'_c - \gamma'_r) + \xi \frac{\pi \delta^2}{4} \cdot \frac{\gamma'_r u^2}{2g} \quad (\text{III-27})$$

где  $\gamma'_c$  и  $\gamma'_r$  — удельный вес соответственно частиц и газа, кгс/м<sup>3</sup>;  
 $\delta$  — диаметр частиц, м.

Решение уравнения (III-27) для неустановившегося движения затруднительно из-за изменения массы частиц и коэффициента сопротивления. При сушке влажных частиц масса их изменяется в значительной степени. Коэффициент сопротивления является величиной переменной [ $\xi = f(Re)$ ] и зависит от гидродинамического режима обтекания частицы потоком газа:

для ламинарного режима обтекания шарообразной частицы ( $Re \leq 2$ )

$$\xi = \frac{24}{Re} \quad (\text{III-28})$$

для переходного ( $2 \leq Re \leq 500$ )

$$\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}} \quad (\text{III-29})$$

для режима развитой турбулентности ( $500 \leq Re \leq 2 \cdot 10^5$ )

$$\xi = 0,4 \quad (\text{III-30})$$

Коэффициент сопротивления при стесненном движении группы частиц зависит от расстояния между ними [89]. Частицы, как правило, асимметричны, и поле давления потока неравномерно распределено по их поверхности. Поэтому возникает пара сил с определенным моментом количества движения и, как следствие, вращение частиц в газовом потоке. Для частиц неправильной формы установившееся движение наступает по приобретении частицей определенной угловой скорости. Для вращающейся шарообразной частицы коэффициент сопротивления иной, чем для невращающейся шарообразной частицы. На коэффициент сопротивления влияет также пульсация газового потока, которая, по мнению Д. Левиса [89], уменьшает его значение. При сушке поток массы от поверхности частицы изменяет гидродинамический пограничный слой и уменьшает коэффициент сопротивления.

Перечисленные факторы пока еще не могут быть достаточно точно количественно оценены, поэтому решение дифференциального уравнения движения одиночной частицы (III-26) затруднительно. Еще большие трудности возникают при решении уравнения движения группы частиц, когда необходимо учитывать их соударение и изменение при этом количества движения. Для полидисперсных систем задача значительно усложняется, так как

в зависимости от размера частиц скорости их различны. Отсюда видно, что динамика движения группы частиц отличается от движения одиночной частицы.

Исследования фракционного состава материала по высоте трубы при его пневмотранспорте в восходящем потоке показали, что значительной сепарации частиц не наблюдается. Не наблюдалось и резкого различия длительности пребывания в потоке частиц различной величины. Поэтому расчет пневмотранспорта применительно к отдельным фракциям материала, существующим как бы изолированно друг от друга, не может быть достоверным.

Для установившегося движения ( $du/d\tau = 0$ ) уравнение (III-27) имеет следующий вид:

$$\frac{\pi \delta^3}{6} (\gamma'_c - \gamma'_r) = \xi \frac{\pi}{8} \delta^2 \frac{\gamma'_r u_b^2}{g} \quad (III-31)$$

После замены  $\frac{\pi}{8} \xi = \xi'$  получим:

$$\frac{\pi \delta}{6} g (\gamma'_c - \gamma'_r) - \xi' \gamma'_r u_b^2 = 0 \quad (III-32)$$

Отсюда скорость витания

$$u_b = \sqrt{\frac{\pi \delta}{6} \cdot \frac{g (\gamma'_c - \gamma'_r)}{\xi' \gamma'_r}} \quad (III-33)$$

где  $\gamma'_c$  и  $\gamma'_r$  — плотность соответственно частиц и газа,  $кг/м^3$ .

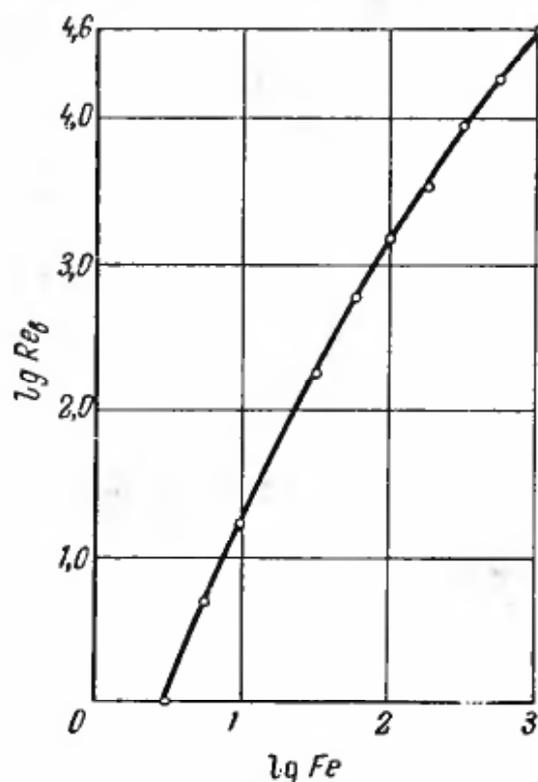


Рис. III-7. Зависимость критерия Рейнольдса (в режиме витания) от критерия Федорова.

Для определения скорости витания шарообразных частиц можно рекомендовать метод Центрального котлотурбинного института [59], по которому

$$\begin{aligned} \sqrt{\xi' Re_b^2} &= \\ &= \delta \sqrt[3]{\frac{4}{3} \cdot \frac{(\gamma'_c - \gamma'_r) g}{v^2 \gamma'_r}} = Fe \quad (III-34) \end{aligned}$$

где  $Fe$  — критерий Федорова:

$$\begin{aligned} Fe &= \delta \sqrt[3]{\frac{4}{3} g \cdot \frac{\gamma'_c - \gamma'_r}{v^2 \gamma'_r}} = \\ &= \sqrt[3]{\frac{4}{3} Ar} \quad (III-35) \end{aligned}$$

На рис. III-27 приведена зависимость  $\lg Re_b$  от  $\lg Fe$ . Определив на основании исходных данных вели-

чину критерия  $Re$ , по графику III-7 находят  $Re_B$ , а затем вычисляют скорость витания:

$$u_B = \frac{Re_B v}{\delta} \text{ м/сек}$$

Если обе части уравнения (III-35) разделить на  $Re^3$ , получается выражение:

$$\frac{\psi'}{Re_B} = \frac{\pi}{6} \cdot \frac{v(\gamma_c - \gamma_r)g}{u} = \frac{\pi}{6} \cdot \frac{1}{Ly} \quad (III-36)$$

Здесь  $(Ly)$  критерий Лященко:

$$Ly = \frac{u^3 \gamma_r}{vg(\gamma_c - \gamma_r)} = \frac{Re^3}{Ar} \quad (III-37)$$

Для определения скорости витания можно написать зависимость:

$$Ly_B = f(Ar) \quad (III-38)$$

И. С. Павлушенко на основании экспериментальных данных, полученных Лященко, построил график этой зависимости для шарообразных частиц (рис. III-8). По величине  $Ar$  находят значение критерия  $Ly_B$ , а затем рассчитывают скорость витания:

$$u_B = \sqrt[3]{\frac{Ly_B v g (\gamma_c - \gamma_r)}{\gamma_r}} \quad (III-39)$$

Для области значений  $Re < 1$  скорость витания можно определить по закону Стокса:

$$u_B = \frac{1}{18} \cdot \frac{\delta^2 (\gamma_c - \gamma_r) g}{v \gamma_r} \quad (III-40)$$

Влияние стеснения потока стенками трубы на скорость витания определяют по уравнению [75]:

$$u'_B = u_B \left[ 1 - \left( \frac{\delta}{D} \right)^2 \right] \quad (III-41)$$

где  $u'_B$  — скорость витания в стесненных условиях, м/сек;  
 $D$  — диаметр трубы, м.

Влияние концентрации твердого материала при пневмотранспорте на снижение скорости витания выражается уравнением:

$$\frac{u'_B \delta}{v} = \frac{Ar (1 - \sigma)^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{Ar (1 - \sigma)^{4,75}}} \quad (III-42)$$

где  $\sigma$  — концентрация твердого материала в 1 м<sup>3</sup> объема трубы ( $\sigma = 1 - \epsilon$ , м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>).

Необходимым условием пневматического транспорта является неравенство  $u_r > u_B$ . Двухфазную систему в режиме пневмотранспорта характеризуют следующие основные показатели.

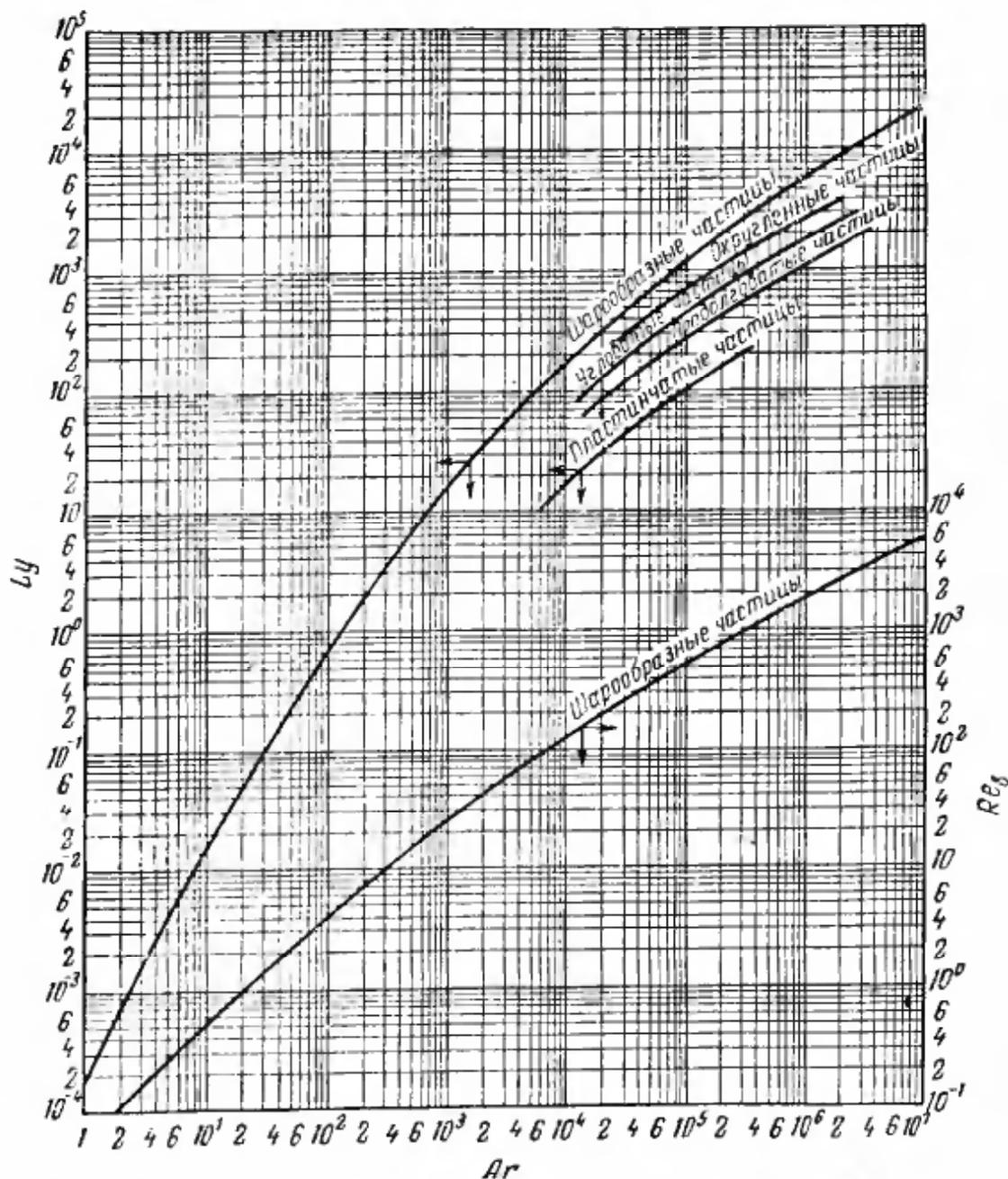


Рис. III-8. Зависимость критериев Рейнольдса и Лященко от критерия Архимеда.

Концентрация материала, равная отношению массы транспортируемого материала к массе транспортирующего потока:

$$\mu = \frac{G}{L} \text{ кг/кг} \quad (\text{III-43})$$

В некоторых случаях пользуются отношением объемных расходов твердого материала и транспортирующего потока:

$$\mu' = \frac{V_M}{V_T} = \mu \frac{\gamma_T}{\gamma_M} \text{ м}^3/\text{м}^3 \quad (\text{III-44})$$

где  $\gamma_T$  и  $\gamma_M$  — соответственно плотности газового потока и материала,  $\text{кг/м}^3$ .

Концентрация материала на  $1 \text{ м}^3$  трубы:

$$k = \frac{G}{3600 u_{\text{ср}} F_m} \text{ кг} \quad (\text{III-45})$$

где  $G$  — масса транспортируемого материала,  $кг/ч$ ;  
 $u_{ср.}$  — средняя скорость частиц в трубе,  $м/сек$ ;  
 $F_m$  — площадь поперечного сечения трубы,  $м^2$ .

Определение величины  $k$  затруднено из-за сложности расчета действительной средней скорости движения частиц в трубе. В некоторых случаях статический напор твердой фазы является максимальной составляющей общей потери напора  $\Delta p$ . Поэтому приближенно  $k$  можно рассчитать по формуле:

$$k = \frac{\Delta p}{Hg} \quad (III-46)$$

где  $\Delta p$  — перепад давления,  $кгс/м^2$ ;  
 $H$  — высота той части пневмотрубы, на которой перепад равен  $\Delta p$ ,  $м$ .

Пневмотранспорт может осуществляться как при низкой концентрации материала (до  $1,5 кг/кг$ ), так и при высокой (до  $100 кг/кг$  и выше). В первом случае подают воздух под давлением до  $1000 мм вод. ст.$ , во втором — сжатый воздух.

Сушилки обычно работают при низких концентрациях материала ( $\mu \leq 1,0$ ).

**Гидравлическое сопротивление пневматической трубы.** При сушке в пневматических трубах-сушилках материал обычно подают в зону высоких температур. Начальная скорость материала  $u_1$  может быть отличной от нуля и иметь направление в сторону потока газов или против него. Вследствие действия силы давления, превышающей силу тяжести, материал будет подниматься потоком газов. При этом скорость движения материала будет непрерывно изменяться и достигнет постоянного значения, равного  $u_r = u_v$  (восходящий поток). Период времени, соответствующий переменной скорости материала, называют стадией неустановившегося движения частиц, а участок, соответствующий этой стадии, — разгонным. На разгонном участке концентрация материала по высоте трубы непрерывно уменьшается с повышением скорости частиц.

Гидравлическое сопротивление пневмотрубы является суммой нескольких слагаемых:

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 \text{ кгс/м}^2 \quad (III-47)$$

где  $\Delta p$  — общие потери напора;  
 $\Delta p_1$  — потери напора, обусловленные трением газового потока о стенки трубы;  
 $\Delta p_2$  — статический напор, обусловленный весом материала в трубе;  
 $\Delta p_3$  — динамические потери напора, обусловленные затратой энергии на разгон частиц;  
 $\Delta p_4$  — потери напора вследствие трения частиц материала о стенки трубы.

Сопротивление газового потока рассчитывают по уравнению:

$$\Delta p_1 = \left( \lambda \frac{H}{D} + \sum \xi \right) \frac{\gamma' u_r^2}{2g} \quad (III-48)$$

где  $H$  и  $D$  — соответственно высота и диаметр трубы, м;

$u_r$  — скорость газового потока, м/сек;

$\xi$  — приведенный коэффициент местного сопротивления (повороты, сужения и т. д.);

$\lambda$  — коэффициент сопротивления трубы.

Для гладких труб  $\lambda$  может быть рассчитан по одной из следующих формул.

Формула Блаузиса:

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \quad \text{при} \quad 3 \cdot 10^3 < Re < 10^5 \quad (\text{III-49})$$

Формула Никурадзе:

$$\lambda = 0,0032 + \frac{0,224}{Re^{0,237}} \quad \text{при} \quad 10^5 < Re < 3 \cdot 10^6 \quad (\text{III-50})$$

Потери напора, обусловленные весом материала: для установившегося режима ( $u_m = u_r - u_b$ )

$$\Delta p_2 = \frac{(\gamma' - \gamma_r') HG}{3600 \gamma (u_r - u_b) F_m} = (\gamma' - \gamma_r') H \sigma \text{ кгс/м}^2 \quad (\text{III-51})$$

для разгонного участка

$$\Delta p_2 = \gamma' \mu \int_0^H \frac{u_r(h)}{u(h)} dh$$

Для простейшего случая ( $u_r = \text{const}$ ) величину  $\Delta p_2$  можно рассчитать по уравнению [75]:

$$\Delta p_2 = \frac{(\gamma' - \gamma_r') G}{3600 \gamma F_m} \cdot \frac{u_b}{2g} \ln \frac{(u_2 - u_r - u_b)(u_1 - u_r + u_b)}{(u_2 - u_r + u_b)(u_1 - u_r - u_b)} \quad (\text{III-52})$$

Длина разгонного участка  $H_p$  равна:

$$H_p = \frac{u_b}{2g} \left[ (u_r + u_b) \ln \frac{u_2 - u_r - u_b}{u_1 - u_r - u_b} - (u_r - u_b) \ln \frac{u_2 - u_r - u_b}{u_1 - u_r + u_b} \right] \quad (\text{III-53})$$

где  $u_1$  и  $u_2$  — скорость частиц материала соответственно в начале и в конце участка, м/сек.

При расчетах по уравнениям (III-52) и (III-53) величину скорости частиц  $u_2$  принимают равной  $0,95 (u_r - u_b)$ .

В приведенной ниже таблице представлены значения  $\Delta p_2$  и длины разгонного участка  $H_p$  по данным И. М. Разумова [75] для случая транспортирования катализатора ( $\gamma = 1200 \text{ кг/м}^3$ )

воздушным потоком (температура воздуха 500° С, диаметр трубы 0,3 м, производительность  $G = 150\ 000$  кг/ч).

Диаметр частиц, мм	$A\gamma \cdot 10^{-3}$	$Re^*$	Скорость, м/сек		$H_p$ , м	$\Delta p_3$ кгс/м <sup>2</sup>
			витания	потока газа		
0,5	0,505	14,35	2,31	4,0	0,36	133
1,0	4,05	63,30	5,08	9,0	1,88	408
2,0	32,4	245,0	9,85	18,0	7,65	800
3,0	109	502,0	13,45	25,0	13,30	1090

\* Отнесенное к скорости витания.

Динамические потери напора:

$$\Delta p_3 = \frac{G(u_2 - u_1)}{3600gF_m} \text{ кгс/м}^2 \quad (\text{III-54})$$

Что касается сопротивления  $\Delta p_4$ , то для промышленных трубусушилок большого диаметра, где концентрации  $\mu$  низки, величиной  $\Delta p_4$  можно пренебречь.

### ГИДРОДИНАМИКА АЭРОФОНТАННЫХ УСТАНОВОК

Аэрофонтанные сушилки, впервые разработанные во ВТИ им. Дзержинского [95], по гидродинамическому режиму отличаются от сушилок с кипящим слоем. Высушиваемый материал вводят в камеру снизу вместе с газом или сверху. Камера представляет собой усеченный конус, обращенный широким основанием вверх, в направлении газового потока. Газовый поток поднимается по центральному каналу вместе с частицами материала (рис. V-33), при этом создается устойчивый режим пневмотранспорта. Скорость газов в узком сечении обычно близка к скорости витания частиц; иногда принимают  $u_r > u_v$  (как для пневмотранспорта). Из верхней части фонтана твердые частицы отбрасываются радиально к периферии, где образуется кольцевой опускающийся слой. В этом кольце твердые частицы движутся вниз под действием силы тяжести без существенного изменения их относительного положения.

Сочетание двух совершенно различных режимов — пневмотранспорта и движущегося плотного слоя — создает характерную циркуляцию материала и является особенностью гидродинамики аэрофонтанных установок.

В цилиндрической части камеры скорости газа значительно меньше скоростей витания, и при определенных условиях могут создаваться режимы, характерные для кипящего слоя. Аэрофонтанные режимы наблюдаются в аппаратах с углом конуса

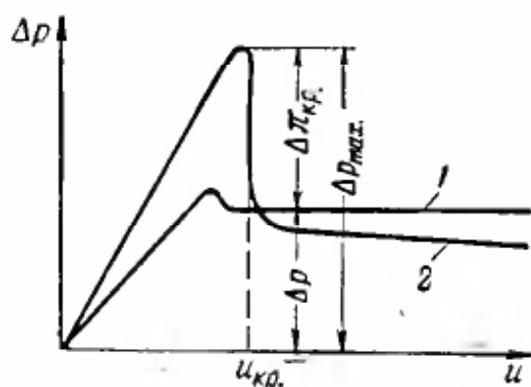


Рис. III-9. Зависимость гидравлического сопротивления  $\Delta p$  от скорости газов  $u$ :

1 — для кипящего слоя; 2 — для фонтанирующего слоя.

танирующего слоев. Отличительной особенностью аэрофонтанного режима (кривая 2) по сравнению с кипящим слоем является большой скачок давления при переходе слоя из неподвижного состояния в подвижное (величина  $\Delta p_{кр.}$ ).

Такой скачок объясняется тем, что при фонтанировании слой переходит в подвижное состояние при больших значениях средней по высоте скорости газового потока, чем в кипящем слое. Кроме того, фонтан образуется при скорости газового потока, превышающей критическую скорость кипения, так как в первом случае скорость газа относится к меньшему сечению (диаметр корня струи). Если принять за начало фонтанирования критическую скорость кипения газовой струи на выходе из слоя, то начальная скорость фонтанирования будет зависеть от высоты слоя. После образования фонтана сопротивление слоя падает и может быть больше или меньше сопротивления кипящего слоя той же высоты. Величина его зависит не только от концентрации твердых частиц в ядре, но и от скорости газа (как при пневмотранспорте).

До настоящего времени гидродинамика аэрофонтанного режима изучена недостаточно. Ниже приводятся приближенные эмпирические соотношения для определения гидравлического сопротивления слоя при рассматриваемом режиме.

В. Г. Айнштейн и др. [13] провели опыты с кварцевым песком (диаметр частиц  $\delta = 0,244$  мм) в коническом аппарате высотой 0,4 м и диаметром меньшего сечения 0,05 м. Углы раствора конуса  $\alpha$  составляли 10, 20, 30, 40 и 60°.

В результате обработки опытных данных была получена зависимость:

$$\Delta p = 0,062 \gamma_n \left( \frac{D}{d_0} \right)^{2,54} \left( \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \right)^{-0,18} \left( \frac{D}{d_0} - 1 \right) \quad (\text{III-55})$$

где  $\gamma_n$  — кажущаяся плотность, кг/м<sup>3</sup>;  
 $D$  — диаметр верхнего сечения слоя, м;  
 $d_0$  — диаметр меньшего сечения, м.

$90^\circ < \alpha < 180^\circ$ . К анализу аэрофонтанного режима можно подойти и с точки зрения теории двухфазных затопленных турбулентных струй в плотном слое материала. Исходя из этой теории, можно определить профиль скоростей, гидравлическое сопротивление, глубину действия струй и т. д.

Гидравлическое сопротивление обуславливается режимом центрального восходящего потока (фонтана). На рис. (III-9) показана зависимость гидравлического сопротивления от скорости газа для кипящего и фонтанирующего слоев.

Уравнение (III-55) применимо при  $\alpha = 10-60^\circ$  и  $D/d_0 = 1,3-6,8$ .

Начальная скорость фонтанирования, по данным [13], равна:

$$\frac{u_{\phi}}{u_{\kappa}} = \left(\frac{D}{d_0}\right)^2 \quad \text{при} \quad \alpha = 10^\circ \text{ и } \frac{D}{d_0} = 1,3 - 1,9 \quad (\text{III-56})$$

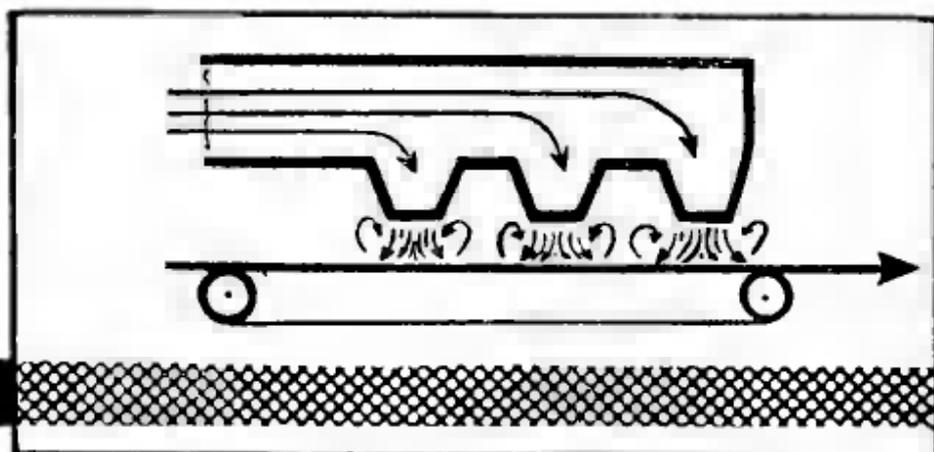
или

$$\frac{u_{\phi}}{u_{\kappa}} = \left(\frac{D}{d_0}\right)^{1,44} \quad \text{при} \quad \alpha > 20^\circ \text{ и } 1,7 < \frac{D}{d_0} < 6,8 \quad (\text{III-57})$$

где  $u_{\phi}$  — скорость фонтанирования, отнесенная к минимальному сечению (соответствует максимальному гидравлическому сопротивлению).

При небольших высотах слоя и  $\alpha = 15^\circ$  применимо уравнение (III-56), а при  $D/d_0 > 2$  рекомендуется [13] уравнение (III-57).

Необходимо отметить, что начальная скорость фонтанирования  $u_{\phi}$  при определенных углах конуса зависит от высоты слоя. Поэтому уравнения (III-56) и (III-57) применимы только для приближенных расчетов в узких границах изменения высоты слоя. Кроме того, по этим уравнениям нельзя получить профиль фонтана, так как в них не учитываются начальные параметры струи газа при входе в слой и высота слоя.



## **КОНВЕКТИВНАЯ СУШКА МАТЕРИАЛОВ В СЛОЕ**

**С**ушильные установки классифицируют по различным признакам.

По принципу действия сушилки подразделяют на непрерывно- и периодически действующие, в зависимости от давления в аппарате сушилки могут быть атмосферные и вакуумные, по способу подвода тепла они делятся на конвективные, радиационные, контактные и комбинированные. В свою очередь конвективные сушилки подразделяют по виду газового теплоносителя (сушка нагретым воздухом, топочными газами, инертными газами, перегретыми парами воды и органических жидкостей). Можно классифицировать сушилки также по типу высушиваемых в них материалов и т. д.

Ниже дано описание и приведен расчет конвективных сушилок, классифицируемых по способу подвода тепла к материалу.

### **СУШИЛКИ С ОМЫВАНИЕМ МАТЕРИАЛА В СЛОЕ ИЛИ ИЗДЕЛИЯ АГЕНТОМ СУШКИ**

#### **Туннельные сушилки**

К этой группе сушилок относятся такие, в которых высушиваемый материал при помощи транспортирующего устройства перемещается вдоль туннеля с периодическими остановками. Материал либо свободно укладывают на транспортирующее устройство, либо закрепляют при помощи специальных приспособлений. Передвигаясь от загрузочного сечения к выходному, материал соприка-

сается с агентом сушки. Отличительная особенность таких сушилок — неподвижность частиц материала во время сушки.

В рассматриваемых аппаратах можно высушивать как листовые и штучные материалы (мипора, картон, плиты из синтетических материалов, шкурки и т. д.), так и зернистые, пастообразные, жидкие (в лотках), волокнистые и др. Эти сушилки различаются в основном транспортирующими устройствами (вагонетка, лента, рама), которые должны соответствовать свойствам высушиваемого материала.

По принципу движения материала и агента сушки различают сушилки противоточные, с параллельным и смешанным током. В зависимости от свойств материала и требований, предъявляемых к процессу сушки, используют однозонные или многозонные туннельные сушилки, причем в разных зонах одной сушилки может одновременно осуществляться несколько процессов: сушка, увлажнение, прокаливание, охлаждение. Каждая зона может работать при различных температурах и влажности агента сушки.

Циркуляция агента сушки может быть продольной (по оси туннеля) или поперечной. В последнем случае требуются повышенные количества циркулирующего сушильного агента. При этом используют осевые вентиляторы, имеющие большую производительность, но малый напор. При продольной циркуляции чаще всего используют центробежные вентиляторы.

Длительность сушки и качество высушенного материала в большой степени зависят от способа подачи сушильного агента. В зависимости от формы изделия и вида материала свежий агент сушки подают снизу через распределительное окно или сбоку с двух сторон по всей высоте камеры. Для более равномерного распределения агента сушки его боковая подача (или отсос) производится через решетки или регулируемые лопатки. Обычно агент сушки отсасывается через окно в верхнем или нижнем перекрытии камеры.

При сравнительно большой высоте туннеля и больших зазорах между вагонетками и стенками очень важно равномерное распределение сушильного агента по сечению камеры. Скорость газов обычно принимают такой, чтобы не происходило пыления материала, опрокидывания или поворачивания изделий, но не менее  $1,0—1,5$  м/сек (на полное сечение туннеля) для обеспечения равномерного распределения газов и соответственно сушки материала.

В качестве агента сушки используют воздух, топочные газы или перегретый пар. При сушке нагретым воздухом паровые калориферы делают выносными (с расположением обычно на крыше камеры) или устанавливают непосредственно в камере или же рядом в специальных отсеках.

На рис. IV-1 показана схема туннельной сушилки с транспортированием материала в вагонетках. Сушильный агент подают по каналу 4 и отсасывают по каналу 5, расположенному под полом

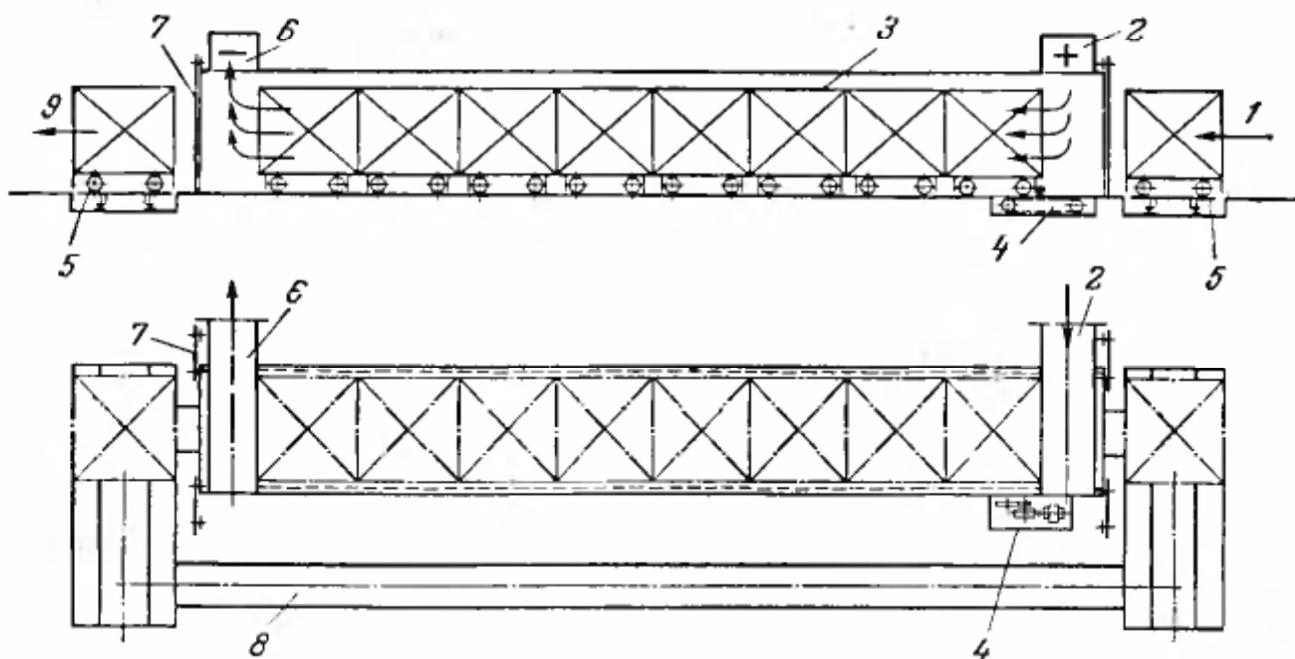


Рис. IV-1. Туннельная сушилка:

1 — вход влажного материала; 2 — вход агента сушки; 3 — вагонетки; 4 — механизм передвижения вагонеток; 5 — траверсная тележка; 6 — выход отработанной смеси; 7 — раздвижные двери; 8 — обходной путь; 9 — выход высушенного материала.

или на потолке. При горизонтальной укладке материала (см. рис. IV-2, а) агент сушки подается по боковым каналам (см. на рис. IV-4). Вагонетки заполняют весь коридор, поэтому при заталкивании одной вагонетки весь ряд вагонеток, стоящих вплотную друг к другу, передвигается к выходу. Перемещение по коридору происходит по наклонному пути (1/200) или при помощи специаль-

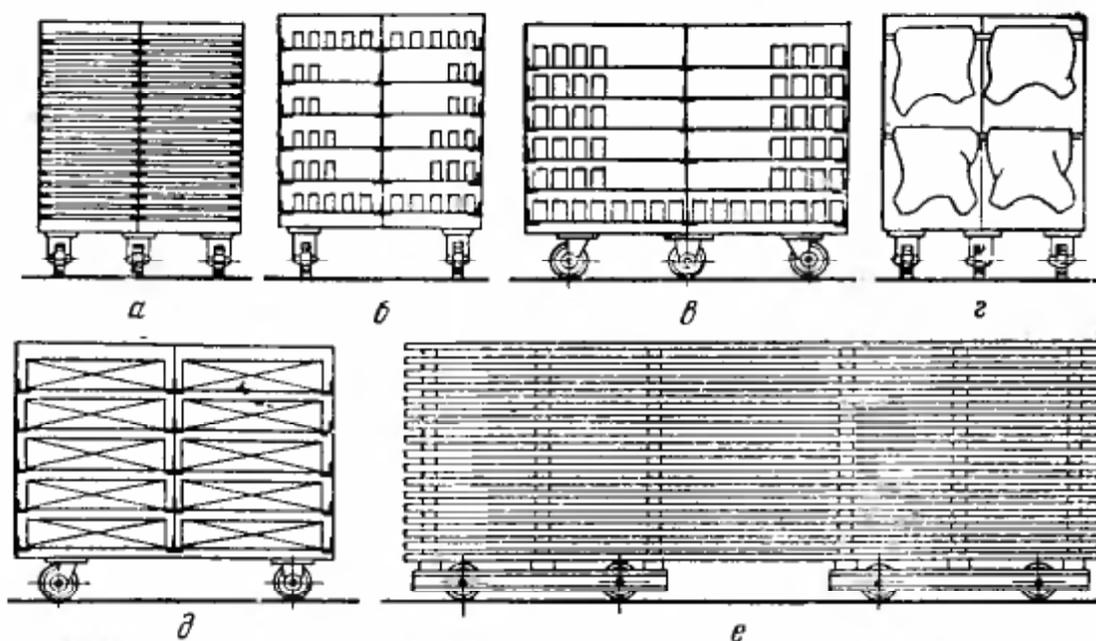


Рис. IV-2. Схема размещения высушиваемых материалов в вагонетках:

а — укладка сыпучих материалов на противнях или лотках; б, в — укладка штучных изделий; г — подвеска листовых материалов; д — укладка материала в ящиках; е — размещение лесоматериалов на деревянных прокладках.

ного толкача, установленного со стороны загрузки и действующего от отдельного привода, расположенного вне сушилки. Толкач снабжен насаженными на одну или две цепи роликами, нажимающими на специальные упоры, приваренные к вагонеткам. Ход цепи соответствует перемещению вагонетки на ее длину.

Двери сушильной камеры должны быть герметичными. Они выполняются створчатыми, откатными или подъемными, в зависимости от свободного объема цеха. Для возврата пустых вагонеток необходим обходной путь.

Основным недостатком сушилки, показанной на рис. IV-1, является неравномерность сушки по высоте вагонетки из-за расслоения теплого газа. В зависимости от температуры воздуха или топочных газов ограждение камеры делается кирпичным, бетонным или металлическим с наружной изоляцией. Длина таких сушилок более 50 м; ширина коридора определяется в основном допустимым пролетом перекрытий (обычно не более 3,5 м). Зазор между вагонеткой и стенкой камеры не должен превышать 70—80 мм. Для предупреждения возможности перетекания агента сушки над вагонеткой под ней и между боковыми стенками делают специальные уплотнения — мягкие «kozyрьки», которые при перемещении вагонеток могут легко отклоняться.

На рис. IV-2 показаны типы вагонеток и способы размещения в них материала. Кроме изображенных применяют также подвесные вагонетки на монорельсах или на специальных тележках.

На рис. IV-3 приведены кривые сушки желатины в галертах в туннельной однозонной противоточной сушилке (в различных точках по высоте вагонетки). При скорости воздуха в камере 1 м/сек без уплотнений между вагонеткой и стенками камеры наблюдалась большая неравномерность сушки по высоте вагонетки (кривые 1, 2, 3); при этом длительность сушки составляла 18 ч. После увеличения скорости воздуха до 3 м/сек и установки уплотнительных «kozyрьков» общая длительность сушки сократилась до 9 ч, а процесс сушки стал более равномерным по высоте вагонетки (кривые 4, 5, 6).

На рис. IV-4 представлена схема двухзонной туннельной сушилки с рециркуляцией отработанных газов. В первой по ходу материала зоне материал и агент сушки движутся параллельно, а во второй, где используются газы с более низкой температурой, — по принципу противотока. Иногда через двери со стороны загрузки подса-

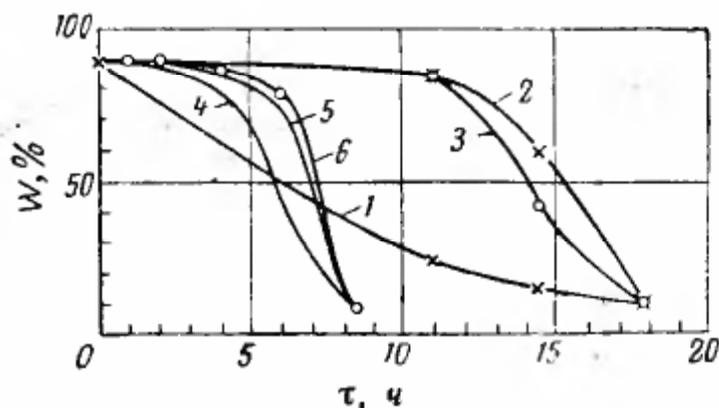


Рис. IV-3. Кривые скорости сушки  $W$  желатины в туннельной сушилке:

1, 4 — на верхней сетке вагонетки; 2, 5 — на средней сетке; 3, 6 — на нижней сетке (1, 2, 3 — в вагонетке до реконструкции; 4, 5, 6 — после реконструкции).

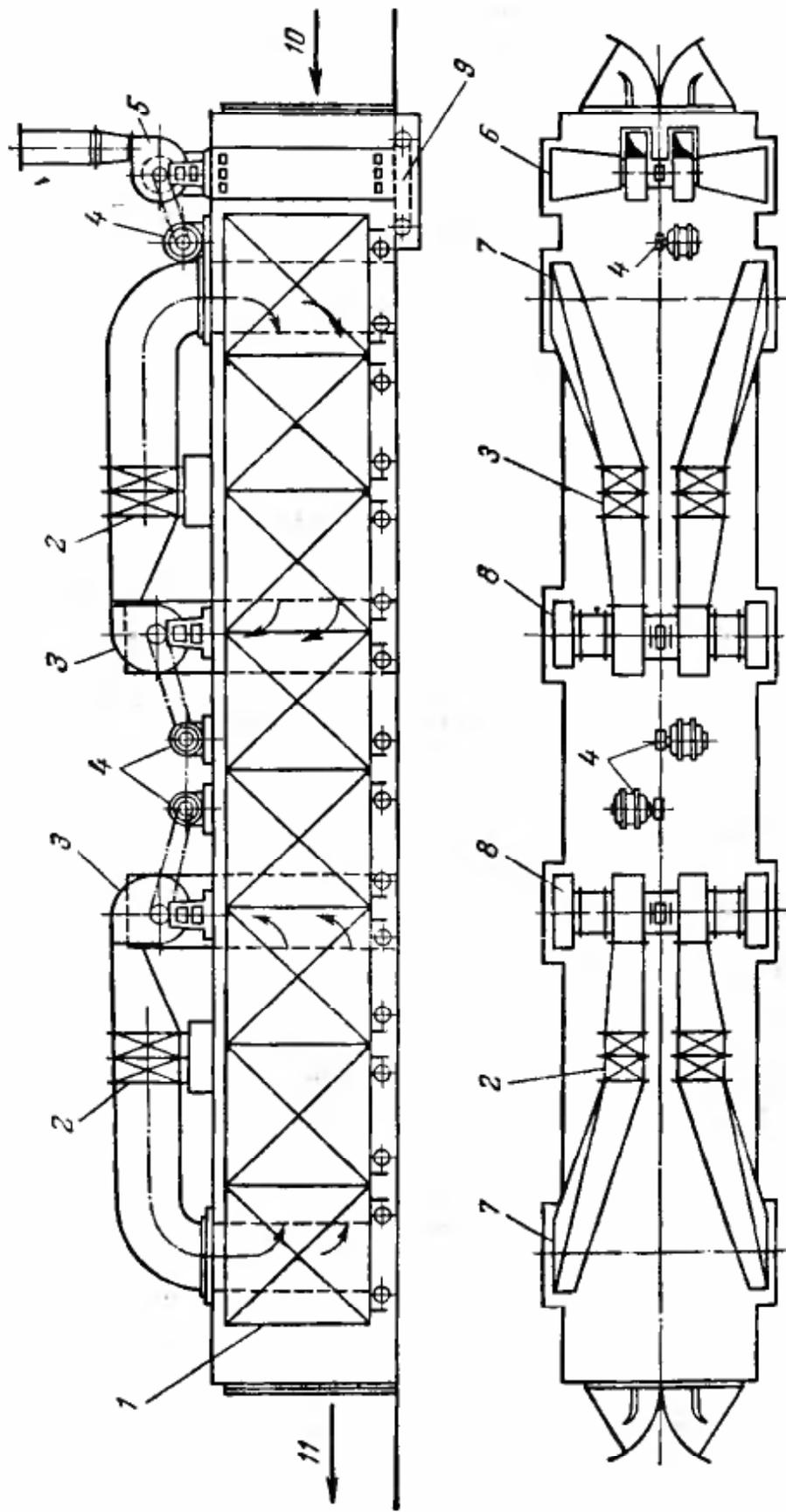


Рис. IV-4. Туннельная сушилка:

1 — вагонетки; 2 — калориферы; 3 — циркуляционные вентиляторы; 4 — электродвигатели; 5 — вентилятор отработавшего воздуха; 6 — каналы нагревательные каналы; 7 — нагревательные каналы; 8 — отсасывающие каналы; 9 — толкач; 10, 11 — вход и выход материала.

сывается воздух из цеха для охлаждения высушенного материала. Каждая из зон оборудована самостоятельной вентиляционной системой, что позволяет создавать в них различные гидродинамические и температурные режимы сушки. Отработанные газы отводятся специальным вентилятором 5 со стороны загрузки влажного материала. Подача и отсос газов производятся через боковые распределительные каналы.

На рис. IV-5 показана схема вертикальной туннельной сушилки для сушки штучных изделий. На цепном замкнутом транспортере подвешены люльки, в которых размещены высушиваемые изделия. Вместо люлек можно подвешивать изделия. В таких установках сушат, например, крупные радиозондовые оболочки из синтетических латексов (в надутом виде). При этом используют предварительно осушенный воздух при температуре до  $50^{\circ}\text{C}$ .

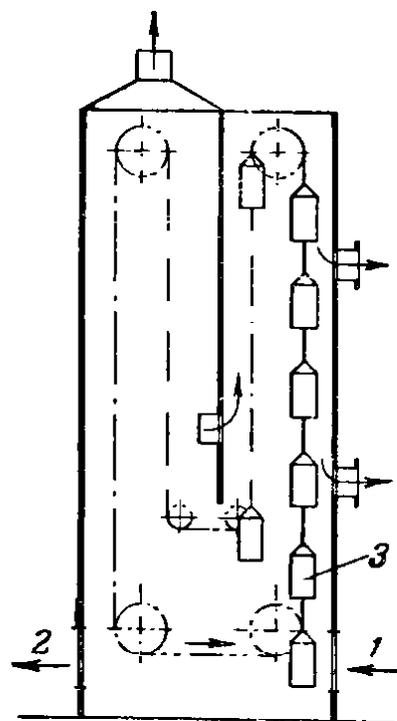


Рис. IV-5. Вертикальная сушилка с подвесными люльками:

1, 2 — соответственно место загрузки и выгрузки изделий; 3 — люлька.

**Расчет.** На основании статического расчета сушилки определяют расход агента сушки по зонам, кратность его рециркуляции (если это нужно), расход тепла, электроэнергию и т. д. Обычно размеры вагонетки и соответственно сечение сушильной камеры заданы. Тогда, принимая оптимальное значение скорости газа по сечению камеры, необходимое для обеспечения равномерной сушки (не ниже  $1-1,5$  м/сек), определяют количество циркулирующего агента сушки  $L_p$ . Зная  $L_p$ , по количеству расходуемого тепла определяют температурный перепад агента сушки, по величине которого принимают его начальную или конечную температуру. Определив температурные и гидродинамические условия в сушильной камере, находят скорость сушки в первом периоде, рассчитав предварительно коэффициент массообмена или теплообмена по уравнениям (I-73), (I-75), (I-98), (I-99), (I-103). За определяющий размер принимают длину изделия или лотка в направлении газового потока.

Если процесс сушки определяется внешними условиями тепло- и массообмена, то рассчитывают необходимую поверхность  $F$  (в  $\text{м}^2$ ) по одному из уравнений: (II-48), (II-49), (II-65) или (II-69). При значительном влиянии внутренней диффузии определяют длительность сушки  $\tau$  (в ч) по соотношению (II-86) или (II-89). Относительный коэффициент сушки находят экспериментальным путем; приближенно его можно рассчитать по соотношению (II-83).

Зная  $\tau$ , из уравнения (II-44) определяют  $F$ .

При высушивании листовых материалов в случае омыwania их агентом сушки с двух сторон принимают две поверхности плиты. При сушке сыпучего материала в лотках или на противнях с закрытым днищем в расчете используют только открытую поверхность лотка. По количеству материала, которое можно разместить на вагонетке, рассчитывают его поверхность  $F_B$ . Тогда число вагонеток  $n$  будет равно:

$$n = \frac{F}{F_B}$$

Если длина вагонетки  $l'$  (в м), то длина туннеля равна:

$$k = nl' \text{ м} \quad (\text{IV-1})$$

Если вагонетки подвесные и находятся на определенном расстоянии друг от друга, то  $l'$  — расстояние между ними.

При сушке гипсовых плит и блоков П. И. Пиевский [72] получил следующие соотношения:

для приближенного расчета скорости сушки в периоде постоянной скорости:

$$N = \frac{0,2u^{0,36}t^{1,13}}{10^5 d^{0,06}} \%/\text{ч} \quad (\text{IV-2})$$

где  $d$  — среднее влагосодержание агента сушки, г/кг сухого газа.

для коэффициента теплообмена

$$\text{Nu} = 29\text{Re}^{0,5}\text{Gu}^{0,2} \quad \text{при} \quad \text{Re} < 10^5 \quad (\text{IV-3})$$

$$\text{Nu} = 0,1\text{Re}^{0,8}\text{Gu}^{0,2} \quad \text{при} \quad \text{Re} > 10^5 \quad (\text{IV-4})$$

Средний коэффициент теплообмена в периоды постоянной и падающей скоростей сушки может быть рассчитан из следующих соотношений:

для гипсовых материалов

$$\text{Nu} = 0,95\text{Re}^{0,5} \left( \frac{\omega_2}{\omega_{\text{кр.}}} \right)^{0,12} \quad \text{при} \quad \text{Re} < 10^5 \quad (\text{IV-5})$$

$$\text{Nu} = 0,038\text{Re}^{0,8} \left( \frac{\omega_2}{\omega_{\text{кр.}}} \right)^{0,12} \quad \text{при} \quad \text{Re} > 10^5 \quad (\text{IV-6})$$

для гипсобетонных панелей и блоков

$$\text{Nu} = 3\text{Re}^{0,5} \left( \frac{\omega_2}{\omega_{\text{кр.}}} \right)^{0,62} \quad \text{при} \quad \text{Re} < 10^5 \quad (\text{IV-7})$$

$$\text{Nu} = 0,11\text{Re}^{0,8} \left( \frac{\omega_2}{\omega_{\text{кр.}}} \right)^{0,62} \quad \text{при} \quad \text{Re} > 10^5 \quad (\text{IV-8})$$

Здесь  $\omega_{\text{кр.}}$  — критическая влажность изделий, определяемая приближенно из соотношения:

$$\omega_{\text{кр.}} = 38 \frac{t^{0,67}u^{0,4}}{d^{0,1}} \% \quad (\text{IV-9})$$

где  $u$  — скорость потока, м/сек;

$t$  — температура агента сушки, °С.

## Камерные сушилки

Сушилка типа ВИС-2 системы Строганова (рис. IV-6) предназначена для сушки сыпучих зернистых материалов (например, перхлорвиниловой смолы, катализаторов) или мелких изделий. Сушка материала в слое происходит при омывании его потоком нагретого воздуха. Сушильная камера оборудована двадцатью горизонтальными полками, состоящими из 16 отдельных поворачивающихся металлических пластин размерами  $1,1 \times 0,3$  м. Пластины удерживаются в горизонтальном положении при помощи пружин. Рабочая площадь одной пластины составляет  $0,132 \text{ м}^2$ ,

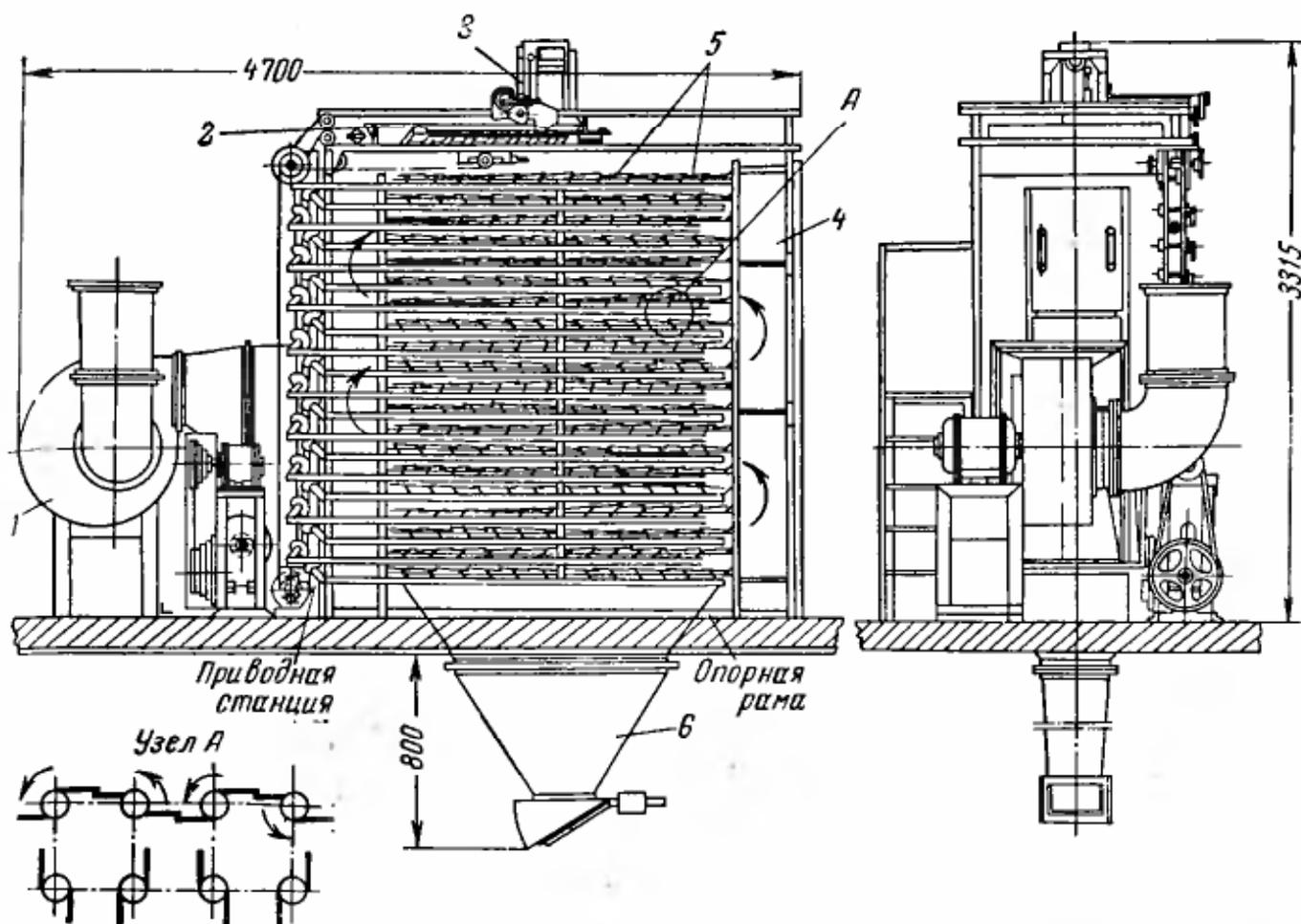


Рис. IV-6. Сушилка типа ВИС-2 системы Строганова:

1 — вентилятор; 2 — загрузочная каретка; 3 — загрузочное устройство; 4 — воздушные коробки; 5 — поворотные пластины; 6 — разгрузочный бункер.

всей полки  $2,11 \text{ м}^2$ . Материал подают на верхнюю полку. Через определенные промежутки времени пластины поворачиваются вокруг продольных осей на  $90^\circ$ , при этом материал пересыпается на вторую полку, находящуюся в это время в горизонтальном положении. Аналогичным образом материал попадает со второй полки на третью и т. д. Поворот пластин производится автоматически при помощи специальных механизмов с приводом от электродвигателя.

Воздух засасывается из помещения центробежным вентилятором ЭВР-5 и подается сначала в калорифер с поверхностью теплообмена  $78 \text{ м}^2$ , а затем в нижнюю зону сушильной камеры. Материал загружают сверху; загрузочный механизм состоит из каретки и двух ленточных транспортеров шириной  $0,2 \text{ м}$ . Таким образом, сушилка работает по принципу противотока материала и агента сушки.

Поток воздуха омывает пять полок, затем его направление меняется на  $180^\circ$ , и воздух проходит над следующими пятью полками и т. д. Таким образом, агент сушки движется над материалом в горизонтальном направлении и, кроме того, омывает материал при пересыпании его с полки на полку. Для обеспечения последо-

вательного поступления воздуха из нижней зоны в расположенную выше в вертикальных распределительных каналах установлены перегородки.

Непрерывное пересыпание материала обеспечивает довольно интенсивное и равномерное высушивание его. При повороте нижней полки материал ссыпается в бункер и далее через шлюзовой затвор выгружается из сушилки. В этих сушилках могут иметься три зоны — сушки, прокаливания и охлаждения материала. К недостаткам сушилки следует отнести сложность механизмов подачи в нее материала и возврата пластин в горизонтальное положение, а также заклинивание пластин при сушке материала с плохими сыпучими свойствами.

Сушилки описанного типа изготовляют на Шебекинском машиностроительном заводе.

Средние показатели сушилки: производительность по испаряемой влаге 80—1000 кг/ч, по сырому продукту 500—3500 кг/ч; длительность сушки 20—50 мин; удельный расход электроэнергии 0,086 квт·ч/кг влаги.

**Примеры.** 1. Полистирол, имеющий после предварительной сушки влажность 15%, высушивается до остаточной влажности 0,6%. При этом температура воздуха на входе 114° С, на выходе 75° С. Производительность сушилки по сырому полистиролу 550 кг/ч.

2. При высушивании синтетического или натурального каучука от начальной влажности  $\omega_1 = 70\%$  до конечной влажности  $\omega_2 = 1-1,5\%$  испарялось 10 кг/ч влаги. Длительность сушки составляла 80—95 мин, температура в сушилке 70—85° С.

## Петлевые сушилки

Эти сушилки применяют для сушки тонких гибких материалов (пленки, ткани, бумага и т. д.), а также паст. Установка представляет собой камеру прямоугольного сечения, внутри которой материал перемещается в виде петель, опирающихся на ролики или поддерживающие стержни. Ширина камеры до 3,5—4,0 м, высота до 5 м; длина, в зависимости от производительности, достигает 100 м. Емкость сушилки составляет 1500 м<sup>3</sup> при длине петли 5 м. Скорость выхода изделий: бумаги 6—10, кинопленки 4—7 м/мин.

На рис. IV-7 показана схема петлевой сушилки для паст (красителей, литопола и др.). Пасту подают на пару вальцов 2, из которых она выходит в виде слоя, ширина которого равна ширине сетчатой ленты 4. Этот слой, наложенный на сетку, пройдя через прижимные вальцы 2, вдавливаются внутрь ячеек. Лента поступает в сушилку, где образует петлю за счет выступов на специальных планках, расположенных друг от друга на ленте на расстоянии, равном двойной высоте петли. Выступы опираются на несущий цепной транспортер 5. Из сушилки петля выбирается специальным роликом 6 и направляется к ударникам 7. Последние

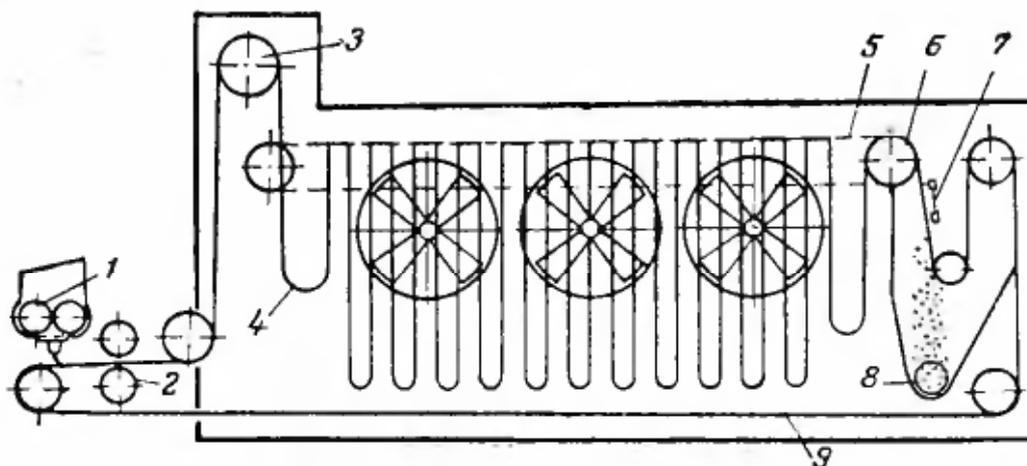


Рис. IV-7. Петлевая сушилка для пастообразных материалов:

1 — питатель; 2 — прижимные вальцы; 3 — направляющий барабан; 4 — сетчатая лента с пастой; 5 — транспортер, несущий петли; 6 — разгрузочный ролик; 7 — ударники; 8 — шнек для высушенного материала; 9 — пустая сетка.

выбивают сухой продукт из сеток в бункер, откуда он отводится шнеком 8. Очищенная сетка вновь поступает для наполнения.

Описанные сушилки работают с рециркуляцией отработанного воздуха. В зависимости от свойств материала процесс в них ведут в двух, трех и более зонах с различными температурой и влажностью воздуха. Толщина слоя материала устанавливается в пределах от 5 до 25 мм; нагрузка по сухому продукту на 1 м<sup>2</sup> сетки составляет 5—15 кг. Расстояние между полотнами петель 100—200 мм. Температура агента сушки, в зависимости от термочувствительности материала, может достигать 300° С. При сушке литопона во ВТИ были получены следующие данные:

Влажность, %	
$\omega_1$ . . . . .	45
$\omega_2$ . . . . .	2
Производительность $G_2$ , кг/ч . . . . .	1500
Температура воздуха, °С . . . . .	105—135
Длительность сушки, ч . . . . .	1,75
Глубина ячейки, мм . . . . .	8
Нагрузка на сетку $g$ , кгс/м <sup>2</sup> . . . . .	7,9
Напряжение по влаге $A_F$ , отнесенное к одной стороне сетки, кг/(м <sup>2</sup> ·ч) . . . . .	1,6
Расход электроэнергии на 1 кг влаги, кВт·ч . . . . .	0,025
Расход тепла $q$ на 1 кг влаги, ккал . . . . .	7000

Основные недостатки этих сушилок — малая интенсивность сушки, частые поломки сетки, выкрашивание из нее продукта и, как следствие, засорение камеры.

При сушке фотобумаги с толщиной слоя эмульсии 15 г/м<sup>2</sup> и киноплёнки с толщиной слоя эмульсии 160—300 г/м<sup>2</sup> температура воздуха составляет 24—45° С; в конце процесса поддерживают более высокую температуру. Воздух проходит специальную



Рис. IV-8. Кривые сушки черно-белой позитивной эмульсии в петлевой сушилке.

очистку и высушивается в кондиционерах. Сушилки для кинопленки имеют четыре зоны: зону подготовки, две зоны сушки и последнюю зону — кондиционирования (для выравнивания влажности пленки по площади ленты). Длительность сушки составляет 45 мин.

На рис. IV-8 приведены кривые сушки черно-белой пленки (эмульсии) в пятизонной сушилке. Из рисунка видно, что наиболее быстро высыхает верх петли. Общая длительность сушки зависит в основном от равномерности высыхания материала по площади петли, которая обуславливается системой подачи агента сушки в сушильную камеру и отсоса из нее.

На рис. IV-9 показаны способы подачи и распределения теплоносителя в камере. На рис. IV-9, а воздух через окна с регулируемыми жалюзи подают в камеру сверху, над петлей материала. Жалюзи необходимы для регулирования направления струи воздуха и равномерного распределения его по длине сушилки. Воздух отсасывается через окна в полу камеры и общий газоход.

На рис. IV-9, б показана подача воздуха с двух сторон через короба и жалюзийные регулируемые решетки в верхней части камеры, так что струи движутся навстречу друг другу и встречаются примерно в середине петли. Воздух отсасывается снизу. Один из способов подачи агента сушки в камеру — сбоку по всей высоте петли. Воздух (рис. IV-9, в) подают через вертикальные распределительные короба с поворотными лопатками для равномерного распределения его по высоте петли. Короба устанавливают на определенном расстоянии друг от друга.

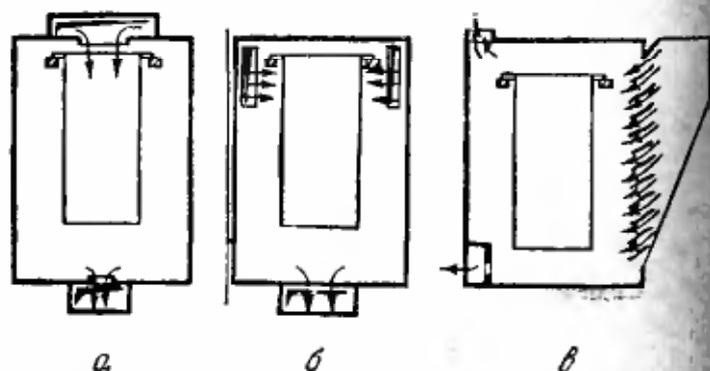


Рис. IV-9. Способы распределения воздуха в петлевых сушилках:

а — верхняя центральная подача; б — двусторонняя верхняя боковая подача; в — односторонняя подача по высоте петли.

Отсос газов осуществляется с противоположной стороны камеры по всей ее длине, вверху или внизу. При боковой подаче достигается более равномерное просушивание, но для создания необходимых скоростей в сушильной камере требуется значительное количество агента сушки.

К недостатку петлевых сушилок следует отнести малую интенсивность сушки, большие расходы воздуха, трудность автоматизации процесса.

Ниже приведены данные по сушке некоторых материалов в петлевых сушилках:

Материал	Температура воздуха $t_1$ , °C	Влагосодержание %		Длительность сушки $\tau$ , ч	Напряженье $A_F$ кг/(м <sup>2</sup> ·ч)
		$\omega_1^c$	$\omega_2^c$		
Литопон . . . . .	100—135	45	2	1,75	1,6
Каптакс . . . . .	100	78	0,3	4,0	2,6
Бумага . . . . .	50	50	10	0,3	—
Фотобумага . . . . .	24—36	91—93	6—10	1,5—2	—
Ткани . . . . .	100—120	80	8	0,1—0,12	20
Киноплёнка . . . . .	28—45	91	6—8	0,75—1,0	0,8

**Расчет.** Вследствие очень малых скоростей потока воздуха, отнесенных к сечению камеры, создаются совершенно неопределенные гидродинамические режимы сушки. Из-за большой высоты камеры наблюдается неравномерность температурного поля. Все это приводит к неравномерной сушке и затрудняет расчет процесса при помощи коэффициентов тепло- и массообмена. Поэтому расчет таких сушилок ведут по экспериментальным значениям средней интенсивности сушки  $A_F$  [в кг/(м<sup>2</sup>·ч)]. Значения  $A_F$  для некоторых материалов приведены выше.

Количество агента сушки, подаваемого в камеру, рассчитывают исходя из требуемого температурного режима, расхода тепла и создания определенных гидродинамических условий в камере. Зная производительность сушилки по влаге, из уравнения (II-48) определяют  $F$  (в м<sup>2</sup>). Рабочая длина сушильной камеры равна:

$$l_p = \frac{Fa}{2hb} \quad (IV-10)$$

где  $a$  — шаг между петлями, м;  
 $h$  — высота петли, м;  
 $b$  — ширина ленты материала, м.

Высота сушильной камеры обуславливается высотой петли и расстоянием от нее до потолка и пола, необходимым для размещения воздухопроводов. Ширину камеры для больших сушилок принимают из расчета, чтобы между торцами петли и стенкой мог свободно проходить человек.

Зная удельную нагрузку  $g$  (в кгс/м<sup>2</sup>), по рассчитанной поверхности  $F$  (в м<sup>2</sup>) определяют вес материала на сетке в камере (при сушке пастообразных материалов):

$$G_3 = gF \text{ кг} \quad (IV-11)$$

## Валковые сушилки

Сушилка «Хаземаг» [107]. Сушилки такого типа могут быть использованы для высушивания пастообразных или плохосыпучих материалов. В качестве агента сушки используют нагретый воздух или топочные газы. Сушильный агент (рис. IV-10) подают в патрубок 2, материал — через окно 1. В нижней части камеры установлены два вала 3, на которые насажены била-лопатки с небольшим наклоном (для перемещения материала). При вращении валов материал разрыхляется, частично подбрасывается вверх и соприкасается при этом с агентом сушки. Для более равномерного просушивания материала в камере установлены четыре перегородки, удлиняющие путь газов. Высушенный продукт выгружается через окно 5, отработанные газы через патрубок 4 поступают на очистку в циклоны. Сушилка работает по принципу параллельного движения материала и агента сушки. Удельный расход тепла при сушке топочными газами составляет  $\sim 950$  ккал/кг влаги. Основной недостаток сушилки — большой износ бил, особенно при работе с агрессивными веществами и веществами, вызывающими эрозию аппаратуры, поэтому для сушки таких материалов описанные установки не применяют.

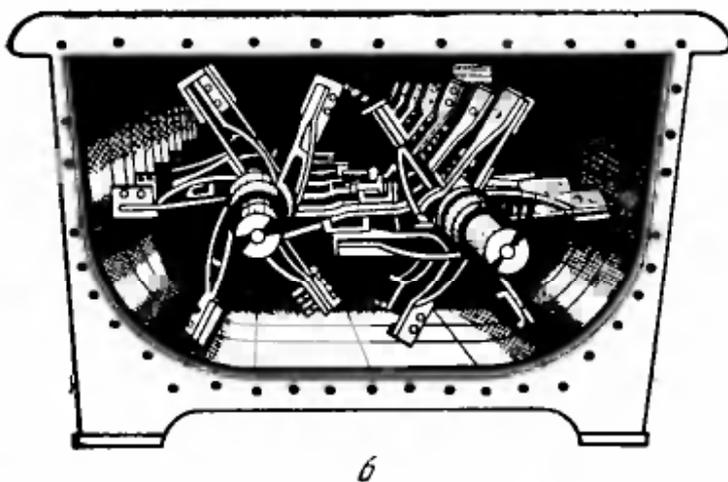
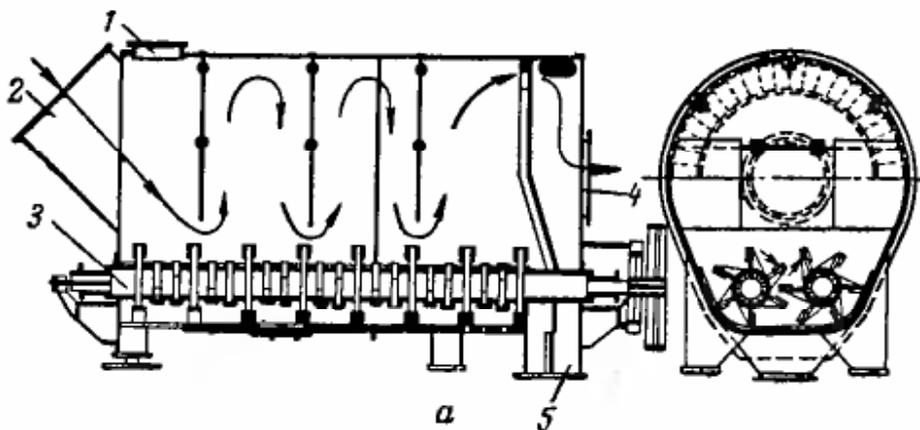


Рис. IV-10. Валковая сушилка «Хаземаг»:

а — вид в разрезе; б — общий вид;  
1 — загрузочное окно; 2 — патрубок для подачи газа; 3 — вал с билами; 4 — патрубок для выхода газа; 5 — окно для выгрузки материала.

Ниже приведены показатели работы сушилки «Хаземаг», по данным А. Даскалеску [107]:

Марка сушилки	Производительность по влаге кг/ч	Установочная мощность квт	Габариты, м		
			длина	диаметр	высота
ASO	85—100	5,0	2	0,9	1,3
ASO/L	125—150	7,5	2,5	0,9	1,3
AS-1	325—350	8—10	4,2	1,25	1,8
AS-2	850—950	12—15	4,8	1,65	2,4
AS-3	1250—1400	20—25	5,2	2,2	3,0
ASS-6	4000—5000	45—50	7,9	3,0	4,4
ASS-7	5000—6000	50—60	9,0	3,5	4,5
ASS-8	6000—8000	70—80	9,0	4,25	5,1

### Турбинные сушилки

Эти сушилки применяют для высушивания и прокаливания различных сыпучих материалов (динатрийфосфат, уголь и др.). Они отличаются хорошей герметичностью, поэтому в качестве агента сушки можно использовать инертные газы.

Турбинная сушилка (рис. IV-11) представляет собой неподвижный металлический кожух 1, плотно обшитый листовой сталью. Внутри сушилки имеется круглая рама 2, вращающаяся вокруг вертикальной оси. На раме укреплены тарелки 3 толщиной 2 мм, состоящие из секторов. Во время работы сушилки рама с тарелками совершает примерно 2 об/мин.

Внутри ограниченного рамой пространства расположено несколько турбин 4, вращающихся со скоростью 60 об/мин и перемещающих газ в сушилке в направлениях, указанных на рис. IV-11, а стрелками.

Газ поступает в сушилку снизу. Отработанный газ выходит сверху через вытяжную трубу, а в некоторых случаях часть его направляется в смесительную камеру топки для снижения температуры газообразных продуктов горения до допустимого предела. Количество циркулирующего газа регулируется при помощи дроссельных клапанов. Циркуляция осуществляется при постоянной скорости 2 м/сек.

На неподвижном корпусе 1 сушилки над каждым рядом тарелок укреплены разравнивающие скребки 5 и за ними (если смотреть по направлению вращения тарелок) сбрасыватели 6. И скребки, и сбрасыватели на отдельных этажах сушилки смещены по спирали; аналогично смещены зазоры между секторами тарелок, благодаря чему материал с конца верхнего сектора падает в начало сектора, расположенного ниже.

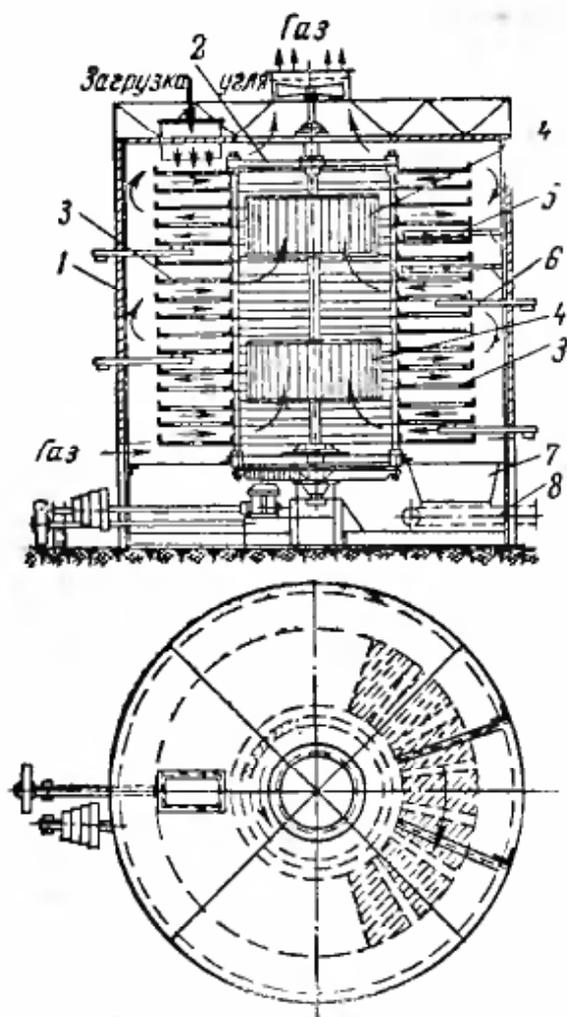


Рис. IV-11. Турбинная сушилка:

1 — кожух; 2 — рама; 3 — тарелки;  
4 — турбины; 5 — скребки; 6 — сбрасыватель;  
7 — разгрузочный желоб;  
8 — транспортер.

точке можно повысить при помощи расположенных внутри нее нагревательных устройств или путем дополнительной подачи горячего газа. Благодаря этому процесс сушки можно разделить на несколько этапов, соответствующих различному потреблению тепла на отдельных участках сушилки, что позволяет установить оптимальный для данного материала температурный режим.

На рис. IV-12 дана характеристика процесса сушки угля в турбинных сушилках. Показатели были получены на опытной установке производительностью, равной 0,1 производительности современной промышленной сушилки. Агент сушки и уголь движутся противотоком (как это принято в настоящее время на производстве).

Температура газов, поступающих на 17-ю (по ходу материала) тарелку, до 8-й тарелки снижается от 380 до 185° С почти линейно (кривая 3). На выходе из сушилки температура газов достигает 155—160° С. Содержание влаги уменьшается с 13 до 2% почти линейно, затем сушка несколько замедляется (кривая 1). Температура угля (кривая 2) от 60 до 165° С повышается линейно.

Материал поступает в сушилку сверху через загрузочное отверстие и шлюзовые затворы, преграждающие доступ воздуха в сушилку. При вращении рамы материал через зазоры между секторами сыпается с тарелки на тарелку, а с нижней тарелки поступает на неподвижное дно. Отсюда укрепленные на раме скребки перемещают его к разгрузочному желобу 7. Далее материал конвейером 8 подается в бункер.

Днище сушилки выполнено из чугунных плит. Пустота между ними и нижней обшивкой заполнена порошкообразным тяжелым шпатом. Такая конструкция обеспечивает достаточную герметичность, предотвращает выход пыли, а при расширении плит под тепловым воздействием позволяет им перемещаться без изгибов и трещин.

Преимущество описанной сушилки по сравнению с барабанной и пневматической состоит в том, что температуру газа в любой ее

При  $165^{\circ}\text{C}$  уголь высушивается окончательно, охлаждающее действие испаряющейся воды прекращается, температура угля начинает повышаться быстрее и на выходе достигает примерно  $245^{\circ}\text{C}$ .

Турбинные сушилки изготовляют диаметром до 12 м с числом тарелок до двадцати. Тепло передается слою высушиваемого материала конвекцией (от газа) и путем теплопроводности или кондукцией (от нагретой тарелки); при высоких температурах часть тепла передается лучеиспусканием. При сушке бурых углей влажностью 59% напряжение рабочей поверхности тарелок  $A_F = 7,8—8,5 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ; максимальное напряжение при сушке топочными газами некоторых солей составляет  $12—14 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Отношение рабочей поверхности тарелок к общей (характеризуется коэффициентом заполнения  $\psi$ ) для больших сушилок с общей поверхностью  $\sim 1000 \text{ м}^2$  составляет 0,8, а для сушилок с поверхностью  $\sim 100 \text{ м}^2$  равно 0,67.

При одновременных сушках и нагреве материала удельная плотность теплового потока составляет примерно  $3800 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  (в расчете на полную поверхность тарелок).

В рассмотренных установках процесс проходит довольно равномерно. Основным их недостатком является малая интенсивность сушки, сложность конструкции и наличие двух приводов — рамы и турбинок.

**Расчет.** Турбинную сушилку обычно рассчитывают по удельному потоку тепла  $q$  [в  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ] или исходя из напряжения по влаге  $A_F$  [в  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ]. При этом поверхность тарелок равна:

$$F_T = \frac{Q_n + Q_n}{q\psi} \text{ м}^2 \quad (\text{IV-12})$$

или

$$F_T = \frac{W}{A_F\psi} \text{ м}^2 \quad (\text{IV-13})$$

где  $\psi$  — коэффициент заполнения тарелок.

Количество тарелок

$$n = \frac{F_T}{0,785 (D_n^2 - D_b^2)} \quad (\text{IV-14})$$

где  $D_n$  и  $D_b$  — соответственно наружный и внутренний диаметр тарелок, м.

Если в результате опытов на модельных сушилках установлена длительность сушки при заданном режиме, сначала определяют заполнение сушилки по уравнению (II-44).

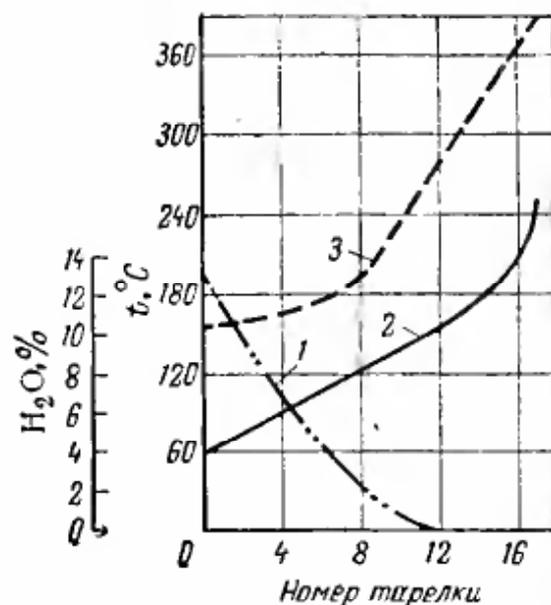


Рис. IV-12. Изменение влажности (1), температуры материала (2) и газов (3) в турбинной сушилке.

Задаваясь высотой слоя материала на тарелках  $h$  (в м), определяем количество тарелок:

$$n = \frac{G_3}{0,785h (D_H^2 - D_B^2) \gamma} \quad (\text{IV-15})$$

где  $\gamma$  — кажущаяся плотность материала,  $\text{кг/м}^3$ .

Соотношение диаметра и количества тарелок зависит от производительности сушилки. Чтобы избежать неравномерности сушки, число тарелок рекомендуется принимать не менее шести.

## Ленточные сушилки

Ленточная сушилка представляет собой коридор, в котором размещены один над другим ленточные транспортеры. Коридор разделен на секции; в них в зависимости от процесса подается агент сушки при различных температурах. Ленточные сушилки могут работать с рециркуляцией газов и без нее; возможен также внутренний многократный подогрев воздуха. В качестве агента сушки используют топочные газы и нагретый воздух, а иногда перегретый пар.

В установках данного типа наряду с сушкой можно проводить также обжиг и охлаждение материала; такие установки различаются лишь количеством ярусов ленточных транспортеров. В зависимости от характера высушиваемого материала конструкция транспортера может быть различной. Транспортеры выполняются в виде металлической плетеной сетки, перфорированной штампованной ленты; отдельных прямоугольных лотков с укрепленной в них сеткой либо в виде пластинчатой ленты и могут иметь одну или две рабочие поверхности. Все сушилки данного типа работают с продувкой материала потоком агента сушки. Они применяются для сушки зернистых, кусковых и волокнистых материалов.

Ленточные сушилки с одним транспортером обычно делаются многозонными в направлении движения материала. Например, для более равномерной сушки газовый теплоноситель сначала подают под слой материала (под ленту), а затем пропускают над слоем. Зоны 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 свежий агент сушки, который после однократного пропускания через слой материала выводят из установки. В этом случае на каждом транс-

портере может быть только одна зона, отличающаяся от других в основном температурой агента сушки, так как количество проходящего сухого воздуха по зонам одинаково.

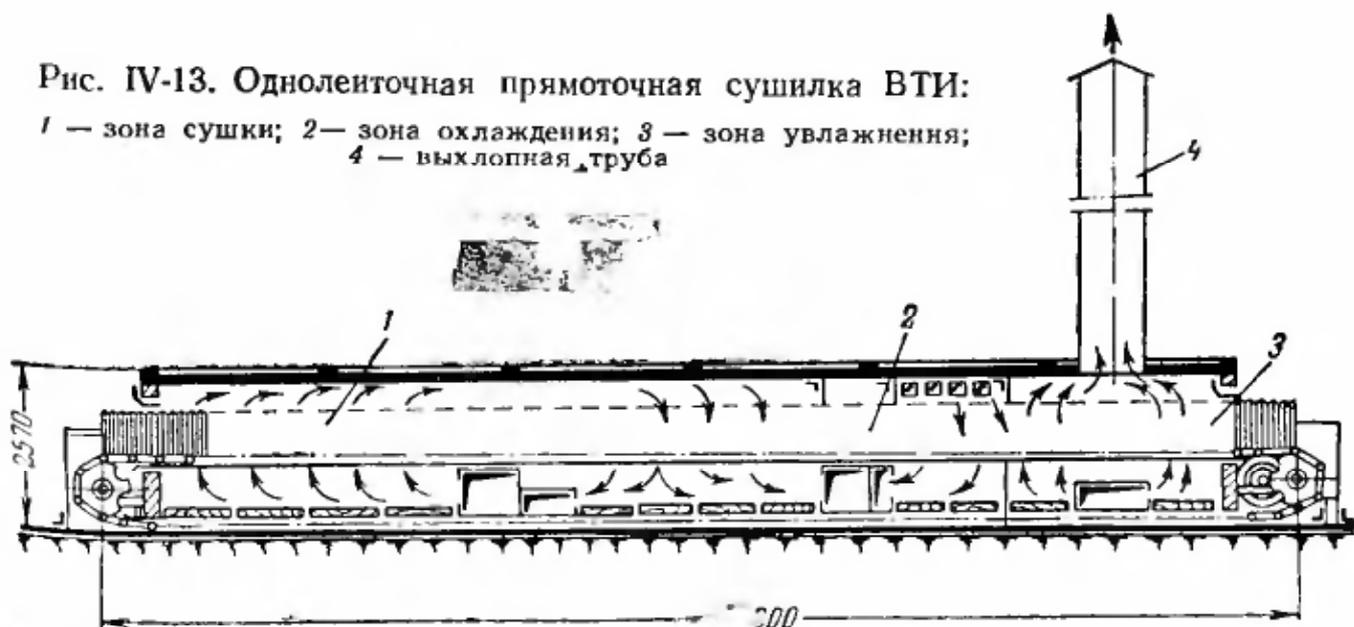
Неравномерность сушки по высоте слоя при прохождении газа в каждой зоне только снизу вверх устраняется благодаря перемешиванию материала при его пересыпании с одной ленты на другую. Для перемешивания и выравнивания слоя материала иногда над лентой помещают специальные приспособления — ворошители. Для этой же цели в некоторых случаях газ подводят под ленту через сопла, расположенные на определенном расстоянии друг от друга. При этом в местах удара газовой струи происходит бурное перемешивание материала.

Выбор конструкции ленточной сушилки зависит от свойств материала и требований, предъявляемых к процессу сушки.

Одноленточная прямоточная сушилка ВТИ (рис. IV-13) работает на смеси топочных газов с воздухом и предназначена для сушки волокнистых и зернистых материалов. Сушильный коридор разделен на четыре зоны: две зоны сушки, зону охлаждения и зону увлажнения. Топочные газы поступают из топки в камеру смешения, где смешиваются с отработанными газами и наружным воздухом. Затем агент сушки вентилятором подают под слой материала первой зоны. Пройдя этот слой, газ поступает во вторую зону, где проходит через материал сверху вниз. Часть агента сушки возвращается на рециркуляцию, остальное его количество поступает в зону увлажнения. Холодный воздух через окна вводится в зону охлаждения, проходит через слой материала сверху вниз, смешивается далее с отработанным агентом сушки. Затем часть воздуха вентилятор выбрасывает в атмосферу, а часть нагнетает в зону увлажнения. Из последней зоны отработанные газы через вытяжную трубу отводятся в атмосферу.

Рис. IV-13. Одноленточная прямоточная сушилка ВТИ:

1 — зона сушки; 2 — зона охлаждения; 3 — зона увлажнения;  
4 — выхлопная труба



При сушке льняной тресты режим работы установки следующий:

Температура агента сушки, °С . . . . .	95
Скорость газов через слой <i>и</i> , м/сек . . . . .	0,45
Нагрузка материала на сетку, кгс/м <sup>2</sup> . . . . .	25
Длительность сушки, мин . . . . .	26
Влажность, %	
начальная . . . . .	20
конечная . . . . .	8
Удельный расход тепла, ккал/кг влаги . . . . .	1510
Расходуемая мощность, квт . . . . .	9,7

На мелитопольском машиностроительном заводе им. Воровского изготовляют четырехленточные паровые сушилки типа КСА, имеющие четыре расположенных друг над другом ленточных транспортера. Сушилки выпускаются четырех размеров, в зависимости от рабочей площади сеток (10, 20, 40 и 80 м<sup>2</sup>). Наиболее распространены сушилки КСА-80 (рабочая площадь сеток 80 м<sup>2</sup>).

Одноленточная сушилка показана на рис. IV-14. Материал перемещается ленточным пластинчатым транспортером, причем размеры щелей для прохода воздуха составляют 1,5×5,7 мм либо 2,4×12,7 мм. Живое сечение пластин 25%. Каждая зона работает самостоятельно при любом заданном гидродинамическом и температурном режимах. Воздух, нагреваемый в калорифере 6, центробежным вентилятором 7 подается в распределительный канал 8 и проходит далее слой материала 4 сверху вниз. Через окна 3 воздух возвращают на рециркуляцию. Часть отработанного воздуха выбрасывается вентилятором 9. Свежий воздух подсасывается через окно 5, его количество определяется количеством отводимого отработанного агента сушки. Для выравнивания влажности материала по высоте слоя через каждые 5—6 м длины ленты установлены ворошители, представляющие собой два валька с «пальцами». В местах входа и выхода материала установлены уплотняющие «kozyрки».

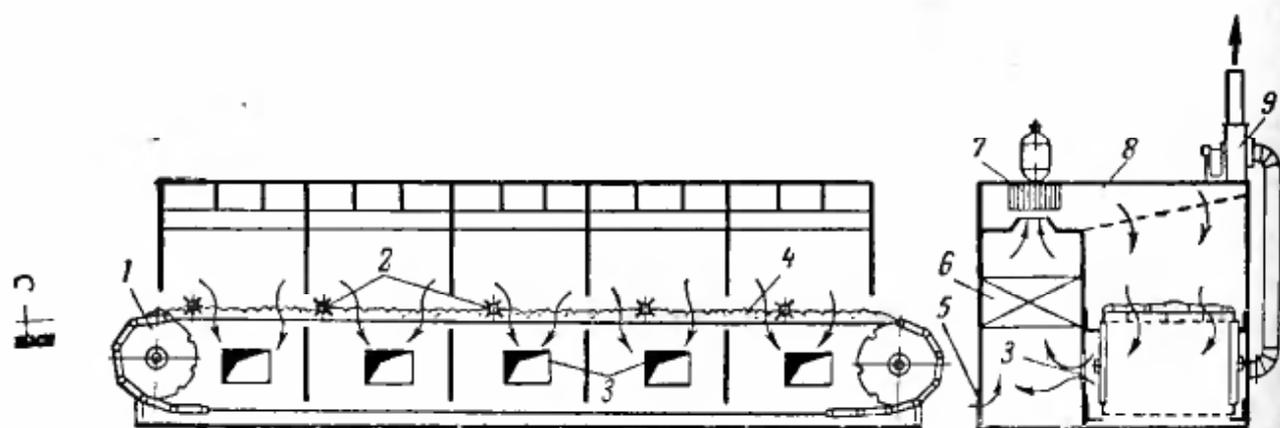


Рис. IV-14. Одноленточная многозонная сушилка:

1 — пластинчатый транспортер; 2 — рыхлители; 3 — окна; 4 — материал; 5 — окно для подсоса воздуха; 6 — паровой калорифер; 7 — центробежный вентилятор; 8 — распределительный канал; 9 — отсасывающий вентилятор.

Для сушки синтетических каучуков (в виде крошки) применяются пятизонные сушилки длиной 26 м. Показатели процесса:

Начальная температура воздуха, °С	130—140
Влажность, %	
начальная . . . . .	50
конечная . . . . .	0,5
Высота слоя, мм . . . . .	100
Нагрузка материала на сетку, кгс/м <sup>2</sup>	280
Съем сухого продукта $A_g$ , кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	30—40
Напряжение по влаге $A_F$ , кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	~35

В сушилках КСА-40 и КСА-80 каждый транспортер оборудован индивидуальным приводом с вариаторами скорости, в сушилке КСА-20 привод общий. Четырехленточная сушилка КСА-80 (рис. IV-15) состоит из четырех сетчатых ленточных транспортеров, натянутых на барабаны. Ширина ленты 2 м, длина 10 м, живое сечение 48%. Между ветвями транспортера расположены батареи калориферов. Материал с одной ленты пересыпается на другую через специальные направляющие козырьки. Для перемешивания материала установлены ворошители, для очистки барабанов — специальные ножи. Воздух снизу вверх проходит последовательно все зоны, нагреваясь четыре раза в калориферах. Поверхность нагрева калориферов каждой зоны равна соответственно (сверху вниз) 272, 196, 272 и 180 м<sup>2</sup>. Пар поступает параллельно в первый и второй калориферы, а из второго — последовательно в третий и четвертый калориферы. Конденсат отводится от первого и четвертого калориферов. Воздух отсасывается из сушилки осевым вентилятором (потребляемая мощность 2,8 квт). Отработанный воздух частично может возвращаться на рециркуляцию по специальному каналу. Ниже приведена техническая характеристика установки:

Габариты, м	
длина . . . . .	11
ширина . . . . .	2,25
высота . . . . .	4,25
Производительность по влаге, кг/ч . . . . .	500
Рабочее давление пара, ат . . . . .	8
Площадь сетки, м <sup>2</sup> . . . . .	80
Поверхность нагрева калориферов, м <sup>2</sup>	920
Температура нагрева воздуха в каждой зоне, °С . . . . .	100
Скорость движения ленты, м/мин . . . . .	0,1—0,5
Производительность вентиляторов, м <sup>3</sup> /ч . . . . .	28 000
Количество вентиляторов . . . . .	3
Мощность электродвигателей, квт . . . . .	14,4

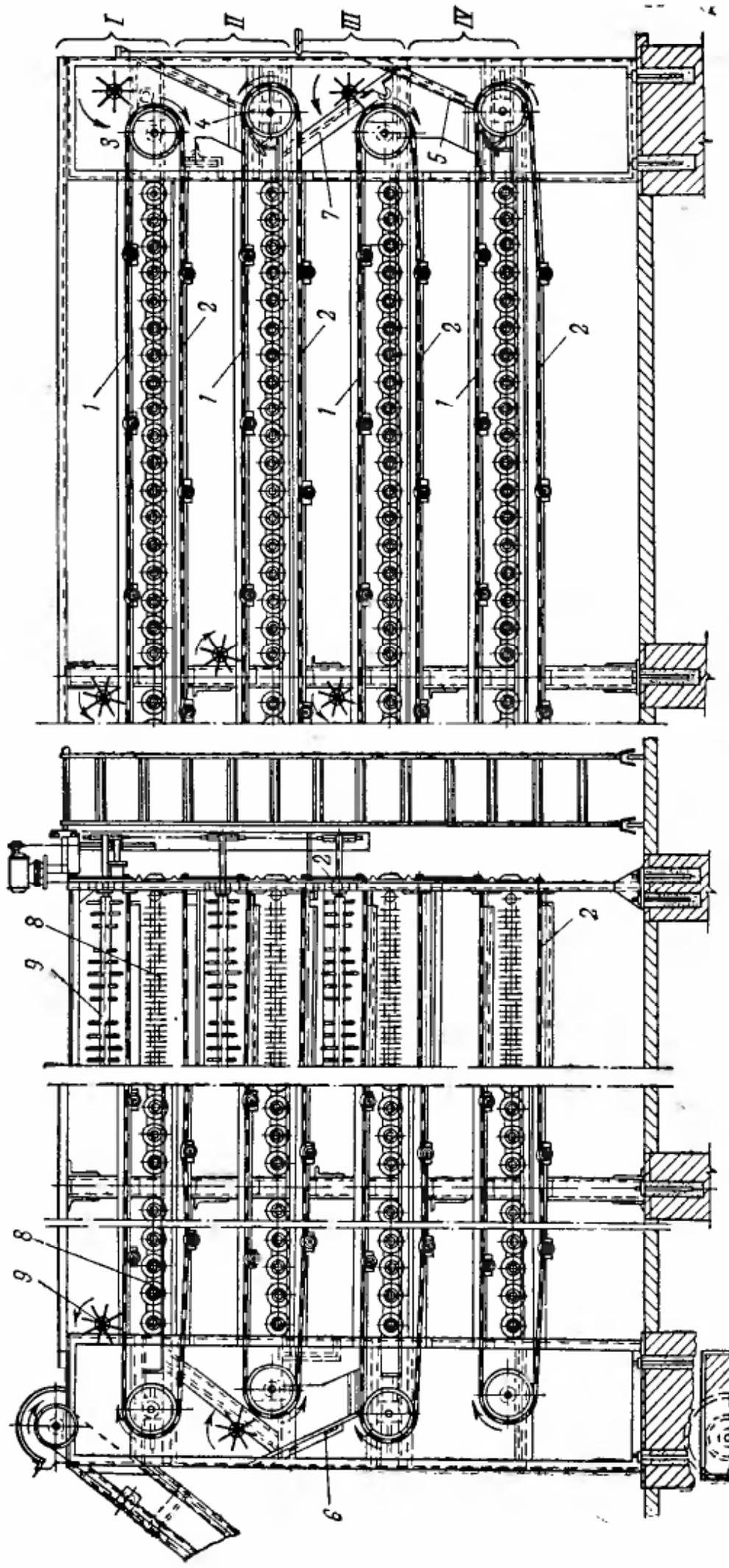


Рис. IV-15. Паровая четырехленточная сушилка КСА-80 (вид в разрезе):

1, 2 — рабочая и холостая ветви транспортерной ленты; 3, 4 — приводной и натяжной барабаны транспортерной ленты; 5, 6, 7 — направляющие козырьки; 8 — калориферы отопительных батарей; 9 — ярусы (транспортеры).

Одна из разновидностей описанной сушилки — пятиленточная паровая сушилка типа СПК-30. Ниже дана ее техническая характеристика:

Габариты, м	
длина (с подающим транспортером)	7,6
ширина . . . . .	2,4
высота (с аспирационной камерой)	3,1
Ширина ленты, м . . . . .	1,25
Рабочая площадь сетки, м <sup>2</sup> . . . . .	30
Скорость верхней ленты, м/мин . . . . .	0,2
Число ярусов калориферов . . . . .	5
Давление пара, ат . . . . .	3—8

Ленточная десятиярусная сушилка типа СЛ-10 завода «Прогресс» (рис. IV-16) представляет собой камеру, внутри которой

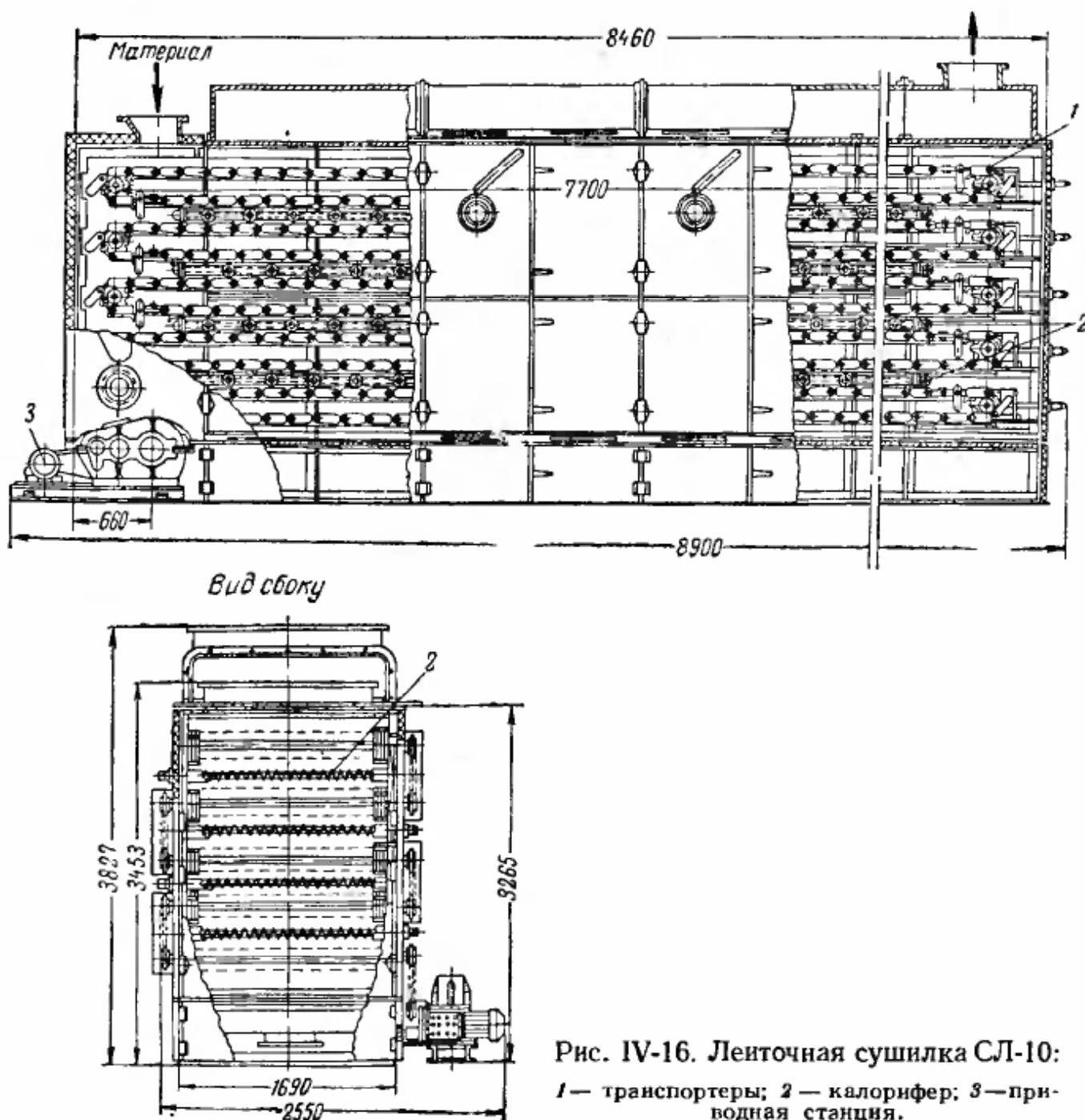


Рис. IV-16. Ленточная сушилка СЛ-10:  
1 — транспортеры; 2 — калорифер; 3 — приводная станция.

установлены один над другим пять транспортеров, а между ними — ребристые калориферы. В верхней и нижней частях камеры по всей длине сушилки расположены воздуховоды, каждый из которых оборудован семью шиберами для равномерного распределения воздуха по длине сушилки. Несущим полотном транспортеров являются последовательно установленные сетки, укрепленные в рамках, поворачивающихся вокруг оси. Рамки движутся вместе с цепями по направляющим уголкам. В конце каждой ветви транспортера в опорных уголках имеются вырезы. Дойдя до места выреза, рамки с продуктом опрокидываются, и высушиваемый материал пересыпается на нижележащее полотно. Для выравнивания материала по полотну имеются специальные приспособления. Транспортеры приводятся в движение от общего привода.

Скорость движения всех транспортеров одинакова, ее можно регулировать бесступенчатым электровариатором. Воздух проходит через слой материала снизу вверх и отсасывается вентилятором. Материал подают на верхний транспортер, а выгружают шнеком, расположенным в нижней части камеры.

Сушилку изготовляют из углеродистой стали, сетку — из нержавеющей стали 1X18H9T.

Ниже приведена техническая характеристика сушилки:

Габариты, м	
длина . . . . .	8,9
ширина . . . . .	2,55
высота . . . . .	3,83
Ширина ленты, м . . . . .	1,4
Скорость движения ленты, м/мин . . . . .	0,186—0,828
Производительность, м <sup>3</sup> /ч . . . . .	0,45—2
Максимальная высота слоя, м . . . . .	0,1
Длительность пребывания продукта, ч . . . . .	1,5—6
Поверхность нагрева одного калорифера, м <sup>2</sup> . . . . .	95
Давление пара, ат . . . . .	4

Средняя интенсивность сушки в ленточных сушилках колеблется в пределах 5—18 кг/(м<sup>2</sup>·ч) [максимальная 30 кг/(м<sup>2</sup>·ч)] при температуре сушки 80—100° С и начальном влагосодержании  $w_1^c = 45—150\%$ .

**Расчет.** Для расчета ленточных сушилок необходимо знать соотношения, определяющие коэффициенты тепло- и массообмена в условиях фильтрации газов через спокойный слой материала.

Коэффициент теплообмена в слое зернистого материала, продуваемого газом, можно определить из соотношений, предложенных В. Н. Тимофеевым [33]:

$$Nu = 0,106Re \quad \text{при} \quad 20 < Re < 200 \quad (IV-16)$$

$$Nu = 0,61Re^{0,67} \quad \text{при} \quad Re > 200 \quad (IV-17)$$

За определяющий размер во всех соотношениях принимают диаметр частиц, а для волокнистых материалов — диаметр нити.

При сушке подмосковного угля в периоде постоянной скорости процесса И. М. Федоров получил следующие соотношения:  
для коэффициента теплообмена

$$Nu = 0,23Re^{0,863} \quad \text{при} \quad \frac{h}{\delta} > 4 \quad (IV-18)$$

для коэффициента массообмена

$$\frac{\beta_d \delta}{D} (1 + d_c) = 0,355Re^{0,863} \quad (IV-19)$$

где  $h$  — высота слоя, м;

$\delta$  — диаметр частиц, м;

$\beta_d$  — коэффициент массообмена, отнесенный к единице влагосодержания, кг/(м<sup>2</sup>·ч);

$d_c$  — среднее влагосодержание, кг/кг;

$D$  — коэффициент диффузии, кг/(м·ч).

Были получены значения  $\beta_d$  от 50 до 5000 кг/(м<sup>2</sup>·ч) и  $\alpha = 12—120$  ккал/(м<sup>2</sup> × ч·град). Для испарения с плоской поверхности при скорости потока  $u = 2—3$  м/сек коэффициент теплообмена составляет всего 15—20 ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град). Коэффициенты теплообмена, отнесенные к объему слоя материала, равны: при омывании потоком газа  $\alpha_V = 700—7000$  ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град), при продувке слоя  $\alpha_V = 3000—30\,000$  ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град).

А. А. Комаровский и В. В. Стрельцов [75] получили соотношение для диффузионного критерия Нуссельта:

$$Nu' = 0,38 (Re^{0,2} + 0,102Re^{0,8}) (Pr')^{0,4} \quad (IV-20)$$

По данным [31], коэффициент теплообмена может быть определен по уравнению:

$$\alpha = 0,37\psi u^{0,59} (1 - \epsilon_0)/\delta^{0,41} \quad \text{при} \quad Re > 350 \quad (IV-21)$$

где  $\psi$  — фактор формы.

*Одноленточные сушилки.* В этих сушилках для выравнивания влажности материала по высоте слоя агент сушки обычно пропускают через него дважды (сверху и снизу).

Из статического расчета имеем расход сушильного агента  $L$  (в кг/ч). Скорость потока в слое материала принимают оптимальной, исходя из приведенных ниже соображений.

При потоке снизу вверх скорость газов выбирают из расчета, чтобы унос мелких частиц из слоя был минимален или не происходило подъема слоя (в случае сушки волокнистых материалов). При потоке газов сверху вниз можно использовать большие скорости газа через слой. Величина скорости обуславливается допустимым гидравлическим сопротивлением слоя и уносом частиц материала, которые могут забивать отверстия сетки конвейера. Высота слоя материала ограничивается допустимым гидравлическим сопротивлением и равномерностью сушки; обычно она не превышает 150—200 мм.

Расчет рабочей поверхности можно проводить двумя способами. По первому принимают оптимальное значение высоты слоя  $h$  (в м), тогда нагрузка на 1 м<sup>2</sup> сетки:

$$g = \gamma_n h \quad \text{кг/м}^2$$

поверхность частиц на 1 м<sup>2</sup> сетки:

$$f = \frac{6(1 - \epsilon_0)h}{\psi \delta_0} \quad \text{м}^2 \quad (IV-22)$$

где  $\delta_0$  — эквивалентный диаметр частиц, м.

Задаваясь далее скоростью газов через слой, по уравнениям (IV-16)—(IV-18) рассчитывают коэффициент теплообмена, а по нему — скорость сушки в первом периоде.

Если сушка определяется внешними условиями теплообмена, то по уравнению (II-48) находят суммарную поверхность частиц  $F$  (в  $m^2$ ). Тогда рабочая поверхность сетки:

$$F_p = \frac{F}{f} m^2 \quad (IV-23)$$

Зная ширину ленты конвейера и  $F_p$ , определяют ее длину. По расходу газов  $Lv_0$  (в  $m^3/ч$ ) и площади сетки  $F_p$  рассчитывают действительную скорость газов через слой. Если полученная скорость незначительно отличается от принятой первоначально, проводят окончательный расчет при найденной скорости газа  $u$  (в  $m/сек$ ). В случае значительного расхождения делают поправку на режим сушки и количество циркулирующего газа.

Необходимо отметить, что в зависимости от направления потока и влажности материала отдельные зоны сушилки могут работать при различных скоростях газа. На стороне влажного материала возможны более высокие скорости.

Если сушка обуславливается внутренней диффузией, то по коэффициенту сушки и ее скорости в первом периоде определяют длительность процесса  $\tau$  (в ч) при заданном температурном и гидродинамическом режимах. Тогда рабочая поверхность сетки составит:

$$F_p = \frac{\tau_k G_2}{g} m^2 \quad (IV-24)$$

В обоих случаях, зная длительность сушки, определяют скорость перемещения ленты и число оборотов приводного барабана.

По второму способу задаются скоростями потока газов через слой по зонам  $u'$  и  $u''$  (в  $m/сек$ ). По расходу газов  $L$  (в  $кг/ч$ ) определяют рабочую поверхность сетки из соотношения:

$$F_p = \frac{Lv'_0}{3600u'} + \frac{Lv''_0}{3600u''} m^2 \quad (IV-25)$$

где  $v'_0$  и  $v''_0$  — удельные объемы агента сушки (сухого) соответственно в первой и второй зонах,  $m^3/кг$ .

Зная температурный и гидродинамический режимы, определяют коэффициент теплообмена, скорость сушки и длительность процесса. Далее рассчитывают необходимую поверхность частиц на сетке, обеспечивающую заданную производительность сушилки. Зная поверхность, находят нагрузку материала на сетку или высоту слоя. Если определяют длительность сушки, то по уравнению (II-44) рассчитывают заполнение сушилки и соответственно нагрузку материала на сетку  $g = G/F_p$  (в  $кгс/m^2$ ).

*Многоярусная ленточная сушилка.* В стандартных сушилках известна поверхность нагрева калориферов в каждой зоне. Поэтому для конкретного материала задаются оптимальной скоростью воздуха или соответственно количеством агента сушки. Температурный режим в каждой зоне известен по экспериментальным данным. Из построения на  $I-d$ -диаграмме процесса сушки с подогревом в каждой зоне определяют удельный расход воздуха на 1 кг испаряемой влаги, количество влаги  $W$  (в  $кг/ч$ ) и производительность сушилки  $G_2$  (в  $кг/ч$ ) из уравнения (II-39).

Исходя из производительности  $G_2$ , рассчитывают толщину слоя материала на каждом ярусе или длительность сушки по зонам. Количество тепла, переданного материалу в каждой зоне, известно из построения процесса сушки на  $I-d$ -диаграмме. Зная скорость и температуру агента сушки, определяют коэффициент теплообмена, скорость процесса и его длительность через  $N$  и  $\kappa$  (стр. 110). Далее по уравнению (II-48) находят поверхность теплообмена, а затем рассчитывают высоту слоя материала и скорость движения сетки транспортера в каждой зоне.

Гидравлическое сопротивление слоя и сушилки определяют по уравнениям (III-5), (III-10), (III-12),

Сушилки этого типа применяются для зернистых хорошо сыпучих материалов (катализаторы, зерно, гранулированный уголь и т. д.). Главным элементом аппарата является вертикальная шахта, в которой материал высушивается, перемещаясь под действием силы тяжести. Сушильный агент проходит через слой сыпучего материала.

По характеру движения материала внутри шахты эти сушилки разделяются на три типа:

- со свободным падением материала внутри шахты;
- со свободным падением материала, искусственно замедленным путем установки полок различного вида;
- с замедленным движением материала (материал движется в шахте сплошной массой, скорость его перемещения определяется количеством отбираемого высушенного материала).

Сушилки первых двух типов можно использовать для сушки материалов, из которых необходимо удалить поверхностную влагу (асбестовая руда, поваренная соль  $\text{NaCl}$  и т. д.). Длительность сушки в них составляет несколько секунд. Ввиду малой интенсивности сушки и практически нерегулируемого времени пребывания материала они очень редко применяются на практике. Высота этих сушилок достигает 60—80 м.

В сушилках с замедленным движением материала длительность процесса можно регулировать в широких пределах — от нескольких минут до нескольких часов. Эти сушилки применяются достаточно широко в различных отраслях промышленности.

На рис. IV-17 показана шахтная сушилка типа ДСМ-24 производительностью 24 т/ч (по зерну), работающая на смеси топочных газов с воздухом. Установка состоит из двух шахт, между которыми расположена распределительная камера. Камера разделена горизонтальными перегородками на три части; первая и вторая предназначены для распределения газов в зонах сушки, нижняя — для подачи наружного воздуха в зону охлаждения. Шахта заполнена коробами с открытыми днищами; одни ряды коробов связаны с нагнетающей камерой сушилки, другие — с отсасывающей. Агент сушки, проходя от нагнетательных коробов к всасывающим, продольным потоком пронизывает материал, как показано на рис. IV-17, б. Отработанные газы выбрасываются из сборной камеры в атмосферу. Иногда отработанный газ из второй зоны сушки подают в первую. Воздух после зоны охлаждения используют в топке. В нижней части шахты установлено разгрузочное устройство, с помощью которого регулируются длительность сушки и равномерность выпуска материала по сечению шахты.

Интенсивность процесса обуславливается температурой агента сушки и скоростью прохождения его через слой материала.

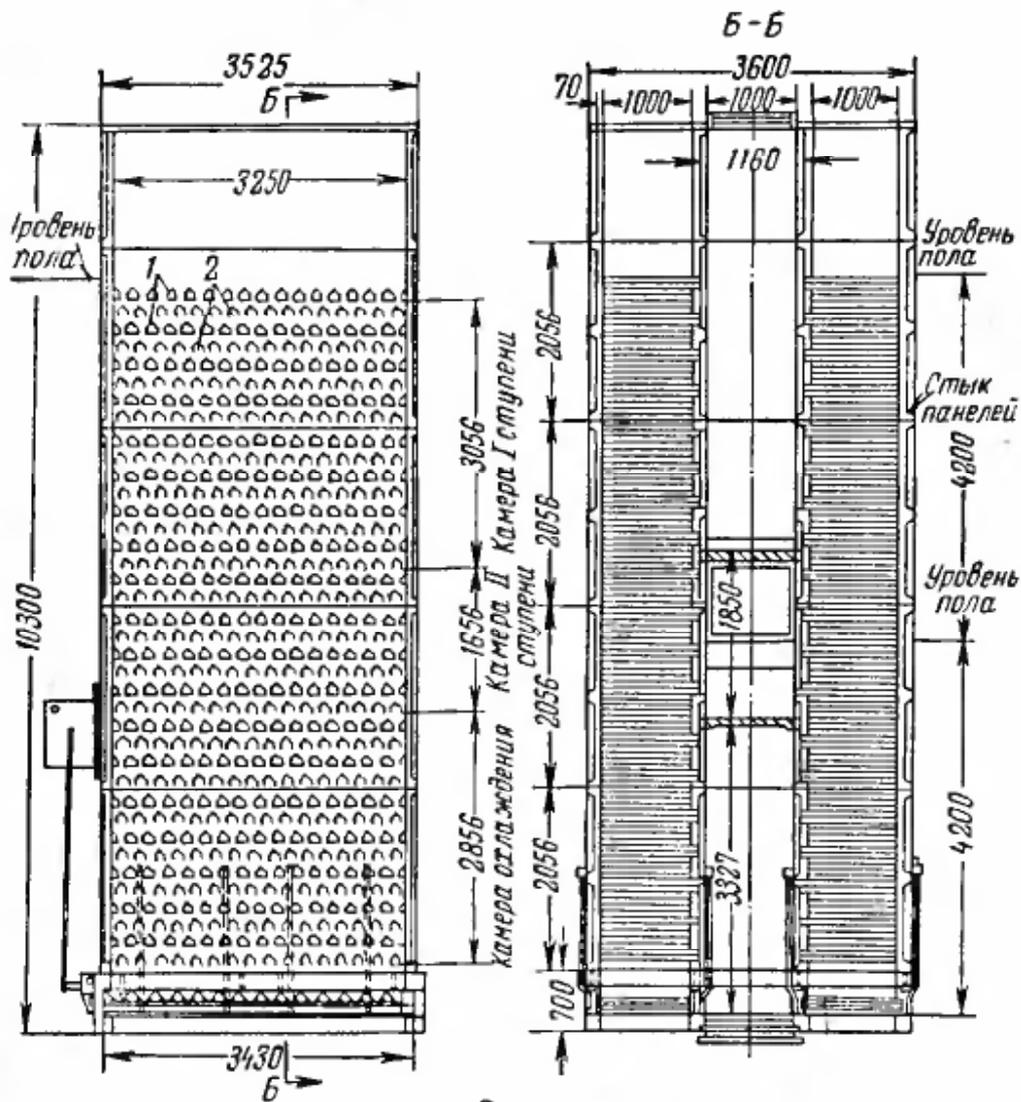


Рис. IV-17. Шахтная сушилка:

а — разрез шахты; б — схема расположения коробов; 1 — отсасывающие короба; 2 — нагнетательные короба.

Каждая зона сушилки может работать по принципу параллельных или встречных потоков материала и теплоносителя. Расстояние между коробами по горизонтали определяется свободным прохождением материала без зависания и сводообразования и количеством подаваемого агента сушки; в сушилке ДСМ-24 оно составляет 90 мм. Большие скорости газа в коробах недопустимы, так как они могут привести к уносу материала. Условная скорость газа, проходящего через слой материала, обычно составляет 0,2—0,3 м/сек. Большие скорости в слое материала приводят к повышению гидравлического сопротивления сушилки.

Оптимальная условная скорость газов через слой материала определяется в каждом отдельном случае в зависимости от характеристики материала (термочувствительности, сыпучести, наличия пыли и т. д.). Расстояние между нагнетающими и отсасывающими коробами обусловлено допустимым гидравлическим сопротивлением слоя материала и количеством переданного материалу тепла, определяющим необходимое снижение температуры агента сушки. Толщину слоя материала обычно принимают 200 мм (для зерна). Если уменьшить толщину слоя, то можно увеличить скорость агента сушки до 0,6—0,7 м/сек, что значительно ускорит процесс сушки. Напряжение единицы объема по влаге  $A_V = 20—30 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ , при повышенной скорости  $A_V = 50 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ .

Основной недостаток шахтных сушилок — малая интенсивность процесса сушки. Из-за сводообразования в зоне влажного материала движение его неравномерно, что приводит к неравномерной сушке. Наличие мелких частиц в материале значительно снижает фильтрующие свойства его слоя. Поскольку мелкие частицы и пыль распределены по сечению шахты неравномерно, то и агент сушки распределяется неравномерно. В застойных зонах происходит так называемое запаривание материала, а иногда и возгорание его, если для сушки применяются топочные газы.

**Расчет.** Обычно шахтные сушилки рассчитывают по экспериментальным данным ( $\alpha_V$  и  $A_V$ ), используя уравнения (II-76) и (II-94). Определив рабочий объем шахты  $V_p$ , по оптимальной скорости агента сушки находят сечение камеры  $F_k$  и ее высоту. Более точно расчет шахтной сушилки производят следующим образом.

Задаются скоростью агента сушки через слой материала  $u$  (в м/сек). Температуру газа на входе принимают по экспериментальным данным в зависимости от термочувствительности материала. Расстояние между коробами по высоте определяют из условий допустимого гидравлического сопротивления по уравнениям (III-10), (III-12).

Далее по скорости газов и их температуре находят коэффициент теплообмена  $\alpha$ , величину  $N$  в период постоянной скорости сушки, а затем количество тепла, отдаваемое газами на 1 м<sup>2</sup> поперечного сечения слоя:

$$q = \alpha \Delta t_{\text{ср}} F \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) \quad (\text{IV-26})$$

Зная  $q$ , определяют температуру агента сушки за слоем. Расчет повторяют до тех пор, пока не получат хорошей сходимости результатов расчета. Далее по количеству переданного тепла находят влажность материала после первого слоя. Число слоев, на которые подается агент сушки, определяют, исходя из условия,

что конечная влажность материала равна требуемой величине. Рабочая высота камеры равна:

$$H_p = h_c n \text{ м}$$

где  $h_c$  — высота слоя, м;  
 $n$  — количество слоев.

### КОНВЕКТИВНАЯ СУШКА С СОПЛОВЫМ ОБДУВОМ ПЛОСКИХ МАТЕРИАЛОВ

В зависимости от направления потока газа к поверхности коэффициент теплообмена  $\alpha$  изменяется, причем при перпендикулярном направлении потока газа  $\alpha$  значительно больше, чем при параллельном. Последнее объясняется тем, что толщина пограничного слоя зависит, помимо других факторов, от скорости газов и направления потока. С увеличением скорости отношение  $\alpha_{\text{пер.}}/\alpha_{\text{пар.}}$  возрастает (рис. IV-18, а). Однако при обдуве потоком газов в направлении, перпендикулярном поверхности материала, потребовалось бы очень большое количество агента сушки, что неэкономично. Поэтому используют сопловой обдув — локальный обдув с большими скоростями струи, перпендикулярной поверхности материала. При этом благодаря большим скоростям и перпендикулярному направлению струи с турбулизацией пограничного слоя интенсифицируется тепло-

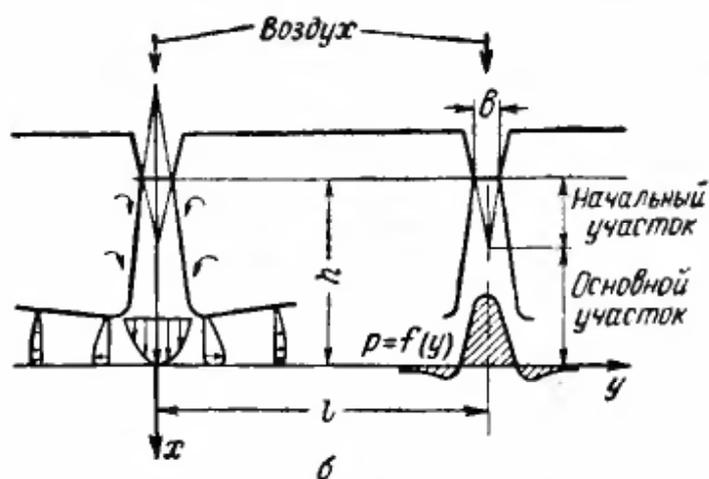
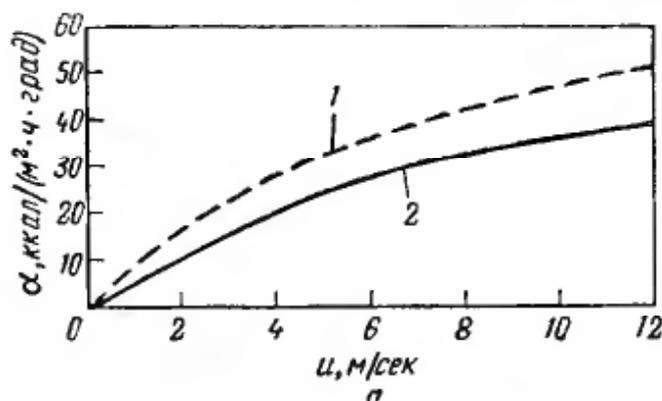


Рис. IV-18. Схема истечения свободной струи из сопел:

$\alpha$  — зависимость коэффициента теплообмена от скорости: 1 — поток перпендикулярен высушиваемой поверхности; 2 — поток параллелен высушиваемой поверхности ( $u$  — скорость воздуха у поверхности);  $b$  — истечение струи из сопла.

ничного слоя интенсифицируется тепло- и массообмен практически при таких же расходах агента сушки, что и в случае параллельного омывания материала потоком газа.

На практике используют круглые и плоско-параллельные сопла с начальной скоростью истечения до 100 м/сек.

Истечение газа из сопел можно отнести к затопленным свободным струям, так как струя газа не ограничена твердыми стенками, а среда имеет те же физические свойства, что и газ. Обычно струя, вытекающая из сопла, турбулентна.

Согласно теории затопленных струй [1],

струя имеет начальный и основной участки (рис. IV-18, б). На начальном участке скорость потока по оси равна начальной скорости истечения струи из сопла. Дальнобойность струи зависит от начальной скорости истечения и величины выходного отверстия сопла. Как показывают опыты, давление в струе практически неизменно и равно давлению в окружающем пространстве. Поэтому полное количество движения секундной массы газа во всех сечениях струи остается неизменным. Поле скоростей на основном участке в поперечном сечении имеет максимум по оси сопла и нулевые значения на границе струи и среды.

Отношение расхода газа по сечению струи  $V$  (в  $\text{м}^3/\text{сек}$ ) к начальному  $V_0$  (в  $\text{м}^3/\text{сек}$ ) равно:

$$\frac{V}{V_0} = 2,13 \frac{u_0}{u_m} \quad (\text{IV-27})$$

где  $u_0$  — скорость истечения газа из сопла,  $\text{м}/\text{сек}$ ;  
 $u_m$  — скорость газа по оси сопла,  $\text{м}/\text{сек}$ .

Введем понятие средней скорости газа по поперечному сечению струи.

Тогда средняя по площади скорость

$$u'_{\text{ср.}} = 0,2u_m \quad (\text{IV-28})$$

а средняя по расходу скорость

$$u''_{\text{ср.}} = 0,48u_m \quad (\text{IV-29})$$

Средняя квадратичная скорость по сечению:

$$u'''_{\text{ср.}} = 0,7u_m \quad (\text{IV-30})$$

Для круглых сопел осевая скорость  $u_m$  равна:

$$\frac{u_m}{u_0} = \frac{0,96}{\frac{ah}{R} + 0,29} \quad (\text{IV-31})$$

а расход составляет:

$$V = 2,22V_0 \left( \frac{ah}{R} + 0,29 \right) \quad (\text{IV-32})$$

где  $h$  — расстояние от среза сопла до сечения,  $\text{м}$ ;

$R$  — радиус сопла,  $\text{м}$ ;

$a$  — коэффициент турбулентности, определяемый опытным путем ( $a = 0,06-0,08$ ).

Для плоско-параллельной струи осевая скорость равна:

$$\frac{u_m}{u_0} = \frac{1,2}{\sqrt{\frac{ah}{0,5b} + 0,41}} \quad (\text{IV-33})$$

где  $b$  — ширина щели сопла,  $\text{м}$ .

В этом случае коэффициент турбулентности  $a = 0,10—0,11$ . Угол раствора плоской струи колеблется в пределах  $12—16^\circ$ .

При истечении струи, имеющей температуру, отличающуюся от температуры среды, вследствие перемешивания создается определенное температурное поле по сечению струи, аналогичное полю скоростей.

По Г. Н. Абрамовичу, безразмерная избыточная температура связана с безразмерной скоростью следующим соотношением:

$$\frac{\Delta t}{\Delta t_m} = \sqrt{\frac{u}{u_m}} \quad (\text{IV-34})$$

Средняя по расходу температура в сечении равна:

$$\frac{\Delta t_{\text{ср.}}}{\Delta t_0} = \frac{u_{\text{ср.}}}{u_0} \quad (\text{IV-35})$$

Таким образом, на основном участке скорости и температуры газа в сечении струи неодинаковы.

При настилающейся на плоскую стенку под углом  $90^\circ$  струе происходит равномерное ее растекание. Все профили такой струи (за пределами конуса) подобны между собой. Из рис. IV-18 видно: чем больше расстояние от оси, тем меньше средняя скорость газа.

Локальные коэффициенты теплообмена по поверхности плоской стенки различны, так как неодинаковы температурные и скоростные поля.

Кинетика процесса сушки с сопловым обдувом материала изучалась на эмульсионных слоях. В опытах использовались тонкие параллельные струи, влага испарялась в периоде постоянной скорости сушки. Температура воздуха составляла  $30—50^\circ \text{C}$ , скорость истечения  $u_0 = 10—30 \text{ м/сек}$ , расстояние от среза сопла до поверхности  $h = 55—100 \text{ мм}$ .

С увеличением скорости истечения воздуха увеличивается интенсивность сушки. Интересным результатом опытов явилось следующее: если, изменяя расстояние от сопла до поверхности, сохранять постоянной величину средней квадратичной скорости на уровне поверхности испарения при переменной начальной скорости, то скорость сушки практически не меняется.

Аэродинамика омывания поверхности потоком газов зависит при прочих равных условиях от шага между соплами, т. е. условный (средний по площади) коэффициент тепло- и массообмена является функцией расстояния между осями струй. Поэтому автором [47] было предложено принимать в качестве определяющего размера в критериях  $Re$  и  $Nu$  расстояние между соплами  $l$ , а в качестве определяющей скорости — среднюю квадратичную скорость по сечению струи на уровне расположения поверхности испарения. Эта скорость однозначно характеризует расстояние от среза сопла до поверхности, начальную скорость истечения струй, размер сопла и т. д.

Для периода постоянной скорости автором совместно с Н. А. Виноградовой и Е. Е. Розенталем [47] было выведено следующее соотношение:

$$Nu = 0,0892 Re^{0,806} Pr^{0,33} \quad (IV-36)$$

где  $Re$  — критерий Рейнольдса, равный  $u_{ср.}l/\nu$  ( $l$  — шаг между соплами);  
 $u_{ср.}$  — средняя квадратичная скорость, определяемая из соотношений (IV-30), (IV-31) и (IV-33).

Это соотношение справедливо для  $Re = 10^4—10^5$  и  $l = 40—160$  мм.

При комбинированном подводе тепла конвекцией и лучеиспусканием от нагретых поверхностей темного излучения с температурой от 80 до 150° С для периода постоянной скорости было получено следующее соотношение:

$$Nu = 0,0432 Re^{0,806} Pr^{0,33} \left( \frac{T_n}{T_c} \right)^{2,73} \quad (IV-37)$$

где  $T_n$  и  $T_c$  — температура соответственно излучающей поверхности и воздуха в камере, °К.

Опыты показали, что при наличии конвективного теплообмена лучистый поток почти не влияет на повышение температуры материала. Последняя всего на 1—2° С превышала температуру мокрого термометра, что хорошо согласуется с балансowymi соотношениями.

Для периода падающей скорости сушки было получено значение коэффициента сушки  $\kappa = 0,00562$  1/%.

Л. Страх, М. Коргер, М. Хоц [78, 121] провели интересную работу по изучению локальных коэффициентов массообмена при сопловом обдуве поверхности нафталина. Опыты проводились при ширине щели  $b = 10$  мм,  $u_0 = 10—40$  м/сек и  $h = 20—200$  мм. На рис. IV-19, а показано влияние начальной скорости истечения на локальный коэффициент массообмена  $\beta_x$ . При повышенных скоростях наблюдается резкое уменьшение коэффициента массообмена примерно на границе факела. В случае больших расстояний от сопла до поверхности получают более плавные кривые (рис. IV-19, б).

На рис. IV-20 показана зависимость локального коэффициента массообмена от расстояния  $h$ . Как видно из рисунка, средний коэффициент тепло- и массообмена растет с уменьшением  $h$ .

Была получена эмпирическая формула для массообмена:

$$Nu_m = 0,0956 Re^{0,756} Sc^{\frac{1}{3}} \quad (IV-38)$$

О. А. Бунин [8] для сушки различных тканей как при одностороннем, так и двустороннем обдуве получил следующие

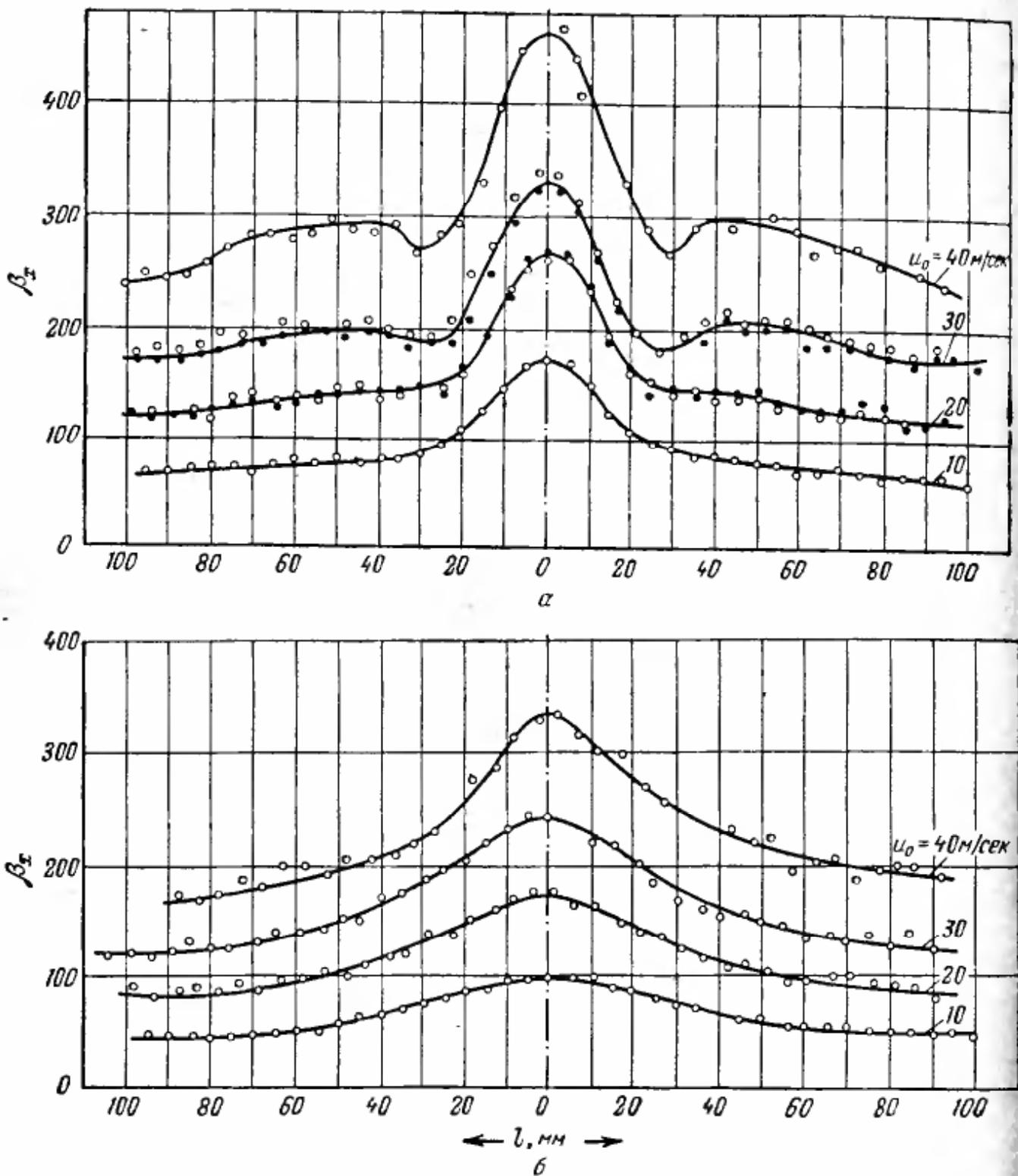


Рис. IV-19. Влияние начальной скорости истечения  $u_0$  на коэффициент локального массообмена  $\beta_x$  при разном расстоянии между соплом и поверхностью: а — при  $h = 60$  мм; б — при  $h = 200$  мм ( $l$  — шаг между соплами).

зависимости для периода постоянной скорости сушки:

$$Nu_m = 0,076 Re^{0,8} \text{ при } 2 \cdot 10^4 \leq Re \leq 4 \cdot 10^5 \quad (\text{IV-39})$$

$$Nu_m = 0,55 Re^{0,6} \text{ при } 7 \cdot 10^3 \leq Re \leq 2 \cdot 10^4 \quad (\text{IV-40})$$

где  $Nu_m$  — диффузионный критерий Нуссельта:

$$Nu_m = \frac{\beta l}{D}$$

Переменные величины изменялись следующим образом:  $u_0 = 4-30$  м/сек,  $b = 2-8,3$  мм,  $l = 30-430$  мм,  $h = 18-21$  мм. В уравнениях (IV-36)—(IV-40) за определяющую скорость принята средняя квадратичная, а за определяющий размер — шаг между соплами.

При одностороннем обдуве ткани наблюдался большой разброс экспериментальных точек, что объясняется испарением влаги с другой стороны ткани, вероятно, вследствие фильтрации воздуха через ткань.

На рис. IV-21 представлена зависимость комплекса  $Nu/Pr^{0,33}$  от  $Re$  в двойной логарифмической анаморфозе. Опытные данные различных авторов удовлетворительно согласуются между собой.

Для периода падающей скорости при сушке тканей с двусторонним обдувом было получено соотношение [8]:

$$\tau = \frac{C_1}{N} \left[ 1,9 \lg \frac{\omega_1}{\omega_2} + 0,9 (\omega_1 - \omega_2) \right] \quad (IV-41)$$

причем

$$C_1 = 0,25 \frac{3,4 \left( \lg \frac{\omega_1}{\omega_2} \right)^{0,585} + 1 - \frac{\omega_2}{\omega_1}}{0,21 \lg \frac{\omega_1}{\omega_2} + 1 - \frac{\omega_2}{\omega_1}} \quad (IV-42)$$

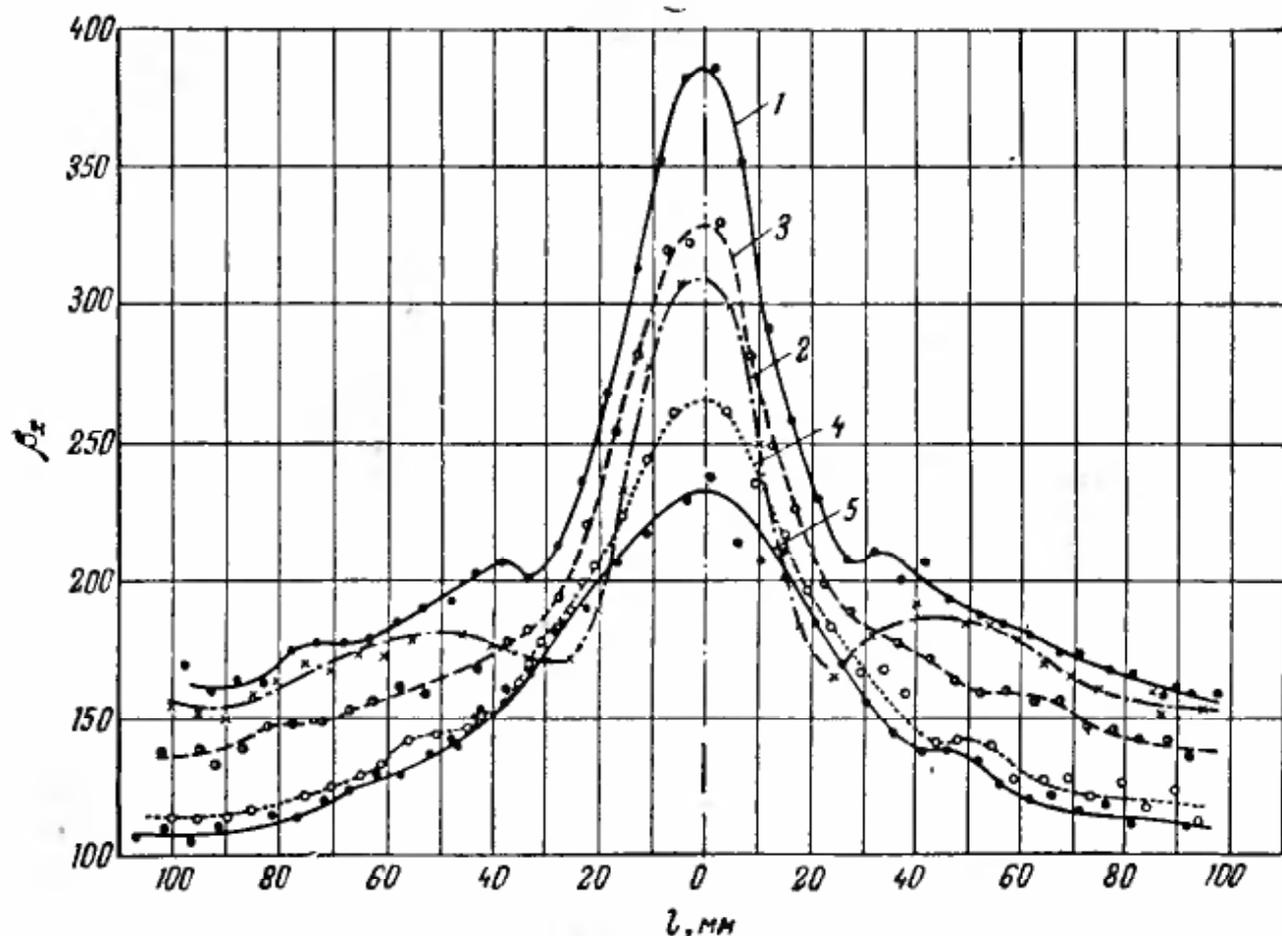


Рис. IV-20. Зависимость локального коэффициента массообмена  $\beta_x$  от расстояния  $h$  между соплом и поверхностью при  $u_0 = 30$  м/сек ( $l$  — шаг между соплами): 1 — при  $h = 60$  мм; 2 — при 80 мм; 3 — при 100 мм; 4 — при 150 мм; 5 — при 200 мм.

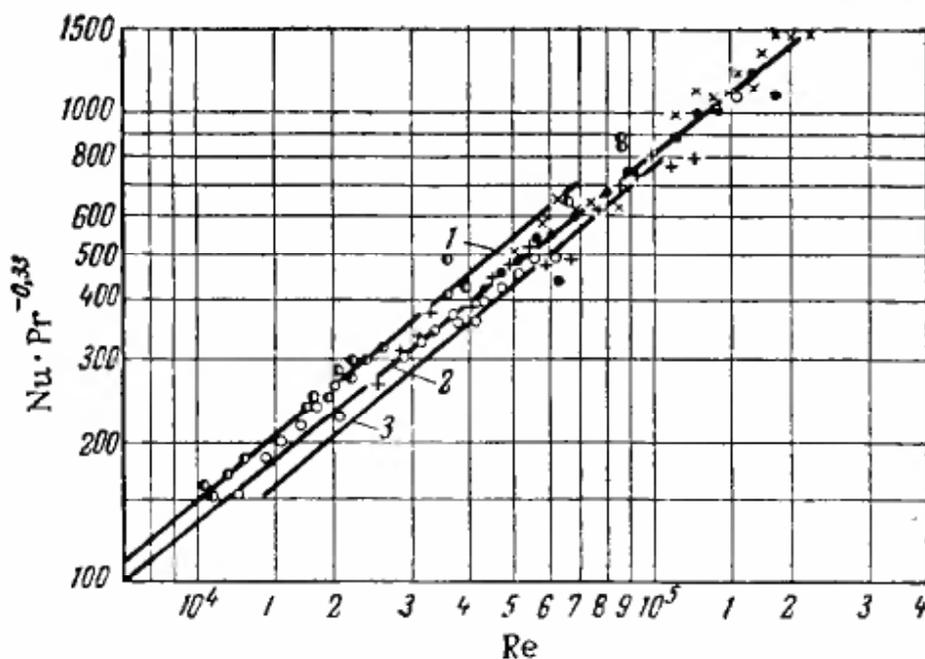


Рис. IV-21. Зависимость комплекса  $Nu/Pr^{0,33}$  от критерия  $Re$ :

1 — сушка эмульсии в первом периоде (по данным М. Лыкова и Н. Виноградовой); 2 — испарение нафталина (по данным Л. Страх, М. Коргер и М. Хоц); 3 — сушка ткани (по данным О. Буннина).

где  $\omega_1$  и  $\omega_2$  — влажность ткани соответственно до и после сушки, %;  
 $N$  — скорость сушки в первом периоде, %/ч;  
 $C_1$  — постоянная величина, зависящая от влажности и соответственно от фильтрующей способности ткани; для воздухонепроницаемой ткани  $C_1 = 0,42$ .

В. В. Красников и А. В. Данилов при сушке бумаги, целлюлозы и других материалов получили следующее соотношение:

$$Nu = 5,71 \cdot 10^{-3} Re^{0,79} \left( \frac{l}{b} \right)^{0,604} \quad (IV-43)$$

где  $Re = u_0 h / \nu$  — критерий Рейнольдса, в котором за определяющий размер принято расстояние от среза сопла до материала.

Л. И. Кудряшов и Е. В. Шибраев при струйном обтекании кругового цилиндра получили:

$$Nu = 0,0492 Re^{0,8} \quad \text{при} \quad 10^4 \leq Re \leq 8 \cdot 10^4 \quad (IV-44)$$

В данном соотношении за характерный размер принимается диаметр цилиндра, скорость — средняя квадратичная ( $u_{ср.} = 0,683 u_m$ ). Плоско-параллельная струя расположена вдоль оси цилиндра.

Сопловую сушку широко применяют для удаления влаги из бумаги, тканей, пленочных покрытий и т. д. Этот метод комбинируют с радиационной и кондуктивной сушкой. Например, при установке сопел в кондуктивных цилиндрических сушилках значительно повышается их производительность. На рис. IV-22, а приведена схема сушилки для тканей и бумаги с двусторонним обдувом поверхности. Иногда тонкий материал перемещается

между соплами без поддерживающего транспортера; давление струй воздуха обеспечивает надежное передвижение ленты. Сушилка работает с рециркуляцией агента сушки.

На рис. IV-22, б представлена схема вертикальной ленточной сушилки для пастообразных материалов. Паста при помощи специального приспособления 1 вдавливается в ячейковую сетку транспортера 2, вертикальные ветви которого с двух сторон обдуваются струями воздуха из сопел 3. В нижней части ленты сухой продукт биллами выбивается из сетки. На рис. IV-22, в дана схема горизонтальной ленточной сушилки для паст со струйным обдувом потоком воздуха. Паста в виде лент выдавливается через фильеры и ложится на ленту транспортера.

На рис. IV-23 показана шлихтовальная машина с сопловым обдувом [26]. В горелке 2 сжигают газ; воздух подается вентилятором 1. Продукты горения в камере 3 смешиваются с рециркулирующим газом. В камере установлено шесть распределительных газоходов с соплами 5. Шаг между соплами  $l = 200$  мм, ширина сопла  $b = 4$  мм, расстояние от сопел до ткани  $h = 25$  мм. Направление движения сушильного агента показано стрелками. Газы с наиболее высокой температурой поступают в зону влажного материала. Длительность сушки при снижении влагосодержания от 110—140% до 4,3—7,5% и температурах 110 и 300 °C составляла соответственно 41 и 12,4 сек. Температура газов, выходящих из сушилки, была равна 75—122° C.

На рис. IV-24 изображена сушилка для тканей завода «Текстима» (ГДР). В сушилке используется двусторонний обдув ткани из сопел. Воздух, нагретый в паровых кало-

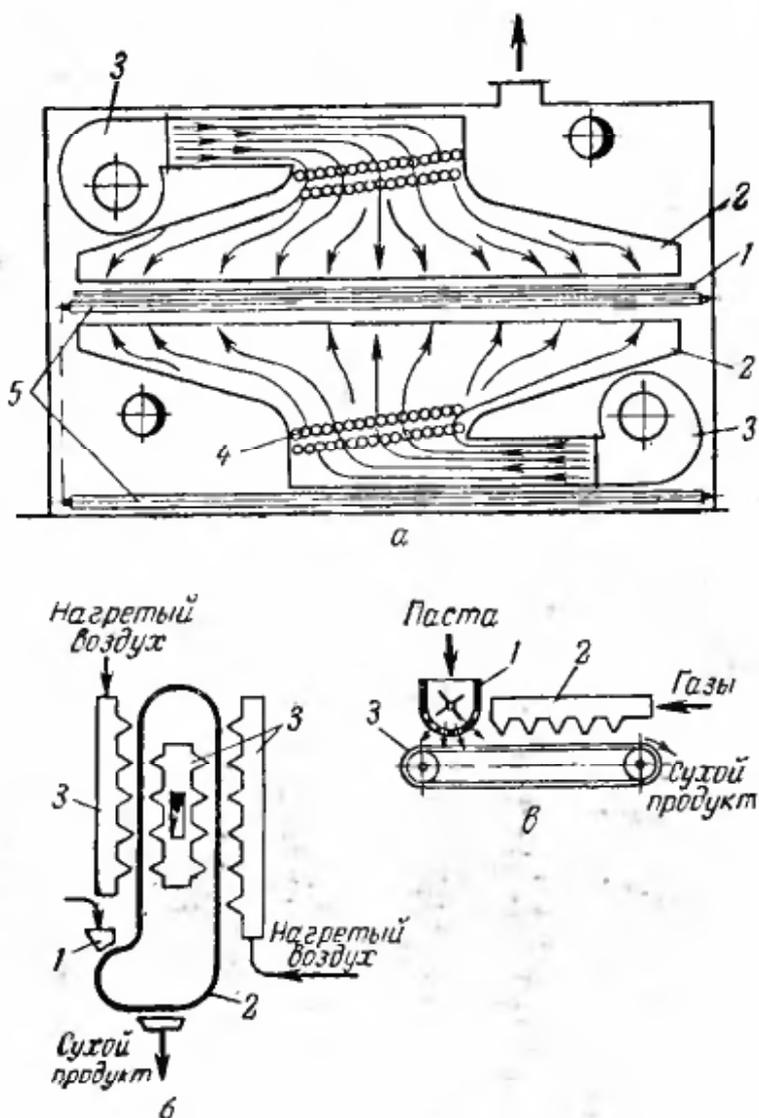


Рис. IV-22. Схемы сушилок с сопловым обдувом материала:

а — сушилка для тканей: 1 — материал; 2 — короб с соплами; 3 — вентилятор; 4 — калорифер; 5 — ролики; б — вертикальная ленточная сушилка: 1 — устройство для нанесения пасты; 2 — ячейковая лента; 3 — коробка с соплами; в — горизонтальная сушилка: 1 — питатель; 2 — сопла; 3 — ленточный транспортер.

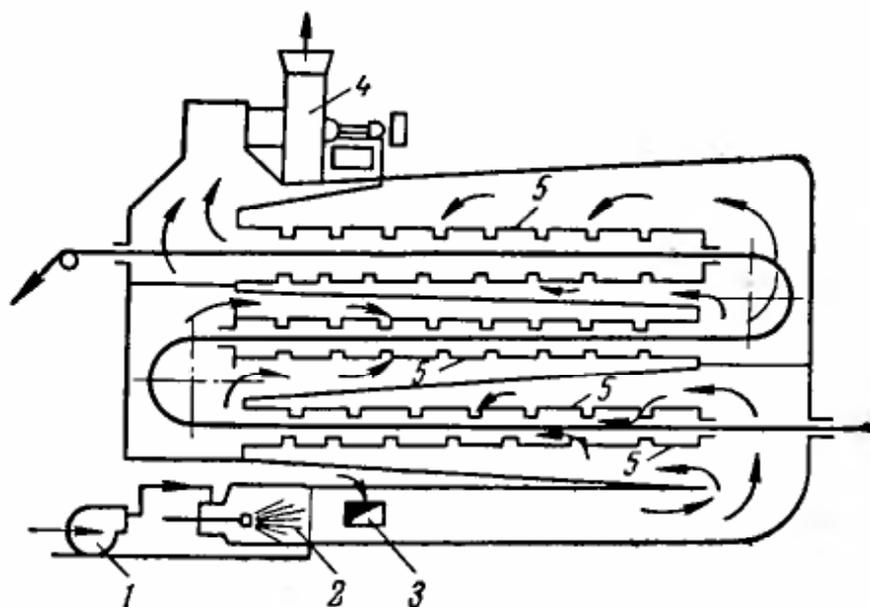


Рис. IV-23. Шлифовальная машина с сопловым обдувом:  
 1 — вентилятор; 2 — горелка; 3 — камера смешения; 4 — отсасывающий вентилятор; 5 — газопровод с соплами.

риферах, при помощи двух вентиляторов засасывается в распределительные короба. Отработанный воздух выбрасывается в атмосферу специальным вентилятором; температура воздуха

130—140° С. В сушилке установлено четыре ряда сопел. Шаг между соплами  $l=70$  мм, количество сопел в ряду 24, длина сопла 900 мм, ширина щели 3 мм.

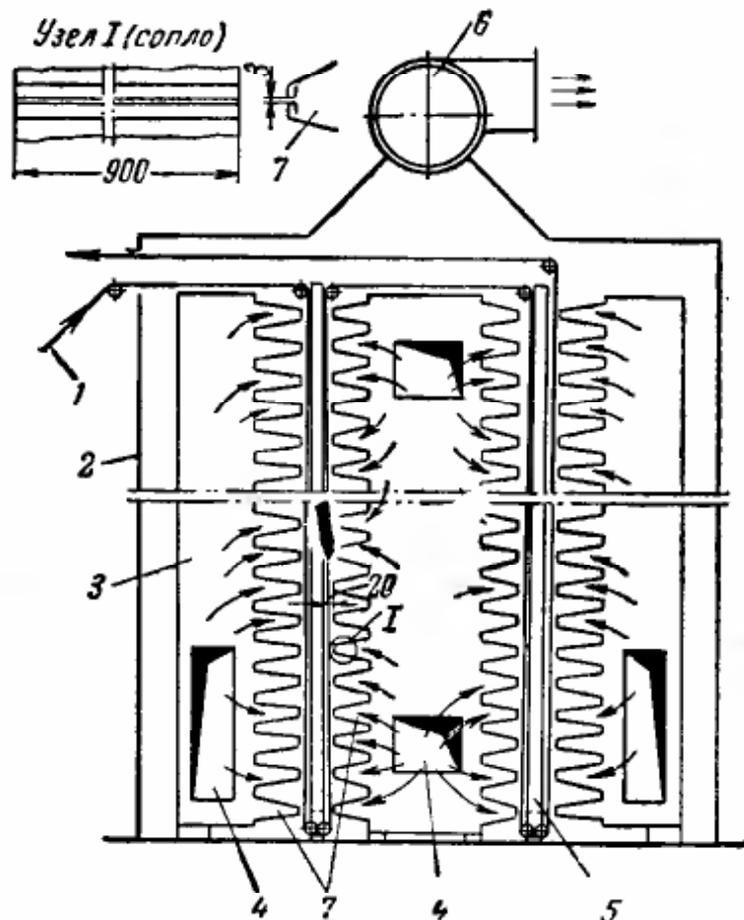


Рис. IV-24. Сушилка завода «Текстима» (ГДР):

1 — материал; 2 — стенка камеры; 3 — коробка с соплами; 4 — вход воздуха; 5 — поддерживающее устройство; 6 — отсасывающий вентилятор; 7 — сопла.

На рис. IV-25 показана комбинированная двухзональная сушилка с сопловым обдувом и продувкой слоя материала потоком воздуха. Материал вальцовым прессом-питателем 1 подается в виде кусков на ленточный конвейер 2; нагретый воздух поступает через сопла 4. Подсушенный материал дробят и направляют на второй сетчатый конвейер 3. Во второй зоне слой материала продувается потоком воздуха.

В сушилке осуществляется рециркуляция отработанного воздуха.

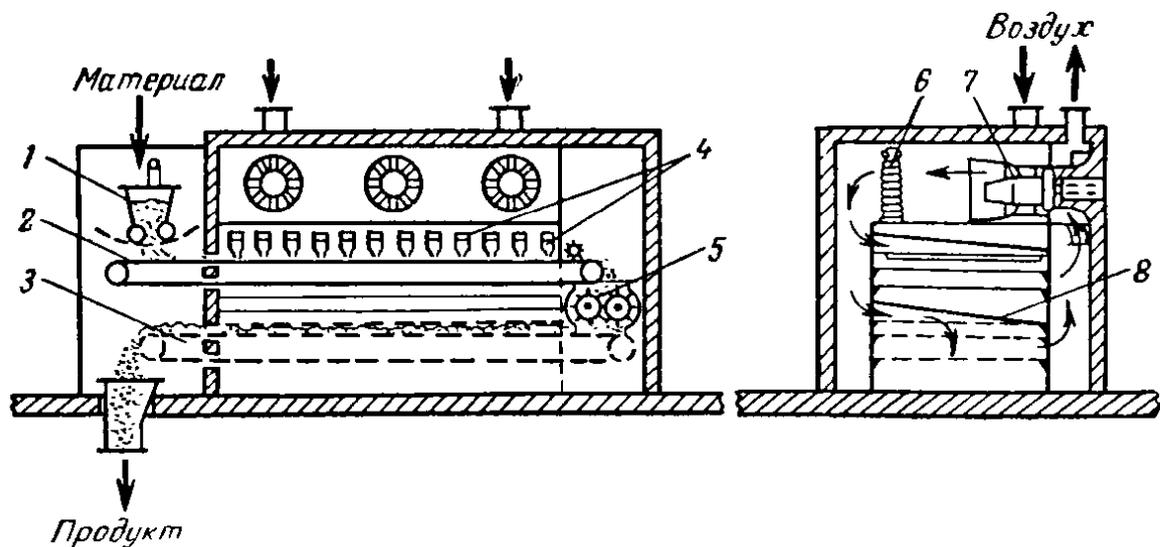


Рис. VI-25. Комбинированная двухзонная конвейерная сушилка:

1 — вальцовый пресс-питатель; 2 — ленточный конвейер; 3 — сетчатый конвейер; 4 — сопла; 5 — дробилка; 6 — калорифер; 7 — вентилятор; 8 — распределительный короб.

**Расчет.** Режим сушки (начальная температура агента сушки, начальная скорость истечения струи и т. д.) обычно определяют экспериментально на модельной установке. Расстояние от сопла до поверхности принимают минимальным, насколько это позволяют условия надежного перемещения материала и удобства заправки его в сушилку. Обычно эта величина колеблется в пределах 10—50 мм. Начальная скорость истечения обусловлена максимально допустимым (по экономическим соображениям) гидравлическим перепадом в соплах, а также технологическими требованиями к материалу (например, при больших скоростях может разрушаться высушиваемое покрытие). Шаг между соплами рассчитывают, исходя из максимального усредненного значения коэффициента теплообмена и минимального расхода воздуха.

О. А. Бунин [8] показал, что, если исходить из минимальной стоимости электроэнергии, расходуемой на вентиляцию, то можно определить оптимальное значение шага между соплами, так как в этом случае функция  $C = f(l)$  имеет минимальное значение ( $C$  — стоимость электроэнергии в коп., отнесенная к 1 кг испаряемой влаги). Таким образом, оптимальное значение шага между соплами зависит от конкретных условий процесса (режима сушки, стоимости электроэнергии, типа сушильного аппарата и т. д.). Обычно эту величину принимают в пределах 50—200 мм.

На расход воздуха влияет величина выходного отверстия сопла  $b$ ; обычно ее принимают от 3 до 8 мм (для плоско-параллельных сопел). Чем больше величина  $b$ , тем больше и принятое значение шага между соплами.

Определив параметры  $h$ ,  $b$  и  $l$  (в мм),  $t$  (в °C) и  $u_0$  (в м/сек), по одному из уравнений (IV-36), (IV-38), (IV-39) рассчитывают коэффициент теплообмена  $\alpha$  для периода постоянной скорости сушки.

В этих уравнениях при расчете опытных коэффициентов тепло- и массообмена удельный поток тепла и массы относили к разности потенциалов между параметрами агента сушки на входе в сопло и на поверхности материала в условиях адиабатного испарения жидкости. Поэтому величины  $\alpha$  и  $\beta$  являются условными. Более правильно было бы принимать температуру и парциальное давление паров не по входным параметрам, а для условий встречи струи с плоскостью с учетом эжектируемого из среды газа [например, по уравнению (IV-35)], т. е. так же, как принимается значение средней квадратичной скорости.

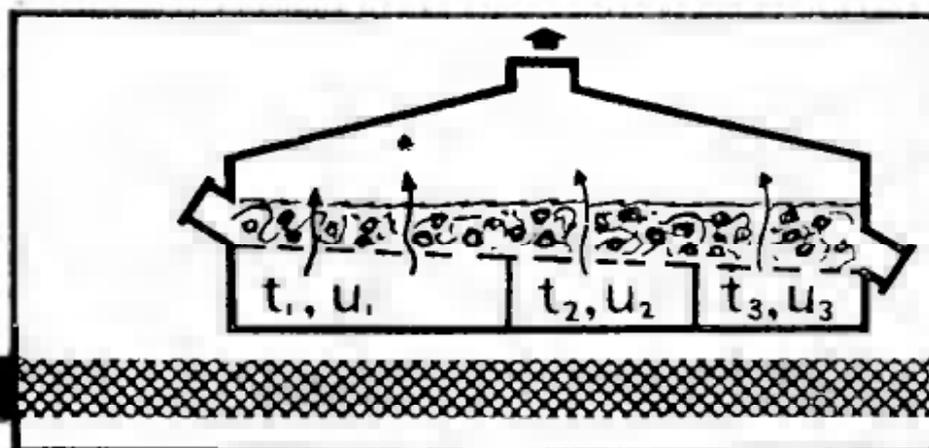
Если материал высушивается в период постоянной скорости сушки, то поверхность теплообмена и соответственно длину сушилки определяют из соотношений (II-48) и (II-49), принимая разность температур  $\Delta t_{\text{ср.}} = t_1 - t_{\text{м}}$ .

Если сушка протекает в обоих периодах, то по соотношениям (IV-36), (IV-40), (IV-43) рассчитывают скорость сушки в первом периоде при  $\Delta t_{\text{ср.}} = t_1 - t_m$ , а затем — длительность сушки по соотношениям (II-85) и (II-86). Зная длительность сушки, определяют длину сушилки  $l_c$  по ее заданной производительности. Далее находят количество рециркулирующего воздуха по соотношению:

$$L_p = abu_0\gamma_0 \left( \frac{l_c}{l} + 1 \right) \text{ кг/сек} \quad (\text{IV-45})$$

где  $a$  — длина сопла (обычно равна ширине высушиваемого изделия), м.

Исходя из экономических и технологических соображений, ориентировочно задаются параметрами отходящего газа, а затем из построения на  $I-d$ -диаграмме действительного процесса с рециркуляцией агента сушки определяют температуру газа на выходе из сушилки и расход свежего воздуха.



## КОНВЕКТИВНАЯ СУШКА МАТЕРИАЛА ВО ВЗВЕШЕННОМ И ПОЛУВЗВЕШЕННОМ СОСТОЯНИИ

**С**ушка во взвешенном (пневмотранспорт) и полувзвешенном (кипящий слой) состоянии широко распространена в химической промышленности, так как в этих процессах достигаются высокая интенсивность испарения жидкости и большая производительность аппаратов.

### СУШКА В БАРАБАННЫХ УСТАНОВКАХ

Барабанные конвективные сушилки различных конструкций получили наибольшее применение в химической промышленности (сушка фтористого алюминия, полимерных материалов, сложных и простых удобрений, фосфоритной муки, колчедана и т. д.). Такое положение объясняется тем, что процесс протекает в них экономично благодаря возможности использования высоких температур газов при параллельном движении материала и агента сушки; достигается большая производительность единичного аппарата и, кроме того, они вполне надежны в эксплуатации. Отечественной промышленностью выпускаются барабанные сушилки диаметром до 3,5 м и длиной до 27 м, за рубежом — диаметром до 5 м и длиной до 40 м.

### Теплообмен в оушилке

Перемещение материала вдоль барабана происходит в основном вследствие наклона барабана (рис. V-1). При его вращении материал захватывается лопатками, поднимается, а затем сыпается с различной высоты. При падении частицы на нее действуют сила тяжести  $f_1$  и давление газа  $f_2$ , направленное горизонтально,

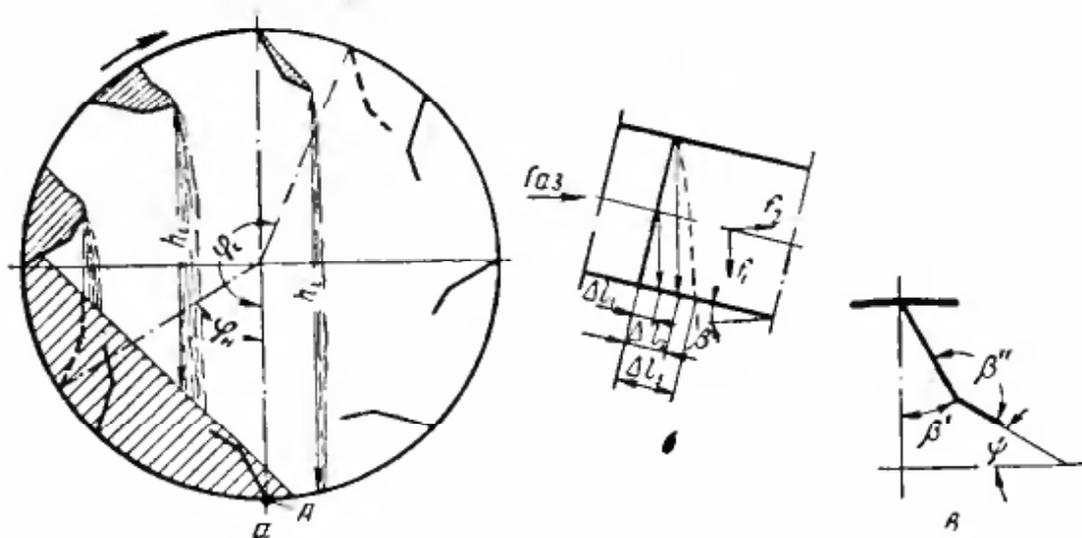


Рис. V-1. Схема сушильного барабана:

а — поперечный разрез; б — продольный разрез; в — лопатка.

вдоль потока. В зависимости от высоты падения частица перемещается на длину  $\Delta l_1$ ,  $\Delta l_2$  и т. д. (без учета влияния потока газов). С учетом давления потока частица перемещается на большее расстояние ( $\Delta l_3$ ). Поэтому время пребывания различных частиц в барабане неодинаково и в первом приближении имеет характер нормальной кривой распределения. Обычно вводят понятия среднеинтегрального времени пребывания частиц в барабане, определяемого, например, по соотношению (II-44), и наименее вероятного времени пребывания, соответствующего экстремуму кривой распределения  $\tau_n$  (рис. V-2).

На рис. V-2 показаны кривые времени пребывания подкрашенных гранул суперфосфата различной величины в барабане при  $D_{\sigma} = 2,6$  м и  $L_{\sigma} = 20$  м. Из рисунка видно, что наименее вероят-

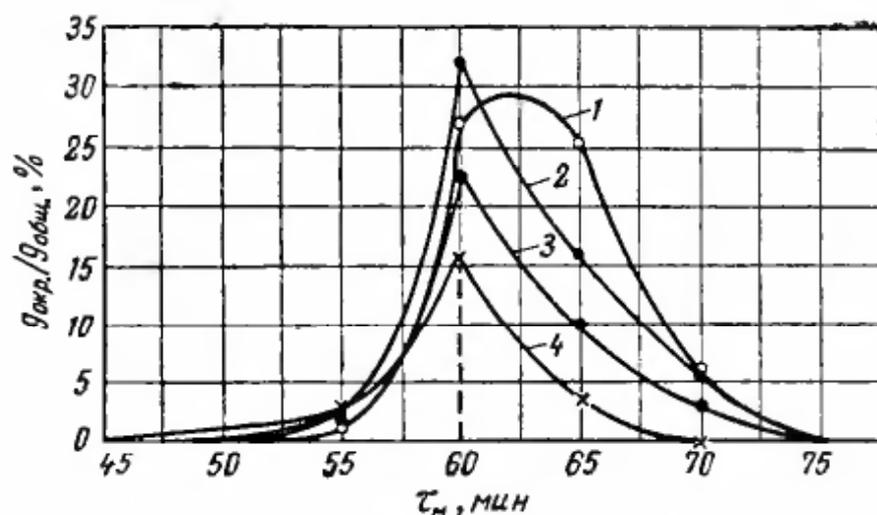


Рис. V-2. Время пребывания гранулированного суперфосфата в сушилке ( $D = 2,6$  м,  $L = 22$  м) при различной величине гранул:

1 — при 5 мм; 2 — при 3 мм; 3 — при 1,5 мм; 4 — при 0,5 мм.

нейшее время пребывания частиц размерами от 0,5 до 5 мм различается незначительно. Это объясняется малой скоростью газов ( $u_{\text{ср.}} \cong 2 \text{ м/сек}$ ) и главным образом большой плотностью потока материала, падающего с лопаток, когда сепарация частиц очень затруднена из-за плохой фильтрации струи потоком газов и большой концентрации падающих частиц.

Для приближенных расчетов среднее время пребывания материала в барабанной сушилке можно определить с помощью приведенных ниже уравнений.

Уравнение Т. Г. Митчела:

$$\tau = \frac{L_6}{2D_6 n (\beta - au)} \text{ мин} \quad (\text{V-1})$$

где  $L_6$  — длина барабана, м;  
 $D_6$  — диаметр барабана, м;  
 $n$  — скорость его вращения, об/мин;  
 $\beta$  — угол наклона барабана, рад;  
 $u$  — скорость газа, м/сек;  
 $a$  — поправочный коэффициент ( $a = 0,007$ ).

Уравнение В. Тума [121]:

$$\tau = \frac{0,23L_6}{n^{0,9} D_6 \text{ tg } \beta} \pm 0,6 \frac{5(\gamma u)}{\delta_s^{0,5} A_m} \text{ мин} \quad (\text{V-1a})$$

где  $\delta_s$  — эквивалентный размер частиц, мм;  
 $\gamma u$  — массовая скорость газов, кг/(м<sup>2</sup>·сек);  
 $A_m = G_1/F_6$  — условная плотность потока материала, отнесенная к поперечному сечению барабана, кг/(м<sup>2</sup>·сек).

Для более точных расчетов можно использовать эмпирическое соотношение Н. М. Михайлова [65]:

$$\tau = \frac{L_6}{n^a \left[ D_6 \text{ tg } \beta \left( b + \frac{c}{\xi} \cdot \frac{I_n}{D_6} \right) \pm \frac{860k}{\gamma_n \delta_s} (\gamma u)^m \right]} \text{ ч} \quad (\text{V-2})$$

где  $\xi$  — степень заполнения барабана, %;  
 $I_n$  — средняя длина лопаток, м;  
 $\gamma_n$  — кажущаяся плотность материала, кг/м<sup>3</sup>;  
 $a, b, c, k, m$  — константы уравнения, имеющие различные значения в зависимости от насадки;

Насадка		$a$	$b$	$c$	$k$	$m$
Периферийная	ло-	0,65	169	1000	2,040	1,72
пастная	. . . . .					
Секторная	. . . . .	0,70	92	1690	0,423	1,80

Ниже приведены величины отношения  $I_n/D_6$  для барабанов с различной насадкой:

	Периферийная лопастная						Секторная			
$D_6$	1—1,2	1,6	2,0	2,2	2,5	2,8	1—1,6	2,0	2,2—2,5	2,8
$I_n/D_6$	0,2	0,156	0,125	0,12	0,112	0,1	0,075	0,06	0,086	0,077

Расход электроэнергии на вращение барабана приближенно можно определить по уравнению А. П. Ворошилова [38]:

$$N = 1,3 \cdot 10^{-3} D_6^3 L_6 \gamma_H n \sigma \text{ кВт}$$

где  $\sigma$  — константа, зависящая от конструкции насадки и степени заполнения барабана; для периферийных лопаток при  $\xi = 10\%$  константа  $\sigma = 0,4$ ; при  $\xi = 20\%$  константа  $\sigma = 0,62$ .

Расход электроэнергии на вращение стандартных барабанов:

$$N = 1,41 \cdot 10^{-3} n (M_1 + M_2) \text{ кВт}$$

Здесь  $M_1$  — момент трения качения бандажей по роликам и трения в подшипниках:

$$M_1 = 0,53 \frac{G_3 + G_k}{d_p} [10^{-3} (d_p + D) + \mu Dd] \text{ кгс}\cdot\text{м}$$

где  $G_k$  — вес корпуса барабана, кгс;

$D$  — диаметр бандажа, м;

$d_p$  — диаметр ролика, м;

$d$  — диаметр цапфы опорного ролика, м;

$\mu$  — коэффициент трения в подшипниках (обычно равен 0,015);

$G_3$  — вес материала, находящегося в барабане, кгс;

$M_2$  — момент действия силы тяжести материала, кгс·м:

$$M_2 = 10^{-3} A \gamma_H L_6 D_6^{2,9} \text{ кгс}\cdot\text{м}$$

где  $A$  — константа, зависящая от конструкции насадки и степени заполнения барабана; для периферийных лопаток при  $\xi = 10\%$  константа  $A = 25$ ; при  $\xi = 20\%$  константа  $A = 38$ .

При сушке влажных материалов в барабане происходит передача тепла конвекцией от газов к падающим частицам и к поверхности материала в завале и на лопатках, а также перенос тепла теплопроводностью от нагретых внутренних устройств аппарата к материалу. Вследствие хорошего перемешивания материала допустимы большие удельные плотности теплового потока, не приводящие к изменениям физико-химических свойств частиц в процессе сушки. По данным [65], количество тепла, переданного материалу во время ссыпания, составляет примерно 70% всего теплового потока в барабанной сушилке. Гидродинамика процесса, протекающего в сушилке, чрезвычайно сложна: трудно определить время пребывания частиц в барабане; скоростные потоки газа неравномерны по сечению барабана; температурные поля также неравномерны из-за гидравлического сопротивления струй материала. Ссыпаящийся материал захватывает газ, который при этом опускается вниз, вследствие чего возникают поперечные потоки. Поэтому при расчете барабанных сушилок необходимо пользоваться объемными коэффициентами теплообмена.

По предложению Н. М. Михайлова [65], суммарный объемный коэффициент теплообмена равен:

$$\alpha_V = \alpha'_V + \alpha''_V + \alpha'''_V \quad (V-3)$$

где  $\alpha'_V$  — коэффициент, учитывающий передачу тепла при падении частиц с лопаток;

$\alpha''_V$  — коэффициент, учитывающий передачу тепла через наружную поверхность материала на лопатках и в завале;

$\alpha'''_V$  — коэффициент, учитывающий передачу тепла теплопроводностью.

Величиной коэффициента  $\alpha'''_V$  ввиду его малости можно пренебречь.

Объемный коэффициент теплообмена  $\alpha''_V$  равен:

$$\alpha''_V = \frac{\alpha''_F F''_{\text{ср.}}}{V_6} \quad (\text{V-4})$$

где  $\alpha''_F$  — коэффициент теплообмена между газом и открытой поверхностью материала,  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ ;

$F''_{\text{ср.}}$  — суммарная поверхность открытой части материала, находящегося на лопатках и в завале,  $\text{м}^2$ ;

$V_6$  — объем барабана,  $\text{м}^3$ .

Для определения величины  $F''_{\text{ср.}}$  рассмотрим барабанную сушилку с периферийными лопатками (см. рис. V-1). Открытая поверхность материала на лопатках зависит от размеров, формы и угла поворота лопаток. Границы начала и конца ссыпания материала обусловлены конструкцией лопатки, углом естественного откоса материала и в меньшей степени числом оборотов барабана (для применяемых на практике окружных скоростей последним фактором можно пренебречь). Наиболее удобно выражать зависимость начала и конца ссыпания от угла поворота барабана, т. е. использовать полярную систему координат. За начало координат примем угол  $\varphi = 0$  (точка А).

Из построения угол начала ссыпания равен:

$$\varphi_{\text{н}} = \psi - \beta'' + \beta' + 90 \quad (\text{V-5})$$

угол конца ссыпания

$$\varphi_{\text{к}} = 270 - \beta'' + \psi + \beta' \quad (\text{V-6})$$

где  $\psi$  — угол естественного откоса материала;

$\beta'$  — угол между радиусом барабана и полкой лопатки;

$\beta''$  — угол раствора лопатки.

Суммарная поверхность материала на лопатках равна:

$$F''_{\text{л}} = \sum_{i=1}^{i=z} S_i l$$

где  $S_i$  — расстояние от края лопатки до стенки барабана (по поверхности материала),  $\text{м}$ ;

$l$  — длина лопатки  $\text{м}$ ;

$z$  — число лопаток, находящихся в интервале от  $\varphi_{\text{н}}$  до  $\varphi_{\text{к}}$ .

Величина  $F''_л$ , отнесенная к единице объема барабана, при  $l = L_6$  равна:

$$F''_л = \frac{\sum_{l=1}^{l=z} S_l}{0,785 D_6^2} \quad (V-7)$$

Количество материала и  $F''_л$  — переменные периодические функции с периодом  $2\pi/z$ .

Средняя величина  $F''_{л. ср.}$  равна:

$$F''_{л. ср.} = \frac{\int_0^{2\pi} \sum S_l f(\varphi) d\varphi}{\frac{\pi^2}{2z} D_6^2}$$

Среднюю величину  $S_{ср.}$  за один период можно определить планиметрированием площади фигуры, ограниченной кривой  $\sum S_l = f(\varphi)$ . Следовательно, любое внутреннее устройство барабана в отношении передачи тепла к открытой поверхности материала можно характеризовать величиной  $S_{ср.}/D_6$ . Количество материала, находящегося в завале, также является периодической переменной функцией. Однако эта величина мало изменяется и ее можно рассчитать как среднюю между максимальной и минимальной величинами.

Средняя суммарная открытая поверхность равна:

$$F''_{ср.} = \frac{S''_{л. ср.} + S''_{з. ср.}}{0,785 D_6^2} = \frac{S''_{ср.}}{0,785 D_6^2} \text{ м}^2 \quad (V-8)$$

В любой момент времени  $\tau_l$  часть материала находится в завале, на лопатках и часть сыпается с них. Однако время падения частиц невелико, поэтому можно принять, что весь материал находится на лопатках и в завале. Лопатки, проходя через завал, захватывают определенное количество материала в зависимости от конфигурации и размеров лопаток и от величины завала. После того как лопатка займет положение  $\varphi_n$  (начало сыпания), начнется падение материала с нее. По мере поворота лопатки сыпание непрерывно продолжается, но с различной плотностью потока. Падение материалов с плохими сыпучими свойствами может быть пульсирующим вследствие влияния краевого потока (аналогично влиянию поверхностного натяжения при сливе жидкости через край сосуда).

Когда лопатка займет положение  $\varphi_k$ , материал с нее сыпается полностью. Направление вектора скорости по касательной к окружности вращения лопатки вызывает отклонение струи материала от вертикальной плоскости в направлении вращения (см. рис. V-1).

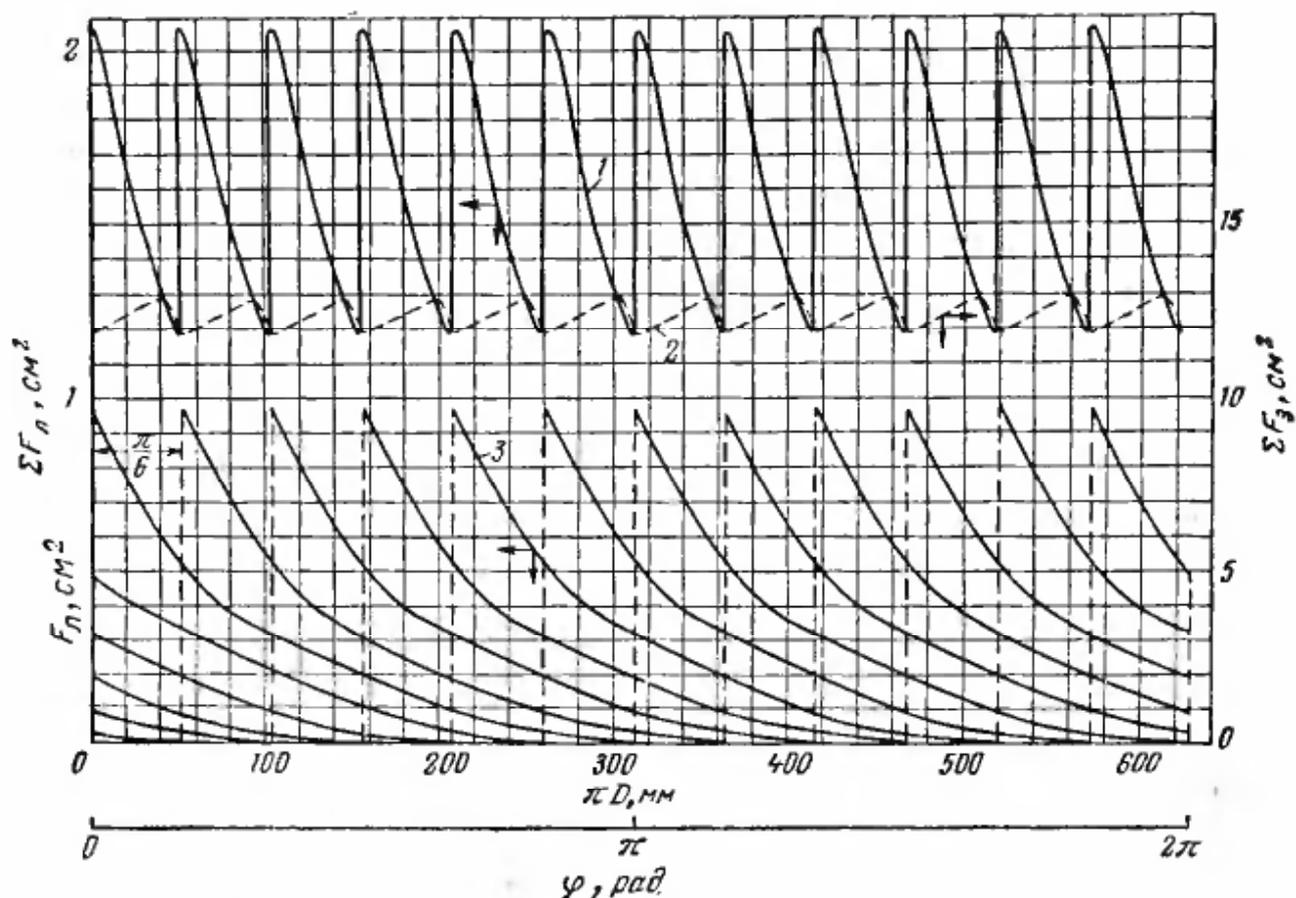


Рис. V-3. Изменение количества материала в зависимости от угла поворота барабана  $\varphi$ :

1 — на лопатках ( $\sum F_{л}$ ); 2 — в завале ( $\sum F_{з}$ ); 3 — на каждой лопатке ( $F_{л}$ ).

На рис. V-3 приведены кривые изменения количества материала на лопатках и в завале. В качестве начала координат на оси абсцисс взят угол  $\varphi = 0$ , соответствующий началу ссыпания  $\varphi_{н}$ . Если барабан имеет одну лопатку, то при  $\varphi = 0$  на ней находится максимальное количество материала. По оси ординат отложена площадь  $F_{л}$  поперечного сечения материала на лопатке. Она соответствует количеству материала, так как длина лопатки остается неизменной. По мере поворота барабана количество материала на лопатке уменьшается и достигает нуля при  $\varphi = \pi$  (для Г-образной лопатки). Лопатка остается пустой до тех пор, пока барабан не повернется на угол  $2\pi$ . Если количество лопаток увеличить до шести или двенадцати, ссыпание происходит непрерывно.

На рис. V-3 показано изменение количества материала на лопатках и в завале при двенадцати лопатках в барабане. Из рисунка видно, что функция  $\sum F_{л} = f(\varphi)$  периодическая, период ее равен  $2\pi/z$  (где  $z$  — число лопаток). Из построения кривых  $\sum F_{л} = f_1(\varphi)$  и  $\sum F_{з} = f_2(\varphi)$  легко определить оптимальную степень заполнения барабана в зависимости от формы и размеров лопатки. В тот момент, когда количество материала на лопатках максимально, в завале должно находиться такое количество его, чтобы материал полностью покрывал лопатки.

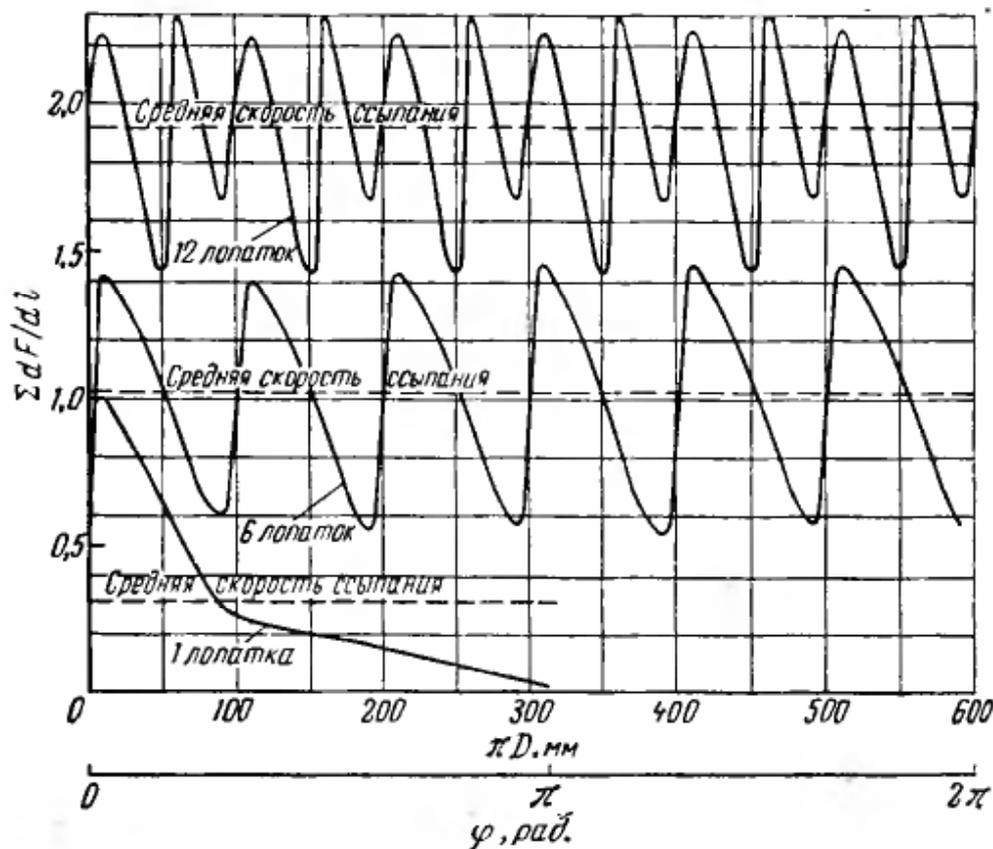


Рис. V-4. Изменение скорости ссыпания в зависимости от угла поворота барабана  $\varphi$  при различном числе лопаток, изображенных на рис. V-8, в.

Для определения поверхности частиц во взвешенном состоянии необходимо знать скорость ссыпания материала с лопаток. Ее можно определить из кривой количества материала, находящегося на лопатках (см. рис. V-3), путем графического дифференцирования или методом конечных разностей.

На рис. (V-4) показано изменение скорости ссыпания  $\sum dF/d\varphi$  в зависимости от угла поворота барабана и количества лопаток. Там же приведены средние скорости ссыпания. Из построения кривых видно, что средняя скорость не пропорциональна количеству лопаток. Суммарная поверхность частиц, участвующих в теплообмене, обуславливается скоростью ссыпания материала и временем падения частиц с лопаток  $\tau_l(\varphi)$ , т. е. высотой падения  $dF_{л}/d\varphi$ . Эти величины зависят от угла поворота барабана  $\tau_l = \sqrt{2h_l/g}$  (где  $h_l$  — высота падения частиц, которая изменяется в зависимости от угла поворота барабана и является косинусной функцией для периферийных лопаток). Построив зависимости  $dF_{л}/d\varphi = f_1(\varphi)$  и  $\tau_l = f_2(\varphi)$  и найдя их произведение, можно графически определить среднюю за период величину  $\tau_l(dF_{л}/d\varphi)$ . Тогда объемный коэффициент теплообмена будет равен:

$$\alpha'_V = \frac{6\gamma_H Nu \lambda_\Gamma}{\gamma_M \delta_{3,2}^2 D^2} \left( \sqrt{\frac{2h_l}{g}} \cdot \frac{dF_{л}}{d\varphi} \right)_{ср.} \quad \text{ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}) \quad (\text{V-9})$$

Н. М. Михайлов дает соотношение для примерного определения поверхности частиц:

$$\frac{F'}{V_6} = 57,5 \frac{F_{\max} n z \sqrt{h_{\text{ср.}} (1 - \epsilon_0)}}{\delta_{3,2} D_6^2} \quad (\text{V-10})$$

где  $F_{\max}$  — максимальная емкость лопатки;  
 $h_{\text{ср.}}$  — средняя высота падения частиц;  
 $n$  — число оборотов барабана.

Из соотношения (V-9) видно, что объемный коэффициент теплообмена зависит от гидродинамических условий обтекания струй материала потоком газов, от величины частиц и от внутреннего устройства барабана.

Суммарный объемный коэффициент теплообмена равен:

$$\alpha_V = \frac{\text{Nu}'' \lambda}{l_{\text{л}}} \cdot \frac{S_{\text{ср.}}''}{0,785 D_6^2} + \frac{\text{Nu}' \lambda_{\text{г}}}{\delta_{3,2}} \cdot \frac{6 \gamma_{\text{н}}}{\gamma_{\text{м}} \delta_{3,2} D_6^2} \left( \sqrt{\frac{2hi}{g}} \cdot \frac{dF_{\text{л}}}{d\tau} \right)_{\text{ср.}} \quad (\text{V-11})$$

где  $\text{Nu}''$  — критерий Нуссельта для теплообмена газа с поверхностью материала на лопатках;

$\text{Nu}'$  — критерий Нуссельта для теплообмена газа с шарообразной частицей.

Ввиду значительного различия между величинами расчетной и действительной поверхности в выражение для  $\alpha_V$  вводят поправку  $a$  [65], которая определяется из опытов:

$$a = \frac{\alpha_V^{\text{э}} - \alpha_V''}{\alpha_V'} \quad (\text{V-12})$$

где  $\alpha_V^{\text{э}}$  — экспериментальная величина объемного коэффициента теплообмена;

$\alpha_V''$  — расчетный коэффициент теплообмена к поверхности материала в завале и на лопатках;

$\alpha_V'$  — расчетный коэффициент теплообмена.

Величина  $a$  зависит от внутреннего устройства барабана. По данным [65], она изменяется от 0,8 до 0,1. Коэффициент  $\alpha_V$  зависит не только от скорости ссыпания, но и от равномерности распределения ссыпавшегося материала по сечению барабана. Чем равномернее распределяется материал, тем больше участвующая в теплообмене поверхность частиц при одинаковых скоростях ссыпания. При неравномерном распределении создается неодинаковое гидравлическое сопротивление прохождению газов через барабан. На рис. V-5 показано распределение скорости ссыпания по диаметру барабана с периферийными лопатками различной конструкции. Из рис. V-5, а видно, что для лопаток, изображенных на рис. V-8, г и V-8, и, ссыпание продолжается до угла поворота 120—130°; для этих лопаток наблюдается наиболее равномерное ссыпание по диаметру барабана (рис. V-5, б). Для лопаток, показанных на рис. V-8, б, максимальная скорость ссыпания смещена к центру барабана. Такой метод анализа позволяет правильно подойти к выбору рациональной конструкции лопаток.

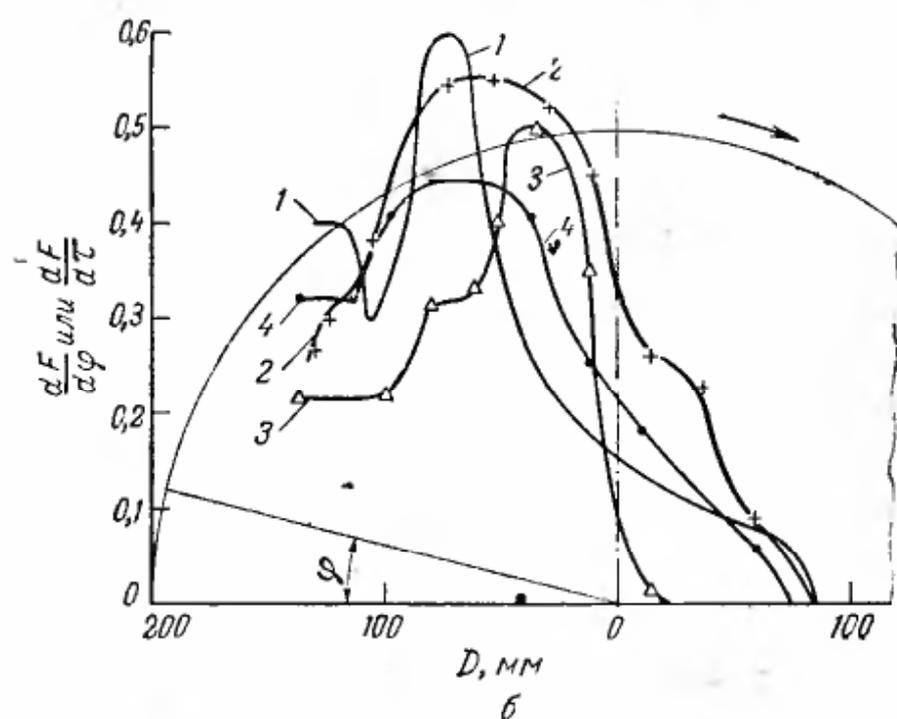
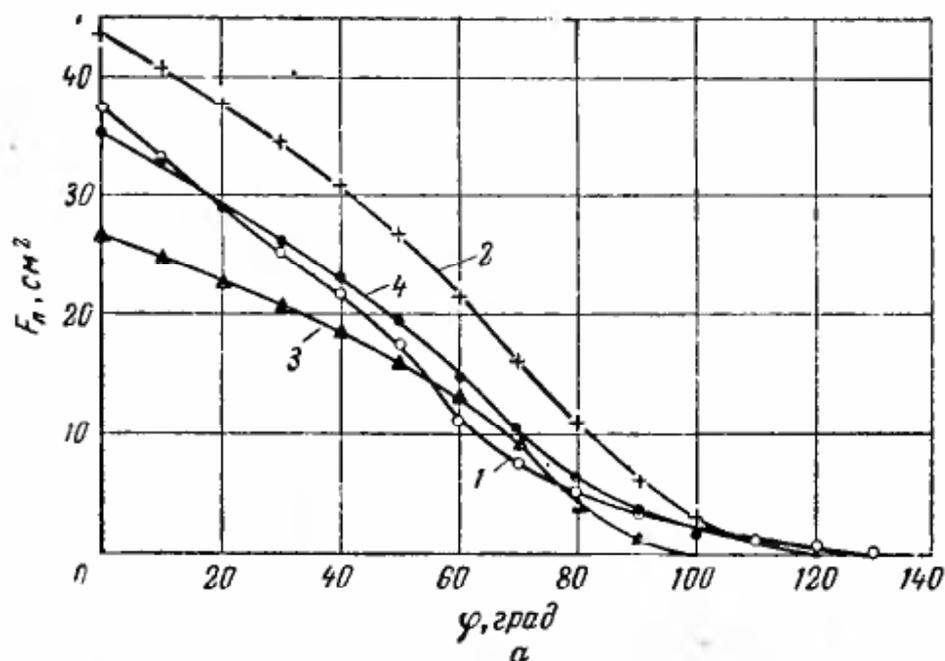


Рис. V-5. Изменение плотности потока материала по сечению барабана при его заполнении на 18%:

*a* — зависимость степени заполнения лопаток от угла поворота барабана  $\varphi$ ; *b* — изменение скорости ссыпания  $dF/d\varphi$  по диаметру барабана  $D$ ; 1 —  $l_1 = 0,175D$ ,  $l_2 = 0,075D$  (см. рис. V-8, *a*); 2 —  $r = 0,13D$ ,  $l_1 = 0,14D$  (см. рис. V-8, *з*); 3 —  $l_1 = 0,12D$ ,  $l_2 = 0,075D$  (см. рис. V-8, *б*); 4 —  $l_1 = 0,1D$ ,  $l_2 = 0,063D$ ,  $l_3 = 0,055D$  (см. рис. V-8, *и*).

Причем выгоднее ставить по длине барабана лопатки различных конструкций для обеспечения максимального перекрытия его сечения материалом.

Проведенный анализ условий тепло- и массообмена в барабанных сушилках позволяет подойти к выявлению теоретических функциональных зависимостей объемного коэффициента теплообмена от различных факторов и к выбору рационального внутреннего устройства, обеспечивающего максимальную интенсивность сушки.

Можно отметить, что в барабанных сушилках объемный коэффициент теплообмена зависит (кроме свойств материала и его конечной влажности) от степени заполнения барабана  $\xi$  и числа его оборотов  $n$ , скорости газов  $u_r$  и дисперсности материала, а также от размеров и конструкции лопаток и от всего внутреннего устройства барабана.

Для инженерных расчетов можно принять следующее выражение объемного коэффициента теплообмена:

$$Nu_V = f \left[ \xi^{a_1} (\gamma u)^{a_2} n^{a_3} K \left( \frac{w_2}{w_r} \right)^{a_4} \right] \quad (V-13)$$

где  $Nu_V$  — объемный критерий Нуссельта:

$$Nu_V = \frac{\alpha_V \delta_s^2}{\lambda}$$

$a_1, a_2, a_3, a_4$  — константы уравнения, определяемые опытным путем;  
 $K$  — критерий, учитывающий внутреннее устройство барабана:

$$K = \left( \tau_t \frac{dF_n}{d\tau} \right) D_0^2$$

С ростом  $\xi$  объемный коэффициент теплообмена увеличивается лишь до определенного значения. Для барабанных сушилок с лопатками оптимальная степень заполнения составляет 20—30%. Поскольку сушилки должны работать с оптимальным заполнением, из выражения (V-13) величина  $\xi^{a_1}$  может быть исключена.

Объемный коэффициент возрастает с увеличением числа оборотов  $n$ . Оптимальное значение  $n = 4—6$  об/мин и зависит от диаметра барабана. Для обеспечения необходимого заполнения и соответственно оптимальной длительности сушки при повышенных числах оборотов уменьшают угол наклона барабана.

С увеличением скорости газов  $u_r$  процесс сушки интенсифицируется. Одновременно увеличивается унос материала из барабана. Поэтому в зависимости от дисперсности материала экспериментально устанавливают оптимальное значение скорости газов. Обычно она составляет 2—6 м/сек.

Для сушилки с секторной насадкой при  $n = 1,5$  об/мин,  $\xi = 27—30\%$  и эквивалентном размере частиц  $\delta = 1,27$  мм была получена следующая зависимость  $\alpha_V$  от массовой скорости газов:

$$\alpha_V = 150 (\gamma u)^{0,6} \text{ ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}) \quad (V-14)$$

На рис. V-6 приведена зависимость  $\alpha_V/n^{0,7}\xi^{0,54}$  от массовой скорости газов при сушке гранулированного суперфосфата (простого и двойного) и аммофоса в барабанах диаметром от 2,2 до 2,8 м.

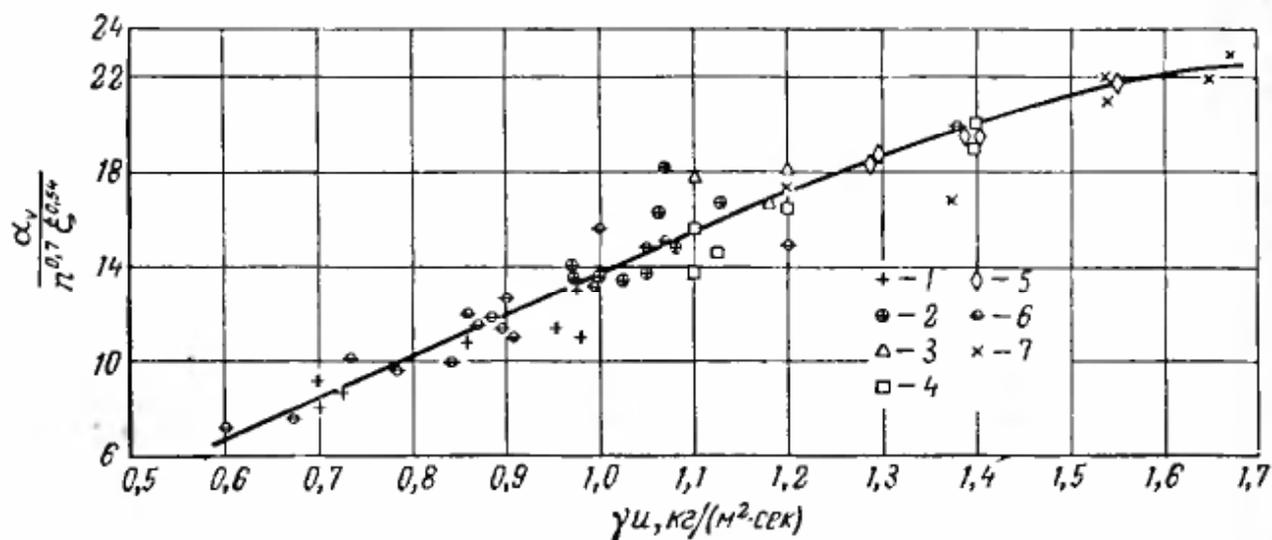


Рис. V-6. Зависимость объемного коэффициента теплообмена от массовой скорости газов  $\gamma u$  при сушке гранулированных продуктов в барабанах разных размеров:

Продукты	$D_6, м$	$L_6, м$
1 — суперфосфат . . . . .	2,6	20
2 — » . . . . .	2,6	20
3 — » . . . . .	2,7	22
4 — » . . . . .	2,8	14
5 — » . . . . .	2,8	14
6 — двойной суперфосфат . . . . .	2,8	14
7 — аммофос . . . . .	2,2	14

Исходя из построения графика, можно рекомендовать следующее эмпирическое соотношение:

$$\alpha_V = 13,8 (\gamma u)^{0,9} n^{0,7} \xi^{0,54} \quad (V-15)$$

Уравнение (V-15) справедливо для  $n = 1,5—5,0$  об/мин;  $\xi = 10—25\%$ ;  $\gamma u = 0,6—1,8$  кг/(м<sup>2</sup>·сек).

### Конструкции сушилок

Барабанная сушилка представляет собой установленный наклонно вращающийся барабан, на который надеты два бандаж и зубчатый венец привода. Бандажами барабан опирается на четыре ролика, установленные на рамах. Два опорных ролика ограничивают осевое смещение корпуса барабана. На обоих концах барабана имеются камеры; в одной предусмотрен ввод газов и загрузка влажного материала, в другой — вывод сухого продукта и отвод газов. Между камерами и барабаном делают специальные уплотнения для предотвращения подсоса наружного воздуха. Следует отметить, что особенно вреден подсос со стороны выгрузочной камеры. Максимальный наклон барабана 4°. На рис. V-7 показан стандартный сушильный барабан.

В Советском Союзе выпускают барабанные сушилки диаметром от 1 до 3,5 м, причем барабаны диаметром до 2,8 м могут быть различной длины ( $L/D = 4—8$ ). Барабаны диаметром 2,8; 3 и

3,5 м выпускаются только одной длины — соответственно 14; 20 и 27 м.

Барабаны диаметром 1,0—2,2 м изготавливает завод «Прогресс» (г. Бердичев), а диаметром 2,5—3,5 м — завод «Уралхиммаш». Подробная характеристика барабанов приведена в нормалях НИИхиммаш [24].

В зависимости от свойств высушиваемого материала применяют различные внутренние устройства барабана. Со стороны загрузочной камеры на длине  $0,5 D_b$  устанавливают распределительную насадку в виде винтовых лопастей. Количество лопастей составляет от 6 до 16, в зависимости от диаметра барабана. При сушке сильно мажущихся материалов (с большой адгезией) на начальном участке барабана подвешивают цепи, при помощи которых разрушаются комки и снимаются «настыли» со стенок барабана. Для этой же цели наружная обшивка барабана снабжается специальными ударными молотками — по несколько штук на окружности по длине барабана. При вращении барабана молотки периодически отходят от корпуса и ударяют по нему.

На рис. V-8, з показаны самоочищающиеся прямые поворотные лопатки. Их устанавливают за винтовой распределительной насадкой (рис. V-8, а) при сушке мажущихся материалов. При сушке достаточно сыпучих материалов за винтовой насадкой помещают периферийную подъемно-лопастную насадку. Форма лопаток может быть различной (рис. V-8, б, в, г, и). В конце барабана устанавливают секторную насадку (как на рис. V-8, д, е) с пятью или шестью секторами. Следует отметить, что расположение лопаток в секторах должно быть таким, чтобы человек мог свободно пролезать для очистки насадки от налипшего материала. Если материал обладает хорошими сыпучими свойствами, за винтовой насадкой помещают секторную. При этом интенсифицируется сушка и снижается расход электроэнергии на вращение барабана.

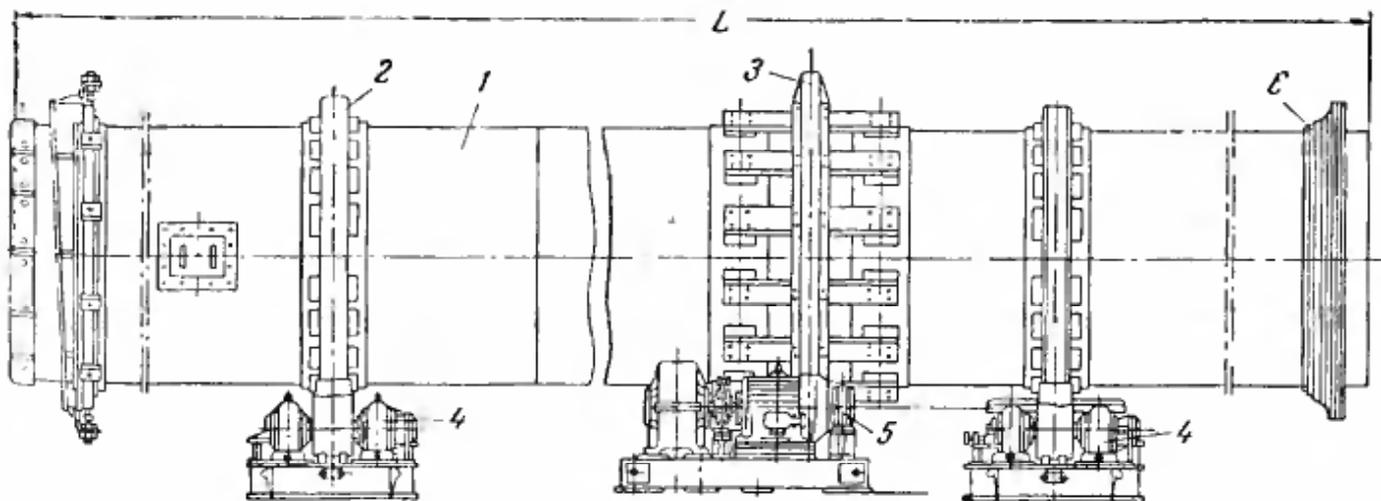


Рис. V-7. Сушнльный барабан:

1 — корпус; 2 — бандаж; 3 — венец; 4 — опорные роликн; 5 — привод с редуктором; 6 — уплотняющее устройство.

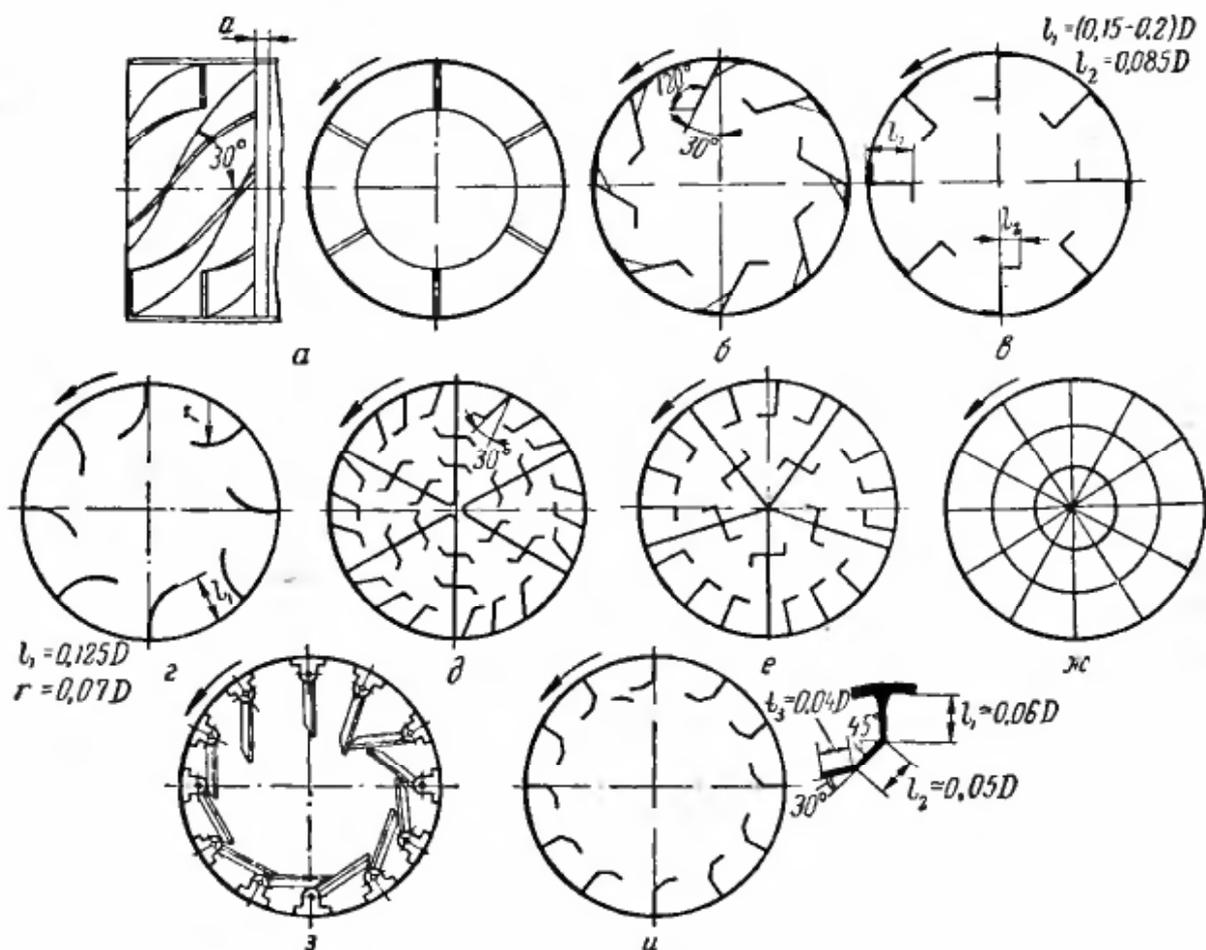


Рис. V-8. Схемы различных типов внутренних устройств барабана.

Для хорошо сыпучих материалов можно использовать насадку по типу, показанному на рис. V-8, ж.

Оптимальные размеры лопаток приведены на рис. V-8, в и г по данным Н. М. Михайлова [65]. Размеры лопаток, изображенных на рис. V-8, б, д, имеются в каталоге-справочнике [24].

Материал поступает в барабан по течке, которая в некоторых случаях оборудована специальным подающим устройством (рис. V-9). Иногда течки снабжены рубашкой, в которой движутся охлаждающие вода или воздух. Это позволяет избежать «припекания» материала к стенке, омываемой горячими газами.

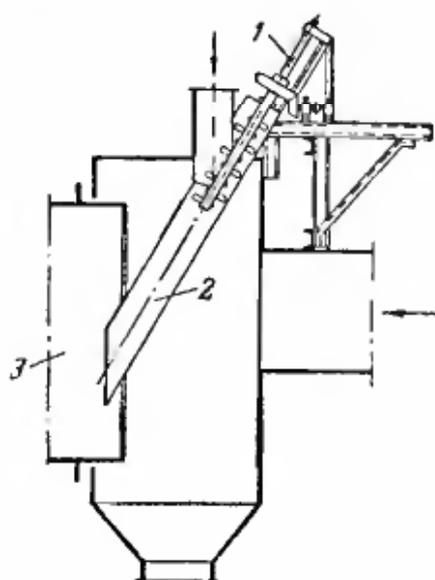


Рис. V-9. Загрузочное устройство барабана:

1 — перовой шнек; 2 — течка; 3 — барабан.

На рис. V-10 приведена схема процесса сушки в барабанной установке. Материал поступает в сушилку через питательдозатор 5. Газы, получаемые сжиганием в топке 2 жидкого топлива, подают в камеру и далее в барабан 4. Сушилка работает по принципу параллельного движения материала и агента сушки. Высушенный материал из камеры через затвор «мигалку» 7 направляется на ленточный

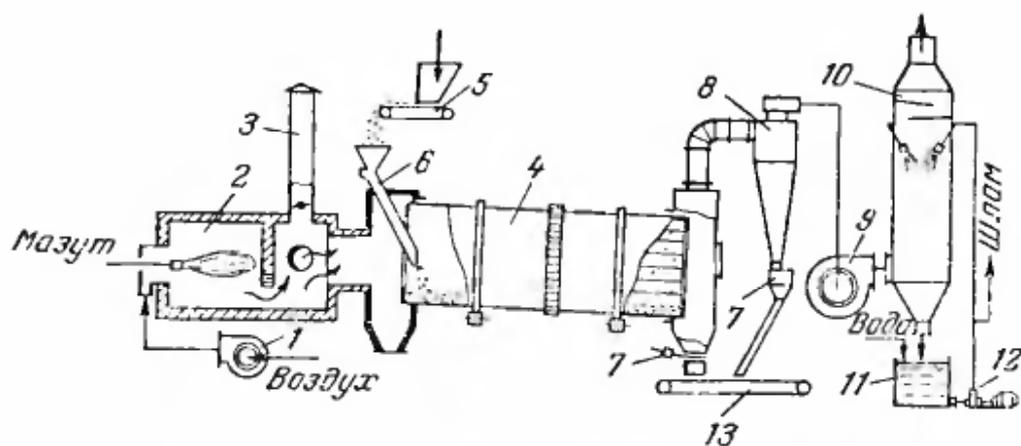


Рис. V-10. Схема сушки в барабанной установке:

1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — растопочная труба; 4 — барабанная сушилка; 5 — питатель-дозатор; 6 — охлаждаемая течка; 7 — затвор; 8 — циклон; 9 — дымосос; 10 — мокрый скруббер; 11 — емкость; 12 — насос; 13 — транспортер.

транспортер 13; отработанные газы поступают в циклон-пылеотделитель 8, откуда дымососом 9 подаются в мокрый скруббер 10 и далее отводятся в атмосферу. Сушилка работает под небольшим разрежением.

Если в процессе сушки выделяются газы (например, HCl, HF и т. д.), то после аппаратов сухой очистки устанавливают мокрые скруббер и абсорберы различной конструкции. В этом случае дымосос должен быть расположен после всех газо- и пылеочистных аппаратов, чтобы вся система работала при разрежении. В топке барабанных сушилок предусмотрена подача первичного и вторичного воздуха. Вторичный воздух подается либо принудительно вентилятором, либо за счет разрежения в смесительной камере.

На рис. V-11 приведена схема двухходовой барабанной сушилки. Она представляет собой два барабана — внутренний и

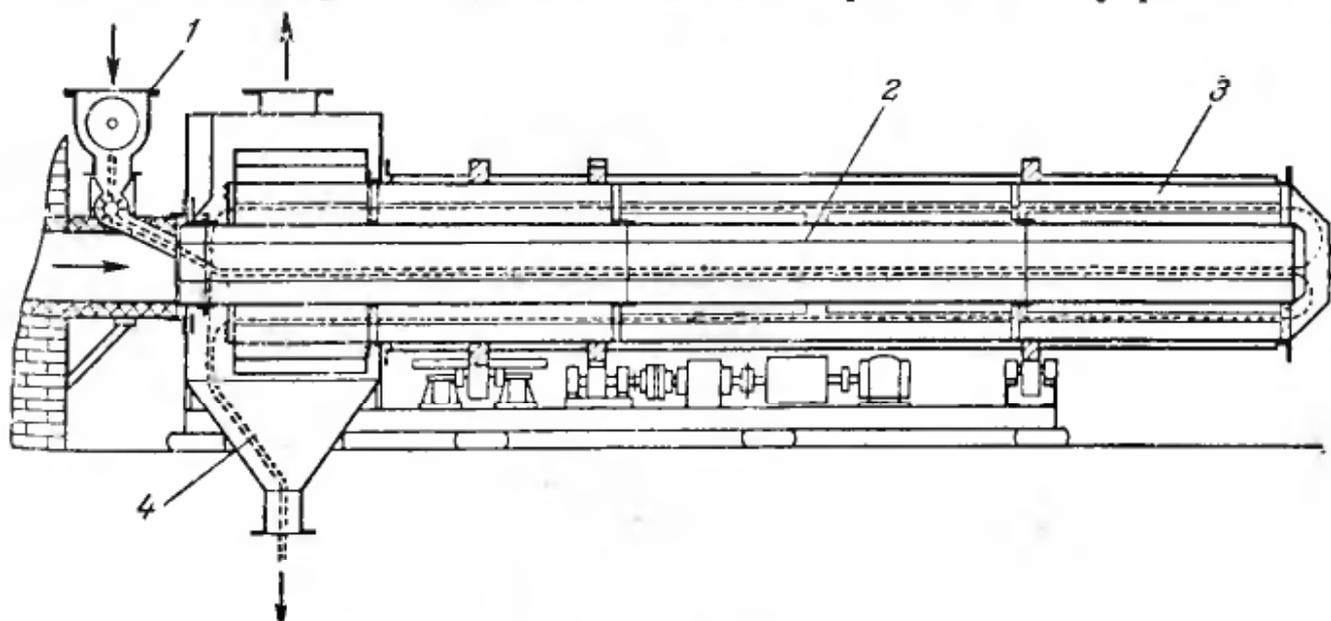


Рис. V-11. Двухходовая барабанная сушилка:

1 — питатель; 2 — внутренний барабан; 3 — наружный барабан; 4 — бункер для выгрузки продукта.

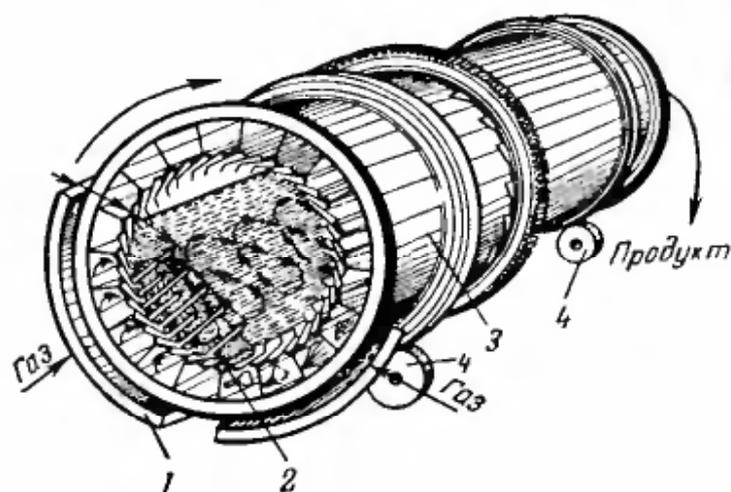


Рис. V-12. Барабанная сушилка с поперечной продувкой слоя материала:

1 — газовый короб; 2 — лопатки; 3 — барабан; 4 — опорные ролики.

наружный. Внутренний барабан 2 состоит из трех частей, соединенных между собой болтами. Для компенсации температурных расширений в местах соединения поставлены специальные прокладки. Наружный барабан 3 цельносварной. Внутренняя насадка обоих барабанов подъемлопастная. Материал из питателя 1 поступает во внутренний барабан. Сюда же подают агент сушки при температуре до  $700^{\circ}\text{C}$ .

Далее материал поступает во внешний барабан для окончательной просушки, отсюда — в камеру, а затем удаляется из сушилки. Газы из камеры направляют на очистку в циклоны.

На рис. V-12 показана барабанная сушилка с поперечной продувкой слоя материала агентом сушки. Благодаря поперечному движению материала и агента сушки эти аппараты могут работать при более низких начальных температурах газов (но выше, чем в конвейерных сушилках, так как в них материал не перемещается). Сушилки такого типа можно рассчитывать по аналогии с ленточными.

### Расчет сушилок

При сушке материал и агент сушки обычно движутся параллельно. Даже при получении материала с низкой влажностью температуру отходящих газов повышают до требуемой. При этом достигаются высокая интенсивность сушки и минимальные затраты тепла и электрической энергии на вентиляцию. Кроме того, материал сохраняет начальные свойства, так как в процессе его сушки не перегреваются даже самые мелкие частицы. Противоточное движение материала и агента сушки обычно используют, когда необходимо совместить сушку с прокаливанием или с другими процессами.

Конечная температура газов обусловлена термочувствительностью материала и конечной влажностью продукта, экономическими соображениями и условиями надежности работы пылеулавливающих устройств. Следовательно, относительная влажность отходящих газов должна быть такой, чтобы не было конденсации паров воды на тракте газов (с учетом температуры стенок и возможных подсосов наружного воздуха). Температура отработанных газов обычно колеблется в пределах  $80\text{—}120^{\circ}\text{C}$  в зависимости от их начальной температуры, т. е. от их влажности на выходе из сушилки. Иначе говоря, для получения продукта с одной и той же конечной влажностью при повышении начальной температуры агента сушки необходимо повысить и температуру отходящих газов. Начальную и конечную температуры агента сушки обычно принимают на основании экспериментальных данных. По режиму сушки и заданной производительности составляют материальные и тепловые балансы сушилок, подсчитывают расход агента сушки  $L$  (в  $\text{кг/ч}$ ), количество испаряемой влаги  $W$  (в  $\text{кг/ч}$ ) и расход передаваемого материалу тепла по соотношениям (II-14) и (II-16) и т. д.

Исходя из дисперсности и плотности частиц материала выбирают скорость газов по сечению барабана. Для расчета можно принимать следующие значения средней скорости газа в барабане (в м/сек).

Размер частиц мм	Кажущаяся плотность $\gamma_H$ , кг/м <sup>3</sup>				
	350	1000	1400	1800	2200
0,3—2	0,5—1	2—5	3—7,5	4—8	5—10
Более 2	1—3	3—5	4—8	6—10	7—12

Для полидисперсных материалов с размером частиц от 0,2 до 5 мм и  $\gamma_H = 800—1200$  кг/м<sup>3</sup> обычно принимают среднюю скорость газов  $u_{ср.} = 2—5$  м/сек. Сечение барабана рассчитывают по уравнению:

$$F_6 = \frac{v_0 L}{3600 u_{ср.} (1 - \xi)} \text{ м}^2$$

Далее по соотношению (II-76) определяют объем барабана  $V_6$  (в м<sup>3</sup>), а затем его длину  $L_6 = V_6/F_6$ .

Значение объемного коэффициента теплообмена принимают по опытным данным или приближенно по уравнению (V-15). Для прикидочных расчетов объем барабана определяют по формуле (II-94), предварительно приняв по табл. (V-1) напряжение объема барабана по испаренной влаге  $A_V$  аналогичного материала и приближенно с тем же режимом сушки.

Зная объем барабана и его длину, по нормам подбирают стандартный барабан несколько большего объема и рассчитывают для него скорость газов. Далее задаются оптимальным заполнением барабана  $\xi = 25\%$  и по уравнению (II-44) находят среднюю длительность пребывания материала в сушилке. Затем, приняв число оборотов, которое было взято при определении  $\alpha_V$ , по уравнению (V-1) или (V-2) рассчитывают угол наклона барабана  $\beta$ . Если полученное значение очень мало (меньше 0,5°), то число оборотов барабана уменьшают и расчет повторяют. Определив параметры барабана, проводят расчет вспомогательного оборудования. Более подробно расчет барабанных сушилок рассмотрен в монографии Н. М. Михайлова [65].

Данные о сушке некоторых материалов в барабанных сушилках приведены в табл. V-1 (стр. 192).

## СУШКА В УСТАНОВКАХ С КИПАЩИМ СЛОЕМ

Сушка различных материалов в кипящем слое получила широкое распространение благодаря специфике процесса. Во-первых, этим методом можно высушивать зернистые, сыпучие, пастообразные и жидкие материалы; во-вторых, процесс протекает очень интенсивно. Объемный коэффициент теплообмена, отнесенный к слою материала, равен 5000—10 000 ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град), в то время как для барабанных сушилок он составляет на весь объем не более 500 ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град). Съем влаги с 1 м<sup>2</sup> сетки в зависимости от дисперсности материала и температурного режима сушки равен  $A_F = 60—3000$  кг/(м<sup>2</sup>·ч). Даже при сушке комкующихся и плохосыпучих материалов не возникало нарушений работы установки, так как слой является своеобразным ретуром предварительно подсушенного продукта.

Материал	$\omega_1$ %	$\omega_2$ %	$t_1$ °C	$t_2$ °C	Размер частиц, мм	$A_{\gamma}$ кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	Режим, насадка
Глина простая . . . . .	22	5	600—700	81—100	—	50—60	} Подъемнолопастная
» огнеупорная . . . . .	9	0,7	800—1000	70—80	—	60	
Известняк . . . . .	10—15	1,5	1000	80	0—15	45—65	} Противоток, подъемнолопастная
» . . . . .	8—10	0,5	800	120	0—20	30—40	
Инфузорная земля . . . . .	40	15	550	120	—	50—60	Распределительная
Руда (магнитогорская) . . . . .	6,0	0,5	730	—	0—50	65	Подъемнолопастная
Песок . . . . .	4,3—7,7	0,05	840	100	—	80—88	Распределительная и перевалочная
Руда марганцевая . . . . .	15,0	2,0	120	60	2,5	12	Распределительная
Сернистый аммоний . . . . .	3,5	0,4	82	—	—	4—5	} Параллельный ток, подъемнолопастная
Сланцы . . . . .	38	12	500—600	100	0—40	45—60	
Соль поваренная . . . . .	4—6	0,2	150—200	—	—	7,2	Противоток, подъемнолопастная
Уголь каменный . . . . .	9,0	0,6	800—1000	60	—	32—40	} Подъемнолопастная
» (бурый подмосковный)	30	10—15	430	150—200	0—10	40—65	

13 М. В. Дяков	Фосфориты . . . . .	6,0	0,5	600	100	—	45—60	Параллельный ток, подъемнолопастная
	Торф фрезерный . . . . .	50	20	450	100	—	75	Подъемнолопастная
	Хлористый барий . . . . .	5,6	1,2	109	—	—	1,0—2,0	Параллельный ток, подъемнолопастная
	Шлам от промывки угля (65% угля и 35% золы) . . . . .	50	1	750	120	0—2	120	Распределительная
	Нитрофоска . . . . .	—	~1	220	105	0,5—4	10	Подъемнолопастная и секторная
	Аммофос . . . . .	8—12	1,5	350	110	1—4	15—20	То же
	Диаммофос . . . . .	3—4	~1	200	90	1—4	8—10	»
	Гранулированный суперфосфат	14—18	3	550—650	120	1—4	60—80	$D=2,8$ м; $L=14$ м
	Двойной суперфосфат . . . . .	16—18	2,5—3,0	500—600	120	1—4	40	$D=2,8$ м; $L=14$ м
	Преципитат . . . . .	55—57	—	550—700	120—130	—	28—33	$D=3,2$ м; $L=22$ м, $(\gamma u) = 1,2—1,4$ кг/(м <sup>2</sup> ·сек)
	Фтористый алюминий . . . . .	48—50	3—5,5	750	220—250	—	18	Параллельный ток, $n = 3$ об/мин; потери фтора с газами 3%
	Железный колчедан . . . . .	10—12	1—3	270—350	95—100	—	20—30	$D=1,6$ м; $L=14$ м

В установках с кипящим слоем можно одновременно проводить несколько процессов: сушку и обжиг, сушку и классификацию по размерам частиц, сушку и гранулирование и т. д. Однако эти сушилки имеют и недостатки: повышенный расход электроэнергии (а в некоторых случаях и топлива), невысокая интенсивность процесса при сушке тонкодисперсных продуктов и др. Основные положения теории сушки в кипящем слое были разработаны И. М. Федоровым [95].

Сушильные установки с кипящим слоем чрезвычайно разнообразны как по конструкции, так и по гидродинамическим и тепловым режимам работы. Однако их можно классифицировать следующим образом:

- по количеству зон — однокамерные и многокамерные;
- по характеру движения материала — с направленным и ненаправленным движением от места загрузки материала к месту его выгрузки;
- по использованию теплоносителя — однократное и многократное;
- по конфигурации сушильной камеры — круглые, прямоугольные и т. д.

### **Длительность пребывания материала в слое**

Для кипящего слоя характерен неустановившийся гидродинамический режим с неравномерностью полей давлений и температур, циклическим возникновением и разрушением газовых пузырей, неодинаковой локальной порозностью и т. д. По данным [122], порозность в данной точке слоя не остается неизменной во времени, о чем свидетельствуют пульсации давления. Поэтому наблюдается хаотическое движение частиц в слое во всех направлениях. Для кипящего слоя характерно также перемешивание газа и материала, причем обе фазы перемешиваются в осевом (по направлению потока газа) и продольном (или поперечном) направлениях. Частицы при возвратно-поступательном движении захватывают газ и переносят его в глубину слоя, т. е. происходит осевое перемешивание газа.

Я. Беранек и Д. Сокол [5] проводили опыты, в которых в кипящий слой стеклянных шариков на расстоянии 63 см от решетки вносили гелий и определяли его концентрацию по высоте слоя. На рис. V-13, а показана зависимость относительной концентрации гелия в слое  $C/C_0$  от расстояния до решетки. Из рисунка видно, что часть гелия переносится навстречу потоку газов. Распределение концентрации гелия в горизонтальном сечении показано на рис. V-13, б. Характер кривой близок к нормальному закону распределения и свидетельствует о размыве вещества в слое.

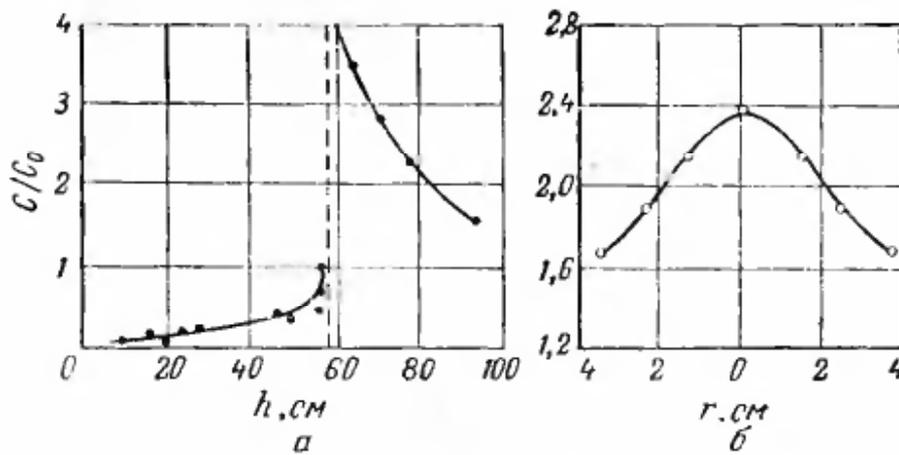


Рис. V-13. Относительная концентрация гелия в слое кипящего зернистого материала:

*a* — в вертикальном сечении; *б* — в горизонтальном сечении (*h* — высота слоя; *r* — расстояние от точки подачи).

По гидродинамике газовой фазы аппараты с кипящим слоем занимают промежуточное положение между аппаратами идеального вытеснения и идеального смешения. Частицы твердой фазы также перемешиваются в осевом и продольном направлениях, причем интенсивность и область перемешивания обусловлены гидродинамическим режимом кипения, конструкцией распределительной решетки и камеры, размерами аппарата и т. д. Поэтому и по твердой фазе аппараты с кипящим слоем относятся к аппаратам промежуточного типа. Интенсивность продольного перемешивания иногда характеризуют коэффициентом продольной диффузии  $D_{пр}$ .

Изучение перемешивания материала в кипящем слое имеет первостепенное значение, так как позволяет правильно подойти к выбору оптимального режима сушки, рациональной конструкции аппарата и т. д. На основании теоретических предпосылок и опытных данных можно утверждать, что установки с кипящим слоем приближаются к аппаратам идеального вытеснения в тех случаях, когда увеличиваются размеры установок КС, часовые потоки материала и скорости его перемещения по решетке и уменьшается скорость кипения. Свободный пробег частицы при выбросе ее из слоя или поперечном перемещении в слое мал в больших аппаратах, поэтому с увеличением площади решетки выравнивание скоростных и температурных полей в горизонтальных плоскостях слоя менее вероятно. Лабораторные установки с кипящим слоем близки к аппаратам идеального смешения. Поэтому можно утверждать, что процесс сушки в кипящем слое трудно моделируется, а данные лабораторных опытов нельзя переносить на промышленные аппараты без существенных поправок.

Длительность пребывания частиц в слое является функцией их продольного перемешивания для непрерывнодействующей установки. И. М. Федоров [95], П. Г. Романков и В. Ф. Фролов [76],

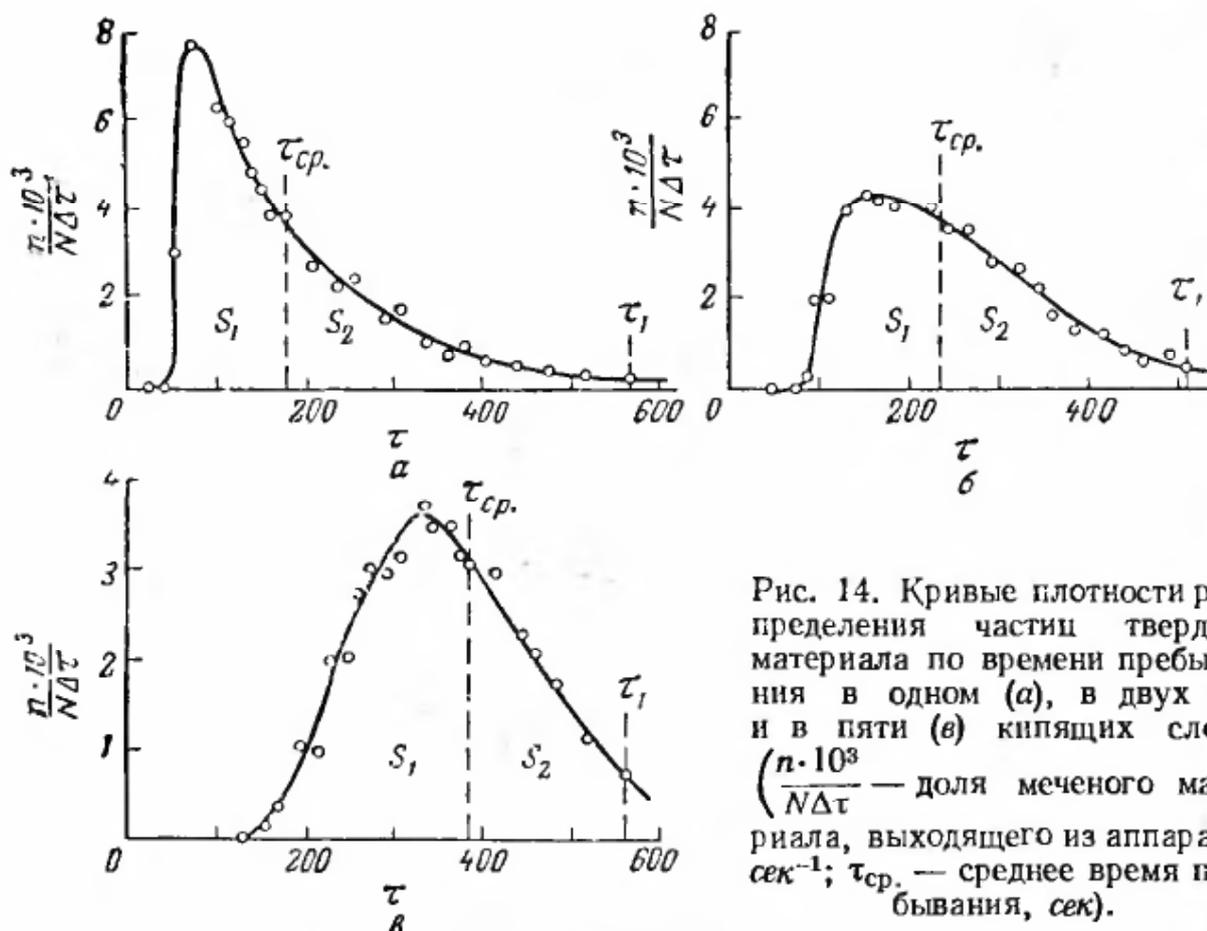


Рис. 14. Кривые плотности распределения частиц твердого материала по времени пребывания в одном (а), в двух (б) и в пяти (в) кипящих слоях ( $\frac{n \cdot 10^3}{N \Delta \tau}$  — доля меченого материала, выходящего из аппарата, сек<sup>-1</sup>;  $\tau_{\text{ср.}}$  — среднее время пребывания, сек).

а также В. Ваничек [122] получили уравнения времени пребывания частиц в слое и провели расчеты для аппаратов с одной и более секциями.

Функция распределения времени пребывания частиц в системе из  $n$  аппаратов (секций) равна:

$$E(\tau) = \sum_{l=1}^n \frac{G G_3^{n-2}}{\Pi(F_{3,l} - G_{3,j})} \exp\left(-\frac{\tau G_3}{G}\right) \quad (\text{V-16})$$

где  $j = 2, 3, \dots, n$ .

Средняя влажность материала на выходе из сушилки при идеальном перемешивании в каждой секции равна:

$$\omega_{\text{ср.}} = \int_0^{\infty} \omega(\tau) E(\tau) d\tau \quad (\text{V-17})$$

Принимая экспоненциальный закон изменения влажности частиц, авторы перечисленных работ рассматривали вопрос о равномерности сушки отдельных частиц.

По данным [76], на рис. V-14 показаны опытные дифференциальные кривые времени пребывания частиц в многосекционной сушилке с кипящим слоем. С увеличением числа секций характер кривой меняется, уменьшаются границы изменения времени ( $\tau_{\text{max}} - \tau_{\text{min}}$ ), значение наименее вероятного времени приближается

к среднеинтегральному по уравнению (II-44) и т. д. С увеличением числа секций (кипящих слоев) сушилка приближается к аппаратам идеального вытеснения с одинаковым временем пребывания частиц.

Выводы указанных выше авторов о значительной неравномерности сушки в установках с кипящим слоем недостаточно хорошо согласуются с опытными данными. Дело в том, что при контакте частиц между ними происходит интенсивный тепло- и массообмен. Кроме того, промышленные сушилки работают обычно со средним интегральным временем пребывания частиц, значительно превышающим время, которое требуется для данных условий по кинетике процесса сушки. Все это приводит к выравниванию процесса сушки. Напротив, неточно высказывание Ю. Я. Кагановича и А. Г. Злобинского [23] о высокой равномерности процесса в однокамерных сушилках. При сушке в них термостойких солей температура в слое поддерживается выше  $105^{\circ}\text{C}$ , а средняя длительность сушки (более 3 мин) значительно превышает требуемую по кинетике сушки тонкодисперсного материала. Хлористый калий высушивается в пневматических сушилках за секунды, поэтому на основании полученных колебаний конечной влажности (0,1—0,2%) нельзя говорить о равномерности сушки. Для продукта с более высокой конечной влажностью были бы получены другие результаты.

При сушке зерна в двухзонной сушилке ВТИ с направленным потоком материала при ширине сетки 1,2 м наблюдались следующие колебания влажности высушенного зерна (в разных точках сечения):

Время, мин	Влажность, %		
	слева	в центре	справа

#### Первый опыт

0	22,5	22,4	22,3
15	23,7	23,5	23,1
30	25,5	22,6	22,0
45	23,0	21,4	20,8
60	22,7	21,8	21,8
75	22,5	23,4	21,0
90	22,6	21,7	21,6

#### Второй опыт

0	19,2	18,4	19,7
15	19,5	18,4	18,6
30	18,1	17,9	17,8
Среднее значение	21,7	21,0	20,8

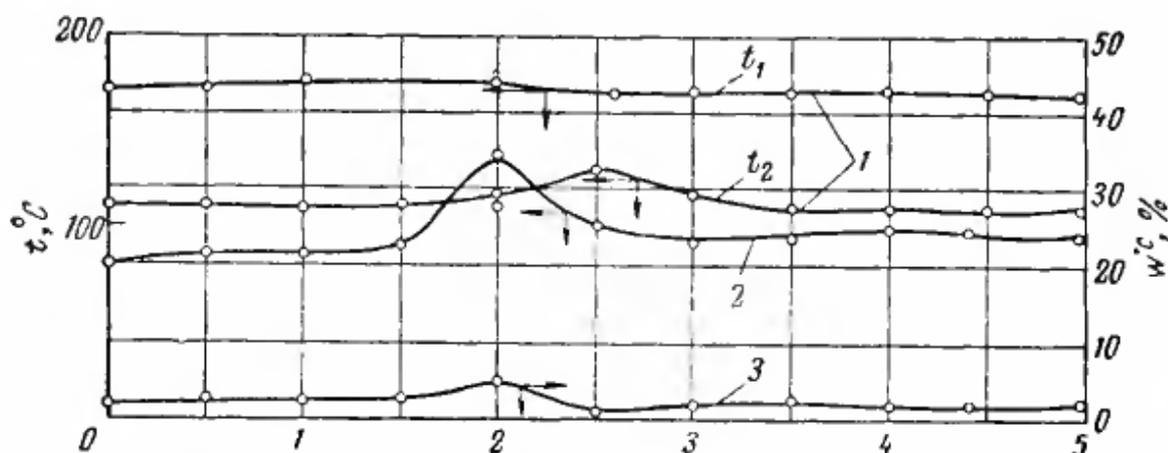


Рис. V-15. Изменение температуры газов и влажности крупы  $w^c$  во времени:

1 — температура газов на входе в первую зону ( $t_1$ ) и выходе из нее ( $t_2$ );  
2 — температура газов на входе во вторую зону; 3 — влажность крупы.

Из приведенных данных видно, что сушка в аппарате с направленным потоком протекает достаточно равномерно. На рис. V-15 показано изменение во времени температуры газов по зонам и влажности крупы в двухзонной сушилке с направленным потоком материала при площади решетки  $0,6 \times 2,0 \text{ м}^2$  и производительности  $1500 \text{ кг/ч}$ . Сушка протекает вполне равномерно даже при значительном колебании начальной влажности крупы. Причем на влажность готового продукта в основном влияет температура газов, поступающих во вторую зону.

Таким образом, в сушилках с кипящим слоем при определенных условиях можно добиться достаточно равномерной сушки продукта. Неравномерность пребывания частиц в слое П. Г. Романков рекомендует характеризовать моментом правой и левой частей площади дифференциальной кривой  $\Delta n/N \Delta \tau = f(\tau)$  относительно оси среднего времени пребывания (см. рис. V-14). Нам кажется, что действительное среднее время пребывания  $\tau'_{\text{ср}}$  надо было бы определять графическим интегрированием опытной дифференциальной кривой распределения. Эта величина в некоторых случаях будет отличаться от  $\tau_{\text{ср}}$ , найденного из соотношения (II-44). При наличии застойных зон  $\tau'_{\text{ср}} < \tau_{\text{ср}}$ , поэтому отношение  $\tau'_{\text{ср}}/\tau_{\text{ср}} \leq 1$  говорит о неравномерности кипения по площади решетки.

Рассмотрим продольное перемешивание в установках с направленным и ненаправленным потоком материала. Установки с направленным движением материала, предложенные ВТИ им. Дзержинского [46], имеют некоторые особенности:

сечение камеры прямоугольное, причем  $b \ll l$  ( $b$  — ширина,  $l$  — длина);

решетка наклонена в направлении движения материала;

загрузка сосредоточена на одном конце, выгрузка — на другом;

благодаря большому отношению  $l/b$  скорость материала  $u$  в слое значительно выше, чем в однокамерных цилиндрических сушилках.

Направленный поток материала с некоторым приближением можно создать и в цилиндрических камерах большого диаметра, если материал подавать в них к стенкам равномерно по окружности, а выгружать сосредоточенно в центре. В установках с направленным потоком, имеющих угол наклона, обеспечивается надежный транспорт при малых скоростях кипения, когда уменьшается осевое и продольное перемешивание. В стадии вспученного слоя практически нет перемешивания частиц в осевом и поперечном направлениях. Благодаря углу наклона создается переменный профиль скоростей газа вдоль потока материала, что необходимо, например, в тех случаях, когда при сушке материала значительно меняется его плотность или размеры частиц. Влажность и температура материала по длине решетки будут изменяться довольно плавно. Поэтому для таких установок характерно то, что температура отходящих газов меньше температуры высушенного материала. Например, в сушилке ВТИ (см. рис. V-24) температура газов за слоем первой зоны  $t_2 = 34^\circ \text{C}$ , а температура материала на выходе из зоны  $\vartheta_2 = 45\text{--}46^\circ \text{C}$ ; или  $t_2 = 38\text{--}40^\circ \text{C}$ , а  $\vartheta_2 = 47\text{--}48^\circ \text{C}$  и т. д. Для установок с ненаправленным движением материала  $\vartheta_2 \ll t_2$ .

Установки с направленным потоком работают по принципу перекрестного движения материала и агента сушки. Для таких установок В. Ваничек [122] предложил функцию распределения времени пребывания  $E(\tau)$ , которая дала хорошую сходимость с опытными данными:

$$E(\tau) = \frac{\bar{u}}{2\sqrt{\pi D_d \tau}} \exp\left[-\frac{(x - \bar{u}\tau)^2}{4D_d \tau}\right] \quad (\text{V-18})$$

где  $D_d$  — коэффициент диффузии продольного перемешивания;

$u$  — средняя скорость перемещения материала;

$x$  — текущая координата в направлении движения материала.

По опытным данным, для установления производительности  $G = 3\,000\text{--}25\,000 \text{ кг/ч}$  коэффициент диффузии продольного перемешивания  $D_d = 10^{-3}\text{--}10^{-2} \text{ м}^2/\text{сек}$ .

На рис. V-16 дана функция распределения времени пребывания гранул в аппарате с  $l/b \approx 40$  (кривая 1) и в однокамерной установке с идеальным перемешиванием (кривая 2). Из рисунка видно, что время пребывания частиц в аппарате с направленным движением материала более ограничено.

В установках промышленного типа с ненаправленным потоком наблюдаются локальные изменения температуры материала в горизонтальной плоскости. Для предотвращения неравномерности сушки такие установки в большинстве случаев должны работать с максимально допустимыми по технологическим условиям скоростям кипения. При этом выравнивание влажности происходит

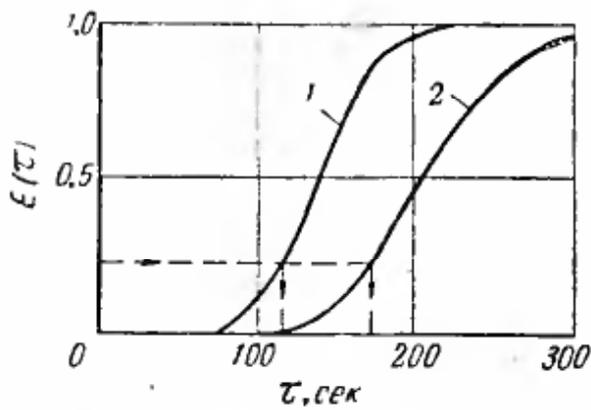


Рис. V-16. Функция  $E(\tau)$  распределения времени  $\tau$  пребывания гранулированного материала:

1 — направленный поток в установке при  $l/b = 40$ ; 2 — то же, в однокамерной установке.

Более равномерное время пребывания частиц достигается в многокамерных сушилках, в установках с направленным движением материала при больших отношениях  $l/b$  и в установках с направленным движением, оборудованных внутренними перегородками, которые служат своеобразными дросселями (материал проходит между сеткой и перегородкой).

## Теплообмен

В кипящем слое каждая частица интенсивно омывается потоком газа. Скорость омывания имеет переменный пульсирующий характер, что интенсифицирует тепло- и массообменные процессы. В процессе теплообмена происходит соударение частиц и вследствие этого турбулизация пограничного слоя. В единице объема аппарата одновременно находится большое количество частиц, поверхность которых участвует в теплообмене. Совокупность высоких теплообменных коэффициентов и больших поверхностей раздела фаз в установках с кипящим слоем обуславливает интенсивность процессов тепло- и массообмена, отнесенную к  $1 \text{ м}^3$  аппарата.

Изучению тепло- и массообмена в кипящем слое посвящено очень много работ, однако до настоящего времени нет единого мнения о количественных закономерностях этих процессов. Объясняется это сложностью экспериментов и определений основных величин, а также зависимостью результатов опытов от размеров аппарата, поскольку процесс трудно моделируется. Результаты опытов зависят и от того, получены ли они на установках периодического или непрерывного действия, и от метода усреднения размера частиц, движущей силы процесса, от учета градиента температур внутри частиц и т. д.

Наиболее достоверные данные можно получить лишь при определении коэффициентов теплообмена в периоде постоянной скорости сушки, когда температура материала равна температуре мокрого термометра. При использовании эмпирических уравнений

необходимо применять те же методы расчета величин  $\Delta t_{\text{ср.}}$ ,  $\delta$  и др., которые были использованы при обработке опытных данных.

Наибольшие затруднения вызывает расчет действительной движущей силы. Опыты показывают, что на расстоянии 10—25 мм от решетки происходит резкое снижение температуры газов (почти до температуры отходящих газов). Многие авторы [5, 21] объясняют это охлаждением газа в тонком слое материала вследствие интенсивного теплообмена, однако аналитический расчет не подтверждает подобное мнение. Такая закономерность изменения температуры по высоте слоя объясняется осевым перемешиванием газа, поэтому характер температурной кривой и соответственно движущая сила процесса зависят от перемешивания газа и частиц в слое. С увеличением скорости кипения движущая сила уменьшается и, достигнув минимального значения, вновь возрастает лишь в режиме пневмотранспорта материала. Поскольку в настоящее время изменение движущей силы в кипящем слое изучено недостаточно, для определения средней разности температур можно пользоваться следующими соотношениями:

для аппаратов с направленным движением материала и крупных промышленных сушилок:

$$\Delta t_{\text{ср.}} = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - \vartheta_{\text{ср.}}}{t_2 - \vartheta_{\text{ср.}}}} \quad (\text{V-19})$$

для аппаратов идеального смешения при  $t_2 - \vartheta_2 = 1^\circ \text{C}$  приближенно:

$$\Delta t_{\text{ср.}} = \frac{t_1 - \vartheta_2}{\ln (t_1 - \vartheta_2)} \quad (\text{V-20})$$

где  $t_1$  и  $t_2$  — температура газов соответственно на входе в сушилку и выходе из нее,  $^\circ\text{C}$ ;

$\vartheta_{\text{ср.}}$  — средняя температура материала,  $^\circ\text{C}$ ;

$\vartheta_2$  — температура материала на выходе из сушилки,  $^\circ\text{C}$ .

За размер частиц принимают средний объемно-поверхностный размер  $\delta_{3,2}$  без учета вынесенных из слоя мелких фракций. В процессе сушки удельный объем воздуха значительно изменяется, поэтому скорости кипения наиболее рационально принимать по температуре отходящих газов с поправкой на изменение их влагосодержания.

При сушке картона, угля и других материалов на периодически действующей установке И. М. Федоров получил для периода постоянной скорости сушки следующие соотношения:

$$\text{Nu} = 0,0162 \text{Ar}^{0,246} \text{Re}^{0,65} \left( \frac{h_0}{\delta_3} \right)^{-0,34} \quad \text{при } 2,3 \cdot 10^4 < \text{Ar} < 7,5 \cdot 10^5 \quad (\text{V-21})$$

$$\text{Nu} = 0,030 \text{Ar}^{0,2} \text{Re}^{0,65} \left( \frac{h_0}{\delta_3} \right)^{-0,34} \quad \text{при } 7,5 \cdot 10^5 < \text{Ar} < 6,0 \cdot 10^6 \quad (\text{V-22})$$

где  $\delta_3$  — эквивалентный размер частиц, м;  
 $h_0$  — высота слоя в спокойном состоянии, м;  
 $h_0/\delta_3$  — поправка на гидродинамические условия кипящего слоя и на долю поверхности частиц, практически не участвующих в теплообмене из-за завершенности процесса (полного использования потенциала теплоносителя).

Нами проведены опыты по сушке материалов в различных установках непрерывного действия в следующих диапазонах изменения переменных величин:

Материал	$G$ , кг/ч	$\delta$ , мм	$t_1$ , °C
Гранулированный суперфосфат	—	1,2—4	150—350
Никелевый концентрат (шихта и гранулы) . . . . .	$G_2=480—7500$	1,5—8,0 ( $\delta_{3,2}$ )	150—280
Каменный уголь гидродобычи	$G_1=300—600$	0,5—1,0	300—500
Диаммонийфосфат . . . . .	—	1—3 ( $\delta_{3,2}$ )	100—140
Материал	$u_k$ , м/сек	$w_1$ , %	$w_2$ , %
Гранулированный суперфосфат	—	—	—
Никелевый концентрат (шихта и гранулы) . . . . .	1,3—4,8	12,7—16,3	0,3—8,5
Каменный уголь гидродобычи	—	15—20	—
Диаммонийфосфат . . . . .	0,8—2,0	—	—

Была установлена значительная зависимость коэффициента теплообмена от конечной влажности для периода падающей скорости сушки. Кроме того, опыты показали, что коэффициент теплообмена зависит от стадии процесса кипения. Стадии кипения характеризуются отношением  $Re_k/Re_b = u_k/u_b$ , но в критерии Рейнольдса вместо скорости кипения  $u_k$  принималась скорость фильтрации  $u_k/\epsilon_0$  (где  $\epsilon_0$  — порозность спокойного слоя), т. е.  $Re_\phi = \frac{u_k \delta_{3,2}}{\epsilon_0 \nu}$ . Введение такой поправки позволяет несколько точнее отразить истинную гидродинамическую обстановку кипящего слоя. На рис. V-17 в двойной логарифмической анаморфозе показана зависимость комплекса  $Nu \left( \frac{u_k}{u_b} \right)^{1,5} \left( \frac{w_2}{w_r} \right)^{-n}$  от  $Re_\phi$ . Там же нанесены опытные данные И. М. Федорова по сушке картона и углей в периоде постоянной скорости ( $w_2/w_r = 1$ , если  $w_2 \geq w_r$ ). Все опытные точки достаточно удовлетворительно группируются около прямой линии, уравнение которой имеет вид:

$$Nu = 1,6 \cdot 10^{-3} Re_\phi^{0,95} \left( \frac{u_k}{u_b} \right)^{-1,5} \left( \frac{w_2}{w_r} \right)^n \quad (V-23)$$

где  $u_b$  — скорость витания средних по весу частиц, м/сек;  
 $u_k$  — скорость кипения, м/сек;  
 $w_r$  — гигроскопическая влажность, %;  
 $w_2$  — конечная влажность материала, %.

При расчете периода падающей скорости сушки возникают большие затруднения, связанные со сложной зависимостью тем-

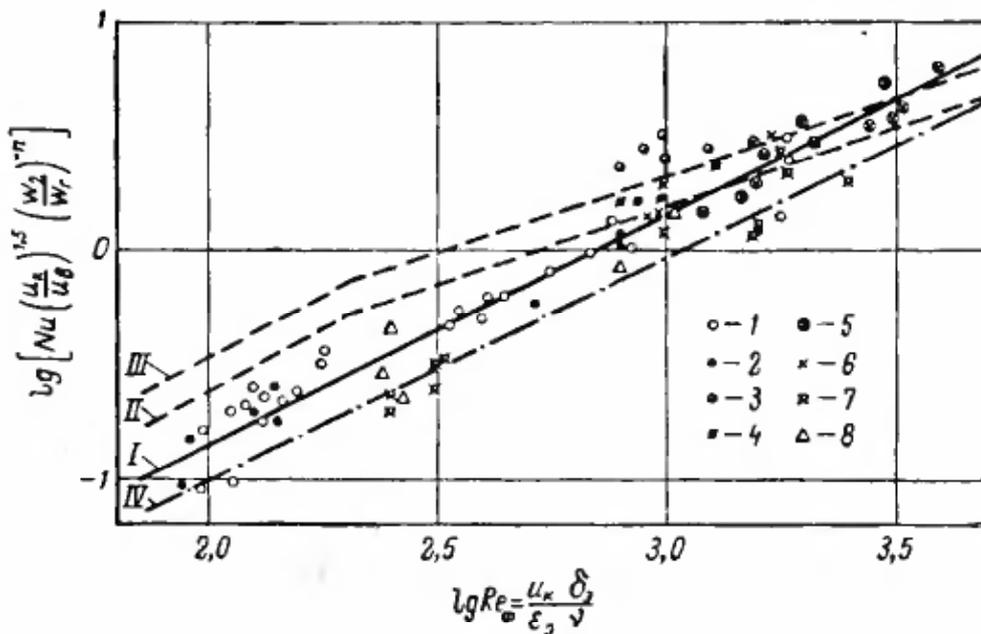


Рис. V-17. Зависимость комплекса

$$\lg \left[ \text{Nu} \left( \frac{u_k}{u_b} \right)^{1,5} \left( \frac{w_2}{w_r} \right)^{-n} \right]$$

от  $\lg \text{Re}_{\phi}$  для различных материалов по данным разных авторов: I — по уравнению (IV-23); II — по уравнению (IV-26) при  $u_k/u_b = 0,1$ ; III — по уравнению (IV-26) при  $u_k/u_b = 0,15$ ; IV — по уравнению (V-25) при  $u_k/u_b = 0,15$ ; 1 — подмосковный уголь; 2 — древесный уголь; 3 — картон; 4 — гранулированный уголь (1, 2, 3, 4 — по данным И. М. Федорова); 5 — уголь гидродобычи (по данным И. П. Гарпинича); 6 — гранулированный суперфосфат; 7 — никелевый концентрат; 8 — диаммонийфосфат.

пературы материала от его влажности. Кроме того, можно ожидать больших градиентов температур внутри частицы. В наших опытах поправка на период падающей скорости сушки учитывается комплексом  $w_2/w_r$ .

Были получены следующие данные:

	$w_2, \%$	$w_r, \%$	$n$
Каменный уголь гидродобычи . . . . .	0,5—5	8,2	1,35
Никелевый концентрат . . . . .	0,5—9,8	15	0,65

На рис. V-18 дана зависимость  $\lg \left[ \text{Nu} \left( \frac{u_k}{u_b} \right)^{1,5} \text{Re}_{\phi}^{-0,95} \right]$  от  $\lg \frac{w_2}{w_r}$  для никелевого концентрата в виде шихты и гранул. Опытные точки хорошо укладываются на прямую линию.

При  $w_2 \geq w_r$  уравнение (V-23) справедливо для первого периода сушки, когда  $w_2/w_r = 1$ .

Поправка на стадию кипения в виде отношения  $u_k/u_b$  однозначна. Если  $u_k = u_b$ , уравнение (V-23) соответствует физическому состоянию перехода кипящего слоя в пневмотранспорт, гидродинамические условия которого однозначно определяются критерием  $\text{Re}$ . Снижение коэффициента теплообмена при увели-

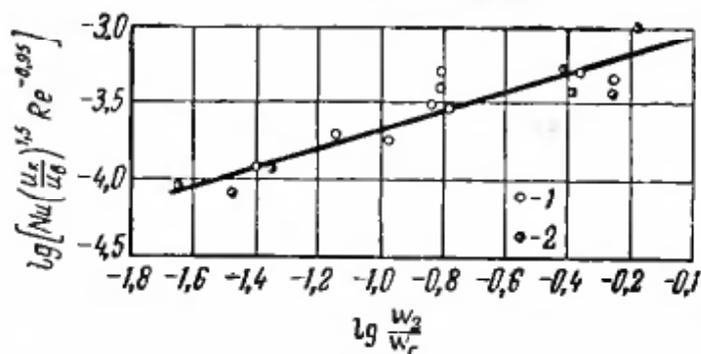


Рис. V-18. Зависимость комплекса

$$\lg \left[ \text{Nu} \left( \frac{u_k}{u_b} \right)^{1.5} \text{Re}^{-0.95} \right] \text{ от } \lg \frac{w_2}{w_r}:$$

1 и 2 — соответственно гранулы и шихта никелевого концентрата.

чении скорости газов объясняется уменьшением движущей силы в результате более интенсивного осевого перемешивания, которого мы не могли учитывать в опытах. Поэтому уменьшение движущей силы сказывалось при обработке опытов на величине расчетного условного коэффициента теплообмена.

К. Киттеринг и др. [111] при сушке силикагеля и окиси алюминия для периода

постоянной скорости получили соотношение:

$$\text{Nu} = 0,0135 \text{Re}_\phi^{1.3} \quad (\text{V-24})$$

П. Г. Романков [76], обобщив данные многих авторов, рекомендует следующее уравнение для периода постоянной скорости сушки:

$$\text{Nu} = 0,25 \text{Re} \left( \frac{h_0}{\delta_s} \right)^{-1} \quad (\text{V-25})$$

На основании обобщения опытных данных по теплообмену между твердыми частицами и газом в кипящем слое В. Г. Айнштейн и др. [13] получили следующие соотношения для приближенных расчетов:

$$\text{Nu} = 1,6 \cdot 10^{-2} \text{Re}_\phi^{1.3} \text{Pr}^{1/3} \quad \text{при} \quad \text{Re}_\phi < 200 \quad (\text{V-26})$$

или

$$\text{Nu} = 0,4 \text{Re}_\phi^{2/3} \text{Pr}^{1/3} \quad \text{при} \quad \text{Re}_\phi > 200$$

На рис. V-17 нанесены зависимости по уравнению (V-26) при  $u_k/u_b = 0,1$  (кривая II) и при  $u_k/u_b = 0,15$  (кривая III), т. е. для рабочих областей с  $u_k/u_{кр.} = 2-4$  для частиц размером 1—3 мм. Там же приводится зависимость по уравнению (V-25) при  $u_k/u_b = 0,15$ ,  $\epsilon_0 = 0,4$  и  $h_0/\delta_s = 15$  (кривая IV). Из сравнения этих кривых видно, что в области  $10^2 < \text{Re}_\phi < 3500$  полученные нами экспериментальные точки располагаются между кривыми III и IV.

Для определения влажности материала на выходе из многозонных аппаратов П. Г. Романков рекомендует следующее уравнение [76]:

$$\frac{\omega}{\omega_1 - \omega} = A \text{Ar}^{-0.58} \left( \frac{c_r L}{c_m G} \right)^{-1} \left( \frac{t_1 - \theta_1}{\theta_1} \right)^n \text{Ko}^{0.7} \text{Fo}^{-1}$$

где  $c_T$  и  $c_M$  — теплоемкость соответственно газа и материала,  $\text{ккал}/(\text{кг}\cdot\text{град})$ ;

$$K_0 — \text{критерий Коссовича}; K_0 = \frac{r\omega_1}{c_M(t_1 - \vartheta_1)};$$

$r$  — удельная теплота парообразования,  $\text{ккал}/\text{кг}$ ;

$A$  и  $n$  — константы, значения которых приведены ниже:

Материал	Число слоев	$A \cdot 10^{-6}$	$n$
Силикагель . . . . .	1	1,6	2,3
	2	3,6	3,5
Уголь . . . . .	1	0,35	2,3
	3	2,5	4,4
	5	9,2	5,3

Если в приведенные выше критериальные зависимости подставить значение  $u_k = (3-4) u_{кр}$  или  $u_k = (0,1-0,3) u_v$ , а величину  $u_{кр}$  или  $u_v$  взять из уравнений (III-14), (III-18) или (III-33), (III-39), то получится, что с увеличением диаметра частиц коэффициент теплообмена для кипящего слоя увеличивается от  $\alpha = f(\delta^{0,2})$  до  $\alpha = f(\delta^2)$  в зависимости от принятых уравнений.

Иногда при расчете комбинированных сушилок необходимо знать коэффициенты теплообмена между поверхностью стенки и кипящим слоем дисперсного материала. На рис. V-19 показана зависимость коэффициента теплообмена к плоской стенке от массовой скорости газов для спокойного и кипящего слоев материала и для воздуха [31]. Из рисунка видно, что при наличии дисперсного материала процесс теплообмена значительно интенсифицируется.

Коэффициент теплообмена к стенке неодинаков по высоте слоя и зависит главным образом от концентрации частиц, а также от скорости кипения, причем существует оптимальное значение скорости кипения, при которой коэффициент теплообмена максимален. В этот период количество соударений частиц о стенку, являющееся функцией концентрации частиц и их скорости, максимально.

При теплообмене между слоем и помещенной в нем поверхностью С. С. Забродский [21] рекомендует следующее соотношение для определения максимального коэффициента теплообмена:

$$\alpha_{\max} = 58 \gamma_M^{0,2} \lambda_T^{0,6} \delta^{-0,36} \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град}) \quad (\text{V-27})$$

где  $\gamma_M$  — плотность материала,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

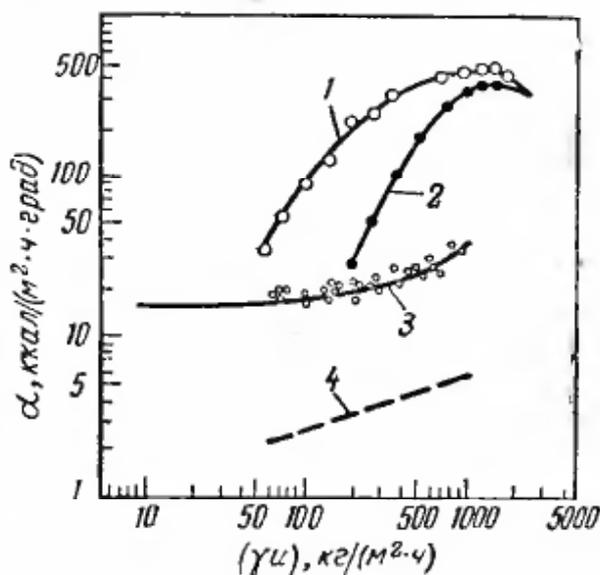


Рис. V-19. Значения коэффициентов теплообмена от слоя к поверхности стенки:

1 — кипящий слой (глина,  $\delta = 0,118 \text{ мм}$ );  
 2 — кипящий слой (песок,  $\delta = 0,320 \text{ мм}$ );  
 3 — неподвижный слой перед кипением;  
 4 — пустая труба диаметром 31,8 мм.

В. Б. Саркиц, И. П. Мухленов и др. [76] предлагают следующие критериальные зависимости:

$$Nu = 0,128 Re^{0,36} Ar^{0,25} \text{ для } u_{кр.} < u < u_{опт.} \quad (V-28)$$

$$Nu = 0,045 Re^{-0,12} Ar^{0,56} \text{ для } u_{опт.} < u < u_{в} \quad (V-29)$$

где  $u_{опт.}$  — оптимальная скорость кипения, соответствующая  $\alpha_{max}$ , м/сек.

Значения  $u_{опт.}$  находят из приведенных ниже соотношений: для ламинарной области

$$Re_{опт.} = 0,2 Ar^{0,5} \quad (V-30)$$

для турбулентной области

$$Re_{опт.} = 0,66 Ar^{0,5} \quad (V-31)$$

Для теплообмена между наружной стенкой аппарата и слоем можно рекомендовать соотношение М. Лева [31]:

$$\frac{\alpha \delta_{э}}{\lambda} = 0,16 \left( \frac{c_M \gamma_M \delta^{1,5} g^{0,5}}{\lambda_r} \right)^{0,4} \left[ \frac{(\gamma u) \delta k}{\mu m} \right]^{0,36} \quad (V-32)$$

где  $(\gamma u)$  — массовая скорость газа, кг/(м<sup>2</sup>·ч);

$\mu$  — вязкость газа, кг/(м·ч);

$k$  — коэффициент кипения; определяется отношением энергии движения частиц ко всей затраченной энергии и зависит от размера частиц и от относительной массовой скорости  $\frac{(\gamma u)_к}{(\gamma u)_{кр.}}$ , где  $(\gamma u)_{кр.}$  — критическая массовая скорость кипения. Величина  $k$  находится в пределах 0,2—0,8;

$m$  — степень расширения слоя; при  $Re = 10$  величина  $m \cong 0,9$ , при  $Re = 100$  величина  $m \cong 0,5$ .

Теплообмен между трубой и кипящим слоем в процессе сушки изучали В. Г. Желонкин и Н. А. Шахова [102]. Они получили в области значения критерия Гухмана  $Gu \leq 4 \cdot 10^{-3}$  следующие соотношения:

для горизонтально расположенной трубы

$$Nu = 0,22 \left( \frac{g \delta_{э}^3 \gamma_M}{v^2 \gamma_r} \right)^{0,32} \left[ \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \right]^{0,445} \left( \frac{h}{2R} \right)^{0,16} \quad (V-33)$$

для вертикально расположенной трубы

$$Nu = 0,268 \left( \frac{g \delta_{э}^3 \gamma_M}{v^2 \gamma_r} \right)^{0,28} \left[ \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \right]^{0,54} \left( 1 - \frac{r}{R} \right)^{0,02} \quad (V-34)$$

В этих уравнениях  $Nu$  — критерий Нуссельта  $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda_r}$ ;

$$l = \frac{2}{3} d \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon};$$

$d$  — диаметр трубы, м;

$R$  — радиус слоя (камеры), м;

$h$  — расстояние от решетки до трубы, м;

$r$  — расстояние от трубы до стенки аппарата, м.

В кипящем слое частицы интенсивно перемешиваются по всему объему слоя. Унос мелких частиц, скорость витания которых меньше скорости газа, из их смеси с более крупными частицами происходит не мгновенно. Унос частиц из слоя начинается тогда, когда скорость газа становится равной скорости витания. Это условие является необходимым, но недостаточным. На унос частиц влияют, кроме того, размеры аппарата. Если  $C_0$  — начальная концентрация частиц, подвергающихся уносу, то изменение относительной концентрации в слое подчиняется экспоненциальному закону:

$$\frac{C}{C_0} = e^{-k\tau} \quad (V-35)$$

Это соотношение справедливо до достижения концентрации мелких частиц определенной величины (называемой критической), после чего унос начинает замедляться. Значение константы  $k$  зависит от гидродинамических условий слоя. Таким образом, для сепарации некоторого количества мелких частиц требуется определенное время. Механизм отделения частиц от слоя можно представить так. Сначала слой частично разделяется на фракции, при этом мелкие частицы выносятся на поверхность слоя и далее подхватываются газом. Унос частиц возрастает с увеличением скорости кипения, уменьшением диаметра аппарата и размера частиц и уменьшается с увеличением высоты слоя, неравномерности частиц по форме и с возрастанием до определенного значения высоты сепарационной зоны.

### Конструкции сушилок

К настоящему времени разработано большое количество различных по конструкции сушилок с кипящим слоем. Рассмотрим наиболее перспективные для промышленности установки.

На рис. V-20 даны принципиальные схемы наиболее распространенных сушилок с кипящим слоем. На рис. V-20, а показана схема однокамерной сушилки с ненаправленным движением материала. Сушильная камера имеет круглое сечение. Она может быть цилиндрической (при сушке крупнозернистых материалов) или расширяющейся (для уменьшения уноса мелких частиц из камеры). Максимальное сечение подбирают из расчета отсутствия уноса мелких частиц. Такие установки обычно используют для сушки термостойких материалов, например хлористого калия, доломита, энергетических углей и т. д.

Камеры с сечением в виде прямоугольника с малым отношением  $l/b$  (равным примерно 1—2) и квадратные камеры с ненаправленным движением материала менее предпочтительны, чем круглые, так как в них больше вероятность образования застойных зон.

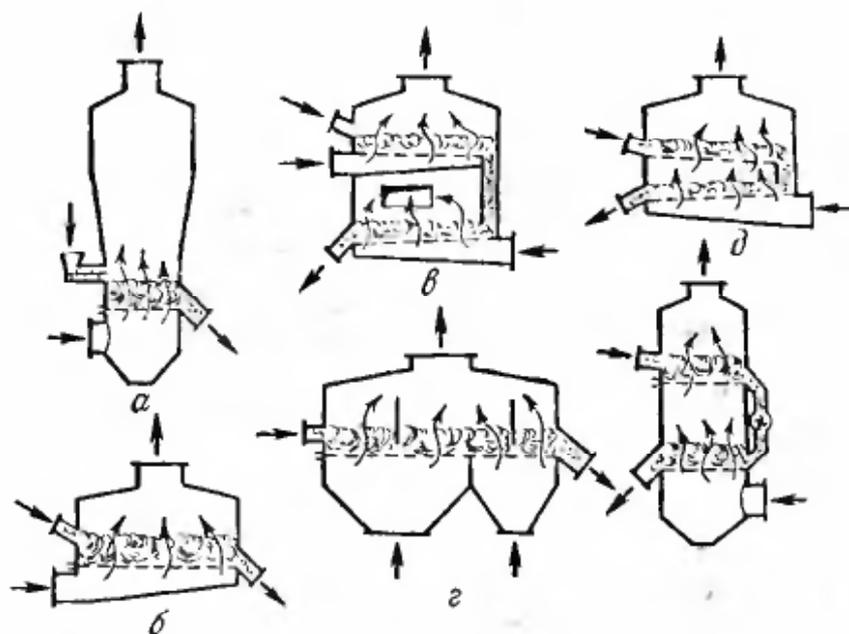


Рис. V-20. Схемы различных типов сушилок с кипящим слоем:

*a* — однозонная круглая; *б* — однозонная прямоугольная с направленным потоком материала; *в* — с направленным движением материала, расположением зон одна над другой и однократным использованием агента сушки; *г* — многозонная по горизонтальной плоскости; *д* — многозонная с многократным использованием агента сушки; *е* — цилиндрическая многозонная с многократным использованием агента сушки.

На рис. V-20, *б* дана схема сушилки с направленным движением материала при больших отношениях  $l/b$ . Эти сушилки обычно работают с углом наклона решетки  $\beta = 1-4^\circ$  и большими скоростями потока материала в слое. Для выравнивания времени пребывания частиц устанавливают перегородки, пережимающие поток материала. Угол наклона решетки принимают в зависимости от скорости кипения, длины решетки и 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 агента сушки. Их рекомендуется применять при удалении влаги из трудновысыхающих материалов, для которых необходима высокая равномерность сушки.

На рис. V-20, *в* и *г* показаны схемы многозонных сушилок. В сушилке, изображенной на рис. V-20, *в*, зоны располагаются одна над другой, т. е. размеры решеток в зонах одинаковы. Подобные сушилки могут работать с направленным и ненаправленным движением материала. В каждой зоне могут создаваться различные гидродинамические и тепловые режимы, так как агент сушки поступает в них от самостоятельных вентиляторов. Эти сушилки применяют для переработки термочувствительных материалов, свойства которых сильно изменяются в процессе сушки. Расположение зон одна над другой делает установку компактной, однако область сепарации в них ограничена. Кроме того, опыты доказали, что перетоки, в которых материал перемещается под действием силы тяжести, в случае сушки мелкозернистых мате

риалов работают неудовлетворительно. Поэтому для надежности транспортировки материала из зоны в зону над слоем нижней зоны необходимо поддерживать давление на несколько мм вод. ст. меньше, чем над верхней, что значительно усложняет эксплуатацию сушилки. В связи с этим сушилки типа, приведенного на рис. V-20, в, рекомендуются для крупнозернистых материалов с хорошими сыпучими свойствами.

На рис. V-20, г показана схема сушилки с горизонтальным расположением зон. Распределительный газовый короб разделен перегородками на отдельные камеры, в которые подают агент сушки с определенными параметрами. Каждая зона может работать со своими значениями температуры и скорости газов. Над решеткой зоны не разделяются «порогами», что обеспечивает беспрепятственное движение полидисперсного материала.

Если не требуется переменная начальная температура газа, то различные гидродинамические режимы в зонах создаются при переменных уровнях решетки, т. е. путем изменения высоты слоя. В установках этого типа ширина решетки обычно одинакова во всех зонах, а различное время пребывания материала в зонах обеспечивается разной длиной зоны или высотой слоя (изменением уровня решетки).

Необходимо отметить, что в многозонных сушилках различие температур в зонах всегда связано с увеличением числа тягодутьевых устройств. Для совмещения процессов сушки и обжига или дегидратации применяют многозонные сушилки с многократным использованием теплоносителя, показанные на рис. V-20, д (сушилка прямоугольного сечения с направленным движением материала) и V-20, е (цилиндрическая сушилка). Для более надежной работы аппарата иногда верхнюю решетку делают

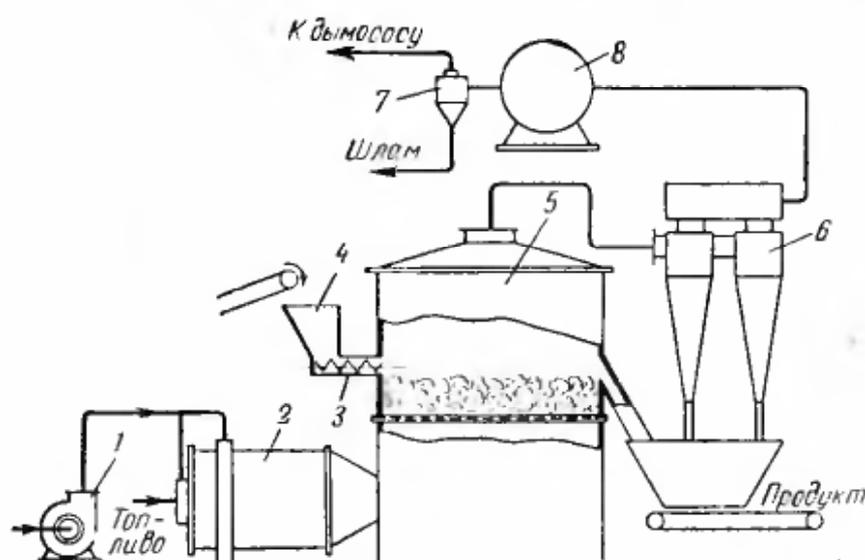


Рис. V-21. Схема сушилки «Дорр—Оливер» (США) диаметром 4,2 м:

1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — шнек; 4 — бункер; 5 — сушильная камера;  
6 — циклоны; 7 — брызгоуловитель; 8 — скруббер.

несколько меньших размеров, чтобы унос пыли из второй зоны был меньше. В тех случаях, когда в зоне обжига сжигают природный газ, т. е. обходятся без специального топочного устройства, под решетку подают холодный воздух для сжигания топлива в слое материала.

На рис. V-21 показана цилиндрическая сушилка фирмы «Дорр—Оливер» (США) диаметром 4,2 м. В качестве агента сушки используют топочные газы, получаемые в топке 2, работающей под давлением. В сушильную камеру 5 материал подают из бункера 4 шнеком 3. Газы из камеры поступают на очистку в циклоны 6 и горизонтальный мокрый скруббер 8.

Техническая характеристика сушилки приведена ниже:

Объем камеры, $m^3$ . . . . .	83
Площадь решетки, $m^2$ . . . . .	13,8
Количество испаряемой влаги, $кг/ч$	18 000
Производительность, $кг/ч$ . . . . .	175 000
Влажность, %	
начальная . . . . .	15
конечная . . . . .	4
Температура газов, $^{\circ}C$	
начальная . . . . .	410
конечная . . . . .	70—75
Удельный расход электроэнергии, ( $квт \cdot ч$ )/ $кг$ угля . . . . .	5,3
Напряжение по влаге	
объемное $A_V, кг/(m^3 \cdot ч)$ . . . . .	210
площади решетки $A_F, кг/(m^2 \cdot ч)$	1300

На рис. V-22 показана сушилка Всесоюзного научно-исследовательского института галургии. Она аналогична предыдущей, но для уменьшения уноса пыли в ней предусмотрено расширение камеры. Материал в камеру может забрасываться при помощи механического питателя или струей воздуха для более равномерного распределения его по слою.

Техническая характеристика сушилки при сушке хлористого калия приведена ниже:

Площадь решетки, $m^2$ . . . . .	8
Живое сечение, % . . . . .	5
Диаметр отверстий, $мм$ . . . . .	6
Толщина решетки, $мм$ . . . . .	30
Влажность, %	
начальная . . . . .	4—5
конечная . . . . .	0,1—0,2
Температура газов, $^{\circ}C$	
начальная . . . . .	650—700
в слое . . . . .	100—120
Скорость кипения, $м/сек$ . . . . .	1,5
Соппротивление слоя, $мм$ вод. ст. . . . .	550—600
Производительность, $т/ч$ . . . . .	120

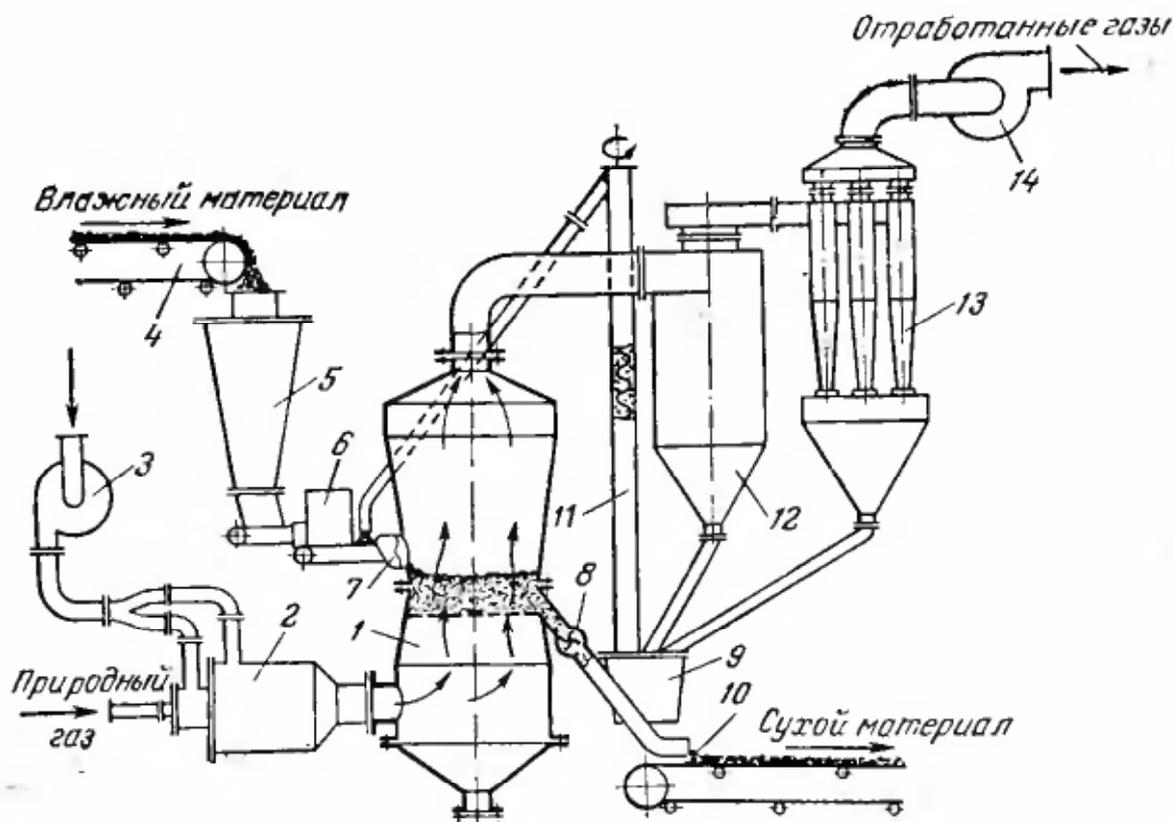


Рис. V-22. Схема сушильной установки для сушки хлористого калия:

1 — камера; 2 — газовая топка; 3 — дутьевой вентилятор; 4 — ленточный транспортер; 5 — приемный бункер; 6, 8 — питатели; 7 — весы; 9 — сборник пыли; 10 — разгрузочный конвейер; 11 — вертикальный шнек; 12 — циклон; 13 — батарейный циклон НИИОгаз (ЦН-15); 14 — вытяжной вентилятор.

На рис. V-23 показана сушилка фирмы «Берк» (ФРГ) с прямоугольной камерой. В качестве агента сушки используют нагретый воздух, который после фильтра 4 и калорифера 5 поступает под решетку 11. Материал из бункера 1 вибропитателем 2 через распределитель 3 подают в сушильную камеру. Отработанные газы проходят циклон 9 и выбрасываются вентилятором 8 в атмосферу. Высушенный продукт вместе с пылью при помощи шнека 10 направляют на упаковку.

На рис. V-24 показана многозонная сушилка с направленным движением материала, разработанная И. П. Гарпиничем (ВТИ) в 1957 г. Влажный материал из бункера 1 самотеком поступает в первую зону сушки 2. Ширина решетки 1,25 м, длина 2,5 м, угол наклона  $4^\circ$ . Из первой зоны материал по внешнему перетоку 3

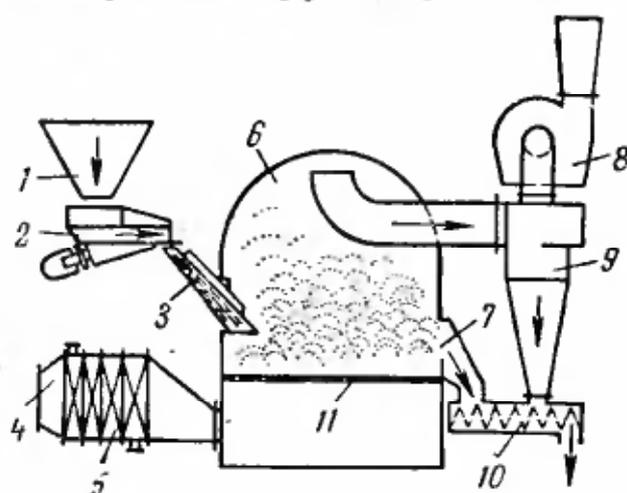


Рис. V-23. Сушилка фирмы «Берк» (ФРГ):

1 — бункер; 2 — вибропитатель; 3 — распределитель; 4 — фильтр; 5 — калорифер; 6 — сушильная камера; 7 — течка; 8 — вентилятор; 9 — циклон; 10 — шнек; 11 — решетка.

через заслонку 4 попадает во вторую зону сушки 5. Затем его направляют в зону охлаждения 6 и через затвор 7 — на транспортер.

Топочные газы подают в зоны сушки самостоятельными вентиляторами при различной температуре. Для подачи холодного воздуха установлен специальный вентилятор. Отработанный воздух отсасывается отдельно из каждой зоны.

Техническая характеристика сушилки при сушке зерна дана ниже:

Площадь решетки (в каждой зоне), м <sup>2</sup>	3,12
Диаметр отверстий штампованной решетки, мм	1,4
Производительность, т/ч	10
Снижение влажности, %	4—6
Напряжение площади решетки по влаге $A_F$ , кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	83—107

На рис. V-25 показана аналогичная предыдущей сушилка Ленинградского филиала НИИхиммаш для сушки полимерных материалов (диацетилцеллюлоза, поливинилхлорид и др.). Особенности сушилки — расширение камеры для уменьшения уноса пыли и наличие ворошителя в первой зоне. Живое сечение решетки 1,5%, диаметр отверстий 1,5—2 мм.

На рис. V-26 показана схема установки «Турбо-Фло», представляющей собой многозонную сушилку с камерой прямоугольного сечения. Установка имеет две сушильные зоны, в которые агент сушки подают от самостоятельных топок-горелок, и две холодильные камеры. Отработанный газ очищают в циклоне, встроенном непосредственно в камеру сушилки. Материал выгружают из сушилки через регулируемый порог.

На рис. V-27, а показана схема сушилки Норильского горно-металлургического комбината, предназначенной для сушки гранулированного никелевого концентрата. Опыты по сушке в кипящем слое

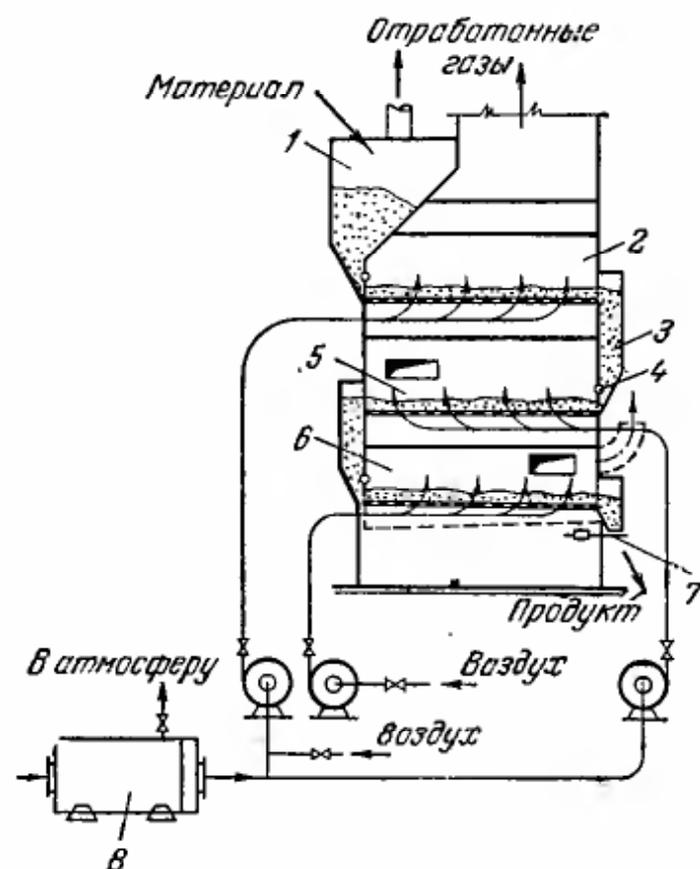


Рис. V-24. Многозонная сушилка ВТИ с направленным движением материала:

- 1 — бункер; 2 — первая сушильная зона; 3 — переток; 4 — заслонка; 5 — вторая сушильная зона; 6 — зона охлаждения; 7 — затвор; 8 — топка.

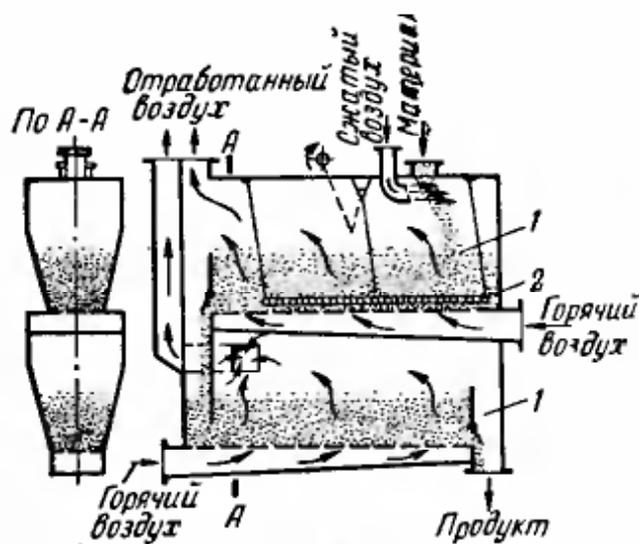


Рис. V-25. Двухкамерная сушилка Ленинградского филиала НИИхиммаш:

1 — камеры; 2 — рыхлитель.

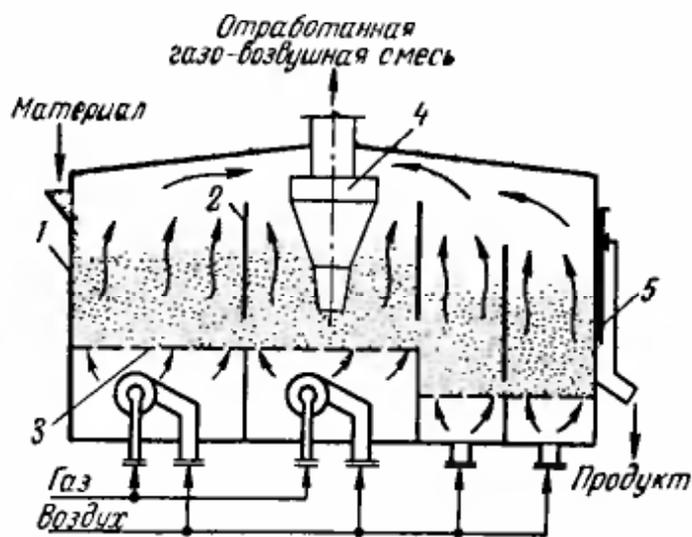


Рис. V-26. Прямоугольная многокамерная сушилка «Турбо-Фло»:

1 — камера; 2 — перегородка; 3 — решетка; 4 — циклон; 5 — заслонка.

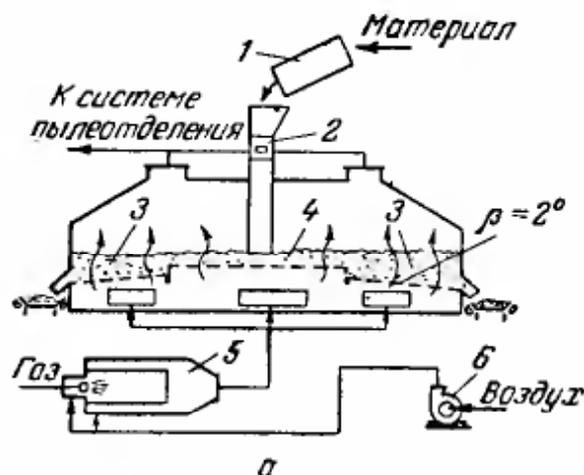
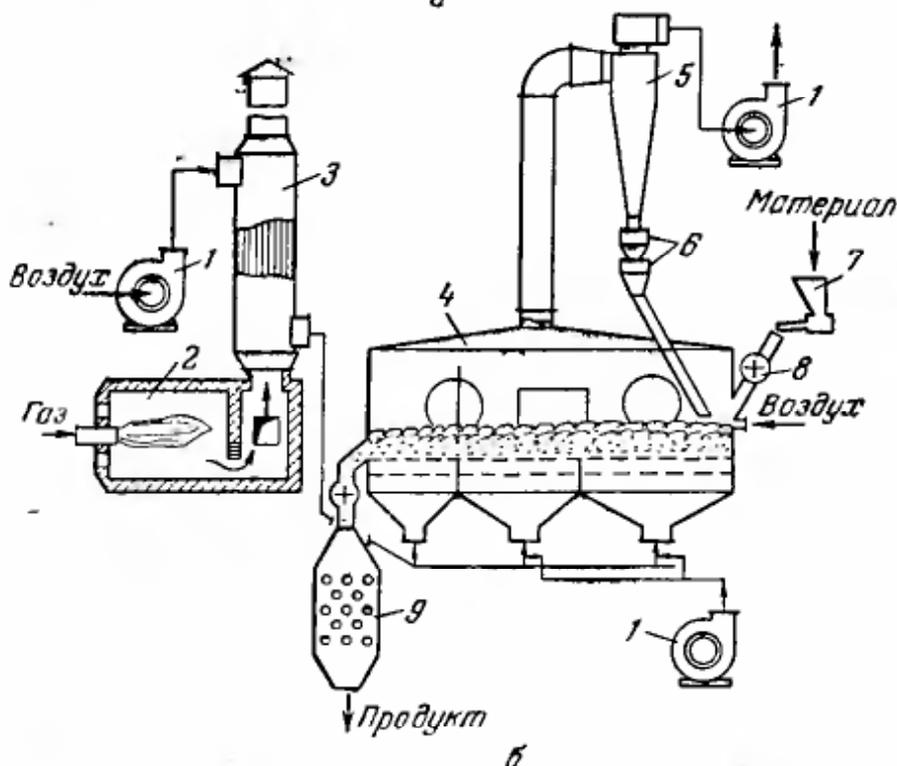


Рис. V-27. Многозонные сушилки с кипящим слоем.

а — для гранул никелевого концентрата (исходная влажность материала 16—18%): 1 — гранулятор; 2 — челночный питатель; 3, 4 — соответственно зоны спокойного и бурного кипения; 5 — топка; 6 — вентилятор; б — установка для сушки и дегидратации: 1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — газовый калорифер; 4 — трехзонная сушилка; 5 — циклон; 6 — затвор-мигалка; 7 — автоматические весы с вибропитателем; 8 — затвор; 9 — холодильник.



и разработка проекта были осуществлены под руководством автора. Все работы по проектированию и освоению установки проводились сотрудниками комбината (Л. П. Могула, В. В. Боровков, Д. А. Рязов и др.). Опыты показали, что в первой стадии при снижении влажности от 15 до 8% можно использовать большие скорости кипения, не опасаясь истирания материала. При дальнейшем снижении влажности и больших скоростях кипения происходит значительное истирание гранул и их разрушение. Поэтому промышленная сушилка имеет две зоны с одинаковой температурой, но с разными скоростями кипения, получаемыми в результате изменения толщины слоя материала.

При переходе из первой зоны 4 во вторую 3 уровень решетки понижается. Первая зона работает в стадии бурного кипения, вторая — в стадии вспученного слоя. Из барабанного гранулятора 1 частицы размером 6—8 мм поступают в челночный питатель 2, а затем в первую зону сушки 4. Из первой зоны материал поступает во вторую зону 3, а затем через затвор — на ленточный транспортер. Отработанные газы направляют на двухступенчатую очистку в циклоны и скрубберы.

Основные показатели работы сушилки приведены ниже:

Производительность, $t/ч$ . . . . .	130
Площадь решетки, $m^2$ . . . . .	14
Температура газов, $^{\circ}C$ . . . . .	250
Влажность, %	
начальная . . . . .	16
конечная . . . . .	1,5
Унос пыли, % . . . . .	Менее 1
Напряжение решетки по влаге $A_F$ , $kg/(m^2 \cdot ч)$ . . . . .	1600

На рис. V-27, б показана установка НИУИФ с кипящим слоем для сушки и дегидратации мелкокристаллических материалов, склонных при нагревании к слипанию. Газовая топка 2 работает на самотяге. В качестве агента сушки используют воздух, нагреваемый в трубчатом газовом калорифере 3, изготовленном из жаропрочной стали. Температура топочных газов перед калорифером  $800-1000^{\circ}C$ . Воздух вентилятором подают в калорифер, где он нагревается до  $300-350^{\circ}C$ , а затем поступает в трехзонную сушилку 4. Исходный материал через автоматические весы 7 с вибропитателем и шлюзовой затвор 8 подают в сушилку. В первой и второй зонах (по ходу материала) происходит сушка и частичная дегидратация материала.

Каждая зона работает при различных скоростях кипения и температурах воздуха в зависимости от свойств материала. Необходимые температуры воздуха в первой ( $100-140^{\circ}C$ ) и второй ( $140-180^{\circ}C$ ) зонах создаются путем добавления холодного воздуха от вентилятора. В третьей зоне происходит окончательная дегидратация продукта при высоких температурах.

За счет возврата пыли продукта из циклона осуществляется рециркуляция материала. Это позволяет вести процесс при повышенных скоростях кипения в более опасной (первой) зоне, благодаря чему обеспечивается равномерное распределение воздуха по сечению решетки, предотвращается агломерация частиц в первой зоне и достигается высокая производительность аппарата. Кроме того, возвращаемая высушенная или частично дегидратированная пыль агломерирует с исходным материалом, при этом увеличивается выход товарного продукта с необходимыми степенью дегидратации и размером частиц.

Для уменьшения продольного перемешивания между второй и третьей зонами установлена перегородка с нижним протоком материала. Готовый продукт охлаждают в кондуктивном теплообменнике 9, по трубам которого течет холодная вода.

Для обеспечения равномерного кипения и надежного транспорта материала и создания более равномерного процесса при сушке тонкодисперсных материалов с высокой адгезией, а также трудносыпучих и склонных к агрегированию материалов в сушильных камерах устраивают специальные ворошители, шнеки, мешалки, движущиеся перегородки и т. д. Для разрушения каналов используют вибрацию решетки. Однако необходимо отметить, что к специальным приспособлениям следует прибегать только в особых случаях. Иногда целесообразнее использовать другой способ сушки, чем значительно усложнять сушилку с кипящим слоем.

На рис. V-28 показана сушилка «Эвер-Висс» (ФРГ) с вибрирующей сушильной камерой. Сушилка прямоугольного сечения, площадь решетки до 12 м<sup>2</sup>. На ней можно высушивать такие материалы, как сульфаты и хлориды магния, винную и адипиновую кислоты, капролактан, гидрохинон, гранулированные полимеры (наилон, ацетат целлюлозы и др.).

На рис. V-29 изображена ротационная сушилка ВНИИЖ (Всесоюзный научно-исследовательский институт жиров) с кипя-

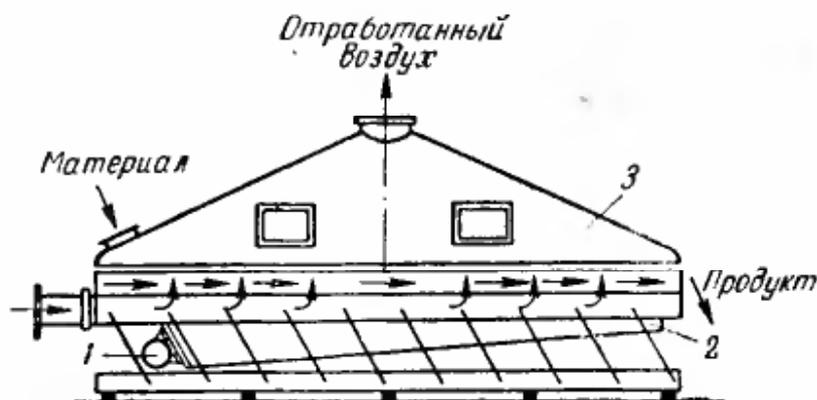


Рис. V-28. Вибросушилка с кипящим слоем «Эвер-Висс» (ФРГ):  
1 — вибропривод; 2 — распределительный короб; 3 — сушильная камера.

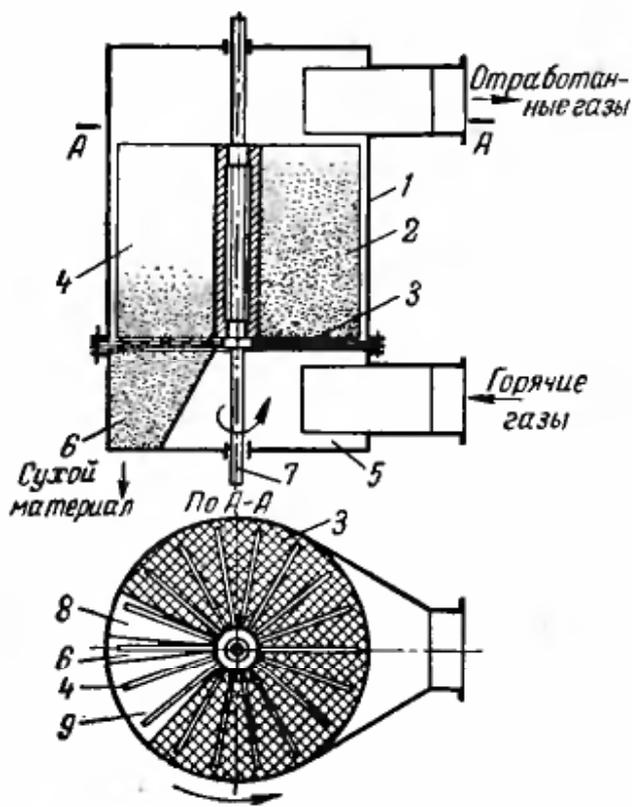


Рис. V-29. Ротационная сушилка ВНИИЖ:

1 — камера; 2 — слой материала; 3 — решетка; 4 — лопасти; 5 — дутьевая камера; 6 — течка; 7 — вал; 8 — сплошной сектор (первый); 9 — сплошной сектор (второй).

щим слоем. Внутри камеры установлен ротор с секторными перегородками. При вращении ротора материал перемещается последовательно от места загрузки к месту выгрузки. Такие сушилки применимы для малотоннажных производств, в которых требуется равномерная сушка. Аналогичные сушилки выпускает завод в г. Брно (ЧССР).

В табл. V-2 приведены показатели работы промышленных сушилок с кипящим слоем.

**Конструкция решетки.** От конструкции решетки в большой степени зависит состояние кипящего слоя. Решетка выполняет двойную функцию: равномерно распределяет газовый поток по сечению камеры и поддерживает слой при остановках сушилки. Еще более равномерное распределение газов дают пористые плиты. Но

для практических целей они неприменимы из-за забивки и большого гидравлического сопротивления. В настоящее время применяют два типа решеток: провальные и беспровальные.

Провальная решетка — это перфорированная плита, на которой материал удерживается в процессе работы под действием скоростного напора газа. Толщина листа обычно составляет 10—20 мм, что создает большую жесткость и значительную длину каналов, при которой вероятность просыпания материала сводится к нулю. Незначительные прогибы и неровности решетки приводят к неравномерному кипению и залеганию материала. На рис. V-30 приведены конструкции провальных решеток. Наиболее распространенная решетка первого типа показана на рис. V-30 слева.

Для крупнозернистых материалов иногда можно использовать штампованные сетки с каркасом жесткости. Наши опыты на различных материалах и сушилках показали, что сопротивление провальной решетки с материалом меньше сопротивления одной решетки. Например, для решетки с  $f_{ж} = 4\%$  при скорости газов 0,8 м/сек и работе со слоем материала сопротивление уменьшалось на 15 мм вод. ст. Это явление объясняется, вероятно, изменением характера истечения газа из отверстий при наличии

ТАБЛИЦА V-2

## Показатели работы сушилок с кипящим слоем

Материал	Страна	Влажность, %		Температура, °C		Производительность $m^3/ч$	Площадь решетки $m^2$	Скорость газов $m/сек$
		$w_1$	$w_2$	$t_1$	$t_2$			
Никелевый концентрат								
шихта	СССР	26	6-8	280	60	3	—	3,5
гранулы	СССР	15	2	250	75	130	14	4,5
Песок:								
литейный	СССР	5	0	800	110	7	3	2,5
стекольный	СССР	3,4-4,3	0,1	312	100	5,1-8	3,6	—
»	ЧССР	2	0,3	600	70	1	—	—
»	СССР	2	0,28	114	—	2,27	—	0,5
Сульфат аммония	СССР	50	1-2	850	165	1,56	1,15	—
Сульфат магния	СССР	12	0,1	120	—	0,4	1,5	0,6
Себацновая кислота *	СССР	4,5	0,1-0,2	650-700	125	100	8	1,5
Хлористый калий	СССР	15	0,5	850	100	15	6	—
Нефелиновый концентрат	СССР	3	0	500	—	125	2,4	—
Доломит	США	26	14	—	—	73	3,5	—
Угли энергетические	США	10-15	—	—	—	230	14	—
»	США	12,1	2,9	235-600	60-120	62	6,4	—
»	США	16-27	15-20	130	70	10	6,24	—
Пшеница	СССР	20	15,7	73	24	0,42	0,2	1,6
»	ФРГ	14,6	8	170	95	1,5	1	—
Соевые бобы	СССР	1,2	0,04	70	30	1	—	2,6
Сахар (песок)	ЧССР	67	3	130	30	—	1,4	—
Винифлекс	СССР	—	—	950	130	—	0,8	1,9
Цинковый купорос (раствор)	СССР	66	0	500	150	18	1,8	3
Свинцовая пульпа **	СССР	20	0,3	130 (I)	38,5 (I)	1,04	9,752×2	1,7-2
Поливинилхлорид ***	СССР	60	2	120 (II)	45,0 (II)	0,5	—	—
Диацетилцеллюлоза	СССР	—	—	160	—	—	6,4	—

\* Сушилка с механическим поршнителем.

\*\* Сушилка с инертным слоем материала высотой 0,5 м и кипящим слоем высотой 1 м; работает с полным уносом материала из камеры.

\*\*\* Двухзонная сушилка.

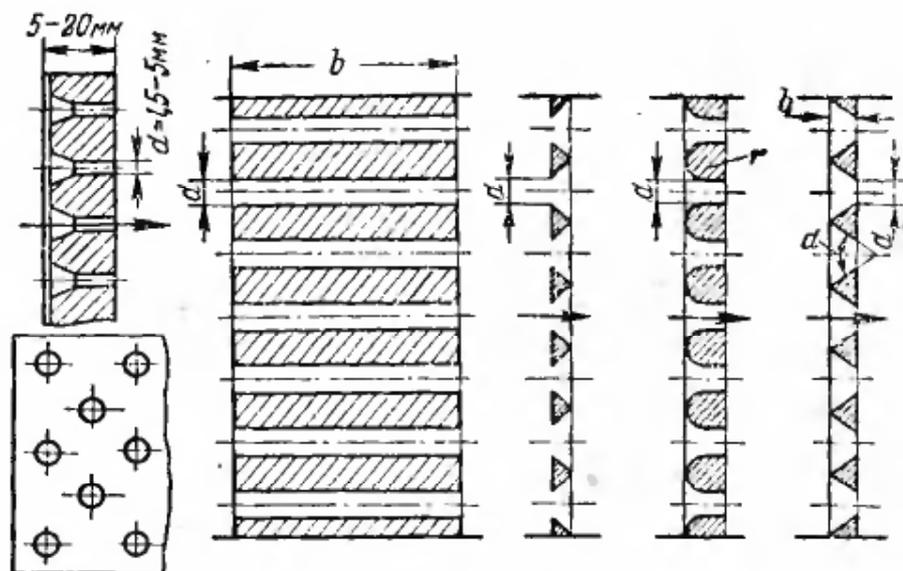


Рис. V-30. Конструкции провальных решеток.

на решетке материала. Обычно сопротивление решетки в установках с кипящим слоем составляет 50—150 мм вод. ст.

Сопротивление решетки может быть подсчитано по уравнению Хюмарка и О' Коннелля [75]:

$$\Delta p = \frac{0,0512u^2\gamma'(1-f_{ж}^2)}{c^2g} \quad (V-36)$$

где  $u$  — скорость газа в отверстиях, м/сек;

$\gamma'$  — удельный вес газа, кгс/м<sup>3</sup>;

$f_{ж}$  — живое сечение решетки, %;

$c$  — коэффициент, который приближенно можно определить из соотношения:

$$c = 0,835 \left( \frac{d}{b} \right)^{-0,133} \quad (V-37)$$

где  $d$  — диаметр отверстий, м;

$b$  — толщина плиты, м.

В зависимости от свойств материала, величины частиц и скорости кипения могут быть рекомендованы провальные решетки или беспровальные. Последние выполняются трех типов (рис. V-31):  $a$  — плиты из жаропрочного бетона или чугуна, в отверстия которых вставлены сменные сопла — колпачки;  $b$  — два параллельно расположенных листа или набор колосников, оси отверстий которых смещены по отношению друг к другу;  $c$  — два параллельно расположенных листа, промежутки между которыми заполнены огнеупорным дробленым материалом. Недостаток решеток с засыпкой состоит в том, что постепенно они могут забиваться высушиваемым материалом. Живое сечение решеток составляет 3—10%. Нижний передел обычно принимают при работе с малыми скоростями кипения, т. е. при сушке тонкодисперсных материалов с малой плотностью частиц. Диаметр отверстий чаще всего равен 1,5—2,5 мм, иногда до 5 мм.

Для обеспечения равномерного распределения газов необходимо, чтобы сопротивление решетки возрастало с увеличением диаметра аппарата. Скорость газов в отверстиях должна быть больше скорости витания частиц, размеры которых равны диаметру отверстия. С возрастанием перепада температур живое сечение решетки при прочих равных условиях также увеличивается. Для лучшего выравнивания потока под основной решеткой на расстоянии 50 мм и больше устанавливают вторую решетку с живым сечением 40—50% и диаметром отверстий до 25 мм.

Часть камеры, прилегающая к решетке, может быть с параллельными стенками или расширяющаяся. В первом случае на рабочем участке, равном высоте слоя, сохраняется примерно одна и та же скорость газа. Расширение же аппарата для уменьшения уноса пыли начинается над слоем. Во втором случае сечение аппарата увеличивается непосредственно под решеткой. Угол конусности  $\alpha/2$  должен соответствовать безотрывному течению газа, что составляет 7—8°. Такие аппараты применяют для сушки полидисперсных или тонкодисперсных материалов, причем во втором случае для более равномерного распределения газов нижняя часть слоя работает с большими числами критерия кипения.

**Подача и выгрузка материала.** Материал можно подавать в сушилку при помощи шлюзовых затворов, а также вибропитателями с автоматическими весами, перовыми шнеками или специальными забрасывателями в зависимости от его свойств. Иногда материал подают при помощи пневмозабрасывателей. Материал необходимо выгружать непосредственно с решетки, чтобы в сушилке не скапливались крупные частицы и комки. При этом

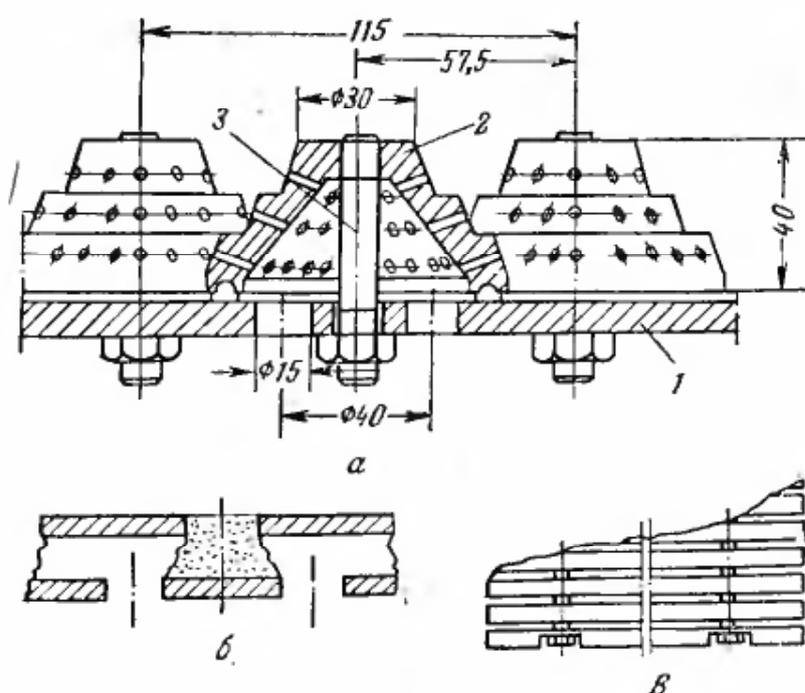


Рис. V-31. Конструкции беспровальных решеток:

1 — плита; 2 — колпачок; 3 — винт.

производительность разгрузочного устройства регулируется так, чтобы высота слоя оставалась постоянной ( $\tau_{\text{суш}} \approx \text{const}$ ).

При сушке однородных материалов иногда применяют переливные пороги; высота порога определяет высоту слоя. В нижней части порога иногда делают отверстия для прохода крупных частиц. Величину отверстия выбирают такой, чтобы через него не мог пройти весь материал. При установке порога нет необходимости в специальном питателе на выгрузке.

## Тепловой расчет сушилок

Применяя методику, приведенную в гл. II, по заданной производительности и температурному режиму сушки составляют материальные и тепловые балансы сушильной установки. В результате расчета определяют количество испаряемой влаги  $W$  (в кг/ч), расход газов  $L$  (в кг/ч), расход топлива и т. д. Температурный режим сушки конкретного материала должен быть определен экспериментально. Следует заметить, что для одного и того же материала допустимая начальная температура газов в сушилках с кипящим слоем значительно ниже, чем в сушилках с параллельным движением материала и агента сушки (распылительные, барабанные, пневмотрубы). В установках с кипящим слоем существует зона повышенных температур около решетки, а добиться идеального перемешивания материала в промышленных аппаратах невозможно. Поэтому при переходе от лабораторной установки к промышленной необходимо делать поправку на начальную температуру газов в сторону ее уменьшения.

Интересно отметить, что если для двух установок с площадью решеток соответственно 1 и 15 м<sup>2</sup> принять одинаковый съем с 1 м<sup>2</sup> решетки по материалу и влаге и отношение  $l/b = \text{const}$ , то скорость потока материала во второй сушилке будет примерно в 4 раза больше, чем в первой. Это указывает, в частности, на немоделируемость кипящего слоя. Температура газов под решеткой должна быть на несколько градусов ниже температуры плавления или размягчения материала. Температура отходящих газов и слоя зависит от свойств высушиваемого материала и требуемой конечной влажности продукта. С достаточной точностью можно допустить, что влажность материала однозначно определяется температурой слоя. Температуру в слое обычно принимают от 40 до 110° С, в зависимости от начальной температуры газов и влажности продукта. В прикидочных расчетах для определения  $t_2$  можно пользоваться  $I-d$ -диаграммой, задаваясь влажностью отработанных газов. Последняя влияет на конечное влагосодержание гигроскопичных продуктов. Это влияние особенно ярко выражено при сушке высоковлажных материалов или растворов. Скорость кипения — наиболее важный фактор в установках с кипящим слоем. Ее оптимальное значение, определяемое экспериментальным путем, зависит от свойств материала и требований, предъявляемых к процессу. Так, при сушке термочувствительных материалов оптимальное значение скорости кипения определяется хорошим перемешиванием, предотвращающим перегрев отдельных частиц. При сушке полидисперсных частиц следует использовать такие скорости, чтобы крупные частицы находились в зоне повышенных температур. В случае сушки и сепарации оптимальное значение скорости определяется условиями уноса определенной фракции частиц. Необходимо отметить, что скорость кипения является моделируемой величиной и может быть достоверно определена на лабораторной установке.

Желательно знать характер зависимости скорости кипения частиц от их влажности. Интересно, что для некоторых материалов влажность влияет на скорость кипения только начиная с предельной гигроскопической влажности.

Для ориентировочных расчетов значение скорости кипения можно принимать из соотношений  $u_k = (3-6) u_{кр}$  или  $u_k = (0,1-0,3) u_v$ . Скорости  $u_{кр}$  и  $u_v$  определяют по уравнениям (III-18), (III-20), (III-33) и (III-39).

В случае одновременного протекания сушки и химических процессов с большим выделением газовой фазы при определении скорости кипения необходимо учитывать выделяющиеся газы. Количество их может быть настолько велико, что для предупреждения уноса материала приходится использовать кондуктивный подвод тепла.

Зная оптимальное значение  $u_k$  (в м/сек), определяют площадь решетки. Для однозонной сушилки:

$$F_p = \frac{v_0'' L}{3600 u_k} \quad (V-38)$$

где  $v_0''$  — удельный объем газов при  $t_2$  и  $d_2$ , м<sup>3</sup>/кг сухого газа.

Если сушилка работает с направленным движением материала, то, принимая значение  $l/b$ , определяют длину и ширину решетки.

Для многозонной сушилки (вертикальной) при равенстве площадей решеток в зонах ( $F^I$ ,  $F^{II}$  и т. д.) общая площадь решетки равна:

$$F = \frac{W}{3600 \left( \frac{u_k^I}{v_0^I l^I} + \frac{u_k^{II}}{v_0^{II} l^{II}} \right)} \quad (V-39)$$

где  $u_k^I$  и  $u_k^{II}$  — скорости кипения в зонах I и II, м/сек;

$v_0^I$  и  $v_0^{II}$  — удельные объемы воздуха в зонах I и II, м<sup>3</sup>/кг сухого газа;

$l^I$  и  $l^{II}$  — удельные расходы газов по зонам, кг/кг влаги;

$W$  — общее количество испаряемой влаги, кг/ч.

Если зоны расположены в горизонтальной плоскости, их площади рассчитывают отдельно, исходя из расхода газов в них.

Далее определяют нагрузку слоя материала или соответственно среднюю длительность сушки. Остановимся на следующих случаях.

1. При сушке термостойких материалов без сопротивления внутренней диффузии влаги высоту слоя принимают, исходя из гидродинамики процесса и нагрузки слоя на решетку  $g = 200-300$  кгс/м<sup>2</sup>. Если для промышленной установки имеется функция распределения по типу кривой, приведенной на рис. V-16, расчет ведут по такой методике. По уравнению (V-23) или (V-25) определяют коэффициент теплообмена, по уравнению (I-116) — среднюю скорость процесса, а затем длительность сушки. При сравнении полученных данных с кривой распределения надо, чтобы расчетной длительности  $\tau_p$  соответствовало не менее 90% общего количества частиц в слое.

2. Материал высыхает в периоде постоянной скорости сушки и частично в периоде падающей скорости сушки. В этом случае нужно сделать поправку на коэффициент теплообмена. По уравнению (V-23) рассчитывают коэффициент теплообмена, по уравнению (II-48) — суммарную поверхность частиц  $\sum f$  (в м<sup>2</sup>) и далее — нагрузку слоя материала на решетку:

$$g = \frac{1}{6} \cdot \frac{\delta_s \gamma_M \psi \sum f}{F_p} \quad (V-40)$$

Высота спокойного слоя  $h_0 = \frac{g}{\gamma_n}$  м.

Если при расчете получается нагрузка меньше 200 кгс/м<sup>2</sup>, то ее увеличивают до 200—300 кгс/м<sup>2</sup>.

3. При сушке материалов с большим сопротивлением внутренней диффузии влаги по уравнениям (V-23), (V-25) определяют коэффициент теплообмена в периоде постоянной скорости сушки и рассчитывают скорость процесса. Зная коэффициент сушки  $\kappa$ , по соотношениям (II-85) и (II-86) определяют длительность сушки, а по уравнению (II-44) — заполнение  $G_{зап}$ . Нагрузка  $g = G_{зап}/F_p$  кгс/м<sup>2</sup>.

Если одновременно с сушкой протекают другие процессы (сепарация, гранулирование и т. д.), то общую длительность пребывания материала в сушилке следует принимать по максимальной длительности отдельного процесса (например, сушки или сепарации).

Далее по уравнению (III-21) определяют гидравлическое сопротивление слоя и по формуле (V-36) — сопротивление решетки. Затем проводят расчет сепарационной зоны камеры.

Для приближенных расчетов однокамерных сушилок высоту камеры (в мм) можно определять по соотношению:

$$H_k = 2h_0 + C \quad (V-41)$$

где  $C = 1500-2000$ .

### Аэрофонтанные сушилки

Аэрофонтанные сушилки системы ВТИ впервые применялись для сушки волокна и зерна. Их особенность — восходящая струя газа в центре сушилки с пневмотранспортом частиц и возвращением материала в слой по стенкам аппарата. Таким образом, происходит циркуляция материала с частотой, зависящей от скорости потока газов. В широкой части аппарата обычно создается режим кипения с условной скоростью газа по всему сечению  $u_k = (0,2-0,5) u_v$ .

Существует два типа аэрофонтанных сушилок: без решетки (рис. V-32, а) и с решеткой (рис. V-32, б). В первом случае в узкой части сушилки скорость газа принимают равной устойчивой скорости пневмотранспорта крупных частиц, т. е.  $u_r = (1,5-2,0) u_v$ .

Материал подают в узкую часть трубы, где он подхватывается потоком газов. Продукт либо выгружают сливом через боковое отверстие на цилиндрической части «рюмки», либо он по мере высыхания пневмотранспортом выносится из камеры. Способ

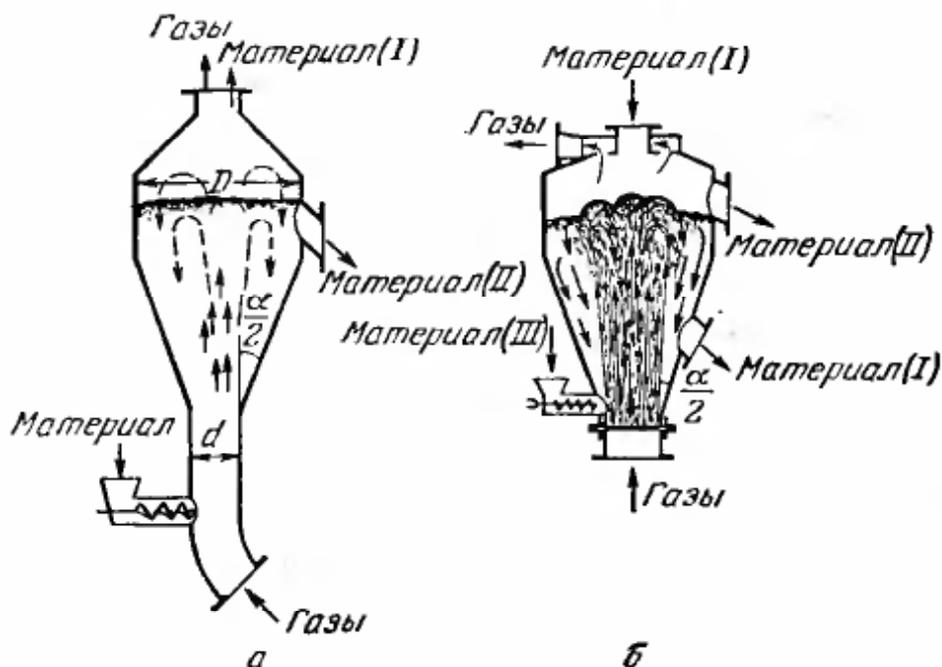


Рис. V-32. Схемы аэрофонтанных сушилок:

а — без решетки; б — с поддерживающей решеткой (в скобках указаны варианты подачи и выгрузки материала).

выгрузки зависит от принятых скоростей газа в широком сечении аппарата и от величины сепарационной зоны над слоем.

На установках с решеткой (см. рис. V-32, б) скорость газа в узком сечении может быть близка к скорости витания, а в широком сечении — к оптимальной скорости кипения. Материал подают сверху (вариант I) или в нижнее сечение конусной части аппарата у решетки (вариант II). Продукт выгружают через окно в конусной части (вариант I) или через отверстие в боковой стенке цилиндра (вариант II).

Угол конусности обычно принимают в пределах 30—70°. По данным И. Т. Эльперина и В. С. Ефремцева [87], оптимальное значение угла конусности рекомендуют определять по формуле:

$$\alpha = 180^\circ - 2(\varphi + \gamma) \quad (V-42)$$

где  $\varphi$  — угол естественного откоса материала, град.;  
 $\gamma$  — угол, равный 30—40°.

Характер движения частиц зависит от отношения максимального диаметра камеры к минимальному  $D/d$ . С увеличением размеров аппаратов при одном и том же угле конусности отношение  $D/d$  увеличивается. Обычно величину  $D/d$  принимают в пределах от 3—5 до 10.

При расчете аэрофонтанных сушилок по известному количеству газа, принимая по вышеуказанным рекомендациям значение оптимальной скорости газов, определяют узкое сечение аппарата  $d$  (в м). Для аэрофонтанов с поддерживающей решеткой минимальная скорость фонтанирования может быть определена по уравнениям (III-56) — (III-58).

Исходя из скорости газов в широком сечении, находят диаметр камеры  $D$  (в м). Затем из соотношения (V-42) определяют угол  $\alpha$  и соответственно высоту конической части камеры  $H_k$  (в м) и ее объем  $V_k$  (в м<sup>3</sup>). Далее по экспериментальной величине объемного коэффициента теплообмена  $\alpha_v$  или напряжению по влаге  $A_v$  при помощи уравнений (II-76) и (II-94) определяют объем камеры  $V$  (в м<sup>3</sup>). Объем цилиндрической части камеры равен:

$$V_{ц} = V - V_k \text{ м}^3 \quad (V-43)$$

Зная  $V_{ц}$ , находят высоту цилиндрической части камеры. Если при расчете получается очень большая высота слоя материала, то увеличивают угол конусности аппарата  $\alpha$ . После определения объема камеры и высоты слоя по уравнению (III-55) рассчитывают гидравлическое сопротивление сушилки.

Если аэрофонтан работает в режимах, близких к режимам кипящего слоя, то его можно рассчитать аналогично сушилкам с кипящим слоем.

На рис. V-33 показана аэрофонтанная сушилка системы ВТИ, разработанная А. П. Ворошиловым [38]. Материал при помощи

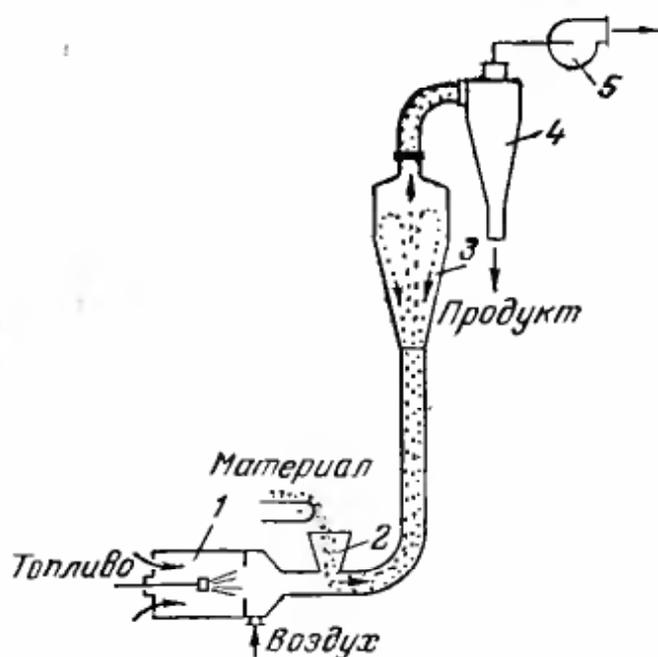


Рис. V-33. Аэрофонтанная сушилка системы ВТИ:

1 — топка; 2 — бункер; 3 — «рюмка»;  
4 — циклон; 5 — вентилятор.

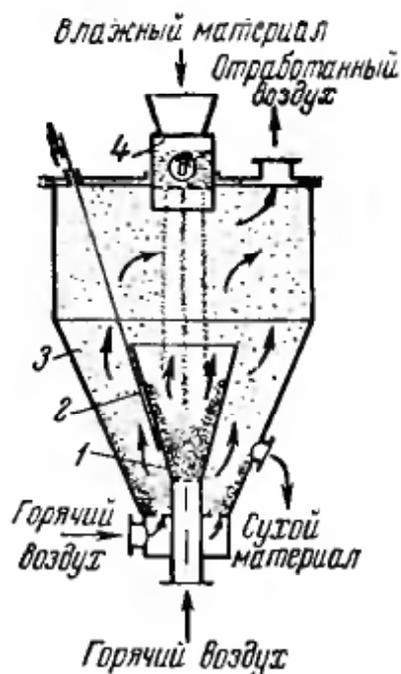


Рис. V-34. Двухступенчатая сушилка системы ЛТИ:

1 — внутренняя камера; 2 — регулируемая щель;  
3 — наружная камера; 4 — питатель.

шнека подают в пневмотрубу, где он подхватывается потоком горячих газов, предварительно подсушивается и поступает на окончательную сушку в аэрофонтан. Высушенный продукт полностью уносится газами и затем выгружается из циклона.

На рис. V-34 представлена двухступенчатая сушилка ЛТИ им. Ленсовета, разработанная П. Г. Романковым [76], для сушки пастообразных материалов. Влажный материал подают во внутренний конус. Подсушенный продукт поступает в кольцевое пространство между двумя конусами. Первая зона работает в режиме аэрофонтана при повышенных температурах газа. В каждую зону газ подводят самостоятельно.

На рис. V-35 показана двухступенчатая установка, предназначенная для совместной сушки и прокаливания материала (М. В. Лыков, К. П. Деревщикова, В. В. Ковальский). Комкующийся материал подают в аэрофонтан, где он высушивается до требуемой влажности. Затем по течке он поступает в зону

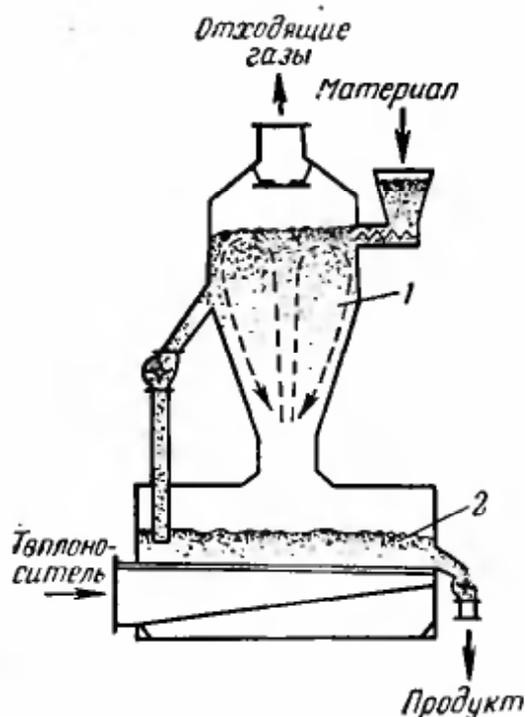


Рис. V-35. Схема комбинированной установки для сушки и прокаливания материалов:

1 — зона сушки; 2 — зона прокалики.

кипящего слоя с направленным движением материала; здесь происходит прокаливание продукта. В кипящем слое можно легко регулировать время пребывания материала в аппарате путем изменения заполнения его материалом.

### СУШКА ДИСПЕРСНЫХ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ ВО ВЗВЕШЕННОМ СОСТОЯНИИ

Этот способ применяют для сушки сыпучих дисперсных материалов в пневматических трубах-сушилках или циклонных (вихревых) камерах. Вследствие больших относительных скоростей коэффициенты тепло- и массообмена между газовым потоком и материалом очень высоки. Материал находится в сушилке лишь секунды или доли секунды, поэтому при параллельном движении материала и агента сушки можно использовать высокие начальные температуры газов, не опасаясь перегрева материала.

Процесс сушки протекает довольно интенсивно. Например, влагосъем с 1 м<sup>3</sup> трубы-сушилки достигает 1000 кг/(м<sup>3</sup>·ч). Однако эта величина могла быть больше, если бы удалось увеличить истинную концентрацию материала в сушильной камере (и, следовательно, поверхность теплообмена) хотя бы до значений, близких к достигаемым в барабанных сушилках или установках с кипящим слоем. Вследствие малого времени пребывания материала в сушилке процесс удаления влаги не распространяется вглубь частиц. Для увеличения концентрации материала и глубины сушки применяют рециркуляцию продукта — частичный возврат его в сушилку. Основной недостаток указанного способа сушки — небольшой съем влаги за один кругооборот продукта, поэтому материалы со значительным сопротивлением внутренней диффузии влаги сушить этим способом нерационально. Кроме того, практически трудно регулировать в довольно широких пределах длительность пребывания материала в сушилке. При больших скоростях иногда происходит измельчение материала, что не всегда согласуется с технологическими требованиями. Улавливание пыли при указанном методе сушки связано с наибольшими трудностями, так как весь материал должен пройти систему пылеотделения, а в процессе сушки создаются благоприятные условия для образования пыли.

Исходя из особенностей способа сушки во взвешенном состоянии, наиболее целесообразно использовать его для материалов, содержащих свободную влагу, особенно тонкодисперсных. Применительно к последним этот метод в большинстве случаев рациональнее, чем сушка в установках с кипящим слоем.

## Сушка в пневматических трубах-сушилках

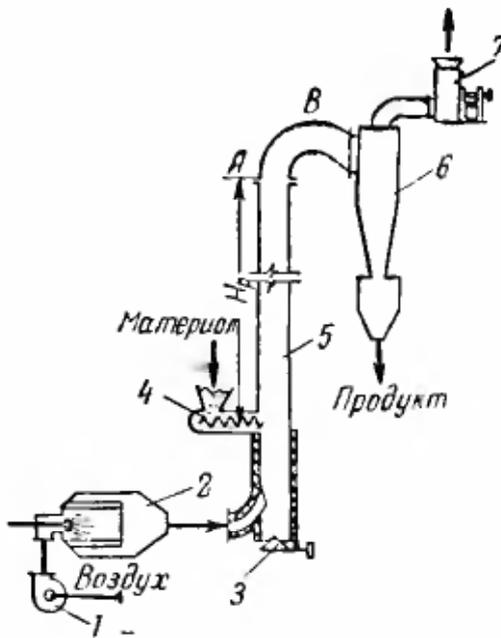


Рис. V-36. Пневматическая труба-сушилка:

1 — вентилятор; 2 — топка;  
3 — затвор-«мигалка»; 4 — питатель; 5 — пневмотруба; 6 — циклон; 7 — дымосос.

Схема трубы-сушилki приведена на рис. V-36. Влажный материал питателем 4 подается в трубы. Топочные газы из топки 2 поступают в нижнюю часть пневмотрубы 5 и со скоростью, превышающей скорость витания крупных частиц, подхватывают материал и транспортируют его. В процессе транспортировки происходит интенсивная сушка материала. Далее газы и высушенный материал поступают в циклон-пылеотделитель 6, где продукт улавливается, а очищенные газы дымососом 7 выбрасываются в атмосферу. Если сушку проводят при высоких температурах газа, нижнюю часть трубы 5 футеруют жаропрочным бетоном. Для удаления отделившихся от потока крупных комков материала предусмотрен

затвор-«мигалка» 3. При сушке веществ, вызывающих эрозию аппаратуры, участок изгиба трубы АВ бронируют специальным материалом. Сушилка работает при разрежении.

Оптимальное значение скорости газов в трубах-сушилках зависит от ряда факторов. Во-первых, скорость газов должна быть больше скорости витания наиболее крупных частиц (это условие является необходимым, но недостаточным). Скорость надежного транспортирования зависит от концентрации материала  $\mu$  (в кг/кг) и от диаметра трубы. Чем выше  $\mu$ , тем больше должна быть скорость транспортирующего воздуха. При одинаковых значениях  $\mu$  скорость газа должна быть тем ниже, чем меньше диаметр трубы.

Особые условия возникают при транспортировании мелких частиц. По поперечному сечению трубы материал распределяется в газовом потоке неравномерно, и создается возможность для агрегирования частиц. Этот процесс является самопроизвольным, так как при агрегировании частиц увеличивается сечение для прохода газов в трубе. Если гравитационные силы отдельных частиц и силы давления газового потока, распределенные неравномерно по поверхности частиц, не превышают поверхностные силы их сцепления, то материал транспортируется в агрегированном состоянии. Поэтому обычно наблюдается агрегирование мелких частиц, обладающих большими поверхностными силами сцепления. Такое явление наблюдается в аэрофонтанных установках и в сушилках с кипящим слоем. Скопления и комки образуются в большей мере при малых скоростях газа, близких к гра-

нице провала. Для предотвращения возможности агрегирования частиц следует транспортировать материал при больших скоростях газового потока. При транспортировании мелких частиц необходимо принимать скорость газа, в несколько раз превышающую скорость витания крупных частиц. Это обеспечивает надежную транспортировку и, как будет показано ниже, более интенсивную сушку.

В. Барт [104] показал, что минимальная скорость транспортирования обусловлена (помимо скорости витания) соотношением:

$$\sqrt[4]{\frac{\mu}{Fr}} = \text{const} = \frac{\sqrt[4]{\mu} \sqrt{Dg}}{u}$$

где  $D$  — диаметр трубы, м.

В. А. Филиппов [96] получил следующее значение скорости газа на границе провала:

$$Fr = 0,9 \cdot 10^2 \mu^{0,28} \left( \frac{\delta_3}{D} \right)^{0,5} \quad (V-44)$$

Скорость материала при пневмотранспорте непрерывно увеличивается от начальной до скорости при установившемся движении  $u_m = u_r - u_b$ . Однако в практических условиях работы труб-сушилок установившийся период движения не наступает, а весь процесс сушки протекает в разгонном участке. Поэтому концентрация материала  $k$  (в  $кг/м^3$ ) будет переменной по высоте трубы с максимальным значением в месте подачи материала в поток газов.

Ниже, по данным И. М. Федорова, приведены величины разгонного участка (в м) в зависимости от скорости газов и размера частиц:

Диаметр частиц мм	Скорость газов, м/сек			Диаметр частиц мм	Скорость газов, м/сек		
	30	40	50		30	40	50
0,2	5,79	7,34	8,79	3	41,8	66,7	90,0
1	29,2	41,0	50,5	8	—	69,4	103,0

Как отмечалось в гл. III, расчет динамики движения группы частиц при сушке вызывает большие трудности; рассчитать же аналитически длительность пребывания частиц в сушилке практически невозможно. Средняя поверхность теплообмена частиц определяется концентрацией материала  $k$ . При сушке торфа Т. Ф. Таганцева [43] рекомендует определять концентрацию по соотношению:

$$k = 3a \frac{G}{F_T (u_r - u_b)} \quad кг/м^3 \quad (V-45)$$

где  $G$  — производительность сушилки, кг/сек;

$a$  — поправочный коэффициент, зависящий от диаметра трубы, изменения параметров газа в процессе сушки и т. п. При  $D = 0,25$  м величина  $a = 0,68$ ; при  $D = 1$  м величина  $a = 0,77$ .

В. А. Филиппов [96] предложил соотношение для определения условной средней скорости материала  $u_m$  (в м/сек):

$$\frac{u_m}{u_{г. ср}} = 12,8 \cdot 10^{-2} Re_B^{0,25} Fr \frac{\gamma_r}{\gamma_m} \cdot \frac{D}{\delta_3} \quad (V-46)$$

$$\text{при } 400 \leq Re \leq 4,5 \cdot 10^3 \text{ и } 17 \leq Fr \leq 48$$

Все величины в этом соотношении берутся при средних параметрах газа.

Так как в трубах-сушилках концентрация материала невелика, то для определения коэффициента теплообмена можно пользоваться критериальными соотношениями, выведенными для случая омывания потоком газов одиночной частицы (см. главу I).

Количество испаренной влаги по длине трубы неодинаково. Интенсивность сушки максимальна на начальном участке трубы, где максимальны движущая сила, относительная скорость газа и частиц, а также поверхность теплообмена на 1 м<sup>3</sup> трубы.

Опытом установлено, что температура газов и влажность материала изменяются по длине трубы по экспоненциальному закону. Причем наиболее эффективный в отношении интенсивности сушки участок трубы составляет 2—4 м от места подачи материала. Оптимальная рабочая длина трубы  $H_p = 8—10$  м. При дальнейшем увеличении длины вследствие значительного уменьшения относительной скорости между потоками газов и частицами и снижения потенциала переноса тепла существенно уменьшается интенсивность сушки.

Интенсивность процесса в трубах-сушилках характеризуется объемным коэффициентом теплообмена:

$$\alpha_V = \frac{6 Nu \lambda_r k}{\delta_3^2 \gamma_m} \quad (V-47)$$

или

$$\alpha_V = \frac{6 Nu \lambda_r \gamma_r \mu}{\delta_m^2 \gamma_m} \cdot \frac{u_r}{u_{м. ср}} \quad (V-48)$$

Значение критерия  $Nu$  для торфа по данным [43]:

$$Nu = A Re^{1,6} \quad (V-49)$$

Здесь  $A$  — постоянная величина; при 45% разложения торфа  $A = 6,3 \cdot 10^{-4}$ ; при 55% разложения  $A = 4,8 \cdot 10^{-4}$ .

$$Re = u_{от} \delta_3 / \nu \quad (V-50)$$

где  $u_{от}$  — относительная скорость;  $u_{от} \Rightarrow u_{г. ср} \rightarrow u_{м. ср}$ ;

$u_{г. ср}$  — средняя скорость газов, м/сек;

$u_{м. ср}$  — средняя скорость материала;  $u_{м. ср} = G/(kF_T)$ .

Для расчета критерия  $Nu$  при сушке углей В. А. Филиппов предложил соотношение:

$$Nu = 0,126 Re \left( \frac{\omega_2}{\omega_1} \right) \quad (V-51)$$

С увеличением скорости газов в трубе интенсивность сушки повышается, поэтому в трубах-сушилках рационально использовать высокие скорости газов. Исходя из надежности транспортировки и интенсивности сушки можно рекомендовать для определения средней скорости газов следующее соотношение:

$$u_{г. ср} = (1,5 - 2,0) u_{в} \text{ м/сек} \quad (V-52)$$

Это соотношение справедливо при концентрации  $\mu = 0,5 - 1,0 \text{ кг/кг}$ . Скорость  $u_{г. ср}$  берется при средних параметрах газа. Скорость витания принимается для крупных частиц; для мелких частиц коэффициент при  $u_{в}$  должен быть увеличен.

На рис. V-37, б показана схема трубы-сушилки, работающей под давлением. В месте ввода материала делают сужение, чтобы создать разрежение, облегчающее питание трубы-сушилки материалом. По этой схеме сокращаются удельные расходы электроэнергии, а тяго-дутьевое устройство работает в благоприятных условиях (на чистом холодном воздухе). На рис. V-37, а показана труба с несколькими пережимами газового потока. В сужениях увеличиваются относительные скорости газов и материала, они хорошо перемешиваются, в результате теплообменные процессы интенсифицируются.

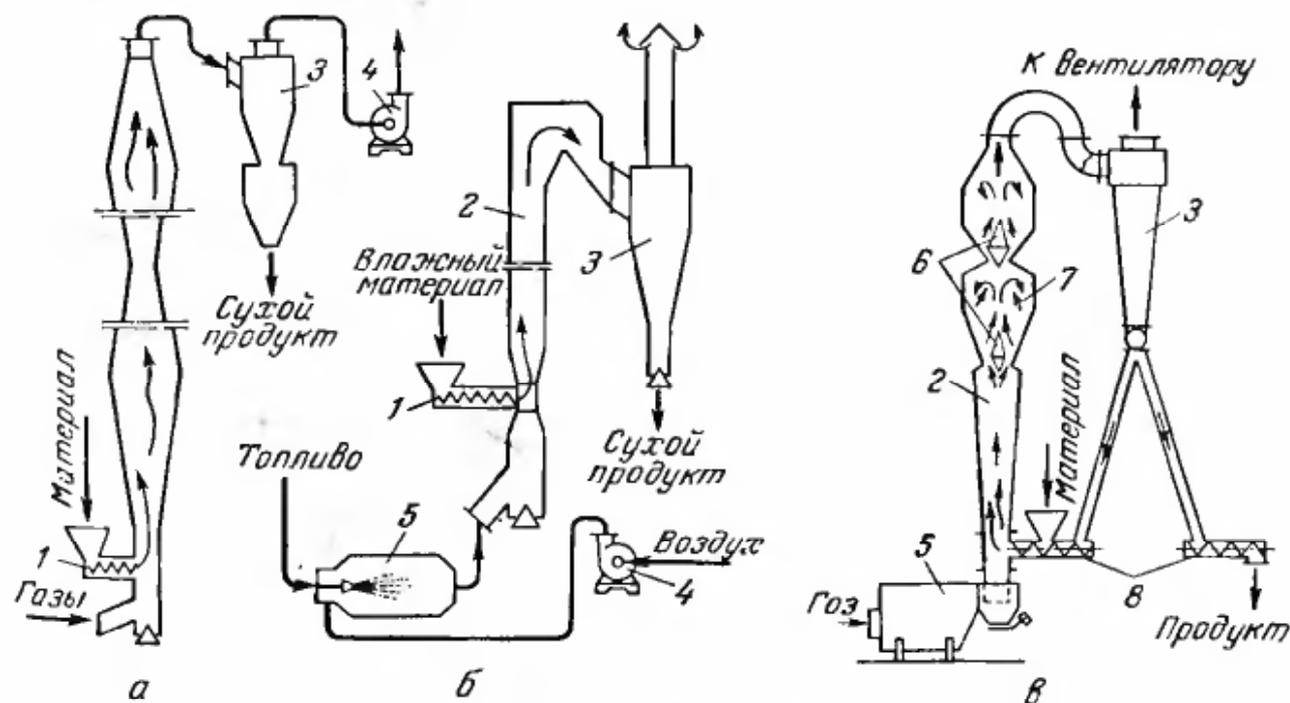


Рис. V-37. Схемы пневмосушилок:

а — труба-сушилка с несколькими расширителями; б — труба-сушилка, работающая под давлением; в — пневмотруба с аэрофонтанными «рюмками»; 1 — питатель; 2 — труба-сушилка; 3 — циклон; 4 — вентилятор; 5 — топка; 6 — рассекатели; 7 — аэрофонтан «рюмка»; 8 — шнеки.

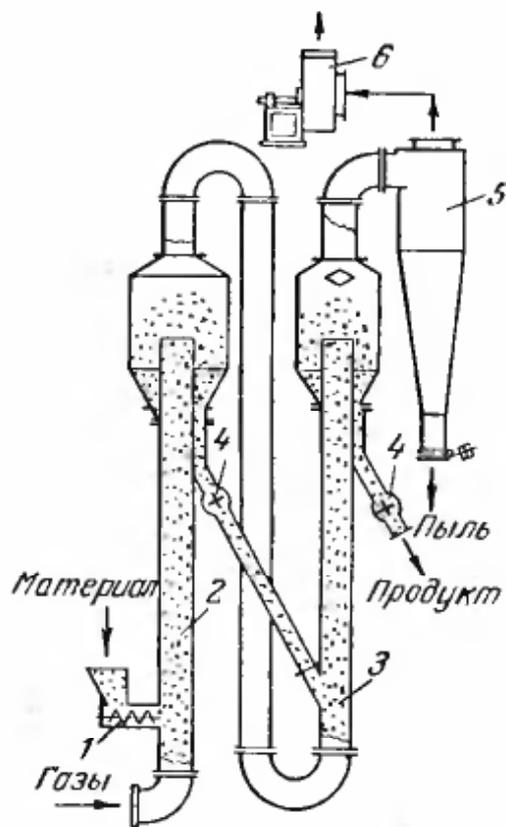


Рис. V-38. Схема двухступенчатой сушилки фирмы «Рема-Миг Ко» (Англия):

- 1 — питатель; 2 — первая зона; 3 — вторая зона; 4 — затвор; 5 — циклон; 6 — дымосос.

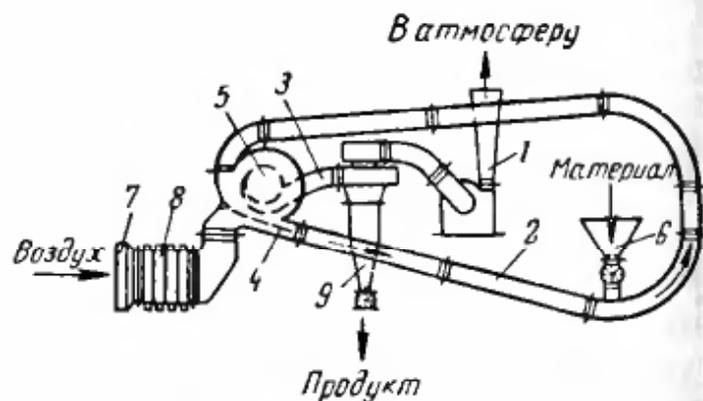


Рис. V-39. Кольцевая пневмосушилка фирмы «Берк» (ФРГ):

- 1 — дымосос; 2 — трубопровод; 3 — коллектор; 4 — эжектор; 5 — выход воздуха; 6 — питатель; 7 — фильтр; 8 — калорифер; 9 — циклон.

Для увеличения времени пребывания материала во взвешенном состоянии и глубины сушки комбинируют пневмотрубу с аэрофонтанными «рюмками». Такая установка показана на рис. V-37, в. Чтобы придать исходному материалу хорошие сыпучие свойства или получить низкую конечную влажность, в сушилке осуществлен частичный возврат сухого продукта. При помощи рассекателей

потока создают завихренный поток материала и газа и многократную циркуляцию его в «рюмках», благодаря чему интенсифицируется процесс теплообмена.

На рис. V-38 показана схема двухступенчатой пневмосушилки английской фирмы «Рема-Миг Ко» [121]. По этой схеме разгонный участок интенсивного теплообмена используют дважды.

На рис. V-39 изображена схема сушилки фирмы «Берк» (ФРГ) с многократной рециркуляцией материала и воздуха. Этот принцип позволяет осуществлять глубокую сушку материала при низких температурах агента сушки и вести процесс достаточно экономично вследствие высокого насыщения отработанных газов. Недостатками такой схемы следует считать значительное истирание материала и повышенный расход электроэнергии. Для получения тонкого продукта и интенсификации сушки в тракте пневмотранспорта может быть установлено размольное устройство — дезинтегратор.

На рис. V-40 показана двухступенчатая сушилка для волокнистых материалов фирмы «Ниро-Атомайзер» (Дания). Волокнистый материал из циклона пневмотранспорта 3 поступает в газодход, откуда вместе с отработанными газами попадает в разрыхлитель 5 и далее через вентилятор 6 в циклон 4. На этом тракте

материал подсушивается, а газы с большим насыщением влагой выбрасываются в атмосферу. Из циклона материал поступает в затвор-улитку 8 (см. рис. VIII-35), куда подают газы из топки 7. Проходя вентилятор 6, материал интенсивно высушивается при горизонтальном и вертикальном пневмотранспорте. Высушенный продукт выделяется в циклоне, затем пневмотранспортом с одновременным охлаждением подается в бункер и далее на упаковку в пресс 2.

Если требуется получить продукт в измельченном состоянии, то совместно с пневмосушилкой используют дробилки, мельницы. Сушильный агент подают непосредственно в размольное устройство. Благодаря обновлению поверхности при размоле происходит интенсивная сушка. Обычно такие установки снабжены сепараторами для улавливания крупных частиц и возвращения их на размол и сушку. Описанным способом можно сушить и пастообразные материалы.

По данным Н. М. Михайлова [65], при сушке углей объемный коэффициент теплообмена в дробилке составляет 2500—3000 ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град), в шахтах над дробилкой 300—400 ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град). Н. М. Михайлов вывел следующее соотношение:

$$\alpha_v = a (\gamma u)^n \left( \frac{G}{V} \right)^{0,25} \quad (V-53)$$

где  $G$  — производительность дробилки, кг/ч;

$V$  — объем дробилки, м<sup>3</sup>;

$n$  — показатель степени; для дробилок  $n = 0,7$ , для шахт  $n = 0,8$ ;

$a$  — константа, зависящая от направления движения материала и агента сушки; при проточке  $a = 30,8$ , при противотоке  $a = 51$ .

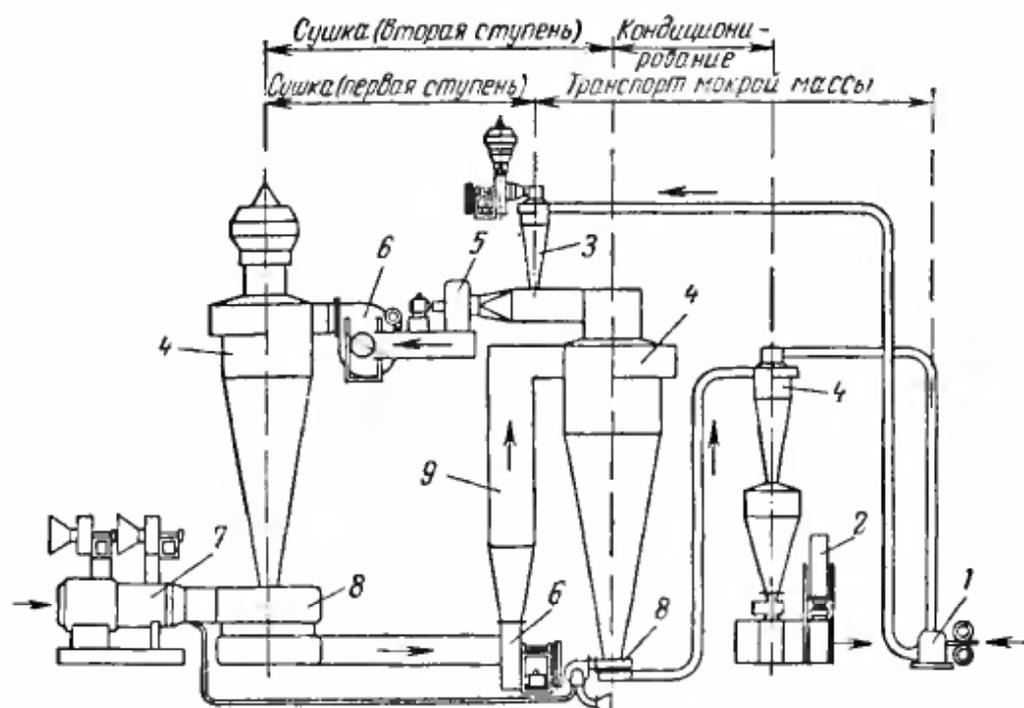


Рис. V-40. Двухступенчатая сушиллка фирмы «Ниро-Атомайзер» (Дания):  
1 — измельчитель; 2 — пресс; 3 — сепаратор; 4 — циклоны; 5 — разрыхлитель; 6 — вентилятор; 7 — топка; 8 — затвор; 9 — труба.

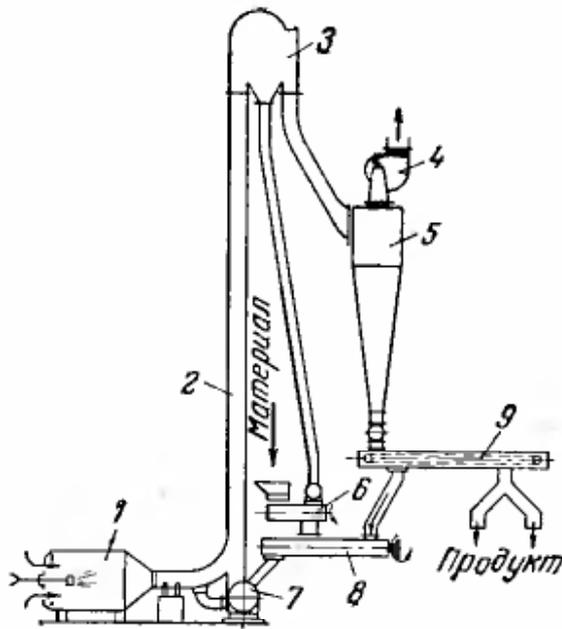


Рис. V-41. Пневмосушилка с измельчением материала:

1 — топка; 2 — пневмотруба; 3 — сепаратор; 4 — дымосос; 5 — циклон; 6 — шнек-смеситель; 7 — мельница; 8 — питатель; 9 — транспортер.

На рис. V-41 показана схема сушки с одновременным измельчением материала. Агент сушки из калорифера или топки 1 попадает в пневмотрубу 2. Иногда часть его подают в мельницу 7. Влажный малосыпучий материал смешивается с крупными фракциями в шнеке-смесителе 6 и поступает в питатель 8. Если крупных фракций недостаточно для получения хорошо сыпучего материала, то добавляют готовый продукт. Далее материал поступает в мельницу 7, а затем подхватывается основным потоком газов. Прохождение всего агента сушки через размольное устройство не рационально из-за больших гидравлических сопротивлений. При измельчении продукта вряд ли целесообразно использовать двухступенчатую сушку с подачей свежих газов в каждую ступень, как это рекомендует Б. С. Сажин [85].

сообразно использовать двухступенчатую сушку с подачей свежих газов в каждую ступень, как это рекомендует Б. С. Сажин [85].

**Расчет трубы-сушилки.** Температурный режим сушилки устанавливают экспериментальным путем. При сушке материалов с низкой температурой плавления или размягчения стенки трубы можно охлаждать до температуры, несколько превышающей температуру точки росы. Конечная температура газов обусловлена влажностью продукта и изменяется обычно в пределах 90—130° С в зависимости от их начальной температуры.

По заданной производительности составляют материальные и тепловые балансы сушилки. Рассчитав их, находят количество испаряемой влаги  $W$  (в кг/ч), расход сухих газов  $L$  (в кг/ч), концентрацию  $\mu$  (в кг/кг) и т. д. При помощи уравнения (III-35) и рис. III-7 определяют скорость витания крупных частиц полидисперсного состава, соответствующих 90% по интегральной кривой распределения. Далее по уравнению (V-52) рассчитывают среднюю скорость газов  $u_{г. ср}$  (в м/сек), а затем определяют сечение трубы, исходя из объемного расхода агента сушки  $V_{ср}$  (в м<sup>3</sup>/ч) при средних значениях  $d$  (в кг/кг) и  $t_{ср}$  (в °С). По уравнению (V-48) определяют объемный коэффициент теплообмена, предварительно рассчитав среднюю скорость материала и подставляя значение критерия Нуссельта из соотношений (V-49) и (V-51). При расчете  $Nu$  по уравнению (V-51) необходимо ввести поправку на период падающей скорости сушки. По уравнению (II-52) определяют  $\Delta t_{ср}$ , конечную температуру материала принимают, исходя из линейной зависимости от ее влажности.

По гидродинамическому режиму трубы-сушилки близки к аппаратам идеального вытеснения, поэтому поправку на действительное значение движущей силы можно не вводить. Из уравнения (II-76) определяют рабочий объем сушилки. Затем, зная из предыдущих расчетов поперечное сечение трубы, находят ее высоту  $H_p$ .

Общая высота сушилки равна:

$$H = H_{пр} + H_r + H_p \quad m \quad (V-54)$$

где  $H_{пр}$  — расстояние от места ввода газов до клапана-затвора, м;

$H_r$  — участок трубы от ввода газа до места подачи материала (принимается равным 1,5—2,5 м).

Гидравлическое сопротивление сушилки рассчитывают по уравнению (III-47). При  $G = \text{const}$  зависимость сопротивления трубы и соответственно системы от скорости газа должна иметь минимум.

Работа вентилятора и трубы-сушилки возможна в режимах, соответствующих точкам пересечения их характеристик (рис. V-42). Эти характеристики имеют две точки пересечения. Как показывает опыт, устанавливается режим работы, соответствующий большим скоростям, поэтому труба-сушилка может работать в режимах, соответствующих правой ветви характеристики системы (AB). Метод выбора вентилятора путем наложения гидравлических характеристик его и системы пневмосушилки был предложен И. М. Федоровым [95].

В табл. V-3 приведены данные по сушке некоторых материалов в трубе-сушилке (стр. 234).

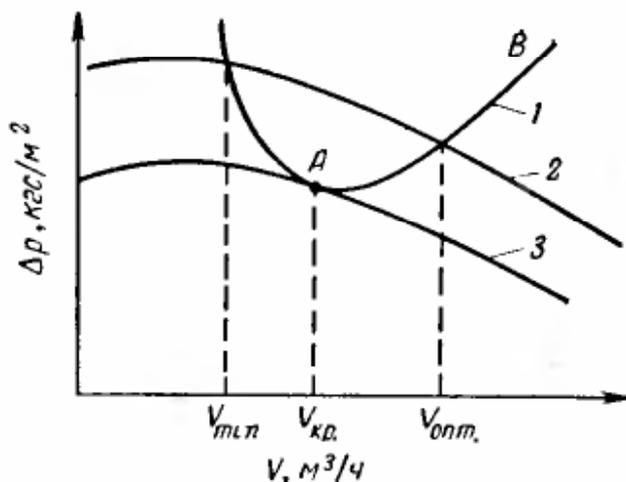


Рис. V-42. Гидравлическая характеристика вентилятора и трубы-сушилки:

1 — характеристика системы; 2, 3 — характеристики вентилятора.

### Сушка в вихревом потоке

Этот способ сушки осуществляется в вихревых, или циклонных, сушилках. Отличительной особенностью их является то, что агент сушки с большой скоростью (до 120 м/сек) вводят тангенциально в цилиндрическую камеру; в камере создается закрученный поток. Тангенциальный ввод агента сушки возможен в одной или в нескольких точках по образующей. Центральная часть камеры радиусом  $r_k$  (рис. V-43, а) занята вихревым ядром, в котором тангенциальные скорости с увеличением радиуса возрастают по закону квазитвердого вращения:

$$\frac{u_T}{r} = \omega = \text{const}$$

где  $u_T$  — тангенциальная скорость, м/сек;  
 $\omega$  — угловая скорость, сек<sup>-1</sup>.

На расстоянии  $r_k$  от центра скорость вращения потока максимальна, при дальнейшем увеличении радиуса она начинает убывать. С распределением по радиусу камеры вращательных скоростей связано распределение статического давления (рис. V-43, б), обеспечивающее равновесие закрученного потока. В циклонной камере статическое давление максимально у стенки и монотонно снижается до разрежения в центре, так что по всей длине камеры существует некоторая область, где  $p = 0$ . Она совпадает с областью максимальной скорости. Основной поток газов располагается вблизи стенки и направлен к месту выхода

ТАБЛИЦА V-3

## Данные по сушке некоторых материалов в трубе-сушилке

Материал	Размер частиц мм	Влагосодержание %		Температура, °C		Скорость газов м/сек	$A_{\text{У}}$ кг/(м <sup>3</sup> ·ч)	Характеристика сушилки
		$w_1^C$	$w_2^C$	$t_1$	$t_2$			
Подмосковный уголь	0—3	45—55	2—40	500	260	12—31	—	Промышленная
Фрезерный торф	0—10	100—140	18—57	400—700	100—160	19—33	—	»
Сульфат магния	0—8	91—97	1—25	610—720	270—300	30—42	—	Полупромышленная
Уголь (флотоконцентрат)	—	14—16	6—9	950—1050	98—100	60—70	360—910	$D=0,9$ м; $H=25$ м; $G=140—150$ т/ч
Сульфат аммония	—	1,9—2,5	0,14—0,3	210	65	—	97	$D=0,1$ м; $H=15$ м; $\mu=0,7—1,0$
Криолит	—	30	1,2	530—680	80—100	15 м <sup>3</sup> /сек	390	$G=400—700$ кг/ч
Хлористый калий	—	7—9	0,1—0,2	600	130	30	50—700	$\mu=1,5—1,3$ кг/кг

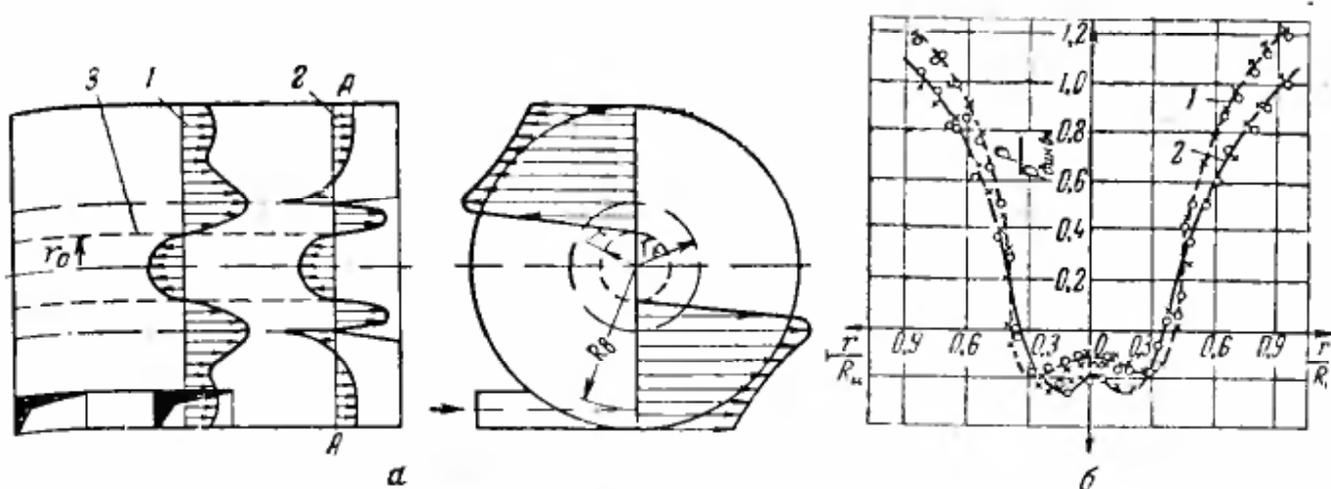


Рис. V-43. Схема вихревой камеры:

*a* — поля скоростей в камере; *b* — безразмерное статическое давление в камере; 1 — сечение по средней линии сопла; 2 — расчетное сечение AA; 3 — граница зоны обратного течения ( $r_0$  — область пониженных давлений;  $R_{ц}$  — радиус циклона;  $R_B$  — радиус входа струи;  $P_{дин. вх.}$  — динамический напор газа на входе).

из камеры, в центре же камеры образуются обратные токи. Поэтому истечение газов из циклона происходит не по всей площади выходного отверстия, а по кольцу. Вектор результирующей скорости смещен относительно вектора окружной скорости на угол  $\alpha = \text{const}$ , и газовый поток движется приблизительно по кривой логарифмической спирали.

Материал подают вместе с потоком тангенциально, либо отдельно по оси камеры или по периферии. Осевую подачу осуществить наиболее просто, так как место ввода материала совпадает с областью разрежения. Дисперсный материал отбрасывается к стенкам камеры и перемещается вместе с потоком газов. У стенок концентрация материала максимальна. Наиболее тяжелые частицы располагаются ближе к стенке. Из-за трения материала о стенку и вихревого движения газовой фазы создаются большие относительные скорости, обеспечивающие высокие коэффициенты теплообмена. Такие скорости нельзя создать ни в трубах-сушилках, ни в установках с кипящим слоем. Если в конце камеры (на выходе) нет пережима, то длительность пребывания крупных и мелких частиц в камере примерно одинакова; для увеличения длительности пребывания крупных частиц в конце камеры иногда делают пережим.

Гидравлическое сопротивление камеры складывается из сопротивлений на входе  $\Delta p_{вх}$  и на выходе  $\Delta p_{вых}$  и из потери давления на образование вихря  $\Delta p_{т}$ :

$$\Delta p_{вх} = \frac{1}{2\gamma_1} \cdot \frac{\gamma_1 V_1 + \frac{G}{g}}{\varphi V_1} \cdot u_{т}^2 \quad (V-55)$$

$$\Delta p_{вых} = \frac{\gamma_2}{2} \left( \frac{V_2}{0,85F} \right)^2 \quad (V-56)$$

$$\Delta p_{т} = -\frac{\gamma_1 u_{т}^2}{0,5D} \left( \frac{D}{d'} - 1 \right) \quad (V-57)$$

где  $\gamma_1$  и  $\gamma_2$  — плотность газа соответственно на входе и выходе из циклона,  $кг/м^3$ ;

$V_1$  — расход сушильного агента при  $t_1$ ,  $м^3/сек$ ;

$\Phi$  — коэффициент скорости, равный обычно 0,95;

$G$  — подача материала,  $кг/сек$ ;

$u_T$  — тангенциальная (окружная) скорость,  $м/сек$ ;

$F$  — минимальное выходное сечение циклона,  $м^2$ ;

$V_2$  — секундный расход сушильного агента при  $t_2$ ,  $м^3/сек$ ;

$D$  — диаметр циклонной камеры,  $м$ ;

$d'$  — диаметр выходного отверстия сопла,  $м$ .

Суммарное сопротивление циклона:

$$\Delta p = \Delta p_{вх} + \Delta p_{вых} + \Delta p_T \quad (V-58)$$

В завихренном потоке значительно интенсифицируется конвективный теплообмен, причем в интенсификации особая роль принадлежит центробежным силам, так как в криволинейных каналах вблизи вогнутой стенки увеличивается массовая скорость потока и уменьшается толщина пограничного слоя. По Г. Н. Делягину [79] в критериальное отношение вводится критерий центробежной силы  $K_{ц}$ . Тогда для  $Nu$  получим:

$$Nu = f(Re, Pr, K_{ц}) \quad (V-59)$$

$$K_{ц} = \frac{u_T^2 \beta t l}{R u^2}$$

где  $u_T$  — тангенциальная скорость на радиусе  $R$ ,  $м/сек$ ;

$\beta$  — коэффициент температурного расширения;

$t$  — температура,  $^{\circ}C$ ;

$l$  — характерный размер,  $м$ ;

$R$  — радиус циклона,  $м$ ;

$u$  — средняя скорость на начальном участке камеры,  $м/сек$ .

Наиболее целесообразно сушить в завихренном потоке материалы с малым внутренним сопротивлением диффузии влаги

или использовать вихревой поток как первую ступень сушки, когда интенсивность процесса зависит от условий подвода тепла.

На рис. V-44 показана схема вихревой сушилки фирмы «Бютнер» (ФРГ). Сушильный агент из топки 1, работающей под давлением, попадает в распределительный короб и далее через сопла 5 тангенциально поступает в камеру, создавая закрученный поток. Материал с по-

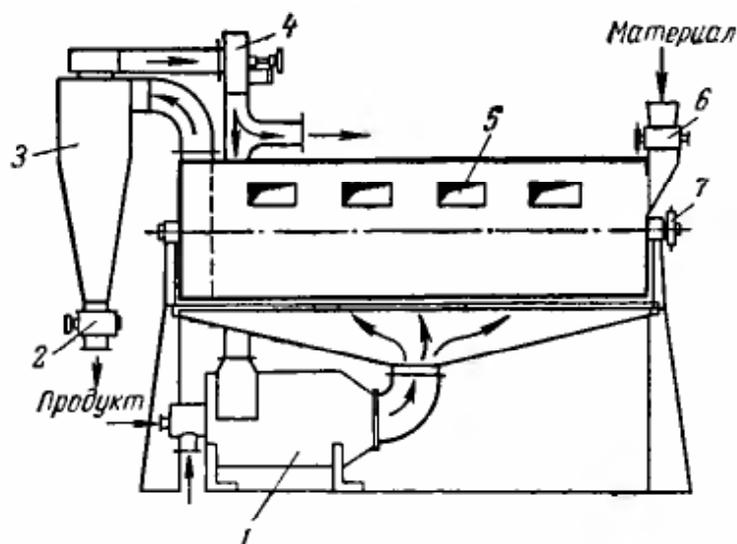


Рис. V-44. Схема вихревой сушилки фирмы «Бютнер» (ФРГ):

1 — топка; 2 — затвор; 3 — циклон; 4 — вентилятор; 5 — сопла; 6 — питатель; 7 — привод лопаток.

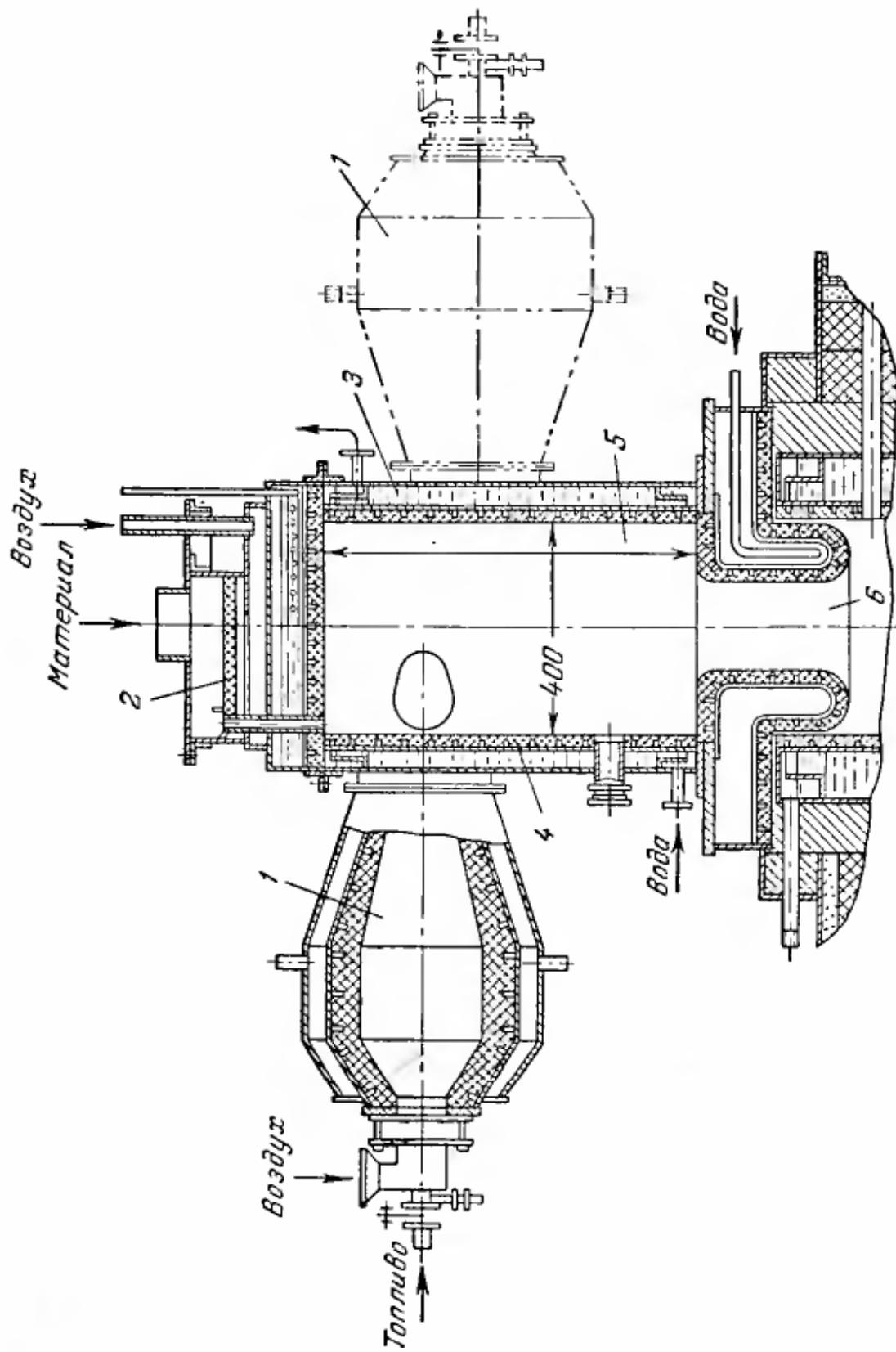


Рис. V-45. Циклонная камера опытного завода НИИУИФ:

1 — топка; 2 — аэроплитка; 3 — охлаждаемая рубашка; 4 — гарнисаж; 5 — циклонная камера; 6 — диафрагма.

мощью питателя 6 подают в центр камеры; здесь подхваченный потоком газов он движется по спирали вдоль сушилки. Отработанные газы с продуктом поступают на очистку в циклон 3. Очищенные газы вентилятором 4 выбрасываются в атмосферу, а частично поступают на рециркуляцию.

На рис. V-45 показана циклонная камера Опытного завода НИУИФ, в которой можно осуществлять различные термические процессы (сушку, плавку, химические реакции и т. д.). В качестве теплоносителя используют топочные газы, получаемые при сжигании жидкого или газообразного топлива в двух топках 1, работающих под давлением. Газы при температуре до  $1600\text{--}1700^\circ\text{C}$  поступают в камеру тангенциально со скоростью  $80\text{--}120\text{ м/сек}$ . Циклонная камера 5 снабжена рубашкой 3, в которую подают холодную воду. Внутри стенки оборудованы шипами, на которых удерживается гарнисаж 4 из материала, обрабатываемого в камере. Материал вводится по центральной трубке на пористую плитку 2, откуда он по течкам поступает в камеру. В нижней части камеры имеется пережимная диафрагма 6, охлаждаемая водой. В процессе обесфторивания  $\text{CaF}_2$  при температурах плава  $1500\text{--}1600^\circ\text{C}$  количество тепла, отводимого через стенки к воде, составляло примерно  $90\text{ тыс. ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Для материала с более низкой температурой плавления, например  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{NaCl}$  ( $t_{\text{пл}} \approx 850^\circ\text{C}$ ), тепловой поток составляет  $100\text{--}120\text{ тыс. ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Необходимо отметить, что в циклонной камере процессы протекают не во всем ее объеме. Поэтому все показатели (тепловое напряжение, влагосъем и т. д.) следует относить к внутренней поверхности циклона, а при переходе на установки больших размеров — рассчитывать для имеющейся поверхности камеры.

### СУШКА РАСПЫЛЕНИЕМ

Метод распыления используют для сушки жидких и пастообразных материалов. Он заключается в том, что материал диспергируют при помощи специальных приспособлений и высушивают в потоке агента сушки. При высокой степени дисперсности процесс протекает практически мгновенно, благодаря чему можно использовать высокие температуры газов, не опасаясь ухудшения качества продукта. Основные достоинства этого способа: возможность использования агента сушки при высоких температурах для получения высококачественного продукта; высокая степень дисперсности и повышенная растворимость получаемого продукта; возможность регулирования (изменения в нужном направлении) качественных показателей продукта и получения продукта, состоящего из нескольких компонентов (добавлением их в исходный раствор или одновременным распылением их). Недостатки метода: большие габариты установки при низких температурах сушки и повышенные расходы электроэнергии.

Сушка распылением обусловлена диспергированием жидких материалов, гидродинамикой, тепло- и массообменом в сушильной камере и т. д.

## Распыление материалов

При сушке обычно используют три метода распыления: механическими форсунками, пневматическими форсунками и центробежными дисками.

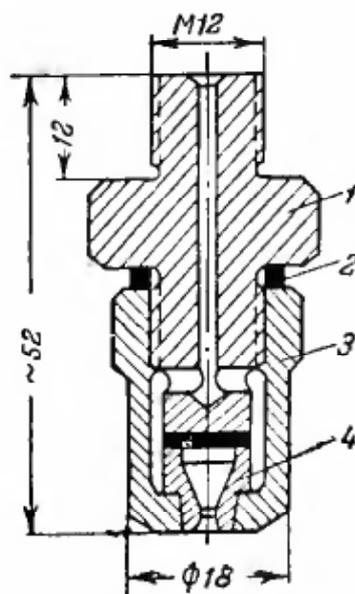
Распыление механическими форсунками проводят при давлении 30—200 ат. Качество распыления в основном определяется турбулентностью струи. Турбулизация струи увеличивается, если ей придается вращательное движение. На этом принципе основана работа большинства механических форсунок.

На рис. V-46 показана форсунка для тонкого диспергирования растворов под давлением от 50 до 150 ат. Форсунка состоит из головки, корпуса и насадки, сделанной из антиэрозионного материала. Диаметр выходного отверстия может быть 0,8; 1,0; 1,2; 1,5 мм. На насадке для закручивания потока нарезаны тангенциальные канавки. Изменяя скорость раствора в канавках, можно регулировать угол раскрытия факела.

На рис. V-47, а показана центробежная форсунка грубого распыла, работающая под давлением 2—5 ат. Форсунки этого типа дают факел в виде зонты и применяются в скрубберных процессах. На рис. V-47, б показана пневмомеханическая форсунка. Раствор через центральную трубку 1 подается в вихревую камеру по тангенциальным канавкам 2 и в виде пленки выходит через отверстие 3. Сжатый воздух по трубкам 4 проходит в кольцевые канавки 5, попадает в виде закрученного потока в камеру 6 и, выходя через кольцевой зазор, встречается с пленкой раствора.

Рис. V-46. Форсунка для распыления высококонцентрированных растворов:

Деталь форсунки	Материал
1 — головка . . .	1X18H9T, X17H13M2T
2 — прокладка . .	Свинец
3 — корпус . . . .	1X18H9T, X17H13M2T
4 — насадка . . . .	ВК-8



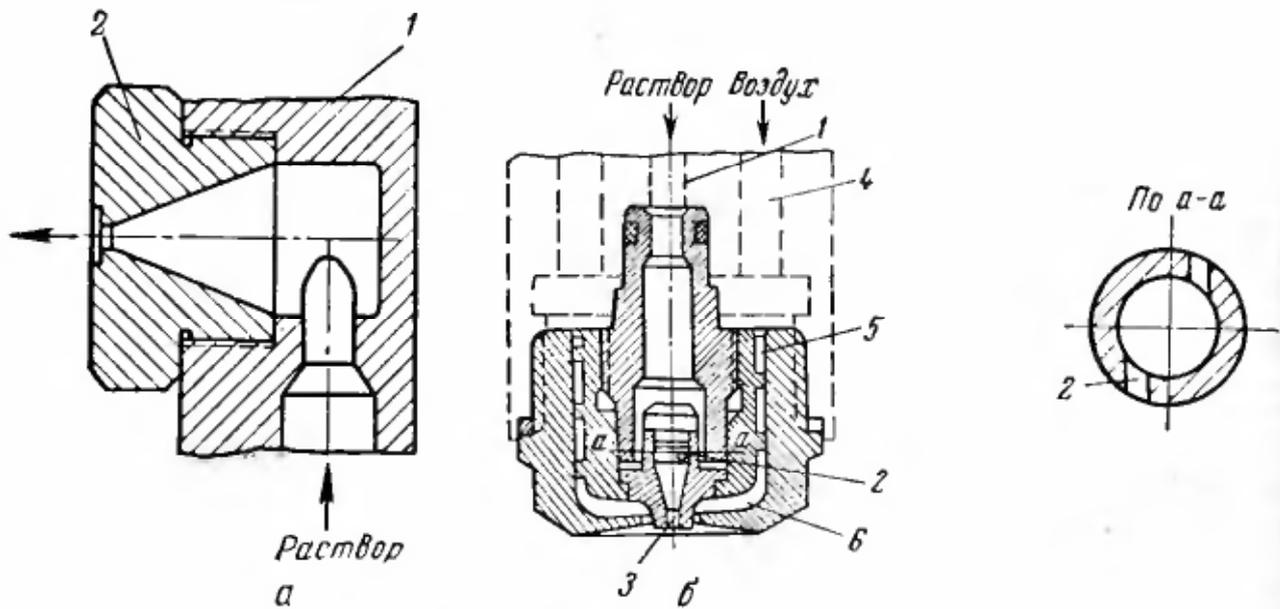


Рис. V-47. Механические форсунки:

*a* — центробежная форсунка: 1 — корпус; 2 — сменное сопло;  
*б* — пневмомеханическая форсунка: 1 — трубка для ввода раствора; 2 — тангенциальные канавки; 3 — выходное отверстие; 4 — трубки для ввода воздуха; 5 — кольцевые канавки; 6 — воздушная камера.

Расход раствора через форсунку определяют по формуле:

$$G = \mu \pi R_0^2 \gamma_p \sqrt{\frac{2g\Delta P}{\gamma_p}} \text{ кг/сек} \quad (\text{V-60})$$

где  $R_0$  — радиус выходного сечения, м;  
 $\gamma_p$  и  $\gamma_p'$  — соответственно плотность раствора ( $\text{кг/м}^3$ ) и его удельный вес ( $\text{кгс/м}^3$ );  
 $\Delta P$  — перепад давлений,  $\text{кгс/м}^2$ ;  
 $\mu$  — коэффициент расхода, зависящий от геометрической характеристики форсунки и свойств раствора;  $\mu = 0,25—0,9$  (последняя цифра соответствует вязким растворам и маленьким выходным отверстиям).

Приближенно размер капель можно определить по формуле [49]:

$$\delta = 2 \sqrt[3]{1,5 \frac{\sigma R_0^2}{\gamma_p u_m^2}} \quad (\text{V-61})$$

где  $\sigma$  — поверхностное натяжение,  $\text{кгс/м}$ ;  
 $u_m$  — окружная скорость вращения раствора,  $\text{м/сек}$ ; определяется по производительности форсунки и сечению направляющих канавок.

Мощность, расходуемая на распыление механическими форсунками:

$$N = \frac{G \Delta P \gamma_p}{102 \eta_n} \quad (\text{V-62})$$

где  $\Delta P$  — полный напор, м вод. ст.;  
 $G$  — расход раствора,  $\text{м}^3/\text{сек}$ ;  
 $\eta_n$  — к. п. д. насоса.

Механический распыл пригоден для истинных и коллоидных растворов. На суспензиях форсунки работают ненадежно из-за осаждения твердых частиц в канавках. Расход электроэнергии при распылении механическими форсунками мал (2—4 *квт·ч* на 1 *т* раствора); производительность одной форсунки может достигать 4000 *кг/ч* (при сушке обычно принимают производительность 300—600 *кг/ч*, обеспечивающую однородный распыл); форсунки просты по конструкции. Однако регулировать производительность механических форсунок трудно, выходные отверстия у них малы, поэтому они часто засоряются и непригодны для распыления суспензий и паст.

В пневматических форсунках для распыливания используют сжатый воздух давлением 5—6 *ат* или пар давлением 4—6 *ат*. По конструкции эти форсунки могут быть с внутренним смешением и с внешним, когда раствор и струя сжатого воздуха встречаются вне корпуса форсунки; последние наиболее часто применяют при сушке. Расход сжатого воздуха составляет 0,5—0,7 *м³/кг* раствора, а расход пара 0,4—0,5 *кг/кг* раствора (для распыления используют только сухой или перегретый пар).

На рис. V-48 показана пневматическая форсунка внешнего смешения с центральной подачей раствора. Сжатый воздух или пар подают в камеру форсунки тангенциально. Производительность такой форсунки 650 *кг/ч*. Но с увеличением производительности резко возрастает неоднородность распыла, поэтому для форсунок с центральной подачей раствора максимальная производительность составляет 500 *кг/ч*.

Пневматические форсунки могут быть и с горизонтальным факелом распыла (рис. V-49). Производительность такой форсунки до 2000 *кг/ч*. Для распыления некоторых растворов можно использовать трубки Вентури с подачей жидкости по центру и периферии. Распыление можно проводить в широком диапазоне скоростей газа (меньше и больше критических).

По предложению автора [57, 58], разработан способ сушки растворов диспергированием их непосредственно теплоносителем при температурах 1000° С и выше.

Распылитель специальной конструкции показан на рис. V-50. Он состоит из корпуса, конического

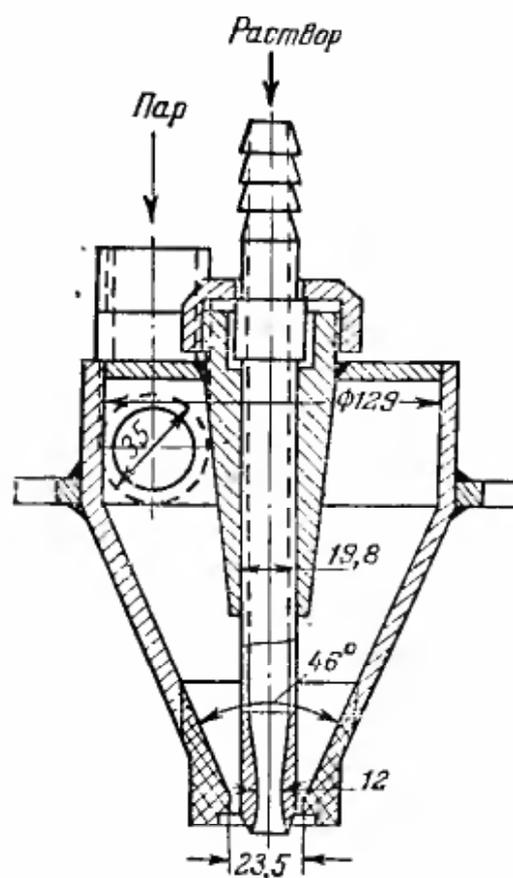


Рис. V-48. Пневматическая форсунка производительностью 650 *кг/ч*.

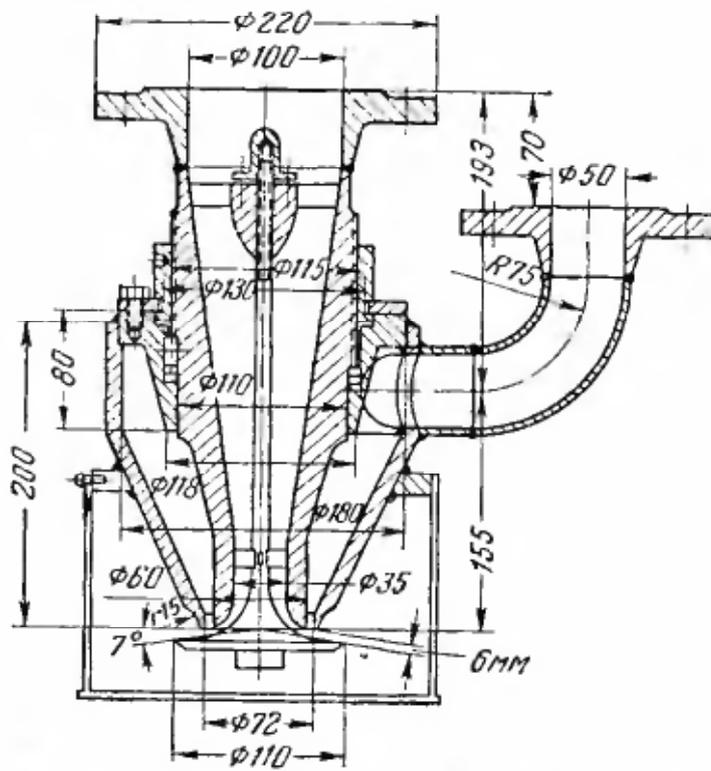


Рис. V-49. Тарельчатая пневматическая форсунка.

кие отдельные нити, которые быстро распадаются, как статически неустойчивая форма, с образованием капель. С увеличением вязкости раствора возрастает длительность существования статически неустойчивой формы.

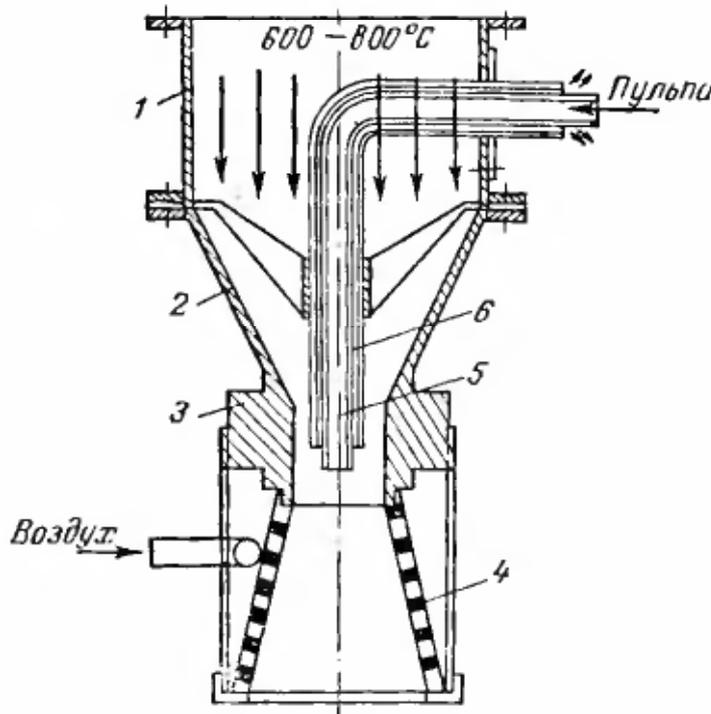


Рис. V-50. Односопловой распылитель с высокотемпературным газовым потоком:

1 — корпус; 2 — конический патрубок; 3 — цилиндрическая насадка; 4 — диффузор из пористой керамики или металла; 5 — питательная трубка; 6 — водо- или воздухоохлаждаемая рубашка.

патрубка и цилиндрической насадки. По оси корпуса установлена питательная трубка, охлаждаемая водой или воздухом. Чтобы материал не накопился на стенках диффузора из пористой керамики или металла, сквозь них продувают воздух или топочные газы.

Механизм распада струи при пневматическом распыле следующий. При большой относительной скорости возникает трение между струями воздуха и раствора. При этом струя раствора, как бы закрепленная с одной стороны, вытягивается в тонкие отдельные нити, которые быстро распадаются, как статически неустойчивая форма, с образованием капель.

С увеличением вязкости раствора возрастает длительность существования статически неустойчивой формы. Поэтому при сушке вязких растворов иногда продукт получается в виде ваты. На рис. V-51 приведены микрофотографии капли и сухого продукта, полученных при сушке костяного клея.

Средний размер капель при пневматическом распыле может быть рассчитан по уравнению Л. А. Витман [9], а расход воздуха и жидкости через пневматические форсунки — по приведенным ниже соотношениям:

для форсунки внешнего смешения при критическом режиме истечения

$$G_B = 0,396 \xi f \frac{P}{\sqrt{T}}$$

для форсунки внутреннего смешения

$$G_{\text{в}} = 0,3665 \mu_{\text{в}} f \sqrt{\frac{P}{T}}$$

$$G_{\text{ж}} = 0,442 \mu_{\text{ж}} f \sqrt{\gamma_{\text{ж}} \Delta P}$$

где  $G_{\text{в}}$  и  $G_{\text{ж}}$  — расход соответственно воздуха и жидкости, кг/сек;

$f$  — сечение, м<sup>2</sup>;

$\xi$  — скоростной коэффициент, равный 0,85—0,95;

$P$  — давление воздуха, кгс/м<sup>2</sup>;

$\Delta P$  — перепад давления жидкости, кгс/м<sup>2</sup>;

$\mu_{\text{ж}}$  и  $\mu_{\text{в}}$  — коэффициенты расхода соответственно для жидкости и воздуха; для критического режима истечения  $\mu_{\text{ж}} \approx \mu_{\text{в}} \approx 0,2$ .



Рис. V-51. Микрофотографии костяного клея, полученного при пневматическом распыле (увеличено в 160 раз):

а — нити сухого продукта; б — отдельная нить с пузырями.

Расход электроэнергии при распылении сжатым воздухом можно определить по обычным уравнениям, применяемым для расчета мощности, потребляемой центробежными или поршневыми компрессорами.

Мощность, потребляемая турбокомпрессором, равна:

$$N = 3,38 \frac{V_0}{\eta_{\text{об}} \eta_{\text{м}} \eta_{\text{и}}} \cdot \frac{T_0}{273} \lg \frac{P}{P_0} \quad (\text{V-63})$$

где  $V_0$  — подача воздуха (объем при 760 мм рт. ст. и 0° С), м<sup>3</sup>/мин;

$\eta_{\text{об}}$  и  $\eta_{\text{м}}$  — соответственно объемный и механический к. п. д.; принимаются равными 0,97—0,98;

$\eta_{\text{и}}$  — изотермический к. п. д., равный 0,55—0,65;

$P_0$  и  $P$  — давление воздуха соответственно на входе в машину и выходе из нее, ат;

$T_0$  — температура воздуха при входе в машину, °К.

Обычно расход электроэнергии на распыление под давлением 4—6 ат составляет 50—70 квт·ч/т раствора.

При распылении паром желательно использовать перегретый пар, чтобы при его адиабатном истечении не образовывались капли воды. При паровом распыле значительно повышается влажность газов, поэтому для получения сухого сыпучего продукта и предотвращения конденсации влаги в газоходах обычно повышают температуру отходящих газов до 135—145° С. Основные недостатки этого метода распыла — повышенный расход электроэнергии, а в многотоннажных производствах — большое количество форсунок (до 32 и больше).

Наиболее широкое распространение получило распыление растворов при помощи центробежных дисков. Этот метод отличается от распыления механическими форсунками тем, что раствору сообщаются большие скорости без давления на него. Через специальную распределительную коробку или трубу с отверстиями раствор под небольшим избыточным давлением подают на диск, где он получает вращательное движение. Благодаря действию центробежной силы раствор в виде пленки с непрерывно возрастающей скоростью перемещается к лопаткам или соплам и далее по ним — к периферии диска, откуда сбрасывается. При этом происходит распыление раствора. При движении раствора по диску каждая частица имеет два вектора скорости: один направлен радиально, другой — по касательной к окружности. Если раствор перемещается по канавкам, его скольжением можно пренебречь, и тангенциальная скорость будет равна окружной скорости диска. Радиальная скорость при движении раствора без трения также будет равна окружной скорости. Тогда максимально возможная скорость раствора  $u_{\max}$  при отрыве от диска равна:

$$u_{\max} = \sqrt{2} \omega R$$

где  $\omega$  — угловая скорость,  $\text{сек}^{-1}$ ;  
 $R$  — радиус диска,  $\text{м}$ .

Дисперсность распыла зависит от окружной скорости диска, производительности форсунок по раствору, отнесенной к смоченному периметру, от физических свойств раствора и т. д.

Для приближенного расчета размера капель можно рекомендовать формулу Фрасера и др. [109]:

$$\delta = 6,9 \cdot 10^5 \frac{G^{0,2} v_{\text{ж}}^{0,2} \sigma^{0,1}}{n^{0,6} v_{\text{ж}}^{0,3} (2R)^{0,2} l^{0,1}} \quad (\text{V-64})$$

где  $G$  — производительность по раствору,  $\text{кг/ч}$ ;  
 $n$  — число оборотов диска;  
 $l$  — смоченный периметр,  $\text{м}$ .

Это соотношение получено при следующих параметрах:  $u = 22—190 \text{ м/сек}$ ,  $G = 15—1800 \text{ кг/ч}$ ,  $\sigma = (75,4—102) \cdot 10^{-4} \text{ кгс/м}$ .

При распылении центробежными дисками факел распыла расположен в горизонтальной плоскости. Его размер обуславливает диаметр сушильной камеры. Диаметр факела распыла и его конфигурация зависят от многих факторов. Траектория полета в камере капель раствора, обладающих кинетической энергией, имеет вид расширяющейся нисходящей спирали. Однако динамика движения капель усложняется вводом теплоносителя и самовентиляцией вращающегося с большой скоростью диска. Дальность полета частиц зависит от величины капель, их начальной скорости, плотности раствора и газовой фазы, изменения массы в результате испарения влаги, от воздушных потоков в камере, производительности диска по раствору и т. д. Крупные частицы сепарируются и оседают

ближе к стенке камеры, в основном ядре факела. Вентиляционный эффект диска значительно влияет на конфигурацию факела. Циркуляция воздуха возникает из-за трения диска о воздух, а также вследствие эжекционного эффекта истечения раствора и воздуха, выбрасываемого из сопел, и вследствие работы диска (особенно с лопатками) как вентилятора.

На рис. V-52 показана схема циркуляции воздуха во вращающемся диске. С увеличением диаметра и окружной скорости диска его вентиляционный эффект настолько возрастает, что в определенных условиях факел распыла поднимается вверх и достигает перекрытия сушильной камеры. При вращении диска основное количество газов поступает сверху по корпусу привода и меньшее — снизу, по центру к диску. Кроме того, диск имеет сопряжение с приводом. Таким образом, получается гидродинамическая асимметрия.

На рис. V-53 показана форма факела распыла с подачей и без подачи воздуха для случая, когда диаметр диска меньше диаметра

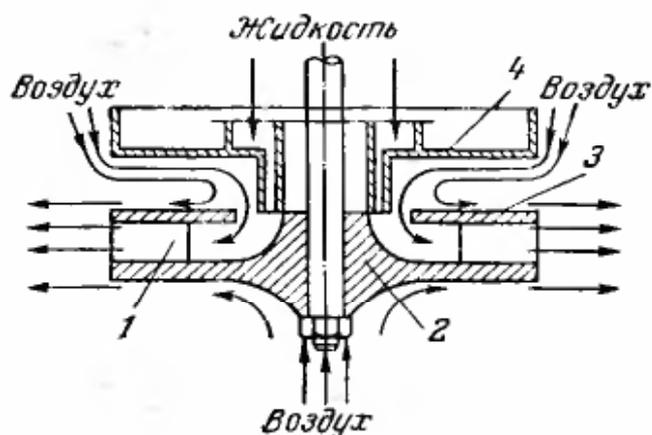


Рис. V-52. Схема циркуляции воздуха во вращающемся диске:

1 — лопатка; 2 — корпус диска; 3 — крышка диска; 4 — тарелка.

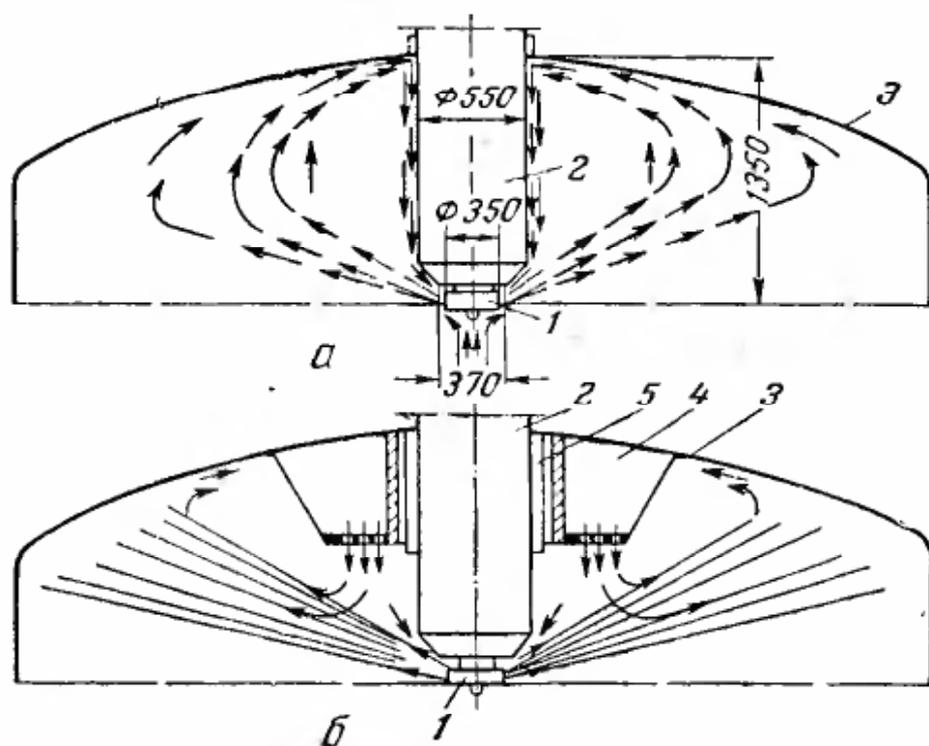


Рис. V-53. Конфигурация факела распыла:

а — линии тока циркулирующего воздуха; б — форма факела распыленной жидкости; 1 — диск; 2 — привод; 3 — свод камеры; 4 — распределительный газовый короб; 5 — экран.

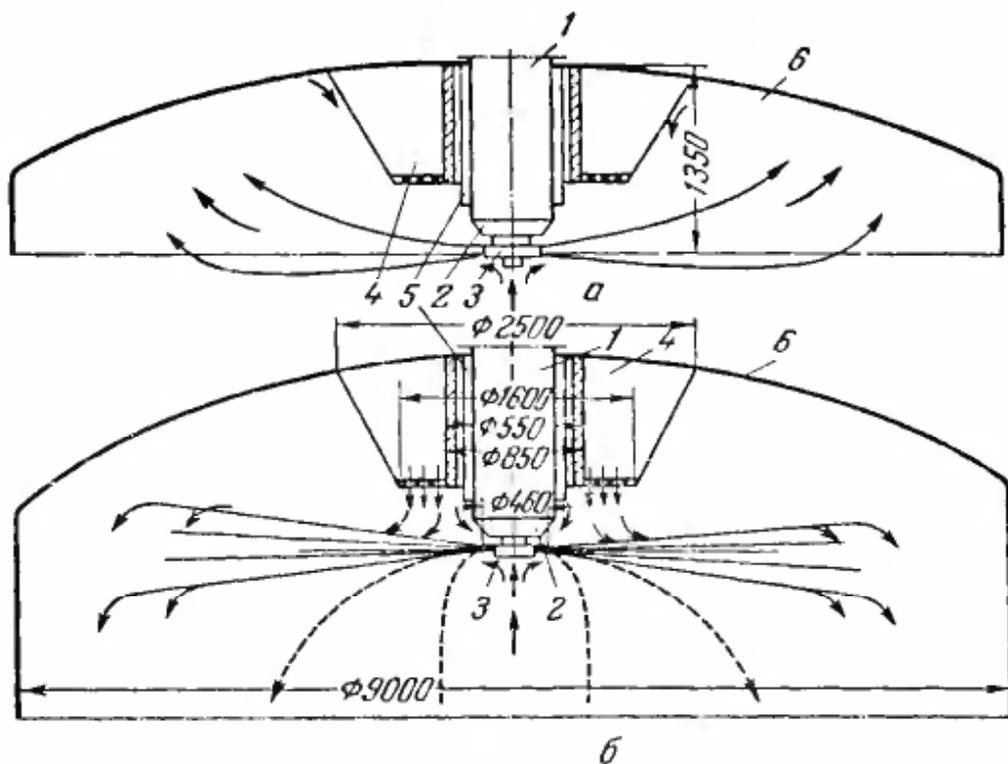


Рис. V-54. Конфигурация факела распыла при использовании диска с «покрывалом»:

*a* — без подачи воздуха; *б* — с подачей воздуха; 1 — привод; 2 — распределительная тарелка; 3 — диск; 4 — распределительный газовый короб; 5 — экран; 6 — свод камеры (— — — производительность диска 4—6  $m^3$ ; — — — то же, 1—1,5  $m^3$ ).

нижней части привода. Поднятие факела объясняется вентиляционным эффектом вращающегося диска в ограниченном объеме — камере.

На рис. V-54 показана форма факела распыла без подачи и с подачей воздуха для диска с диаметром, большим, чем нижняя часть привода. При подаче определенного количества воздуха факел отклоняется вниз и принимает грибообразный вид (рис. V-54, б).

Таким образом, проведенные опыты показали, что аэродинамика сушильных камер при большой производительности диска по раствору значительно отличается от условий работы малых камер.

Распределение плотности потока раствора в горизонтальной плоскости при дисковом режиме иное, чем при форсуночном распылении. При окружных скоростях больше 60  $m/сек$  плотность потока по мере удаления от диска увеличивается, достигая максимального значения на определенном расстоянии от диска, а затем убывает.

На рис. V-55 показаны кривые плотности орошения в промышленной сушилке при распылении воды. Диаметр факела распыла определяют графическим интегрированием кривых плотности потока раствора (построением интегральной кривой по двум радиусам). Обычно за диаметр факела распыла принимают диаметр окружности, внутри которой оседает 96—98% всего распыленного раствора. Однако в полученные значения диаметра факела при рас-

пылении воды подачей холодного воздуха должны быть внесены поправки, учитывающие плотность раствора, влажность частиц и реальные условия сушки. Диаметр факела распыла можно определить также, исходя из следующих соображений. Плотность потока материала максимальна по оси факела в вертикальной плоскости, поэтому в том же сечении по оси факела максимальна и влажность частиц. Строя кривую изменения влажности частиц по оси факела распыла, можно определить радиус распыла, если известна оптимальная влажность материала, при которой он не прилипает к стенке сушильной камеры.

Из рис. V-55 видно, что расстояние от места максимальной плотности орошения до диска мало зависит от его производительности. При подаче воздуха максимальная плотность орошения смещается к периферии. С возрастанием  $L/G$  от 3,6 до 4,8 кг воздуха на 1 кг воды плотность орошения выравнивается. На конфигурацию факела сильно влияет соотношение количества агента сушки и распыливаемого раствора; на дальность полета частиц влияет плотность струи факела. Поэтому для достижения большой производительности применяют многоярусные диски, чтобы факел распыла был шире.

На рис. V-56 приведены данные Н. М. Бражниковой (НИИхиммаш) об изменении плотности орошения, среднего размера и влажности частиц вдоль радиуса факела распыла при сушке пульпы аммофоса ( $w_1 \approx 56\%$ ; производительность  $G_1 = 9000 - 10\ 500$  кг/ч). Отбор проб производился в плоскости, лежащей на 1 м ниже диска. Из рисунка видно, что при сушке материала максимум плотности орошения мало зависит от производительности

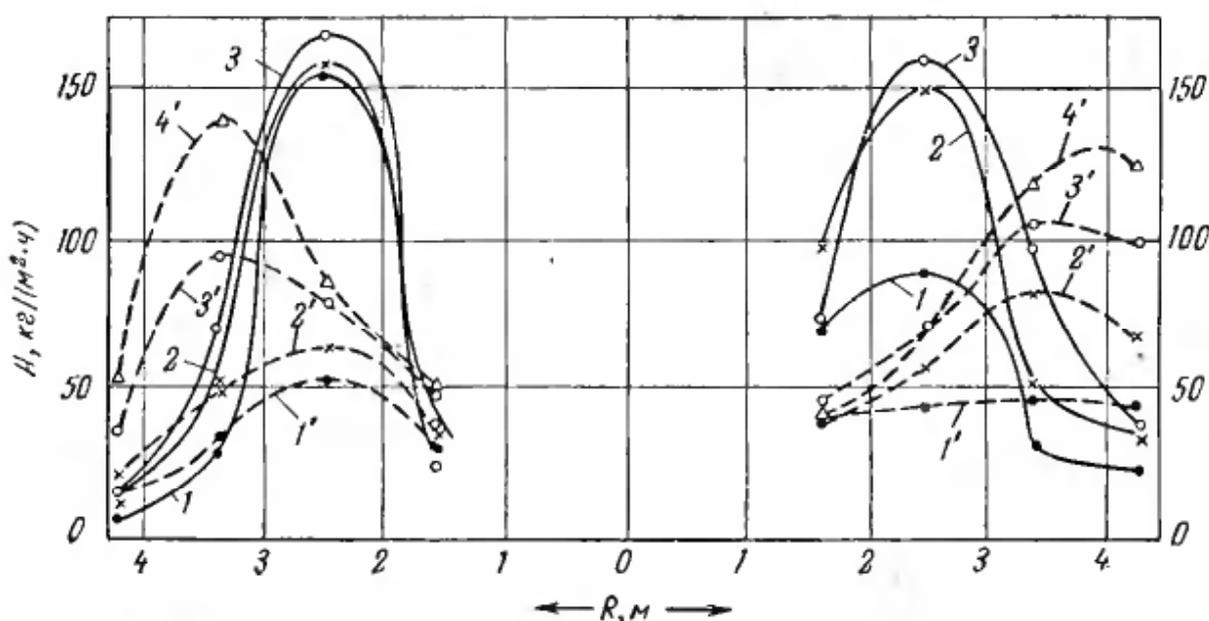


Рис. V-55. Плотность орошения  $A$  в сушильной камере при различной производительности диска (по воде) с подачей и без подачи воздуха:

1 — при 3 т/ч, без воздуха; 1' — то же, с воздухом; 2 — при 4 т/ч, без воздуха; 2' — то же, с воздухом; 3 — при 5 т/ч, без воздуха; 3' — то же, с воздухом; 4 — при 6 т/ч, с воздухом (радиус камеры  $R = 4,5$ ;  $n = 8600$  об/мин; расстояние от дна до диска 8 м).

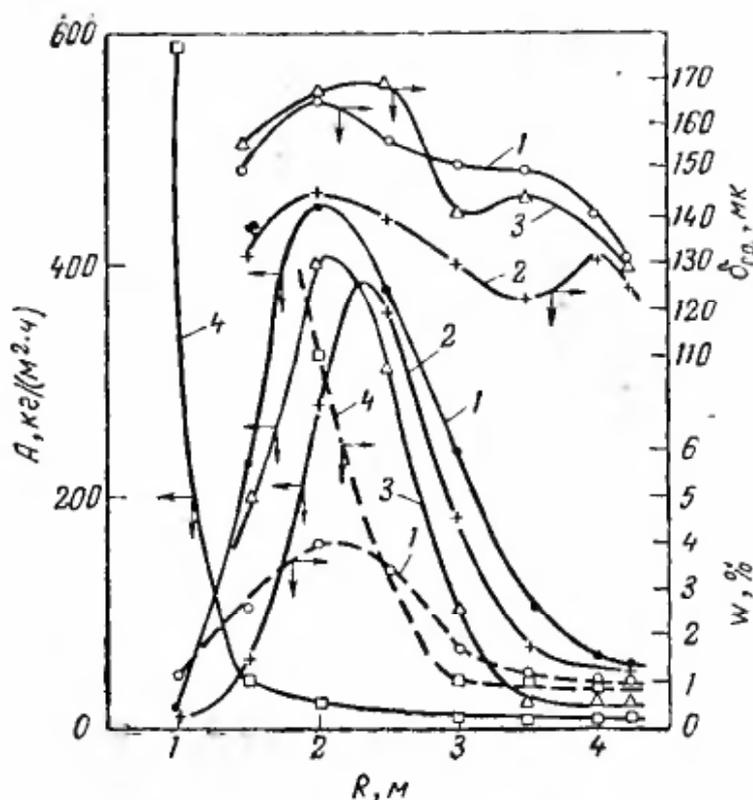


Рис. V-56. Изменение плотности орошения  $A$ , среднего размера и влажности частиц по радиусу факела распыла при сушке пульпы аммофоса в сушилке радиусом  $R = 4,5$  м с дисками различной конструкции:

1 — 12-лопастной,  $G_1 = 10\ 500$  кг/ч (см. рис. V-58,б);  
 2 — 8-сопловой,  $G_1 = 9000$  кг/ч (см. рис. V-57,б);  
 3 — 30-лопастной,  $G_1 = 9000$  кг/ч (см. рис. V-59,б);  
 4 — чашечный,  $G_1 = 8500$  кг/ч.

холодного воздуха и при сушке пульпы аммофоса, можно сделать вывод, что испарение влаги и наличие сухих частиц влияют на оптимальные размеры факела распыла. Поправочные коэффициенты для размеров факела в условиях сушки раствора можно найти по данным о распылении раствора или воды на стенде с подачей холодного воздуха. Эти данные показывают, что диаметр факела, который вписывается в сушильную камеру, зависит от плотности потока, сбрасываемого с диска, и от условий сушки.

Иной характер распределения плотности потока и влажности наблюдается при распылении чашечным диском (см. кривую 4), так как в этом случае приложенная к пленке сила имеет кроме горизонтальной и вертикальную составляющую, направленную вниз. Следует заметить, что распределение плотности потока на уровне нижнего днища более равномерно из-за диффузионного выравнивания и центрального отсоса газов.

Современные конструкции дисков можно грубо подразделить на две группы: диски с канавками и лопатками, имеющие значительный участок разгона в радиальном направлении пленки жидкости, и сопловые чашеобразные диски. В первом случае обеспечивается большая величина смоченного периметра и, как след-

диска и его окружной скорости (при изменении ее от 127 до 139 м/сек). Сравнивая кривые 1, 2 и 3, можно видеть, что радиус факела распыла равен примерно 4 м. В этой области наблюдается резкий перегиб кривой плотности орошения, влажность частиц равна 1%, а средний размер их меньше, чем в основном ядре потока материала. Ближе к стенке камеры присутствуют еще более мелкие частицы. Это объясняется тем, что их выносит закрученным потоком газов; при этом частицы полностью высыхают и потому не влияют на расчетный диаметр камеры.

Сопоставляя результаты, полученные на промышленной установке при распылении воды в среду

ствие, — равномерный распыл. Основной недостаток таких дисков — большой вентиляционный эффект и трудность распыления растворов, вызывающих коррозию и эрозию лопаток. При сушке термостойких растворов с небольшой начальной влажностью (т. е. при малых соотношениях агента сушки и раствора) очень трудно регулировать факел распыла. При подводе газов к корню факела можно применять высокие температуры газов, не опасаясь ухудшения качества продукта. В этом случае распыл может быть более грубым.

В настоящее время для уменьшения самовентиляции диска и упрощения проблемы подбора материалов для его изготовления уменьшают диаметр диска и увеличивают окружную скорость, а при сушке в среде высоких температур — уменьшают окружную скорость до 90 м/сек. Рабочая окружная скорость дисков лежит в пределах  $u_{ок.} = 90-150$  м/сек.

На рис. V-57 показаны диски с соплами. Диск, изображенный на рис. V-57, а, имеет 16 сменных сопел диаметром 6—8 мм; при окружной скорости  $u_{ок.} = 120$  м/сек его производительность 11 000 кг/ч. На рис. V-57, б показан многоярусный диск. Для распыления растворов, вызывающих эрозию и коррозию аппаратуры, рекомендуется применять диск со специальными защитными крышкой и днищем и с соплами, отстоящими на 10—20 мм от внутренней стенки (рис. V-57, в). Вращающийся диск действует как центри-

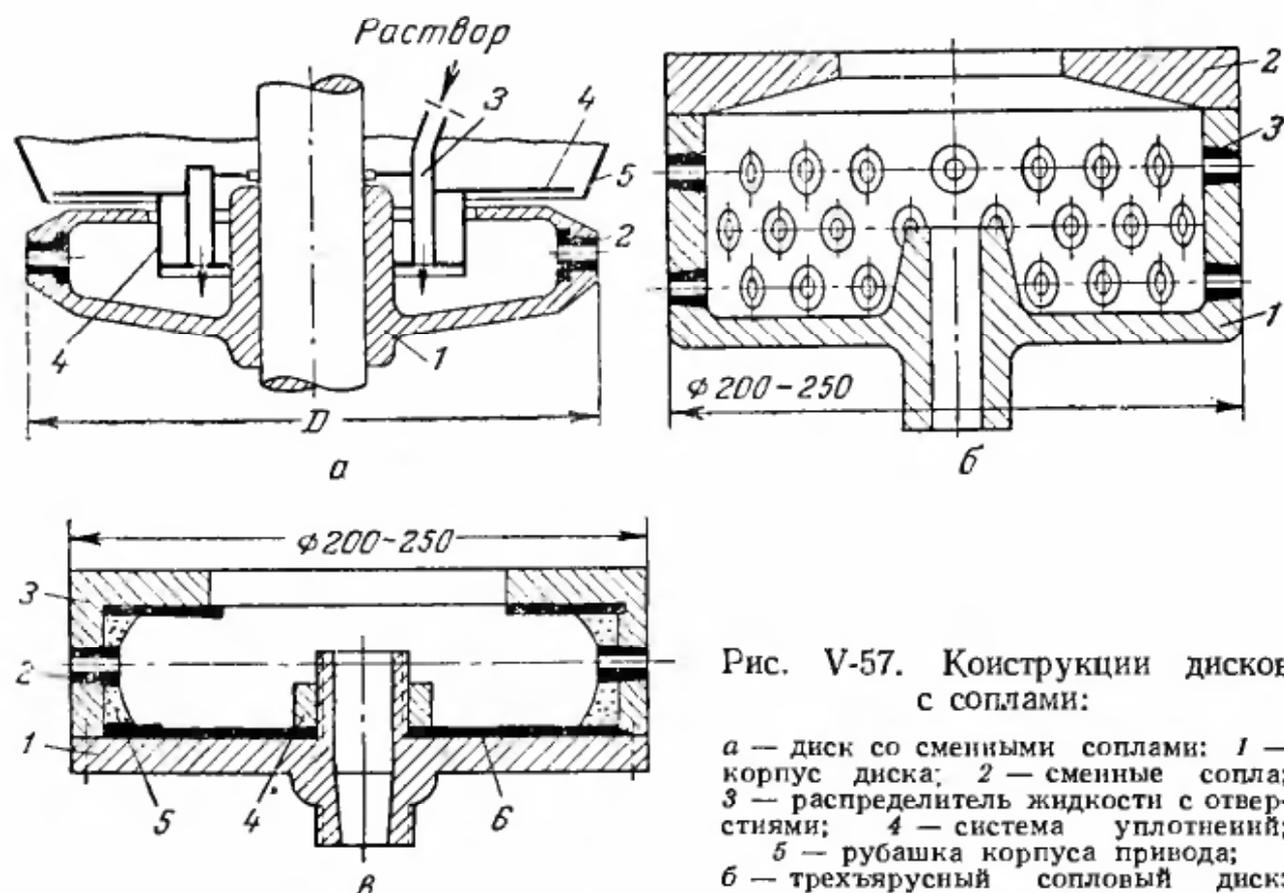


Рис. V-57. Конструкции дисков с соплами:

а — диск со сменными соплами: 1 — корпус диска; 2 — сменные сопла; 3 — распределитель жидкости с отверстиями; 4 — система уплотнений; 5 — рубашка корпуса привода;  
 б — трехъярусный сопловый диск: 1 — корпус; 2 — крышка; 3 — сопла;

в — диск для распыления эрозийных и коррозионных растворов: 1 — дно; 2 — сменные сопла из специальных материалов; 3 — корпус; 4 — гайка; 5 — твердый осадок; 6 — сменное днище.

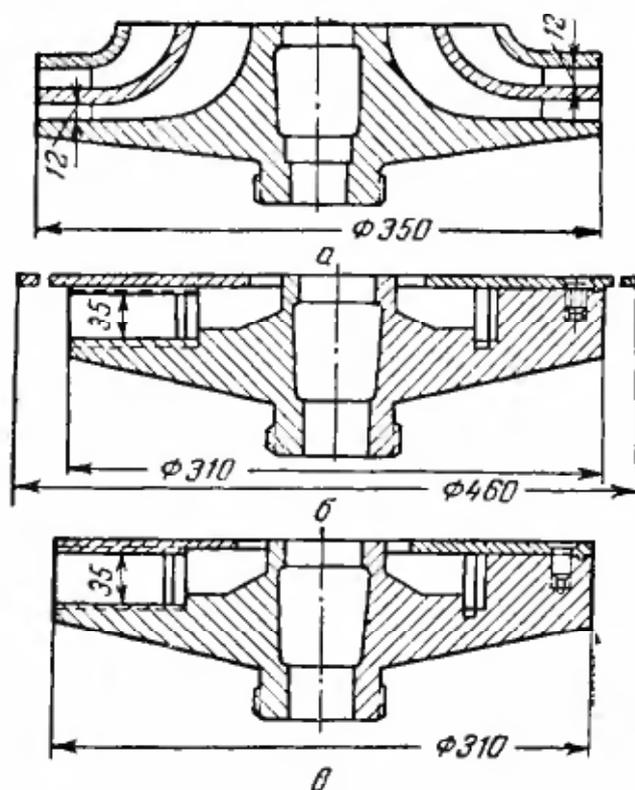


Рис. V-58. Диски с лопатками:

*a* — двухъярусный диск с короткими лопатками; *б* — одноярусный диск с покрывным козырьком; *в* — одноярусный диск.

ностью диска и воздухом и на циркуляцию воздуха внутри диска. Приблизительно (без учета затрат на циркуляцию воздуха) ее можно рассчитать по формуле:

$$N = 1,2 \cdot 10^{-3} n^3 R^3 [4G + \gamma_{\text{в}} n R^3] \text{ квт}$$

где  $G$  — производительность диска, кг/сек;  
 $n$  — число оборотов диска в секунду;  
 $\gamma_{\text{в}}$  — плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>;  
 $R$  — радиус диска, м.

Основные преимущества распыления дисками: однородность распыла, возможность распыления грубых суспензий, вязких растворов и паст, большая мощность одного распылителя (что облегчает автоматизацию сушилки и упрощает ее эксплуатацию).

Таким образом, можно считать, что при сушке истинных растворов наиболее целесообразно распыление механическими форсунками, во всех остальных случаях — распыление дисками. Распыление непосредственно агентом сушки имеет специфические особенности и описано в гл. VII.

### Сушильные камеры

В зависимости от технологических требований сушку растворов проводят при параллельном, противоположном и смешанном токе материала и агента сушки. Большинство сушилок работают по принципу параллельного тока, обеспечивающего интенсивную и экономическую сушку с получением продукта высокого качества.

фуга: твердые частицы сепарируются, оседают на стенке и создают защитный слой. Производительность такого диска 10—15 тыс. кг/ч.

На рис. V-58 изображены диски с лопатками конструкции НИИхиммаш. Производительность их 8—15 т/ч раствора (может быть до 30 т/ч) при окружных скоростях  $u_{\text{ок.}} = 120—156$  м/сек. При сушке материалов, разрушающих лопатки, их защищают пластинами из  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , карбидов вольфрама или кремния и т. д.

Расход электроэнергии  $N$  при дисковом распыле составляет 5—10 квт·ч/т раствора. Величина  $N$  складывается из затрат на сообщение кинетической энергии раствору, преодоление сил трения между поверх-

Противоточное движение материала и газов применяют, например, при совмещении сушки с прокалкой, при получении продукта с большой насыпной плотностью и т. д. Опытами установлено, что при повышении начальной температуры газов в параллельно-точной сушилке насыпная плотность продукта уменьшается вследствие раздутия частиц. Большое значение при сушке распылением имеет равномерное распределение газа по всему сечению камеры и быстрое смешение его с распыленными каплями раствора. Скорость смешения газа и раствора в данном случае приобретает особое значение, так как длительность сушки очень мала. Равномерное и быстрое распределение газов по сушильной камере и между каплями раствора зависит от способа ввода в камеру газов и вывода их из камеры.

Конструкции сушильных камер при распылении жидкостей центробежными дисками и форсунками резко различны. На рис. V-59 приведены схемы наиболее распространенных форсуночных сушильных камер. На рис. V-59, а показана схема сушилки

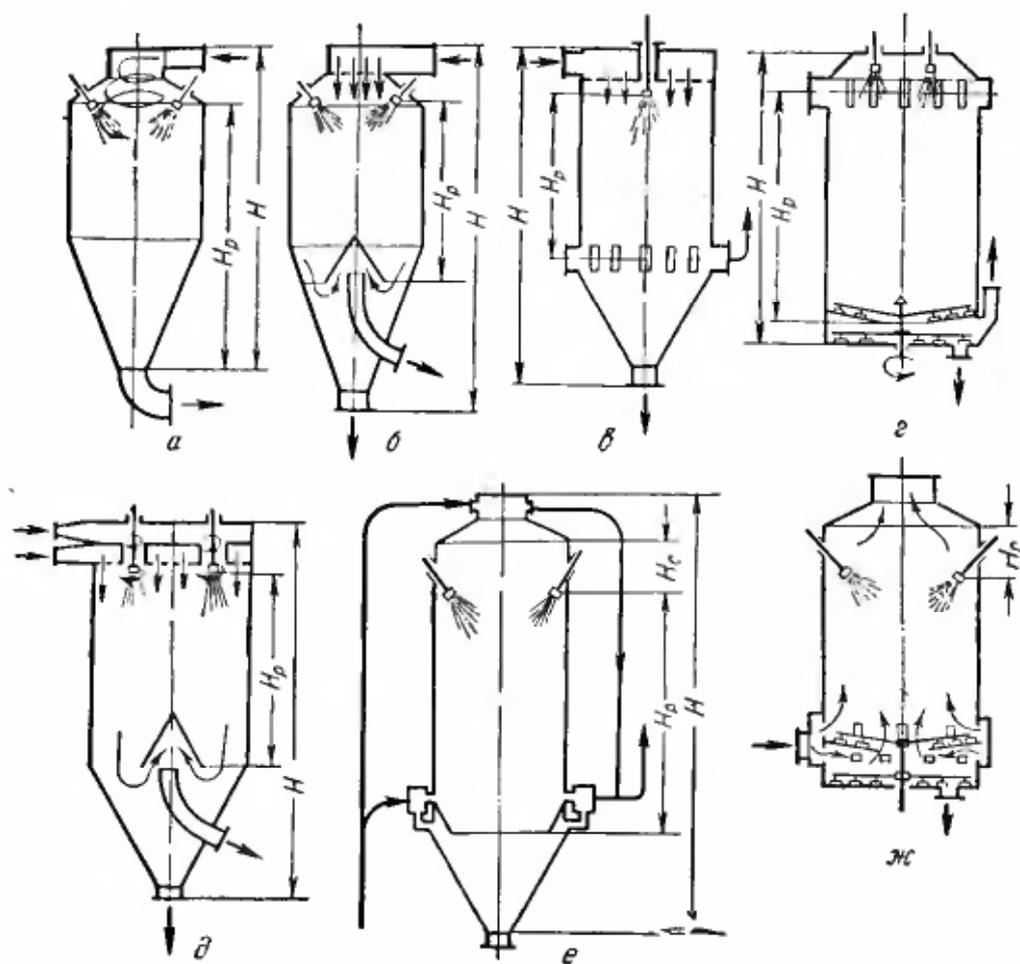


Рис. V-59. Схемы форсуночных сушильных камер:

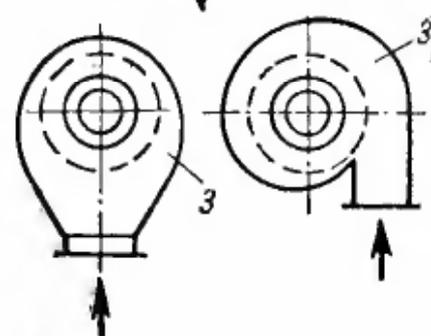
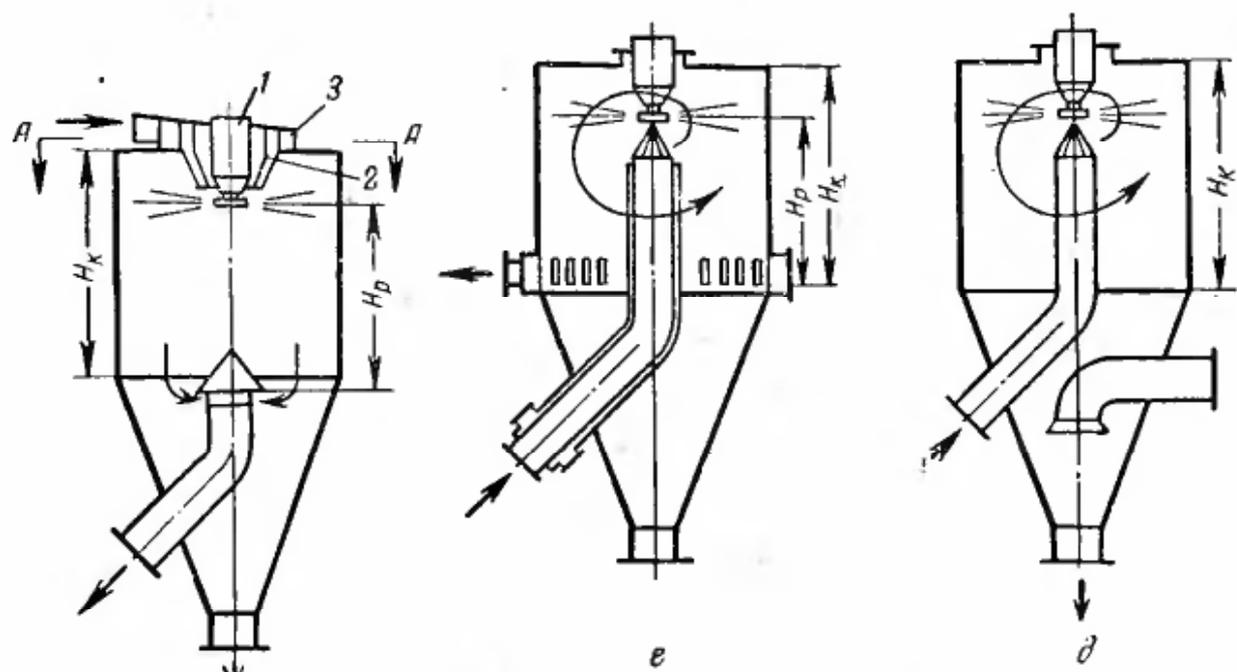
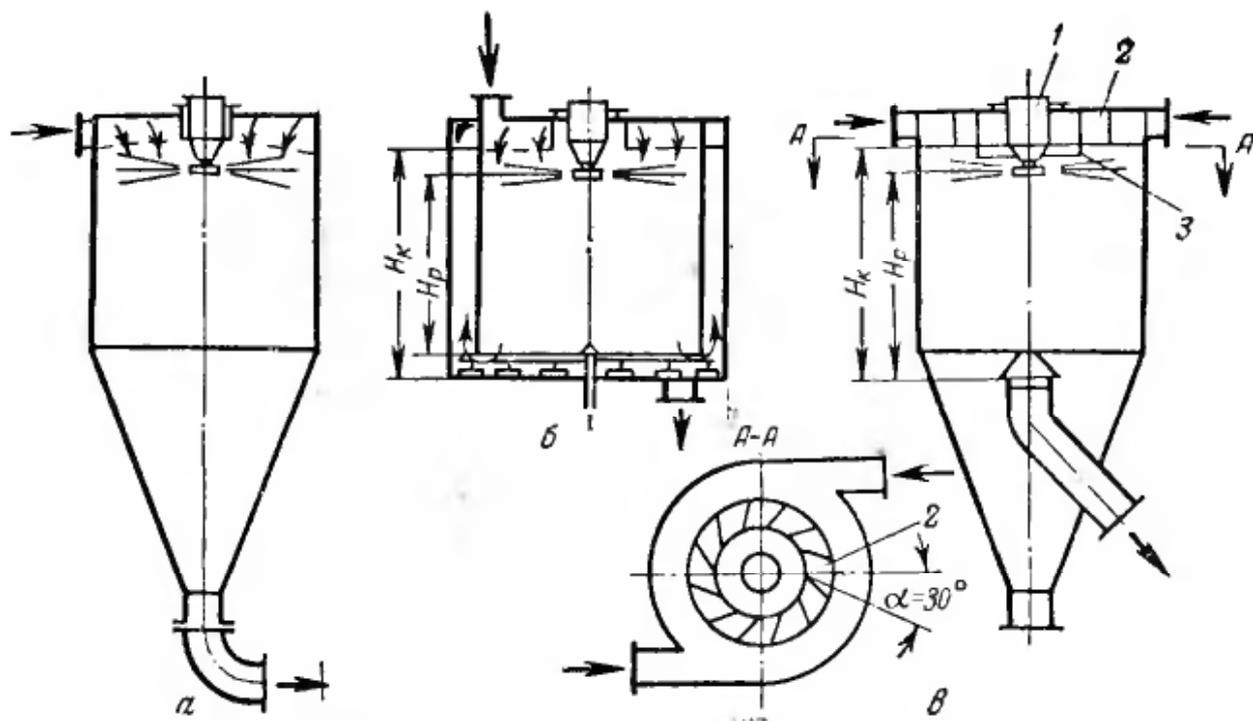
а — с центральным закрученным подводом теплоносителя (прямоточная); б — с центральным подводом теплоносителя и раздельным отводом газов и продукта; в — с равномерным распределением газов по сечению через газораспределительную решетку; г — с радиальным (по периферии) подводом теплоносителя и центральным 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);  $H_c$  — зона сепарации.

фирмы «Нубилоза» (ФРГ). Газы вводят тангенциально в центр камеры со скоростью 6—12 м/сек; отводят их также из центра вместе со всем высушенным продуктом. Форсунки установлены в верхнем перекрытии; их количество достигает 32 шт. в зависимости от производительности камеры. На рис. V-59, б дана схема камеры с центральной подачей газов через решетку и отводом через трубу; газ отбирается на уровне низа цилиндрической части камеры. Вместе с газами отводятся только мелкие частицы материала. При сушке высоковлажных материалов газами с низкими температурами их можно подавать через решетку равномерно по всему сечению камеры (рис. V-59, в) или по периферии через окна (рис. V-59, г).

Схема сушилки с отдельной подачей газов представлена на рис. V-59, д. Основную часть газов подают непосредственно к форсунке; в некоторых случаях поток закручивается. Затопленные струи газа и факел распыла создают циркуляцию материала, который может налипать на верхнее перекрытие камеры. Чтобы избежать этого, остальное количество газов подают равномерно по всему сечению камеры через решетку. Описанный способ ввода газов более сложен, чем другие, но при этом значительно интенсифицируется процесс сушки. На рис. V-59, е дана схема сушилки по типу установки фирмы «Лурги» (ФРГ). Она может работать как с прямоточным, так и с противоточным движением газа и распыленного материала. Форсунку устанавливают на 2 м ниже верхней части цилиндра для создания зоны сепарации при работе по принципу противотока. На рис. V-59, ж показана противоточная сушилка, в которую газы подают через радиальные окна над верхней тарелкой и под тарелку. Форсунки расположены на 1,5 м ниже верхнего перекрытия. Эти аппараты используют для сушки термостойких растворов и при совмещении сушки с дегидратацией или прокалкой.

При дисковом распыле скорость газов по сечению камеры значительно меньше, чем при форсуночном, поэтому и вопросы, связанные с распределением газов, решить намного труднее. Способ ввода газов в камеру и отвода их в основном обусловлен производительностью диска, отношением  $L/G_1$  и физико-химическими свойствами раствора. Наиболее рационально подавать газы к корню факела распыла, чтобы максимально использовать для сушки горизонтальный участок полета капель с большой скоростью, сократить диаметр факела распыла и обеспечить подачу газа к диску для его самовентиляции. Таким образом можно подавать газы при высоких температурах, не опасаясь перегрева высушенных частиц материала. Отводить газы целесообразнее из центра камеры.

Схемы сушилок с дисковым распылением представлены на рис. V-60. По способу ввода газов их можно разделить следующим образом: с равномерной подачей газов над факелом по всему сечению камеры (рис. V-60, а, б) и с сосредоточенной подачей газов



Варианты подачи газа

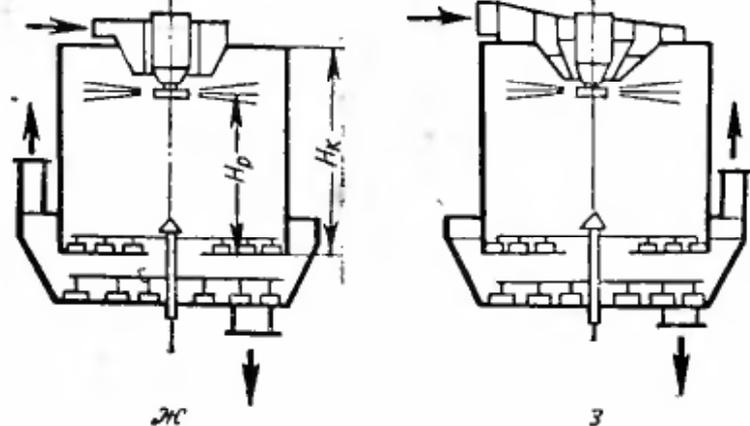


Рис. V-60. Схема сушилок с дисковым распылением (типы а—з):  
 1 — привод; 2 — газораспределительное устройство; 3 — газовый короб.

к корню факела распыла (рис. V-60, в—з). Причем последние подразделяются на сушилки с подачей газов над факелом (рис. V-60, в, е, ж, з) и под него (рис. V-60, г, д). Вывод газов и материала осуществляется отдельно (кроме схемы, показанной на рис. V-60, а). При низкотемпературной сушке высоковлажных растворов можно использовать сушильные камеры типов, изображенных на рис. V-60, а, б. Скорость газов по сечению камеры обычно принимают не менее  $0,2$  м/сек.

Наиболее рационально подавать газы к корню факела распыла. На рис. V-60, в дана схема сушилки по типу установки фирмы ЦАН (ФРГ). В камере имеется двойное потолочное перекрытие для распределения газов к корню факела распыла. Для закручивания потока установлены лопатки. Средняя скорость газов по вертикали на выходе из направляющего цилиндра составляет  $5—8$  м/сек. Расстояние от оси диска до потолка  $0,9$  м. При диаметре  $D_k = 9$  м отношение  $H/D_k = 0,75$ .

На рис. V-60, г, д показана подача газов через распределительную головку снизу, как в сушилках фирмы «Ниро-Атомайзер» (Дания). В результате изменения скорости истечения газа из жалюзей регулируется положение факела распыла. Недостатки такого распределения — затемнение камеры газами и опасность забивки распределительной головки высушиваемым материалом, что может привести к нарушению гидродинамической обстановки в сушилке и возгоранию продукта.

Сушилки наиболее перспективных типов изображены на рис. V-60, е, ж. На рис. V-60, е приведена схема сушилки с подачей газов к корню факела распыла сверху. В центре камеры установлен защитный кожух, в котором размещается привод с электродвигателем. Теплоноситель подводится к газораспределительному конусу при помощи равномерного кругового газохода. Поток газов на выходе из конуса должен быть закручен настолько, чтобы не происходило поднятия факела распыла и поток газов не «пробивал» его, а перемещался вместе с частицами раствора в горизонтальном направлении.

На рис. V-60, ж показана схема сушилки конструкции Гипрохим — НИУИФ с подводом газов к корню факела распыла и выгрузкой сухого продукта при помощи механических скребков. Наличие двух днищ позволяет отводить газы из центра камеры и уменьшить унос пыли. На газовом тракте от сушилки к циклонам отсутствуют горизонтальные участки большой длины.

Современные сушилки с дисковым распылением имеют производительность до  $35$  т/ч раствора. Могут быть разработаны конструкции сушилок производительностью до  $60$  т/ч раствора. При использовании многоярусных дисков с различным диаметром сопел диаметр факела распыла увеличивается не пропорционально производительности сушилки. Поэтому плотности орошения и скорости газов по сечению камеры с такими дисками будут выше, а

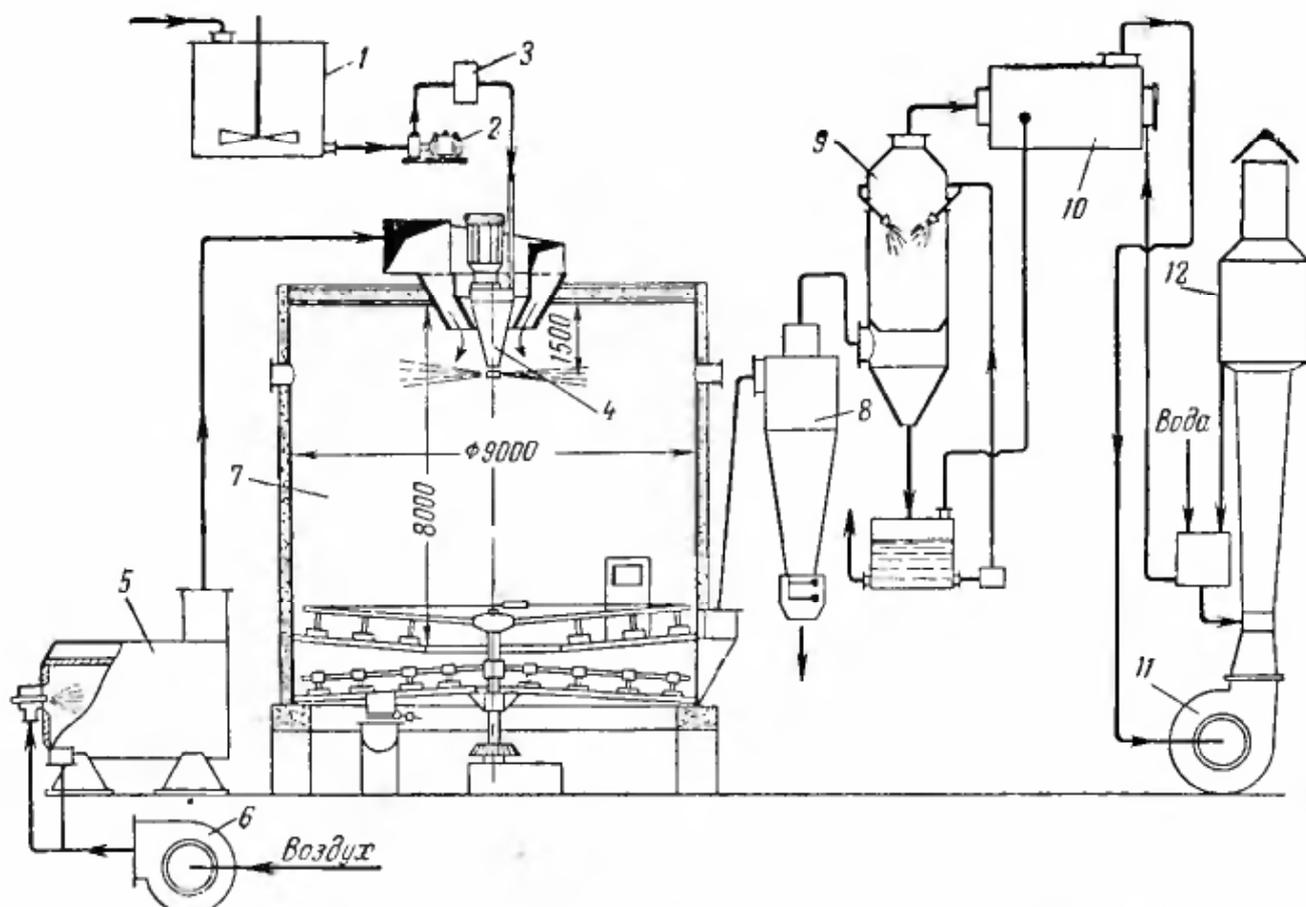


Рис. V-61. Схема сушки двойного суперфосфата в распылительной сушилке конструкции Гипрохим — НИУИФ:

1 — емкость; 2 — насос-дозатор; 3 — фильтр; 4 — диск с приводом; 5 — топка; 6 — вентилятор; 7 — сушилка; 8 — циклон; 9 — скоростной полый скруббер; 10 — абсорбционная камера; 11 — дымосос; 12 — труба Вентури («Аэромикс»).

процесс сушки — интенсивнее, чем в других распылительных сушилках. В этих условиях часть газов подают сверху непосредственно к корню факела распыла, а остальную часть равномерно распределяют по всему сечению камеры. Диаметр камеры до 12 м, высота до 25 м (при форсуночном распылении).

На рис. V-61 показана схема сушки двойного суперфосфата. Сушилка конструкции Гипрохим — НИУИФ, разработанная К. П. Деревщиковой, В. А. Кононовым, М. В. Лыковым и С. Д. Эвенчиком, представляет собой камеру с двумя днищами, футерованную изнутри кирпичом. Диаметр камеры 9 м, высота 8,5 м.

Двойной суперфосфат в виде суспензии с влажностью 40—44% и свободной кислотностью до 8—10% (в пересчете на  $H_3PO_4$ ) из сборника 1 подают насосом-дозатором 2 через фильтр 3 в распылитель на чашеобразный диск 4 с четырьмя или восемью соплами из карборунда; окружная скорость диска 90 м/сек. Сборник 1 оборудован мешалкой и обогревом для поддержания постоянной температуры суспензии. В качестве агента сушки используют газы, получаемые сжиганием природного газа или мазута. Топка 5 работает под избыточным давлением до 100 мм вод. ст. Первичный и вторичный воздух поступает от двух самостоятельных вентиляторов 6.

Газы при температуре 520—550° С подают непосредственно к корню факела распыла. Высушенный продукт с влажностью 2—4% выгружают из камеры при помощи скребков. Отходящие газы при 115—120° С поступают в циклон 8 диаметром 3,2 м, а затем — в скоростной полый скруббер 9 и абсорбционные камеры 10. Абсорберы предназначены для улавливания фтористых газов с последующим получением кремнефтористоводородной кислоты. При помощи дымососа 11 газы из абсорберов направляются в вертикальную трубу Вентури («Аэромикс») 12.

Производительность сушилки по пульпе составляет 12 т/ч. Унос пыли из сушилки не превышает 1% (запыленность газов перед циклонами 2 г/м<sup>3</sup>). Напряжение объема камеры по влаге  $A_V = 8—9,0 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . В тех случаях, когда нет необходимости улавливать токсичные газы, дымосос устанавливают за циклонами, перед системой мокрой очистки газов от пылевидных частиц продукта.

### Расчет сушилки

По заданной производительности составляют материальный баланс сушилки. Исходя из свойств раствора, выбирают наиболее рациональный способ распыления. Режим сушки обычно устанавливают экспериментальным путем. Начальная температура газов может составлять от 70 до 1000° С, в зависимости от свойств материала. Температура газов на выходе из сушилки колеблется от 50 до 150° С и обусловлена начальной температурой газов и влажностью готового продукта. При постоянной начальной температуре газов их конечная температура практически однозначно определяет влажность сухого продукта.

Этот принцип положен в основу автоматизации сушилок. Распылительные сушилки автоматизируются по схеме с воздействием импульса температуры отходящих газов на подачу материала в распылители.

Составив тепловой баланс сушилки, по уравнениям (II-14)—(II-16) рассчитывают расход тепла в сушилке. Далее по уравнению (II-27) определяют расход сушильного агента и соответственно его часовые объемы.

В распылительных сушилках очень трудно определить действительное время пребывания частиц во взвешенном состоянии. Поэтому нельзя достаточно точно рассчитать поверхность теплообмена. Расчет сушилок при современном уровне знаний о динамике движения частиц рациональнее вести с использованием объемного коэффициента теплообмена. Если приближенно принять, что частицы движутся в камере с условной установившейся скоростью, то объемный критерий Нуссельта будет равен:

$$\text{Nu}_V = A \frac{G_2}{F_K \gamma_2} \text{Nu}_F \left( \frac{1}{u_B \pm u_T} \right) \quad (\text{V-65})$$

где  $F_K$  — сечение камеры, м<sup>2</sup>;  
 $\gamma_2$  — плотность сухих частиц, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\text{Nu}_F$  — поверхностный критерий Нуссельта;  
 $u_B$  и  $u_T$  — соответственно скорость витания частиц и скорость газа в сушилке, м/сек;  
 $A$  — константа уравнения.

На рис. V-62 показана зависимость объемного коэффициента теплообмена  $\alpha_V$  от комплекса

$$\frac{\lambda_T G_2}{\gamma_2 F_K} \left( \frac{1}{\delta_{3,2}} \right)^{1,6} \cdot \left( \frac{1}{u_B \pm u_T} \right)^{0,8}$$

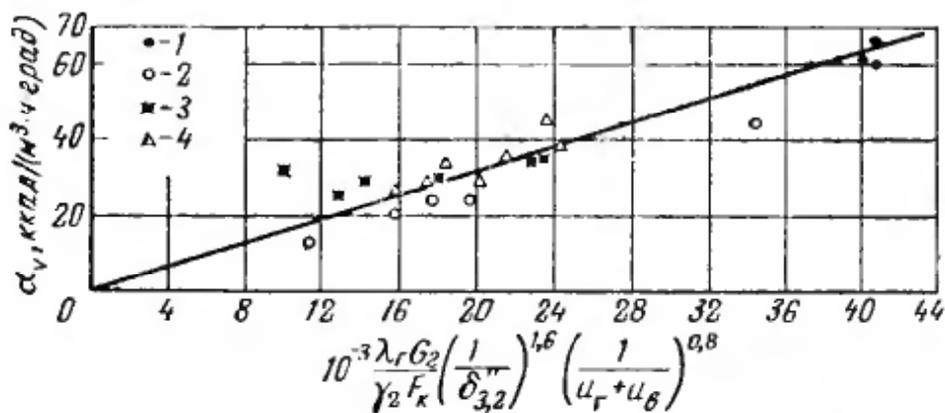


Рис. V-62. Зависимость объемного коэффициента теплообмена от комплекса

$$10^{-3} \frac{\lambda_r G_2}{\gamma_2 F_k} \left( \frac{1}{\delta_{3,2}} \right)^{1,6} \left( \frac{1}{u_r + u_b} \right)^{0,8} ;$$

1 — хлористый кальций; 2 — силикат натрия; 3 — альбумин; 4 — сульфитные щелока.

для промышленных форсуночных прямоточных сушилок. Из построения графика автором получена [49] следующая эмпирическая зависимость:

$$Nu = 1,58 \cdot 10^{-3} \frac{G_2}{\gamma_2 F_k} \cdot \frac{\delta_{3,2}^{0,4}}{(u_b \pm u_r)^{0,8}} \quad (V-66)$$

или

$$\alpha_V = 1,58 \cdot 10^{-3} \frac{\lambda_r G_2}{\gamma_2 F_k \delta_{3,2}^{1,6} (u_b + u_r)^{0,8}} \text{ ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}) \quad (V-67)$$

где  $\delta_{3,2}$  — диаметр сухих частиц, м.

Формула (V-66) получена при следующих параметрах процесса:

$$G_2 = 10 - 900 \text{ кг/ч}; \delta_{3,2} = (46 - 168) \cdot 10^{-6} \text{ м};$$

$$u_r = 0,19 - 0,35 \text{ м/сек}; u_b = 0,06 - 0,25 \text{ м/сек};$$

$$F_k = 4 - 29 \text{ м}^2; t_1 = 117 - 600^\circ \text{ С}; V_k = 9,45 - 217 \text{ м}^3$$

Для малогабаритных центробежных установок при сушке стрептомицина А. А. Долинским [28] была получена формула:

$$\alpha_V = 160 \frac{b \lambda_r G_1}{\gamma_p F_k \delta_{3,2}^{1,8} u_r^{0,4}} \left[ \frac{g (\gamma_p - \gamma_r)}{\gamma_r} \right]^{0,2} \quad (V-68)$$

где  $b$  — степень заполнения факелом сечения камеры;

$\gamma_p$  — плотность раствора, кг/м<sup>3</sup>.

Эта зависимость получена при следующих значениях переменных величин: расход раствора  $G_1 = 1 - 16$  кг/ч;  $\omega_1 = 68 - 95\%$ ; расход воздуха  $70 - 360$  м<sup>3</sup>/ч. Интересно отметить, что соотношение (V-68) аналогично соотношению (V-67), выведенному для форсуночных сушилок.

Следует учитывать, что процесс сушки распылением плохо моделируется. Например, в лабораторных установках легко достигается напряжение по влаге  $A_V = 40 - 60$  кг/(м<sup>3</sup>·ч), в то время как в промышленных установках при тех же температурных режимах  $A_V$  снижается до  $10 - 15$  кг/(м<sup>3</sup>·ч). Это объясняется изменениями дисперсности распыла, движущей силы, равномерности перемешивания агента сушки и материала и т. п.

Страны и фирмы, изготовляющие сушилки	Материал	Диаметр сушилки, м	Способ распыления	Температура газов $t_1, ^\circ\text{C}$	Производительность $G_1$ кг/ч	Количество испаряемой влаги, кг/ч	Начальная влажность %	Напряжение по влаге кг/(м <sup>2</sup> ·ч)
Отечественная сушилка	Краситель	5,8	Дисковый	120	68	55	80	0,4
» »	»	4,5	»	135	440	370	84	4,2
» »	Молоко	2,9	Механический	140	100	50	50	2,78
» »	Кровь	2,9	»	150	—	80	84	3,7
» »	Дубильный экстракт	4,5	Дисковый	150	750	300	40	4,2
» »	Неорганические соли	5,5	Пневматический	400	2 700	2000	74	8,0
» »	Кормовые дрожжи (см. рис. V-60, д)	10,0	Дисковый	350	5 200	4000	90	7,5
» »	Аммофос * (см. рис. V-60, ж)	9,0	»	550—650	12 000	6000	50	10,0—11,0
«Спешим» (Франция)	Динатрийфосфат (см. рис. V-59, б)	10,0	Механический	500	16 000	8000	50	5,5
ЦАН (ФРГ)	Молоко	4,5	Дисковый	150	550	300	54	4,0
	Натриевая соль бензолсульфокислоты (см. рис. V-60, в)	9,0	Дисковый	500	11 000	5000	50	11,0
«НЕМО» (ФРГ)	Кровь	2,9	»	140	90	80	89	2,5
	Крупяные отвары	4,5	»	140	550	300	55	4,1
	Латексная эмульсия	—	»	160—250	10 000	7000	65—75	—
«Лурги» (ФРГ)	Молоко	5,0	»	140	—	—	57	3,0
	Сульфенол	8,0	Механический	300	14 000	5600	40	8,0
«Ниро-Атомайзер» (Дания)	Кормовые дрожжи	7,5	Дисковый	300	2 300	1800	80	4,5
«Кестнер» (Франция)	Сульфенол	4,0	Механический	500	3 100	2500	82	10,0
	»	5,7	»	300	8 400	4200	50	7,5
«Геринг» (ФРГ)	Кровь	6,0	»	135	1 100	800	75	3,7
По типу фирмы «Нубилоза» (см. рис. V-59, а)	Хлористый кальций	5,5	Пневматический	310	1 400	1100	79	9,0
Отечественная сушилка	Двойной суперфосфат *	9,0	Дисковый	550	12 000	4800	40	9,0
» »	Пульпа SiO <sub>2</sub> **	5,0	Пневматический	950	3 500	3200	92	12,0

\*  $N_K = 9$  м.  $w_2 = 0,5-1,0\%$ ;  $t_2 = 115^\circ\text{C}$ .\*\*  $N_K = 12$  м.  $w_2 \cong 0\%$ ,  $t_2 \cong 120^\circ\text{C}$ , 12 форсунок.

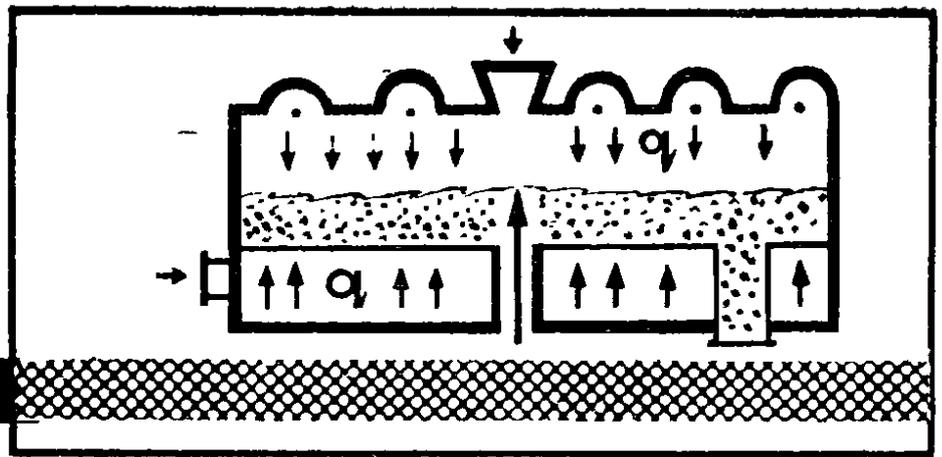
Среднюю разность температур между агентом сушки и высушиваемым материалом определяют по соотношениям (II-52), (II-54) и (II-56), предварительно рассчитав по формуле конечную температуру материала. Более точно температура материала может быть рассчитана по уравнению (VII-28) или по методике, описанной в работах [60—87].

**Расчет размеров форсуночной камеры.** Исходя из данных промышленных установок или рассчитав по формуле (V-67), находят значение объемного коэффициента теплообмена  $\alpha_V$ , предварительно определив поперечное сечение камеры по средней скорости газов в ней. Среднюю скорость газов в камере  $u_T$  принимают равной 0,2—0,5 м/сек. Далее, зная  $\alpha_V$ ,  $\Delta t_{cp}$  и  $Q$ , из формулы (II-76) находят объем сушильной камеры  $V_K$ .

Для форсуночных сушилок отношение высоты сушильной камеры к ее диаметру  $H_K/D_K$  обычно составляет 1,5—2,5. Меньшее значение берут при сушке растворов с низкой начальной влажностью. Необходимо заметить, что и с увеличением производительности сушилки принимается меньшее отношение  $H_K/D_K$ . В отдельных случаях, например при получении укрупненных частиц из-за более грубого распыла, отношение  $H_K/D_K$  может равняться 5 и более.

**Расчет размеров камер с дисковым распылением.** Методика расчета дисковых распылительных сушилок та же, что и форсуночных. В этом случае отношение высоты камеры к ее диаметру  $H_K/D_K = 0,8—1,0$ . Расстояние от верхнего перекрытия до уровня диска обычно равно 1—1,5 м; для камер производительностью менее 1000 кг/ч оно снижается до 0,4—0,8 м. Дисковые сушильные камеры можно рассчитывать, если известен диаметр факела распыла при заданных производительности диска и режиме сушки. Высоту камеры принимают исходя из отношения  $H_K/D_K = 0,8—1,0$ .

Далее рассчитывают вспомогательное оборудование сушилок. Сушильные камеры обычно работают при небольшом разрежении (5—25 мм вод. ст.). Более подробные сведения о сушке распылением приведены в работах [48, 49]. Данные о работе промышленных распылительных сушилок помещены в табл. V-4 (стр. 258).



## РАДИАЦИОННАЯ И КОНДУКТИВНАЯ СУШКА

Эти способы сушки значительно отличаются от конвективной тем, что все тепло передается материалу теплопроводностью или лучеиспусканием от нагретой поверхности или другого источника тепла, а воздух или газы используются только для эвакуации испаряющейся влаги. Насыщение отработанных газов влагой очень высоко, особенно в кондуктивных сушилках, а расход газов во много раз меньше, чем при конвективной сушке. Поэтому указанные способы широко применяют в тех случаях, когда в процессе сушки одновременно выделяются какие-либо газы, концентрация которых в отработанном агенте должна быть максимальной, чтобы легче было их улавливать. При сушке дисперсных материалов унос пыли из аппарата минимальный.

Механизм процесса сушки при кондуктивном и радиационном подводе тепла имеет специфические особенности, влияющие определенным образом на свойства высушиваемого материала. Основная особенность состоит в том, что тепловые потоки к высушиваемому материалу намного больше, чем при конвективной сушке.

### КОНДУКТИВНАЯ СУШКА ВЛАЖНЫХ МАТЕРИАЛОВ

По этому способу все тепло передается материалу в основном теплопроводностью от нагретой поверхности. В качестве источника тепла в большинстве случаев используют водяной пар, высококипящие органические теплоносители, воду температурой выше  $100^{\circ}\text{C}$  при соответствующем давлении, а также расплавы солей или металлов. При этом тепло к материалу передается через стенку с хорошей теплопроводностью. Коэффициенты теплообмена при передаче

тепла от теплоносителя к стенке должны быть очень высоки. Поэтому нагретые газы редко применяют в качестве источника тепла (вследствие малых коэффициентов теплообмена). Можно также нагревать непосредственно металлическую стенку, на которой расположен материал, токами промышленной частоты с небольшими перепадами напряжения. Тепло к высушиваемому материалу может передаваться от другого дисперсного твердого или жидкого (расплав металлов, солей) промежуточного теплоносителя, а также от высушенного продукта, который после сушки нагревают до высокой температуры и возвращают в сушилку.

При непосредственном контакте высушиваемого материала с жидким или твердым теплоносителем отсутствует теплопередающая поверхность и возможны очень большие тепловые потоки, так как температура теплоносителя может быть настолько высокой, насколько позволяют свойства высушиваемого материала. Во многих случаях от кондуктивной сушки приходится отказываться только потому, что до настоящего времени нет конструктивных материалов, которые могли бы выдерживать высокие температуры при агрессивном действии высушиваемого вещества.

Рациональный источник тепла выбирают исходя из технологических требований к процессу сушки и технико-экономических соображений.

### Механизм процесса

Рассмотрим более общий случай, когда неподвижный слой влажного материала находится на горячей поверхности. Если начальная температура материала  $\vartheta_0$  меньше температуры греющей поверхности  $t_{гр}$ , то в результате подвода тепла путем теплопроводности она повышается, и на открытой поверхности происходит испарение влаги, так как давление паров на ней  $p_n$  больше давления паров в окружающей среде  $p_c$ . Если температура среды  $t_c$  меньше температуры поверхности материала  $\vartheta_n$ , часть тепла за счет конвекции и лучеиспускания теряется в окружающую среду. Следовательно, тепло, передаваемое от горячей стенки, расходуется на испарение влаги, нагрев материала и теряется в окружающую среду. При  $t_c > \vartheta_n$  к материалу дополнительно подводится тепло от среды конвекцией (случай комбинированного подвода тепла).

Опытные данные А. В. Лыкова и В. В. Красникова [43], О. А. Бунина [8], И. М. Федорова [40] и других исследователей показали, что механизм протекания процесса сушки обуславливается в основном температурой греющей поверхности. При  $t_{гр} \leq 60-70^\circ \text{C}$  процесс протекает аналогично сушке при конвективном подводе тепла. При  $t_{гр} \geq 80-100^\circ \text{C}$  механизм протекания процесса значительно изменяется.

Рассмотрим случай, когда  $t_{гр} \leq 60^\circ \text{C}$ . При контакте с горячей поверхностью материал прогревается, а затем наступает период по-

стоянной скорости сушки. Однако температура материала в этот период выше температуры мокрого термометра. Влага в виде жидкости перемещается к поверхности испарения. Интенсивность сушки зависит в основном от условий на границе открытой поверхности материала с окружающей средой. По достижении критической влажности начинается период падающей скорости сушки, когда температура материала быстро возрастает и по окончании испарения влаги достигает температуры греющей поверхности.

Температуру материала в первом периоде ( $N = \text{const}$ ) можно определить по соотношению, предложенному И. М. Федоровым [40]:

$$r\beta' (d_n - d_c) = A_{Fr} = k (t_{гр.} - \vartheta_{п.}) - \alpha (\vartheta_{п.} - t_c) \quad (\text{VI-1})$$

где  $\beta'$  — коэффициент массообмена, отнесенный к разности влагосодержаний;  
 $d_c$  — влагосодержание среды, кг/кг;  
 $d_n$  — влагосодержание воздуха при полном насыщении и температуре  $\vartheta_{п.}$ , кг/кг;  
 $k$  — условный коэффициент теплопередачи от греющей поверхности к поверхности испарения, ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град);  
 $\alpha$  — коэффициент теплообмена от поверхности испарения к среде, ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град).

Преобразовав соотношение (VI-1), можно найти температуру поверхности испарения, так как зависимость  $d_n = f(\vartheta_{п.})$  является известной функцией:

$$\vartheta_{п.} = t_{гр.} - \frac{\alpha}{k} \left[ \frac{r (d_n - d_c)}{c_v} - \left( 1 + \frac{\alpha_l}{\alpha} \right) - t_c \right] \quad (\text{VI-2})$$

где  $c_v$  — теплоемкость влажного воздуха, ккал/(кг·град);  
 $\alpha_l$  — коэффициент теплообмена лучеиспусканием от поверхности к окружающей среде, ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град).

Для рассматриваемой области характерны слабая зависимость интенсивности сушки в периоде  $dw/d\tau = \text{const}$  от толщины материала и значительная — от скорости обдува материала потоком воздуха. В диапазоне температур  $t_{гр.} = 65\text{—}85^\circ \text{C}$  интенсивность процесса с обдувом несколько выше скорости сушки без обдува, причем влияние обдува тем больше, чем больше толщина слоя материала.

Иначе протекает сушка при высоких температурах греющей поверхности. На рис. VI-1 по данным В. В. Красникова [43] приведены кривые распределения влагосодержания  $w^c$  и температуры по толщине материала. Из рисунка видно, что поле влагосодержания неравномерно и несимметрично; у греющей поверхности на протяжении всего процесса влагосодержание минимально, в центральных слоях — максимально, а у открытой поверхности оно ниже, чем в центральных слоях. Температура в любой точке слоя в направлении от греющей поверхности непре-

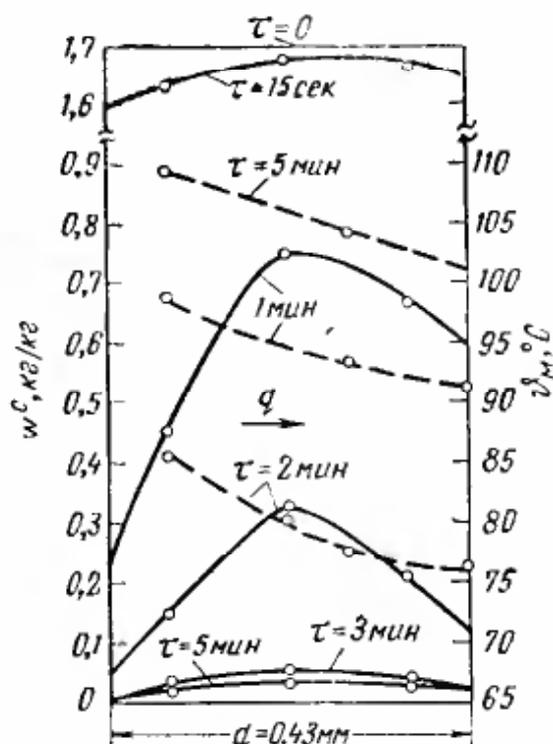


Рис. VI-1. Характер кривых распределения влагосодержаний (сплошные линии) и температур (пунктирные линии) в слое целлюлозы при  $t_{гр.} = 116^\circ \text{C}$  в различные моменты времени ( $\theta_m$  — температура материала;  $d$  — толщина слоя материала).

сится диффундирующим паром (мольный перенос). Доля тепла, переносимого паром, образующимся в материале у горячей поверхности, от общего потока тепла характеризуется коэффициентом  $\epsilon'$ :

$$\epsilon' = 1 - \frac{\lambda \nabla t}{r m} \quad (\text{VI-3})$$

где  $m$  — интенсивность сушки,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  
 $\lambda$  — теплопроводность материала,  $\text{ккал}/(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ ;  
 $\nabla t$  — градиент температуры,  $\text{град}/\text{м}$ .

Величина коэффициента  $\epsilon'$  зависит от  $t_{гр}$  и от толщины слоя материала и изменяется в пределах от 0,25—0,35 до 0,75 [43]. Таким образом, при сушке происходят кондуктивный теплообмен между греющей поверхностью и материалом, осложненный переносом вещества, и процесс изменения агрегатного состояния вещества с поглощением тепла и переносом пара к свободной поверхности материала. Интенсивный массообмен в контактном слое при высоких температурах  $t_{гр}$  является доминирующим по сравнению с кондуктивным теплообменом.

При превращении жидкости в пар внутри тела возникает избыточное давление, поэтому перенос массы пара внутри капил-

ривно убывает. Характер кривых распределения влагосодержания и температуры свидетельствует о том, что при  $t_{гр} > 100^\circ \text{C}$  поток массы влаги в материале представляет собой главным образом пар. Пар образуется в зонах, прилегающих к горячей поверхности; затем он, не конденсируясь, диффундирует через материал к поверхности испарения и в окружающую среду.

Резкое изменение температуры материала у греющей поверхности в периоде  $dw/d\tau = \text{const}$  свидетельствует о том, что в этой зоне происходит фазовое превращение (испарение). Зона испарения непрерывно удаляется от греющей поверхности. Из мест максимального влагосодержания влага в виде жидкости поступает в зону испарения и далее — к открытой поверхности материала. Таким образом, при  $t_{гр.} \geq 100^\circ \text{C}$  тепло передается теплопроводностью по скелету влажного тела и переносится

лярно-пористого тела под действием общего градиента давления  $\nabla P$  аналогичен фильтрации газа через пористые среды:

$$m = -k\nabla P$$

где  $k$  — коэффициент мольного переноса пара.

Толщина слоя, обуславливающая его гидравлическое сопротивление, влияет на интенсивность сушки в первом периоде. При высокой  $t_{гр}$  интенсивность сушки в первом периоде определяется не испарением со свободной поверхности, а интенсивностью внутреннего переноса тепла и массы. В этой области обдув потоком воздуха меньше влияет на интенсивность сушки. В периоде падающей скорости температура материала возрастает и достигает температуры греющей поверхности.

Из сказанного следует, что температура греющей поверхности обуславливает механизм процесса сушки и в основном определяет интенсивность испарения влаги. На рис. VI-2 показано влияние  $t_{гр}$  на интенсивность сушки. Толщина слоя материала также значительно влияет на интенсивность процесса. С увеличением толщины растет длительность первого и особенно второго периодов процесса сушки. Например, при  $t_{гр} = 120^\circ\text{C}$  с увеличением толщины материала от 0,22 до 0,43 мм длительность сушки увеличилась в 3 раза [42]. Интенсивность сушки зависит также от параметров окружающей среды, особенно если ее температура выше температуры поверхности испарения.

Влажность материала сильно влияет на среднюю величину интенсивности испарения влаги за весь процесс сушки. С увеличением начальной влажности интенсивность сушки увеличивается, с уменьшением конечной влажности резко падает. Например, при сушке ткани от  $w_1 = 41-50\%$  до  $w_2 = 4\%$  напряжение поверхности по влаге  $A_F = 15-20 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , а при  $w_2 = 1\%$  оно составляет  $10 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  (при сушке в цилиндрических сушилках давление пара в цилиндре  $p = 2,4-3,0 \text{ ат}$ ). Кроме того, интенсивность процесса в сушильных установках обуславливается плотностью прилегания материала к греющей поверх-

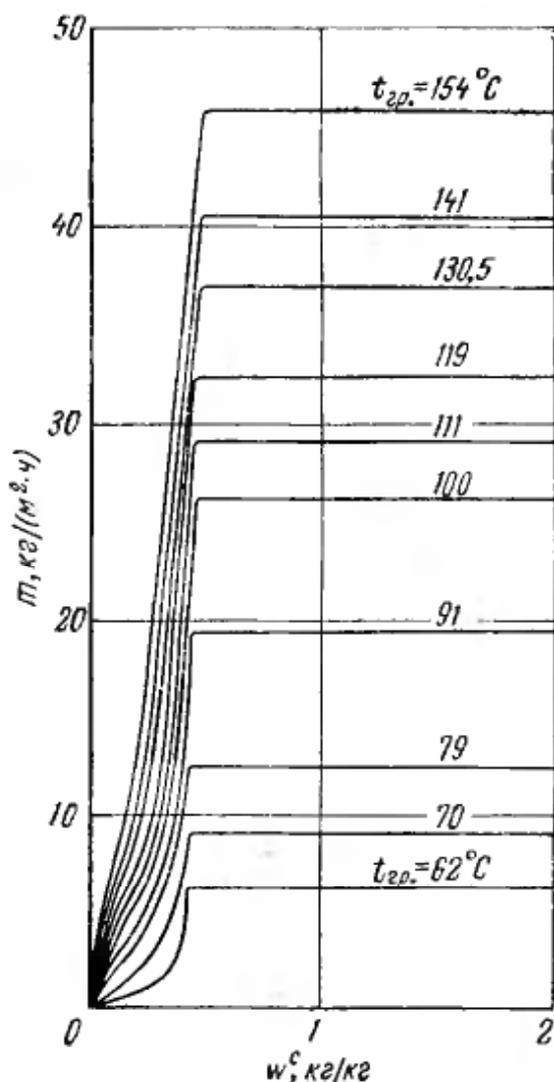


Рис. VI-2. Кривые интенсивности сушки  $m$  при разных температурах греющей поверхности (толщина слоя 0,16 мм).

ности, состоянием греющей поверхности (обработка, наличие теплоизолирующей пленки высушиваемого материала и т. д.), условиями теплообмена от теплоносителя к греющей поверхности. В цилиндрических паровых сушилках интенсивность сушки существенно зависит от своевременного вывода конденсата и воздуха из цилиндров.

Кондуктивная сушка используется для разных материалов, поэтому конструкции сушильных установок различаются в зависимости от того, для каких материалов они предназначены. По мнению автора, кондуктивные сушилки можно разделить на сушилки для сыпучих веществ (трубчатые, барабанные, тарельчатые, шнековые и др.), для пастообразных и жидких веществ (вальцовые), а также для тонких листовых материалов (цилиндрические).

### Сушка сыпучих материалов

Трубчатая сушилка (рис. VI-3) представляет собой цилиндрический барабан, установленный под небольшим углом к горизонту и вращающийся вокруг продольной оси. Плоские торцовые стенки имеют в центре вырез, в который с внутренней стороны входит полая ось сушилки, а с наружной — полые цапфы для подвода пара и отвода конденсата. Обе цапфы вращаются в подшипниках

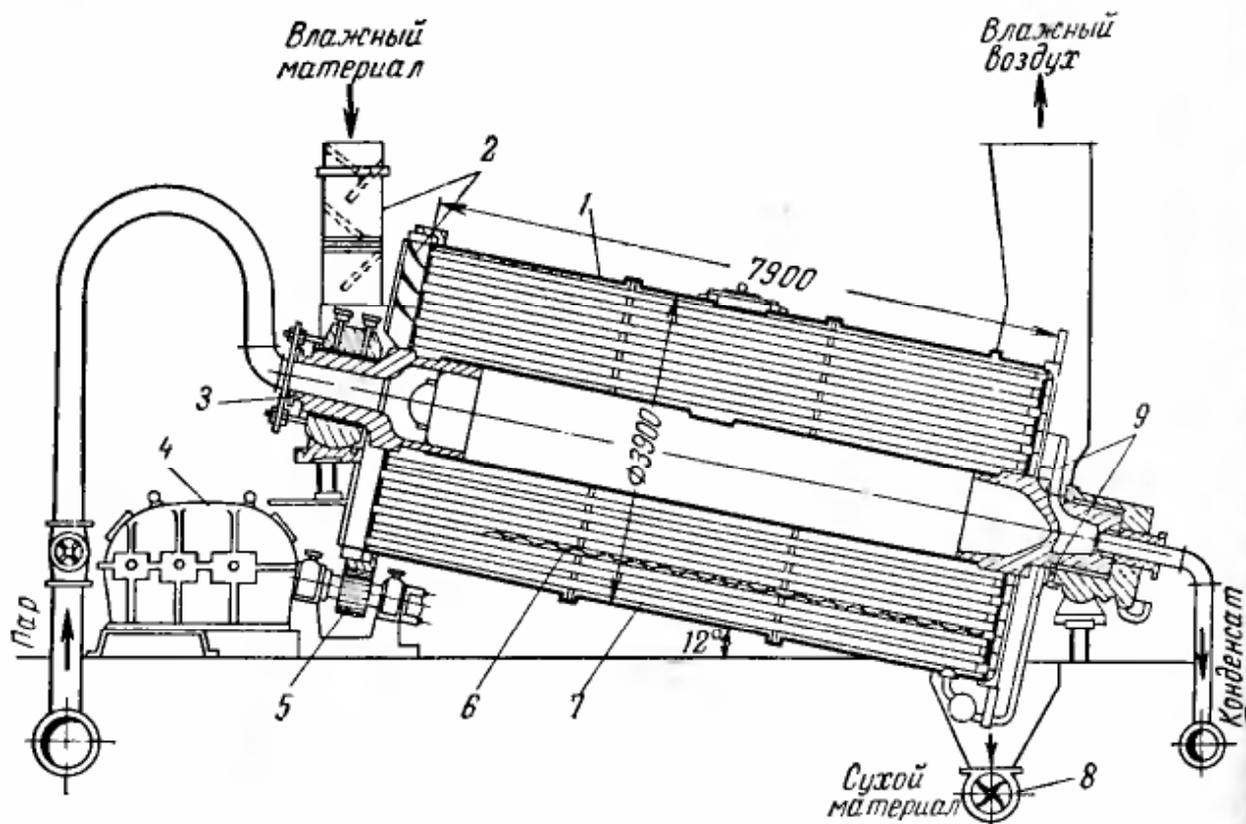


Рис. VI-3. Паровая трубчатая сушилка:

- 1 — корпус сушилки; 2 — загрузочное устройство для подачи влажного материала; 3 — передняя цапфа; 4 — редуктор; 5 — фрикционный привод; 6 — винтовые вставки; 7 — трубки; 8 — шнек для отвода материала; 9 — трубки для отвода конденсата из черпаков.

шейки вала. Из бункера через желоб материал поступает в приемную воронку, плотно примыкающую к верхней торцовой стенке сушилки, а затем — в трубы (диаметр 94 или 104 мм). При вращении сушилки материал перемещается в трубах по спирали, получает тепло от стенок, высушивается и выходит с выгрузочного торца сушилки. Воздух, поступающий в трубы, насыщается влагой и далее направляется в систему пылеотделения. Пар подают в полую ось с отверстиями, через которые он выходит в барабан, омывая трубы снаружи.

Изготавливаемые в настоящее время паровые трубчатые сушилки имеют следующие характеристики:

Диаметр, м . . . . .	2,4—3,6
Длина, м . . . . .	7—8
Число труб, шт. . . . .	240—1400
Поверхность нагрева $F_n$ , $m^2$ . . . . .	510—4000
Вес * (на 100 $m^2$ поверхности нагрева), Т	5—6
Расход энергии на вращение сушилки (установочная мощность), на 100 $m^2$ поверхности нагрева, $квт$ . . . . .	0,8—1
Скорость воздуха $u$ , $м/сек$ . . . . .	1,5—2,5
Сопротивление прохождению воздуха, $мм вод. ст.$ . . . . .	2—8
Унос сухого продукта, % вес. . . . .	3—6
Число оборотов барабана, $об/мин$ . . . . .	4,2—8,9
Давление пара, $ат$ . . . . .	1,5—4,5

\* Без учета транспортных и пылеулавливающих устройств.

Для перемешивания материала и разрыхления комков трубы оборудованы вставками различной конструкции (винтовые, в виде полос и т. д.). По данным [65], напряжение по испаренной влаге  $A_F$ , отнесенное ко всей поверхности трубы, изменялось от 3,47  $кг/(m^2 \cdot ч)$  для труб без вставки до 5,67  $кг/(m^2 \cdot ч)$  для труб с винтовой вставкой.

Интенсивность сушки зависит главным образом от давления пара или температуры греющей поверхности (рис. VI-4), а также от заполнения труб материалом, его конечной и начальной влажности, конструкции внутренней вставки, числа оборотов барабана и т. д. Число оборотов барабана обычно подбирают из усло-

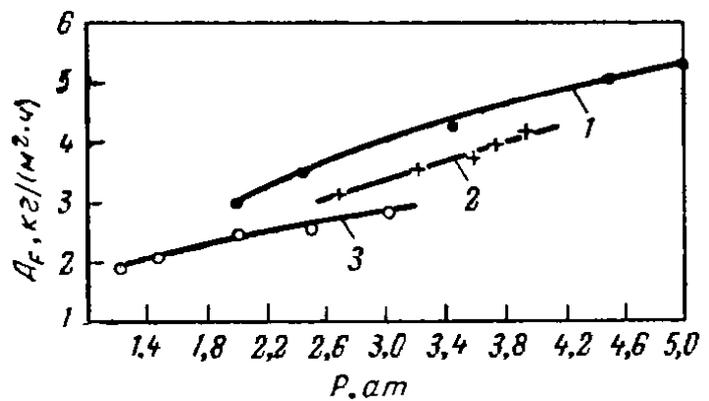


Рис. VI-4. Зависимость напряжения по влаге  $A_F$  от давления пара:

1 — немецкие бурые угли; 2 — бурые угли (сушилка Виснаи); 3 — каменные угли.

вия, чтобы при данном угле наклона сушилки и конструкции вставок обеспечить выход продукта с нужной конечной влажностью. Заполнение труб в этих сушилках обычно составляет от 8 до 20%; с увеличением заполнения в указанных пределах интенсивность сушки увеличивается.

Температура отработанного воздуха составляет 85—95° С, влагосодержание 1,0—1,5 кг/кг сухого воздуха. Удельный расход тепла (по пару) при сушке углей  $q = 730—780$  ккал/кг влаги. Интенсивность сушки наиболее удобно характеризовать условным коэффициентом теплообмена от стенки к материалу:

$$\alpha'_y = \frac{Q_n + Q_{и} + Q_2}{\Delta t_{ср.} F_n} \quad (VI-4)$$

где  $Q_2$  — расход тепла на нагрев воздуха, ккал/ч;

$\Delta t_{ср.}$  — средняя разность между температурой поверхности трубы и материала, °С;

$F_n$  — поверхность нагрева трубы, м<sup>2</sup>.

Величина  $\alpha'_y$  для трубчатых сушилок составляет от 30 до 60 ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град), в зависимости от заполнения труб, величины частиц, влажности материала, скорости воздуха в трубках и т. д. Условный коэффициент теплообмена возрастает с увеличением заполнения, числа оборотов сушилки, скорости воздуха, конечной влажности материала.

**Тарельчатая сушилка** (рис. VI-5) представляет собой ряд полых тарелок, нагреваемых паром давлением до 4,5 ат. Материал поступает на центральную часть верхней тарелки 3, скребками 1 перемещается к периферии, сбрасывается через отверстия на нижележащую тарелку, здесь передвигается к центру и т. д. Скребки насажены на крестовинах 4, укрепленных на общем валу, который приводится во вращение от электродвигателя через редуктор и вариатор скоростей. Иногда на одной из тарелок устанавливают валки для измельчения крупных недосушенных комков материала. В некоторых случаях нижнюю тарелку используют для охлаждения материала, подавая в нее холодную воду. Подвод пара и отвод конденсата осуществляют по четырем стоякам. Воздух омывает каждую тарелку с материалом, уносит влагу и уходит в атмосферу. Иногда нагретый воздух с нижних тарелок подают на верхние для вторичного использования.

Ниже приведена техническая характеристика сушилки:

Диаметр сушилки, м . . . . .	5
Диаметр отверстия тарелки, м . . . . .	2
Число тарелок, шт. . . . .	10—40
Высота тарелки, мм . . . . .	50
Расстояние между тарелками, мм . . . . .	200
Производительность по бурому углю, т/ч	до 210
Влажность материала, %	
начальная . . . . .	55
конечная . . . . .	15
Число оборотов вала, об/мин . . . . .	2—8

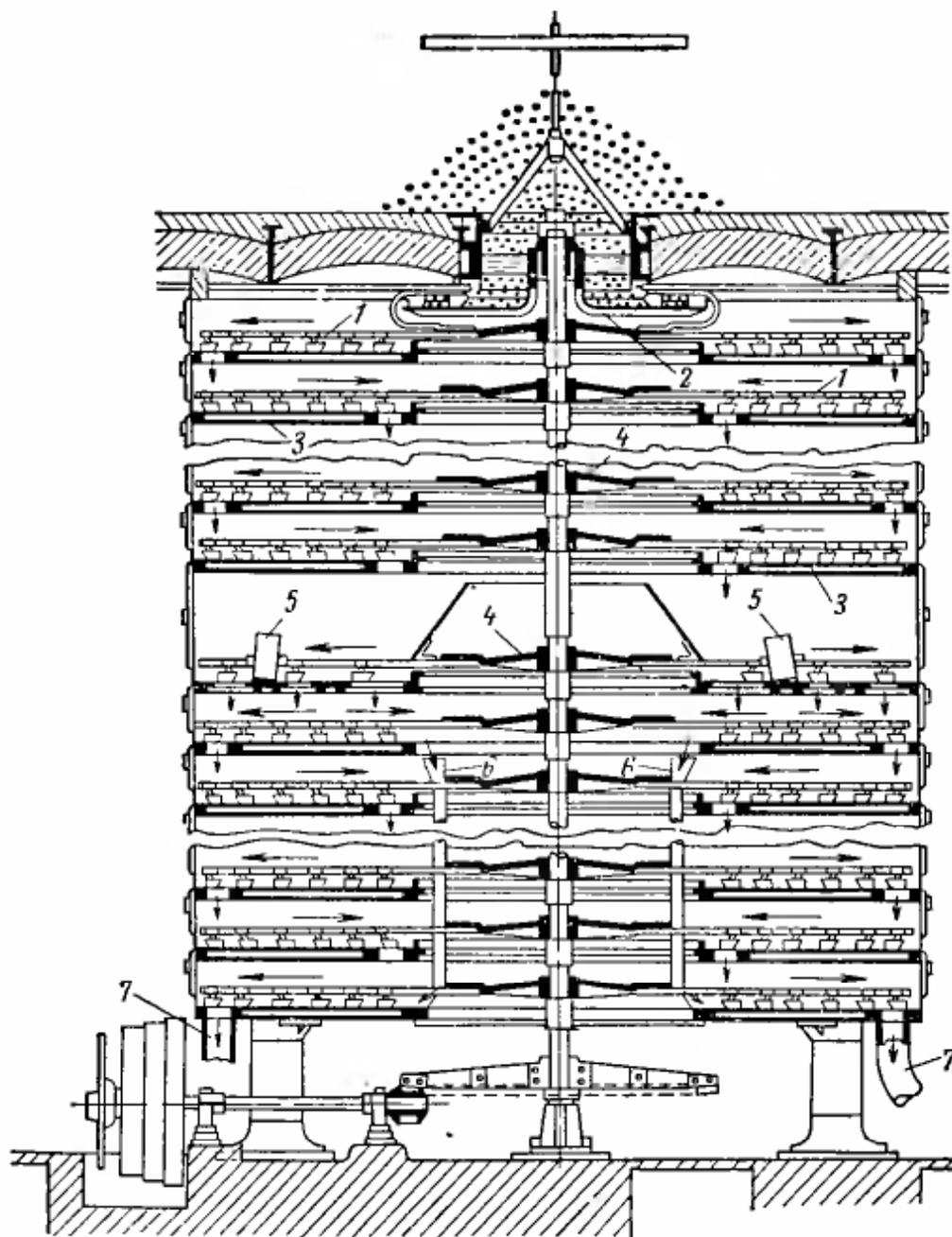


Рис. VI-5. Тарельчатая сушилка:

1 — скребки; 2 — питатель влажного материала; 3 — тарелки; 4 — крестовины;  
5 — дробильные вальцы; 6 — тчки для выхода мелочи; 7 — патрубки для вы-  
грузки материала.

Пропускная способность сушилки зависит от угла наклона и количества скребков, а также от числа оборотов вала. Передача тепла в основном осуществляется теплопроводностью от нагретой стенки и лучеиспусканием от днища выше лежащей тарелки. Для одного и того же материала интенсивность сушки обусловлена давлением пара, числом оборотов скребков, равномерностью распределения материала по тарелке и т. д.

Установлено, что с увеличением числа оборотов скребков до определенного значения улучшается перемешивание и соответственно повышается коэффициент теплообмена от греющей поверхности к материалу.

Достоинство этих сушилок — небольшой унос пыли материала вследствие малых скоростей воздуха между тарелками. Сушилки экономичны: расход тепла по пару составляет 750—850 ккал/кг при температуре отработанного воздуха  $t_2 = 75—80^\circ \text{C}$  и влажности  $\varphi = 60—70\%$ . Напряжение поверхности нагрева по испаренной влаге  $A_F = 3—8 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , при сушке химических продуктов до влажности менее 1% оно составляет  $A_F = 1,5—3 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Условный коэффициент теплообмена от поверхности нагрева к материалу для тарельчатых сушилок  $\alpha'_y = 30—70 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ , причем меньшая цифра соответствует сушке материалов до низкой конечной влажности. Расход электроэнергии на привод скребков примерно равен 5—6 квт·ч/т влаги.

Тарельчатые сушилки применимы в малотоннажных производствах при сушке пылящих продуктов. Фирмой «Краусе Марфей Империял» (ФРГ) разработана вакуумная тарельчатая сушилка для полиэтилена и других материалов. Поверхность нагрева такой сушилки 3,8—88,2 м<sup>2</sup>, диаметр 1,9—2,5 м, высота 1,7—6,58 м; остаточное давление составляет 20 мм рт. ст. Интенсивность сушки можно повысить благодаря использованию высокотемпературных теплоносителей. В этом случае значительно увеличится радиационная составляющая теплопередачи от нижней поверхности тарелки к материалу.

Недостатком сушилок является их значительная металлоемкость (17—18 т металла на 100 м<sup>2</sup> рабочей поверхности или 25—30 т металла на 1 т влаги) и большое количество скребков, усложняющих работу сушилки. Чтобы избавиться от скребков, во ВТИ им. Дзержинского была разработана конструкция барабанной тарельчатой сушилки по типу обычных газовых сушилок, представляющая собой вращающийся барабан, установленный на опорных роликах. Вдоль барабана параллельно установлены полые тарелки, в которые подают горячую воду или пар. Сыпучий материал находится между тарелками и перемещается (скользит) по ним при вращении барабана; обе поверхности тарелки в данном случае являются рабочими. Недостаток сушилки — большая вероятность налипания и задержки материала. По лабораторным данным, условный коэффициент теплообмена, отнесенный ко всей греющей поверхности,  $\alpha_y = 30—50 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ .

Барабанную сушилку (рис. VI-6) можно применять для сушки материалов с хорошими сыпучими свойствами. Она представляет собой барабан диаметром 2,5 м и длиной 20 м, снабженный зубчатым венцом и двумя бандажками, которыми он опирается на ролики. В барабане по периферии установлены три ряда трубок по 36 штук в каждом. Шаг между трубками равен примерно 70 мм. В трубки подают пар; подвод пара и отвод конденсата осуществляют с одного конца барабана через патрубки с сальниковым уплотнением. Более мелкие фракции материала просыпаются между трубками, а крупные куски остаются на трубках внутреннего

ряда. В сушилках данной конструкции можно использовать пар высокого давления, благодаря чему при большой температуре греющей поверхности возможна не только сушка материала, но и другие термические процессы (например, прокатка).

Для сушки сыпучих материалов в малотоннажных производствах иногда применяют скребковые или шнековые кондуктивные сушилки. В первом случае при помощи скребкового механизма влажный материал перемещается по обогреваемой каким-либо теплоносителем поверхности. Так, при обогреве поверхности горячими газами и снижении влажности от 12 до 5% влагосъем составлял  $A_F = 8-12 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Эти сушилки, однако, неэкономичны, так как велики потери тепла с отходящими газами (1500—2500 ккал/кг влаги).

Во втором случае сушилка представляет собой обычный шнековый транспортер с паровой рубашкой. По данным МХТИ им. Менделеева, при диаметре шнека 70 мм и длине 1 м условный коэффициент теплообмена  $\alpha_y$  изменялся в зависимости от влажности материала, числа оборотов и других факторов в пределах 30—100 ккал/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}). Напряжение по влаге  $A_F$  достигало 25 кг/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}); удельный расход тепла (по пару) составлял 850—900 ккал/кг влаги.

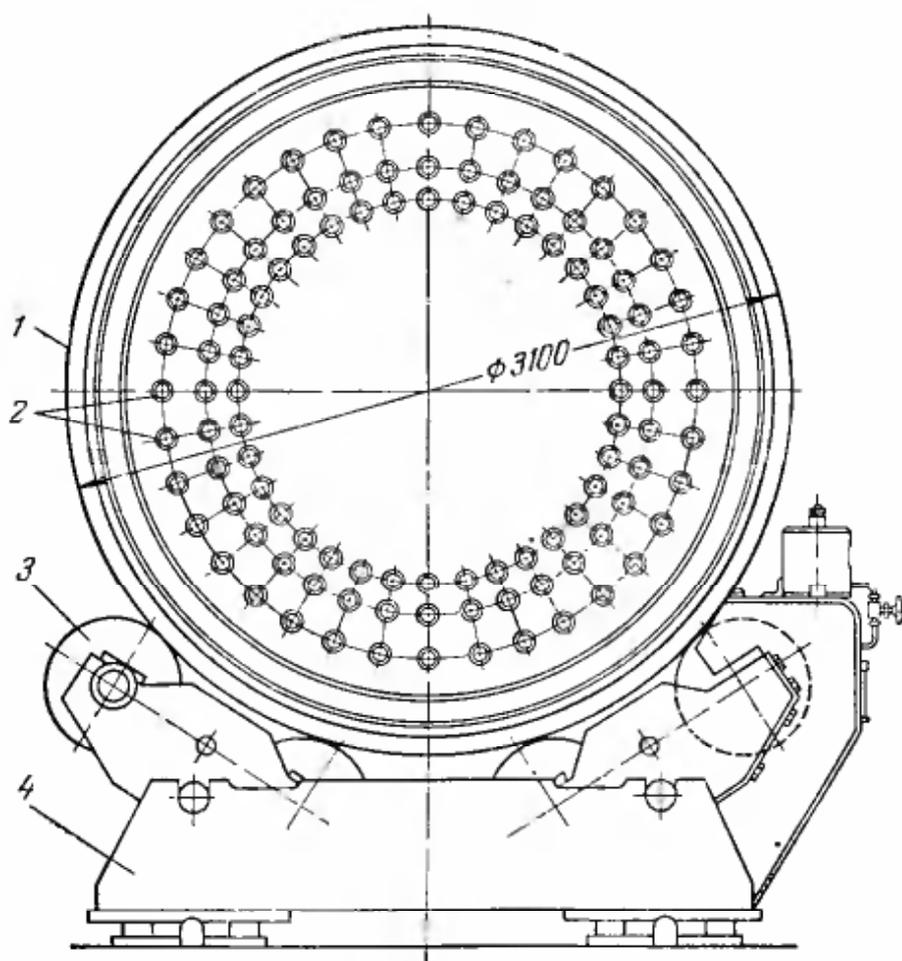


Рис. VI-6. Барабанная трубчатая сушилка:

1 — корпус сушилки; 2 — трубки, обогреваемые паром;  
3 — опорные ролики; 4 — станна.

## Сушка тонких листовых материалов

Тонкие листовые материалы (корд, синтетические ткани, бумага и т. д.) при кондуктивном подводе тепла высушивают обычно на цилиндрических сушилках. Основной частью этих сушилок являются обогреваемые паром вращающиеся полые цилиндры, расположенные вертикально или горизонтально (рис. VI-7). Высушиваемый материал огибает цилиндры и соприкасается с ними либо одной стороной, либо попеременно обеими сторонами в зависимости от конструкции сушилки. Угол обхвата цилиндра обычно равен  $245-280^\circ$ . Площадь соприкосновения материала с греющей поверхностью (рабочая поверхность цилиндра) составляет примерно 70% от общей. В современных сушилках скорость бумажной ленты при сушке достигает 10 м/сек.

Интенсивность сушки обусловлена в основном давлением пара в цилиндре; она зависит также от степени чистоты поверхности цилиндра и от своевременного отвода воздуха и конденсата из цилиндра (для этого применяют специальные конденсатоотводчики, установленные внутри цилиндра). Как было сказано выше, интенсивность сушки обычно характеризуется напряжением по влаге  $A_F$  [в  $кг/(м^2 \cdot ч)$ ] или условным коэффициентом теплообмена  $\alpha_y$ , отнесенными к рабочей поверхности цилиндра.

Ниже приведены данные о сушке ткани и бумаги в цилиндрических сушилках:

	$w_1, \%$	$w_2, \%$	$p_1, ат$	$A_F, кг/(м^2 \cdot ч)$
Ткань . . . . .	40—50	4	2,1—3,0	15—20
» . . . . .	40—50	1	2,1—3,0	10
Бумага . . . . .	60—70	—	1,5—3,0	8—14

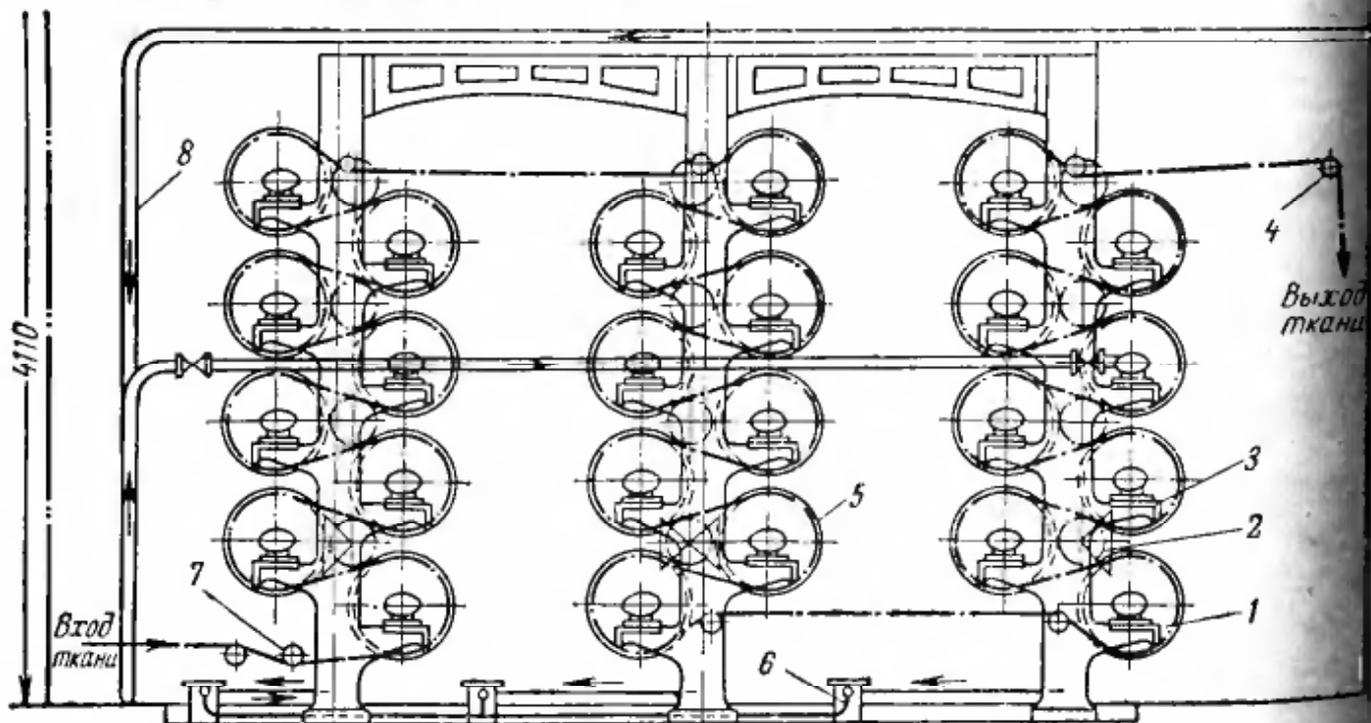


Рис. VI-7. Цилиндрическая сушилка для тканей:

1 — сушильные цилиндры; 2 — конические зубчатые колеса; 3 — станина; 4 — направляющие ролики; 5 — цилиндрические зубчатые колеса; 6 — конденсатоотводчики; 7 — винтовые расправители; 8 — паропровод.

Условный коэффициент теплообмена при сушке бумаги  $\alpha_y = 320-400$  ккал/(м<sup>2</sup>·град); расход электроэнергии  $N_y = 0,01-0,02$  квт·ч/кг влаги.

О. А. Бунин [8] рекомендует следующую приближенную формулу для определения напряжения по влаге:

$$A_F = k \cdot 14,7p^{0,75} \quad (VI-5)$$

где  $p$  — избыточное давление пара в цилиндре, ат;

$k$  — постоянный коэффициент, зависящий от степени чистоты поверхности цилиндра, от своевременного удаления конденсата и воздуха из него; для промышленных условий  $k = 0,5-0,7$ .

Следует отметить, что в процессе кондуктивной сушки на цилиндрах материал находится в растянутом состоянии, поэтому усадка его меньше, чем при сушке в конвективных сушилках. Кроме того, достигается особое гляцевидное состояние поверхности, что очень важно при сушке некоторых материалов.

### Сушка жидких и пастообразных материалов

Пастообразные и жидкие материалы сушат на одно- и двухвальцовых сушилках, для чего при помощи специальных приспособлений материал наносят на поверхность цилиндра. Обычно материал наносят на поверхность цилиндра сверху или снизу, путем частичного погружения его в раствор или суспензию. В результате адгезии поверхность вальца покрывается тонким слоем материала. Внутри цилиндра подают пар, конденсат отводят при помощи специального приспособления. При хорошем контакте пленки материала с греющей поверхностью происходит интенсивная сушка; высушенный продукт снимается ножом.

На рис. VI-8 показана одновальцовая сушилка для жидких материалов, выпускаемая машиностроительным заводом имени Фрунзе. Подачу пара и вывод конденсата производят через полую цапфу 1. Жидкий материал подают в корыто 2. За один оборот цилиндра 3 материал на его поверхности высушивается и снимается ножом 6. Сухой продукт выводится из сушилки при помощи шнека 7; влажный воздух отводится через штуцер 5. На рис. VI-9 представлена двухвальцовая сушилка.

Ниже дана характеристика выпускаемых одно- и двухвальцовых сушилок:

Сушилка	Диаметр вальца, м	Длина вальца, м	Скорость вращения вальца об/мин	Давление пара, ат	Вес сушилки кгс	Мощность электро-двигателя квт
Одновальцовая . . . . .	0,6	1,4	3—7,5	5,0	2215	4,5
Двухвальцовая . . . . .	0,8	2,0	4,25—13,0	5,0	7750	8,5—18

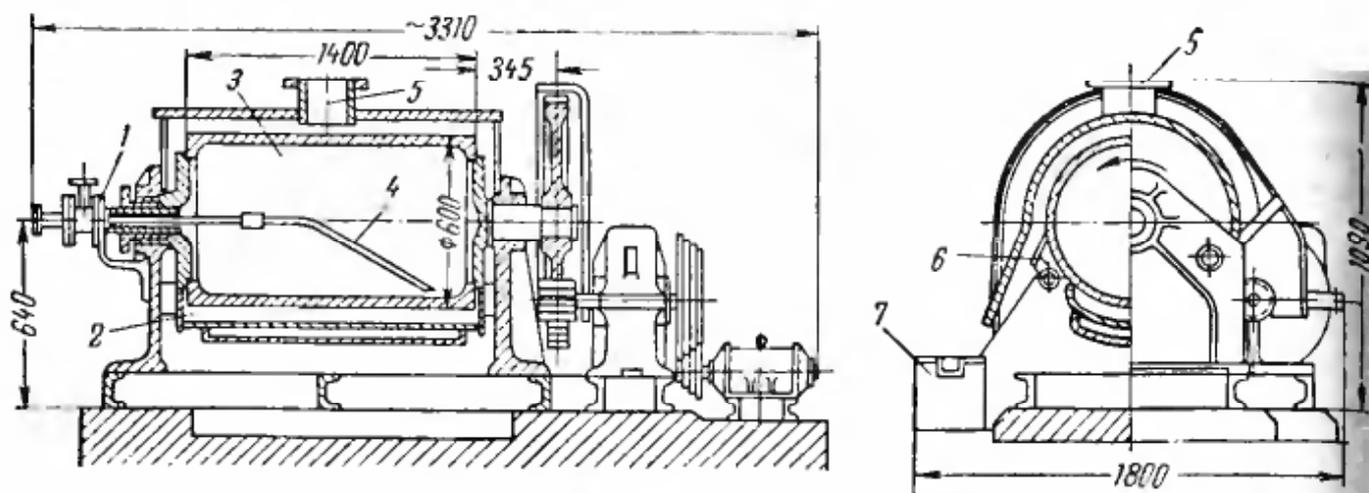


Рис. VI-8. Одновальцовая сушилка:

1 — цапфа; 2 — корыто; 3 — цилиндр; 4 — конденсатоотводчик; 5 — патрубок для отвода влажного воздуха; 6 — нож; 7 — шнек.

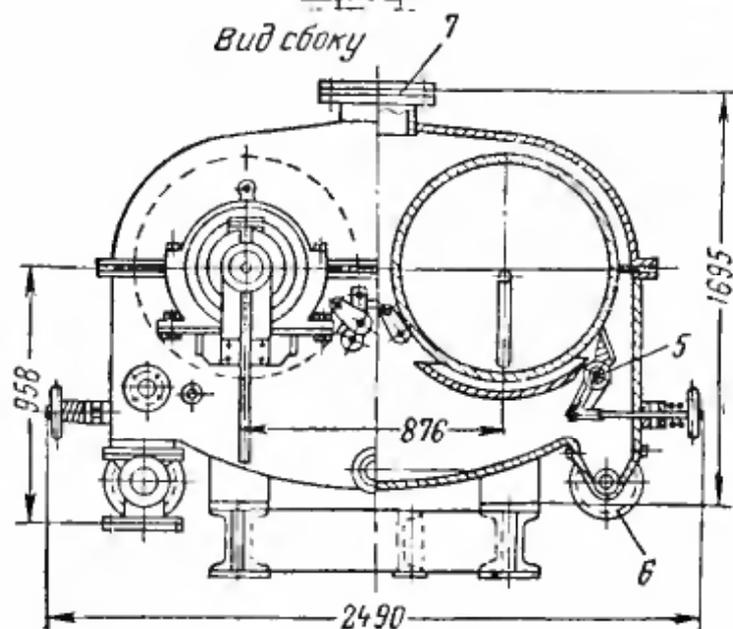
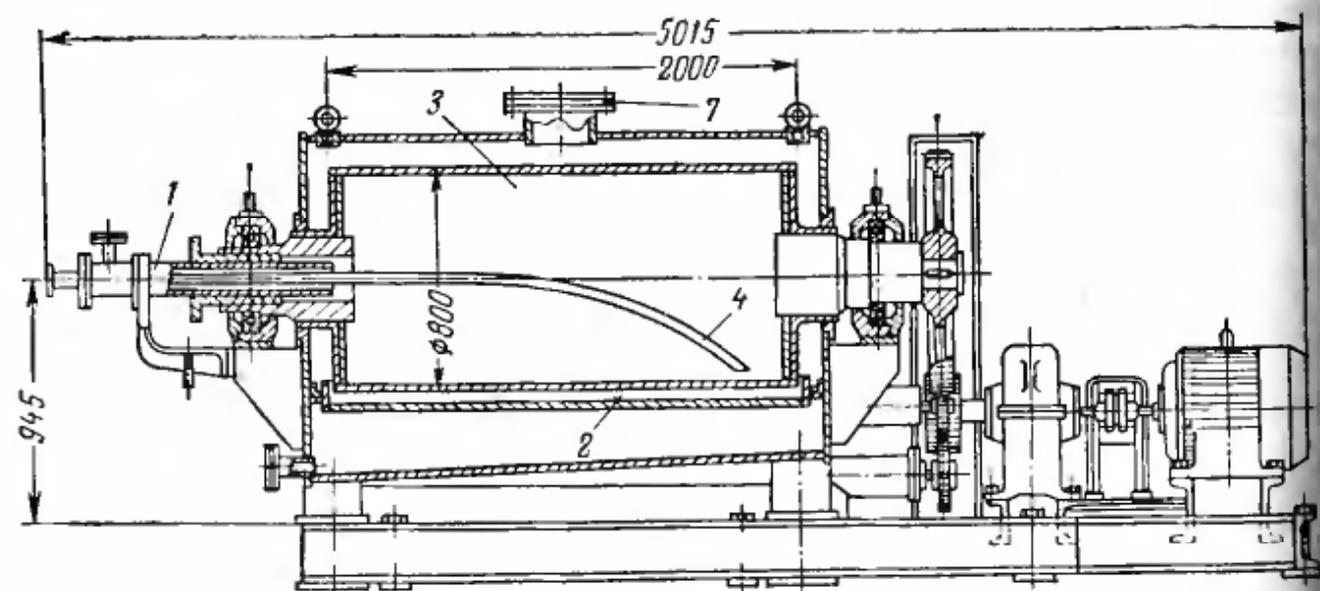


Рис. VI-9. Двухвальцовая атмосферная сушилка типа СДА 800/2000 П:

1 — цапфа; 2 — корыто; 3 — цилиндр; 4 — конденсатоотводчик; 5 — нож; 6 — шнек; 7 — штуцер для отвода пара.

На рис. VI-10 представлена схема одновальцовой сушилки фирмы «Овертон» (США), предназначенной для сушки пастообразных материалов. Диаметр вальца 1,5 м, длина 2,5 м; валец обогревается паром. Пастообразный материал подают в середину вальца сверху, откуда он равномерно распределяется по длине сушилки винтовым питателем. На первой стадии сушки по окружности вальца установлены четыре валика. При помощи первого валика (по направлению движения материала) регулируется толщина слоя материала на греющей поверхности. По мере высыхания материал приобретает губчатую структуру, образуются пустоты между пленкой и поверхностью цилиндра. Для уплотнения материала предназначены остальные три валика, при помощи которых уменьшается толщина слоя материала, если это необходимо. Высушенный продукт срезается ножом, установленным в верхней части цилиндра. Насыщенный влагой воздух отсасывается через зонт вентилятором. Чтобы материал лучше сходил с вальца, его в конце сушки охлаждают струей воздуха, который подают через специальный воздухопровод с регулируемым щелями. Сухой продукт из приемного лотка отводится шнеком.

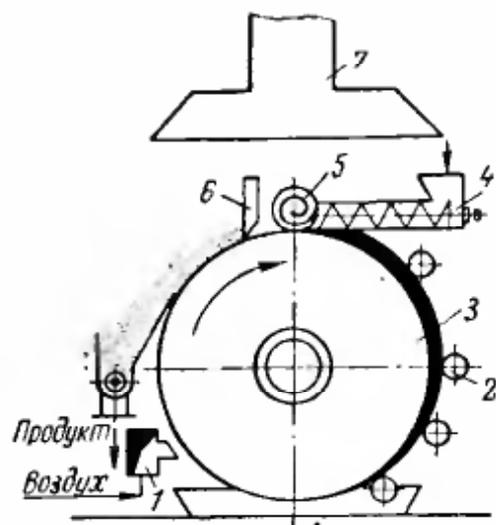


Рис. VI-10. Одновальцовая сушилка фирмы «Овертон» (США):

1 — воздухопровод; 2 — прижимные валики; 3 — цилиндр; 4 — подающий шнек; 5 — распределительный винтовой транспортер; 6 — нож; 7 — зонт для отсоса воздуха.

Отличительная особенность описанной сушилки — максимальное использование греющей поверхности вальца и возможность уплотнения слоя материала в процессе сушки. Напряжение по влаге, отнесенное к поверхности контакта  $A'_F$  [в кг/(м<sup>2</sup>·ч)], зависит в основном от давления пара, влажности материала и толщины пленки.

Данные по сушке некоторых материалов приведены ниже:

Материал	$w_1, \%$	$w_2, \%$	$P, ат$	$A'_F, кг/(м^2 \cdot ч)$
Уксуснокислый кальций	71—87	48—50	3—4	90—110
Картофель	75	12	4—6	75
Дрожжи	87	10	4—5	35
»	87	10	2—3	18
Сульфитные щелока	45	4,5	5	14

Вальцовые сушилки экономичны, но малопродуктивны, поэтому их используют в малотоннажных производствах. Мате-

риалы, вызывающие коррозию аппаратуры, не сушат этим способом, так как в процессе работы сушилок поверхности валцов изнашиваются и ножи неполностью снимают материал. Это приводит к уменьшению производительности сушилки и ухудшению качества продукта.

### Сушка с использованием твердого промежуточного теплоносителя

При сушке агрессивных материалов в качестве источника тепла можно использовать готовый продукт или другой материал, предварительно нагретый до высокой температуры. Примером такого процесса может служить изображенная на рис. VI-11 схема шотландской установки [69] для получения метафосфата калия из суспензии фосфорной кислоты и хлористого калия.

Установка представляет собой два concentрических барабана — внешний 5 и внутренний 6. Газообразное топливо сжигают в горелке 1 над слоем материала, расположенного во внешнем барабане. При вращении барабана материал, имеющий температуру  $500^{\circ}\text{C}$ , поднимается и специальным устройством 3 подается в бункер 4, откуда часть его выгружается, а основное количество направляется во внутренний барабан.

Сюда же при помощи форсунки 2 подают суспензию материала. При попадании ее на горячие гранулы происходит сушка и дегидратация при  $320^{\circ}\text{C}$  с выделением  $\text{HCl}$ . Готовый продукт поднимается при помощи устройства 3 и по течке пересыпается во внешний барабан, где нагревается при противоточном движении материала и газов. Отработанные топочные газы выбрасываются из внешнего барабана; пары  $\text{H}_2\text{O}$  и  $\text{HCl}$  отсасываются из внутреннего барабана. Кратность рециркуляции материала составляет примерно 500.

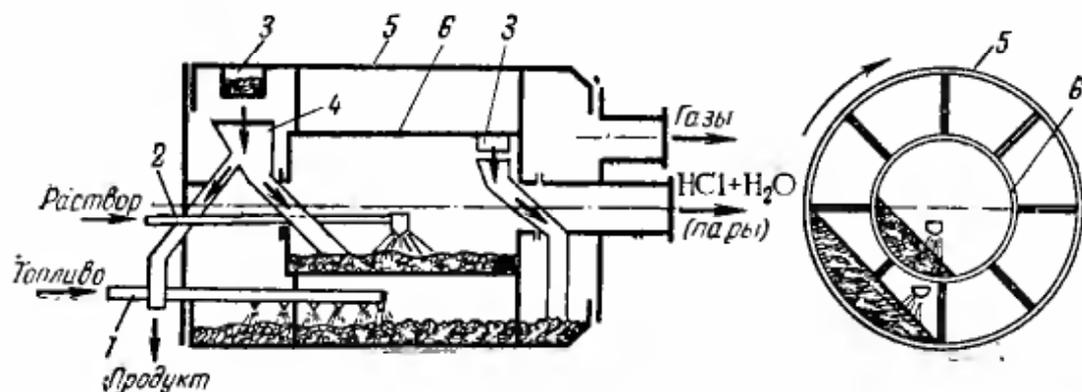


Рис. VI-11. Схема комбинированной установки с переносом тепла материалом при получении метафосфата калия:

1 — горелка; 2 — форсунка; 3 — подъемные ковши; 4 — бункер; 5 — внешний барабан; 6 — внутренний барабан.

Сушка материалов в расплавах солей, металлов пока еще не получила распространения в промышленности, хотя интенсивность процесса очень высока. В промышленном масштабе осуществлена сушка древесины в петролатуме (отходы нефтеперерабатывающей промышленности) при 120—125° С. Сушку производят в специальных ваннах, в которые заливают петролатум. Древесину в контейнерах погружают в жидкую среду. Тепло в процессе сушки подводят через трубы, установленные в ванне и обогреваемые паром. Отличительная особенность такого процесса — избыточное давление внутри высушиваемого образца. В центре образца давление и влажность имеют максимальное значение. Основной недостаток этого метода — безвозвратные потери теплоотдающей жидкости, которая остается на поверхности высушиваемого материала.

### Расчет сушилок

Температуру греющей поверхности определяют экспериментально, в зависимости от термочувствительности материала и принятого источника тепла (теплоносителя). По заданной производительности при помощи уравнений (II-14) и (II-15) рассчитывают количество испаряемой влаги  $W$  (в кг/ч) и расход тепла на нагрев материала  $Q_n$  (в ккал/ч) и на испарение влаги  $Q_{и}$  (в ккал/ч). Температуру воздуха  $t_2$  (в °С), выходящего из сушилки, принимают в пределах 65—75° С, а температуру высушенного материала  $\vartheta_2$  (в °С) с запасом принимают равной температуре греющей поверхности  $t_{гр.}$  (в °С), если конечная влажность невелика. Более точно температуру продукта после сушки устанавливают экспериментальным путем в зависимости от влажности и температуры греющей поверхности.

Потери тепла в окружающую среду  $Q_5$  (в ккал/ч) подсчитывают по уравнению (II-17). Далее определяют расход воздуха  $L$  (в кг/ч) и потери тепла с отходящим воздухом  $Q_2$  (в ккал/ч) по уравнению (II-31). При этом задаются относительной влажностью отработанного воздуха в пределах 60—75% (меньшая цифра относится к сушке тонких материалов в цилиндрических сушилках). Далее по уравнению (II-11) находят суммарный расход тепла  $\sum Q$  (в ккал/ч), а по уравнению (II-32) — расход пара или другого теплоносителя.

Целью расчета является определение греющей поверхности  $F_{гр.}$  (в м<sup>2</sup>). Зная величину условного коэффициента теплообмена  $\alpha_y$  [в ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град)], по уравнению (II-48) вычисляют поверхность нагрева трубчатой или тарельчатой сушилки. Среднюю разность температур приближенно можно рассчитать по уравнению:

$$\Delta t_{ср.} = t_n - \frac{\vartheta_1 + \vartheta_2}{2} \quad (VI-6)$$

где  $t_n$  — температура насыщенного пара, °С;

$\vartheta_1$  и  $\vartheta_2$  — температура материала соответственно до и после сушки, °С.

По  $F_{гр.}$  подбирают трубчатую сушилку; для тарельчатой сушилки по  $F_{гр.}$  и принятому диаметру тарелок подбирают их количество.

При сушке в цилиндрических и вальцовых сушилках по уравнению (II-48) определяют площадь соприкосновения материала с греющей поверхностью. Зная коэффициент использования поверхности нагрева, находят общую поверхность, от которой передается тепло. Для барабанных (цилиндрических) сушилок, например, коэффициент использования равен 0,7. По полученной поверхности рассчитывают количество цилиндров в сушилке или необходимое число вальцовых

сушилок со стандартной поверхностью нагрева. Расчет сушилок можно вести также по уравнению (II-93), если известны опытные значения напряжения греющей поверхности по испаренной влаге  $A_F$  [в  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ].

Для приближенных расчетов условный коэффициент теплообмена можно определить по уравнению (I-111a).

При расчете вальцовых сушилок после определения их поверхности необходимо найти число оборотов вальцов (длительность сушки) или толщину пленки. При сушке жидких материалов толщина пленки обуславливается в основном адгезионными свойствами и вязкостью раствора. Поэтому по известной толщине пленки  $\delta$  (в м) определяют число оборотов вальца из уравнения:

$$n = \frac{60G}{\pi D \gamma_p \delta l} \text{ мин}^{-1} \quad (\text{VI-7})$$

где  $D$  — диаметр вальца, м;

$G$  — производительность сушилки,  $\text{кг}/\text{сек}$ ;

$l$  — длина вальца, м.

При сушке пастообразных материалов можно в известных пределах изменять толщину пленки и число оборотов вальца. Оптимальная толщина слоя материала обусловлена в основном максимальной интенсивностью сушки. Следует учесть также, что при больших толщинах слоя материал под действием силы тяжести в нижней части вальца может отходить от поверхности и сыпаться.

## РАДИАЦИОННАЯ СУШКА

Сушку влажных материалов при передаче тепла от нагретых поверхностей лучистой энергией называют радиационной, или сушкой инфракрасными лучами. Основное достоинство радиационной сушки по сравнению с конвективной — возможность получения больших тепловых потоков. Например, при температуре излучения  $600^\circ \text{C}$  тепловой поток составлял  $22\,500 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , в то время как при температуре газов  $600^\circ \text{C}$  и скорости  $\sim 2 \text{ м}/\text{сек}$  плотность теплового потока составляет не более  $8000 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Большой тепловой поток вызывает возникновение больших температурных градиентов в материале, что не всегда допустимо по его свойствам. Поэтому радиационную сушку используют в основном для тонких материалов, покрытий, пленок и т. д.

### Механизм процесса

Область инфракрасного излучения охватывает длины волн от  $0,8 \text{ мк}$  до  $0,4 \text{ мм}$ . Инфракрасные лучи подчиняются законам излучения тел. Интенсивность излучения зависит от температуры и длины волны. С повышением температуры максимум излучения смещается в сторону более коротких волн. Связь между длиной волны  $\lambda_{\text{max}}$  и температурой устанавливается законом Вина:

$$\lambda_{\text{max}} T = 2,9 \text{ мм} \cdot \text{град} \quad (\text{VI-8})$$

Полный лучистый поток  $E$  (плотность лучистого потока) равен:

$$E = \int_{\lambda_{\text{min}}}^{\infty} \frac{dE}{d\lambda} d\lambda \quad (\text{VI-9})$$

Высушиваемые влажные материалы представляют собой серые тела. При попадании лучистой энергии на тело часть ее отражается, часть поглощается, а некоторая часть проходит сквозь тело.

Экспериментально установлено [32, 42], что инфракрасные лучи проникают в глубь материала, причем глубина прохождения уменьшается с увеличением длины волны (при понижении температуры излучения). Для влажных материалов проницаемость инфракрасных лучей мала. Влажные материалы А. В. Лыков [42] подразделяет на материалы с большой проницаемостью лучистым потоком (ткань, бумага, лакокрасочные покрытия и т. д.), с малой проницаемостью (песок, древесина) и материалы, практически не пропускающие инфракрасных лучей (глина, кирпич и т. д.). Прохождение лучей на некоторую глубину внутрь тела доказывалось аномальным распределением температуры внутри него. При нагреве или сушке капиллярно-пористого тела температура максимальная не на поверхности, а на некоторой глубине. Начиная от поверхности, температура сначала повышается, достигает максимального значения на небольшой глубине (несколько миллиметров), а затем снижается.

Большие градиенты температур и проницаемость лучистой энергии изменяют характер протекания процесса сушки. При радиационной сушке, как и при конвективной, наблюдаются периоды постоянной и падающей скоростей процесса. В первом периоде температура материала выше температуры мокрого термометра, но остается постоянной, за исключением температуры поверхности, которая изменяется по следующему уравнению:

$$\vartheta_m = t_m + \frac{q_n}{\alpha}$$

где  $q_n$  — лучистый поток;

$\alpha$  — коэффициент конвективного теплообмена.

Во втором периоде сушки температура материала быстро возрастает. Как говорилось выше, наличие температурного градиента в первом периоде свидетельствует об испарении влаги не с поверхности, а на некотором расстоянии от нее. Во втором периоде сушки зона испарения углубляется. При сушке с большими тепловыми потоками возникают градиенты температур до 20—50 град/см. В начале сушки наблюдаются понижение влажности на облучаемой поверхности и увеличение (по сравнению с начальной) на противоположной поверхности тела. Следовательно, влага частично перемещается из поверхностных слоев во внутренние. Последнее объясняется тем, что в уравнении (I-113) составляющая термодиффузии больше составляющей переноса влаги за счет градиента влагосодержания при противоположных градиентах температуры и влажности. Это происходит потому, что поле температур развивается быстрее, чем поле влажности.

При рассмотрении механизма сушки возникает вопрос о целесообразности использования прерывистого облучения влажного тела, т. е. сочетания нагрева материала инфракрасными лучами с охлаждением его воздухом, или с периодом «отлежки». В этот период направление градиента температур изменяется, и сушка продолжается за счет аккумулированного материалом тепла. Инфракрасные лучи проникают через лакокрасочные покрытия и нагревают металлическую подложку, тепло которой передается тонкому слою, т. е. протекает своеобразная кондуктивная сушка. В таких условиях на поверхности испарения не образуется затвердевшей пленки, препятствующей удалению растворителя из слоя покрытия. В этом заключается особенность радиационной сушки тонких покрытий. От чисто кондуктивной сушки она отличается тем, что при наличии спектра длин волн часть энергии выделяется и в тонком слое материала.

Максимальная интенсивность сушки и нужное качество продукта достигаются лишь при согласовании спектральных характеристик излучателей с оптическими свойствами материала.

До 75% излучающей энергии ламповых (светлых) генераторов приходится на длины волн спектра 1—2 мк, для экранов (темные излучатели) до 90% энергии соответствует длинам волн 1,5—5,5 мк. В практике сушки используют диапазон длин волн спектра излучения 1,2—2,5 мк.

Коэффициент отражения материала зависит от его дисперсности, влажности, температуры, а также от спектральной характеристики излучателей. В определенных интервалах влажности отражательная способность значительно изменяется, а при некоторых значениях  $w$  остается неизменной. Установлено, что при одинаковой плотности лучистого потока интенсивность сушки для светлых излучателей меньше, чем для темных.

### Генераторы излучения

В качестве генераторов излучения могут быть использованы зеркальные лампы, термоизлучатели, беспламенные газовые горелки, а также трубчатые или плоские излучатели, обогреваемые изнутри паром, высокотемпературным жидкостным теплоносителем и топочными газами.

Зеркальные лампы параболической формы выпускают мощностью 250 и 500 *вт* на напряжение 127 и 220 *в*. Лампы имеют вольфрамовую нить с температурой накала 2500° К. Внутренняя поверхность лампы покрыта тонким слоем серебра. На рис. VI-12 дана плотность потока, излучаемого лампой, при разных расстояниях от лампы до объекта облучения. Достаточно равномерное облучение получается только при расстоянии более 0,3 м. Основным недостатком этих генераторов — неравномерность облучения и недолговечность работы ламп. При сушке возможны местные

перегрев ламп, плавка цоколя и падение лампы на конвейер. Для предупреждения этого между материалом и лампами устанавливают редкую сетку.

В качестве генераторов излучения используют также электрические элементы сопротивления. Их выполняют в виде панелей или трубчатых электронагревателей (ТЭН). Панели, изготавливаемые заводом им. Ульянова (г. Горький), при нагреве до  $460^{\circ}\text{C}$  потребляют  $20\text{--}23\text{ кВт/м}^2$ . Трубчатые электронагреватели представляют собой металлические трубки, внутри которых в кварцевом песке, окиси магния или алюминия запрессована нихромовая или фехрелевая спираль. Внешний диаметр трубок  $9\text{--}10\text{ мм}$ , длина — до  $2\text{ м}$ ; мощность нагревателя длиной  $1\text{ м}$  равна  $\sim 1\text{ кВт}$ ; температура нагрева  $400\text{--}750^{\circ}\text{C}$ . Излучатели обычно устанавливают в фокусе параболического отражателя, что создает равномерный лучистый поток. Нагреватели с отражателями надежны в эксплуатации и могут найти широкое распространение в технике сушки.

Широкое применение в качестве излучателей нашли обычные эжекционные горелки с открытым пламенем, беспламенные керамические горелки с плотностью теплового потока до  $500\,000\text{ ккал/(м}^2\cdot\text{ч)}$  (рис. VI-13, а) и инжекционные горелки с керамической насадкой\* (рис. VI-13, б). Насадку нагревают до белого каления, создавая мощный тепловой поток. Чтобы пламя не проникало в смеситель, устанавливают сетки из нихромовой проволоки. Основной недостаток газовых горелок и обогреваемых топочными газами панелей — низкий к. п. д., обусловленный высокой температурой отходящих газов. В горелках температура отходящих продуктов горения не ниже  $400^{\circ}\text{C}$ ; температура газов на выходе из экранных излучателей также высока. Поэтому при использовании газовых горелок или экранных излучателей, обогреваемых газами, радиационную сушку комбинируют с конвективной.

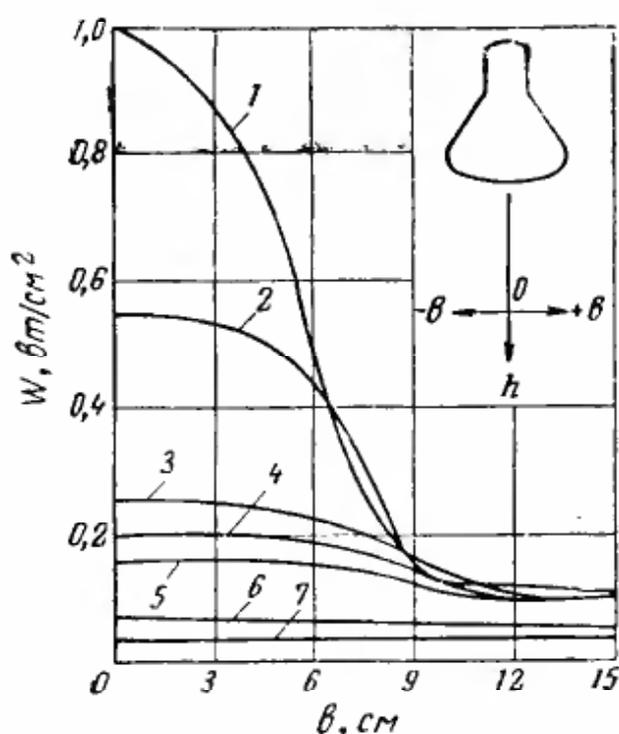


Рис. VI-12. Эпюры облучения для зеркальной лампы мощностью 250 Вт при различных расстояниях от объекта облучения  $h$  (см):

1 — при  $h = 10\text{ см}$ ; 2 — при 20; 3 — при 30; 4 — при 40; 5 — при 50; 6 — при 60; 7 — при 80 см.

\* Разработана Академией коммунального хозяйства РСФСР.

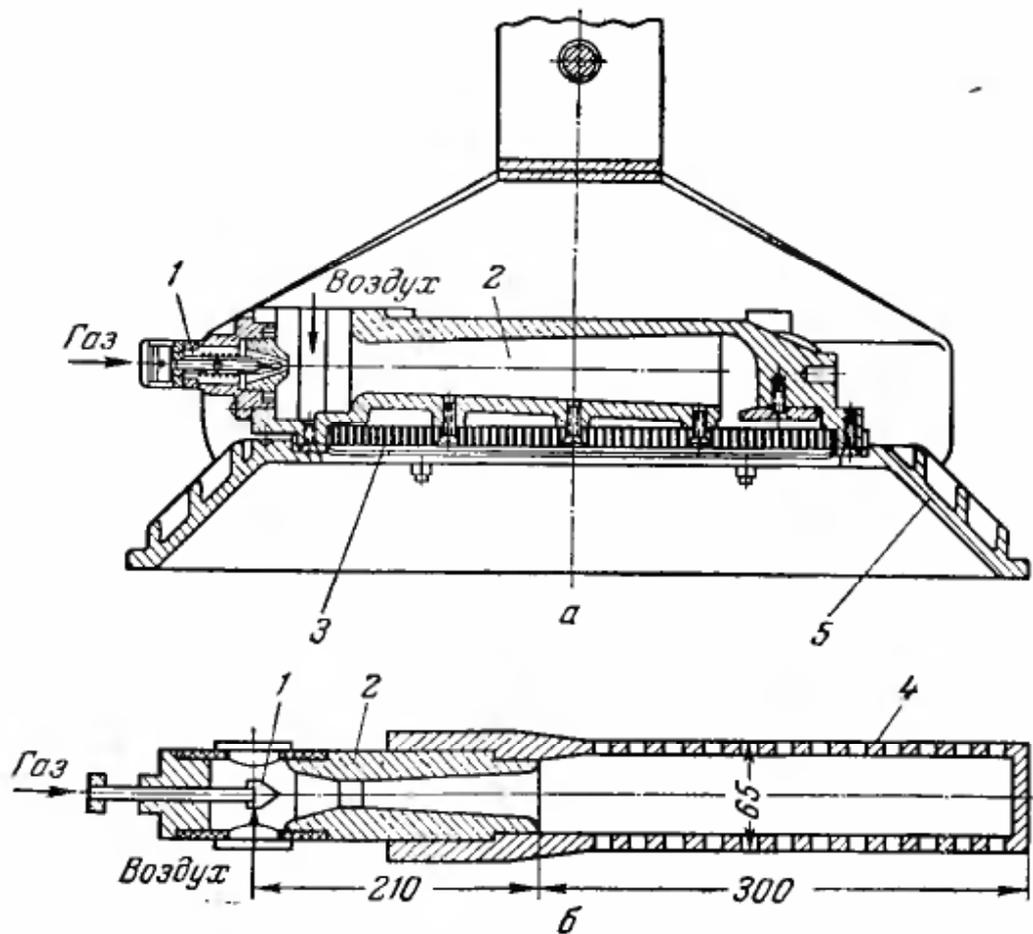


Рис. VI-13. Беспламенные горелки:

а — с пористой насадкой и алюминиевым рефлектором; б — с цилиндрической перфорированной насадкой; 1 — сопло для подачи газа; 2 — камера смешения; 3 — керамическая пористая плита; 4 — цилиндрическая перфорированная керамическая насадка; 5 — алюминиевый рефлектор.

### Радиационные сушилки

В основу классификации радиационных сушилок положены используемые излучатели и характеристика высушиваемого материала.

На рис. VI-14 показана ламповая сушилка для крупногабаритных изделий. На рис. VI-15 изображена конвейерная сушилка для сыпучих материалов с термоэлектрическими излучателями (в ней могут быть установлены и ламповые излучатели). Материал из бункера 1 попадает на конвейер 3. Для регулирования подачи материала и равномерного распределения его по ширине ленты сушилка оборудована питателем (заслонка 2). В верхнем перекрытии камеры установлены термоэлементы с параболическими отражателями. При использовании ламп в таких установках сушат ванадиевый катализатор в виде гранул после формующего пресса. Тонкодисперсные продукты сушат на ленте, а гранулы — на сетке с живым сечением 40—60%.

На рис. VI-16 дана схема сушилки для поясной бумажной изоляции кабелей дальней связи [33]. При значительной интенсификации процесса сушки благодаря радиационному подводу

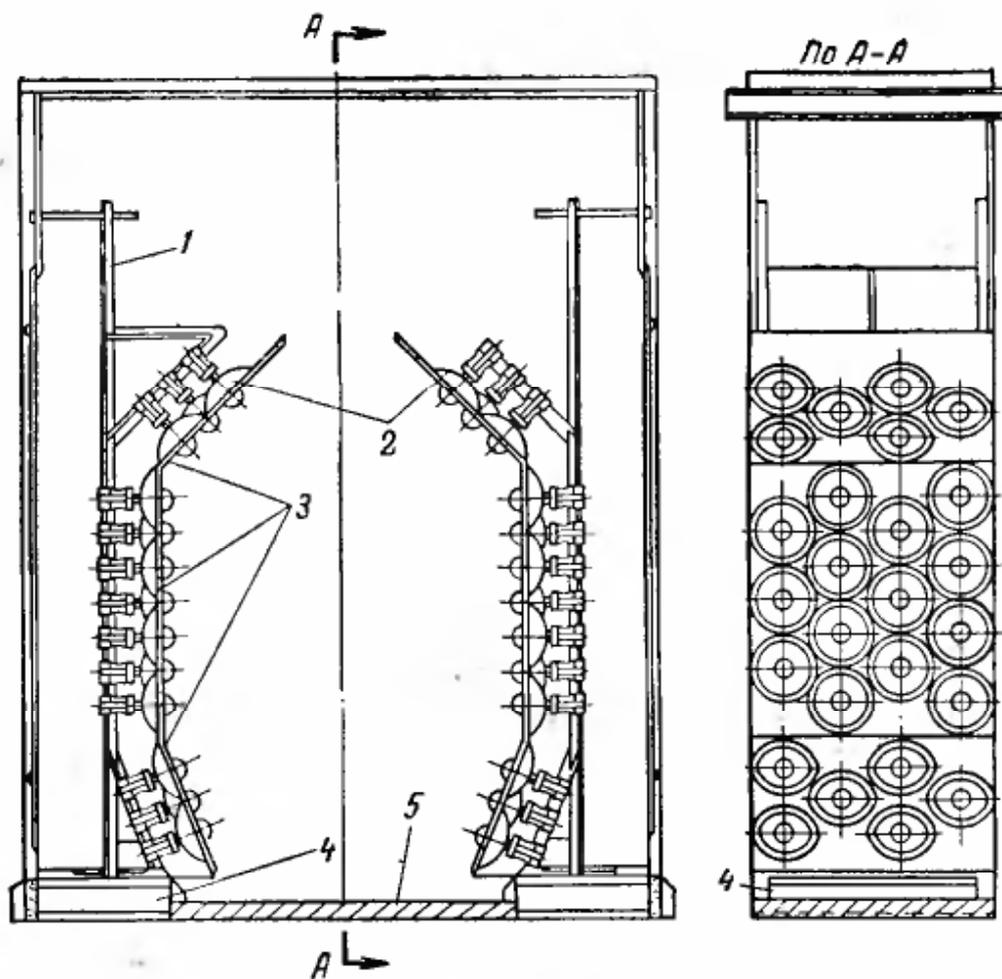


Рис. VI-14. Секция ламповой сушилки:

1 — подвижная панель; 2 — рефлектор; 3 — отражательный лист;  
4 — короб для подачи воздуха; 5 — изоляционный кирпич.

тепла удалось осуществить одновременно сушку и освинцовывание кабеля. По старой технологии изоляцию сушили отдельно в мотках в течение длительного времени.

На рис. VI-17 показана опытная сушилка ВТИ для бумаги. Крашеная бумага облучается сверху тепловым потоком, излучаемым передвижной керамической плитой, обогреваемой открытым

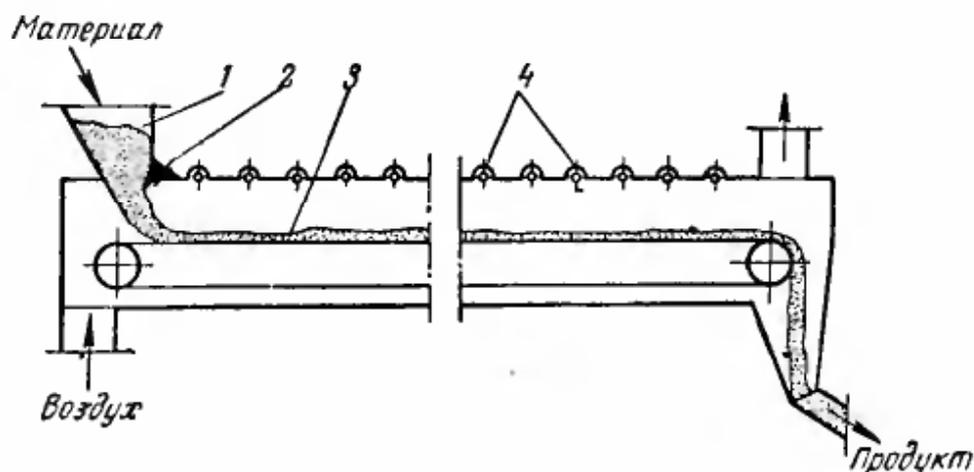


Рис. VI-15. Радиационная сушилка для сыпучих материалов:

1 — бункер; 2 — заслонка; 3 — конвейер; 4 — излучатели.

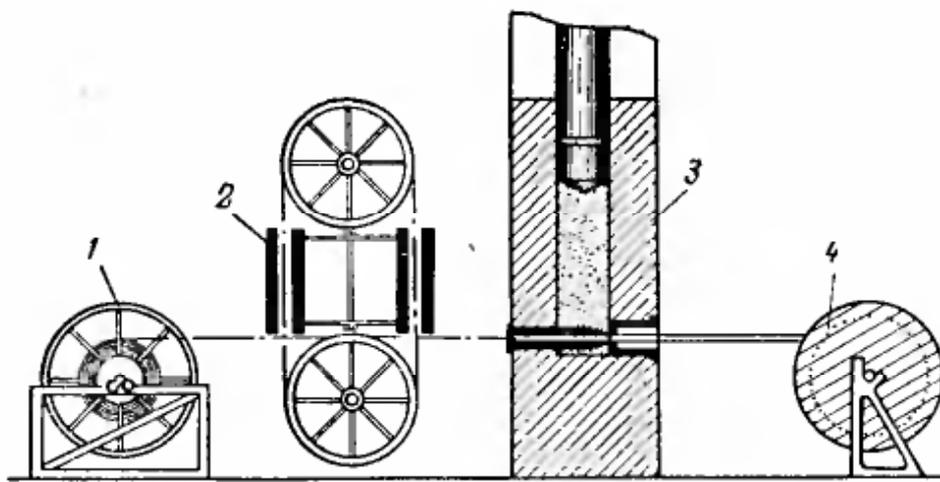


Рис. VI-16. Радиационная сушилка для поясной бумажной изоляции:  
 1 — барабан; 2 — инфракрасные излучатели; 3 — пресс для освинцовывания;  
 4 — приемный барабан.

пламенем. Газ сжигают в длиннопламенных горелках. Подсушенная бумага поступает в камеру, куда подают горячие отработанные продукты горения. Из этой камеры газы вентилятором выбрасываются в атмосферу. При длине сушилки 10 м и скорости ленты 9 м/мин влажность бумаги снижалась с 60—62 до 8—9%. Опыты показали, что интенсивно испаряющаяся влага создает защитную зону, в которой лучистая энергия поглощается и скорость сушки снижается. Кроме того, пары ухудшают процесс сжигания газа. Для интенсификации сушки необходимо обдувать поверхность материала потоком газов и облучать материал прерывисто. Верхнее расположение раскаленного керамического экрана опасно из-за возможного попадания раскаленных кусочков

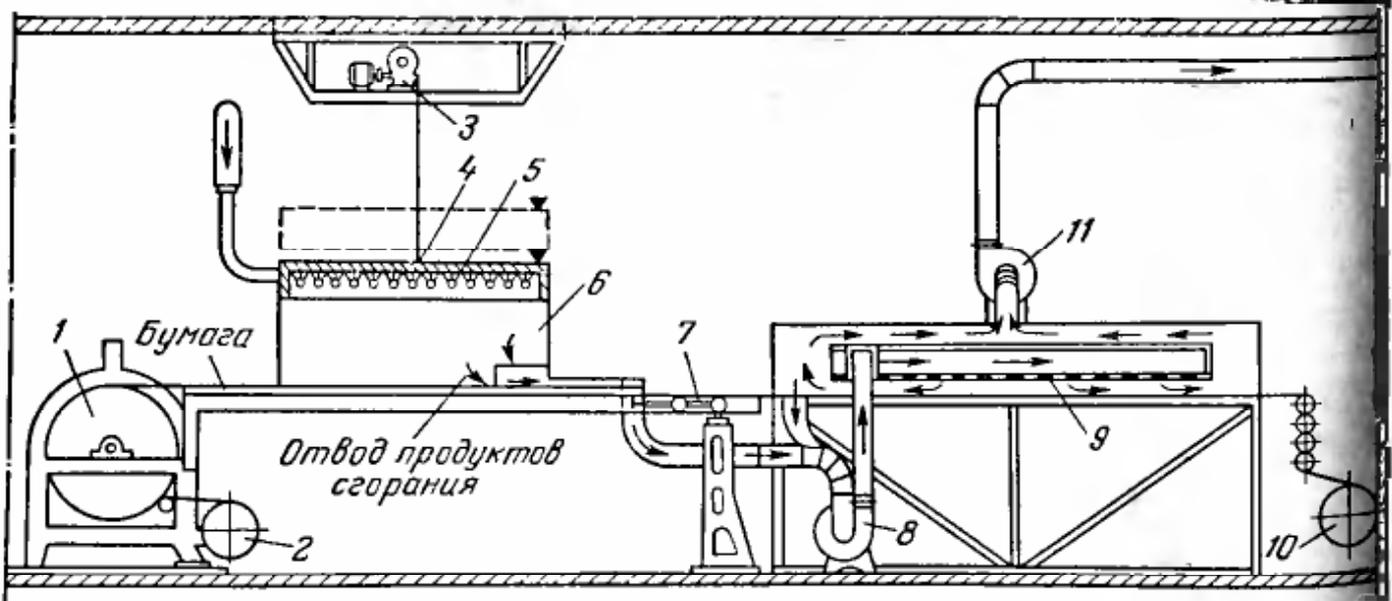


Рис. VI-17. Радиационная газовая сушилка ВТИ им. Дзержинского для листовых материалов:

1 — красильная машина; 2 — разматывающий барабан; 3 — лебедка; 4 — подвижный керамический экран; 5 — горелки; 6 — камера сушки; 7 — присосный стол; 8 — вентилятор; 9 — камера обдувки; 10 — барабан накатный; 11 — выхлопной вентилятор.

керамики на бумагу и ее воспламенения. Установленные реле и механизм отвода экрана, срабатывающие при возгорании бумаги, не обеспечивают надежную работу установки.

Следует отметить, что при конструировании радиационных сушилок с ламповыми и термоэлектрическими излучателями необходимо обращать внимание на специальное устройство для охлаждения контактов и цоколей ламп. Места контактов, кроме того, должны быть легко доступны.

### Расчет сушилок

Экспериментально находят оптимальный режим сушки конкретного материала. Наиболее важным является выбор температуры излучающей поверхности, допустимой величины плотности теплового потока и длительности непрерывного облучения, при которой не происходит перегрева материала. При использовании ламп инфракрасного облучения необходимо обеспечить равномерность распределения теплового потока по облучаемой поверхности, что в основном зависит от расположения ламп в сушилке, их расстояния до материала и т. д. Расстояние от излучателя до материала диктуется обычно условиями безопасной работы сушилки и доступности к материалу. Упрощенное уравнение тепло- и массообмена в процессе сушки имеет вид:

$$q_{\text{из}} + \alpha (t_c - \vartheta_{\text{п}}) = \tau m + c\gamma R_v \frac{d\vartheta}{d\tau} \quad (\text{VI-10})$$

где  $q_{\text{из}}$  — плотность поглощенного лучистого потока,  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  
 $\alpha$  — конвективный коэффициент теплообмена,  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ ;  
 $t_c$  — температура среды,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $\vartheta$  — температура материала,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $m$  — средняя интенсивность сушки,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  
 $c$  — теплоемкость материала,  $\text{ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ ;  
 $\gamma$  — плотность тела,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  
 $R_v$  — отношение объема тела к его поверхности.

В случае нагрева сухого материала (например, лакокрасочных покрытий, когда теплотой испарения органических растворителей можно пренебречь) уравнение (VI-10) принимает вид:

$$q_{\text{из}} + \alpha (t_c - \vartheta_{\text{п}}) = c\gamma R_v \frac{d\vartheta}{d\tau} \quad (\text{VI-11})$$

Уравнение (VI-11) справедливо при малых значениях критерия Био, т. е. когда градиенты температур внутри тела небольшие. Температура среды может быть больше или меньше температуры тела. В стационарном состоянии ( $d\vartheta/d\tau = 0$ ) температура тела равна

$$t_{\infty} = t_c \frac{q_{\text{из}}}{\alpha} \quad (\text{VI-12})$$

При сушке лакокрасочных покрытий необходимо рассчитывать время достижения определенной температуры пленки, при которой заканчиваются испарение растворителя и полимеризация (отверждение). П. Д. Лебедев [32] применительно к этим процессам дает следующее решение уравнения (VI-11):

$$\tau = \frac{1}{D} \ln \frac{B + D (\vartheta_2 - t_c)}{B + D (\vartheta_1 - t_c)} \quad (\text{VI-13})$$

Здесь  $\vartheta_1$  и  $\vartheta_2$  — соответственно начальная и конечная температуры пленки,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $D = \alpha/c\gamma R_v$ ;  
 $B = 0,86k_{\text{п}}E/c\gamma R_v k_{\text{из}}$ ;  
 где  $k_{\text{из}}$  — отношение площади излучающего потока к облучаемой поверхности;  
 $k_{\text{п}}$  — коэффициент поглощения потока облучаемым телом.

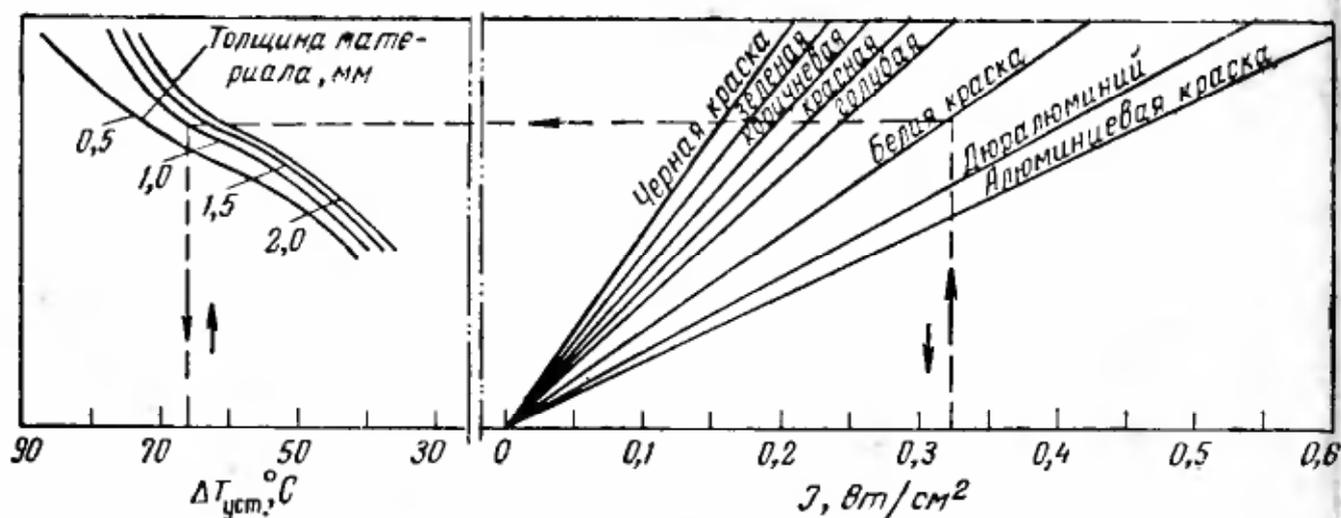


Рис. VI-18. Номограмма для определения установившейся температуры  $\Delta T_{уст.}$  на металлической поверхности, окрашенной разными красками ( $I$  — интенсивность облучения).

Уравнение (VI-13) можно использовать для приближенных расчетов нагрева пленки на тонких металлических подложках, когда градиентом температур пренебрегают. На рис. VI-18 приведена номограмма П. Д. Лебедева [32] для определения установившейся температуры на металлической поверхности, окрашенной разными красками. Последовательность расчета сушки лакокрасочных покрытий может быть принята следующей.

На основании экспериментальных и конструктивных данных принимают расстояние между лампами  $l$  (в м). Тогда плотность облучения равна: при коридорном расположении ламп

$$E = \frac{Pka}{l^2} \text{ вт/см}^2 \quad (\text{VI-14})$$

при шахматном расположении

$$E = \frac{Pka}{0,87l^2} \text{ вт/см}^2 \quad (\text{VI-15})$$

Здесь  $P$  — мощность лампы, вт;

$k$  — коэффициент эффективности источника, зависящий от длины камеры  $l$  и расстояния  $h$  от лампы до материала; обычно  $k$  изменяется в пределах 0,7—0,85;

$a$  — коэффициент многократных отражений:

$$a = \frac{1}{1 - k_1 k_2 k_3} \quad (\text{VI-16})$$

где  $k_1$  — коэффициент отражения камеры (обычно  $k_1 = 0,2$ );

$k_2$  — интегральный коэффициент отражения поверхности материала ( $k_2 = 0,3—0,5$ );

$k_3$  — доля потока, отраженного камерой ( $k_3 = 0,7—0,8$ ).

Зная  $E$  и  $\Phi_2$ , по уравнению (VI-13) определяют время нагрева  $\tau_1$ , а по уравнению (II-44) — величину облучаемой поверхности материала  $F$ , если задана часовая производительность по поверхности материала  $F_ч$  (в  $\text{м}^2/\text{ч}$ ).

Количество ламп, которое следует установить в сушилке, определяют из соотношения:

$$n = 1,2 \frac{EF}{\eta ka} \quad (\text{VI-17})$$

где  $\eta$  — энергетический к. п. д. лампы; обычно  $\eta = 0,7—0,75$ .

Общая мощность  $N = nP$  (в вт).

При использовании электрических нагревателей последовательность расчета такая же. В случае применения плоских экранов, обогреваемых газами, сначала по уравнению (I-101) или (I-102) определяют средний за процесс удельный тепловой поток  $q$  [в ккал/(м<sup>2</sup>·ч)] и соответственно плотность облучения  $E$ , предварительно задавшись конечной температурой материала  $\theta_2$ . Далее последовательность расчета аналогична приведенной выше. Количество воздуха находят из условия безопасной концентрации в нем паров органических растворителей. Температуру выходящего из сушилки воздуха определяют из теплового баланса сушилки.

При сушке тонких влажных материалов, когда основная доля тепла расходуется на испарение влаги, расчет проводят иначе. По заданной производительности сушилки определяют расход тепла на испарение влаги [уравнение (II-14)], на нагрев материала [уравнение (II-16)], на нагревание воздуха [уравнение (II-31)] и другие статьи расхода, если они имеются. Расход воздуха рассчитывают, исходя из температуры отходящего воздуха и его насыщения парами воды. Для приближенных расчетов температуру отходящего воздуха можно принять 60—80° С, а влажность  $\varphi_2 = 40—50\%$ . Задавшись температурой излучающего экрана и световыми свойствами облучаемой поверхности материала, по уравнению (I-102) рассчитывают плотность теплового потока  $q_{из}$  [в ккал/(м<sup>2</sup>·ч)].

Поскольку изменение температуры материала в процессе сушки незначительно по сравнению с температурой излучающей поверхности, уравнение (I-102) может быть использовано для определения  $q_{из}$  высушиваемого материала.

Поверхность облучения равна:

$$F = \frac{Q_H + Q_{H_1} + Q_2 + Q_m}{q_{из}} \text{ м}^2 \quad (\text{VI-18})$$

Принимая, например, при сушке сыпучих материалов ширину конвейера  $b$ , находим его длину  $L = F/b$  (в м). При использовании ламп величина  $q_{из}$  определяется соотношениями (VI-14) и (VI-15).

При комбинированной сушке, когда тепло к материалу передается радиацией и конвекцией от нагретого воздуха, расчет сушилки ведут с использованием условного коэффициента теплообмена  $\alpha_y$ , определяемого из критериальных соотношений. В этом случае лучистый теплообмен интенсифицирует конвективный. П. Д. Лебедев [32] получил следующее эмпирическое соотношение:

$$Nu = A Re^{0,5} \left( \frac{T_c}{T_m} \right)^2 \left( \frac{T_H}{T_c} \right)^{0,4} \left( \frac{w_2}{w_{кр}} \right)^n \quad (\text{VI-19})$$

где  $T_c$ ,  $T_m$  и  $T_H$  — температура соответственно среды, мокрого термометра и излучающей поверхности, °К;

$A$  и  $n$  — постоянные величины (для кварцевого песка  $A = 0,65$ ,  $n = 1,8$ ; для глины  $A = 0,45$ ,  $n = 0,9$ ).

Ф. М. Полонская [42] для периода постоянной скорости сушки предложила соотношение:

$$Nu = 113,4 Re^{0,5} Gu^{0,37} \left( \frac{t_H - t_c}{t_H} \right)^{1,7} \quad (\text{VI-20})$$

При  $t_c > \theta_n$  приближенный расчет комбинированной сушки проводят следующим образом. По уравнению (VI-19) определяют  $\alpha$ , а затем средний суммарный удельный поток тепла к материалу за весь процесс сушки:

$$\sum q = q_{из} + \alpha \Delta t_{cp} \quad (\text{VI-21})$$

где  $\Delta t_{cp}$  — средняя разность температур (°С) между поверхностью материала и воздухом, определяемая из соотношений (II-52) или (II-56).

Поверхность находящегося в сушилке материала  $F$  можно определить из соотношения (VI-18), если вместо  $q_{из}$  подставить  $\sum q$ . Если процесс испарения обусловлен периодом падающей скорости сушки, то по  $(q_{из} + \alpha \Delta t_{cp})$  рассчитывают интенсивность сушки в первом периоде, а затем, зная из опытов значение

относительного коэффициента сушки  $\kappa$ , находят длительность сушки  $\tau$  по уравнению (II-86). В этом случае  $\alpha$  определяют, например, из соотношения (VI-20).

В большинстве случаев радиационную сушку комбинируют с конвективной; при этом повышается к. п. д. сушилки благодаря использованию тепла газов и удается предохранить материал от перегрева. Например, при сушке легкоплавких эмульсий теплым воздухом за счет радиационного подвода тепла удалось интенсифицировать испарение влаги.

### ВАКУУМНАЯ РАДИАЦИОННО-КОНДУКТИВНАЯ СУШКА

Термочувствительные, дорогостоящие и окисляющиеся на воздухе материалы в большинстве случаев нерационально сушить конвективным способом при атмосферном давлении. Поэтому для интенсификации процесса и сохранения качества высушиваемого материала применяют вакуумную сушку. Если в процессе сушки выделяются вредные или ценные вещества, также целесообразно проводить сушку в вакууме, так как эти вещества будут полностью улавливаться. Основной недостаток вакуумной сушки — большие затраты электроэнергии, высокая стоимость оборудования и малая производительность одной установки.

Вакуумную сушку используют для чистых химических продуктов, взрывоопасных и термочувствительных материалов и т. д. Сушка в глубоком вакууме (сублимационная сушка) в химической промышленности пока не нашла применения. Однако этим способом можно высушивать особо чистые вещества. При сушке в вакууме основное тепло передается материалу радиацией и кондукцией от греющих поверхностей. Тогда уравнение тепло- и массообмена имеет вид:

$$q_{\text{из}} + q_{\text{к}} = c\gamma R_v \frac{d\theta}{d\tau} + \beta (p_{\text{п}} - p_{\text{с}}) r \frac{P_0}{P} \quad (\text{VI-22})$$

где  $q_{\text{к}}$  — количество тепла, подводимое кондукцией,  $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;

$p_{\text{п}}$  и  $p_{\text{с}}$  — давление паров воды соответственно на поверхности материала и в среде,  $\text{мм рт. ст.}$ ;

$P_0$  — атмосферное давление,  $\text{мм рт. ст.}$ ;

$P$  — давление в сушилке,  $\text{мм рт. ст.}$ ;

$\beta$  — коэффициент массообмена при нормальном давлении,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \times \text{мм рт. ст.})$ .

Диффузионный перенос пара в пограничном слое наблюдается до остаточных давлений 5—10  $\text{мм рт. ст.}$  При давлениях менее 4,6  $\text{мм рт. ст.}$  механизм переноса тепла и пара изменяется (сублимация). Давление, равное 4,6  $\text{мм рт. ст.}$ , соответствует температуре насыщенных паров воды при 0° С.

Механизм процесса сушки в вакууме ( $p > 10 \text{ мм рт. ст.}$ ) аналогичен механизму атмосферной сушки с кондуктивным или радиационным подводом тепла. Наблюдаются периоды постоянной и падающей скоростей сушки. В первом периоде температура материала  $\theta$  равна температуре насыщенного пара при давлении в камере. Во втором периоде величина  $\theta$  возрастает и, когда закан-

чивается испарение влаги, достигает температуры греющей поверхности.

При давлениях менее 4,6 мм рт. ст. температура материала ниже 0° С, свободная влага замерзает и ее испарение происходит без плавления (сушка сублимацией). При удалении влаги поверхность испарения углубляется внутрь тела. Перенос пара внутри тела происходит путем эффузии, поэтому уравнение (VI-22) в данном случае неприменимо.

На рис. VI-19 показана схема вакуумной сушилки. Высушиваемый материал 3 находится в вакуумной камере 1. Тепло передается кондукцией от плиты 2, обогреваемой паром. Паро-воздушная смесь из сушилки поступает в конденсатор 5, где конденсируются испаренная вода или пары других растворителей. В конденсатор подают холодную воду или иной холодагент. Температура его должна быть на 8—10° С ниже температуры насыщения паров воды при давлении в конденсаторе. Конденсатор устанавливают для уменьшения нагрузки вакуум-насоса или другого побудителя вакуума. Из непрерывнодействующей установки желательно отводить конденсат непрерывно, чтобы не уменьшать поверхность теплообмена конденсатора. В этом случае конденсатор должен быть установлен на барометрической высоте в соот-

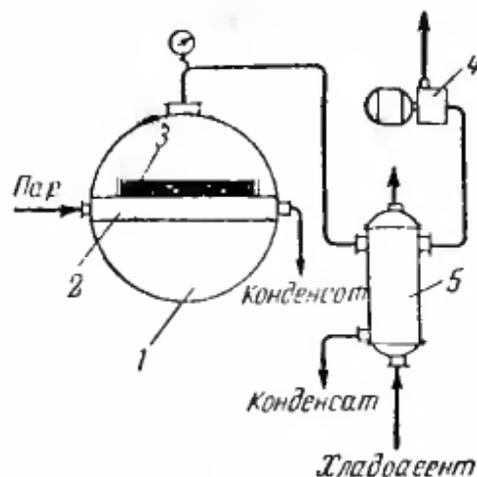


Рис. VI-19. Схема вакуумной сушилки:

1 — камера; 2 — греющая плита; 3 — материал; 4 — вакуум-насос или паровые эжекторы; 5 — конденсатор.

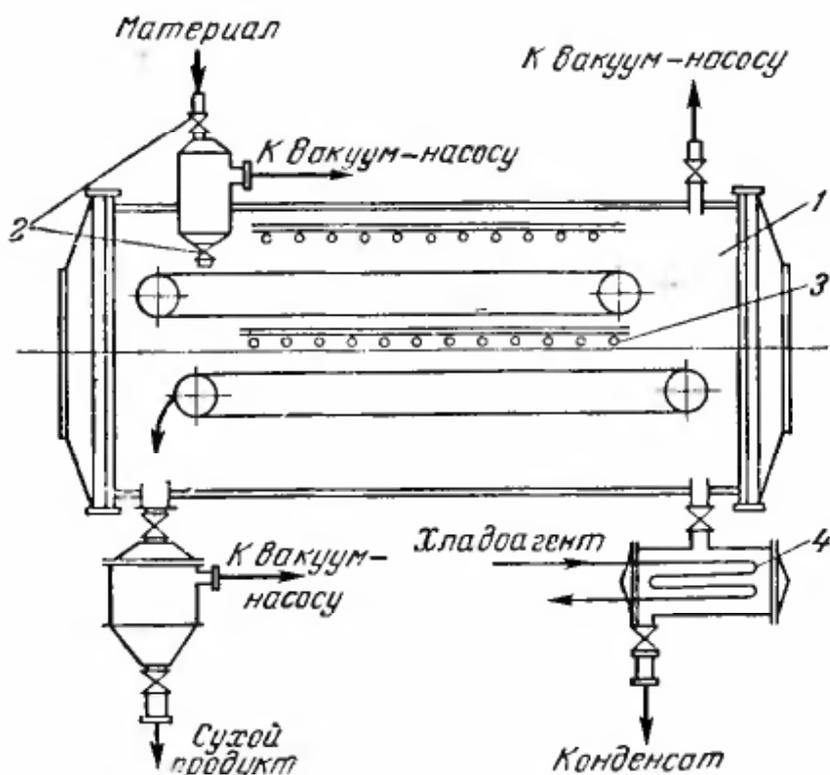


Рис. VI-20. Непрерывнодействующая вакуумная радиационная сушилка:

1 — камера; 2 — затвор-питатели; 3 — излучатель; 4 — конденсатор.

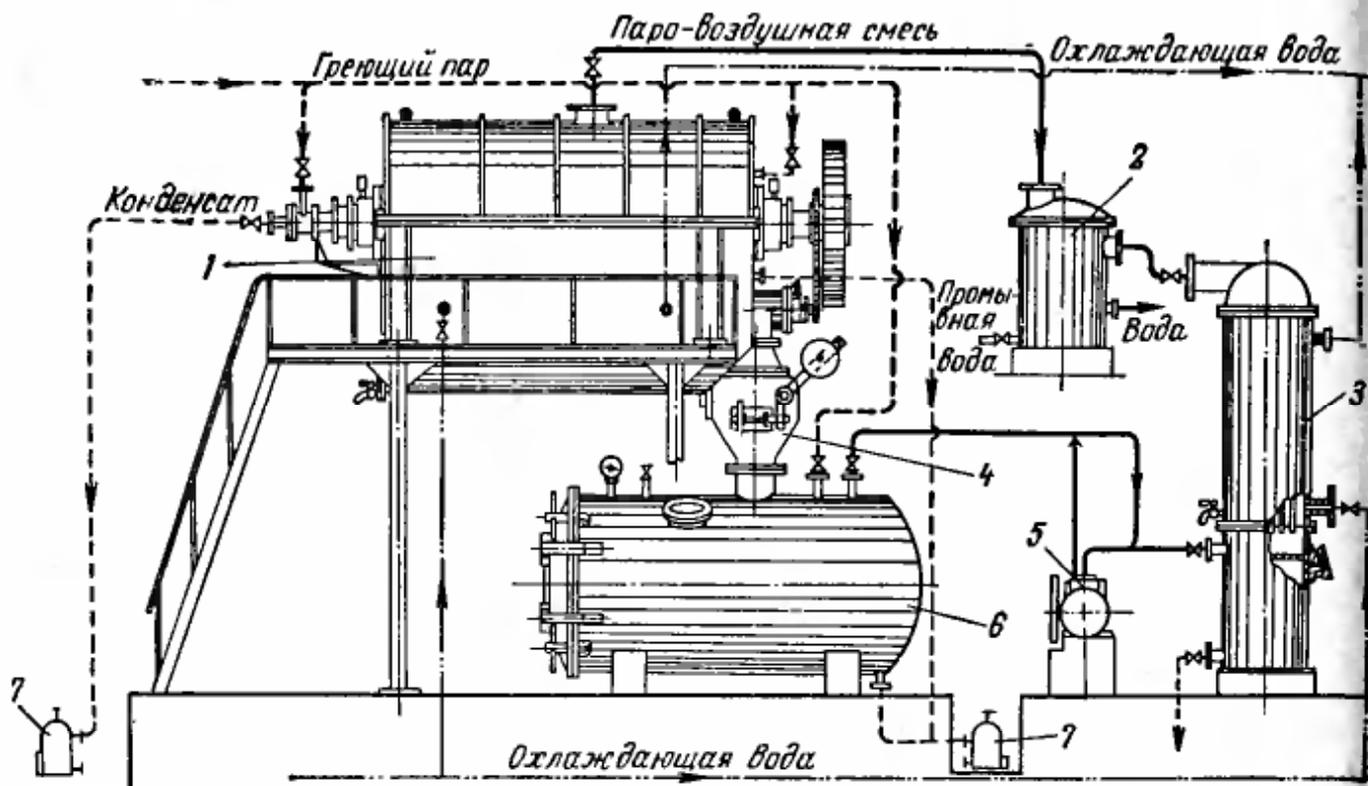


Рис. VI-21. Компоновка вакуумной двухвальцовой сушилки типа СДВ:

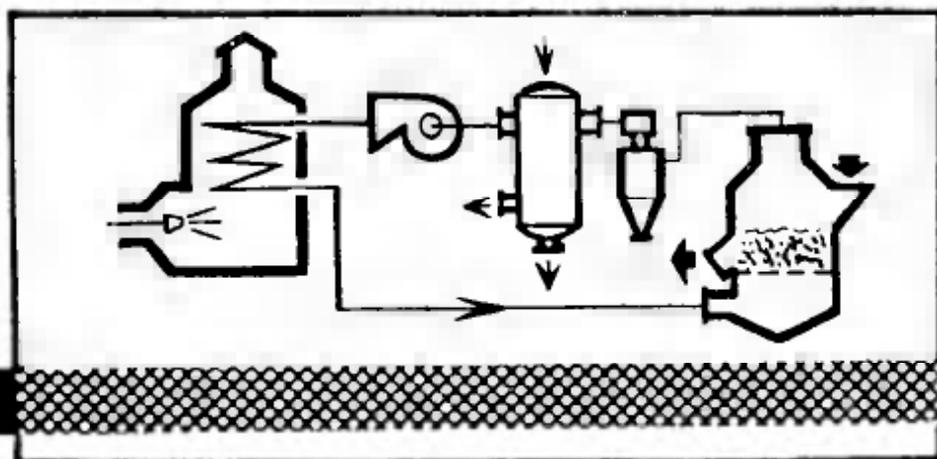
1 — сушилка; 2 — сепаратор; 3 — конденсатор; 4 — запорный клапан; 5 — вакуум-насос; 6 — камера для готового продукта; 7 — конденсационные горшки.

ветствии с давлением в нем. Конденсат можно отбирать в специальную герметичную емкость, которую периодически опорожняют при закрытом вентиле между конденсатором и емкостью. Процесс можно регулировать по уровню конденсата в сборнике.

Для создания вакуума используют ротационные масляные насосы или паровые эжекторы. Для создания глубокого вакуума устанавливают последовательно несколько эжекторов и насос; для создания небольшого разрежения можно использовать газодувки типа РМҚ. Расчет вакуумных аппаратов производят, исходя из количества инертных газов, которые проникают через неплотности системы и выделяются при сушке из материала. Количество подсосываемого в систему воздуха возрастает с увеличением объема вакуумной установки и понижением давления в системе.

На рис. VI-20 показана схема непрерывнодействующей вакуумной сушилки для сыпучих материалов. Материал из бункера через двойной затвор 2 и промежуточную емкость подают на ленту сушильной камеры 1. Тепло, необходимое для испарения влаги, подводится радиацией от термоэлементов. Для создания равномерной сушки материал пересыпается с одного конвейера на другой. Высушенный продукт через затворы и промежуточную емкость поступает в сборник.

На рис. VI-21 показана компоновка сушилки типа СДВ. По конструкции вакуумные сушилки почти не отличаются от атмосферных, за исключением устройства кожуха и затворов.



## ТЕХНОЛОГИЯ СУШКИ

**С**ушка влажных материалов — технологический процесс или, точнее, совокупность процессов переноса тепла и массы, сопровождающихся биохимическими и структурно-механическими изменениями вещества. При сушке материал не только теряет влагу при фазовом ее превращении в результате подвода тепла, но и приобретает новые качества. Поэтому вопросы выбора способа, оптимального режима сушки и конструкции аппарата непосредственно связаны со свойствами материала и требованиями к технологии производства того или иного продукта. Интенсификация процесса сушки также непосредственно связана со свойствами материала. Практически в сушильной технике решаются задачи в двух направлениях: разработка рационального способа сушки и соответствующей конструкции аппарата для новых технологических производств и усовершенствование существующих способов сушки и конструкций аппаратов на действующих производствах.

### ИНТЕНСИФИКАЦИЯ И УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ СУШКИ

В связи с ростом производства различных химических продуктов, повышением требований к их качеству, совершенствованием технологии производства и т. д. появляется необходимость в разработке новых способов сушки, обеспечивающих высокое качество продукта, максимальную автоматизацию, механизацию и значительную интенсификацию процесса. Условная удельная интенсивность процесса (например, съем влаги с  $1 \text{ м}^3$  любого аппарата)

зависит от концентрации материала, точнее, от активной поверхности тепло- и массообмена материала в единице объема; от максимально допустимых потенциалов переноса тепла и массы и аэродинамических условий.

Например, при двух различных способах сушки удельная интенсивность испарения может быть одинаковой, если в первом случае поддерживается более высокая концентрация материала, а во втором — более высокие начальные температуры газов. Анализируя с этой точки зрения каждый сушильный аппарат, можно выявить возможность максимальной интенсификации процесса в нем и соответственно его перспективность для использования в промышленности.

Для интенсификации процессов сушки и повышения экономической эффективности работы аппарата может быть выбран один из следующих путей.

Использование более высоких начальных температур теплоносителя в автоматизированных установках. Для реализации этого метода интенсификации ряда способов сушки имеются большие возможности в связи с применением высококачественного топлива (мазут, газ) и современных теплообменников с промежуточным твердым теплоносителем. С повышением температуры теплоносителя резко сокращается длительность сушки, в результате материал сохраняет свои качественные показатели. При этом уменьшаются удельные расходы топлива и электроэнергии.

Использование больших локальных скоростей (сопловая сушка), пульсирующих газовых потоков и вибрации частиц материала, закрученных высокоскоростных потоков (вихревая сушка) и т. д.

Сушка в электрическом и магнитном полях.

Применение перегретых паров испаряемой из материала жидкости в качестве теплоносителя (водяные пары, пары органических растворителей — четыреххлористый углерод, хлорбензол и т. д.).

Применение комбинированных способов сушки и совмещение различных процессов в одном аппарате.

Использование вторичных энергетических и тепловых ресурсов производства (тепло отходящих газов, а также котельных, сушилок и других термических установок).

### **Сушка перегретым паром**

Использование перегретого пара испаряемой жидкости в качестве агента сушки имеет преимущества по сравнению с использованием неконденсирующихся газовых теплоносителей. Водяной пар — инертный теплоноситель, поэтому в нем безопасно сушить легко воспламеняющиеся и взрывоопасные вещества. Если материал достаточно термостойкий, можно использовать пар с повы-

шенными начальными температурами, не опасаясь загорания материала. Так как теплоемкость пара больше, чем воздуха, то при одинаковых скоростях потока агента сушки в аппарате в первом случае подводится большее количество тепла.

В случае использования перегретого водяного пара довольно просто решается вопрос улавливания выделяющихся паров органических растворителей или токсичных газов. При сушке же воздухом возникает проблема очистки отработанных газов, чтобы не загрязнять атмосферу вредными веществами. В процессе сушки образуются перегретые пары воды или органических жидкостей, тепло которых легко использовать, так как при их конденсации коэффициенты теплообмена велики, и теплоутилизатор получается несложным и недорогим. Начиная с температур водяного пара выше  $200^{\circ}\text{C}$  значительно интенсифицируются внешний и внутренний тепло- и массообмен. Поскольку в настоящее время освоены новые теплообменные аппараты с промежуточным твердым теплоносителем, для сушки можно использовать перегретый пар с температурами до  $1000^{\circ}\text{C}$  при атмосферном давлении.

Использование перегретых паров органических жидкостей в качестве агента сушки приобретает особо важное значение, так как возврат дорогостоящего растворителя в технологический цикл в этом случае осуществляется очень просто.

**Внешний и внутренний теплообмен.** Перенос массы для гомогенных систем определяется разностью химических потенциалов. Сравнение химических потенциалов при испарении паров воды в воздух  $\mu_{\text{в}}$  и перегретый пар  $\mu_{\text{п}}$  показало [20], что  $\Delta\mu_{\text{п}}/\Delta\mu_{\text{в}} < 1$ , если температура теплоносителя ниже  $180^{\circ}\text{C}$ . При температуре выше  $180^{\circ}\text{C}$   $\Delta\mu_{\text{п}}/\Delta\mu_{\text{в}} > 1$  и достигает 2,8 при  $550^{\circ}\text{C}$  [52]. Коэффициент самодиффузии пара  $D_{\text{п}}$  равен  $0,277 (T/273)^2$ , т. е. выше, чем коэффициент диффузии пара в воздух  $D_{\text{в}}$ , равный  $0,216 (T/273)^2$ , следовательно, при использовании перегретого пара высоких температур массообмен проходит более интенсивно.

В первом периоде сушки температура материала равна температуре насыщения при соответствующем давлении. Поэтому разность температур при сушке перегретым паром ( $t_{\text{с}} - 100$ ) меньше, чем при сушке нагретым воздухом. Однако в первом случае можно использовать газы с более высокими начальными температурами. По данным И. М. Федорова [40] и Л. Венцела [124, 125], конвективный коэффициент теплообмена при температурах пара ниже  $200^{\circ}\text{C}$  меньше, чем при использовании нагретого воздуха ( $\alpha_{\text{в}}/\alpha_{\text{п}} = 1,1$ ). При сушке перегретым паром значительную роль играет передача тепла радиацией, величина которой увеличивается с повышением температуры и может составлять до 50% от общего потока тепла. Таким образом, можно считать, что интенсивность сушки в токе перегретого пара при температурах его выше  $200^{\circ}\text{C}$  больше, чем при сушке нагретым воздухом. По данным [124], начиная с  $Re > 255\,000$  конвективный коэф-

коэффициент теплообмена выше в случае использования пара ( $t_c \geq 200^\circ \text{C}$ ).

Сушка капиллярно-пористых тел (целлюлоза, картон) в перегретом паре впервые изучалась И. М. Федоровым в 1938 г. [40]. Опыты проводились в условиях естественной конвекции при температурах пара и воздуха  $t_c \leq 200^\circ \text{C}$ . В его работах было показано, что существуют в основном два периода процесса: постоянной и падающей скоростей сушки. В первый момент на поверхности материала конденсируется пар с быстрым прогревом тела.

Период прогрева с увлажнением тела невелик по сравнению с общей длительностью сушки. Для тел значительных размеров длительность прогрева и величина избыточного увлажнения зависят от начальной влажности [64]. Увлажнение поверхности материала может иногда отрицательно влиять на его технологические свойства.

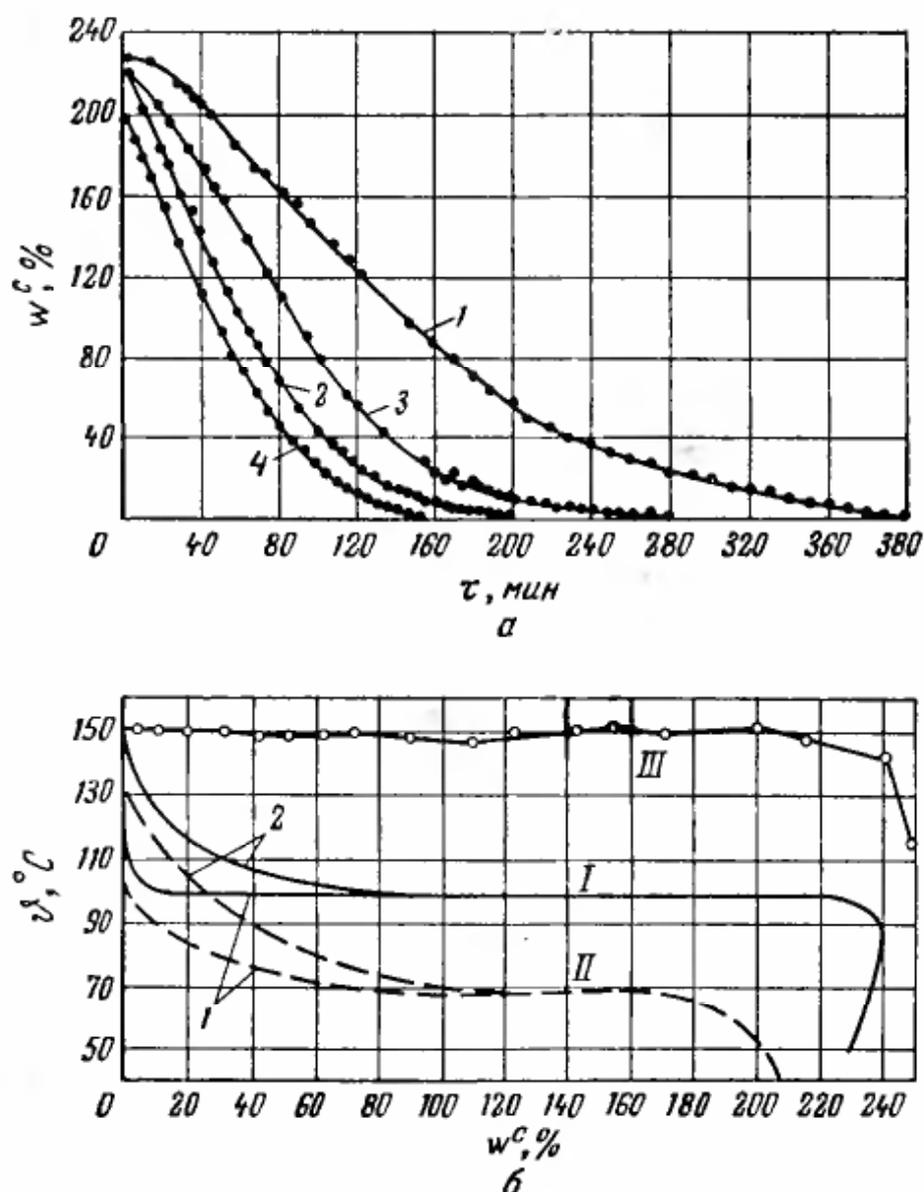


Рис. VII-1. Сравнение сушки перегретым паром и воздухом:

*a* — сушка целлюлозы: 1 — перегретым паром при  $150^\circ \text{C}$ ; 2 — то же, при  $200^\circ \text{C}$ ; 3 — воздухом при  $150^\circ \text{C}$ ; 4 — то же, при  $200^\circ \text{C}$ ;  
*b* — изменение температуры шарника целлюлозы при сушке его перегретым паром (I) и воздухом (II) в центре (I) и на поверхности (2); III — изменение температуры перегретого пара.

Пленка конденсата испаряется в периоде постоянной скорости сушки. На рис. VII-1, а, б приведены типичные кривые сушки и температурные кривые для сушки целлюлозы в воздухе и перегретом паре по данным [40]. Опытные данные многих авторов [40, 52, 124] показывают, что механизм протекания процесса сушки перегретым паром и воздухом аналогичен. Различия состоят в следующем.

Во-первых, при применении перегретого пара температура материала гораздо выше, поэтому значительно увеличивается коэффициент диффузии влаги. Градиент влагосодержания внутри тела значительно меньше, чем при сушке воздухом, следовательно, можно добиться более высокой интенсивности сушки за счет высоких температур и скоростей пара без создания внутри тела больших напряжений. Во-вторых, критическое влагосодержание материала при сушке перегретым паром меньше и приближенно является линейной функцией скорости сушки в первом периоде. Испарение влаги происходит во всем объеме тела, влага в нем перемещается в основном в виде пара. Это явление широко используется в технологии сушки. Согласно данным Ю. А. Михайлова по сушке торфа [64], внутри тела возникает избыточное нерелаксируемое давление, при котором происходит мольный перенос пара, что интенсифицирует сушку высоковлажных материалов.

По теплообмену от перегретого пара к материалу получены следующие экспериментальные данные.

Применительно к передаче тепла от перегретого пара к движущемуся зернистому материалу было получено уравнение [40]:

$$\alpha = 0,068u^{0,2} \quad (\text{VII-1})$$

где  $u$  — скорость пара в свободном сечении аппарата,  $м/сек$ .

Л. Венцел [124] при сушке песка в лотке с продольным потоком пара получил соотношение для периода постоянной скорости:

$$Nu = 18,8 \left[ \frac{l(\gamma u)}{\mu_p} \right]^{0,35} Pr^{0,33} \quad (\text{VII-2})$$

где  $l$  — размер образца в направлении потока,  $м$ ;

$\gamma u$  — весовая скорость,  $кг/(м^2 \cdot сек)$ ;

$\mu_p$  — коэффициент вязкости пара,  $кг/(м \cdot сек)$ .

Доля тепла, переданного излучением, составляла от 7,5 до 31%. Коэффициент теплообмена изменялся в пределах 12—87  $ккал/(м^2 \cdot ч \cdot град)$ .

Чжу-Жу-цзинь, Л. Лейн и Д. Конклин для испарения воды, 1-бутанола и бензола в собственные перегретые пары рекомендуют уравнение:

$$Nu = 4,56 Re^{0,5} Pr^{0,33} \quad (\text{VII-3})$$

Коэффициент теплообмена изменялся в пределах 44—73  $ккал/(м^2 \cdot ч \cdot град)$ .

Для температур 270—400° С при сушке нетканых текстильных материалов в периоде постоянной скорости О. Л. Данилов [64] получил соотношение:

$$Nu = 0,05 Re^{0,8} \left( \frac{T}{T_n} \right)^{-0,5} \quad (VII-4)$$

где  $T$  — температура пара, °К;  
 $T_n$  — температура насыщения, °К.

Предел применения уравнения:  $Re = 3340—17\,800$ ,  $T/T_n = 1,1—2,2$ .

При испарении одиночных капель в токе перегретого пара диффузионный критерий Нуссельта, по данным Э. Н. Тыныбекова, равен:

$$Nu_m = 2 + 0,35 Re^{0,8} \left( \frac{T_n}{T} \right)^{0,4}$$

Предел применения уравнения:  $Re = 0,01—500$ ,  $T/T_n = 1,5—5,5$ .

**Технологические схемы сушки.** Жидкие материалы можно высушивать в токе перегретого пара в распылительных установках, так как последние хорошо герметизированы. При испарении органических растворителей сушку рационально проводить в среде перегретого водяного пара [49, 58]. Это позволяет получить инертную среду при испарении растворителей, пары которых образуют взрывоопасные смеси. Схема такой установки показана на рис. VII-2. Раствор, при сушке которого испаряется органический растворитель, поступает в поверхностный теплообменник 1 и далее на центробежный диск 2 (или в форсунку). Сушильная камера 3 представляет собой герметичную башню. В нее сверху подают перегретый водяной пар при температуре 150—500° С, в зависимости от свойств высушиваемого материала. Высушенный

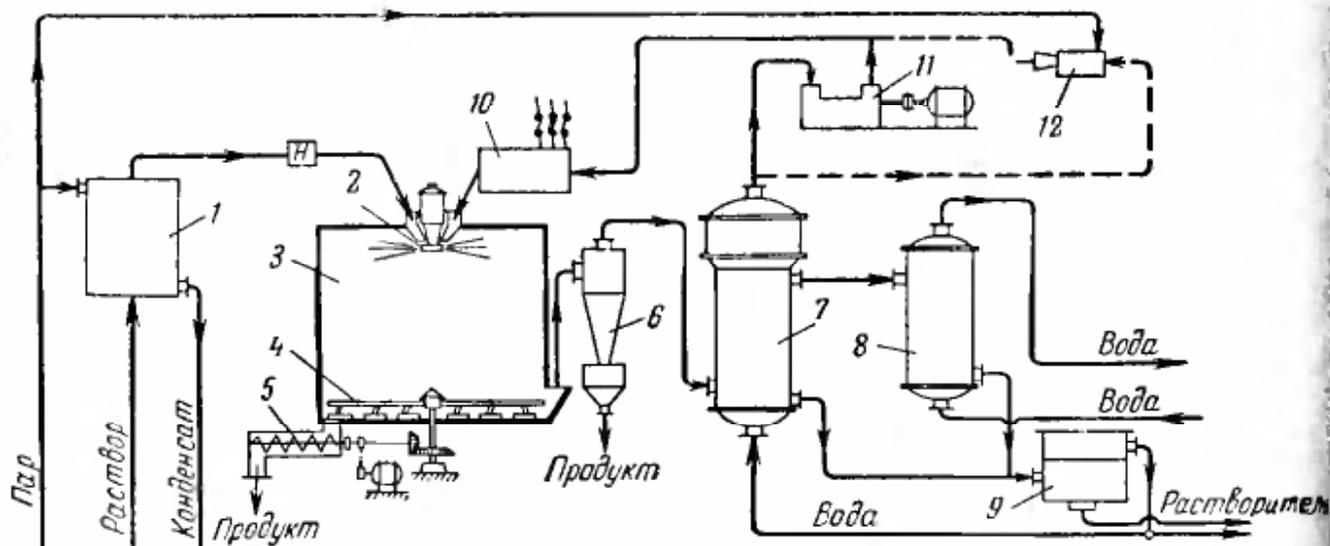


Рис. VII-2. Схема распылительной установки с применением для сушки перегретого пара:

1 — теплообменник; 2 — диск; 3 — сушильная камера; 4 — скребки; 5 — шнек; 6 — циклон; 7, 8 — трубчатые теплообменники; 9 — разделительный сосуд; 10 — перегреватель; 11 — турбокомпрессор; 12 — пароструйный насос (пунктиром показан вариант схемы с использованием эжектора).

продукт при помощи скребков 4 и шнека 5 выводят из сушилки. Смесь паров воды и растворителя проходит очистку в циклоне 6 и далее поступает в теплообменники-конденсаторы 7 и 8, охлаждаемые водой. В теплообменнике 7 выделяется столько тепла, сколько нужно для получения необходимого количества пара для сушики. Конденсат пара и растворителя идет на разделение в сосуд 9. Нагретую воду из теплообменника 8 можно использовать для технологических или санитарных нужд производства. В испарителе-теплообменнике 7 при помощи турбокомпрессора создают такое разрежение над

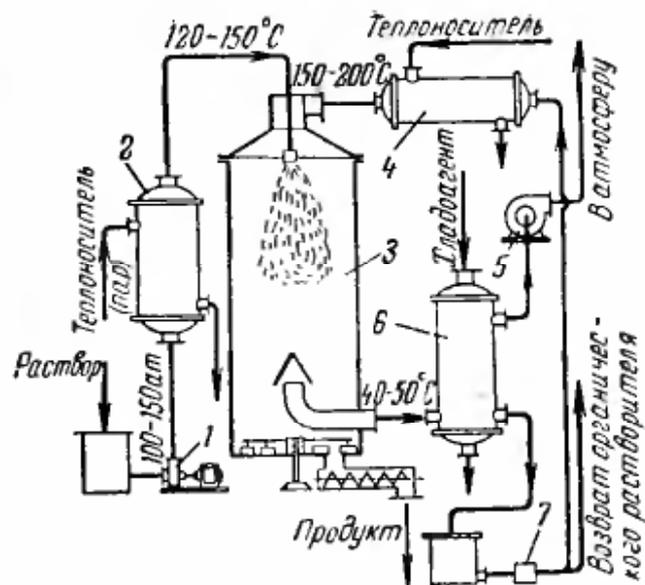


Рис. VII-3. Схема сушики с перегревом раствора под давлением и возвратом органического растворителя:

1, 7 — насосы; 2 — теплообменник; 3 — сушильная камера; 4 — испаритель; 5 — вакуум-насос; 6 — конденсатор.

поверхностью воды, при котором можно получить температуру кипения ее ниже температуры точки росы (конденсации) смеси водяных паров и растворителя. Насыщенный пар турбокомпрессором 11 подается в перегреватель 10 и далее — в сушилку. Разрежение можно создать и пароструйным эжектором (на схеме этот вариант показан пунктиром). Автором были проведены опыты по сушке перхлорвинилового смолы с испарением хлорбензола. При температуре пара  $t_1 = 350^\circ \text{C}$  и  $t_2 = 120^\circ \text{C}$  происходила интенсивная сушка с содержанием в продукте меньше 0,5% растворителя. Напряжение по испаренному хлорбензолу  $A_v$  составляло 8—12 кг/(м<sup>3</sup>·ч). В опытах применялся пневматический распыл паром. Основным недостатком данного процесса было получение материала в виде ваты при принятых начальных концентрациях раствора.

На рис. VII-3 показана схема сушики растворов с использованием в качестве теплоносителя паров органического растворителя и с предварительным перегревом материала перед распылением [49, 58].

Раствор из емкости насосом 1 подают под давлением 30—100 ат в теплообменник 2, где он перегревается до температуры, при которой не происходит изменения его свойств, а затем распыливается насадками в сушильную камеру 3. Камера может работать под вакуумом или при атмосферном давлении. За счет аккумулярованного тепла часть растворителя испаряется. Дополнительное тепло вводится с перегретыми парами растворителя. Продукт оседает на дне камеры и выводится при помощи скребков через систему затворов. Пары растворителя поступают в конденсатор 6,

куда подают хладагент. Инертные газы, которые выделяются из раствора и попадают в установку через неплотности, отсасываются вакуум-насосом 5. Растворитель насосом 1 подают в испаритель-перегреватель и далее в сушилку. Установка может работать и по схеме с частичным возвратом отработанных паров растворителя непосредственно в перегреватель, но предварительно они проходят систему пылеочистки. В этом случае, однако, возможен занос поверхностей нагрева продуктом и, как следствие, неустойчивая работа установки.

На рис. VII-4 показана схема комбинированной сушилки НИУИФ для сушки перегретым паром сыпучих материалов. Она предназначена для таких процессов, когда при сушке одновременно выделяется ценное вещество. Причем соотношение водяных паров и выделяемого вещества должно иметь определенное значение. Поэтому для сушки используют перегретый пар с максимально допустимыми начальными температурами, а недостающее тепло подводят кондуктивным способом от обогреваемых газом стенок.

Материал подают в камеру 4 с кипящим слоем. Насыщенный пар, пройдя перегреватель 8, при температуре до  $600^{\circ}\text{C}$  поступает под решетку. Газ сжигается в топке 9, куда вентилятором 8 нагнетается воздух. Основная часть топочных газов, пройдя пароперегреватель, выбрасывается вентилятором 6 в атмосферу. Часть газов с более высокой температурой подают в рубашку установки, где они движутся по спирали снизу вверх и охлажденные выбрасываются в атмосферу. Для увеличения коэффициента теплопередачи от газа к материалу рубашка ошипована. Материал выгру-

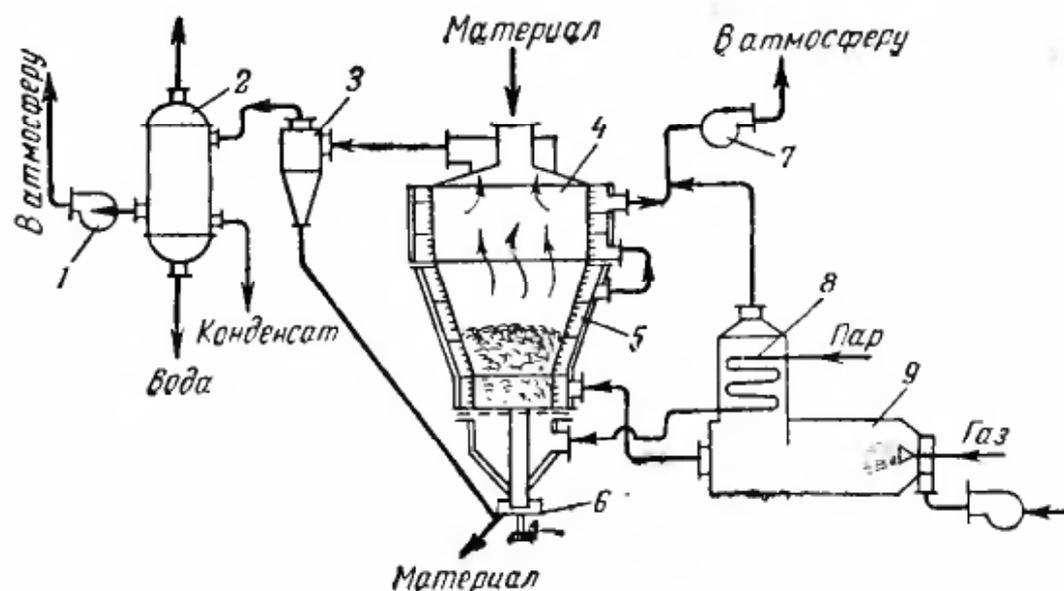


Рис. VII-4. Схема комбинированной установки с кипящим слоем для сушки перегретым паром:

1 — воздуходувка; 2 — конденсатор; 3 — циклон; 4 — камера; 5 — рубашка; 6 — затвор-дозатор; 7 — вентилятор; 8 — пароперегреватель; 9 — топка.

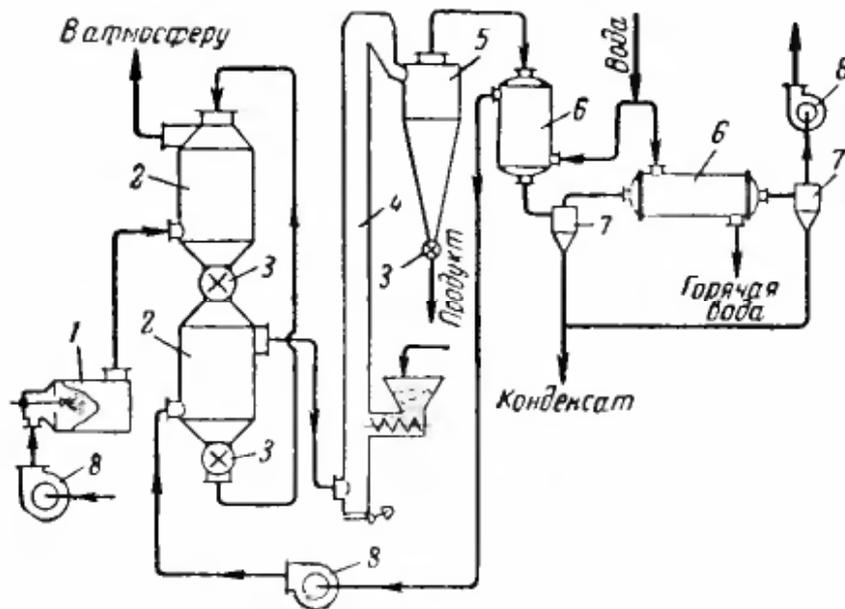


Рис. VII-5. Схема сушки перегретыми парами испаряемой жидкости по замкнутому циклу:

1 — топка; 2 — теплообменники с твердым теплоносителем; 3 — затворы; 4 — пневмотруба; 5 — циклон; 6 — трубчатые теплообменники; 7 — сепараторы; 8 — газодувки.

жается по центру камеры непосредственно с решетки через затвор-питатель тарельчатого типа. Перегретые пары из сушилки поступают в циклон 3 и далее — в конденсатор 2. Инертные газы отсасываются газодувкой.

Для изучения коэффициентов теплообмена от перегретого пара и от стенок аппарата были проведены опыты на активированном угле с влажностью до 70%. Коэффициент теплопередачи от газов к материалу зависит от скорости кипения и изменяется в пределах  $60\text{--}100 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$  ( $u_k = 0,8\text{--}1,5 \text{ м/сек}$ ; расход пара  $60\text{--}100 \text{ кг/ч}$ ). В периоде постоянной скорости сушки температура угля, выгружаемого из сушилки, равнялась  $99^\circ \text{С}$ . При сушке до низкой конечной влажности его температура достигала  $200\text{--}300^\circ \text{С}$  и он загорался только при выходе из затвора. При переходе на установки большей производительности поверхность боковых стенок, обогреваемых газами, увеличивается не пропорционально объему. Поэтому для кондуктивного подвода тепла необходимо в слое устанавливать дополнительные нагреватели (например, трубчатые) или повышать начальную температуру пара.

На рис. VII-5 показана принципиальная схема сушки с использованием перегретых паров воды или органических растворителей. Применение теплообменника с промежуточным твердым теплоносителем позволяет нагревать пары воды до  $1000^\circ \text{С}$ . Топка работает под давлением. При сушке перегретыми парами наиболее рационально использовать герметичные сушильные аппараты (пневмотрубы, установки с кипящим слоем, распылительные сушилки и др.).

Этот способ, именуемый часто методом Флейснера [58, 64], заключается в следующем. Влажный материал загружают в автоклав, куда подают перегретый пар давлением до 25—30 ат. В течение некоторого времени материал прогревается, а затем производится с определенной скоростью сброс давления. Отработанный пар после отделения конденсата используют для предварительного нагрева материала. Далее после выпуска конденсата материал продувают нагретым воздухом и выгружают из автоклава. При сбросе давления происходит интенсивная сушка за счет самовскипания и частичного механического выноса влаги, так как в теле создается нерелаксируемое избыточное давление. Удельный расход тепла по пару составляет 350—400 ккал/кг влаги, т. е. меньше теоретической величины. Последнее объясняется тем, что влага частично удаляется механическим путем, причем в основном в результате вытекания ее из макрокапилляров во время прогрева материала (с повышением температуры вязкость и поверхностное натяжение воды уменьшаются, и влага вытекает из макрокапилляров). Опыты ВТИ показали, что при одном и том же давлении и температуре пара конечная влажность материала после сброса давления остается постоянной независимо от начальной влажности). Опыты на типичном коллоидном теле (мясо) показали, что механического удаления воды не происходит. Это полностью согласуется с ранее описанным механизмом сушки со сбросом давления.

С увеличением начальной влажности количество удаляемой воды за один цикл увеличивается, т. е. способ со сбросом давления наиболее целесообразен для высоковлажных материалов. Интенсивность сушки зависит также от темпа сброса давления. По данным [64], она приблизительно обратно пропорциональна времени сброса давления. Сушку со сбросом давления можно осуществить непрерывно, если взвешенные твердые частицы в паре выбрасываются через сопло в среду пониженного давления. Такие исследования были выполнены А. Силгом и Д. Еллотом [64].

Несколько отличный способ был разработан Л. Ф. Янкелевым [42]. Влажный материал нагревают в герметически закрытом аппарате. В результате частичного испарения жидкости в аппарате постепенно повышается давление. В некоторый момент происходит сброс давления — выпуск пара. Тепло к материалу передается от нагретой поверхности. В этом случае также часть влаги удаляется механическим путем в жидком виде. При сушке таким способом прочность теплоизоляционных материалов увеличивается больше, чем при обычной конвективной. Сушку и термическую обработку теплоизоляционных материалов проводят по графику многократного (примерно 10 раз) подъема и сброса давления.

Основной недостаток данного способа — большая металлоемкость аппарата и периодичность процесса. Однако для некоторых капиллярно-пористых материалов он может быть с успехом применен, так как после обработки при высоких температурах значительно изменяются их физико-химические свойства (прочность, порозность, гигроскопичность и т. д.).

### Сушка жидких материалов с предварительным их перегревом

Наиболее интенсивно влага удаляется из растворов в выпарных аппаратах [съем воды с 1 м<sup>3</sup> аппарата  $A_V = 500—800$  кг/(м<sup>3</sup>·ч)]. Однако в этом случае нельзя получить сухой продукт, так как по мере подвода тепла удаляется эквивалентное количество массы влаги, и при определенной влажности растворы становятся не-транспортируемыми. Для термостойких растворов автором [49, 55] был предложен способ сушки с предварительным перегревом их. По этому способу истинный раствор при давлениях до 150 ат перегревают до температуры, на несколько градусов меньшей, чем температура кипения при данном давлении, а затем через сопла распыляют в камеру.

Температура раствора должна быть меньше температуры кипения, чтобы в теплообменных трубах не образовывалась двухфазная система. При выходе перегретого раствора из сопла за счет аккумулированного тепла происходит бурное вскипание с испарением влаги и равномерное диспергирование. Досушку частично подсушенных частиц, как будет показано ниже, можно осуществлять различными способами. Распыление перегретого раствора может производиться в камеру, где поддерживается избыточное давление до 4—5 ат, чтобы в дальнейшем использовать для досушки или для других целей получающийся водяной пар.

В табл. VII-1 приведены данные по количеству испаряемой воды из 1 кг раствора в зависимости от начальной влажности и перепада давления.

ТАБЛИЦА VII-1

Зависимость количества испаряемой влаги (в кг) от перепада давления и влажности исходного раствора

Давление, ат		Влажность исходного раствора, %			Давление, ат		Влажность исходного раствора, %		
$P_1$	$P_2$	60	50	40	$P_1$	$P_2$	60	50	40
80	1,0	0,257	0,230	0,206	150	1,5	0,310	0,280	0,250
150	1,0	0,320	0,282	0,256	80	3,0	0,222	0,200	0,180
80	1,5	0,246	0,222	0,198	150	3,0	0,288	0,260	0,232

В проведенных нами опытах на лабораторной установке по перегреву хлористого кальция, динатрийфосфата, пульпы нитрофоски и других растворов с давлением до 150 ат и температурой 150—350° С коэффициент самовскипания оказался близким к 1,0. Лабораторный аппарат представлял собой автоклав, обогреваемый электричеством. Во время опытов замерялись давление, температура и количество собранного раствора при мгновенном выпуске его из автоклава. Температура собираемого раствора была ниже температуры кипения при атмосферном давлении. Кроме того, оказалось, что при больших давлениях легко разлагающиеся растворы можно нагреть до температуры, более высокой, чем температура разложения при атмосферном давлении. При выпуске таких растворов разложения не наблюдалось, так как мгновенно происходило испарение с понижением температуры материала, т. е. скорость охлаждения опережала скорость химического разложения.

Количество удаляемой влаги в результате самовскипания определяется из соотношения:

$$W = \frac{c_1\vartheta_1 - c_2\vartheta_2}{i_{\text{п}} - c_2\vartheta_2} \text{ кг/кг раствора} \quad (\text{VII-5})$$

где  $c_1$  и  $c_2$  — теплоемкость раствора соответственно до и после вскипания, ккал/(кг·град);

$i_{\text{п}}$  — энтальпия пара, ккал/кг;

$\vartheta_1$  и  $\vartheta_2$  — температура раствора до и после вскипания, °С.

Распыление перегретых растворов имеет специфические особенности. При выходе из отверстия форсунки происходит вскипание их, и образующийся пар, выходя с большой скоростью, диспергирует раствор. При истечении перегретого раствора под большим давлением из сопел происходит как бы пневмомеханический распыл. Б. И. Леончик проводил в МЭИ опыты по распылению перегретых растворов хлористого кальция и воды [48]. В опытах установлено, что при распылении перегретых растворов на центробежных форсунках не происходит раскрытия факела распыла, как при распылении неперегретых растворов. По мере возрастания температуры раствора коэффициент расхода уменьшается. Распыление перегретого раствора наиболее рационально производить при помощи простейших конических сопел (рис. VII-6, а). При этом получается однородный распыл. Величина капель уменьшается с увеличением температуры перегретого раствора. Распыл перегретой жидкости получается более однородным, чем холодной, так как силы, приложенные к разрушению струн, распределены в первом случае более равномерно (вскипание идет по всему объему жидкости). Кроме того, с повышением температуры уменьшается вязкость и поверхностное натяжение.

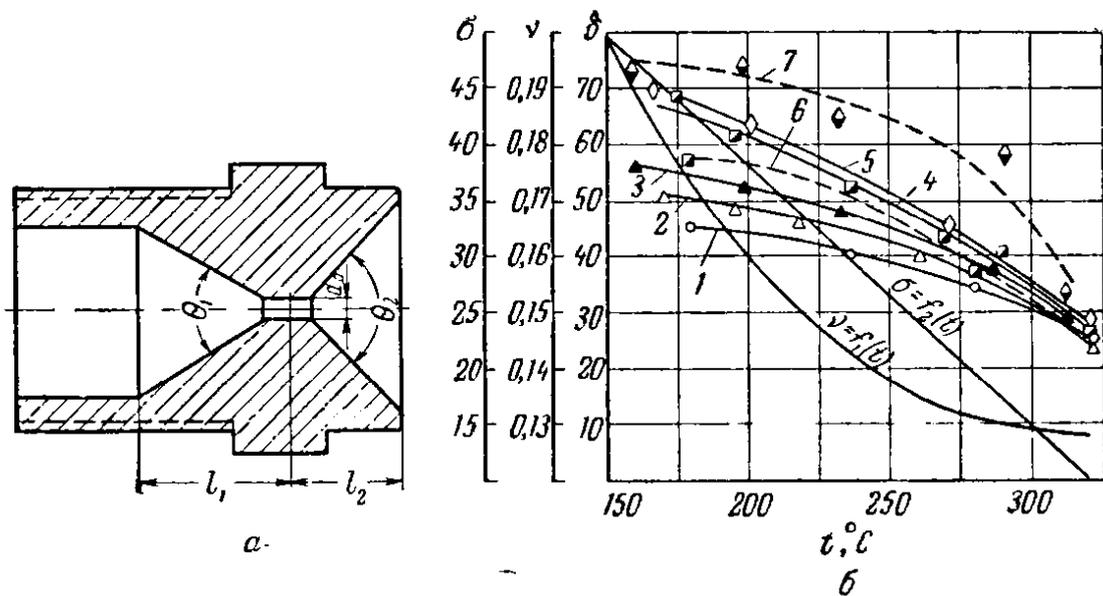


Рис. VII-6. Распыление перегретых растворов при помощи конических сопел: а — конструкция сопла; б — зависимость  $\sigma$ ,  $\nu$ ,  $\delta_{3,2}$  от температуры перегретой жидкости ( $p = 150 \text{ ат}$ ):

Кривая	$d_c$ , мм	Кривая	$d_c$ , мм
1	0,28	5	0,805
2	0,35	6	0,28
3	0,44	7	0,44
4	0,63		

(кривые 1—5 — вода; кривые 6—7 — раствор).

По формуле Б. И. Леончика [48] средний объемно-поверхностный диаметр капель равен:

$$\delta_{3,2} = d_c (216 - 0,09 We) Re^{-0,56} \quad (\text{VII-6})$$

где  $d_c$  — наименьший диаметр сопла, м;

$We$  — критерий Веббера,  $We = u \sqrt{d_c \frac{\gamma_{ж}}{\sigma}}$ ;

$Re$  — критерий Рейнольдса;

$u$  — расчетная скорость жидкости в выходном отверстии сопла, м/сек.

Зависимость изменения среднего размера капель  $\delta$  от температуры жидкости показана на рис. VII-6, б [48].

Технологические схемы сушки растворов с предварительным их перегревом могут быть осуществлены различными способами. На рис. VII-7 показаны схемы сушки раствора. В первом случае (рис. VII-7, а) перегретый раствор подают в распылительную сушилку, где он диспергируется и досушивается в токе отработанных газов из перегревателя. Сушилка работает по принципу противоточного движения материала и газов. Во втором случае (рис. VII-7, б) перегретый раствор распыляют над слоем или непосредственно в кипящий слой материала. После выделения из материала влаги за счет аккумулированного тепла производится досушка его газами, поступающими из топки после перегревателя.

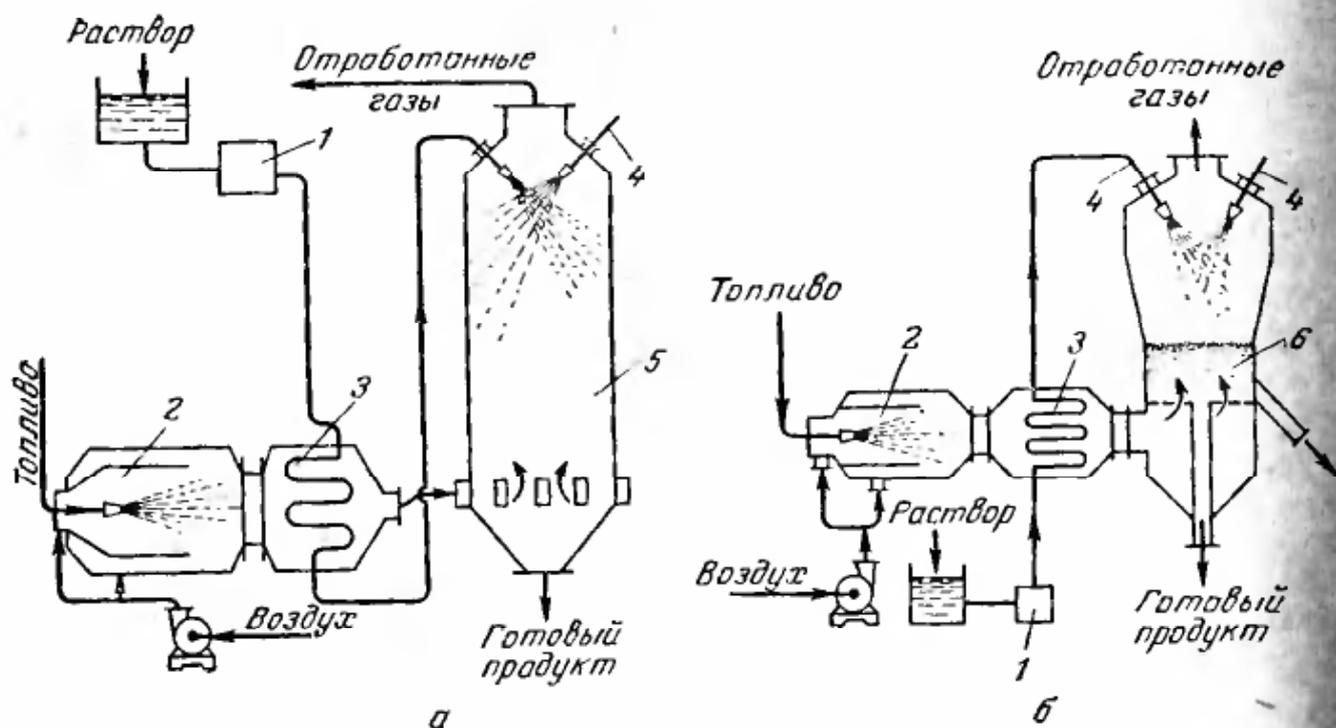


Рис. VII-7. Схема сушки растворов с предварительным перегревом:

а — в распылительной сушилке; б — в установке с кипящим слоем; 1 — насос высокого давления; 2 — топка; 3 — теплообменник; 4 — сопла; 5 — сушильная камера; 6 — кипящий слой.

Обычно при сушке растворов в кипящем слое используют малоэкономичные пневматические форсунки. При механическом распыле установка с кипящим слоем работает неустойчиво из-за образования агломератов. В случае распыления перегретых растворов при помощи сопел это явление не наблюдается.

На рис. VII-8 показана схема нового способа сушки и дегидратации растворов солей фосфорной кислоты, разработанного М. В. Лыковым, К. П. Деревщицкой, И. П. Худолеем и др. [56]. Раствор насосом высокого давления подают в перегреватель и

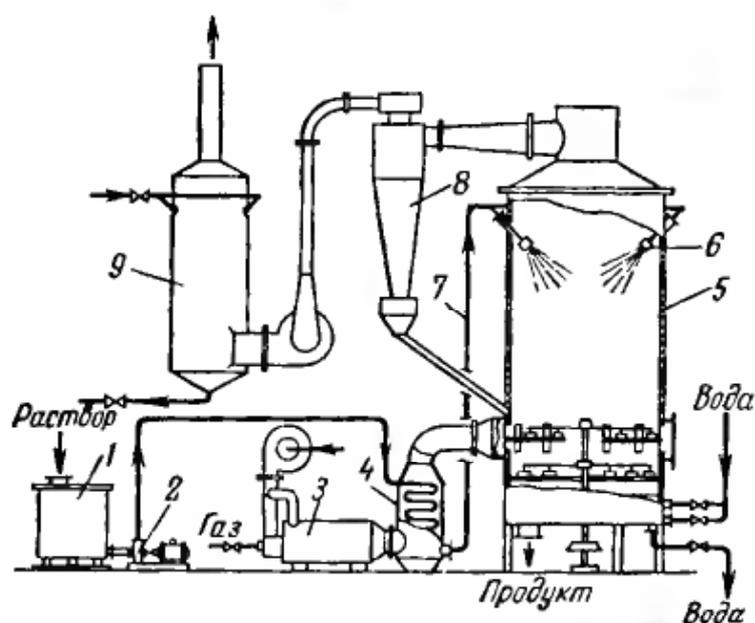
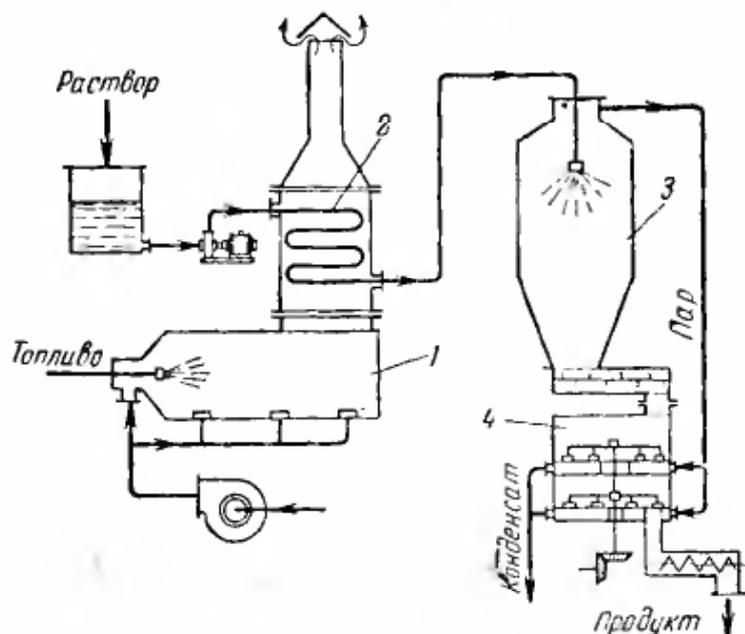


Рис. VII-8. Схема сушки и дегидратации растворов солей фосфорной кислоты:

1 — сборник; 2 — насос; 3 — топка; 4 — теплообменник; 5 — сушильно-прокалочная камера; 6 — сопло; 7 — перегретый раствор; 8 — циклон; 9 — скруббер.

Рис. VII-9. Двухступенчатый способ сушки перегретых растворов:

1 — топка; 2 — перегреватель;  
3 — камера; 4 — кондуктивная сушилка.



далее — в противоточную сушильно-прокалочную установку, где происходит самовскипание раствора, досушка и прокалка частиц и охлаждение их на тарелках.

Преимущество описанных выше схем сушки состоит в следующем. Предварительное использование тепла топочных газов в теплообменнике исключает необходимость разбавления их холодным воздухом, что повышает термический к. п. д. установки при той же температуре отходящих газов. При работе установки по принципу противотока можно значительно повысить влажность отходящих газов. Приведенное напряжение камеры по испаренной влаге возрастает на величину, равную количеству влаги, испаряющейся в результате самовскипания. Готовый продукт получается более тонкодисперсным и однородным по величине частиц.

На рис. VII-9 показан способ двухступенчатой сушки растворов, разработанный М. В. Лыковым и Б. И. Леончиком [55]. По этому способу раствор при давлении 30—200 ат перегревается в теплообменнике топочными газами и поступает в камеру, где поддерживается давление 2—5 ат. За счет самовскипания происходит подсушка материала. Через систему затворов материал поступает, например, в тарельчатую сушилку, где окончательно высушивается. В качестве теплоносителя применяют соковый пар из камеры, который может быть использован также для предварительной упарки раствора или для других нужд производства.

Основная экономия этого способа сушки получается за счет частичного использования тепла конденсации испаряющейся жидкости. Для гидрофобных суспензий перегрев можно вести так, чтобы часть влаги перешла в парообразное состояние, с получением трехфазной системы. Перемещение такой системы в трубах происходит по аналогии с пневмотранспортом.

Расчет установок по схемам рис. VII-7 и VII-8 производят обычным способом по количеству влаги, которое остается после самовскипания. Диаметр камеры по схеме VII-9 принимают из расчета скорости паров не выше 0,1—0,2 м/сек.

### Сушка растворов в струйных установках

Использование высококалорийного жидкого или газообразного топлива и применение топок, работающих под давлением, позволяет осуществить новый способ сушки растворов — в струйных установках. Он состоит в том, что жидкие материалы диспергируются непосредственно сушильным агентом при высокой начальной температуре (до 1500° С). Для распыления используют специальные устройства (например, показанное на рис. V-50).

На рис. VII-10 дана схема струйной сушилки. Топочные газы при температуре 300—1500° С из топки 2, работающей под давлением, поступают в распылитель 4, установленный в нижней части камеры 5. Раствор из емкости насосом-дозатором 3 подают на распыление. Скорость газов в узком сечении распылителя составляет 100—150 м/сек, но при соответствующем давлении может быть и выше критической (скорости звука). Факел распыла направлен снизу вверх по центру камеры. Отработанные газы выводятся сверху, поступают на очистку в циклон 6 и дымососом 7 выбрасываются в атмосферу. Продукт выводится из нижней части сушильной камеры.

Такой способ сушки имеет следующие преимущества. Благодаря хорошему перемешиванию агента сушки и материала можно использовать очень высокие начальные температуры газов, не опасаясь ухудшения качества продукта. За счет высоких относительных скоростей газа и большого потенциала переноса тепла повышается интенсивность сушки. Для получения скорости газов в распылителе 120—150 м/сек достаточно иметь напор вентилятора перед топкой 800 мм вод. ст. Тогда при начальной и конечной температурах газов соответственно 700 и 100° С удельный расход газов и электроэнергии на распыление раствора следующий:

Удельный расход	Влажность раствора, %		
	30	50	80
Газов, кг/кг раствора	1,3	1,8	2,9
Электроэнергии, квт·ч/т раствора	4,0	6,6	10,5

М. В. Лыков, Г. Ф. Рыбальченко, М. А. Коротков (НИУИФ) проводили исследование процесса сушки на укрупненной лабораторной струйной установке производительностью 600 кг раствора в час при направлении факела распыла сверху вниз.

По гидродинамическому режиму сушку в струйном аппарате можно отнести к истечению двухфазной турбулентной неизотермической струи в полуограниченное пространство с наличием внутреннего отрицательного источника тепла (испарение влаги из диспергированных частиц). В этом случае соотношения, выведенные Г. И. Абрамовичем для свободных затопленных турбулентных струй, несправедливы. Во-первых, в верхней части создается зона пониженного давления, в результате чего возникают обратные токи газа, как показано на рис. VII-11, а. Поэтому расход газа через поперечное сечение активного факела изменяется не по линейной зависимости от расстояния до сопла, как для свобод-

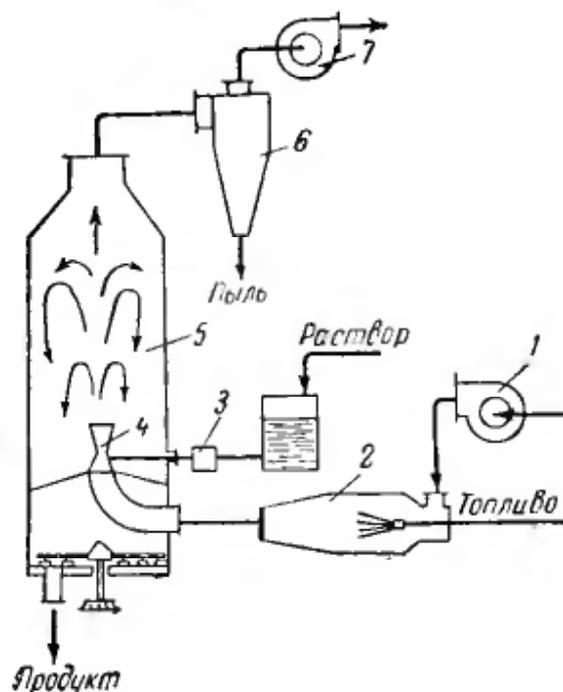


Рис. VII-10. Схема струйной сушилки:

1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — насос-дозатор; 4 — распылитель; 5 — камера; 6 — циклон; 7 — дымосос.

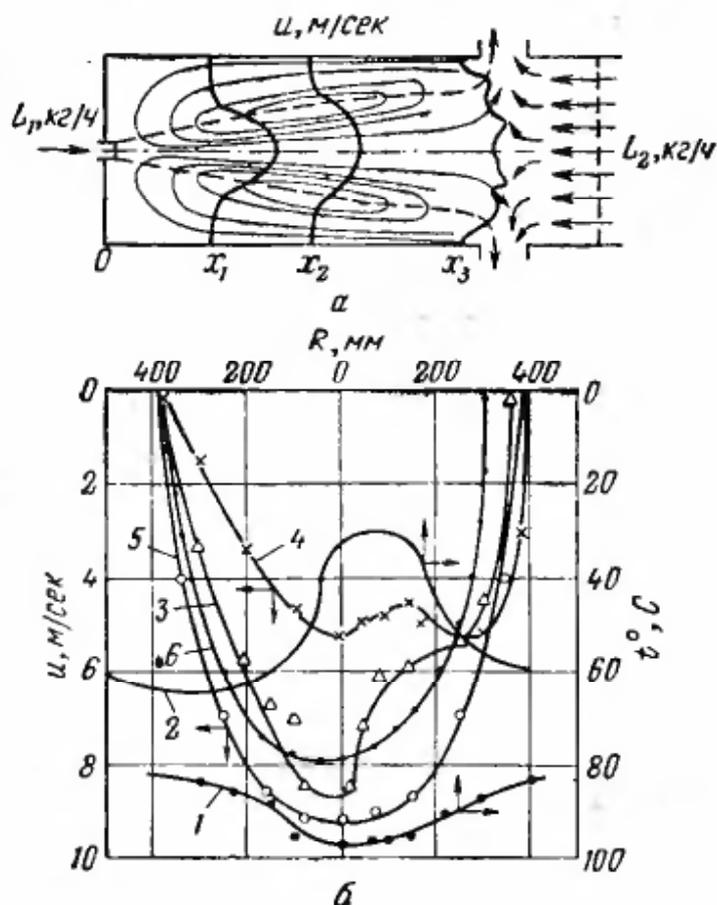


Рис. VII-11. Поля температур  $t$  и скоростей  $u$  неизотермической струи в полуограниченном пространстве на расстоянии 1,6 м от сопла:

а — линии тока и поля скоростей струи; б — поля температур и скоростей; 1 — температура газов без подачи воды на распыл; 2 — то же, с подачей воды; 3 — скорость без встречного потока и без распыления воды; 4 — то же, без встречного потока с распылением воды; 5 — то же, без распыления воды с встречным потоком; 6 — то же, без встречного потока.

ных струй, а по другому закону; для стесненной струи расход меньше, чем для свободной. Кроме того, из-за обратных токов увеличивается диаметр факела распыла. Во-вторых, диспергирование жидкостей и испарение влаги из капель значительно трансформируют поля скоростей и температур струи и уменьшают ее дальнобойность. При испарении значительно уменьшается удельный объем газов.

На рис. VII-11, б показаны поля температур и скоростей в струе на расстоянии 1,6 м от сопла. При начальной скорости истечения 130 м/сек скорость на оси свободной струи должна быть 16,5 м/сек, а в опытах она составляла 8—8,4 м/сек. Расход газа через сечение также был меньше, чем это следует из теоретических формул для свободных затопленных струй.

Представляет большой интерес взаимодействие стесненной затопленной струи со встречным равномерным потоком. Для изучения этого взаимодействия снизу через решетку и материал навстречу потоку подавали воздух со скоростями 1,5—3 м/сек. Результаты опытов приведены на рис. VII-11, б. При подаче воздуха снизу скорости по сечению струи увеличились, например вдоль ее оси, от 8,4 до 9,6 м/сек, а расход газов на расстоянии 1,6 м от сопла увеличился от 4900 до 6900 нм<sup>3</sup>/ч, т. е. при подаче встречного воздуха как бы возрастает дальнобойность струи. Такое явление можно объяснить тем, что при взаимодействии встречного потока со стесненной струей усиливаются обратные токи. Из рис. VII-11, б видно, что при распылении воды осевая скорость струи значительно уменьшается. Замечено также, что если происходит испарение, то сокращается и расход газов. Для случая со встречными потоками и испарением капель воды в струе уменьшается диаметр факела.

На рис. VII-12 показаны поля скоростей на расстоянии 2,2 м от сопла. Поле скоростей для встречных потоков имеет волнообразный вид. Если слой материала, через который снизу проходит воздух, находится в кипящем состоянии, то поле скоростей встречных струй также имеет волнообразный вид, но изменяется во времени (блуждающий характер). Это косвенно указывает на неравномерность скоростного поля для кипящего слоя. Для определения границы встречи струй было замерено поле температур по оси потоков, если начальная температура струи составляла 600—800° С, а нижнего потока — 20—25° С.

На рис. VII-13 показано поле температур, из которого видно, что условная область встречи находится на расстоянии 2,4—2,6 м от сопла при начальной скорости истечения  $u_0 = 150$  м/сек.

При сушке растворов измеряли плотность и влажность потока вещества на расстоянии 2,2 м от распылителя производительностью 400 кг/ч. Из рис. VII-14 видно, что плотность и влажность потока максимальны на оси струи, несмотря на то, что в этой области температура газов в отсутствие испарения имеет макси-

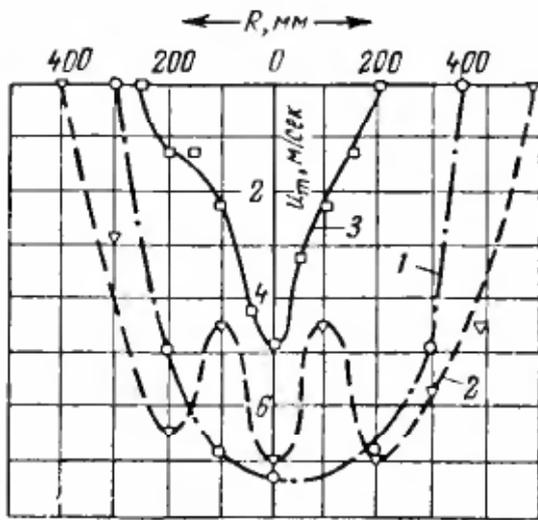


Рис. VII-12. Поля скоростей на расстоянии 2,2 м от сопла:

1 — без встречного потока; 2 — с встречным потоком; 3 — с распылением воды.

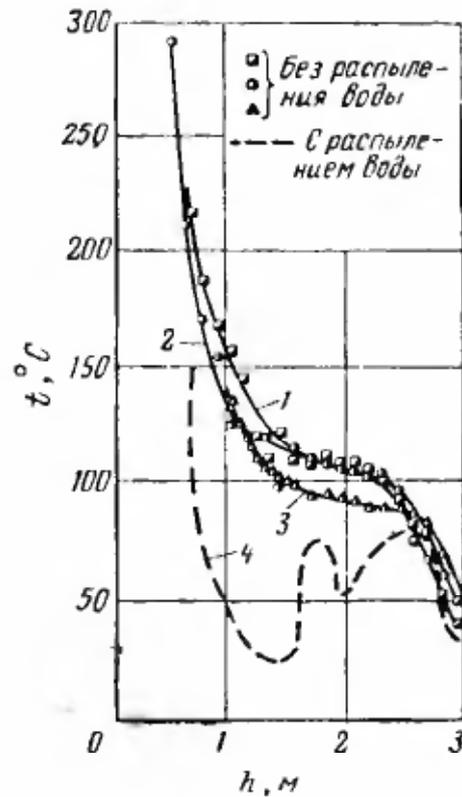


Рис. VII-13. Изменение температуры  $t$  по оси струи встречных потоков неодинаковой температуры при  $u_0 = 150$  м/сек и различной начальной температуре газов в сопле:

1, 4—800° С; 2—700° С; 3—600° С.

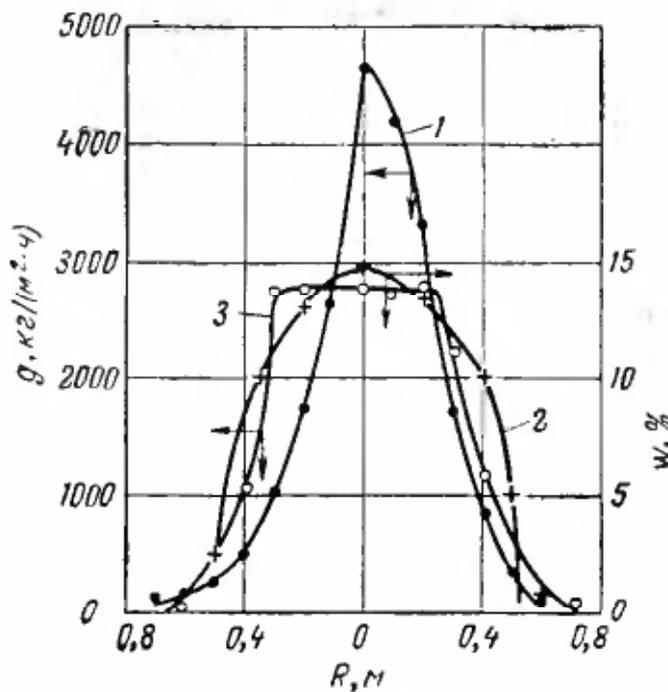


Рис. VII-14. Изменение плотности  $g$  и влажности  $w$  потока по радиусу струи  $R$ :

1, 2 — односопловой распылитель нитрофоски (см. рис. V-50),  $H = 2,2$  м,  $G = 400$  кг/ч; 3 — многосопловой распылитель при диспергировании воды холодным воздухом,  $H = 3,6$  м,  $G_1 = 3000$  кг/ч.

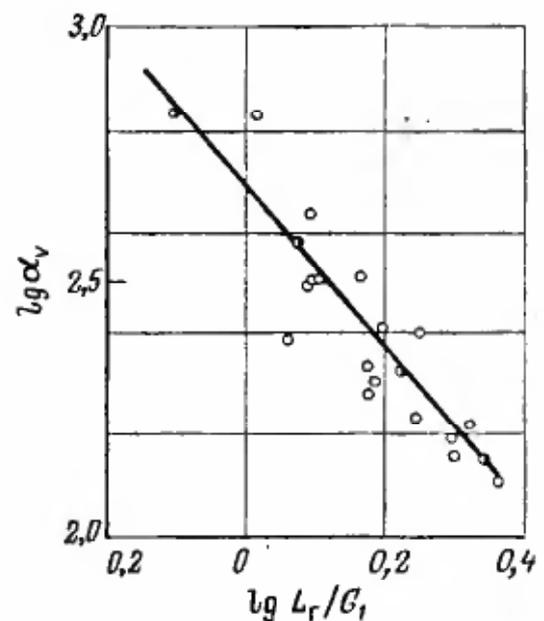


Рис. VII-15. Зависимость объемного коэффициента теплообмена факела  $\alpha_v$  от соотношения  $L_r/G_1$ .

мальное значение (рис. VII-11, б). Следовательно, для стесненной турбулентной струи в центре факела не может быть перегрева высушиваемого материала. На рис. VII-14 показано также изменение плотности потока из многосоплового распылителя производительностью 3000 кг/ч для случая свободной затопленной струи при диспергировании воды холодным воздухом. Несмотря на увеличение производительности, максимальная плотность потока меньше, чем для односоплового распылителя. Эти данные позволяют сделать вывод о возможности создания распылителей большой производительности с желаемым профилем изменения плотности потока вещества по радиусу струи.

Условный коэффициент теплообмена, отнесенный к объему факела, при сушке различных растворов с начальной влажностью 20—40% и температурой газов 600—800° С составлял 270—1000 ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град). Температура отработанного газа не превышала 100° С.

На рис. VII-15 показана зависимость условного объемного коэффициента теплообмена от соотношения количеств газов и раствора  $L_r/G_1$ . Приведенный характер зависимости объясняется тем, что с увеличением отношения  $L_r/G_1$  повышаются относительные скорости газов на разгонном участке и уменьшается размер частиц. При сушке в факеле нитрофоски удалось поднять начальную температуру газов до 750—800° С (без разложения продукта), в то время как верхний предел составляет для распылительных сушилок ~450° С, для барабанных не выше 250—300° С, для установок с кипящим слоем 170° С.

### Сушка в пульсирующем потоке и при вибрациях частиц

В пульсирующем газовом потоке или при вибрациях частиц интенсифицируются тепло- и массообменные процессы, что объясняется гидродинамической теорией пограничного слоя. Наибольший интерес для сушки представляет вибрация частиц. Для ее получения частицы помещают в вибрационный аппарат.

Ускорение частиц  $a$  находят из соотношения:

$$a = A\omega^2 \text{ м/сек}^2 \quad (\text{VII-7})$$

где  $A$  — амплитуда колебания, м;

$\omega$  — круговая частота колебаний,  $\omega = 2\pi\nu$  (в рад/сек);

$\nu$  — частота колебаний, гц.

Если слой материала поместить на вибрирующую плоскость, наблюдается следующая картина. Сначала с увеличением ускорения колебательного движения слой уплотняется и имеет максимальную плотность при ускорениях 9,8—10 м/сек<sup>2</sup>. При дальнейшем увеличении  $a$  слой расширяется и по своему состоянию напоминает кипящий слой при продувке его потоком газа.

На рис. VII-16 приводится зависимость порозности слоя от ускорения колебательного движения и частоты колебаний, полученная Ф. И. Коганом [87] при изменении частоты колебаний в пределах 20—50 гц и амплитуды в пределах 0—4 мм. Из рис. VII-16 видно, что до ускорения 9,5 м/сек<sup>2</sup> частота не влияет на порозность слоя. При  $a > 9,8$  м/сек<sup>2</sup> с уменьшением частоты слой расширяется в большей степени. Состояние слоя при  $a \geq 9,8$  м/сек<sup>2</sup> называют виброкипящим, если происходит перемешивание частиц материала.

По данным [16], в виброкипящем слое происходит перемешивание частиц одинакового размера, но с разной плотностью. Однако для полидисперсного материала с одинаковой плотностью частиц наблюдается сепарация с увеличением содержания крупных частиц в верхней части слоя. В опытах В. А. Членова [101] с кварцевым песком обнаружена периодическая смена разрежения и давления под слоем материала, т. е. виброкипящий слой обладает «насосным» свойством и транспортирует через себя газ (или воздух).

Величина разрежения под слоем зависит от многих факторов. С уменьшением газопроницаемости слоя разрежение увеличивается, т. е. оно зависит от дисперсности и влажности частиц, высоты слоя и т. д. На перепад давления в слое влияют также амплитуда и ускорение частиц. С уменьшением частоты перепад давления увеличивается. Вследствие перепада давления возникает фильтрация газа через слой материала, поэтому в определенных условиях на перемешивание частиц в вертикальной плоскости наибольшее влияние оказывает газовый поток. Это подтверждается опытами по созданию виброкипящего слоя в вакууме, где значительно уменьшается интенсивность перемешивания частиц при прочих равных условиях. Перемешивание слоя ухудшается с увеличением влажности частиц и при возникновении электростатических зарядов. Фактор перемешивания в интенсификации тепло- и массообмена играет большую роль, особенно при сушке термочувствительных материалов.

Слой материала в состоянии виброкипания легко перемещается по горизонтальной и наклонной поверхностям. По винтовой плоскости он перемещается вверх. На этом принципе основаны

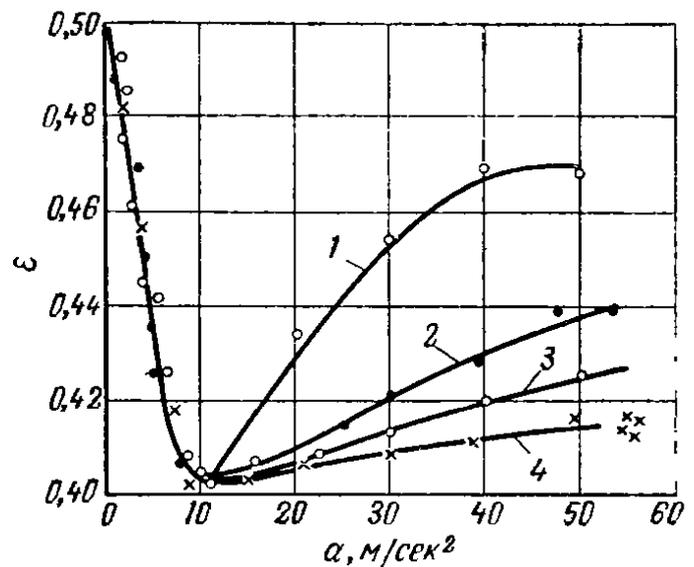


Рис. VII-16. Зависимость порозности слоя  $\varepsilon$  от ускорения  $a$  колебательного движения при различной частоте  $\nu$  (в гц): 1 — при 20; 2 — при 30; 3 — при 40; 4 — при 50.

виброподъемники для зернистых и гранулированных материалов; пылевидные материалы поднимаются плохо.

Перемещение материала в состоянии виброкипения зависит от его сыпучих свойств. Например, материалы с повышенной средней или с высокой начальной влажностью не транспортируются, и при определенных условиях происходит агломерация мелких частиц.

На этом принципе основано устройство виброгрануляторов (см. рис. VII-38).

Необходимое условие транспортирования материала:

$$C = \frac{A\omega^2 \sin \theta}{g \cos \beta} > 1$$

где  $C$  — коэффициент режима работы горизонтального лотка ( $\cos \beta = 1$ ),  $C = 1,2-3,5$ ;

$\theta$  — угол направления вибрации относительно плоскости;

$\beta$  — угол наклона плоскости к горизонту.

Средняя скорость перемещения материала для лотка со сплошным дном при  $\theta = 20-30^\circ$  равна:

$$u_{\text{ср}} = kA\omega \cos \theta \sqrt{1 - \frac{1}{C^2}} \text{ м/сек} \quad (\text{VII-8})$$

где  $k$  — коэффициент, зависящий от свойств материала; по опытным данным  $k$  равен: для мела молотого — 0,7; для каменного угля и шлака — 0,95—1; для соли — 0,84; для пылевидных материалов — 0,2—0,5.

Скорость перемещения материала на перфорированном лотке со свободным подсосом воздуха увеличивается на 5—20% (меньшее значение для зернистых, большее — для пылевидных материалов). Для режимов с непрерывным подбрасыванием:

$$u_{\text{ср}} = \frac{\pi kg}{\omega \operatorname{tg} \beta} \text{ м/сек}$$

Для увеличения времени перемещения материала лоток имеет подъем; в среднем на каждый градус подъема лотка скорость  $u_{\text{ср}}$  для зернистых материалов уменьшается на 2—5%. Для наклонного лотка  $u_{\text{ср}}$  увеличивается на 3—10% на градус.

Для вибросушилок обычно принимают  $\theta = 18-40^\circ$  (меньшее значение соответствует более высокой частоте вибрации). Угол наклона лотка  $\beta = 8-10^\circ$ .

Количество перемещаемого по лотку материала равно:

$$G = bh u_{\text{ср}} \gamma_n \psi \text{ кг/сек} \quad (\text{VII-9})$$

где  $b$  — ширина лотка, м;

$h$  — высота слоя материала, м;

$\psi$  — степень заполнения лотка,  $\psi = 0,6-0,8$ ;

$\gamma_n$  — насыпная плотность материала,  $\text{кг/м}^3$ .

Расход электроэнергии на перемещение материала по лотку равен:

$$N = KGl \text{ кВт}$$

где  $l$  — длина лотка, м;

$G$  — производительность,  $m^3/ч$ ;

$K$  — удельная энергоемкость перемещения,  $квт \cdot ч/(m \cdot м)$ .

Для приближенных расчетов можно принимать следующие значения  $K$ : для резонансных вибросистем с самобалансным вибратором — 0,005—0,008; для системы с электромагнитным вибратором — 0,0035—0,006; для коротких неуравновешенных вибросистем длиной до 10 м—0,01.

Для сушки материалов широко применяют вертикальные виброподъемники. Движение материала снизу вверх осуществляется созданием направленного винтового гармонического колебательного движения установки. Частоту  $\nu$  и амплитуду  $A$  в зависимости от свойств материала принимают соответственно: 16  $гц$  при 7—10 мм; 25  $гц$  при 3—6 мм и 50  $гц$  при 1,5 мм. Амплитуду замеряют по центру лотка. В зависимости от ширины ленты  $b$  (в мм) производительность виброподъемника  $G$  (в  $m^3/ч$ ) приближенно равна:  $G = 0,5—1,0$  при  $b = 50$ ;  $G = 6—8$  при  $b = 200$ ;  $G = 15—20$  при  $b = 400$ .

Средняя скорость перемещения материала для винтового виброподъемника равна:

$$u_{ср.} = kA\omega \cos \theta \text{ м/сек} \quad (\text{VII-10})$$

где  $\theta$  — угол наклона направления вибрации в плоскости лотка, град.;

$k$  — коэффициент проскальзывания; по данным ВНИИстройдормаш, для винтовой линии с углом подъема  $\beta = 5—8^\circ$  при частоте 16,7—25  $гц$  коэффициент  $k = 0,53—0,73$  (для сыпучих материалов).

Скорость транспортирования материала меняется в пределах 0,07—0,2  $м/сек$ .

Мощность электропривода для вертикальной вибросушилки приближенно определяют по формуле:

$$N = K_1 G H \text{ квт}$$

где  $H$  — высота подъема, м;

$K_1$  — удельная энергоемкость [подъема [для  $G < 8 m^3/ч$  величина  $K_1 = 0,5—1,0 \text{ квт} \cdot ч/(m \cdot м)$ ].

Тепло подводят в вибросушилки различными способами: конвекцией, радиацией и кондукцией. Конвективный подвод тепла от нагретого газа к материалу осуществляется двумя методами: омыванием потоком газов поверхности слоя и продувкой газов через виброкипящий слой. В первом случае, в отличие от омывания потоком газов спокойного слоя материала, процесс сушки значительно интенсифицируется благодаря фильтрации газа через слой вследствие насосного эффекта виброкипящего слоя. Кроме того, при перемешивании материала в вертикальной плоскости можно использовать для сушки газы с более высокой начальной температурой, не опасаясь перегрева продукта. В спокойном же слое наблюдается большая неравномерность сушки в вертикальной плоскости как при омывании потоком газов слоя материала, так и при фильтрации потоком через него.

Кондуктивный подвод тепла осуществляется либо от плоского днища сушилки, либо от специальных вертикальных плоскостей или труб. В качестве источника тепла применяют горячую воду, насыщенный водяной пар давлением до 3 ат или горячие газы, получаемые, например, при сжигании топлива. В последнем случае со стороны газов делают ошиповку поверхности для увеличения коэффициента теплопередачи. Для сушилок малой производительности применяют электрические плоские или цилиндрические нагреватели. Благодаря хорошему перемешиванию материала можно использовать более высокие температуры теплоотдающей поверхности. В виброкипящем слое наиболее просто осуществлять кондуктивный подвод тепла к высушиваемому материалу от предварительно нагретого до высокой температуры готового продукта или от твердого промежуточного теплоносителя.

При отсутствии газового потока через слой материала можно использовать радиационный подвод тепла от нагретых поверхностей. В этом случае существует лишь небольшая вероятность попадания материала на теплоизлучающие поверхности. Могут применяться различные генераторы излучения.

Радиационный и кондуктивный методы подвода тепла особенно эффективны в вакуумных сушилках. При обычных способах радиационной сушки до 30% всего отданного тепла расходуется на нагрев воздуха. В случае виброкипящего слоя эта величина меньше, так как вследствие фильтрации воздуха через материал будет более полно использоваться его тепло для испарения влаги.

Кондуктивный и конвективный теплообмен в виброкипящем слое имеет свои особенности, поскольку виброхарактеристики слоя (амплитуда, частота, ускорение) влияют на коэффициенты теплообмена. Зависимость условного коэффициента теплообмена  $\alpha$  от параметров вибрации имеет сложный характер, так как одновременно с увеличением контактов материала с греющей поверхностью увеличивается порозность слоя. При передаче тепла от вертикальной стенки к виброкипящему слою не наблюдается экстремальное значение  $\alpha$ . Коэффициент теплообмена возрастает с увеличением частоты и амплитуды. Причем чем выше частота, тем интенсивнее повышается  $\alpha$  с увеличением амплитуды колебания. В вакууме же коэффициент теплообмена имеет экстремальное значение  $\alpha_{\max}$  при определенных частотах и амплитудах колебаний. Последнее объясняется тем, что с повышением  $A$  и  $\omega$  достигается такая порозность слоя, при которой количество контактов частиц с поверхностью уменьшается. При передаче тепла от горизонтальной плоскости к слою материала наблюдается экстремальное значение  $\alpha$  как в вакууме, так и при атмосферном давлении, причем с понижением давления  $\alpha$  уменьшается. Экстремальное значение  $\alpha_{\max}$  смещается в сторону меньших величин ускорений. Во всех случаях коэффициент теплообмена от вер-

тикальной стенки к виброкипящему слою выше, чем от горизонтальной плоскости.

По данным [101], значение коэффициента теплообмена при частоте  $\nu = 40$  гц для передачи тепла от вертикальной стенки составляет  $266 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ , а от днища —  $189 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ ; при  $\nu = 60$  гц  $\alpha$  равен соответственно 215 и  $125 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ .

С. Бретшнайдер и Л. Лисевич [101] для случая передачи тепла от нагретой поверхности к окиси алюминия получили соотношение:

$$\alpha = 2,26 \cdot 10^{-2} (120A\nu)^{0,96} \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$$

где  $A$  — амплитуда, мм;  
 $\nu$  — частота, гц.

А. И. Тамарин и С. С. Забродский [87] при передаче тепла к слою корунда в диапазоне частот 6—25 гц для амплитуд 3—6 мм получили формулу:

$$\alpha = 61,5 (A\nu)^{1,35} \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$$

при  $5 < A\nu < 11 \text{ см/сек}$ .

В опытах с известью при передаче тепла от нагретой стенки было получено соотношение:

$$\alpha = 46,4 (A\nu)^{1,82} \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$$

В. А. Членов [101] изучал сушку кварцевого песка и других материалов при кондуктивном подводе тепла. Он пришел к выводу, что скорость сушки возрастает с увеличением амплитуды и частоты колебаний. Одновременно снижается критическое значение влажности. Причем частота сильнее влияет на скорость сушки при большей толщине слоя. Напряжение по влаге  $A_F$ , отнесенное к  $1 \text{ м}^2$  горячей поверхности, составляло  $30—35 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Оно было получено при следующих параметрах: температура греющей поверхности  $t_{гр} = 250^\circ \text{С}$ ,  $A = 0,5—2,5 \text{ мм}$ ,  $\nu = 20—30 \text{ гц}$ , высота слоя  $h = 50 \text{ мм}$ . При  $A = 0,5 \text{ мм} = \text{const}$  с ростом ускорения от  $3,2 \text{ г}$  до  $12,8 \text{ г}$  скорость сушки увеличилась в 3 раза. Напряжение вибрационной горизонтальной трубчатой сушилки с заполнением 60% песка составляло  $A_V = 150 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . Гранулы поливинилхлорида при  $t_{гр} = 70^\circ \text{С}$  высушивались от  $\omega_1 = 23\%$  до  $\omega_2 = 0,46\%$  за  $30—40 \text{ мин}$ .

По данным А. П. Базилевича [84], в случае сушки поливинилового спирта при температуре греющей поверхности  $90^\circ \text{С}$  и частоте  $24,7 \text{ гц}$  напряжение по влаге (метанолу)  $A_F$  составляло  $28 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  ( $\omega_1 = 65\%$ ,  $\delta = 0,5—1,0 \text{ мм}$ ). Максимальная величина  $A_F$  была получена при амплитуде  $2 \text{ мм}$ .

Интенсивное перемешивание материала и равномерная порозность слоя создают предпосылки для увеличения условного коэффициента теплообмена также при продувке слоя потоком газов. По данным Т. М. Рида и М. Р. Финка [101], вследствие вибрации

при малых скоростях газа коэффициент теплообмена увеличивается на 30—40%. Для никелевого порошка при  $A = 0,1$  мм и  $v = 55$  гц  $\alpha$  увеличивается в 2 раза, а для угольного порошка при  $u_r = 0,02$  м/сек — в 10 раз. Наибольшее влияние на интенсивность сушки оказывает амплитуда колебаний. При одинаковых ускорениях интенсивность сушки будет выше в том случае, когда больше амплитуда колебаний.

Многочисленные опыты по изучению сушки материалов в виброкипящем слое при продольном омывании потоком газов были проведены в Пражском институте теплотехники (ЧССР) инженером М. Хоц [121]. В опытах использовался сгущенный поливинилхлорид с влагосодержанием 160% и кажущейся плотностью  $540$  кг/м<sup>3</sup> и молочный сахар с  $w^c = 40\%$ . Опыты проводились в сравнительных условиях спокойного и виброкипящего слоя.

Было установлено, что вибрация повышает скорость сушки в первом периоде и уменьшает величину критической влажности. Массообмен в виброкипящем слое изучался на шариках нафталина диаметром 2—4 мм. В опытах было установлено, что на коэффициент массообмена влияют частота колебаний и ускорение. На рис. VII-17, а приведена зависимость коэффициента массообмена  $\beta$  от колебательного ускорения  $a$ . Из рисунка видно, что существуют критические точки, где резко изменяется характер кривых коэффициента массообмена. До  $a = 10$  м/сек<sup>2</sup>  $\beta \approx \text{const}$ , на участке от  $a = 10$  м/сек<sup>2</sup> до  $a = 18$  м/сек<sup>2</sup> происходит быстрый рост  $\beta$  и далее коэффициент массообмена повышается медленно.

На рис. VII-17, б приведена зависимость относительного коэффициента массообмена  $\beta_{\text{вк}}/\beta_{\text{сп}}$  ( $\beta_{\text{вк}}$  и  $\beta_{\text{сп}}$  — коэффициенты массообмена соответственно для виброкипящего и спокойного слоев материала) от ускорения и скорости потока воздуха.

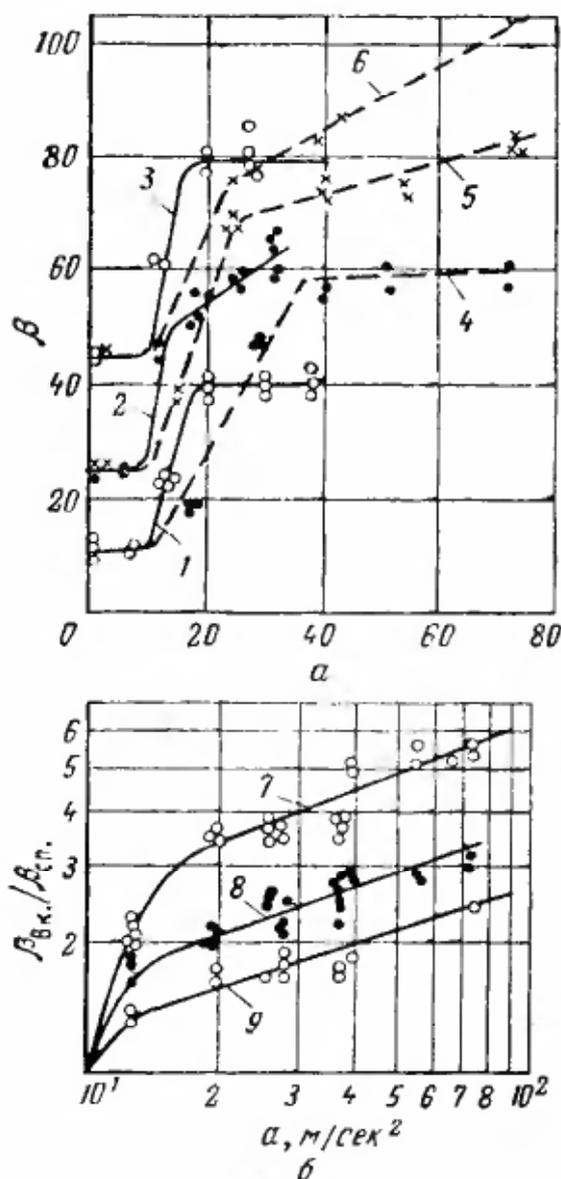


Рис. VII-17. Влияние ускорения  $a$  на коэффициент массообмена  $\beta$  (а) и относительный коэффициент массообмена  $\beta_{\text{вк}}/\beta_{\text{сп}}$  (б) при различных скоростях газа:

1, 2, 3 — спокойный слой; 4, 5, 6 — виброкипящий слой; 1 и 4 — для скоростей газа 1 м/сек; 2 и 5 — 2 м/сек; 3 и 6 — 3 м/сек; 7 — 1 м/сек; 8 — 2 м/сек; 9 — 3 м/сек.

Было получено следующее соотношение для коэффициента массообмена:

$$\frac{\beta_{\text{вк}}}{\beta_{\text{сп}}} = 2,86 \left( \frac{A \pi \omega}{30 u_{\Gamma}} \right)^{0,25}$$

де  $u_{\Gamma}$  — скорость потока газов, м/сек.

Сушилки с виброкипящим слоем можно классифицировать по методу подвода тепла (конвективные, кондуктивные, радиационные), по давлению среды (атмосферные и вакуумные) и по принципу перемещения материала (горизонтальные и вертикальные). В горизонтальных сушилках материал перемещается по лотку с перфорированным или сплошным днищем. Горизонтальные сушилки могут быть конвективные, радиационные и кондуктивные. Вертикальные спиральные сушилки также могут быть с кондуктивным и конвективным подводом тепла. Вертикальные сушилки обычно снабжены двумя самосинхронизирующимися инерционными приводами. Несущая труба с лотками опирается на мягкие пружины, расположенные сверху или внизу транспортера. В качестве элементов крепления вибрирующей части установки к неподвижной опоре применяют витые или плоские пружины. Настройку в резонанс системы генератор — аппарат осуществляют при помощи цилиндрической пружины и винта, меняющего ее жесткость. В зарубежной практике встречаются опоры в виде надутых воздухом резиновых амортизаторов.

Горизонтальные сушилки бывают с продувкой газов снизу и сверху слоя. Равномерное кипение получается при скоростях газа ниже 0,1 м/сек. При продувке сверху скорость перемещения материала уменьшается. На рис. V-28 приведена горизонтальная сушилка с продувкой газа через слой материала. На рис. VII-38 показана вибросушилка-гранулятор. Английской и американской фирмами выпускаются горизонтальные сушилки для сушки зерна и угля производительностью 1,5—2 т/ч.

На рис. VII-18 показана чехословацкая вертикальная вибросушилка с омыванием потоком воздуха слоя материала [121]. Нагретый воздух осевым вентилятором нагнетается в трубу и далее через окна поступает к слою материала. Сушилка работает с рециркуляцией отработанного воздуха.

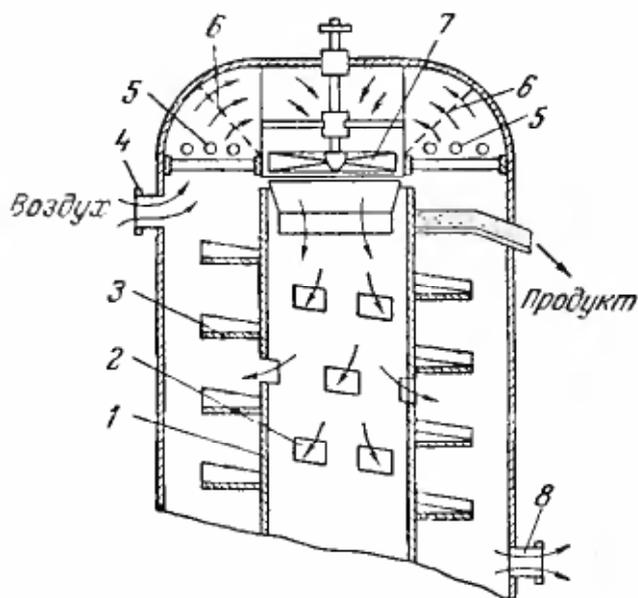


Рис. VII-18. Вертикальная конвективная вибросушилка с локальным подводом воздуха (ЧССР):

1 — несущая вибрирующая труба; 2 — окна; 3 — спиральный лоток; 4 — патрубок для подсоса воздуха; 5 — калорифер; 6 — решетка; 7 — осевой вентилятор; 8 — патрубок для выброса отработанного воздуха.

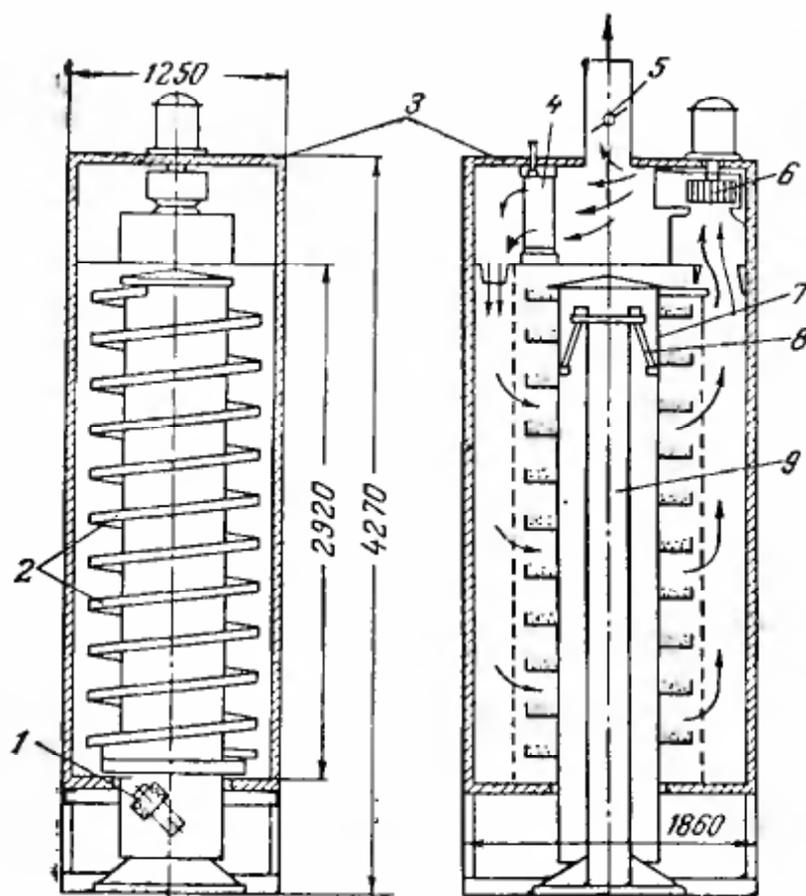


Рис. VII-19. Вертикальная конвективная вибросушилка фирмы «Синекс» (Франция):

1 — самосинхронизирующий электродвигатель-вибратор; 2 — спиральный лоток; 3 — ограждение камеры; 4 — калорифер; 5 — заслонка; 6 — вентилятор; 7 — вибрирующая труба; 8 — наклонные пружины; 9 — несущая неподвижная труба.

На рис. VII-19 показана вертикальная сушилка фирмы «Синекс» (Франция) [101]. Материал перемещается снизу вверх по спиральному лотку. Нагретый воздух омывает слой материала. Два мотора вибратора охлаждаются воздухом. Максимальная температура воздуха  $200^{\circ}\text{C}$ . Производительность сушилки на гранулированном хлористом аммонии составляет  $2\text{ т/ч}$ .

На рис. VII-20 показана горизонтальная радиационная вибросушилка фирмы «Синекс» (Франция) [101]. На одном каркасе размером  $1060 \times 716\text{ мм}$  смонтировано шесть термонизлучателей с рефлекторами. Мощность одного излучателя составляет  $2\text{ кВт}$ . Сушилка длиной  $4\text{ м}$  имеет 30 излучателей.

Особый интерес представляют вакуумные вибросушилки, в которых можно значительно интенсифицировать сушку при радиационном и кондуктивном подводах тепла [58, 101]. Однако ввиду малой порозности виброкипящего слоя и явления тиксотропности описанный метод для некоторых материалов может оказаться неприменимым из-за агломерации частиц, замазывания вибрирующей плоскости и т. д.

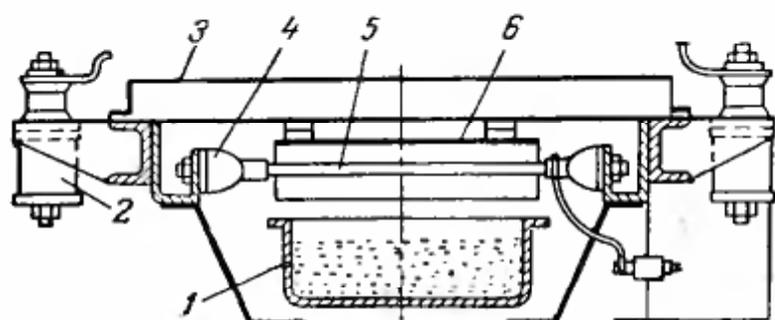


Рис. VII-20. Радиационная вибросушилка:

1 — вибrolоток; 2 — резиновые амортизаторы; 3 — крышка; 4 — изоляторы; 5 — термонизлучатели; 6 — параболический экран.

**Выбор режима работы сушилки.** Вибросушилки используют главным образом для досушки материалов или для сушки материалов с хорошими сыпучими свойствами. Вертикальные сушилки применимы для зернистых и гранулированных материалов, горизонтальные могут быть использованы и для пылевидных. Вибросушилки с продувкой слоя газами применяют, когда необходимо уменьшить унос пыли или когда тонкодисперсный материал газовым потоком невозможно перевести в равномерный кипящий слой. Высота слоя  $h$  обычно принимается 30—70 мм, частота колебаний  $\nu = 20—50$  гц, амплитуда  $A = 1—10$  мм, ускорение от  $g$  до  $12g$ . Параметры вибрации ( $A, \nu, a$ ) выбираются в зависимости от свойств материала, способов подвода тепла и требований к технологии сушки. От параметров вибрации зависят порозность и сопротивление слоя, перемешивание частиц, коэффициент теплообмена и т. д.

В результате вибрации может происходить истирание или гранулирование частиц. Скорость омыwania слоя потоком газов необходимо принимать такой, при которой не нарушается движение частиц. При продувке газом слоя снизу вверх имеется максимально допустимая скорость, выше которой ухудшается перемешивание частиц.

В зависимости от требований технологии сушки и максимальной интенсивности испарения влаги определяются оптимальные значения параметров вибрации. Далее, исходя из производительности сушилки и задавшись высотой слоя материала  $h$ , рассчитывают среднюю скорость перемещения материала по формуле (VII-8), затем по уравнению (VII-9) определяют ширину лотка  $b$ . Она должна быть не менее 100 мм. Длина сушилки (лотка) рассчитывается по длительности сушки ( $L = 1,25 u_{\text{ср}} \tau$ ) либо на основании экспериментальных данных условного коэффициента теплообмена или напряжения по влаге, отнесенного к  $1 \text{ м}^2$  площади лотка [формулы (II-48), (II-49), (II-90), (II-93)]. Если получается очень большая длина лотка, то увеличивают его ширину, минимальная величина которой была рассчитана, исходя из пропускной способности вибросушилки.

Для радиационных и кондуктивных вибросушилок высота борта лотка принимается по соотношению:

$$h_6 = (1,4 - 1,8) h + 20 \text{ мм}$$

Для вертикальных сушилок шаг витков спирального лотка равен:

$$s = \pi D_{\text{ср}} \text{tg } \beta$$

где  $D_{\text{ср}}$  — средний диаметр спирального лотка, м;  
 $\beta$  — угол наклона лотка к горизонту (8—10°).

Высота вертикальной сушильной камеры равна:

$$H = L \text{tg } \beta + (0,5 - 1) \text{ м}$$

Обычно высота вибротранспортеров не превышает 10 м, а наружный диаметр — 1,2 м.

Особое значение имеет интенсификация процесса сушки благодаря использованию пульсирующих газовых потоков. Пульсация газового потока может быть применена в установках со спокойным и кипящим слоем, в пневматических сушилках и т. д. Пульсация потока приводит к турбулизации пограничного слоя и соответственно — увеличению тепло- и массообменных процессов. Например, в вибрационных топках удается достигнуть теплового напряжения до  $(70—90) 10^6$  ккал/(м<sup>3</sup>·ч). Для частот 4 и 7 гц теплообмен между шаровой частицей и пульсирующим потоком не интенсифицировался по сравнению со стационарным потоком. При наличии же испарения коэффициент теплообмена для пульсирующего потока увеличился на 25%. Для испарения воды из шарообразной частицы была получена формула:

$$Nu = 0,0195 Re^{0,83} \quad (VII-11)$$

Пульсирующий поток может найти применение в случае кипящего слоя, так как при этом менее вероятно образование каналов. После каждой пульсации материал располагается по иному, нет постоянных каналов для прохода газов. Можно использовать более высокие скорости газов, не опасаясь уноса мелких частиц из аппарата. Применительно к пульсирующему кипящему слою И. А. Бокун и С. С. Забродский [87] провели опыты по определению коэффициента теплообмена от нагреваемого элемента в виде пластины к слою материала. Как и для обычного стационарного кипящего слоя, при определенной скорости фильтрации наблюдается максимальное значение коэффициента теплообмена. Причем частота пульсаций мало влияет на  $\alpha_y$ .

Полученная зависимость для максимального значения  $\alpha$  имеет вид:

$$\alpha_{\max} = 35,7 \gamma_M^{0,2} \lambda_T^{0,2} \delta^{-0,36} \text{ вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град}) \quad (VII-12)$$

Представляет интерес использовать пульсирующий режим для интенсификации процесса сушки в трубах-сушилках, так как при прохождении газами трубы определенных размеров можно получить резонансные колебания с пучками уплотнений и разрежений, когда процессы массообмена значительно интенсифицируются.

### Сушка токами высокой частоты

Этот процесс основан на явлении нагрева диэлектриков и полупроводников в электрическом поле высокой частоты. Отличительная особенность нагрева диэлектриков — равномерное выделение тепла во всем объеме влажного тела в результате превращения электрической энергии в тепловую. Если тело изотропное,

нагрев будет равномерный. При испарении влаги с поверхности тела внутри него создается определенное поле температур и влажности, влияющее на электрическое поле и тепловыделение, так как коэффициент потерь  $k = \epsilon \operatorname{tg} \beta$  и диэлектрическая постоянная  $\epsilon$  уменьшаются с понижением влажности (для воды  $\epsilon = 80$ , воздуха  $\epsilon = 1$ , ткани  $\epsilon = 2$ ). На тепловыделения влияет омическое сопротивление тела и частоты поля. Омическое сопротивление зависит от влажности и частоты  $r = \varphi(\omega, \omega^c)$ .

Поглощение энергии внешнего поля пропорционально тангенсу угла потерь  $\operatorname{tg} \beta$ ; оно зависит от напряженности поля, частоты, температуры и влажности тела.

Расходуемая мощность равна:

$$N = U\omega C \operatorname{tg} \beta \quad (\text{VII-13})$$

где  $U$  — напряжение на обкладках конденсатора, в;  
 $\omega$  — круговая частота;  $\omega = 2\pi n$  ( $n$  — число колебаний);  
 $C$  — емкость, ф;  
 $\operatorname{tg} \beta$  — тангенс угла потерь.

Мощность генератора составляет:

$$N_{\Gamma} = \frac{N}{\eta_{\Gamma}\eta_{\text{к}}} \quad (\text{VII-14})$$

где  $\eta_{\Gamma}$  — к. п. д. генератора, равный обычно 0,65;  
 $\eta_{\text{к}}$  — к. п. д. контура, равный обычно 0,5.

Мощность генератора при сушке влажного материала равна:

$$N_{\Gamma} = \frac{1,16 [Q_{\text{н}} + Q_{\text{и}} + Q_{\text{б}}]}{\eta_{\Gamma}\eta_{\text{к}}} \text{ кВт} \quad (\text{VII-15})$$

Обычно расход электроэнергии при высокочастотном нагреве составляет на 1 кг испаряемой влаги 2,5—3,0 кВт·ч.

Механизм протекания процесса при сушке токами высокой частоты и при конвективном подводе тепла различен. В первом случае нагрев тела происходит настолько интенсивно, что скорость фазового превращения внутри материала превышает скорость переноса массы пара. Поэтому внутри материала возникает градиент давления при температурах  $\vartheta \geq 60^{\circ} \text{С}$ . Величина избыточного общего давления зависит от температуры тела и его структуры, от интенсивности процесса и т. д. Впервые это явление было обнаружено Г. А. Максимовым [42].

Кинетика процесса сушки токами высокой частоты та же, что и при других способах сушки. Первый период для некоторых режимов сушки протекает при температурах, близких к  $100^{\circ} \text{С}$ , т. е. как в случае кондуктивной сушки. Различным является распределение температуры, влагосодержания и давления внутри тела. На рис. VII-21 приведены данные Г. М. Максимова [42]. Из рисунка видно, что температура и давление в центре максимальны. Градиент влагосодержания внутри тела небольшой. Температуру материала можно регулировать в широких пределах

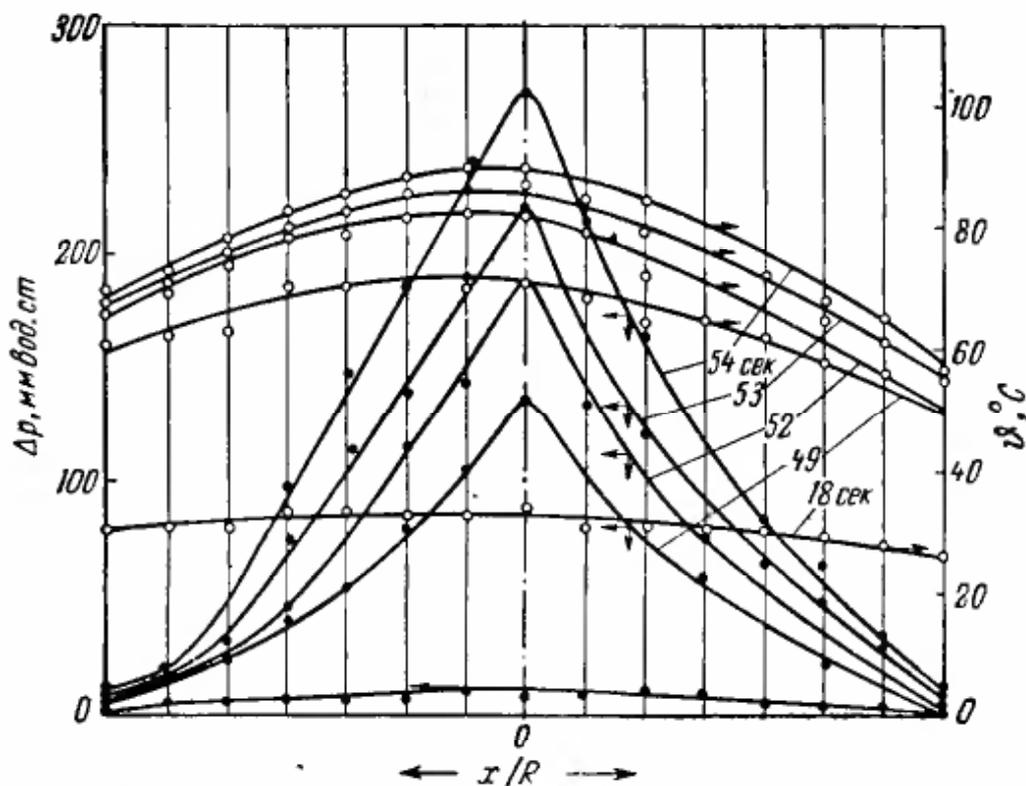


Рис. VII-21. Распределение температуры  $t$  и давления  $\Delta p$  в бруске ели ( $60 \times 80 \times 200$  мм) с исходными влажосодержанием  $0,12$  кг/кг при нагреве его токами высокой частоты ( $13,6$  мГц).

независимо от температуры окружающей среды, что дает возможность подобрать такие режимы, при которых градиенты влажности внутри тела очень малы. В этом случае не возникает внутренних напряжений и не может происходить ухудшения качества изделия из-за трещинообразования и других явлений.

Для сушки материалов разработана схема генераторов, включающая промежуточный колебательный контур с индуктивной обратной связью (рис. VII-22).

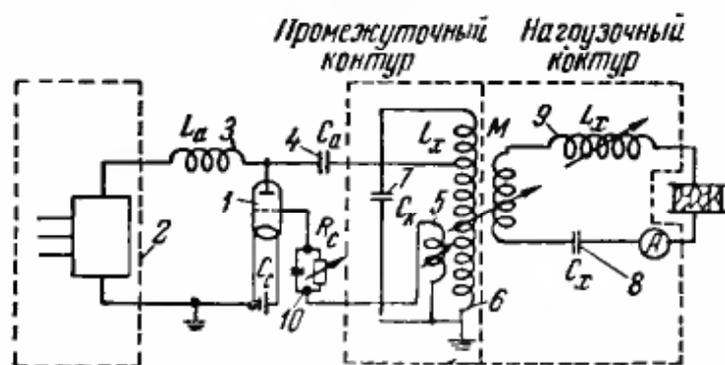


Рис. VII-22. Схема генератора с промежуточным контуром с индуктивной обратной связью;

1 — генераторная лампа; 2 — выпрямитель; 3 — анодный дроссель высокой частоты; 4 — анодный разделительный конденсатор; 5 — катушка обратной связи; 6 — индуктивность колебательного контура; 7 — емкость колебательного контура; 8 — конденсатор нагрузочного контура; 9 — варнометр нагрузочного контура; 10 — контур утечки сетки.

Основное преимущество описанного способа сушки — высокое качество продукта и малая длительность процесса. Недостатком является сложность оборудования и большие удельные расходы электроэнергии. Если принять, что на современных электростанциях расходуется примерно  $0,4$  кг условного топлива на получение  $1$  кВт·ч электроэнергии, то расход тепла по топливу при высокочастотной суши-

ке составит 7000 ккал/кг влаги. Это в несколько раз больше, чем при конвективной сушке. Поэтому указанный метод применяют для малотоннажного производства или для сушки трудносохнущих крупных изделий, когда не удается достигнуть высокого качества сушки другими способами.

В настоящее время для сушки изделий применяют также токи промышленной частоты. Особый интерес представляет сушка в магнитном поле, так как сам процесс значительно интенсифицируется и ускоряются химические реакции, что очень важно при решении некоторых вопросов химической технологии. Магнитное поле является своеобразным катализатором процесса, а основное тепло для испарения влаги подводится другими способами.

### Комбинированные способы сушки

Каждый способ сушки обладает своими достоинствами и недостатками. Комбинируя различные способы так, чтобы недостатки одного компенсировались достоинствами другого, можно создать новые высокоинтенсивные и экономичные аппараты, обеспечивающие высокое качество готового продукта. В основу создания комбинированных способов и аппаратов могут быть заложены следующие принципы.

Создание комбинированного аппарата, в котором совмещены различные способы сушки, например сушка материала во взвешенном состоянии и в спокойном слое; сушка с кондуктивным и конвективным подводом тепла и т. д.

Создание комбинированных аппаратов, в которых осуществляется несколько тепловых процессов, например сушка и дегидратация, сушка и охлаждение и т. д.

Создание способов и аппаратов, когда с процессом сушки совмещаются другие процессы, например сушка и химическое разложение или химическая реакция, сушка и грануляция или размола и т. д.

**Установки для сушки жидких и пастообразных материалов.** На рис. VII-23 показана разработанная М. В. Лыковым, К. П. Деревщицкой и И. С. Асташкиным промышленная комбинированная установка, в которой одновременно осуществляются процессы сушки, дегидратации и охлаждения. Причем до 50—60% дегидратированного материала получается во взвешенном состоянии, а прокалка остального происходит в слое на тарелках. Установка работает по принципу противоточного движения теплоносителя и материала и представляет собой цилиндрическую башню 4, футерованную изнутри шамотным и кислотоупорным кирпичом. Распыление растворов осуществляется сверху механическими или пневматическими форсунками 2. При пневматическом распыле раствор эжекцией из желоба 1 поступает к форсункам.

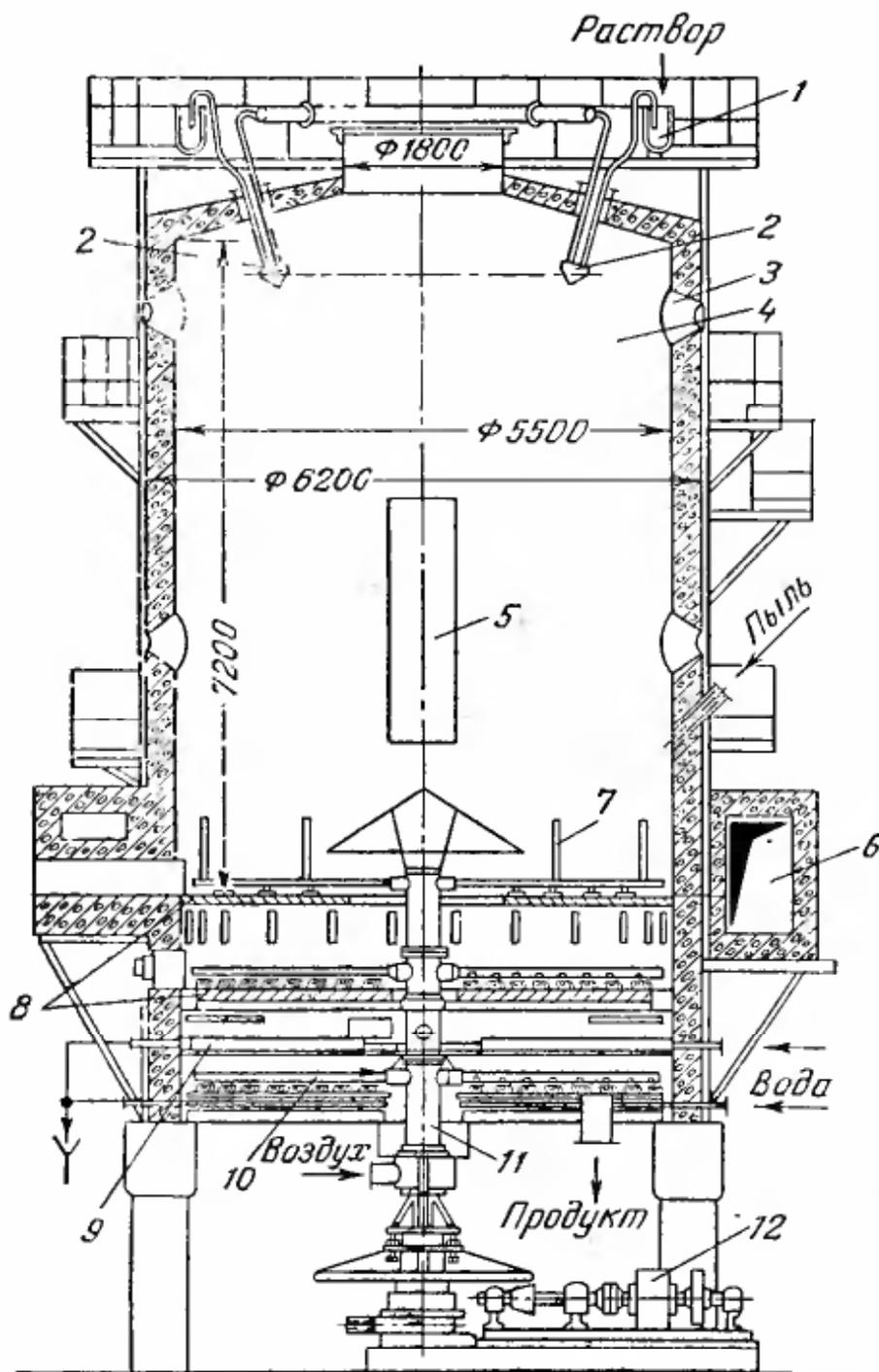


Рис. VII-23. Установка для совмещенной сушки, прокалки и охлаждения материала:

1 — желоб; 2 — пневматические форсунки; 3 — смотровые окна; 4 — башня; 5 — монтажная дверь; 6 — кольцевой бороз; 7 — шлицы; 8 — прокалочные тарелки; 9 — охлаждающие тарелки; 10 — скребки; 11 — вал; 12 — привод.

Газы из топки при температуре до  $900^{\circ}\text{C}$  попадают в кольцевой бороз 6, откуда через шлицы 7 радиально поступают в сушилку над верхней прокалочной тарелкой 8 и под нее. Верхняя тарелка выполнена из чугуна или жаропрочной стали, а нижняя — из обычной углеродистой стали с покрытием шамотным кирпичом.

Теплоноситель выводится из установки и поступает в циклоны. Уловленный в циклонах материал возвращается в установку на прокалочную тарелку. Сухой и частично прокаленный материал оседает в камере на тарелке, а затем при помощи скреб

ков 10 перемещается к центру и пересыпается на вторую прокалочную тарелку. Верхняя тарелка обогревается газами сверху и снизу, а нижняя — только сверху. На нижней прокалочной тарелке материал перемещается от центра к периферии и далее пересыпается на полые холодильные тарелки 9, охлаждаемые водой. Чтобы растворенные в воде соли не оседали на тарелках, температура воды на выходе не должна превышать 40° С. Охлажденный материал выводится из установки с нижней тарелки при помощи скребков. Вал 11, охлаждаемый изнутри воздухом, приводится во вращение электродвигателем 12. Установка оборудована монтажной дверью 5, смотровыми окнами 3 и лазами — по четыре на каждую тарелку.

Если материал термочувствителен, то наиболее рационально для совмещения процессов сушки и дегидратации использовать параллельно-противоточную установку института и опытного завода НИУИФ (рис. VII-24). Основное количество теплоносителя подается от самостоятельной топки в верхнюю часть камеры, в зону сушки, работающую по принципу параллельного движения материала и агента сушки. Поэтому можно использовать высокие температуры газов, не опасаясь перегрева материала.

В зону прокалки, работающую по принципу противотока, подают газы с более низкой температурой, от другой топки. Отработанные газы верхней и нижней зон отбираются из камеры по периферии на высоте  $\frac{1}{3}$  от прокалочных тарелок. Опыты по сушке и дегидратации технического и пищевого триполифосфата натрия показали, что интенсивность процесса на 25% выше, чем в противоточном аппарате (рис. VII-23). Был получен влагосъем  $A_V = 10 - 12 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$  вместо  $7,5 - 8 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . Газы из нижней зоны охлаждаются до температуры, примерно равной температуре отходящих газов верхней зоны. Регулировать процесс можно по температуре отходящих газов воздействием на температуру или количество газов, подаваемых в первую зону.

На рис. VII-25 показана кондуктивно-конвективная сушиль-

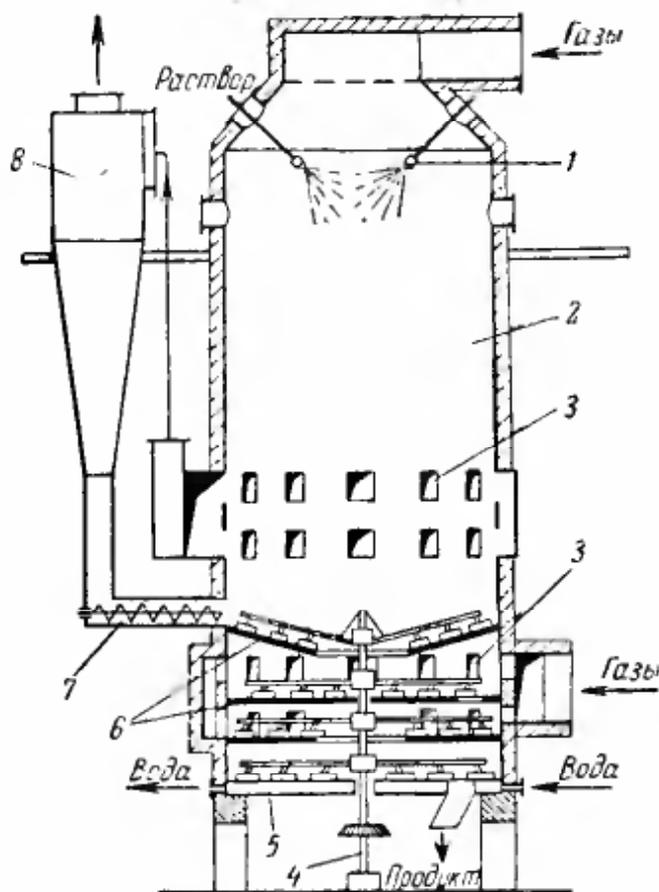


Рис. VII-24. Параллельно-противоточная сушильно-прокалочная установка НИУИФ:

1 — форсунки; 2 — камера; 3 — шлицы; 4 — вал со скребками; 5 — холодильная тарелка; 6 — прокалочные тарелки; 7 — шнек-затвор; 8 — циклон.

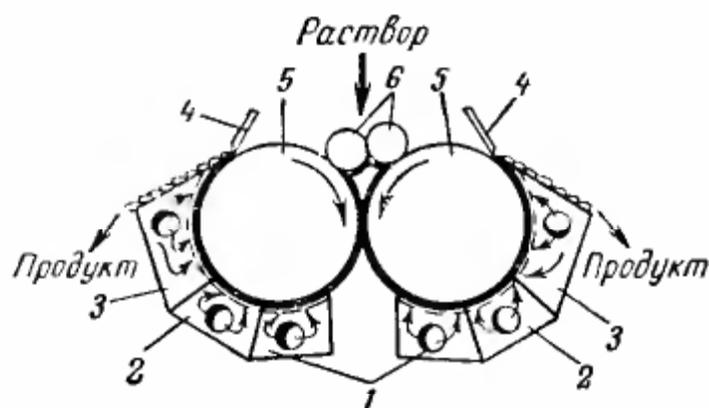


Рис. VII-25. Комбинированная кондуктивно-конвективная сушилка для растворов:

1, 2, 3 — зоны соответственно высоких, средних и низких температур воздуха; 4 — ножи; 5 — вальцы; 6 — питательные вальцы.

чае сушки термопластичных материалов в последнюю зону можно подавать холодный воздух.

**Установки для сушки сыпучих материалов.** Наиболее рационально бывает на первой стадии процесса использовать высокоскоростные и высокотемпературные способы сушки с минимальным временем пребывания материала в аппарате, а досушку вести при более мягких тепловых режимах с регулируемой в широких пределах длительностью сушки. Причем на второй ступени желательно применять те способы, при которых обеспечивается более равномерное время пребывания частиц в зоне сушки. Возможно, например, сочетание пневмосушки с установкой кипящего слоя или вихревой камеры с установкой кипящего слоя или с шахтной сушилкой и т. д. Вряд ли целесообразно комбинировать установки так, что на первой ступени сушка осуществляется в кипящем слое, а на второй — в высокоскоростном вихревом потоке [85]. В периоде падающей скорости относительная скорость агента сушки незначительно влияет на интенсивность процесса.

На рис. VII-26 показана схема пневмо-газовой кондуктивной сушилки с осциллирующим режимом, разработанной И. Л. Любошиц [98]. Сырое зерно из бункера 1 поступает в сушильную трубу 2. В нее же элеватором 6 подают рециркулирующее зерно. В трубу из топки 3 поступают газы при температуре 300—400° С со скоростью 30 м/сек. В сепараторе зерно отделяется от потока газов и попадает в бункер 4, в котором происходит выравнивание влажности и температуры материала (зона кондуктивного массообмена). Отработанные газы дымососом 8 выбрасываются в атмосферу. Большая часть зерна, пройдя шахтный холодильник 5 (зона охлаждения), направляется на рециркуляцию. Остальное количество его, пройдя первую зону холодильника, идет на упаковку. Холодный воздух подается вентилятором 7. И. Л. Любошиц рекомендует для определения контактного массообмена

ка для жидких и пастообразных материалов. Для интенсификации процесса открытая поверхность материала омывается потоком нагретого воздуха, с большой скоростью выходящего из коробов с перфорированным днищем. В зависимости от свойств материала сушку ведут при различных температурах воздуха. Наиболее высокую температуру поддерживают в первой по ходу материала зоне сушки. В случае

следующее уравнение:

$$\Delta\omega_{\text{к}}^{\text{с}} = \Delta\omega_{\text{н}}^{\text{с}} \exp \left[ -\frac{k}{c_m} f \tau \right] \quad (\text{VII-16})$$

где  $\Delta\omega_{\text{н}}^{\text{с}}$  и  $\Delta\omega_{\text{к}}^{\text{с}}$  — соответственно начальная и конечная разности влагосодержания двух одинаковых контактирующих тел, %;

$k$  — коэффициент контактной массопередачи,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{ед. потенциала})$ ;

$c_m$  — удельная массоемкость единицы потенциала,  $\text{кг}/\text{кг}$ ;

$f$  — удельная поверхность материала,  $\text{м}^2/\text{кг}$ ;

$\tau$  — длительность контакта, ч;

$k/c_m$  — отношение, зависящее от свойств материала; для зерна оно равно 0,6.

Автором совместно с М. С. Клейманом [25] разработан способ двухступенчатой сушки высоковлажных термочувствительных материалов (рис. VII-27) с использованием сушки во взвешенном (пневмотруба и аэрофонтан) и полувзвешенном (кипящий слой) состоянии. Агент сушки подают в трубу-сушилку и в кипящий слой при различной температуре из одной топки. Для сушилок большой производительности рационально устанавливать две топки. Материал предварительно подсушивается при высоких скоростях в трубе и аэрофонтане. Затем он из циклона поступает в бункер, где происходит выравнивание влажности и температуры материала. Из бункера материал направляется на досушку в

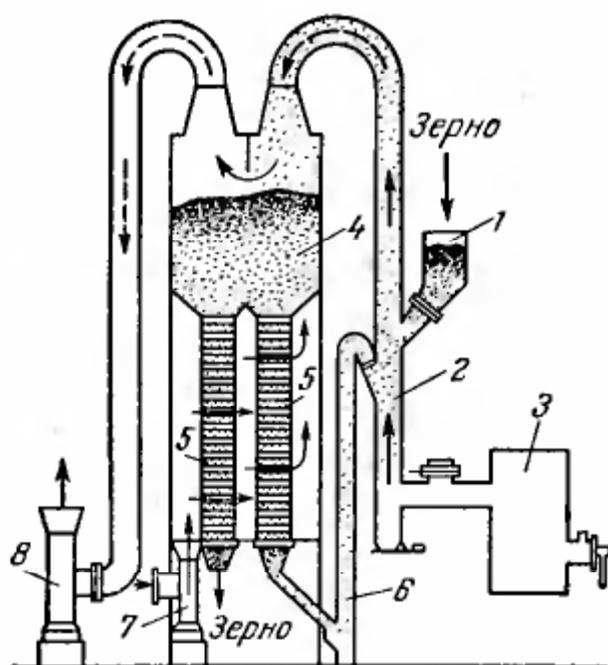


Рис. VII-26. Схема пневмо-газовой сушилки с кондуктивным массообменом:

1, 4 — бункеры; 2 — сушильная труба; 3 — топка; 5 — шахтный холодильник; 6 — элеватор; 7 — вентилятор; 8 — дымосос.

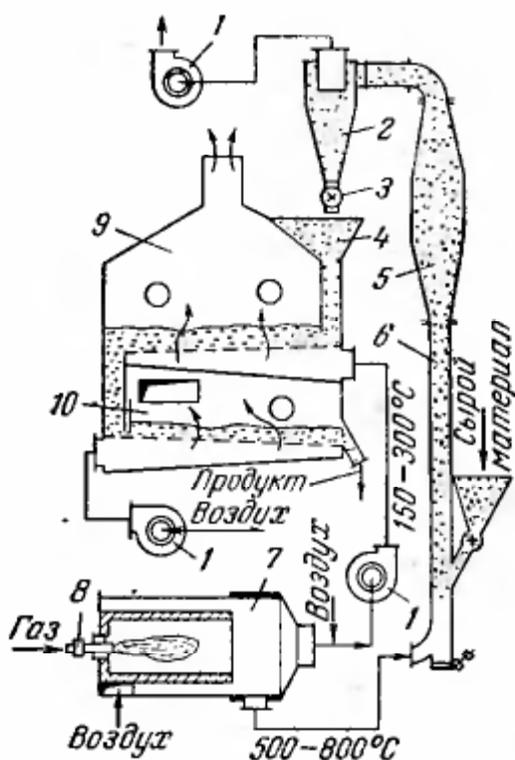


Рис. VII-27. Комбинированная сушилка для высоковлажных термочувствительных материалов:

1 — вентилятор; 2 — циклон; 3 — затвор циклона; 4 — бункер; 5 — аэрофонтан; 6 — пневмотруба; 7 — топка; 8 — горелка; 9 — зона сушки; 10 — зона охлаждения.

кипящем слое и далее на охлаждение воздухом, поступающим от самостоятельного вентилятора. Хорошие результаты получены при сушке жома, бобов и др. В зарубежной практике в подобных установках сушат суспендированный поливинилхлорид. После центрифугирования он с влажностью 30% поступает в пневмотрубу, где высушивается до остаточной влажности 2%; в кипящем слое влажность снижается от 2 до 0,3%. Производительность по испаренной влаге  $W = 3,5 \text{ т/ч}$ . При сушке латекса его влажность снижалась в трубе от 30 до 8%, в кипящем слое — до 0,3%. Опыты проводились в трубе диаметром 2 м, при скорости газов 15—50 м/сек, площадь правильной наклонной решетки составляла 16—20 м<sup>2</sup>. Продукт охлаждается в кипящем слое.

На рис. VII-28 показана схема комбинированной установки фирмы Ниро-Атомайзер (Дания), применяемой, например, для сушки полипропилена. Сушку ведут в среде азота по замкнутому циклу. Материал подают в трубу-сушилку 1, где он подсушивается в токе нагретого азота. Отработанный азот вместе с материалом проходит двухступенчатую сухую очистку в циклонах 2. Азот отсасывается вентилятором 4. Досушка материала происходит в установке с кипящим слоем 3. Отработанный азот и пыль материала попадают в циклоны 2, откуда азот отсасывается вентилятором 4, а материал выводится с готовым продуктом. Перед вентилятором из холодильника 6 подают воду. Азот с парами воды и капельной водой поступает на осушку в скруббер 5.

В скруббере циркулирует вода, охлаждаемая в холодильнике 6. При испарении в процессе сушки органических растворителей они конденсируются в скруббере и отделяются в декантаторе 8. Осушенный азот вентиляторами 9 подается в калориферы 10, а затем — на сушку материала. Предусмотрен возврат части отработанного азота после установки с кипящим слоем в пневмотрубу

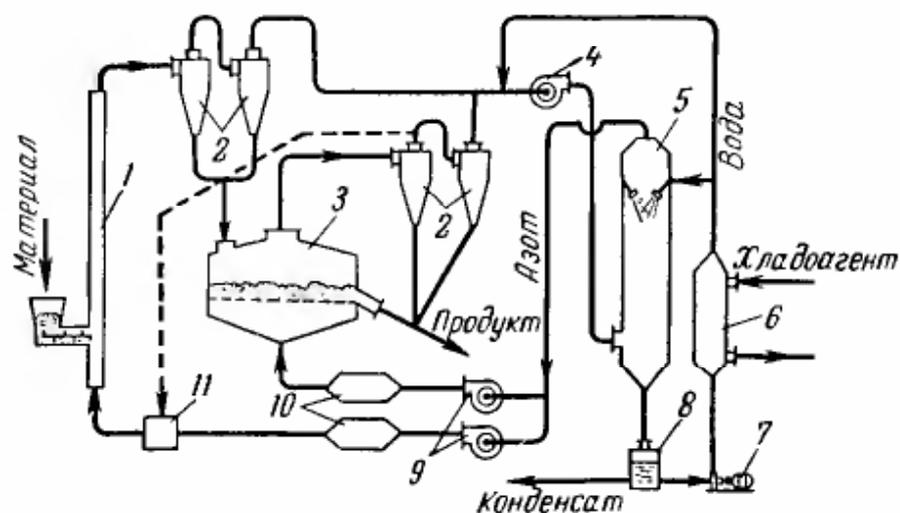


Рис. VII-28. Схема комбинированной установки для сушки в замкнутом цикле в токе азота («Ниро-Атомайзер», Дания):

1 — пневмотруба; 2 — циклоны; 3 — установка с направленным кипящим слоем; 4 — вентилятор; 5 — скруббер-конденсатор; 6 — холодильник; 7 — насос; 8 — декантатор; 9 — нагнетательные вентиляторы; 10 — калориферы; 11 — смесительная камера.

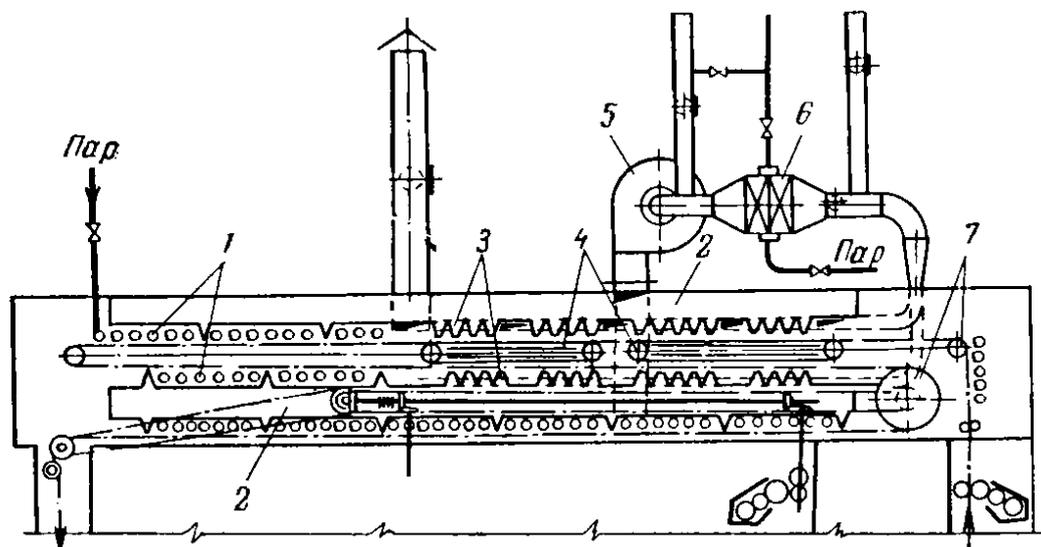


Рис. VII-29. Радиационно-конвективная сушилка ВТИ:

1 — паровые трубы; 2 — коробка; 3 — сопла; 4 — транспортеры;  
5 — вентилятор; 6 — калорифер; 7 — огибающий барабан.

(пунктирная линия). Производительность установки при диаметре трубы 1,5 м, высоте 15 м, площади решетки 20 м<sup>2</sup> составляет 1,8 т/ч продукта. На первой стадии сушки (пневмотранспорт) испаряется 30% всего количества влаги.

При сушке в кипящем слое термочувствительных материалов можно дополнительно подводить тепло от трубчатых нагревателей кондукцией. Этот способ был предложен Н. А. Шаховой и др. [102]. Совмещение сушки в кипящем слое с радиационным подводом тепла [103] вряд ли целесообразно по следующим соображениям. Материал может попасть на поверхность излучения, перегреться или даже загореться. Температура отходящих газов будет повышаться, и термический к. п. д. сушилки уменьшится. Кроме того, такую комбинированную установку конструктивно трудно оформить.

Сушку сыпучих материалов и отдельных изделий токами высокой частоты рационально комбинировать с конвективной или радиационной сушкой. В этом случае экономичность процесса значительно повышается. Например, при сушке древесины токами высокой частоты и конвекцией снижается расход электроэнергии до 0,2—0,3 квт·ч/кг влаги при ускорении процесса в 2 раза по сравнению с чисто конвективной сушкой.

**Установки для сушки тонких гибких материалов.** При сушке указанных материалов наиболее легко осуществляются высокоинтенсивные способы с комбинированным подводом тепла. На рис. VII-29 показана комбинированная сушилка ВТИ, разработанная И. П. Гарпиничем, М. В. Лыковым и Л. А. Мамруковой [97]. В ней используется комбинированный подвод тепла: конвективный с сопловым обдувом и радиационный от труб, обогреваемых паром. Полотно, огибая барабан 7, поступает

в верхний ярус, где на первом участке обдувается нагретым воздухом из сопел 3, а далее тепло передается материалу радиацией от труб 1. На второй нитке также осуществляется комбинированный подвод тепла, на третьей в основном используется радиационная сушка. На верхней нитке для поддержания полотна установлены два транспортера 4. Отработанный воздух частично выбрасывается в атмосферу, а основная часть его, смешиваясь с наружным воздухом, нагревается в калорифере 6, а затем вентилятором 5 подается в верхний и нижний распределительные короба 2.

В табл. VII-2 приведено технико-экономическое сравнение различных сушилок для обоев при снижении влажности последних от 25 до 7%.

ТАБЛИЦА VII-2

Сравнительная характеристика различных установок при сушке обоев

Показатели	Сушилка			
	петлевая	газовая радиационная	комбинированная ВТИ	сопловая конвективная
Температура, °С:				
начальная воздуха . . . . .	40—50	—	100—120	100—120
излучающей поверхности . . . . .	—	600—800	150—180	—
Скорость истечения воздуха из сопел, м/сек . . . . .	—	—	20—25	20—25
Длительность сушки, сек . . . . .	1200—1500	4,5	9,5	11,5
Удельные расходы на 1 кг влаги:				
тепла, ккал . . . . .	3300	2300	1062	1062
воздуха, кг . . . . .	227	—	33	33
электроэнергии, квт·ч . . . . .	72	100	40	55
Объем здания на 1 т испаряющейся влаги, м <sup>3</sup> . . . . .	5000	250	300	1050

Из приведенных данных видно, что наиболее экономична комбинированная сушилка ВТИ. По надежности работы она равноценна конвективной сопловой.

Интенсивную и экономичную сушку можно осуществить если отработанные газы излучающих горелок использовать для конвективной сушки с локальным обдувом влажного материала из сопел. Перегретый пар рационально сначала использовать для нагрева радиационных труб, а затем — в барабанах с конденсацией и кондуктивной передачей тепла к материалу через стенку (радиационно-кондуктивная сушка).

Для сушки плоских изделий перспективен способ с использованием промежуточного твердого теплоносителя в кипящем слое. На рис. VII-30 [87] приведена типичная схема сушилки, разработанной английской фирмой. Внутри вертикальной камеры

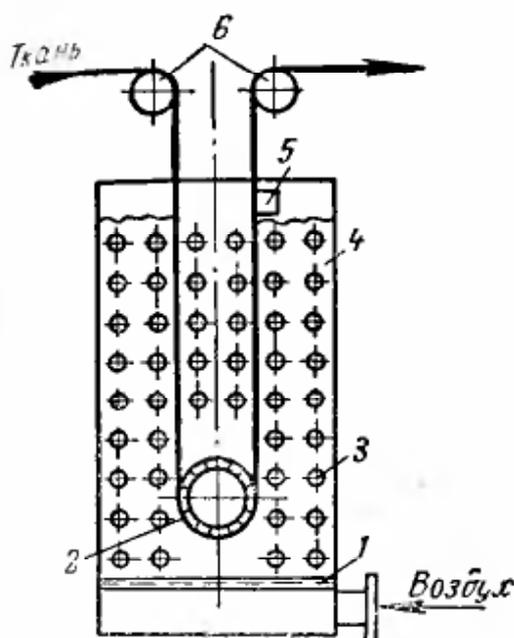


Рис. VII-30. Схема сушилки для гибких тонких материалов с использованием твердого промежуточного теплоносителя в кипящем слое:

1 — решетка; 2 — перфорированный валик; 3 — паровые трубы ( $D = 25,6$  мм); 4 — промежуточный теплоноситель; 5 — встряхивающий валик; 6 — ролики.

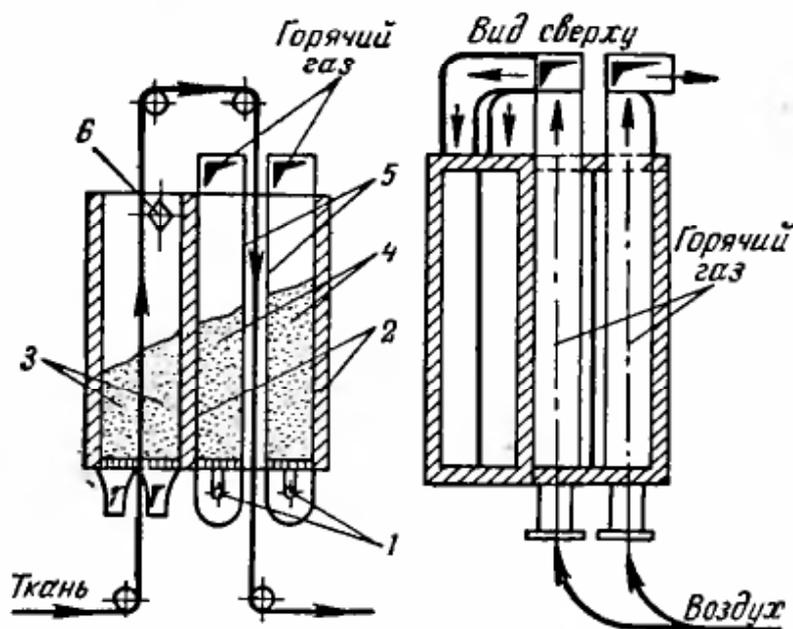


Рис. VII-31. Радиационно-кондуктивный аппарат:

1 — топливные горелки; 2 — стенка; 3 и 4 — соответственно низкотемпературный и высокотемпературный кипящий слой; 5 — излучающие поверхности; 6 — встряхивающий валик.

расположены трубы, обогреваемые паром давлением  $4,5$  ат. В аппарат загружают стеклянные шарики диаметром  $0,1-1,0$  мм в количестве  $1016$  кг. Тепло от труб через кипящий слой стеклянных шариков передается полотну. Температура слоя  $160-170^\circ\text{C}$ . Ткань, огибая перфорированный барабан, пройдя встряхивающее устройство, выходит из сушилки. Снизу в камеру подают воздух. Напряжение по влаге может достигать  $A_F = 88$  кг/(м<sup>2</sup>·ч).

На рис. VII-31 показана схема сушилки для сушки ткани, разработанная С. С. Забродским и Л. В. Горбачевым [87]. Отличительной особенностью ее является то, что на первой стадии сушки тепло передается ткани от кипящего слоя материала (процесс протекает при пониженных температурах), а на второй стадии — радиацией от стенок, обогреваемых кипящим слоем материала. В качестве источника тепла используют, например, топочные газы, которые последовательно проходят обе ступени кипящего слоя.

Сушку тонких материалов можно производить, пропуская их через расплавы металлов или солей, нагрев которых осуществляется либо при барботаже через них топочных газов, либо от труб кондукцией.

На рис. VII-32 дана схема установки для сушки растворов солей и термической обработки продукта [35]. Из топочной камеры через решетку 2 из жаропрочной стали газы поступают в слой 3 расплавленной соли. Над слоем установлены форсунки 4

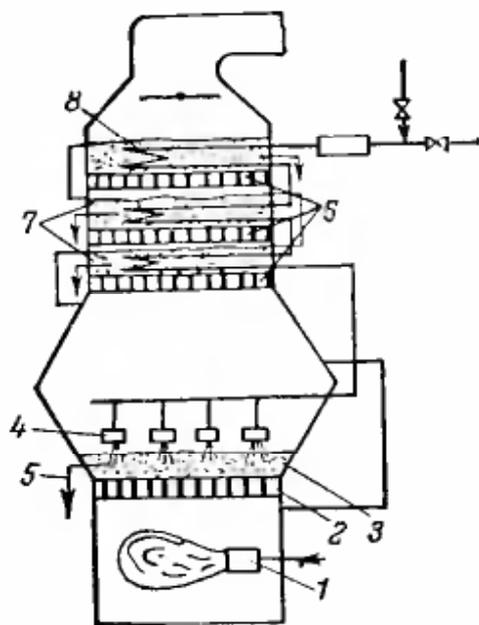


Рис. VII-32. Схема установки для сушки растворов солей и термической обработки их:

1 — горелка; 2, 6 — решетки; 3 — расплав соли; 4 — форсунки; 5 — отводной обогреваемый канал; 7 — жидкий теплоноситель; 8 — змеевик.

для подачи перегретого раствора соли. Раствор подают под давлением 100—200 ат. Он нагревается в верхних зонах, в змеевиках, погруженных в расплав металла или другого неорганического теплоносителя 7. Расплав соли выгружается из нижней зоны через течку 5.

### ВЫБОР ОПТИМАЛЬНОГО РЕЖИМА СУШКИ

Выбор рационального способа сушки может определяться только конкретным материалом, подвергаемым высушиванию, и условиями данного производства. Вне связи с этим материалом вообще не могут быть найдены наиболее рациональный способ сушки и конструкция аппарата. Поэтому перед выбором способа сушки должны быть известны испаряемая жидкость (вода, органические растворители и др.) и все данные о высушиваемом материале:

его химический состав и химические свойства (кислотность, щелочность), дисперсность, адгезионные свойства, термочувствительность во влажном и сухом состоянии (температуры воспламенения, размягчения, плавления, разложения, возгонки и т. д.), вязкость и поверхностное натяжение (для жидких), содержание влаги, взрывоопасность, теплофизические константы (теплопроводность, теплоемкость, насыпная и истинная плотность, угол естественного откоса для влажного и сухого материалов) и т. д. Следует четко определить также основные требования к готовому продукту (дисперсность, чистота, прочность, наличие коробления и т. д.), необходимость совмещения процесса сушки с другими процессами (прокаливание, сепарация, гранулирование, размол и т. д.). На выбор способа сушки влияют характер процессов, предшествующих сушке, и процессы, проводимые после сушки, источники тепла, имеющиеся на проектируемом производстве, и т. д. Таким образом, к задачам технологии сушки относится на основании свойств высушиваемого материала, требований к процессу сушки и конкретных условий производства выбор рационального способа и определение оптимального режима сушки, обеспечивающего заданные качества продукта. Знание основных законов тепло- и массообмена применительно к процессу сушки, особенностей различных его способов сушки позволит подойти к выбору рационального способа сушки на научной основе.

Выбор агента сушки обуславливается технологией этого процесса и наличием тех или иных источников тепла. Основными его источниками являются жидкое или газообразное топливо, пар, электроэнергия; в редких случаях может быть использована солнечная радиация (специальные гелиоустановки — котлы). Для оценки стоимости сушки надо знать источник получения пара (самостоятельная котельная или тепловая электрическая станция). Радиационную и кондуктивную сушку в основном используют для тонких гибких материалов (стр. 278) или когда нежелательно иметь большое количество газового теплоносителя. Области применения этих способов сушки более подробно описаны в гл. VI. Наиболее широко используется конвективная сушка, при которой в качестве агента сушки применяют нагретый воздух или азот, топочные газы, перегретый водяной пар или пары органических жидкостей. Воздух употребляется в тех случаях, когда температура сушки невысока и присутствие кислорода в агенте сушки не влияет на свойства высушиваемого материала.

Следует отметить, что использование теплообменников из жаропрочной стали позволяет нагревать воздух до  $500^{\circ}\text{C}$ , а в системах с промежуточным твердым теплоносителем (стр. 379) — до  $800\text{—}1000^{\circ}\text{C}$ . Однако такие теплообменники пока еще не нашли широкого применения в промышленности.

Топочные газы используются, как правило, при высокотемпературной сушке, когда материал не взаимодействует с содержащимися в них двуокисью углерода или сернистым ангидридом, если в качестве топлива используют мазут или уголь. Азот применяется в основном в тех случаях, когда материал может подвергаться окислению или является взрывоопасным или же взрывоопасна испаряющаяся из материала жидкость. При использовании в качестве агента сушки азота сушильные установки работают по замкнутому циклу (см., например, рис. VII-28). Если материал не изменяет своих свойств при температуре до  $130^{\circ}\text{C}$ , то для сушки можно использовать перегретый пар (см. рис. VII-2, VII-4, VII-5 и др.). При сушке некоторых полимерных материалов во взвешенном и полувзвешенном состоянии в сушильной установке накапливаются большие электростатические заряды. В этих случаях во избежание взрывов аппарата помимо заземления его корпуса рационально использовать для сушки азот или перегретый пар (например, при сушке полиэтилена, некоторых сополимеров стирола и т. д.).

Для материалов, чрезвычайно чувствительных к нагреву, применяется так называемая холодная сушка, т. е. используется предварительно осушенный воздух при температуре не выше  $40^{\circ}\text{C}$  (сушка латексных радиозондовых оболочек больших размеров, фотоэмульсии и т. д.), так как при низких температурах окисли-

тельные процессы значительно замедляются. Глубокая осушка воздуха производится на силикагеле, причем устанавливают два осушителя, из которых один работает, а в другом происходит регенерация силикагеля путем пропускания через него, например, горячих газов. В качестве осушающего адсорбента могут быть использованы также фосфорный ангидрид и хлористый кальций. При неглубокой степени осушки воздуха применяют кондиционеры, орошаемые водой, предварительно охлажденной в гликолевых установках. При сушке химически чистых материалов воздух необходимо очистить от пыли в специальных фильтрах (бумажные, висциновые и др.). Наружный воздух целесообразно забирать из более высоких слоев атмосферы, где он содержит меньше пыли.

### Подготовка материала к сушке

На качество готового продукта и интенсивность сушки большое влияние оказывает специальная подготовка материала (дробление, разрыхление, нагревание, введение специальных добавок в высушиваемый материал и т. д.).

Перед подачей на сушку волокнистых материалов их желательно разрыхлять. Предварительный нагрев материала в токе отработанных газов или в специальной установке позволяет интенсифицировать сушку без возникновения в материале недопустимых напряжений, приводящих к трещинообразованию; кроме того, повышается термический к. п. д. сушилки. Для интенсификации сушки и непосредственного получения продукта в товарном виде иногда в материал вводят специальные добавки. Например, введение небольшого количества поверхностно-активных веществ (до 1%) в капиллярно-пористые тела ускоряет процесс их сушки. При добавлении поверхностно-активных веществ к пастам они приобретают хорошую текучесть, благодаря чему появляется возможность высушивать такие пасты методом распыления. Добавление порофора к раствору полимеров позволяет получить готовый продукт в виде полых шариков с насыпной плотностью не более  $0,1 \text{ г/см}^3$ .

Повышенная кислотность материала ухудшает сушку, так как в этом случае влага удаляется труднее, а продукт получается липким. Поэтому нейтрализация избыточных ионов  $\text{H}^+$  позволяет улучшить процесс сушки. Например, процесс обезвоживания и сушки раствора хлористого калия и экстракционной фосфорной кислоты при избытке ионов  $\text{SO}_4^{2-}$  с получением метафосфата калия протекает удовлетворительно в присутствии небольшого количества солей кальция и т. д. При сушке плохосыпучих материалов или паст используется добавка к ним высушенного продукта. Для смешения наиболее рационально применять перовые двухвальные шнеки, например типа, изображенного на рис. VIII-30.

В некоторых случаях сушка связана с очень большими трудностями — материал плохо отдает влагу или получается плохо сыпучим и т. д. При этом иногда целесообразно изменить процесс, предшествующий сушке. Так, при сушке карбамидо-формальдегидных полимеров (клеющие вещества) получался нерастворимый продукт или вообще не образовывался сыпучий порошок. Оказалось, что в зависимости от степени поликонденсации исходных мономеров изменяется тип связи влаги с материалом. Поэтому для проведения сушки с получением качественного полимера пришлось перестроить предшествующий процесс поликонденсации молекул карбамида с формальдегидом так, чтобы полимер легче отдавал влагу. На распылительной установке при начальной температуре газов 200—250° С и конечной 75—78° С был получен хорошо растворимый порошкообразный продукт.

### **Оптимальный режим сушки**

Под оптимальным режимом сушки понимается такой, при котором обеспечивается наилучшее качество продукта при минимальных затратах тепла и электроэнергии. Температурный режим сушки зависит от свойств высушиваемого материала и условий технологического процесса его производства. Чтобы процесс сушки был интенсивным и экономичным, начальную температуру агента сушки принимают максимальной в пределах, допускаемых свойствами материала. Температура отработанных газов обуславливается в основном экономическими соображениями и заданной конечной влажностью продукта. Температура и влажность отходящих газов определяются также надежностью работы газового тракта и пылеотделительных аппаратов. Температура стенок газохода должна быть выше точки росы отработанных газов.

При конвективной сушке, как правило, используется принцип параллельного движения материала и агента сушки. При этом можно работать с повышенными начальными температурами газов, так как в первый период сушки температура материала равна температуре мокрого термометра. Процесс сушки в аппаратах с параллельным током протекает интенсивнее и экономичнее, чем в сушилках с противоточным движением материала и агента сушки. Противоток используется главным образом в специальных случаях, например при совмещении процессов сушки и прокаливания, при сушке до низкой конечной влажности гигроскопического материала, или когда влажный материал плавится при повышенных температурах и т. д.

Многозонные сушилки необходимы в тех случаях, когда свойства высушиваемого материала резко изменяются по мере потери им влаги или когда с процессом сушки приходится совмещать другие термические или химические процессы. Для выбора

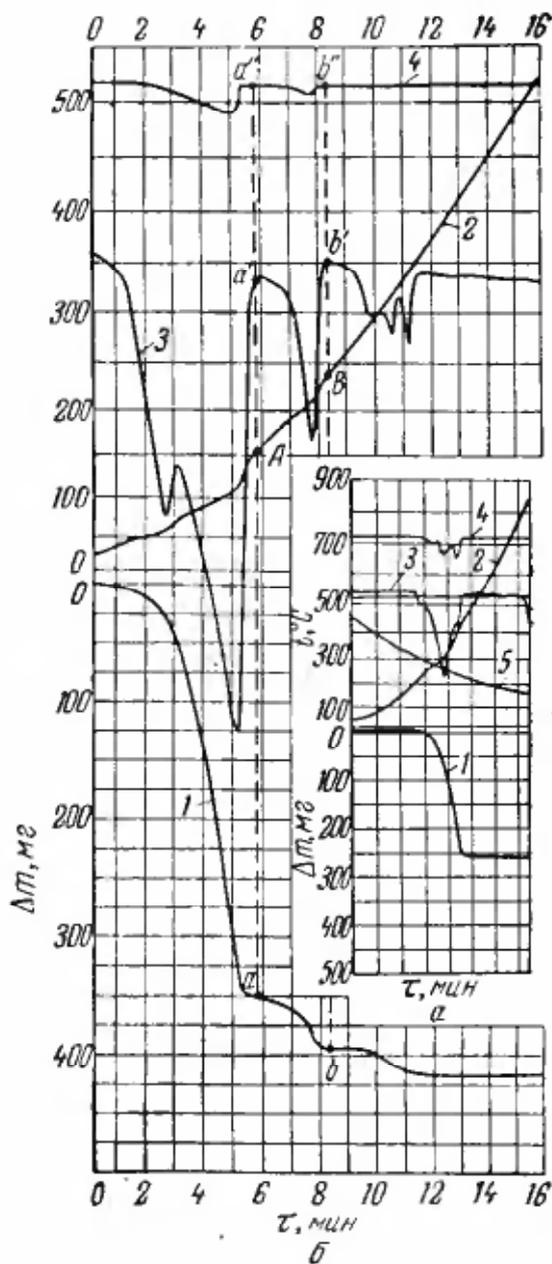


Рис. VII-33. Термограммы веществ:

а —  $K_2HPO_4$  (скорость нагрева 6 град/мин); б —  $Na_3HP_2O_7 \cdot 9H_2O$  (скорость нагрева 1,8 град/мин); 1 — убыль массы навески; 2 — кривая нагрева материала; 3 — дифференциальная кривая теплот; 4 — дифференциальная кривая изменения массы навески; 5 — кривая охлаждения.

(см. рис. VII-33, а) с дегидратацией, находятся в интервале температур 290—380° С. Второй «пик» кривой 3 соответствует температуре ~850° С. В этих условиях масса не изменяется (кривые 1 и 4 параллельны оси абсцисс), следовательно, данная область соответствует плавлению метафосфата калия.

Иной вид имеет термограмма триполифосфата натрия  $Na_3HP_2O_7 \cdot 9H_2O$  (см. рис. VII-33, б). На участке  $o'a'$  кривой 3 и участке  $oa$  кривой 1 происходит удаление из соли свободной влаги и восьми молекул кристаллизационной воды. Из сопостав-

количества зон и режима сушки в них (температура, скорость газов и т. д.) необходимо предварительно получить термограммы высушиваемого материала, так как в определенных интервалах изменения влажности могут наблюдаться разные температурные пределы размягчения, плавления или разложения высушиваемого вещества. Зная эти особенности процесса для каждого интервала температур, можно применять индивидуальный наиболее интенсивный режим сушки.

На рис. VII-33 приведены термограммы, полученные на дериватографе системы МОМ (Венгрия). Термограмма для  $K_2HPO_4$  (рис. VII-33, а) получена при скорости нагрева 6 град/мин навески массой 2 г. Кривая 1 показывает убыль массы навески в процессе ее нагрева, кривые 2 и 5 характеризуют соответственно ее нагрев и охлаждение. Кривая 3 является дифференциальной кривой изменения расхода тепла в процессе нагрева. Количество тепла, затраченного на испарение, дегидратацию или химические превращения материала, определяется площадью, находящейся внутри «пиков» дифференциальных кривых.

Кривая 4 показывает дифференциальное изменение массы навески в процессе сушки. Из совместного анализа кривых 1, 3 и 4 видно, что «пики» кривых 3 и 4, соответствующие превращению  $K_2HPO_4$  в  $KPO_3$ ,

дения кривых 1, 3 и 4 следует, что одноводный продукт  $\text{Na}_3\text{HP}_2\text{O}_7 \cdot \text{H}_2\text{O}$  можно получить в результате нагревания его до  $\sim 160^\circ\text{C}$  (точка А на кривой 2). Для получения же безводного триполифосфата натрия требуется его нагрев до  $240^\circ\text{C}$  (точка В). Следующие «пики» кривой 3 характеризуют химические превращения соли в области температур выше  $250^\circ\text{C}$ .

Таким образом, анализ термограмм позволяет определить режимы сушки, обеспечивающие получение материала нужного качества (процессы сушки, дегидратации и т. д.). По термограммам можно также найти допускаемые или необходимые температуры материала и по ним определить оптимальное количество зон сушки и принцип работы сушильной установки.

Следует отметить, что при сушке кинетика дегидратации и химических превращений в основном определяется температурой материала, т. е. длительностью его прогрева. Например, дегидратация динатрийфосфата в слое происходит в течение 1 ч, а во взвешенном состоянии в виде мелких частиц при той же температуре она протекает за несколько секунд и т. д.

### **Рециркуляция агента сушки (конвективная сушка)**

Рециркуляция отработанных газов используется для уменьшения расхода тепла, повышения влажности среды, снижения концентрации кислорода в теплоносителе, повышения скоростей газов в сушилке и т. д. Повышение влажности среды иногда необходимо для того, чтобы не происходило интенсивной сушки в периоды, когда могут возникнуть критические внутренние напряжения в материале, приводящие к образованию в нем трещин. При большей влажности агента сушки можно повышать температуру газов, не опасаясь локального перегрева материала. При повышенной температуре материала значительно увеличивается коэффициент диффузии влаги, и первый период сушки удлиняется.

На этом принципе основан паро-депресссионный способ сушки, разработанный в Институте теплофизики АН УССР [28]. Рециркуляция газов применяется для повышения концентрации выделяющихся при сушке ценных или токсичных газов, чтобы далее легче и экономичнее улавливать их из сушильного агента. Отметим, что рециркуляция газов при высокотемпературной сушке должна осуществляться так, чтобы пылевидные частицы продукта вместе с отработанными газами не попадали в камеру смешения. Если пыль попадет в смеситель, горящие частицы могут послужить источником возгорания всей массы продукта. Газы можно отбирать на рецикл после мокрой очистки или подавать их в топку, где частицы пыли сгорают.

Таким образом, особенности сушки с рециркуляцией газов следующие: возможность за счет рециркуляции получения агента

сушки с любой влажностью без ввода пара или воды; создание в сушилке любых скоростей газов без изменения их параметров на выхлопе и без увеличения удельных затрат тепла; возможность проведения сушки минимальными перепадами температур; повышение концентрации выделяющихся при сушке веществ.

В связи с жесткими санитарными требованиями к нормам выброса токсичных веществ в атмосферу и с промышленными стоками в водоемы большое значение приобретает сушка в замкнутом цикле с использованием воздуха, азота, паров воды и т. д. Применение теплообменников, в которых агент сушки можно нагреть до высокой температуры, делает этот способ экономически целесообразным в ряде случаев и для многотоннажных производств.

Следует учитывать, что на сооружение адсорбционных аппаратов для очистки газов и устройств для обезвреживания жидких промышленных стоков требуются большие капитальные затраты.

Применяется рециркуляция не только агента сушки, но и высушиваемого дисперсного материала. Материал возвращают в рецикл для придания лучшей сыпучести исходному влажному материалу, для получения гранулированного продукта и уменьшения количества пылевидных фракций (возвращаемая пыль обычно агломерируется влажным материалом), а также для более глубокой сушки материала без его перегрева. Например, при сушке в пневмотрубах при возврате в них определенного количества сухого продукта получается такая его средняя начальная влажность, которая позволяет за один проход материала через сушилку получить нужную конечную влажность продукта без его перегрева. Такой процесс сушки протекает по осцилирующему режиму с небольшими многократными нагревами в сушилке и охлаждением материала при смешении его с новыми порциями влажного материала. При этом происходит выравнивание полей влажности и температур в частицах. Рециркуляция предварительно перегретого продукта, кроме того, позволяет вести сушку с кондуктивным подводом тепла. Отметим, что влажность и температура при смешении влажного и сухого материалов выравниваются довольно быстро. Однако вопрос о кондуктивной диффузии влаги из дисперсных материалов пока мало изучен.

**Конечная влажность продукта.** В большинстве случаев конечная влажность продукта задана, так как она обуславливает его свойства (прочность, цвет, электрофизические и термогигроскопические характеристики и т. д.). С уменьшением влажности материала увеличивается его прочность, улучшается сыпучесть, уменьшается гигроскопичность. Процесс удаления влаги из некоторых материалов необратим, и при этом в зависимости от глубины сушки изменяются гигроскопические свойства продукта. Например, чем меньше влажность высушенного продукта, тем меньше

он слеживается при длительном хранении. Так, аммофос при влажности 2,5—3% в нагретом состоянии комкуется, не дробится, забивает транспортирующие устройства и т. д. После охлаждения при такой же влажности аммофос становится хорошо сыпучим, а при влажности менее 1% он хорошо сыпуч и при температурах до 120° С. При хранении в одних и тех же условиях слеживаемость продукта с меньшей конечной влажностью ниже.

При конвективной, даже высокотемпературной сушке конечная влажность материала зависит не только от температуры отходящих газов, но и от их влажности. С повышением начальной температуры газов (увеличение влажности среды) для получения продукта с одной и той же влажностью необходимо повышать температуру отработанных газов (в сушилках, работающих по принципу параллельного тока). Например, при сушке гранулированного суперфосфата по среднесменным данным получены следующие результаты:

Температура газов, °С		Влажность продукта
$t_2$	$t_1$	$w_1, \%$
110	540	4,3
110	570	4,5
110	740	6,1

Из этих данных видно, что с повышением  $t_1$  при  $t_2 \approx \text{const}$  влажность суперфосфата увеличивается. Эта закономерность справедлива для всех конвективных сушилок.

**Усадка материала.** В процессе удаления влаги происходит усадка материала, причем для одних материалов она наблюдается на протяжении всего периода сушки, для других — только в период постоянной или падающей скоростей сушки. В основном усадка зависит от молекулярной структуры вещества и от формы связи с ним влаги. На усадку влияет также режим сушки; в мягких квазистационарных условиях сушки усадка максимальна.

Объемная усадка может быть выражена формулой:

$$V = V_0 (1 + \beta_V \omega^c) \quad (\text{VII-17})$$

где  $V_0$  — объем абсолютно сухого тела,  $\text{м}^3$ ;

$V$  — объем тела при среднем влагосодержании  $\omega^c$ ,  $\text{м}^3$ ;

$\beta_V$  — коэффициент объемной усадки, зависящий от структуры материала и от формы связи с ним влаги.

Линейная усадка капиллярно-пористых тел происходит по прямолинейному закону, а усадка при удалении осмотически связанной жидкости — по экспоненте.

В общем случае можно написать:

$$l = l_0 (1 + \beta_l \omega^c) \quad (\text{VII-18})$$

где  $l_0$  — линейный размер абсолютно сухого тела,  $\text{м}$ ;

$l$  — размер тела при  $\omega^c$ ,  $\text{м}$ ;

$\beta_l$  — коэффициент линейной усадки.

При усадке материал находится в объемнонапряженном состоянии. Если величина напряжения превосходит предельно допустимую, в материале возникают трещины. Основным источником возникновения предельных напряжений является неравномерное распределение в материале влагосодержания и неравномерность его температуры, т. е. при больших перепадах  $\Delta\omega^c$  и  $\Delta\theta$  возникают трещины. Поэтому критерием возможности образования трещин в процессе сушки должен быть параметр, характеризующий поле влагосодержаний массы материала. За этот критерий (трещинообразования) принимается массообменный критерий Кирпичева ( $Ki_m$ ):

$$Ki_m = \frac{mR}{D\gamma_0\omega_n^c} \quad (\text{VII-19})$$

где  $R$  — половина толщины образца, м;  
 $m$  — интенсивность сушки, кг/(м<sup>2</sup>·ч);  
 $\omega_n^c$  — среднее начальное влагосодержание, кг/кг.

Определяя критерий  $Ki_m$  в момент образования трещин, можно установить зависимость максимально допустимого  $Ki_{\max}$  от влагосодержания. Эта зависимость позволяет правильно подойти к выбору режима сушки, обеспечивающего отсутствие трещинообразования в материале. С уменьшением влагосодержания значение  $Ki_{\max}$ , как правило, увеличивается, т. е. расширяется область допустимых режимов сушки. Поэтому оптимальный режим сушки (изменение ее основных параметров) должен быть ступенчатым.

Важным технологическим свойством материала является сохранение его формы под внешними воздействиями. Многие материалы при сушке коробятся; например, плоская поверхность свертывается и принимает форму цилиндра. В момент коробления материала его влагосодержание на противоположных поверхностях различно. При меньшем влагосодержании получается меньший линейный размер частицы или куска; следовательно, плоский кусок материала изгибается в сторону плоскости с меньшим влагосодержанием. Для предотвращения возможности коробления необходимо создавать условия для равномерной сушки изделий и материалов.

**Перенос водорастворимых веществ.** Перенос водорастворимых веществ в процессе удаления из продукта влаги существенно влияет на качество высушенного материала. Например, какое-либо ценное вещество, которое должно быть равномерно распределено по всему объему материала, в процессе сушки будет вынесено вместе с влагой к поверхности, и качество продукта при этом ухудшится. В гл. I указывалось, что перенос влаги внутри массы продукта (в виде пара или жидкости) зависит от режима и способа сушки. Перенос же водорастворимых веществ происходит в тех

случаях, когда влага перемещается в продукте в виде жидкости. Следовательно, можно подобрать такие режимы и способы сушки, чтобы влага испарялась в основном внутри высушиваемого материала и ее миграция происходила бы в виде пара, при этом переноса водорастворимых веществ в продукте не будет. Иногда же, наоборот, нужно, чтобы водорастворимые вещества выносились на поверхность продукта.

Экспериментально установлено, что с понижением температуры и влажности газов, повышением скорости омывания ими материала количество испаряющейся внутри него жидкости возрастает. Для увеличения потока жидкости необходимо увеличить относительную влажность  $\varphi$  и уменьшить скорость газов. Особенно эффективно управление переносом растворенного в продукте вещества путем изменения внутри него температурного градиента. Если градиент температур направлен внутрь тела (радиационная или высокотемпературная интенсивная сушка), то перенос водорастворимых веществ к поверхности тела уменьшается. Сушка перегретым паром также способствует внутреннему парообразованию в материале.

Критерий испарения  $\varepsilon$  можно определить из соотношения:

$$\vartheta_{\text{п}} - \vartheta_{\text{ц}} = \frac{1}{2} \cdot \frac{r m R \varepsilon}{\lambda} \quad (\text{VII-20})$$

где  $\vartheta_{\text{п}}$  и  $\vartheta_{\text{ц}}$  — температура тела соответственно на поверхности и в центре, °С;  
 $R$  — определяющий размер тела, м;  
 $\lambda$  — коэффициент теплопроводности материала, ккал/(м·ч·град).

Если по экспериментальным данным построить график зависимости  $2\lambda\Delta\vartheta/rR$  от интенсивности сушки  $m$ , то тангенс угла наклона этой прямой будет соответствовать величине  $\varepsilon$ .

### **Изменение температуры материала в процессе сушки**

Температура материала — важный технологический параметр процесса сушки, являющийся функцией многих переменных и зависящий в общем случае от соотношения потока тепла из среды к частице, от переноса тепла внутри нее и от интенсивности испарения влаги. Для определения оптимального режима сушки важно знать не только изменение температуры частицы во времени, но и величину градиента температур. Перепад температур наблюдается даже при сушке тонкодисперсных материалов в распылительной установке и пневмотрубе. Конечная температура материала зависит главным образом от влажности.

На рис. VII-34 приведена зависимость конечной температуры гранулированного суперфосфата от влажности при сушке в барабанной установке.

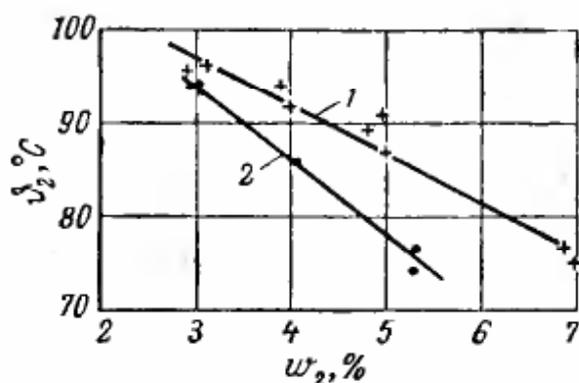


Рис. VII-34. Зависимость температуры продукта от влажности при сушке в барабанной установке:

1 — двойной суперфосфат; 2 — простой гранулированный суперфосфат.

совой и В. И. Павлова [80], влажность пиросульфита натрия в трубе-сушилке изменяется по экспоненте (рис. VII-35). Тогда коэффициент сушки для пневмотруб и форсуночных параллельноточных распылительных сушилок может быть определен по формуле:

$$K = \frac{\ln \frac{w_1^c}{w_2^c}}{\tau_k} \quad (\text{VII-21})$$

где  $\tau_k$  — длительность сушки.

Изменение температуры газов по высоте указанных сушилок можно принять также экспоненциальным. Такие данные были получены, например, Таганцовой [42] при сушке торфа в пневмотрубе. Изменение температуры по длине сушилки  $H$  можно представить в следующем виде:

$$t = t_1 e^{-bx}; \quad 0 \leq x \leq H \quad (\text{VII-22})$$

где  $b$  — декримент падения температуры;  
 $t_1$  — начальная температура газов, °C.

Если известна скорость перемещения материала в сушилке  $u$  (в м/сек), можно написать:

$$x = ut \quad (\text{VII-23})$$

Для параллельноточных распылительных сушилок в стадии установившегося движения  $u = u_b + u_r$ .

Температура газов в сушилке будет изменяться по экспоненте:

$$t = t_1 \exp[-but] \quad (\text{VII-24})$$

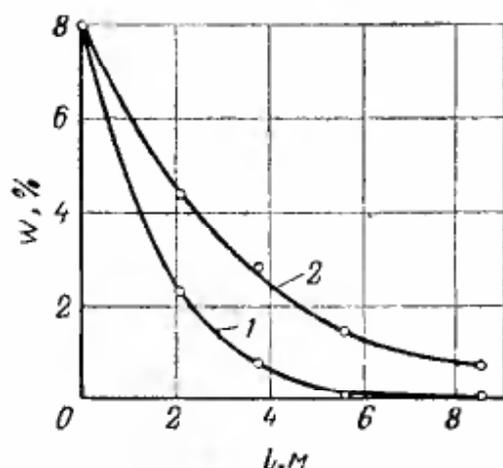


Рис. VII-35. Изменение влажности  $w$  пиросульфита натрия по длине  $l$  трубы-сушилки при различной начальной температуре газов:

1 — при 325° C; 2 — при 250° C.

Расчет нагрева частиц в переменном температурном поле при испарении влаги проводится нами при следующих допущениях: коэффициент теплообмена не изменяется ( $\alpha = \text{const}$ ); плотность лучистого потока — величина постоянная ( $q_{\text{л}} = \text{const}$ ); размер частиц в процессе сушки также не изменяется ( $\delta = \text{const}$ ).

Для симметричной задачи дифференциальное уравнение теплопроводности Фурье для частиц шарообразной формы имеет вид:

$$\frac{\partial \vartheta}{\partial \tau} = a \left( \frac{\partial^2 \vartheta}{\partial x^2} + \frac{2}{x} \cdot \frac{\partial \vartheta}{\partial x} \right) \quad (\text{VII-25})$$

Начальные и граничные условия запишем в следующем виде:

$$\vartheta(x, 0) = \vartheta_0 = \text{const}$$

$$-\lambda \frac{d\vartheta(R, \tau)}{dx} - \alpha [t_1 e^{-bu\tau} - \vartheta(R, \tau)] + q_{\text{л}} - \frac{rN\gamma_0 R}{300t_1} e^{-\kappa N\tau} = 0 \quad (\text{VII-26})$$

$$\frac{\partial \vartheta(0, \tau)}{\partial x} = 0 \quad (\text{VII-27})$$

Решение дифференциального уравнения (VII-25) при крайних условиях [см. уравнения (VII-26) и (VII-27)] проводится путем преобразования по методу Лапласа. Уравнение для безразмерной температуры частиц  $\theta$  получено в следующем виде:

$$\theta = \frac{\vartheta(x, \tau) - \vartheta_0}{t_1} = \frac{\frac{q_{\text{л}}}{\alpha} - \vartheta_0}{t_1} + B_1 e^{-Ku^2 Fo} - \frac{rN\gamma_0 R}{300\alpha t_1} B_2 e^{-Km^2 Fo} - \sum_{n=1}^{\infty} A_n \left( \frac{\frac{q_{\text{л}}}{\alpha} - \vartheta_0}{t_1} + \frac{1}{1 - \frac{Ku^2}{\mu_n^2}} - \frac{rN}{300\alpha t_1} \cdot \frac{1}{1 - \frac{Km^2}{\mu_n^2}} \right) \times \frac{R \sin \mu_n \frac{x}{R}}{x \mu_n} e^{-\mu_n^2 Fo} \quad (\text{VII-28})$$

где  $Ku$  — критерий, учитывающий изменение температуры среды и скорости частицы:

$$Ku = \sqrt{\frac{bu}{a}} R \quad \text{или} \quad Ku = \sqrt{\frac{k'}{a}} R \quad (\text{где } k' = bu)$$

$Km$  — критерий, характеризующий интенсивность нагрева в зависимости от скорости испарения:

$$Km = \sqrt{\frac{\kappa N}{a}} R \quad \text{или} \quad Km = \sqrt{\frac{k}{a}} R$$

$k$  — коэффициент сушки;

$a$  — температуропроводность материала;

$\mu_n$  — корни характеристического уравнения, которые являются функцией критерия Био:

$$\text{tg } \mu_n = - \frac{\mu_n}{Bi - 1} \quad (\text{VII-29})$$

$B_1 = \frac{R Bi \sin Ku \frac{x}{R}}{x[(Bi-1) \sin Ku + Ku \cos Ku]}$  — постоянный коэффициент, который является функцией безразмерной координаты  $x/R$  и критериев  $Bi$  и  $Ku$ ;

$$B_2 = \frac{R Bi \sin Km \frac{x}{R}}{x[(Bi-1) \sin Km + Km \cos Km]}$$

$A_n$  — максимальная начальная амплитуда, являющаяся функцией критерия Био:

$$A_n = \frac{2(\sin \mu_n - \mu_n \cos \mu_n)}{\mu_n - \sin \mu_n \cos \mu_n}$$

Значения  $A_n$  и  $\mu_n$  для шара табулированы [45].

Рассмотрим случаи при  $Bi \rightarrow \infty$  или  $Bi \rightarrow 0$ .

1. При  $Bi \rightarrow \infty$ , что практически соответствует  $Bi \geq 100$ , имеем:

$$\begin{aligned} \mu_n &= n\pi; & A_n &= 2(-1)^{n+1} \\ B_1 &= \frac{R \sin Ku \frac{x}{R}}{x \sin Ku}; & B_2 &= \frac{R \sin Km \frac{x}{R}}{x \sin Km} \end{aligned}$$

Если для упрощения принять, что  $m \approx \frac{\alpha \Delta t_{cp.}}{r}$ , то будем иметь:

$$\frac{rN\gamma_0 R}{300\alpha t_1} \approx \frac{\Delta t_{cp.}}{t_1}$$

Тогда уравнение (VII-28) примет вид:

$$\begin{aligned} \frac{\vartheta(x, \tau) - \vartheta_0}{t_1} &= \frac{\frac{q_n}{\alpha} - \vartheta_0}{t_1} + \frac{R \sin Ku \frac{x}{R}}{x \sin Ku} e^{-Ku^2 Fo} - \\ &- \frac{\Delta t_{cp.}}{t_1} \cdot \frac{R \sin Km \frac{x}{R}}{x \sin Km} e^{-Km^2 Fo} - \\ &- \sum_{n=1}^{\infty} (-1)^{n+1} 2 \left( \frac{\frac{q_n}{\alpha} - \vartheta_0}{t_1} + \frac{1}{1 - \frac{Ku^2}{n^2\pi^2}} - \frac{\Delta t_{cp.}}{t_1} \cdot \frac{1}{1 - \frac{Km^2}{n^2\pi^2}} \right) \times \\ &\times \frac{R \sin n\pi \frac{x}{R}}{xn\pi} e^{-n^2\pi^2 Fo} \end{aligned}$$

2. При  $Bi \rightarrow 0$ , что практически соответствует  $Bi \leq 0,1$ , имеем:

$$\frac{1}{\mu_n^2} = \frac{1}{\pi^2} + \frac{1}{3Bi}$$

Тогда решение уравнения (VII-28) будет следующим:

$$\frac{\vartheta(x, \tau) - \vartheta_0}{t_1} = \frac{\frac{q_n}{\alpha} - \vartheta_0}{t_1} + B_1 e^{-Ku^2 Fo} - \frac{\Delta t_{cp.}}{t_1} B_2 e^{-Km^2 Fo} - \left( \frac{\frac{q_n}{\alpha} - \vartheta_0}{t_1} + \frac{1}{1 - \frac{Ku^2}{3Bi}} - \frac{\Delta t_{cp.}}{t_1} \cdot \frac{1}{1 - \frac{Km^2}{3Bi}} \right) \frac{R \sin \sqrt{3Bi} \frac{x}{R}}{x \sqrt{3Bi}} e^{-3Bi Fo}$$

При малых значениях критерия Био:

$$\frac{R \sin \sqrt{3Bi} \frac{x}{R}}{x \sqrt{3Bi}} \rightarrow 1$$

По уравнению (VII-28) применительно к сушке сульфитных щелоков в распылительной установке построена кривая изменения температуры частиц (рис. VII-36) для следующих условий:  $\delta = 0,2 \cdot 10^{-3}$  м,  $w_1^c = 50\%$ ,  $w_2^c = 2\%$ ,  $u_r = 0,3$  м/сек. Отличительной особенностью температурной кривой является наличие на ней максимума. Это подтверждает, что конечная температура материала не является наибольшей в процессе сушки. Подобные температурные кривые получены и для случая сушки в пневмотрубах. Из решения уравнения (VII-28) следует, что значение максимума обуславливается конечными влажностью материала и температурой газов. Следовательно, для выбора оптимального режима сушки необходимо принять такую температуру газов, чтобы максимальная температура частиц не превышала предельно допустимую температуру их нагрева.

Аналитическое решение хорошо согласуется с практическими данными. Например, на рис. VII-37, а приведена кривая изменения температуры гранулированного суперфосфата в барабанной сушилке, а на рис. VII-37, б показаны кривые температуры газов и температуры и влажности гипсобетонных плит в процессе их сушки по данным работы [28]. Из рис. VII-37 видно, что температурные кривые имеют экстремумы.

Наличие максимальной температуры материала косвенно подтверждается следующими опытными данными. В процессе сушки динатрий-фосфата в прямоточной распылительной сушилке при температурах  $t_1 = 500^\circ \text{C}$  и  $t_2 = 140^\circ \text{C}$  часть продукта дегидратировалась, хотя его конечная температура на выходе из сушилки не превышала  $130^\circ \text{C}$ ; температура же дегидратации равна  $320^\circ \text{C}$ . Причем опытами не было подтверждено, что дегидратировались наиболее мелкие частицы.

Таким образом, использование уравнения (VII-28) позволяет правильно подойти к выбору оптимального

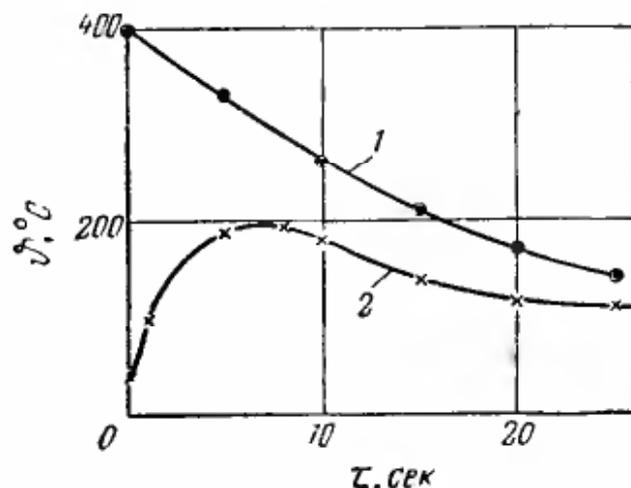


Рис. VII-36. Сушка в распылительной установке:

1 — изменение температуры газов; 2 — изменение температуры частиц.

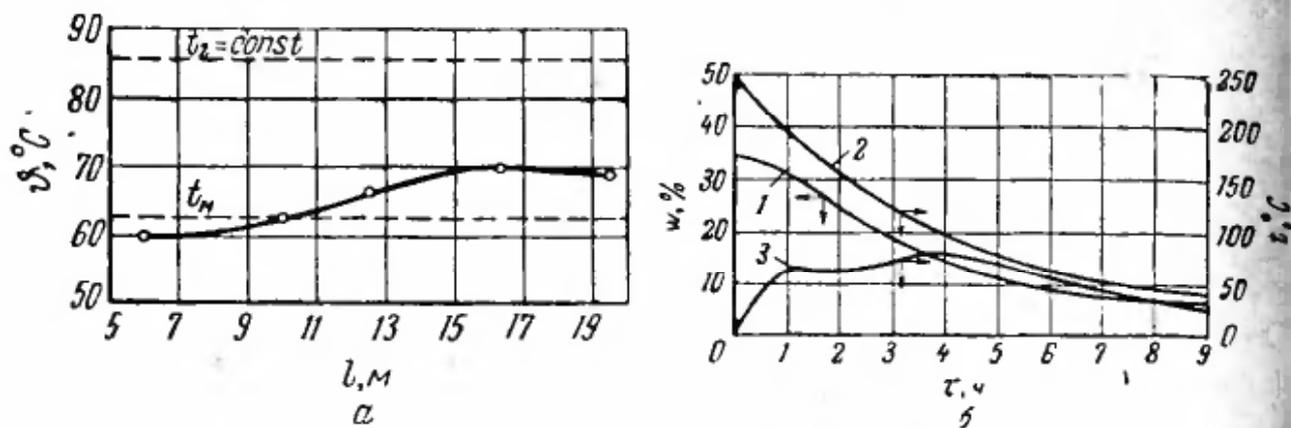


Рис. VII-37. Сушка с переменным режимом:

*a* — изменение температуры  $\theta$  гранул суперфосфата в барабанной сушилке ( $l$  — длина барабана); *б* — кривые сушки гипсобетонных плит;  
*1* — влажность плит; *2* — температура газа; *3* — температура плит ( $t_M$  — температура мокрого термометра).

режима сушки. Кроме того, путем решения этого уравнения можно попытаться определить истинные коэффициенты теплообмена в таких сложных процессах сушки, как, например, на установках кипящего слоя, в распылительных сушилках, в пневмотрубах.

#### ПОЛУЧЕНИЕ ПОРОШКООБРАЗНЫХ И ГРАНУЛИРОВАННЫХ ПРОДУКТОВ

По технологическим требованиям готовый высушенный продукт должен иметь определенную форму частиц и дисперсность.

Порошкообразные продукты из жидких материалов могут быть получены в распылительных сушилках. Как правило, продукт из распылительных сушилок не нуждается в последующем размоле. Средний размер частиц сухого порошка 10 мк. Из твердых материалов порошки получают при использовании в процессе сушки шахтных мельниц и дробилок, совмещенных с пневмосушкой и воздушной сепарацией. Если растворы обезвоживаются на вальцевых сушилках, продукт получается в виде чешуек. Гранулированные продукты с определенной величиной частиц можно изготавливать различными способами. В малотоннажных производствах для формования пастообразных материалов используют пресса с фильерами, из которых продукт выходит в виде бесконечных прутков определенного диаметра (например, при получении ванадиевых катализаторов). Далее материал высушивается в радиационной конвейерной сушилке. По мере высыхания длинные цилиндрики разрушаются и частицы нужных размеров отделяются от крупной и мелкой фракций на грохотах.

Из жидких материалов гранулы могут быть получены следующими способами.

Мелкие крупинки образуются в распылительных сушилках, если пыль из циклонов подается пневмотранспортом в факел распыла основного жидкого материала [71]. Распыление жид-

костей производится механическими форсунками или центробежными дисками. В факел распыла можно вводить и какие-либо вещества, добавление которых необходимо по технологическим требованиям. Размер образующихся частиц (крупинки) в основном менее 1 мм. По этой схеме облегчается улавливание пылевидных частиц продукта; обычно достаточно только сухая очистка газов после сушилки.

Один из способов получения гранулированного продукта разработан датской фирмой «Ниро-Атомайзер» [14] для производства сухого молока. В распылительных установках при понижении температуры отходящих газов получается продукт с повышенной влажностью, поэтому его частицы склонны к агломерации (влажность крупинки молока 17—18%). Далее частички поступают в сушилку-гранулятор (инстантайзер), представляющий собой камеру прямоугольного сечения с вибрирующим перфорированным днищем. Вибрация днища вызывает медленное движение частиц в грануляторе, разделенном на три секции. К каждой секции подводится воздух, подаваемый отдельными вентиляторами (рис. VII-38). В первой секции частицы агломерируются, во второй — высушиваются, в третьей — охлаждаются. Отработанный воздух из сушилки-гранулятора подается в основной циклон распылительной сушилки.

В многотоннажных производствах, в частности в промышленности минеральных удобрений, распространён так называемый ретурный способ получения гранулированных продуктов. По этому способу высушенный и раздробленный продукт возвращается в гранулятор, куда подается в нужном количестве исходный раствор, пульпа или вода. Соотношение сухого вещества и пульпы или другой жидкости обуславливается минимальной влажностью смеси, при которой происходит удовлетворительное гранулообразование.

На рис. VII-39 приведена технологическая схема производства гранулированной нитроаммофоски по ретурному способу. Из емкости 1 смесь фосфорной кислоты (концентрация 30%  $P_2O_5$ ) и 47%-ной азотной кислоты с общим содержанием воды 53,7% поступает в реактор 2 на нейтрализацию, куда подается газообразный ам-

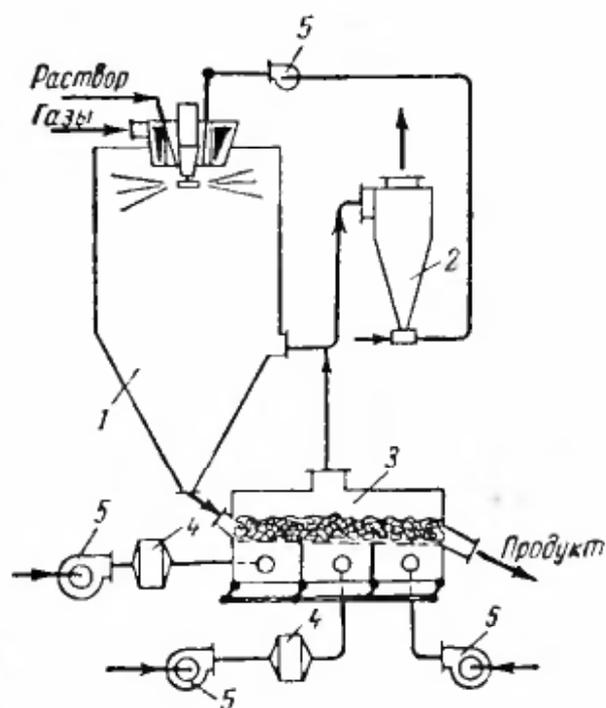


Рис. VII-38. Схема установки для получения гранулированного продукта фирмы «Ниро-Атомайзер» (Дания):

1 — распылительная сушилка; 2 — циклон; 3 — гранулятор-сушилка; 4 — калориферы; 5 — вентиляторы.

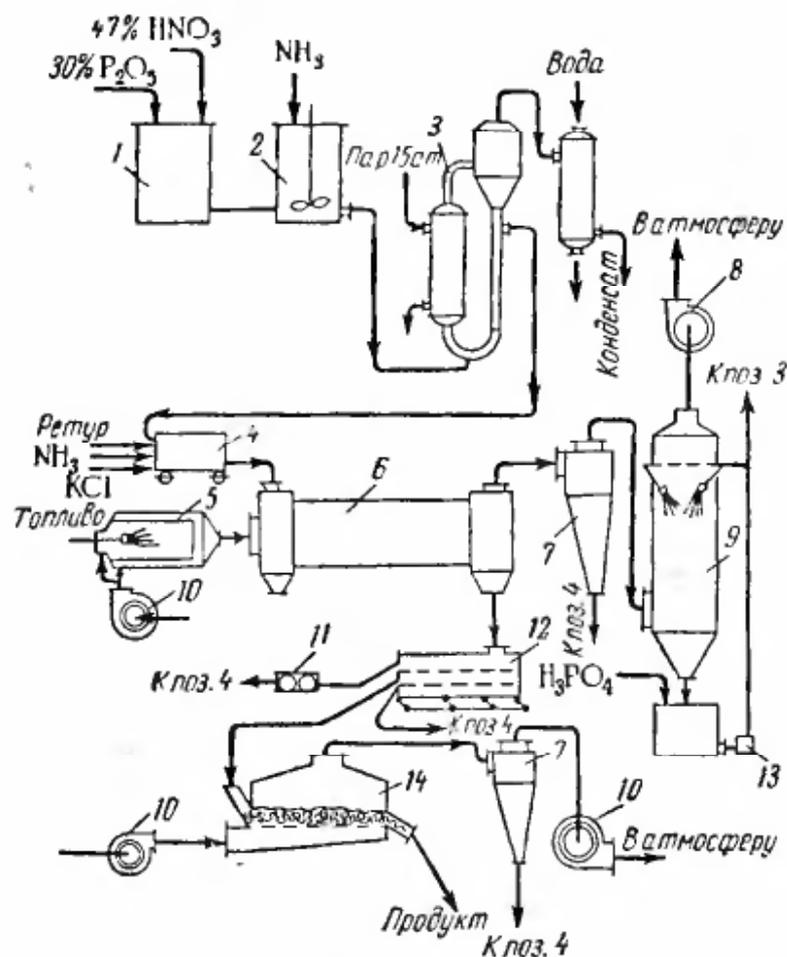


Рис. VII-39. Ретурная схема узла сушки производства нитроаммофоски:

1 — емкость; 2 — нейтрализатор; 3 — выпарной аппарат; 4 — гранулятор; 5 — топка; 6 — барабанная сушилка; 7 — циклон; 8 — дымосос; 9 — скруббер; 10 — вентилятор; 11 — дробилка; 12 — грохот; 13 — насос; 14 — холодильник КС.

деляется условиями их образования и зависит в основном от свойств высушиваемого материала и дисперсности возвращаемого продукта (ретура). С уменьшением размера сухих частиц повышается средняя влажность, при которой происходит образование гранул. В этом случае влага быстрее впитывается из растворов сухими частицами. Упаривание раствора проводится до минимального содержания в нем воды, что позволяет уменьшить количество возвращаемого ретура (дробленого продукта). Однако упаренная пульпа должна сохранять достаточную подвижность, чтобы ее можно было подать в гранулятор и равномерно распределить в нем.

Обычно в производстве минеральных удобрений количество ретура составляет от 1 до 10 кг на 1 кг готового продукта. В производстве гранулированного суперфосфата и аммофоса с применением распылительных сушилок в гранулятор возвращают только нетоварные фракции продукта. Количество ретура при этом находится в пределах 30—35% от массы высушенного материала.

миак. При использовании 80% тепла химической реакции получается пульпа, имеющая влажность 44,5% и температуру 110° С. Она подается в однокорпусный выпарной аппарат 3, обогреваемый паром под давлением 15 ат. Упаренная пульпа (влажность 12,5%) поступает в барабанный аммонизатор - гранулятор 4. Сюда же подается высушенный и раздробленный продукт, частицы которого являются центрами гранулообразования.

Для получения требуемой марки удобрения в гранулятор вводятся также хлористый калий и аммиак. Далее гранулы с влажностью 4% поступают в барабанную сушилку 6. Влажность гранул опре-

Сушка нитроаммофоски проводится при температуре  $t_1 = 200^\circ \text{C}$ ; напряжение объема барабана 6 по испаряемой влаге  $A_v = 10 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . В процессе сушки гранул аммофоса используются газы при  $t_1 = 350^\circ \text{C}$ , при сушке двойного суперфосфата их температура равна  $600^\circ \text{C}$ , напряжение объемов сушилок соответственно равно 20 и  $40 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . Готовый гранулированный продукт, имеющий влажность 1%, поступает на грохот 12. Отработанные газы по выходе из сушилки подвергаются двухступенчатой очистке в циклоне 7 и мокром скруббере 9. При улавливании пыли и аммиака в скрубберах для орошения их используется исходная фосфорная кислота, которая затем поступает в начальную стадию процесса (на нейтрализацию).

С грохотов крупная фракция и часть товарной подаются на дробление. Далее измельченный продукт вместе с мелкой (нетоварной) фракцией и пылью, уловленной в циклонах 7, направляется в гранулятор 4. Товарная фракция частиц (обычно их размеры 1—3 или 2—4 мм) поступает в холодильник 14 с кипящим слоем и далее передается на кондиционирование и упаковку.

По несколько отличным от описанной схемам (в зависимости от исходного сырья), но тоже с возвратом готового дробленого продукта получают такие удобрения, как диаммофос, диаммонитрофоска, нитрофоска и др.

Способ производства гранулированных продуктов [6], разработанный Гипрохим и НИУИФ, заключается в том, что в качестве центров гранулообразования используется мелкий порошок продукта, полученный в распылительной сушилке из исходной пульпы. Оставшаяся пульпа подается на смачивание порошка и гранулирование.

На рис. VII-40 показана технологическая схема сушки при получении сложных гранулированных удобрений на базе аммофоса. Фосфорная кислота (30%  $\text{P}_2\text{O}_5$ ) подается в нейтрализатор 1, куда поступает газообразный аммиак. Образующаяся пульпа при влажности 40% переливается в питательный бачок 3, откуда насосом-дозатором 4 подается на диск распылительной сушилки 5. В качестве агента сушки используются топочные газы при начальной температуре  $t_1 = 600\text{—}650^\circ \text{C}$ . Отработанные газы ( $t_2 = 115^\circ \text{C}$ ) проходят двухступенчатую очистку в циклонах 6 и мокром скруббере 9, орошаемом исходной фосфорной кислотой. Скруббер можно орошать также водой или пульпой, если ее начальная влажность более 50%.

При сушке аммофоса в распылительной сушилке аммиак практически не выделяется. Сухой порошкообразный аммофос (влажностью до 1%) поступает в барабанный гранулятор 16, куда подается для гранулообразования исходная пульпа. При получении комплексных удобрений различных марок в гранулятор дополнительно вводят, например, хлористый калий, карбамид, аммиак и т. д. Сюда же возвращается мелкая (нетоварная) фрак-

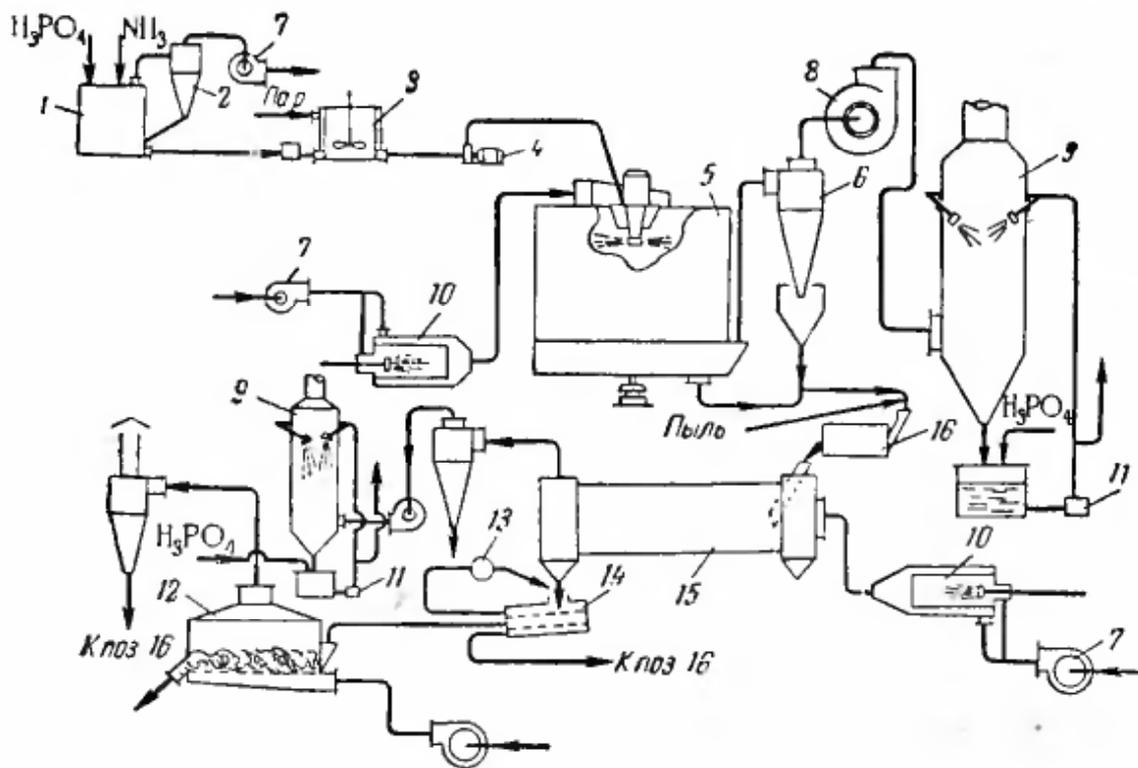


Рис. VII-40. Схема получения гранулированных продуктов по двухстадийному способу с использованием распылительных сушилок:

1 — нейтрализатор; 2 — сепаратор; 3 — емкость; 4 — насос-дозатор; 5 — распылительная сушилка; 6 — циклон; 7 — вентилятор; 8 — дымосос; 9 — скруббер; 10 — топка; 11 — насос; 12 — холодильный КС; 13 — дробилка; 14 — грохот; 15 — барабанная сушилка; 16 — гранулятор.

ция продукта. Добавки можно вводить и непосредственно в раствор перед распылительной сушилкой или подавать на факел распыла. Образовавшиеся гранулы при влажности 8—18% (в зависимости от обрабатываемых веществ) поступают на сушку в барабанные установки 15. Схема сушки в них аналогична описанной выше (см. рис. VII-39). Высушенный продукт поступает на рассев. Крупная фракция (частицы более 3 мм) направляется в дробилку 13, откуда возвращается на грохот. Товарная фракция охлаждается в аппарате 12 с кипящим слоем и далее подается на кондиционирование и упаковку. Мелкая фракция и пыль из циклонов возвращаются в гранулятор. По такой схеме в СССР работает производство двойного суперфосфата и гранулированного аммофоса.

В настоящее время разрабатываются комбинированные установки, в которых одновременно совмещаются процессы сушки и гранулирования.

На рис. VII-41 показана технологическая схема получения гранулированных удобрений с использованием барабанного гранулятора-сушилки, называемой БГС, или сферодайзером (фирма «Пек», Франция). Аппарат БГС представляет собой обычную барабанную сушилку с периферийной насадкой. На фронте передней коробки установлены пневматические форсунки внутреннего смешения. Для распыливания пульпы применяется сжатый воз-

дух под давлением 3,5—8 ат, расход которого составляет примерно 50—60 м<sup>3</sup>/т пульпы. Пульпа подается центробежным насосом. Аппарат работает при параллельном движении материала и агента сушки, который подается в барабан через боковую стенку передней коробки. Сушка и гранулирование в сферодайзере происходят в результате смачивания сухих гранул, ссыпающихся с лопаток и попадающих на факел распыла жидкой пульпы. Периферийные лопатки установлены отдельными секциями и имеют сложную конфигурацию, обеспечивающую равномерное осыпание сухого материала по сечению барабана. Скорость его вращения 4 об/мин.

При сушке нитрофоски газами с начальной температурой  $t_1 = 220—250^\circ\text{C}$  и конечной  $t_2 = 100—110^\circ\text{C}$ , при давлении сжатого воздуха 6—8 ат и начальной влажности пульпы  $\omega_1 = 20—24\%$  удельное напряжение сушилки по влаге  $A_V = 15—18 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ . Диаметр аппарата 4,25 м, длина 12 м. Скорость газов в сушилке составляет примерно 1,5 м/сек.

Фракционный состав нитрофоски, выходящей из сушилки БГС:

Размеры частиц, мм	Более 4	2—4	Менее 2
Количество, % . . .	5—20	35—60	35—45

При сушке нитрофоса в аппарате БГС диаметром 3,5 м и длиной 16 м газами с начальной температурой  $t_1 = 220—270^\circ\text{C}$  напряжение по влаге  $A_V = 18 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$  при начальной влажности

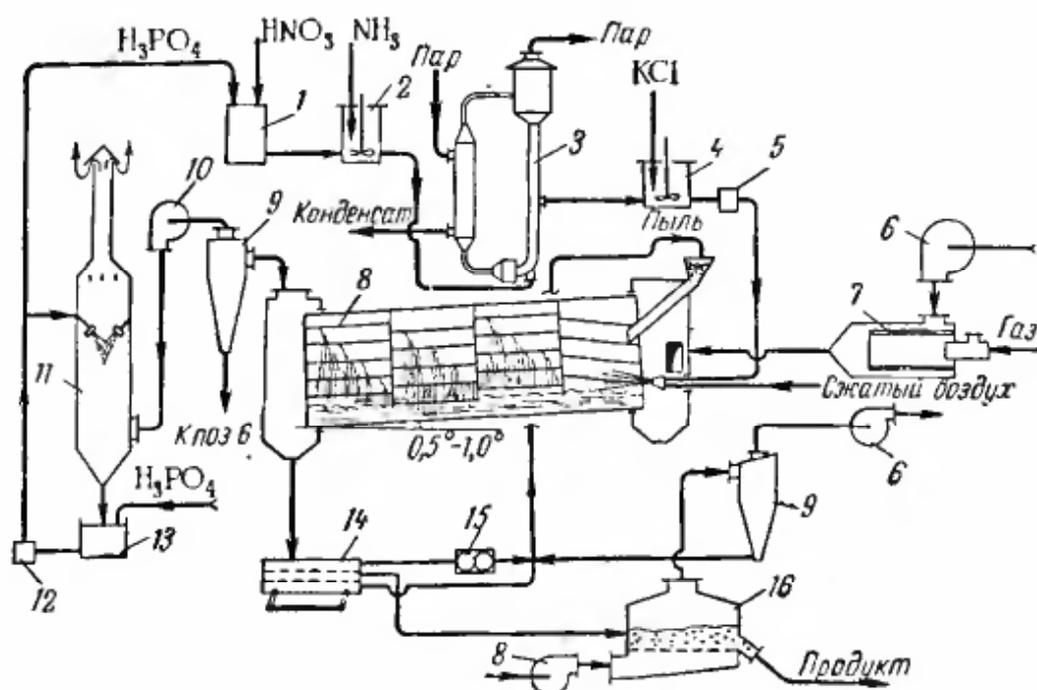


Рис. VII-41. Технологическая схема получения гранулированных продуктов (нитроаммофоски) с использованием аппарата БГС:

- 1 — смеситель; 2 — нейтрализатор; 3 — выпарной аппарат; 4 — емкость; 5 — насос; 6 — вентилятор; 7 — топка; 8 — барабанная сушилка-гранулятор (сферодайзер); 9 — циклон; 10 — дымосос; 11 — скруббер; 12 — насос; 13 — емкость; 14 — грохот; 15 — дробилка; 16 — холодильник КС.

пульпы  $\omega_1 = 20\%$ . Для создания устойчивого процесса гранулирования необходим возврат измельченного ретур в количестве 1,5—2 кг на 1 кг готового продукта.

Наиболее стабильно аппарат работает при влажности пульпы 15—20%. В производстве нитрофоса при пониженном давлении сжатого воздуха и большой производительности форсунки продукт, выходящий из сушилки, имеет следующий фракционный состав:

Размеры частиц, мм	Более 10	Более 4	2—4	Более 1	Менее 1
Количество, % . .	4	25	57	10	4

Таким образом, получается более крупный поддукт, чем в производстве нитрофоски (см. выше).

Запыленность отработанных газов составляет 5—10 г/м<sup>3</sup>. Расход электроэнергии на вращение барабана 90 квт·ч/т продукта.

Технологическая схема производства сложного удобрения, например нитроаммофоски, с использованием аппарата БГС была приведена на рис. VII-41. Пульпа с влажностью 41,5% поступает в однокорпусный выпарной аппарат 3 и далее после упаривания и добавления хлористого калия (влажность пульпы 24%) насосом подается в форсунки аппарата БГС. Сухой продукт направляется на рассев, охлаждение и другие операции, аналогичные описанным в предыдущих схемах.

Высушивание растворов с одновременным гранулированием продукта можно проводить и на установках с кипящим слоем. На рис. VII-42, а показана разработанная во Франции [76] схема аэрофонтанной установки для сушки и гранулирования. Аппарат имеет коническую форму; нагретый воздух подается в него снизу с большой скоростью. Здесь же установлена пневматическая форсунка для распыливания растворов. Вследствие полидисперсности распыла мелкие частицы, являющиеся центром образования гранул, быстрее подсыхают в потоке воздуха. Влажные капли оседают на сухие частицы, укрупняя их. В аппарате происходит интенсивная циркуляция гранул. Высота кипящего слоя поддерживается постоянной при помощи перелива. В цилиндрической части аппарата материал также находится в состоянии кипящего слоя.

Несколько по-другому выполнен аппарат по патенту США, изображенный на рис. VII-42, б [70]. Внизу камеры цилиндрической формы установлена решетка. Форсунки для распыливания пульпы расположены внутри слоя, факел распыла направлен навстречу потоку газов. Центрами гранулообразования служат пылевидные частицы продукта и ретур — специально возвращаемый в аппарат измельченный материал.

На рис. VII-42, в показана схема установки для сушки и гранулирования растворов и суспензий в кипящем слое. Конструк-

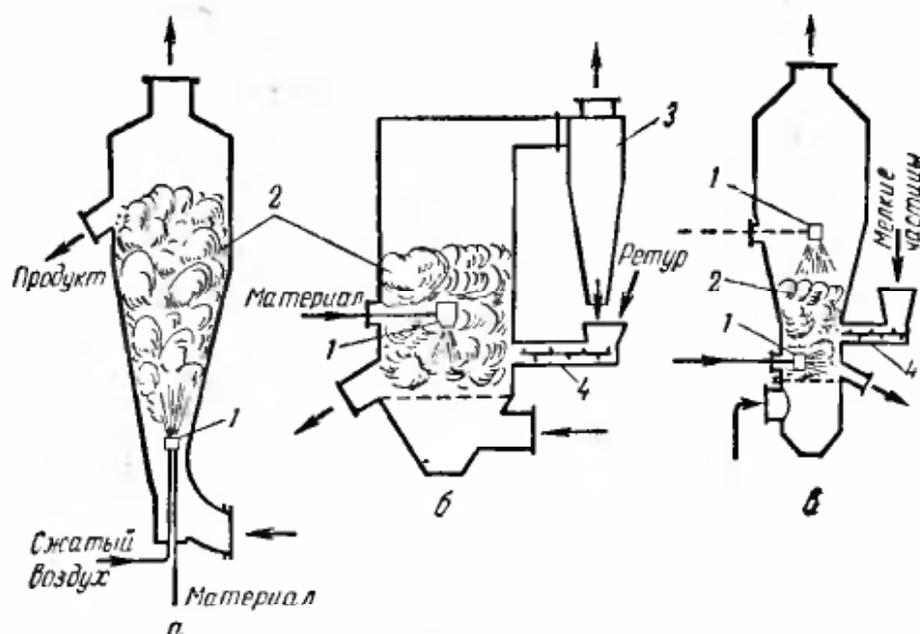


Рис. VII-42. Схемы установок с кипящим слоем для сушки и грануляции растворов:

а — аэрофонтанная установка; б — аппарат с цилиндрической камерой и распылом в слой материала; в — аппарат с цилиндро-конической камерой; 1 — форсунка (пунктиром показан второй вариант подачи раствора); 2 — материал; 3 — циклон; 4 — шнек.

ции установок разработаны МИХМ и Институтом галургии [102]. Жидкость распыливается внутри кипящего слоя или над ним. Камера имеет цилиндро-коническую форму, что позволяет уменьшить унос пыли и мелких частиц, являющихся центрами образования гранул.

Аппарат конструкции ЛТИ им. Ленсовета, предназначенный для сушки и гранулирования синтетических моющих средств, является аэрофонтанной установкой с боковой подачей жидкости в кипящий слой пневматической форсункой. Готовый продукт отбирается через штуцеры, установленные на конической части аппарата.

Для распыливания наиболее рационально использовать сжатый воздух, так как в плотной фазе кипящего слоя внешняя поверхность, образуемая таким факелом, значительно больше поверхности факела, создаваемого механическим распылом. Поэтому в первом случае меньше плотность потока влаги и меньше вероятность образования агломератов частиц. При распыливании желательна полидисперсная смесь, чтобы быстро высыхающие мелкие капли стали центрами гранулообразования. При размещении форсунки сверху можно применять механический распыл растворов (истинных и коллоидных).

В табл. VII-3 приведены данные о сушке и гранулировании некоторых материалов в лабораторных и полупромышленных установках.

Механизм образования гранул можно упрощенно представить следующим образом. Диспергированный жидкий материал, по-

Характеристика установок для сушки  
и гранулирования в кипящем слое

Аппарат	Обрабатываемые материалы	Влажность %		Температура °С		Диаметр камеры м	Напряжение по влаге $A_V$ кг/(м <sup>3</sup> ·ч)
		началь- ная	конечная	газа	в слое		
Цилиндро-кони- ческий (МИХМ)	Нитрофоска	20	0,8	165	105	1,0	60
		36	0,34	249	120	0,25	380
		17,4	1,06	131	101	0,25	98
Аэрофонтанный (ЛТИ)	Моющие средства	52,7	0,3—	270—	90—	0,4	200—
			1,0	320	150		
То же	Краситель пря- мой черный	67—70	7—8	260— 280	130	1,6	30*
Цилиндро-кони- ческий (НИУИФ)	Метафосфат ка- лия **	40—70	0,0	650—	300—	0,4	250
				750	450		

\* Напряжение  $A_V$  [в кг/(м<sup>3</sup>·ч)].

\*\* Происходит сушка и дегидратация соли.

падая на поверхность мелких гранул, смачивает ее; при удалении влаги образуется пленка сухого вещества. Одновременно вследствие трения между отдельными частицами происходит их истирание с образованием пыли, частицы которой могут служить центрами гранулообразования. Истирание зависит от скорости газов, свойств гранулируемого вещества, его влажности и т. д. Оно возрастает с увеличением влажности гранул. В зависимости от соотношения скоростей образования новой пленки вещества и его истирания происходит быстрый или медленный рост гранул.

Периодически подкрашивая раствор различными красителями, мы наблюдали в определенных условиях образование гранул, в разрезе которых хорошо видны слои материала различного цвета. При определенной интенсивности сушки некоторых материалов (температура, скорость газов) гранулы раскалываются вследствие возникновения внутренних критических напряжений, вызываемых градиентами температур и влажностей. Например, из смеси KCl и NaCl при высоких начальных температурах газов под решеткой не удается получить гранулы размером более 1,5 мм.

Гранулы могут образоваться и другим путем. Жидкий раствор является цементирующим веществом при образовании агломератов мелких частиц, внешняя поверхность которых при длительном пребывании в кипящем слое подвергается обработке, и частицы приобретают шарообразную форму (в виде ягоды малины). Таким образом, для гранулирования необходимы мелкие частицы, которые являются центрами гранулообразования. Такие частицы

вводятся в слой или образуются при быстром высушивании мельчайших капель жидкости в факеле распыла или при истирании более крупных гранул.

Если принять, что образование мелких частиц вследствие истирания гранул и сушки мелких капель не происходит, то средняя скорость роста гранул будет пропорциональна количеству подаваемого сухого вещества и обратно пропорциональна поверхности частиц в слое. В этом случае можно определить оптимальное время гранулообразования для получения гранул заданного размера. Однако в действительности процесс образования гранул гораздо более сложен. В общем случае скорость роста гранул и стабильность их размеров обуславливаются адгезионными свойствами обрабатываемого материала, скоростью кипения, температурным режимом гранулирования, способом диспергирования раствора, его начальной влажностью, дисперсностью и другими факторами.

Сушка и гранулирование в кипящем слое пока еще сопряжены с большими трудностями. При переработке термочувствительных материалов по схемам, показанным на рис. VII-42, приходится значительно снижать начальные температуры газов, что для многотоннажных производств экономически нецелесообразно. Например, максимально допустимая начальная температура газов при сушке и гранулировании аммофоса в кипящем слое не превышает  $170^{\circ}\text{C}$ , тогда как в распылительных сушилках аммофос высушивается при  $650^{\circ}\text{C}$ . С увеличением производительности аппарата гидродинамика кипящего слоя изменяется и возникает неравномерное температурное поле. Затруднительно также равномерное распределение распыленного материала в объеме кипящего слоя. Например, по данным МИХМ (см. табл. VII-3), при сушке нитрофоски в аппарате диаметром 0,25 м температура достигала  $250^{\circ}\text{C}$ , а с увеличением диаметра до 1 м она снизилась до  $160^{\circ}\text{C}$ . Производительность одной форсунки для распыления раствора в кипящий слой ограничена. Поэтому для промышленных установок с кипящим слоем потребуется большое количество форсунок. С увеличением производительности одной форсунки более вероятна агломерация частиц материала. Унос пыли из аппарата с кипящим слоем при распылении растворов в слой меньше, чем в случае распыливания их над слоем материала.

В НИУИФ [11] проводились опыты сушки, дегидратации и гранулирования метафосфата калия в аппарате типа, показанного на рис. VII-42, в, в котором пневматическая форсунка была помещена над кипящим слоем.

Метафосфат калия получается из раствора фосфорной кислоты и хлористого калия по реакции:



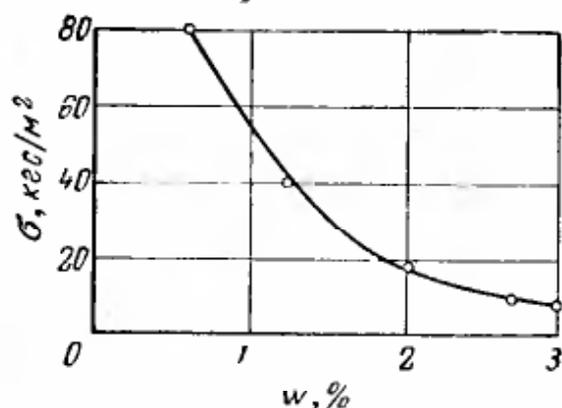


Рис. VII-43. Зависимость прочности  $\sigma$  гранул нитрофоски от влажности  $\omega$ .

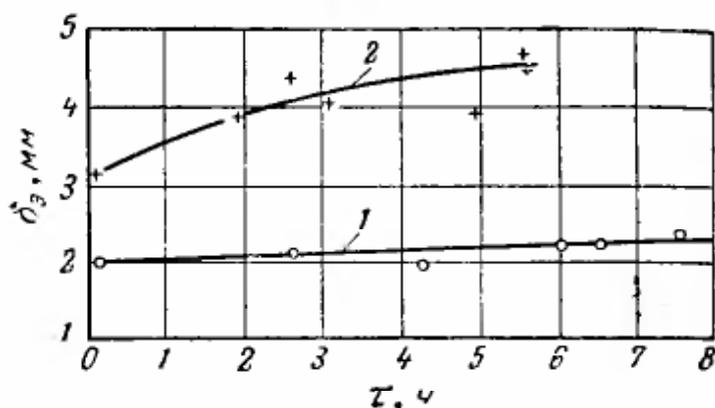


Рис. VII-44. Зависимость размера гранул  $\text{KPO}_3$  от времени при различной начальной влажности раствора  $\omega$ :

1 — 63%; 2 — 41% ( $\delta_3$  — эквивалентный диаметр гранул).

Дегидратация  $\text{KN}_2\text{PO}_4$  происходит при  $320\text{--}340^\circ\text{C}$ ; температура газов на входе в аппарат составляла  $600\text{--}750^\circ\text{C}$ , на выходе  $350\text{--}400^\circ\text{C}$ . Прочность образовавшихся гранул находилась в пределах  $(225\text{--}245) \cdot 10^4 \text{ н/м}^2$ .

Необходимо отметить, что гранулы, образующиеся в кипящем слое, отличаются большей прочностью по сравнению с гранулами, полученными другими способами. Это объясняется тем, что в кипящем слое влажность материала меньше, а плотность больше, чем в других сушилках. Поэтому в слое происходит своеобразная обработка поверхности гранул, которые приобретают плотную структуру и гляцевидную поверхность.

На рис. VII-43 показана зависимость прочности гранул нитрофоски, полученных на комбинированной установке НИУИФ, от влажности. В общем случае в области удаления сорбционной влаги прочность гранул на раздавливание с увеличением влажности снижается.

На рис. VII-44 приведено изменение во времени среднего размера частиц метафосфата калия в кипящем слое установки непрерывного действия. Из рисунка видно, что при влажности суспензии 63% величина частиц в слое практически не изменяется, а при влажности суспензии 41% размеры частиц непрерывно увеличиваются. При одинаковых скоростях кипения, высоте слоя и при одном и том же температурном режиме с уменьшением начальной влажности суспензии возрастает отношение количества подаваемого материала к поверхности частиц в слое. В определенных условиях это вызывает непрерывный рост гранул.

Для интенсификации процесса сушки и получения определенного количества сухих частиц в качестве центров гранулообразования к факелу распыла пневматической форсунки дополнительно подводится газ при высокой температуре [85]. Такая установка показана на рис. VII-45. Камера аппарата имеет коническую форму, пневматические форсунки в количестве 8 шт. установлены

в решетке так, что факелы распыла направлены снизу вверх. Решетка представляет собой перфорированный лист толщиной 10 мм с живым сечением 5% и диаметром отверстий 5 мм (площадь решетки 0,35 м<sup>2</sup>). Под решетку подается газ с более низкой температурой, зависящей от термочувствительности обрабатываемого материала. Сухой материал выгружается в центре аппарата непосредственно с уровня решетки. На такой установке были получены гранулированные удобрения (сульфат аммония, аммиачная селитра, карбамид). Нагрузка решетки по испаряемой влаге для раствора сульфата аммония составляла 1800—2200 кг/(м<sup>2</sup>·ч), а нагрузка по готовому продукту 700—900 кг/(м<sup>2</sup>·ч).

С увеличением производительности форсунок приходится повышать высоту кипящего слоя, что приводит к излишнему перерасходу электроэнергии. Кроме того, при большом количестве форсунок усложняется конструкция аппарата и затрудняется распределение суспензии в объеме слоя.

В НИУИФ (авторы М. В. Лыков, Я. Б. Блумберг, Г. Ф. Рыбальченко и др.) разработан новый комбинированный аппарат РКСГ для сушки и гранулирования различных жидких материалов [85]. Отличительной особенностью этого аппарата является проведение подсушки растворов во взвешенном состоянии, гранулирования и досушки гранул в кипящем слое. Работа аппарата проверялась в процессах сушки и гранулирования нитрофоски, нитроаммофоски, аммофоса, диаммофоса, хлористого магния и других продуктов. При этом было установлено, что эффективность гранулирования продукта зависит от режимов сушки и свойств материала. Например, при получении минеральных удобрений на основе чистой термической фосфорной кислоты гранулирование проходило недостаточно хорошо. Незначительное добавление ионов  $SO_4^{2-}$  в пульпу позволило получить гранулы с хорошими физическими свойствами. Гранулометрический состав готового продукта достаточно стабилен (рис. VII-46). Выход товарной фракции составляет 85—95% и зависит от режима работы установки.

На рис. VII-47, а по данным обработки опытов Ю. А. Майзеля [60] показана зависимость выхода товарной фракции гранул размерами 1—4 мм от соотношения количеств агента сушки и распыливаемой суспензии нитроам-

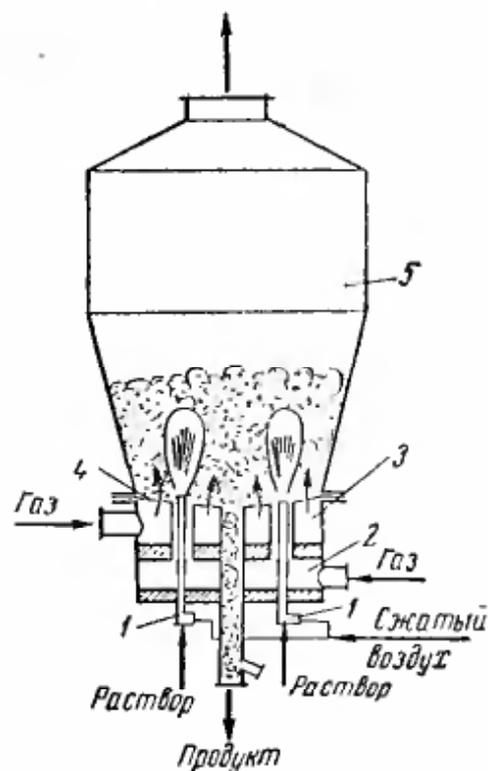


Рис. VII-45. Аппарат для сушки и грануляции растворов в кипящем слое:

- 1 — пневматические форсунок;
- 2 — камера высокотемпературного газа;
- 3 — камера пониженных температур газа;
- 4 — решетка;
- 5 — сушильная камера.

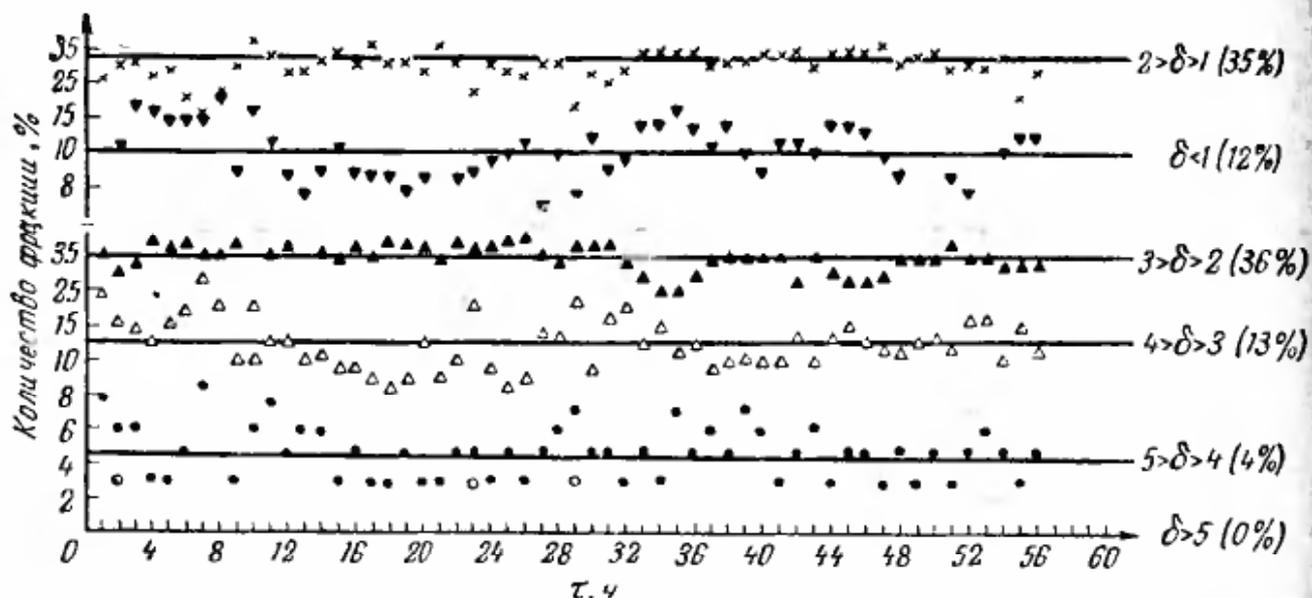


Рис. VII-46. Изменение гранулометрического состава продукта установки РКСГ во времени.

мофоски. Как видно из рисунка, кривая этой зависимости имеет экстремум, что очень важно для оптимизации работы сушильно-грануляционной установки.

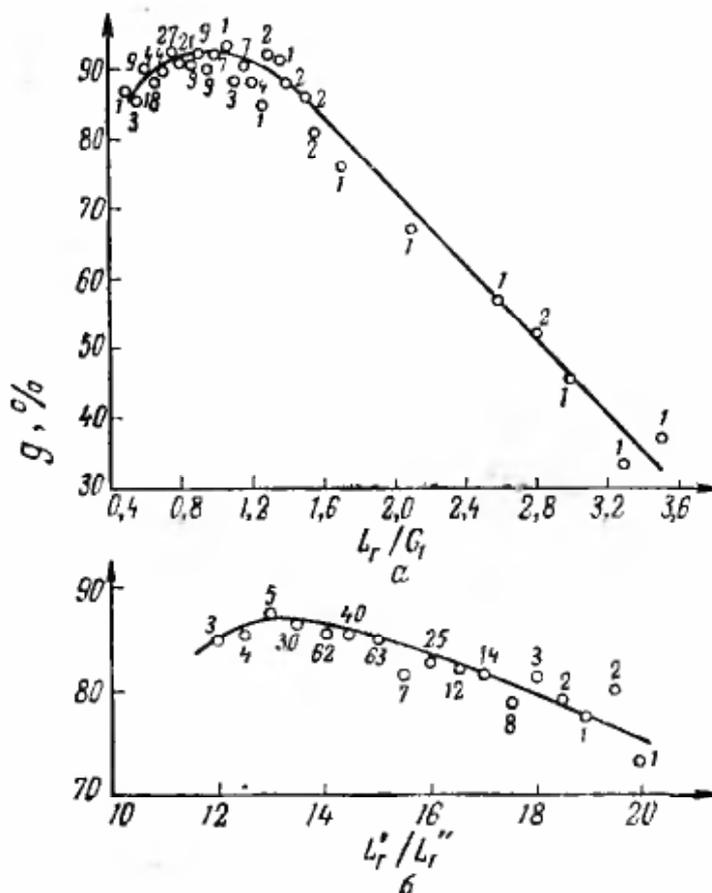


Рис. VII-47. Выход  $g$  фракции (размером 1—4 мм) нитроаммофоски:

$a$  — в зависимости от  $L'_r / G_1$ ;  $b$  — в зависимости от отношения количества первичного газа к вторичному  $L'_r / L''_r$  (цифры над точками означают число проведенных в данной точке замеров).

На рис. VII-47, б приведена зависимость выхода товарной фракции от соотношения количества первичного  $L'_r$  (в  $\text{нм}^3/\text{ч}$ ) и вторичного газа  $L''_r$  (в  $\text{нм}^3/\text{ч}$ ). Получаемый продукт не содержит пыли, гранулы имеют хорошие физические свойства (повышенная прочность, малая слеживаемость). Меньшая слеживаемость продукта объясняется тем, что получают гранулы со шлифованной поверхностью и большой плотностью. На рис. VII-48 показан внешний вид гранул.

Отличительной особенностью установки РКСГ является также возможность изменять размеры гранул в довольно широких пределах. Начальная влажность жидких материалов в опытах изменялась от 18 до

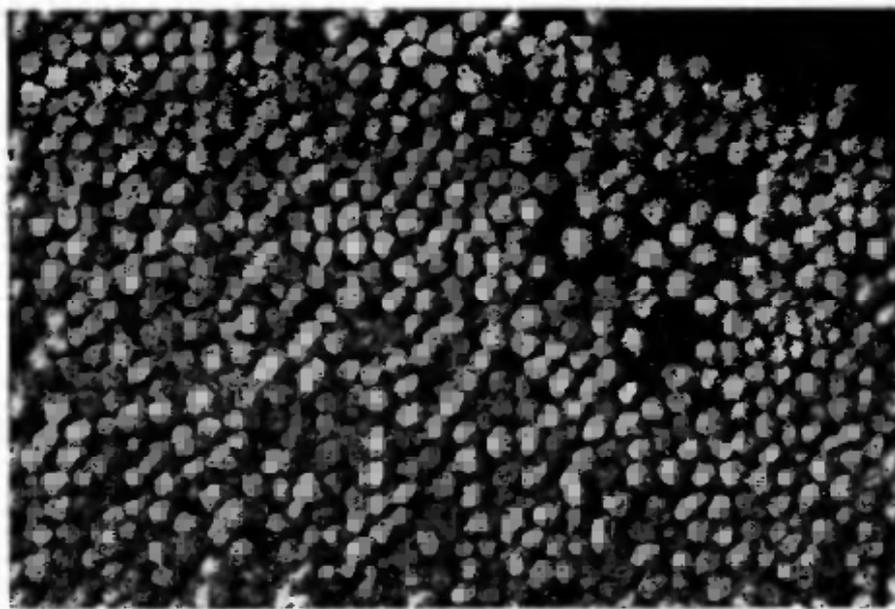


Рис. VII-48. Гранулы, получаемые на установке РКСГ.

70%. Нагрузка по испаряемой влаге, отнесенная ко всему объему аппарата, составляла 40—50 кг/(м<sup>3</sup>·ч) при сушке термочувствительных материалов (аммофос, диаммофос, нитрофоска).

В табл. VII-4 приведены данные по сушке и гранулированию различных минеральных удобрений в опытном аппарате РКСГ.

ТАБЛИЦА VII-4

Показатели работы аппарата РКСГ при получении минеральных удобрений

Показатели	Нитрофос	Нитрофоска	Нитроаммофоска	Аммофос	Диаммофос	Хлористый магний	Аммиачная селитра	Кальциевая селитра
Влажность, %								
пульпы . . . . .	23—27	25—30	25—30	50—53	30—50	70	50	50
продукта . . . . .	0,4—0,6	0,5—0,7	0,5—0,8	1	0,5—1,5	Безводный	0,4—0,6	0,4—0,6
Производительность по пульпе, кг/ч . . . . .	450	500	400	450	300—450	2500	400	400
Температура газов, °С								
в 1-й зоне	650	650	700	700	700	900	500	700
во 2-й зоне	140	150	125	160	95—120	800	80	130
Влагосъем с общего объема аппарата, кг/(м <sup>3</sup> ·ч)	35	40	35	50	50	150	50	50
Выход фракции 1—4 мм, % . . . . .	85	85—90	99	90	95	80—85	85—90	85—95

На рис. VII-49 показана технологическая схема получения гранулированной нитроаммофоски с использованием аппарата РКСГ системы НИУИФ. Пульпа нитроаммофоски с влажностью 36,2% поступает в сушилку-гранулятор РКСГ 4. Продукт, содержащий 85—95% товарной фракции, при влажности 0,8% подается в холодильник 11 с кипящим слоем и далее направляется на рассев в грохотах. Отсутствие пыли в продукте позволяет увеличить производительность грохотов. Крупная (нетоварная) фракция измельчается в валковой дробилке или поступает на растворение. Пыль из циклонов и грохотов пневмотранспортом возвращается в установку.

Использование подобных комбинированных установок значительно упрощает технологический процесс получения гранулированных материалов. Применение той или другой схемы изготовления гранулированных продуктов определяется свойствами перерабатываемых веществ, характером технологических процессов, мощностью производства и другими факторами.

Для примера в табл. VII-5 приведены некоторые расчетные технико-экономические показатели работы узла сушки и гранулирования производства нитроаммофоски по схемам, изображенным на рис. VII-39—VII-41 и VII-49. В качестве сырья применяли

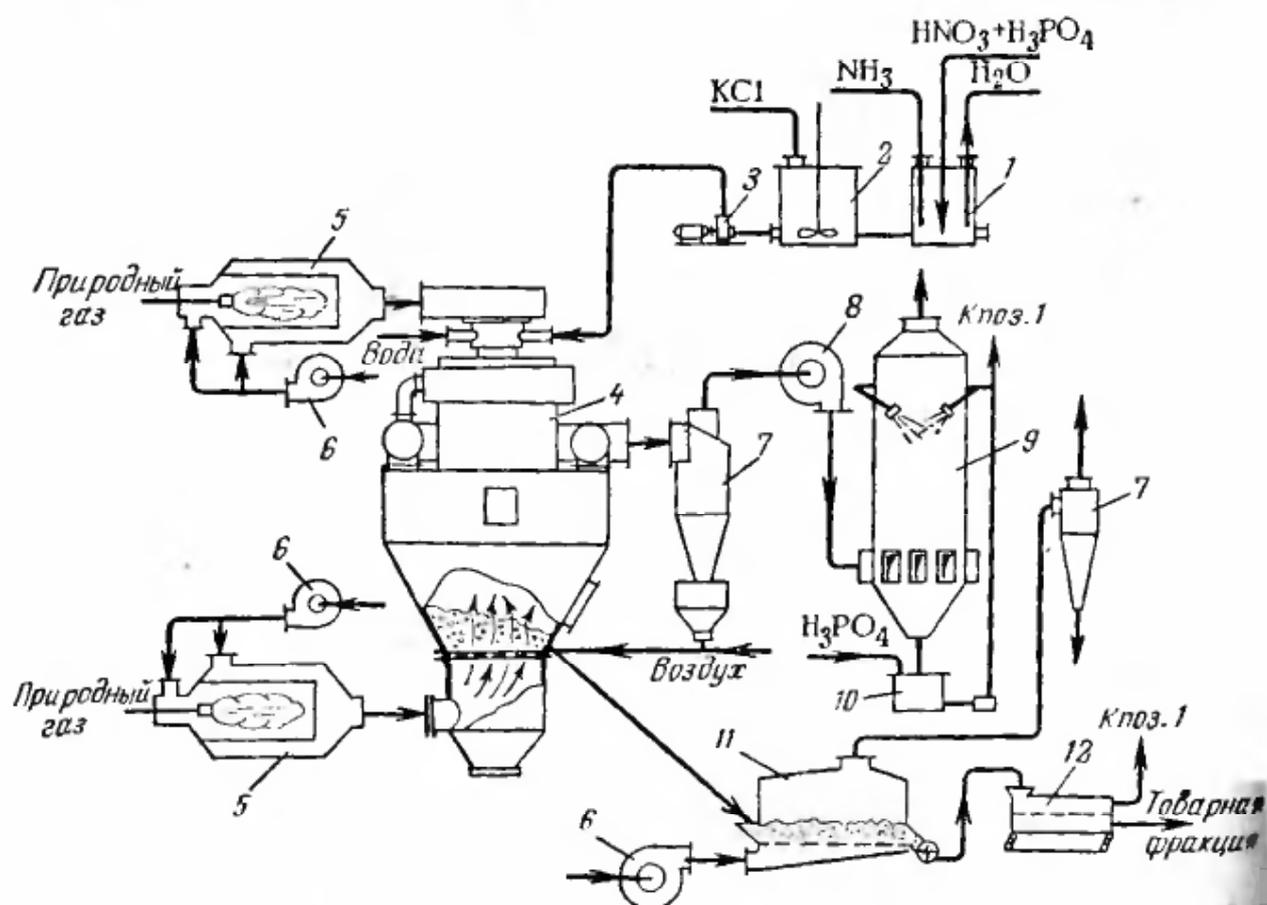


Рис. VII-49. Технологическая схема получения гранулированных материалов (нитроаммофоски) с использованием аппарата РКСГ:

1 — нейтрализатор; 2 — смеситель; 3 — насос; 4 — РКСГ; 5 — топки; 6 — вентилятор; 7 — циклон; 8 — дымосос; 9 — скруббер; 10 — емкость; 11 — холодильник КС; 12 — грохот.

ТАБЛИЦА VII-5

Показатели работы узла сушки и гранулирования  
в производстве нитроаммофоски по различным схемам

Показатели	Технологические схемы			
	рис. VII-39	рис. VII-40	рис. VII-41	рис. VII-49
Производительность, <i>т/ч</i> . . . . .	41,5	41,5	41,5	41,5
Влажность готового продукта, %	1,0	1,0	1,0	1,0
Поверхность нагрева однокорпусных выпарных аппаратов, <i>м<sup>2</sup></i> . . . . .	350	200	—	—
Количество сушилок:				
барабанная <i>D=4 м, L=32 м</i> . . . . .	1	—	—	—
то же <i>D=3,5 м, L=26 м</i> . . . . .	—	—	1	—
распылительная <i>D=11 м, V<sub>к</sub>=</i> <i>=1000 м<sup>3</sup></i> . . . . .	—	—	2	—
БГС <i>D=4,25 м, L=12 м</i> . . . . .	—	4	—	—
РКСГ <i>D<sub>тах</sub>=10 м, H=11 м, V=</i> <i>=500 м<sup>3</sup></i> . . . . .	—	—	—	1
Число грануляторов . . . . .	1	—	1	—
Количество материала, <i>т/ч</i>				
рассеиваемого . . . . .	114	114	53,5	45
поступающего на дробление . . . . .	54	54	8,3	1,25
Количество агента сушки, тыс. <i>м<sup>3</sup>/ч</i>	162	380	261	280
Расход пара, <i>т/ч</i> . . . . .	26	15	—	—
Расход топлива ( <i>Q<sub>н</sub><sup>p</sup>=8500 ккал/м<sup>3</sup></i> ), <i>м<sup>3</sup>/ч</i>	650	1660	2115	2150
Расход электроэнергии, <i>квт·ч/т</i> продукта . . . . .	40	50	37	25
Расход условного топлива*, <i>кг/т</i> продукта . . . . .	100,8	95,7	61,8	63,2

\* При пересчете количества пара в топливо к. п. д. котельной принят 0,7.

фосфорную кислоту (30%  $P_2O_5$ ), 47%-ную азотную кислоту, хлористый калий и газообразный аммиак.

Из сопоставления данных таблицы видно, что для производства гранулированных минеральных удобрений, вероятно, наиболее перспективны схемы с использованием распылительных сушилок (см. рис. VII-40) и комбинированной установки РКСГ (см. рис. VII-49). Более точное обоснование выбора технологической схемы возможно только после проектной проработки различных вариантов установок с определением размеров капитальных затрат, обслуживающего штата и с учетом конкретных условий производства.

В промышленности применяется также способ получения продуктов в виде гранул или таблеток путем высушивания растворов и суспензий в распылительных сушилках с последующим прессованием образующегося порошка. В 1959 г. нами проводились опыты по сушке костяного клея в распылительной сушилке с последующим брикетированием порошка [39]. Насыпной вес порошка составлял 120—130 *кг/м<sup>3</sup>*. В результате его брикетирова-

ния под давлением 200—750 кгс/см<sup>2</sup> получались таблетки диаметром 40 мм; при влажности 5—8% плотность брикетов была в пределах 950—1100 кг/м<sup>3</sup>. С помощью штемпельного пресса получают брикеты в виде плиток размерами 80×80×130 мм; плотность брикетов при давлении прессования 70 кгс/см<sup>2</sup> составляла 400—600 кг/м<sup>3</sup>. Порошок, подвергаемый брикетированию, должен иметь определенную влажность; при влажности клея менее 5% получались брикеты непрочные с шероховатой поверхностью.

В производстве фотографической желатины брикеты, полученные из порошка, дробили для получения гранул определенного размера [48], чтобы обеспечить необходимое время их растворения. В НИУИФ проведены опыты по гранулированию порошкообразных минеральных удобрений из распылительной сушилки путем прессования порошка и дробления гранул с рассевом на фракции (расход электроэнергии 15 квт·ч/т гранул).

В некоторых случаях необходимо получить двухслойные гранулы или покрыть частицы одного вещества другим. Покрытие частиц можно осуществлять в распылительных сушилках РКСГ системы НИУИФ или на установках с кипящим слоем. В первом случае из частиц, подлежащих покрытию, готовят суспензию; дисперсной средой служит, например, органическая жидкость, в которой растворено вещество, необходимое для покрытия частиц. Такая суспензия высушивается в обычных распылительных сушилках, при этом получают частицы, равномерно покрытые другим веществом.

В НИУИФ совместно с Институтом электрографии (г. Вильнюс) проводились опыты по покрытию металлических частиц смолами. Смолу растворяли в хлороформе, в раствор вводили определенное количество мелких частиц железа. Толщина покрытия зависела от соотношения количеств смолы и железа и от размера частиц. Было выполнено также опытное покрытие смолой стеклянных шариков в кипящем слое. Раствор смолы в органической жидкости распыливался в кипящем слое шариков. Для испарения растворителя и создания кипящего слоя в аппарат подавали нагретый воздух или перегретые пары растворителя.

В МИХМ проведены опыты получения двухслойных гранул в кипящем слое. Для этого в кипящий слой подавали сухое дисперсное вещество, а другое вещество в жидком состоянии распыливалось в слое. При подаче в слой агента сушки жидкость испарялась, и образовывались двухслойные гранулы. Однако этот процесс связан с трудностью равномерного распределения двух компонентов в каждой частице, особенно в непрерывнодействующих сушилках большой производительности.

Установки небольшой производительности для сушки и гранулирования, смешения и покрытия гранул другими веществами выпускаются шведскими фирмами «Аэроматик» и «Роберт Мюнстер фабрик» [119]. Размеры получаемых гранул 0,1—0,8 мм.

Рациональный способ и оптимальный режим сушки должны определяться для каждого конкретного материала с учетом его физико-химических (или биологических) свойств, технологического процесса производства данного продукта и местных ресурсов, которыми располагает предприятие. При выборе рационального способа сушки необходимо исходить из следующих требований.

1. Получение продукта с необходимыми качественными показателями (сохранность его химического состава, прочность, влажность и т. д.).

2. Обеспечение минимальных удельных расходов тепла и электроэнергии (на 1 кг испаряемой влаги или на 1 т готового продукта). Экономичность выбранного процесса сушки может быть характеризована только применительно к данному материалу путем сравнения с другими способами его сушки.

Иногда в качестве критерия экономичности сушки используется так называемый к. п. д. сушилки, равный отношению теоретического расхода тепла на испарение влаги к общим затратам тепла:

$$\eta_c = \frac{q_{и}}{\sum q}$$

где  $q_{и}$  — удельный расход тепла на испарение влаги, ккал/кг;

$\sum q$  — общий удельный расход тепла (по топливу) на испарение влаги, ккал/кг.

Расход электроэнергии в ряде случаев целесообразно пересчитать в расход топлива. Для этого можно приближенно принять, что расход топлива в количестве 2700 ккал эквивалентен 1 кВт·ч израсходованной электроэнергии. Расход электроэнергии в тепловых единицах следует прибавлять к суммарному расходу тепла  $\sum q$ .

3. Высокая интенсивность процесса сушки и соответственно минимальные габариты установки и ее небольшая стоимость. Интенсивность сушки характеризуется съемом влаги или продукта с 1 м<sup>3</sup> объема сушилки и с 1 м<sup>2</sup> производственной площади. В данном случае необходимо учитывать также стоимость и габариты вспомогательного оборудования.

4. Возможная полная автоматизация сушильной установки для интенсификации процесса сушки при сохранении высокого качества продукта. Это требование должно быть одним из основных при решении общей проблемы комплексной автоматизации цехов и производства в целом. Например, петлевые сушилки не имеют перспективы интенсификации, так как их практически невозможно полностью автоматизировать, хотя по экономическим показателям они не уступают сушилкам других типов.

5. Максимальная мощность единичного сушильного агрегата. Этот показатель необходимо учитывать для многотоннажных

производств. Так, экономичные по расходу тепла, но малопроизводительные вальцовые сушилки не могут быть рекомендованы, например вместо распылительных, для производств большой мощности.

6. Стоимость высушенного продукта и количество материала, перерабатываемого в единицу времени (в час, в сутки и т. д.). Например, при сушке небольших количеств дорогостоящих веществ удельный расход тепла и электроэнергии не имеет доминирующего значения для выбора рационального способа сушки и конструкции сушильной установки.

Необходимо учитывать также местные условия производства: общезаводской транспорт, переработку материала в аппаратах, предшествующих сушилкам, и при последующих процессах, особенности сушки токсичных и химически агрессивных материалов и веществ, выделяющих вредные или взрывоопасные вещества, и т. д. В случае выделения при сушке токсичных газов следует отдавать предпочтение герметичным аппаратам без вращающихся частей, например сушилкам с кипящим слоем, распылительным и др. При выборе способа сушки необходимо, кроме того, обеспечить надежность работы сушильного аппарата, санитарно-гигиенические условия труда в цехе, удобство контроля и обслуживания установки и т. д.

Таким образом, сравнивая возможные способы сушки конкретных материалов по перечисленным показателям, можно правильно подойти к выбору сушилки. Если не учитывать все показатели процесса сушки различными способами, можно сделать неправильные выводы. Например, для сушки жидких материалов можно использовать распылительные сушилки и установки с кипящим слоем. В первом случае удельные расходы тепла и электроэнергии будут, как правило, меньше, а во втором — процесс сушки будет протекать в несколько раз интенсивнее. При распылительной сушке материалов, чувствительных к нагреву, можно работать с более высокой начальной температурой газов, поэтому габариты пылеочистных устройств и топок в данном случае будут меньше, чем при сушке в кипящем слое.

В качестве примера можно сравнить сушку свинцовой пульпы в распылительной сушилке и в кипящем слое с инертным наполнителем (кварцевый песок); высота кипящего слоя 1 м, гидравлическое сопротивление системы 2000 мм вод. ст. Приближенные расчетные показатели этих двух способов сушки приведены ниже:

	Сушка	
	в кипящем слое	распылительная
Влажность, %		
пульпы . . . . .	66,6	66,6
продукта . . . . .	1,0	1,0

Температура газов, °С		
на входе . . . . .	500	700
» выходе . . . . .	150	80
Сопротивление газового тракта, мм вод. ст. . . . .	2000	300
Расход условного топлива, кг/т продукта . . . . .	372	275
Расход электроэнергии, квт·ч		
на распыление 1 т про- дукта . . . . .	12	36
на вентиляцию . . . . .	145	125

Если принять, что годовая производительность установки 100 тыс. т, а цена 1 квт·ч электроэнергии 1 коп. и 1 т условного топлива 20 руб., то увеличение общих расходов по способу сушки в кипящем слое составит 400 тыс. руб. в год. Поэтому в данном случае, вероятно, более рационально предусмотреть сушку распылением. При сушке же термостойких растворов в кипящем слое с одновременным гранулированием сухого вещества экономические показатели, наверное, будут лучше для установок с кипящим слоем и т. д.

При переработке тонкодисперсных материалов, для которых требуется небольшая глубина сушки, во многих случаях целесообразнее использовать пневмосушилки вместо установок с кипящим слоем, так как в первом случае сушка будет интенсивнее и экономичнее. В пневматических сушилках можно создавать более высокие температуры газов без ущерба для качества продукта.

Для сушки инфузорной земли при производительности 150 кг/ч применяются установки с кипящим слоем. Размеры сушильного аппарата малы, а размеры системы пылеотделения, включающей циклоны и матерчатые фильтры, очень велики. На полную производительность более рационально, вероятно, использовать кондуктивные тарельчатые сушилки, в которых унос пыли практически отсутствует.

В работе [66], например, неправильно указано, что при сушке сульфата аммония расход электроэнергии на установках с кипящим слоем меньше, чем в барабанных сушилках. Неправдоподобны также данные А. В. Крупина [76], по которым при сушке песка в кипящем слое расход электроэнергии в 3—5 раз меньше, чем в барабанных сушилках, расход топлива тоже меньше, а стоимость установки с кипящим слоем в 4 раза ниже стоимости пневматической трубы-сушилки. Эти данные не согласуются с характеристиками перечисленных сушилок. Неточны и выводы, сделанные в работе [76], о меньших затратах тепла в установках с кипящим слоем по сравнению с барабанными и распылительными сушилками, а также данные о сравнении однокамерных и многокамерных сушилок. Следует четко знать, что разные способы сушки надо сравнивать лишь в сопоставимых условиях и при оптимальных режи-

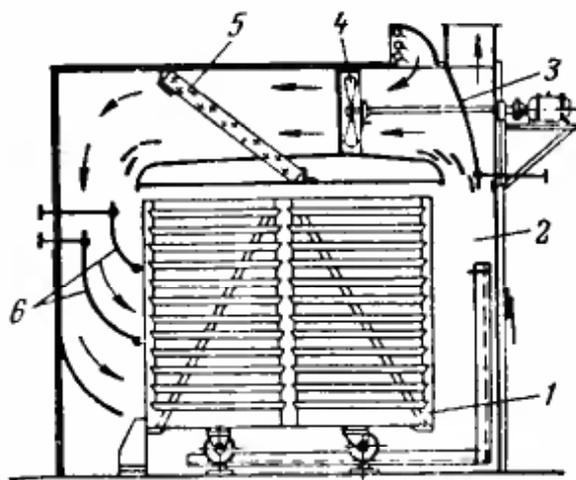


Рис. VII-50. Схема камерной сушилки периодического действия:

1 — вагонетка; 2 — камера; 3 — регулирующий клапан; 4 — осевой вентилятор; 5 — калорифер; 6 — направляющие лопатки.

мах сушки и только в этом случае можно получить правильное представление о рациональном способе сушки данного конкретного материала.

Наибольшее распространение в промышленности получили сушильные установки непрерывного действия. Сушилки периодического действия применяются только в специальных случаях; например, при малой производительности для высушивания материала, требующего очень тонкого изменения режима сушки, целесообразно использовать установки периодического действия.

На рис. VII-50 приведена схема камерной сушилки периодического действия. В камере 2 установлена выдвижная вагонетка 1 с материалом. Воздух циркулирует в камере сверху вниз при помощи осевого вентилятора 4. В верхней части камеры размещен паровой калорифер 5. Заслонкой 3 регулируется отвод отработанного воздуха из камеры, а направляющими лопатками 6 — распределение агента сушки по высоте вагонетки.

На рис. VII-51, а показана схема аэрофонтанной сушилки периодического действия. Материал через определенные промежутки

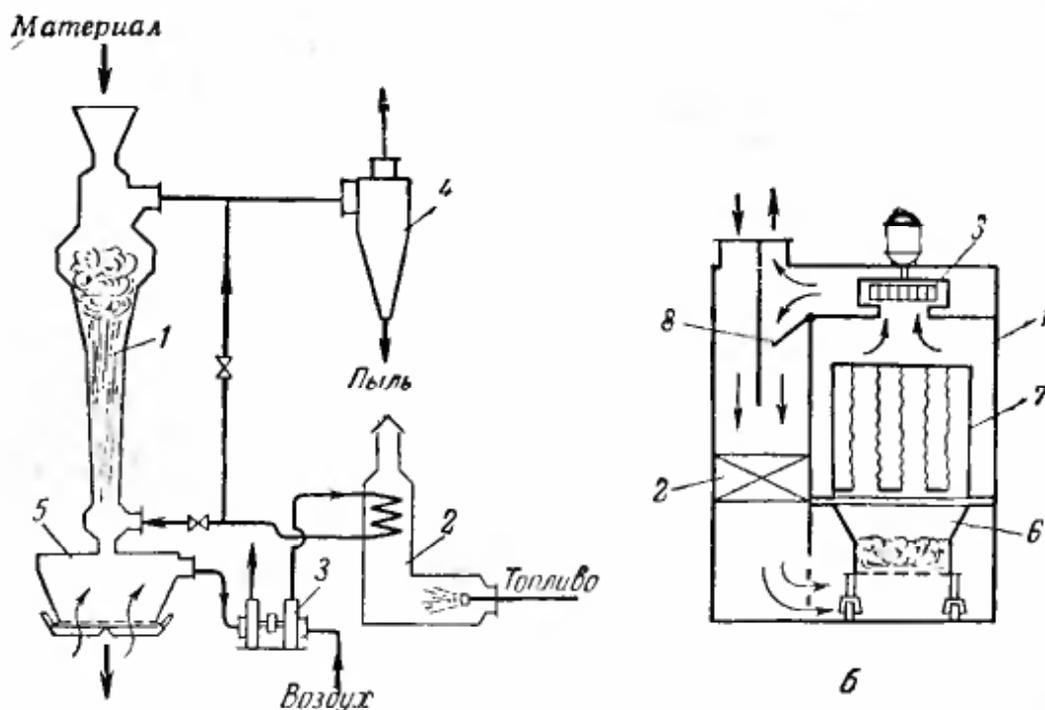


Рис. VII-51. Схема установок с кипящим слоем периодического действия:

а — аэрофонтанная сушилка фирмы «Лурги» (ФРГ); б — сушилка «Аэроматик АГ» (Швейцария); 1 — камера; 2 — калорифер; 3 — вентилятор; 4 — циклон; 5 — заслонка; 6 — передвижная тележка с сетчатым дном; 7 — рукава фильтра; 8 — заслонка.

времени автоматически загружается в камеру 1. Агентом сушки служит воздух, нагреваемый в калорифере 2. Спаренный вентилятор 3 подает воздух в калорифер и далее в камеру. Отработанный воздух, пройдя циклон-пылеотделитель 4, удаляется в атмосферу. По завершении цикла сушки воздух движется помимо камеры, а высушенный материал через затвор переходит в холодильник 5, где охлаждается воздухом. Температура воздуха может автоматически изменяться по заданной программе.

Конструктивно сушилки периодического действия с кипящим слоем могут быть выполнены различным образом. Например, перевозной контейнер с ситчатым днищем для крупнозернистых материалов служит одновременно сушильной камерой. В этом случае контейнер с материалом на время сушки устанавливается в стационарную камеру, снабженную вентилятором, калорифером и системой пылеотделения (рис. VII-51, б).

В технологическую схему сушки при необходимости входит, например, предварительное упаривание раствора и аппараты для использования тепла отработанных газов.

Расход тепла на упаривание приближенно можно рассчитать по формуле:

$$q = \frac{550}{m} + (30 - 100) \text{ ккал/кг влаги}$$

где  $m$  — количество корпусов выпарного аппарата.

Упаривание растворов в многокорпусной установке, как правило, экономичнее сушки, поэтому при переработке разбавленных растворов рациональнее предварительно упаривать их.

В качестве примера на рис. VII-52 приведена технологическая схема производства пирофосфата и триполифосфата натрия с использованием комбинированной установки [17].

Слабый раствор солей подается в выпарной аппарат 1 с принудительной циркуляцией. Упаренный до содержания 60% солей раствор сливается в сборники 13 и далее поступает в напорный бак 10 с обогревом и в распределительный желоб установки.

Высушивание, дегидратация и охлаждение продукта проводятся в комбинированной установке 9. Раствор распыливается перегретым паром под давлением 5—6 ат. Топочные газы, образующиеся в циклонной камере 12, через смеситель 11 подаются при 800° С в установку 9 (скорость газов в камере 0,3 м/сек). Отработанные газы при температуре 140—160° С вместе с пылью в количестве 10—15% направляются в батарею циклонов 7. Уловленная пыль через двойные механические мигалки 8 поступает на прокаливание в комбинированный аппарат 9. Очищенные газы дымососом 5 подаются в скруббер 3, орошаемый слабым раствором, а затем — в каплеуловитель 2 циклонного типа. На входе газов в каплеуловитель форсункой распыливается вода.

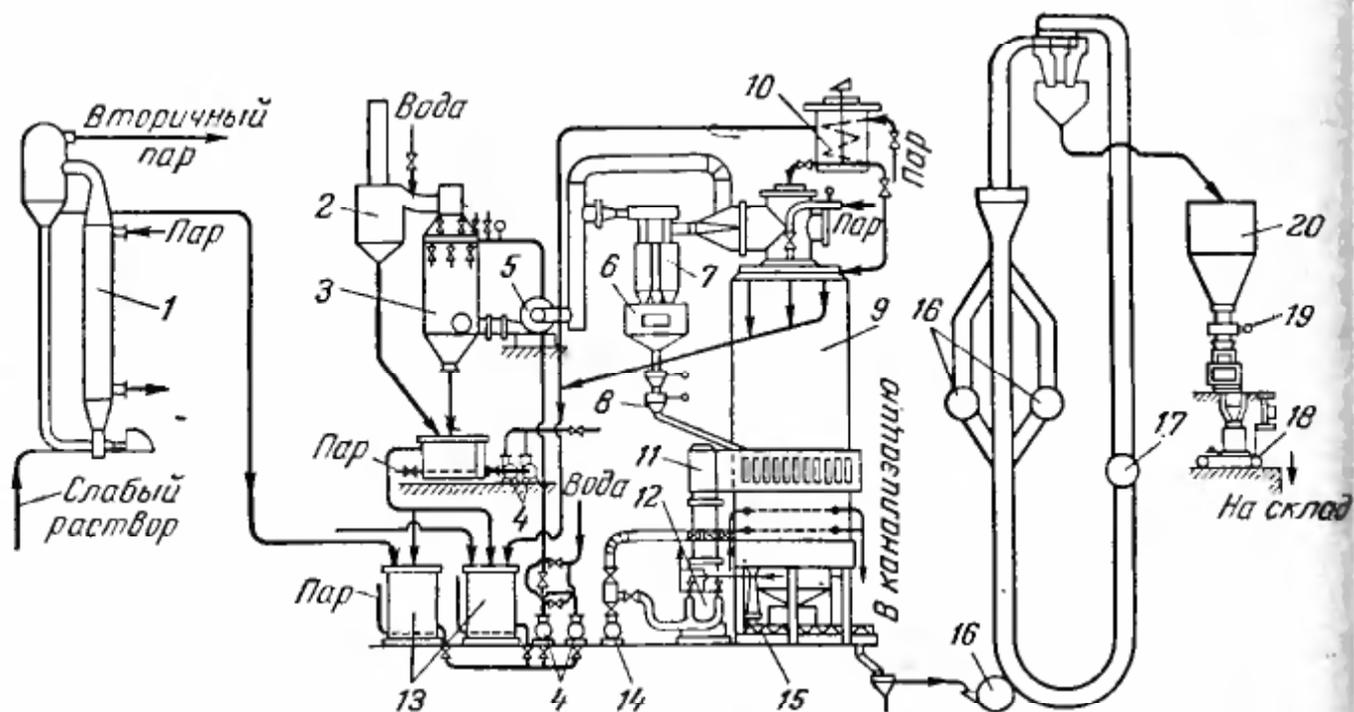


Рис. VII-52. Схема производства дегидратированных фосфатов натрия:

- 1 — выпарной аппарат; 2 — каплеуловитель; 3 — скруббер; 4, 14 — насосы; 5 — дымосос; 6 — бункер; 7 — батарея циклонов; 8 — мигалка; 9 — комбинированная установка; 10 — напорный бак; 11 — смеситель; 12 — циклонная камера; 13 — сборники; 15 — шнек; 16 — дробилка; 17 — вентилятор; 18 — автоматические весы; 19 — затвор; 20 — бункер.

Готовый продукт шнеком 15 подается в дробилку 16 и далее пневмотранспортом — в сепаратор. Некондиционный материал возвращается в дробилку. Тонкий порошок улавливается в циклонах и подается в бункер 20, откуда через затвор 19 поступает на автоматические весы 18 и затем на упаковку.

Готовый триполифосфат натрия содержит 54,3—55%  $P_2O_5$ , в том числе 0,4—0,9% в ортоформе. Гранулометрический состав продуктов до размола приведен ниже:

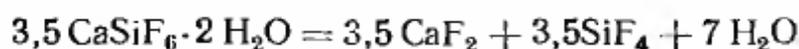
Размеры частиц, мк	Количество, %	
	триполи- фосфата	пирофосфата
400	8,3—10,5	4,0
300—400	0,2—0,5	1,0
200—300	7,8—22,5	6,0
90—200	47—49,5	37,2
63—90	0,7—11,2	17,2
10—63	0,5—0,9	24,6
10	10,3—22,1	10,0

Насыпной вес продукта при данной дисперсности равен 600—700 кг/м<sup>3</sup>.

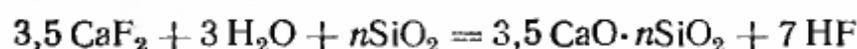
Тепло отработанных газов, выходящих из сушилки, желательно использовать для нагревания воздуха, технологической воды, для предварительной подсушки материала и т. д. В ВТИ им. Ф. Э. Дзержинского разработана схема использования тепла

отходящего воздуха [65]. По этой схеме воздух из трубчатых кондуктивных паровых сушилок с влажностью 1,0—1,5 кг/кг поступает в поверхностный теплообменник, где нагревает воду до 75° С. Эта вода используется для предварительного подсушивания материала в тарельчатых сушилках.

Если наряду с сушкой необходимо провести термическую обработку материала при высокой температуре, тепло газов рациональнее использовать в технологических процессах. В качестве такого примера можно привести процесс обесфторивания кремнефторида кальция  $\text{CaSiF}_6 \cdot n\text{H}_2\text{O}$  (рис. VII-53). Вначале удаляется свободная и кристаллизационная вода. Частичное обесфторивание



происходит при невысоких температурах. Окончательное обесфторивание протекает при 1500° С по реакции:



Частично обезвоженный продукт  $\text{CaSiF}_6 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  подается в аэрофонтанную установку 3, где за счет тепла отработанных газов из камеры 1 происходит сушка и обесфторивание. Далее газы направляются на очистку в циклон 4, а затем в теплообменник 5 с промежуточным твердым теплоносителем. В качестве твердого теплоносителя используются гранулы окиси кальция  $\text{CaO}$ . Охлажденные газы дымососом подаются в абсорберы. Воздух, пройдя теплообменник, поступает в циклонную топку 1, где в качестве топлива используется мазут. Частично обесфторенный мелкий порошок фторида кальция  $\text{CaF}_2$  также подается в циклонную камеру 1, откуда плав ( $\text{CaO} \cdot n\text{SiO}_2$ ) через сепаратор 2 отводится из установки.

Схемы с использованием тепла высокотемпературных процессов для сушки материала или концентрирования растворов описаны, например, в работах [54, 58]. При проведении термохимических процессов в циклонной камере температура отходящих газов обычно очень высока. В ряде случаев целесообразно не устанавливать котлы-утилизаторы для получения энергетического пара (до 40 ат), а использовать тепло газов в теплообменниках с промежуточным твердым теплоносителем для других

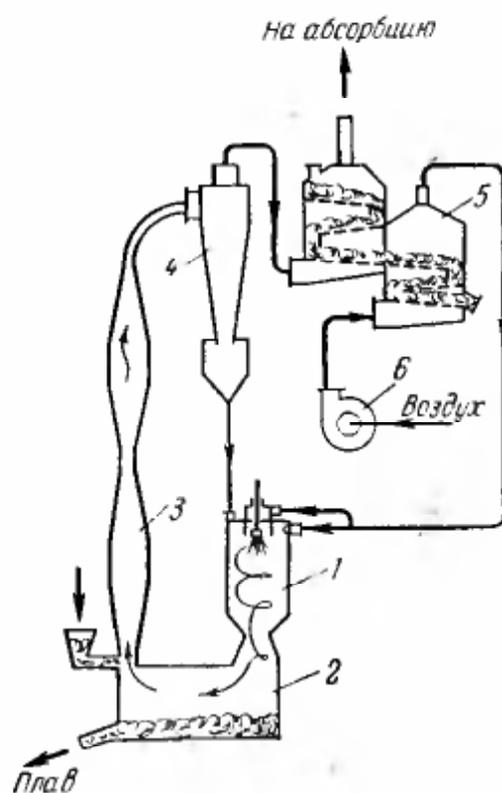


Рис. VII-53. Схема сушки и разложения влажного кремнефтористого натрия:

1 — циклонная топка; 2 — сепаратор; 3 — аэрофонтан; 4 — циклон-пылеотделитель; 5 — теплообменник с промежуточным твердым теплоносителем; 6 — вентилятор.

## Рекомендуемые способы сушки различных материалов и примерные показатели процесса

Сушилки	Режим сушки	Интенсивность сушки $A_F, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч});$ $A_V, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч});$ $K, \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$	Удельный расход на 1 кг влаги	
			тепла, ккал	электроэнергии, кВт·ч
<b>Жидкие материалы</b>				
Вальцовые атмосферные . . . . .	Давление пара $p=2-5 \text{ ат}$	$A_F=7-60;$ $K=45-250$	1,3—2,5 кг пара	$N \approx 0,05nF$ ( $n$ —число оборотов; $F$ —поверхность вальца)
Вальцовые вакуумные . . . . .		$A_F=4-15;$ $K=25-170$ (чистые стенки); $K=5-28$	1,3—1,8 кг пара	—
Распылительные . . . . .	$t_1=120-900^\circ \text{C};$ $w_1=20-98\%$	$A_V=1,5-25;$ $\alpha_V=25-$ $70 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$	850—1200	0,06
Установки с кипящим слоем (для термостойких растворов)	$t_1=500-750^\circ \text{C};$ $u=1,5-2,5 \text{ м/сек}$	$A_F=100-600$	1200—2800 900—1200	—
<b>Пастообразные материалы</b>				
Камерные сушилки с лотками	—	$A_F=4-15$ (высокая влажность) $A_F=0,3-2,0$ (низкая влажность)	2—4 кг пара	—
Петлевые . . . . .	$t_1=100-135^\circ \text{C}$ Нагрузка $7 \text{ кг}/\text{м}^2$	$A_F=1-2$	2000—7000	0,02—0,04
С мешалками («Хаземаг»)	$t_1=150-500^\circ \text{C}$	$A_V=35-60$	1000—2500	0,01—0,05

## Твердые дисперсные материалы

Ленточные конвейерные . . . . .	$t_1=100-200^\circ \text{C}$ $u=0,1-0,5 \text{ м/сек}$	$A_F=5-18$	900—1500	—
Шнековые и скребковые . . . . .	Давление пара $p=2-6 \text{ ат}$	$A_F=5-20$ (высокая влажность) $K=10-150$	1,5—2,5 кг пара	—
Паровая трубчатая . . . . .	То же, $1,5-4,5 \text{ ат}$	$A_F=3,5-8$ $K=10-60$	730—850	$N=(0,8-1,0) F \text{ кВт}$ ( $F$ —поверхность нагрева, $\text{м}^2$ )
Тарельчатая . . . . .	—	$A_F=1,5-12$ $K=30-60$	750—850	—
Турбинная (фирмы «Бютнер»)	$t_1=200-500^\circ \text{C}$	$A_F=1-10$	860—2500	—
Шахтная . . . . .	$t_1=100-250^\circ \text{C}$ $u=0,1-0,3 \text{ м/сек}$	$A_V=20-50$		
Барабанная . . . . .	$t_1=150-700^\circ \text{C}$ $n=1,5-5 \text{ об/мин}$	$A_V=3-150$ $A_V^{\text{CP}}=24-50$	975—1950	—
Пневмотрубы . . . . .	$t_1=150-1000^\circ \text{C}$ $u=10-60 \text{ м/сек}$	$A_V=200-800$	850—1100	—
С кипящим слоем . . . . .	$t_1=120-700^\circ \text{C}$ $u=0,8-3,5 \text{ м/сек}$	$A_F=10-1000$	950—1400	—

## Тонкие листовые материалы

Петлевые . . . . .	$t_1=28-120^\circ \text{C}$ $w_1=50-90\%$	$A_F=0,8-20$	2—3 кг пара	—
Цилиндрические . . . . .	Давление пара $p=1,5-3,0 \text{ ат}$ $w_1=60-70\%$	$A_F=8-14$ $K=200-400$	2—2,5 кг пара	0,01—0,03

технологических процессов (сушка, прокаливание, нагрев дутьевого воздуха и т. д.).

С точки зрения выбора рационального способа сушки влажных материалов их можно классифицировать, подразделив на четыре группы веществ с более или менее сходными физико-химическими свойствами. Для каждой такой группы материалов возможно рекомендовать ряд различных способов сушки, которые с учетом конкретных условий процесса могут быть наиболее перспективными.

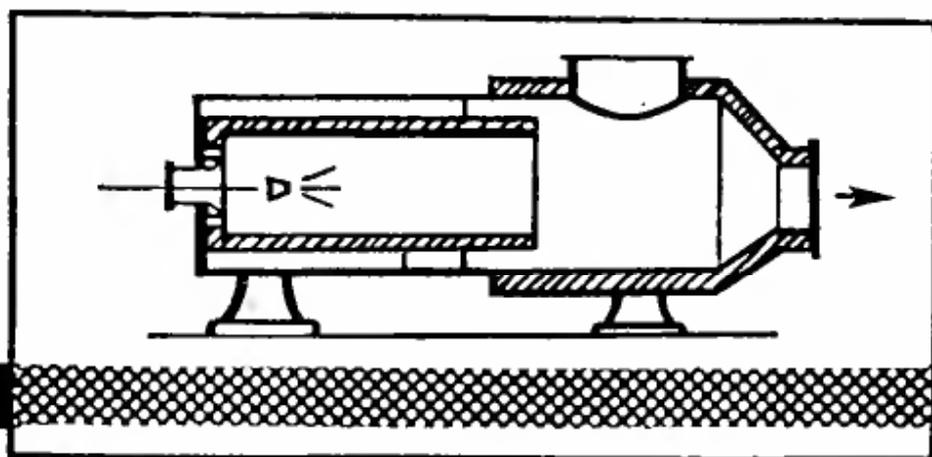
К первой группе относятся все жидкие материалы — истинные и коллоидные растворы, эмульсии, суспензии; их можно легко перекачивать насосами. Процесс высушивания коллоидных растворов и эмульсий органических веществ существенно отличается от сушки истинных растворов и гидрофобных суспензий неорганических веществ.

Ко второй группе можно отнести пастообразные материалы, которые нельзя перекачивать насосами. Пасты часто получают после механического обезвоживания суспензий на фильтрах, в центрифугах и т. д.

К третьей группе относятся зернистые, кусковые и пылевидные материалы, обладающие во влажном состоянии определенной сыпучестью.

К четвертой группе относятся тонкие гибкие материалы (ткани, бумага, пленки и т. д.).

В табл. VII-6 приведены наиболее перспективные способы сушки различных групп материалов и примерные технологические показатели каждого способа сушки.



## **ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК**

**П**од вспомогательным оборудованием сушильных установок мы понимаем аппараты для нагревания воздуха, топки, устройства для очистки сушильных агентов от пыли, вентиляторы, насосы, транспортные устройства и т. д. Надежность и эффективность работы сушильных установок в большой мере определяются правильностью выбора и расчета вспомогательного оборудования. В данном разделе мы остановимся в основном на нестандартном вспомогательном оборудовании.

### **ВОЗДУХОПОДОГРЕВАТЕЛИ**

**Паровые воздухоподогреватели.** Для нагревания воздуха до  $140^{\circ}\text{C}$  обычно применяются паровые калориферы различной конструкции. Использование для сушки воздуха, нагреваемого паром, рационально, если имеются котлы достаточной мощности или предприятие получает отборный пар из турбин ТЭЦ.

Большое распространение для нагрева воздуха получили ребристые пластинчатые подогреватели конструкции Госсантехстроя. В этих аппаратах греющий пар конденсируется в стальных трубках, к внешним сторонам которых для увеличения теплопроизводительности припаяны прямоугольные пластины. Кроме пластинчатых подогревателей применяются подогреватели с насаженными и припаянными к трубкам шайбами или с навитой на трубки металлической лентой. Иногда используются трубчатые подогреватели, состоящие из пучка гладких труб, развальцованных в двух решетках, к которым привернуты чугунные коробки для подвода пара и отвода конденсата. На изготовление таких подогревателей расходуется большое количество металла.

Достоинством пластинчатых, шайбовых и ленточных подогревателей по сравнению с подогревателями из гладких труб является их компактность, недостатком — большое гидравлическое сопротивление для потока воздуха и, следовательно, большой расход электроэнергии на привод вентилятора. Однако в гладкотрубных подогревателях уменьшается возможность скопления пыли, которая может в определенных условиях попасть в сушилку. Поэтому такие подогреватели часто употребляются при сушке материалов, для которых большое значение имеет чистота сушильного агента — воздуха (например, при сушке киноплёнки).

Во всех схемах подогрева воздуха для обеспечения их нормальной и экономичной работы (в отношении расхода пара) предусматриваются конденсатоотводчики, которые автоматически выпускают конденсат. Коэффициент полезного действия паровых воздухоподогревателей  $\eta = 0,97—0,99$ . Коэффициент теплопередачи в пластинчатых калориферах равен ориентировочно  $20—30 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ .

**Газовые воздухоподогреватели.** Газовые, или огневые, подогреватели применяют в тех случаях, если требуется нагреть воздух до  $200—300^\circ \text{C}$ , а смесь продуктов сгорания с воздухом нельзя использовать для сушки по технологическим условиям.

Для нагревания воздуха употребляются газовые металлические подогреватели рекуперативного типа, в которых теплообмен между продуктами сгорания и воздухом происходит через теплопроводные стенки. В сушильных установках используют стальные трубчатые и пластинчатые, а также чугунные, игольчатые, ребристые и плоские газовые (огневые) подогреватели воздуха. Недостатком металлических подогревателей является возможность их прогорания при перегреве выше допустимой температуры вследствие загрязнения поверхности нагрева сажей или золой.

Пластинчатые воздухоподогреватели в сушильных установках применяют редко, так как в них сложно нагреть сушильный агент до высокой температуры, они быстро засоряются, а чистка их сопряжена с большими трудностями.

Наибольшее распространение получили стальные и чугунные трубчатые подогреватели, а также игольчатые воздухоподогреватели конструкции «Стальпроекта» с плоскими внутренними иглами. Внешняя поверхность таких подогревателей (со стороны прохода продуктов сгорания) гладкая. Допустимая температура нагреваемого воздуха зависит от качества стали, из которой изготовлен нагреватель. Например, температура стенки подогревателя из обычной углеродистой стали не должна превышать  $350—450^\circ \text{C}$ , а максимальная температура топочных газов при этом должна быть не более  $600^\circ \text{C}$ . В подобных условиях воздух можно нагреть до температуры не выше  $300^\circ \text{C}$ . При сжигании серосодержащего топлива обычно применяются чугунные подогреватели различных конструкций. Допустимая температура стенок чугунного подогре-

вателя не выше  $600^{\circ}\text{C}$ , а максимальная температура топочных газов перед нагревателем не выше  $900^{\circ}\text{C}$ . Игольчатые подогреватели «Стальпроекта» более компактны, чем трубчатые.

Газовые подогреватели воздуха обычно снабжены индивидуальной топкой; образующиеся в ней продукты сгорания топлива подогревают воздух. Топки для газовых подогревателей обычно выполняются без специальных золо- или искроуловительных устройств, поэтому при сжигании высокозольных топлив требуется частая чистка подогревателя. Температуру топочных газов перед воздухонагревателем можно снизить путем смешения их с воздухом или возврата в нагреватель отработанных газов.

Коэффициент полезного действия нагревателя зависит от температуры отходящих газов и от потерь топлива (провал, унос и др.) и тепла в окружающую среду. Чем ниже температура отходящих газов, тем выше к. п. д. подогревателя, но зато тем более он громоздок и тем дороже обходится его изготовление. Если температура топочных газов снижается за счет добавления к газам атмосферного воздуха, то при этом резко увеличиваются общее количество газов и потери тепла с отходящими газами при равной температуре. Такие нагреватели имеют низкий к. п. д. Частично используя возвратные отходящие газы, его можно увеличить, однако в этом случае возрастает расход электроэнергии вследствие необходимости установки дополнительного вентилятора для рецикла газов. Целесообразность рециркуляции и ее оптимальную кратность можно определить только по результатам технико-экономических расчетов с учетом величины капитальных затрат и общих эксплуатационных расходов.

На рис. VIII-1 показаны две схемы газоподогревательных установок. По схеме *a* газы из топки, работающей с самотягой, смешиваются с атмосферным воздухом и поступают в подогреватель, пройдя который, отводятся в атмосферу. По схеме *б* газы, выходящие из топки, смешиваются с газами из нагревателя. Эта газовая смесь поступает в нагреватель, по выходе из которого разветвляется; часть газа отводится через трубу в атмосферу, остальная возвращается в топку. Воздух в нагревателях движется по отношению к газам по принципу перекрестно-противоточного хода.

Процесс нагревания воздуха по обеим схемам на диаграмме  $I-d$  изображается линией  $AB$  (рис. VIII-2). Линия  $AE$  характеризует состояние газов при различных температурах. Процессы охлаждения газов в нагревателе протекают по линиям постоянного влагосодержания ( $d = \text{const}$ ). Без рециркуляции газов эти процессы изображаются линией  $M_1N_1$  или  $M_2N_2$ , а с рециркуляцией газов — линией  $R_1N_1$ . Теоретический к. п. д. подогревателя будет равен:

$$\eta_{\text{т}} = \frac{(I_{\text{М}} - I_{\text{N}}) 100}{I_{\text{М}}} \%$$

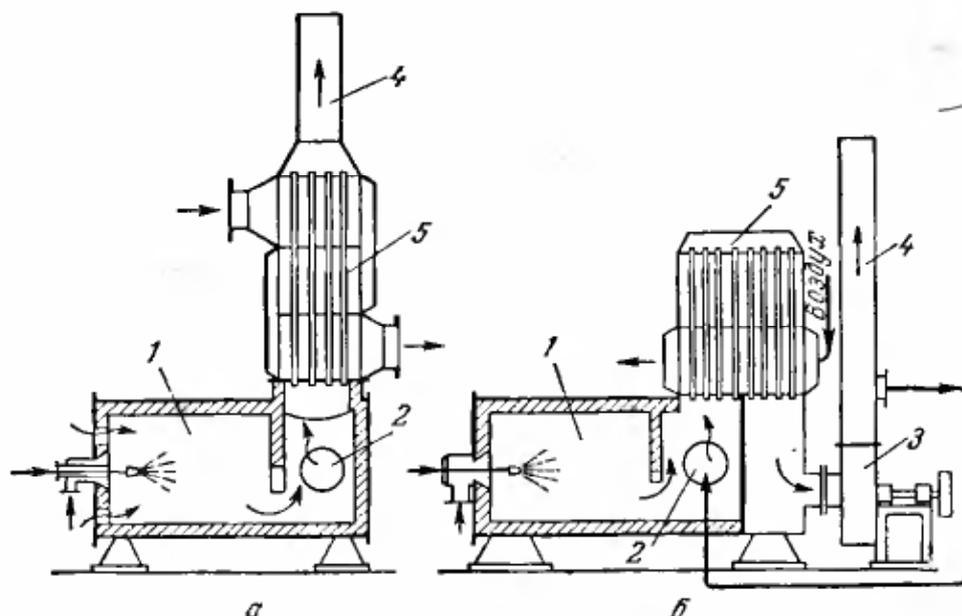


Рис. VIII-1. Схемы газоподогревателей без рециркуляции (а) и с рециркуляцией (б) газов:

1 — топка; 2 — подвод воздуха для смешения; 3 — рециркуляционный дымосос; 4 — труба; 5 — подогреватель.

где  $I_M$  — энтальпия топочных газов перед воздухоподогревателем, соответствующая на диаграмме  $I-d$  точкам  $M_1$ ,  $M_2$  (без рециркуляции) и  $R_1$  (с рециркуляцией), ккал/кг;

$I_N$  — энтальпия газов на выходе из воздухоподогревателя, ккал/кг.

Обычно  $\eta_T = 0,5-0,7$ .

**Воздухоподогреватели с промежуточным жидким теплоносителем.** Газовые подогреватели воздуха должны быть расположены в непосредственной близости от сушильной установки, чтобы предотвращалось большое снижение температуры нагретого воздуха.

Однако при сушке некоторых материалов или из-за специфических особенностей производства такое размещение недопустимо. В этих случаях для нагревания воздуха до  $200-350^\circ\text{C}$  целесообразно применять теплообменные аппараты, в которых используется промежуточный теплоноситель. В качестве таких промежуточных теплоносителей применяют специальные масла в жидкой или паровой фазе, расплавленные соли, ртуть и различные органические жидкости.

Наибольшее распространение из них получил высококипящий

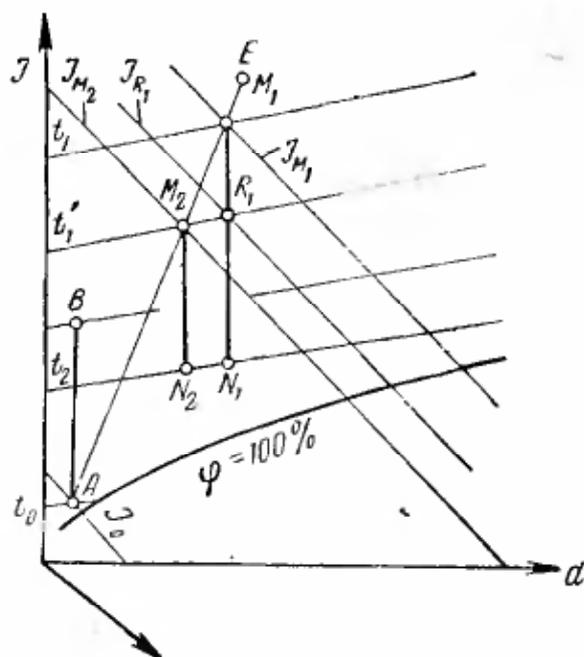


Рис. VIII-2. Нагрев воздуха и охлаждение газов в газоподогревателе на  $I-d$  диаграмме.

органический теплоноситель (ВОТ). В области температур 250—400° С он обладает рядом преимуществ по сравнению с другими теплоносителями; его термическая стойкость намного выше, чем специальных масел, он не токсичен, как пары ртути; температура плавления его гораздо ниже, чем расплавленных солей и легкоплавких металлов; плотность и теплоемкость выше, чем воздуха и топочных газов; давление паров значительно ниже, чем паров воды (давление паров ВОТ примерно в 30—35 раз меньше давления насыщенного водяного пара при данной температуре). Это позволяет в установках с использованием ВОТ при температурах до 350° С ограничиваться расчетным давлением не выше 5,5 ат, а при температурах ниже 250° С работать под атмосферным давлением. Взрывоопасность паров ВОТ невелика; при температурах выше 400° С и содержании  $\text{CO}_2$  в газе более 10% случайная утечка ВОТ в топку не грозит взрывом. В этих условиях ВОТ только горит, но не взрывается.

Нагревание воздуха проводится в обычных трубчатых теплообменниках. Для их обогрева можно применять жидкий ВОТ или его пары. Паровой обогрев отличается рядом преимуществ; во-первых, температура пара зависит только от давления, во-вторых, обеспечивается равномерность обогрева и, в-третьих, достигается высокий коэффициент теплоотдачи. Коэффициент теплоотдачи от конденсирующихся паров ВОТ к стенкам труб находится в пределах 700—2500 ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град); в среднем около 1200—1500 ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град).

В трубчатых аппаратах, обогреваемых парами ВОТ, стальные трубы могут быть расположены горизонтально или вертикально.

На рис. VIII-3 показана схема нагревания воздуха с использованием промежуточного теплоносителя. Оборудование установки состоит из парообразователя ВОТ (или генератора тепла), холодильника, воздухоподогревателя, насосов, сепараторов для отделения неконденсирующихся газов, трубопроводов и арматуры. Парообразователь представляет собой двухбарабанный вертикальный водотрубный котел с развитой экранной поверхностью. К. п. д. парообразователей ВОТ при камерном сжигании газа или жидкого топлива достигает 70%. При сжига-

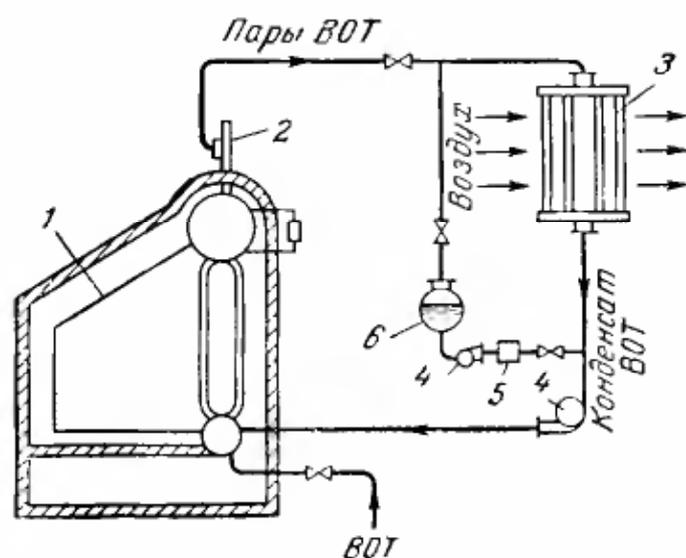


Рис. VIII-3. Схема нагрева воздуха с использованием промежуточного теплоносителя ВОТ:

1 — парообразователь; 2 — регулятор температуры; 3 — воздухоподогреватель; 4 — насосы; 5 — холодильник; 6 — сборник жидкости ВОТ.

нии твердого топлива потери тепла с отходящими газами увеличиваются и к. п. д. парообразователя снижается до 55—60%. Повышение к. п. д. возможно при использовании тепла отходящих газов, имеющих высокую температуру.

**Воздухоподогреватели с промежуточным твердым теплоносителем.** При рассмотрении схем сушки мы отмечали целесообразность использования в отдельных случаях твердого промежуточного теплоносителя. Область его применения — высокотемпературные процессы, в условиях которых даже высоколегированные стали недостаточно стойки.

Весьма широкое распространение твердые теплоносители получили в нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности (в процессах пиролиза крекинга нефтей). Теплообменники с твердым промежуточным теплоносителем имеют большую перспективу применения и в сушильной технике. С помощью таких теплоносителей можно экономично нагреть до 600—1000° С воздух, водяной пар, пары органических жидкостей и другие вещества. Кроме того, в подобных теплообменниках можно нагревать воздух для сушильных установок или для топочного дутья, используя тепло газов, содержащих токсичные и химически агрессивные вещества по выходе из технологических установок (например, использование для сушки тепла газов из циклонной камеры, в которой происходит разложение  $\text{CaF}_2$  или обесфторивание фосфатов). Принцип работы теплообменников с промежуточным твердым теплоносителем основан на нагреве сыпучего термостойкого материала, теплосодержание которого используется в последующей зоне, отделенной от зоны нагрева в непрерывных процессах, или в другой период цикла в периодических процессах.

Использование твердых промежуточных теплоносителей тормозилось отсутствием соответствующих конструктивных материалов. Основными требованиями, предъявляемыми к таким материалам, являются: жаростойкость (под действием высокой температуры частицы не должны размягчаться и плавиться); термическая и химическая стойкость (высокая стабильность структуры материала, а также отсутствие интенсивных химических реакций, например окисления кислородом, двуокисью и окисью углерода или водяным паром); стойкость к резким изменениям температуры (отслаивание и растрескивание частиц должно быть минимальным); высокая ударопрочность; достаточное сопротивление истиранию; большая теплоемкость частиц (это позволяет уменьшить массу теплоносителя при одинаковой тепловой нагрузке аппарата) и низкая стоимость материала.

Оптимальный размер частиц определяется свойствами теплоносителя, предполагаемой областью его использования, конструкцией теплообменного аппарата и др. Обычно размеры частиц теплоносителя находятся в пределах 8—12 мм. Для обеспечения максимальной механической прочности и достаточной стойкости

к резким изменениям температур желательна сферическая или близкая к ней форма частиц.

Вопрос о целесообразности применения того или иного вида теплоносителя следует решать на основании соответствующих технико-экономических расчетов. Например, теплоноситель, зерна которого разрушаются вдвое быстрее, не имеет преимуществ, даже если он вдвое дешевле. Образование пыли и тонких фракций при разрушении частиц теплоносителя приводит к росту гидравлического сопротивления его слоя и создает дополнительные трудности из-за необходимости их удаления. Кроме того, пыль может быть источником загрязнения высушиваемого продукта.

При перегреве водяного пара или воздуха удовлетворительные результаты достигаются в случае использования частиц каолина, муллита и 85%-ной окиси алюминия. Опыты, проведенные в лаборатории сушки МЭИ, показали ряд преимуществ таких теплоносителей. Изыскания новых типов твердых теплоносителей целесообразно продолжить. Это особенно важно в связи с внедрением различных новых аппаратов для нагрева и охлаждения теплоносителя (с кипящими и падающими слоями и др.).

На рис. VIII-4 показана схема установки для нагревания воздуха или паров воды до  $1000^{\circ}\text{C}$  с использованием твердого промежуточного теплоносителя.

Источником тепла служат топочные газы, полученные при сжигании мазута или газа в топке 2, работающей под избыточным давлением до 1000 мм вод. ст. Первичный воздух (для сжигания топлива) и вторичный воздух (для разбавления газов) подаются вентилятором 1 высокого давления. Топочные газы поступают в многосекционный теплообменник 3 с кипящим слоем и, нагревая до  $1000\text{--}1500^{\circ}\text{C}$  твердый теплоноситель (керамические, металлические или другие шарики), охлаждаются до  $120\text{--}150^{\circ}\text{C}$  и отводятся в атмосферу.

Природный газ можно сжигать непосредственно в нижней зоне теплообменника с кипящим слоем. Твердый теплоноситель самотеком через затвор поступает в камеру 4, где происходит нагревание воздуха или водяного пара, служащих сушильными агентами. Охлажденный твердый теплоноситель через уплотняющий затвор поступает в вертикальный виброподъемник 5, откуда возвращается в камеру 3.

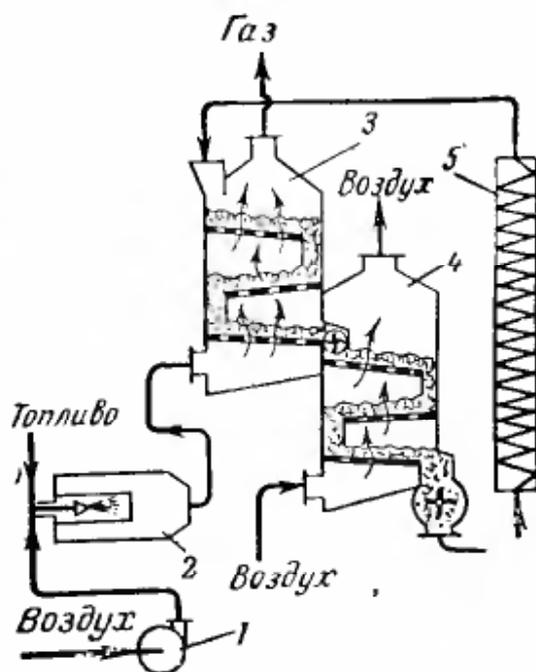


Рис. VIII-4. Теплообменник с промежуточным твердым теплоносителем:

1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — камера охлаждения газов; 4 — камера нагрева воздуха; 5 — вибрационный винтовой подъемник.

Данные, необходимые для расчета процесса теплообмена и гидродинамических условий в аппаратах, предназначенных для нагревания и охлаждения твердого теплоносителя, определяются в зависимости от конструктивных особенностей аппаратов и приведены, например, в работе [84]. При проектировании установок с движущимся твердым теплоносителем весьма важно правильное решение вопросов, связанных с транспортировкой частиц. Здесь возникают дополнительные сложности, обусловленные высокой температурой частиц (сотни градусов), желательностью герметизации аппаратуры. В качестве затворов используются вибротрубы, лопастные, тарельчатые и телескопические щелевые устройства [48]. Для подъема крупнозернистых материалов наиболее рационально применять виброподъемники; высота подъема составляет 8—12 м.

Следует отметить, что все коммуникации и аппараты, заполненные частицами теплоносителя, в процессе эксплуатации подвергаются абразивному износу. Очень быстро разрушаются трубы из обычной стали. Для снижения интенсивности разрушений иногда применяют специальные перегородки, замедляющие движение зерен материала.

## ТОПКИ

Сушка топочными газами имеет ряд преимуществ по сравнению с сушкой нагретым воздухом: возможность достижения высоких температур теплоносителя, отсутствие необходимости в сооружении котельных, а следовательно, сокращение расхода металла. При высоких температурах сушки расход топлива меньше, чем в установках, работающих на нагретом воздухе. Для сушки применяют, как правило, топочные газы, получаемые сжиганием малозольного топлива, так как проблема очистки газов, имеющих высокую температуру, от золы и несгоревших частиц топлива в топках современных конструкций еще полностью не разрешена.

В большинстве случаев топочные газы получают в специальных топках. Для достижения требуемой температуры газов (300—1000° С) их разбавляют воздухом. Основным отличием топок сушильных установок от топок паровых котлов является то, что температура газов в первых более низкая, а стенки камеры не экранированы. Для защиты стенок от действия высоких температур в объеме топки должна поддерживаться температура 1000—1200° С. Основное требование к топочным устройствам сушильных установок заключается в том, чтобы в топке происходило полное сгорание топлива без образования сажи, а продукты сгорания не содержали бы частиц золы. При расчете размеров топок для сушильных установок тепловые напряжения колосниковой решетки  $Q/R$  и объема топочного пространства  $Q/V$  принимают меньшими, чем для котельных топок.

Ниже приведены рекомендуемые значения  $Q/V$  для топок сушильных установок [в тыс. ккал/(м<sup>3</sup>·ч)]:

Топливо	$Q/V$	Топливо	$Q/V$
Доменный газ . . .	200—300	Мазут . . . . .	200—300
Генераторный газ	200—250	Торф, дрова . . .	200—250
Природный газ . .	300—2000	Каменные угли . .	250—300

Топки для сжигания твердого топлива снабжают осадительными камерами, за которыми можно последовательно включить циклон или другое пылеосадительное устройство, так как унос золы из топок довольно значителен. Для приближенных расчетов можно принять, что вместе с несгоревшими частицами топлива из ручных топок уносится до 20—30% золы, содержащейся в топливе, из топок с цепными решетками — 20% золы, а из топок для сжигания пылевидного топлива — 60—80% золы.

Большое распространение в сушильных установках получили полугенераторные полугазовые топки, в которых слой топлива на колосниковой решетке должен иметь бóльшую высоту, чем при полном сгорании топлива на решетке.

На рис. VIII-5 показана полугазовая топка конструкции ВТИ для сжигания углей с большим содержанием летучих. Топливо сжигается на ручной решетке, в топке имеются две осадочные переvalочные камеры и циклон-искродожигатель из огнеупорного кирпича.

Под решетку через дутьевые отверстия подается лишь часть воздуха, необходимого для сжигания топлива, остальное количество подается над слоем топлива для сгорания образующихся летучих веществ. Это уменьшает скорость воздуха в слое и унос искр и золы из топки. Основным назначением кирпичного циклона является дожигание раскаленных частиц топлива (искр). Температура газов в циклоне должна быть не ниже 800° С. Разбавление топочных газов атмосферным воздухом до требуемой температуры происходит в камере смешения, для ввода воздуха открывается растопочный клапан. Топка снабжена специальной растопочной

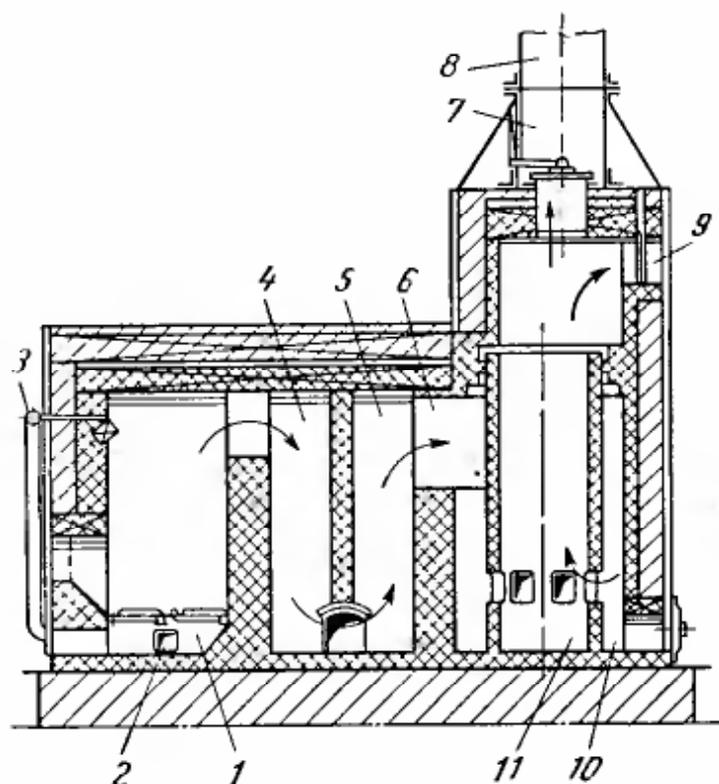


Рис. VIII-5. Полугазовая топка ВТИ:

1 — топка; 2—дутье под колосники; 3—вторичное дутье; 4, 5 — осадочные камеры; 6—вход газов в циклон; 7—клапан; 8—растопочная труба; 9—выход газов в сушилку; 10 — карманы для осаждения золы; 11 — искродожигатель.

трубой, через которую отводятся газы при растопке, нарушении полноты горения, аварии или при остановке сушилки.

Эксплуатация описанных топок ВТИ показала, что наличие осадочных камер и циклона-искродожигателя позволяет сократить унос несгоревших частиц даже при сжигании таких топлив, как костра, древесные опилки со щепой. Однако в циклоне-искродожигателе не обеспечивается тщательная очистка газов от золы, так как некоторое количество частиц, осевших в карманах циклона, вновь подхватывается потоком воздуха.

Иногда вместо кирпичного циклона можно устанавливать обычный циклон сборной конструкции, внутренняя поверхность которого торкретирована жаропрочным бетоном. Это позволяет значительно повысить степень очистки газов от золы.

В сушильных установках с большим расходом топлива могут применяться полумеханические топки с пневматическим или механическим забрасывателем топлива или с шурующей планкой. Топки с шурующей планкой работают вполне удовлетворительно при сжигании бурых углей.

На рис. VIII-6 приведена топка конструкции ВТИ для сжигания твердого топлива с пневматическим забрасывателем. Ее особенностью является пневматическая подача (заброс) топлива и наличие двух циклонов-искродожигателей; решетка смонтирована из поворотных колосников.

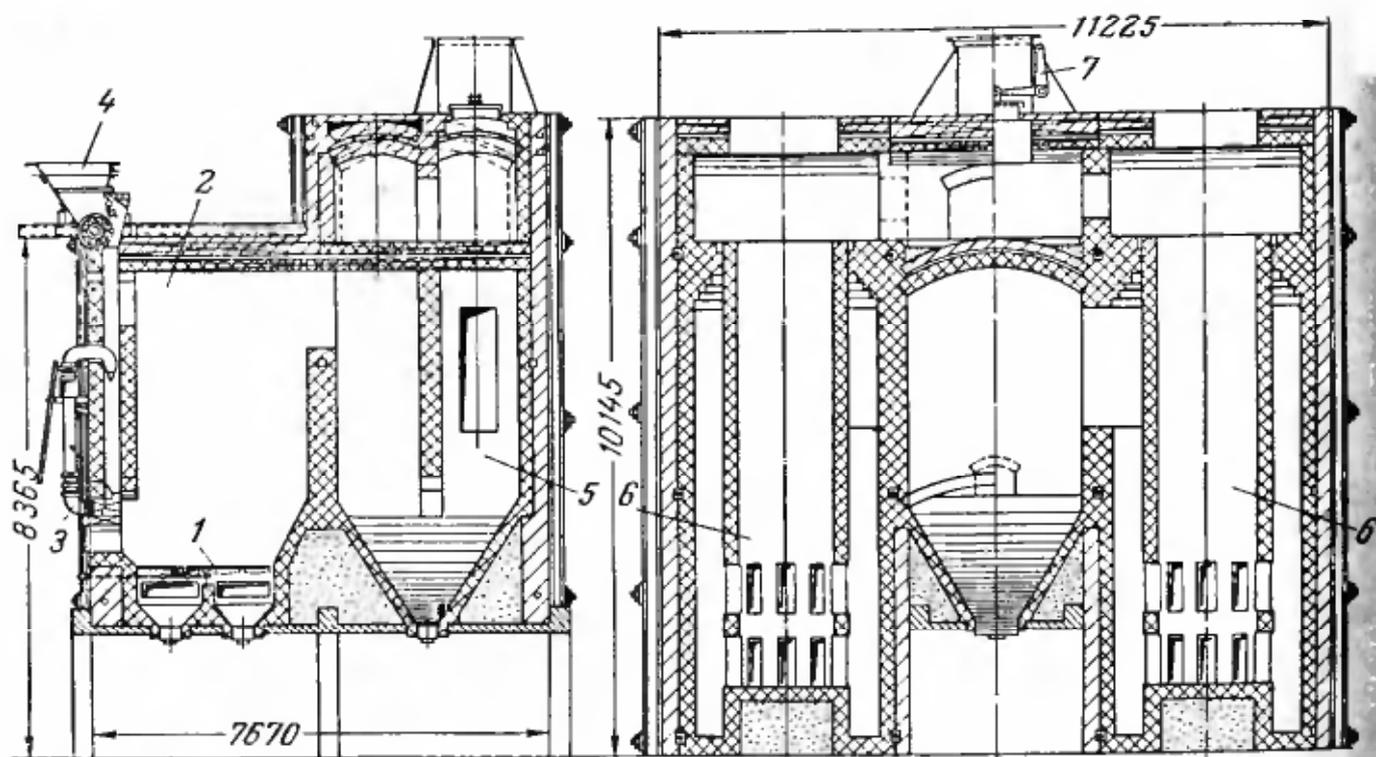


Рис. VIII-6. Топка ВТИ с пневматическим забрасывателем:

1 — решетка с поворотными колосниками; 2 — камера сгорания; 3 — пневмозабрасыватель; 4 — питатель; 5 — осадительные камеры; 6 — циклоны-искрогасители; 7 — затвор растопочной трубы.

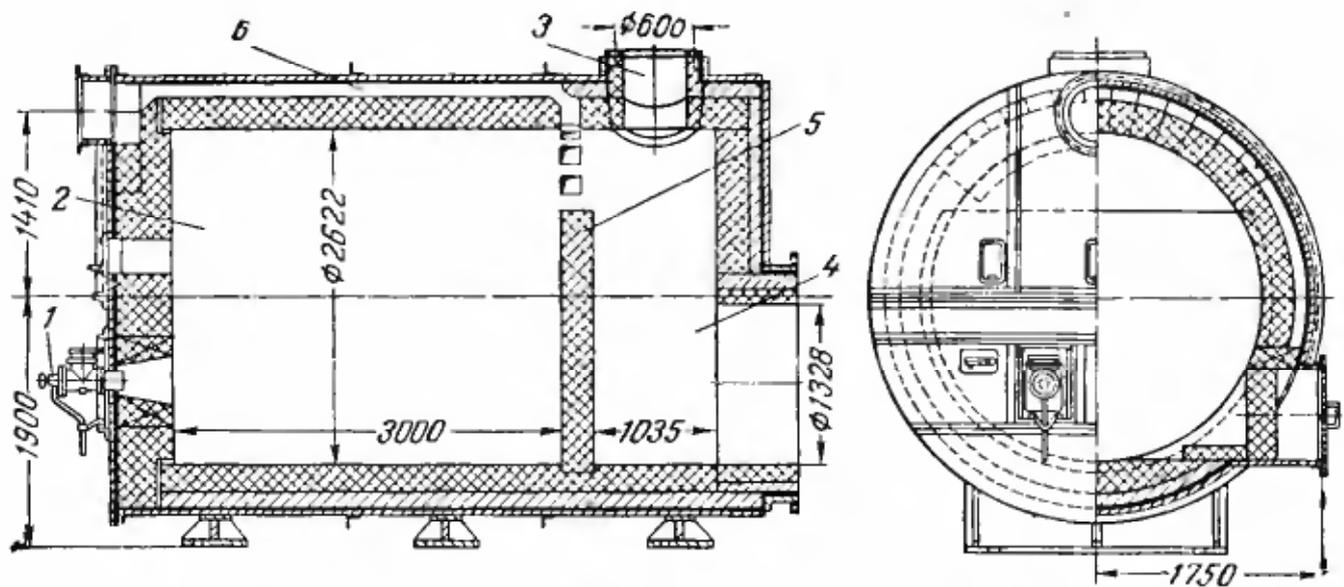


Рис. VIII-7. Топка «Гипрохим» для сжигания мазута:

1 — форсунка низкого давления института «Стальпроект» ( $p = 1,5$  атм, давление воздуха 500 мм вод. ст.); 2 — камера сгорания; 3 — патрубок растопочной трубы; 4 — камера смешения; 5 — перегородка; 6 — каналы.

В настоящее время в структуре топливного баланса возрастает доля мазута и природного газа. Для технологических нужд, в частности для сушки, в большинстве случаев рациональнее использовать жидкое или газообразное топливо. Сжигание такого топлива дает ряд преимуществ по сравнению с сжиганием твердого топлива: продукты сгорания не загрязнены летучей золой, топочные устройства компактны и просты в эксплуатации, улучшаются санитарные условия труда, легче регулировать и автоматизировать режим работы топки.

На рис. VIII-7 представлена мазутная топка, разработанная специалистами Гипрохим. Она представляет собой цилиндрическую камеру рабочим объемом  $160 \text{ м}^3$  для сжигания  $300\text{—}400 \text{ кг/ч}$  мазута. Кожух топки выполнен из листовой стали марки Ст.3 толщиной 10 мм. По фронту размещены две мазутные форсунки низкого давления; могут быть установлены и механические форсунки с подводом через улитку и регулируемые жалюзи первичного воздуха в количестве, соответствующем коэффициенту избытка  $\alpha = 1,05\text{—}1,1$ . Вторичный воздух подается также с фронта топки над форсунками. Воздух для разбавления газов вводится в смешительную камеру через каналы в верхней части топки, что позволяет одновременно охлаждать свод камеры. Изнутри камера футерована шамотным кирпичом класса А или Б и легковесным шамотным кирпичом; общая длина топки более 4 м. Топка может быть переведена на работу под избыточным давлением до 500 мм вод. ст. В ней можно сжигать и природный газ.

На рис. VIII-8 показана цилиндрическая газовая топка со стальным кожухом толщиной 8—10 мм, изнутри футерованная шамотным кирпичом. Горелки низкого давления установлены на фронте топки. На фронтальной стенке имеются также смотровой

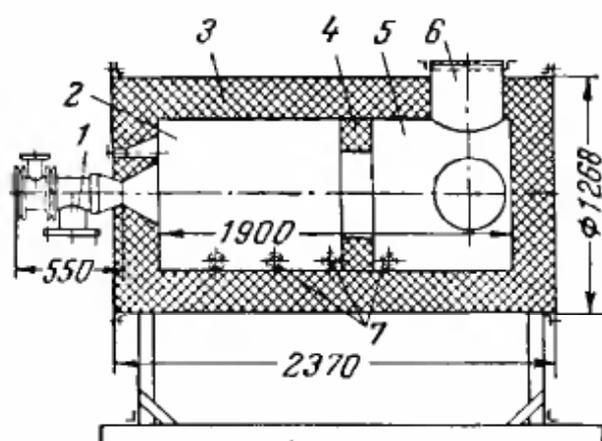


Рис. VIII-8. Топка для сжигания газа:

1 — газовая горелка низкого давления (100—250 мм вод. ст.); 2 — камера сгорания; 3 — кожух; 4 — пережим; 5 — камера смешения; 6 — взрывной клапан; 7 — сопла.

(1,5—2,0) · 10<sup>6</sup> ккал/(м<sup>3</sup> · ч); избыточное давление воздуха перед горелкой 120—180 мм вод. ст.

На рис. VIII-9 представлена топка для сжигания газа с использованием эжекционной горелки или горелки внутреннего смешения. Отличительной особенностью такой топки является зазор между камерой горения и кожухом топки, в который тангенциально подается вторичный воздух. Он охлаждает наружную стенку камеры горения и смешивается далее с продуктами горения.

Отметим, что при воздушном охлаждении камера может быть футерована в один кирпич или жаропрочным бетоном толщиной 150—250 мм и что сжигание топлива можно вести при высоких температурах и коэффициенте избытка воздуха  $\alpha = 1,15—1,5$ . При этом «химический недожог» топлива сводится к минимуму.

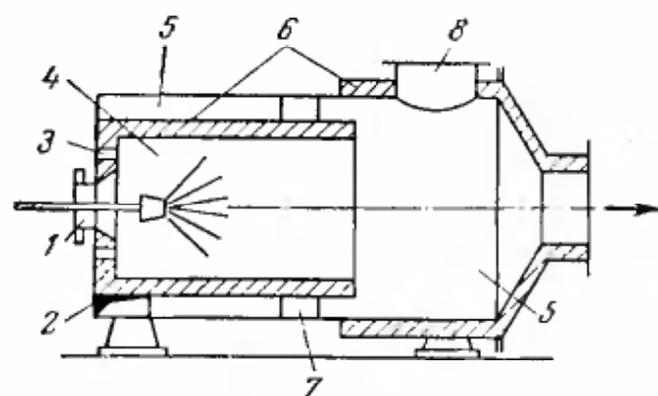


Рис. VIII-9. Топка с охлаждением наружной стенки камеры горения:

1 — гнездо для установки горелки (или форсунок); 2 — окно для ввода вторичного воздуха; 3 — «гляделка»; 4 — камера горения; 5 — камера смешения; 6 — жаропрочный бетон или шамот; 7 — опоры; 8 — взрывной клапан.

люк и отверстие для ввода запальника (ниже горелок). Топка работает при разрежении в пределах 2—5 мм вод. ст.; камера смешения отделена от камеры горения пережимом. Вторичный воздух подается в камеру горения тангенциально по образующей со скоростью 20—30 м/сек. Закручивание потока обеспечивает хорошее перемешивание газа с воздухом, который одновременно охлаждает кладку топки. Температура газов за топкой 800—1000° С.

Тепловое напряжение камеры горения при работе с форсунками низкого давления составляет

(1,5—2,0) · 10<sup>6</sup> ккал/(м<sup>3</sup> · ч); избыточное давление воздуха перед горелкой 120—180 мм вод. ст.

Температура газового теплоносителя для сушильных процессов обычно составляет 300—750° С, поэтому в топочных устройствах для сушилок должны иметься специальная камера горения, где при высоких температурах интенсивно сжигается топливо, и отдельная камера смешения, в которой топочные газы разбавляются воздухом до требуемой температуры.

В конце наружной части камеры горения установлены направляющие для закручивания воздуха. Одновременно они яв-

ляют собой теплообменники, которые обеспечивают дополнительное охлаждение топочных газов. Одновременно они являются направляющими для закручивания воздуха. Одновременно они яв-

ляют собой теплообменники, которые обеспечивают дополнительное охлаждение топочных газов. Одновременно они являются направляющими для закручивания воздуха. Одновременно они яв-

ляются опорой консольной части камеры горения и свободно перемещаются по кожуху. Как показали эксперименты, потери тепла в окружающую среду для этих топков очень малы. Топка может работать под давлением и при разрежении. Тепловое напряжение объема камеры достигает 1,5 млн. ккал/(м<sup>3</sup>·ч) и зависит от температуры в камере горения и от давления.

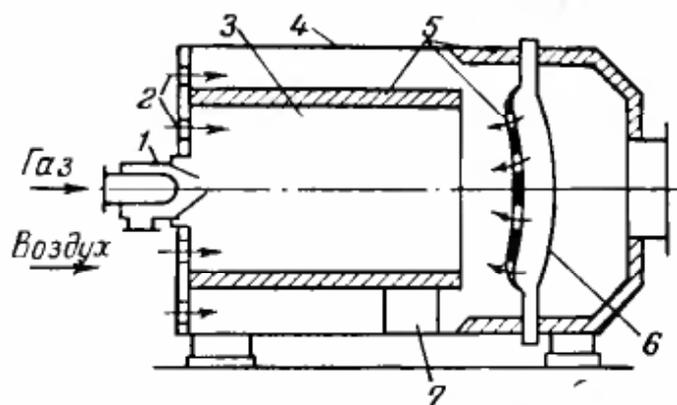


Рис. VIII-10. Газовая топка с экраном:  
1 — горелка; 2 — жалюзи; 3 — камера горения; 4 — корпус; 5 — жаропрочный бетон; 6 — экран; 7 — опоры.

Для получения теплоносителя, имеющего температуру 300—350° С, можно рекомендовать газовую топку, показанную на рис. VIII-10. Ее отличием является то, что на выходе газов из камеры горения установлен экран оригинальной конструкции, защищающий от прямой тепловой радиации крыльчатку дымохода, установленного непосредственно у топки. Благодаря наличию экрана обеспечивается также хорошее перемешивание топочных газов с воздухом, поступающим на смешение и на охлаждение камеры горения.

Экран представляет собой полую металлическую чашу, в передней стенке которой имеются отверстия. Чаша футерована тонким слоем жаропрочного бетона, в футеровке сделаны сквозные отверстия для сообщения с внутренней плоскостью экрана. Он крепится на трех или четырех трубах так, чтобы по ним свободно проходил наружный воздух внутрь экрана. Поскольку топка работает при разрежении, по трубам и через экран в нее непрерывно подсасывается из окружающей среды воздух, надежно охлаждающий экран. Подсос холодного воздуха в камеру горения и в кольцевой охлаждающий зазор регулируется поворотными жалюзи, установленными по окружности на фронтальной стенке топки.

На рис. VIII-11 приведена схема газовой топки теплопроизводительностью  $(10—20) \cdot 10^3$  ккал/ч, работающей под избыточным давлением до 1000 мм вод. ст. Давление воздуха перед топкой 1100 мм вод. ст., давление газа 3000 мм вод. ст. Горелка снабжена запальником внутреннего смешения. Изнутри камера горения футерована жаропрочным бетоном, снаружи охлаждается воздухом. Смотровое стекло также охлаждается подводимым под него холодным воздухом. Тепловое напряжение объема топки  $Q/V = 1,5—2,0$  млн. ккал/(м<sup>3</sup>·ч).

Горелки. Для сжигания газа применяют горелки разных типов, различающиеся как по принципу работы, так и по конструктивному оформлению. По типу факела их подразделяют на факель-

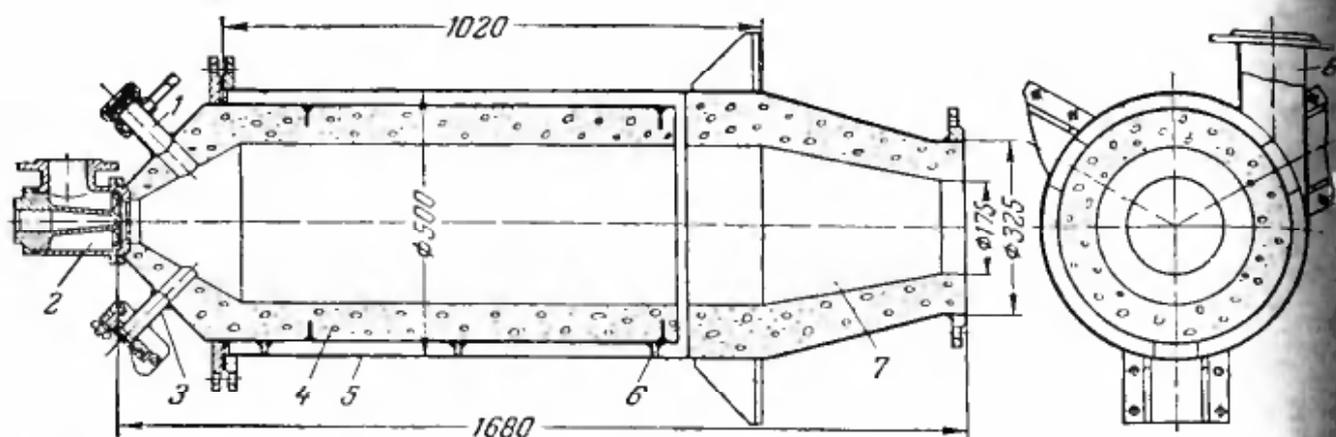


Рис. VIII-11. Топка для сжигания газа, работающая под давлением до 1000 мм вод. ст.:

1 — «гляделка»; 2 — горелка; 3 — люк для зажигания; 4 — жаропрочный бетон; 5 — кожух топки; 6 — упоры камеры сгорания; 7 — камера сгорания; 8 — патрубок ввода вторичного воздуха.

ные и беспламенные. За последние годы высокую оценку в промышленности получили короткофакельные беспламенные горелки, в которых происходит предварительное перемешивание газа и воздуха; внедряется также сжигание смеси в небольших керамических каналах. Тепловое напряжение 1 м<sup>3</sup> канала достигает десятков миллионов ккал/(м<sup>3</sup>·ч).

На рис. VIII-12 показана инжекционная многосопловая горелка для сжигания природного газа. Ее техническая характеристика приведена в табл. VIII-1.

На рис. VIII-13 приведена схема газовой горелки смешения, работающей при низком давлении. Газ по центральной трубе 1 поступает в камеру смешения 3 через сменный распределительный колпачок 2, на котором имеются тоже сменные сопла. Путем изменения количества сопел и их диаметра регулируется про-

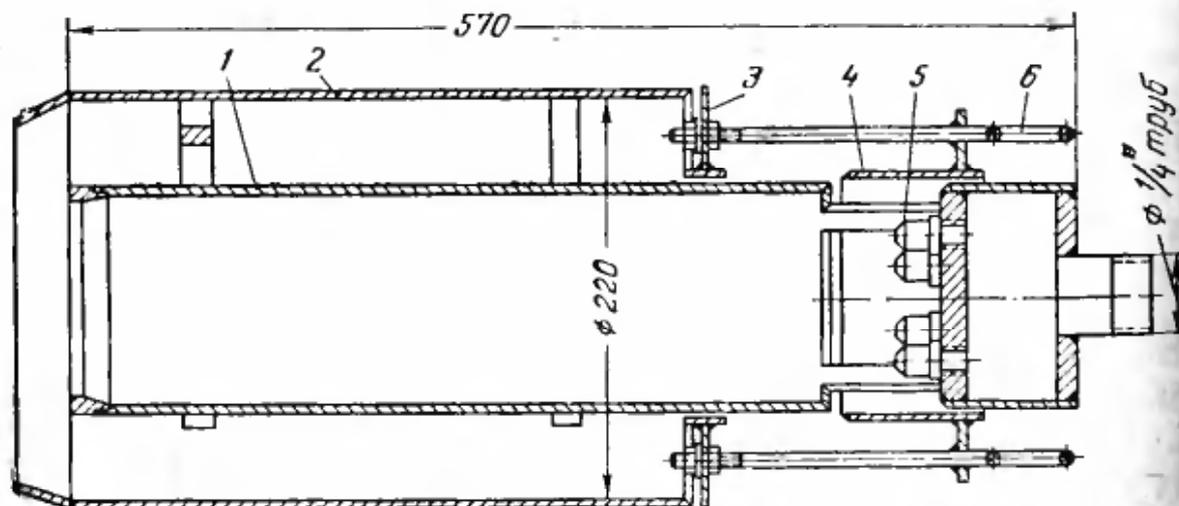


Рис. VIII-12. Инжекционная многосопловая горелка для сжигания природного газа:

1 — инжектор; 2 — корпус; 3 — заслонка для вторичного воздуха; 4 — заслонка для первичного воздуха; 5 — сопла диаметром 5 мм; 6 — тяга заслонки.

## Техническая характеристика многосопловых газовых горелок

Давление газа перед соплами мм вод. ст.	Расход газа м <sup>3</sup> /ч	Скорость, м/сек			Коэффициент регулирования производительности
		истечения газа из сопел	истечения газо-воздушной смеси при $d=0,78$	движения газо-воздушной смеси при $d=0,7$	
	При $d_n : D_c = 109 : 12,2 = 9,75$		При $d_c : d_n = 109 : 119 = 0,92$		
5000	123	292	28,0	23,6	1,0
4000	114	270	26,0	21,9	1,08
3000	100	238	22,8	19,2	1,23
2000	89,5	212	20,4	17,2	1,37
1000	62,5	148	14,3	12,0	1,96
500	47,2	112	10,7	9,0	2,62
250	31,7	75	7,2	6,1	3,90

Обозначения:  $d_n$  — диаметр инжектора;  $D_c$  — общий диаметр сопел;  $d$  — диаметр сопла;  $d_c$  — диаметр выходного отверстия инжектора.

изводительность горелки. Воздух подается через патрубок 4 и далее через завихритель 5, снабженный двенадцатью лопатками, направляется в камеру смешения 3.

На рис. VIII-14 показана другая конструкция горелки низкого давления. Газ подается в нее по центральной трубке 1 и, пройдя завихритель 2, смешивается с воздухом вне горелки. Воздух по патрубку 5 поступает в корпус горелки и далее через распределительную решетку 3 с соплами в виде отдельных струй направляется на смешение с газом. Расход воздуха регулируется заслонкой 4.

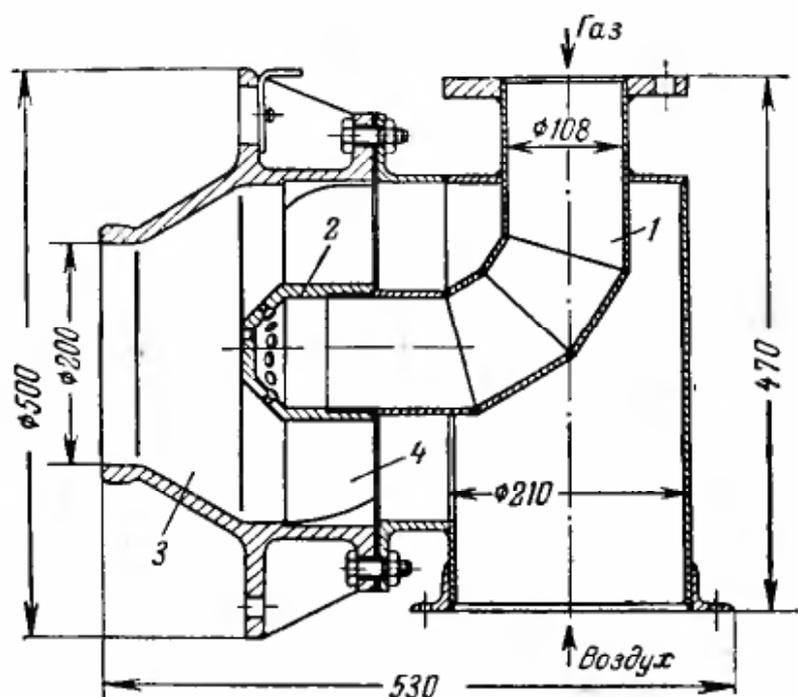


Рис. VIII-13. Газовая горелка низкого давления:

- 1 — труба для подачи газа;  
2 — наконечник с соплами;  
3 — камера смешения; 4 — «заслонка»;  
5 — завихритель.

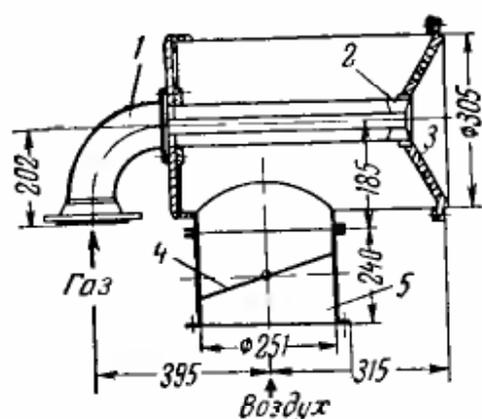


Рис. VIII-14. Газовая горелка смешения:

1 — труба; 2 — завихритель;  
3 — решетка; 4 — заслонка;  
5 — патрубок.

ное давление 3000 мм вод. ст., расход воздуха составляет 680 м<sup>3</sup>/ч.

На рис. VIII-16 представлен запальник горелки с внутренней трубкой и втулками из фарфора.

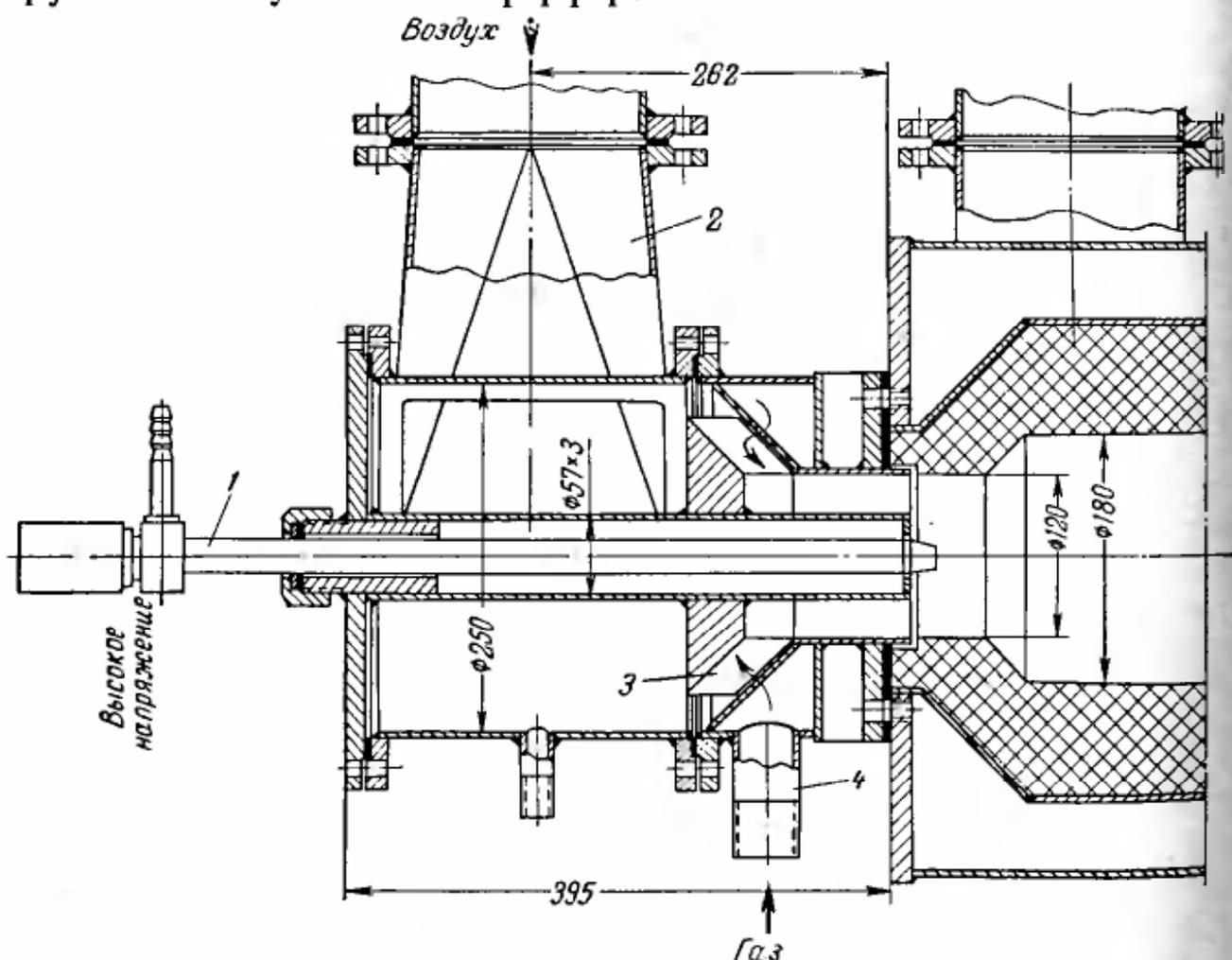


Рис. VIII-15. Газовая горелка (давление газа до 1500 мм вод. ст., расход 40—80 м<sup>3</sup>/ч):

1 — запальник; 2 — труба для подачи воздуха; 3 — завихритель; 4 — патрубок для ввода газа.

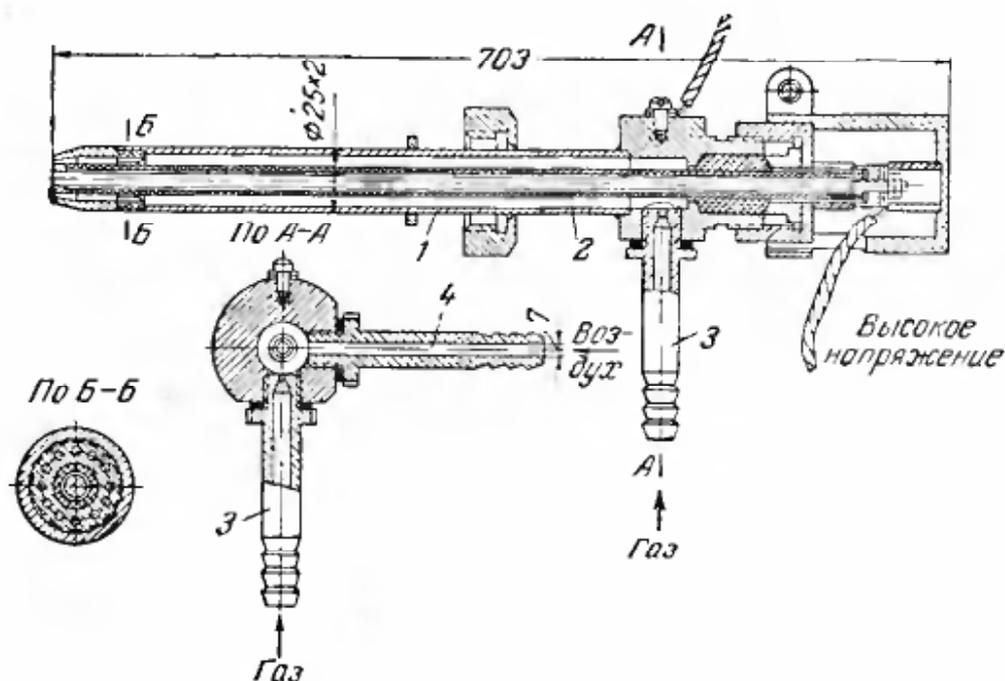


Рис. VIII-16. Запальник (давление газа 2000 мм вод. ст., расход 0,3 м<sup>3</sup>/ч, расход воздуха 3—5 м<sup>3</sup>/ч):

1 — металлический корпус; 2 — фарфоровая трубка; 3 — патрубки для ввода газа; 4 — патрубок для ввода воздуха.

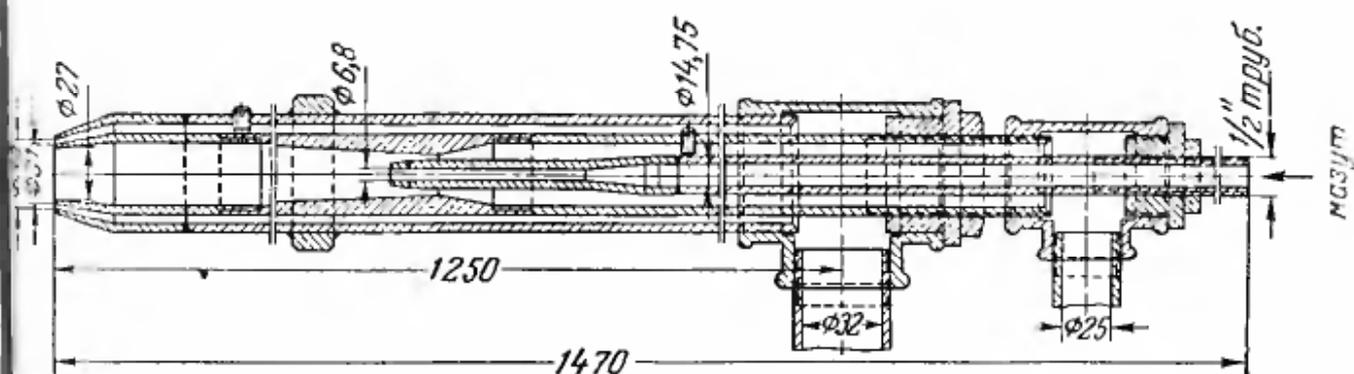


Рис. VIII-17. Пневматическая форсунка для распыления мазута.

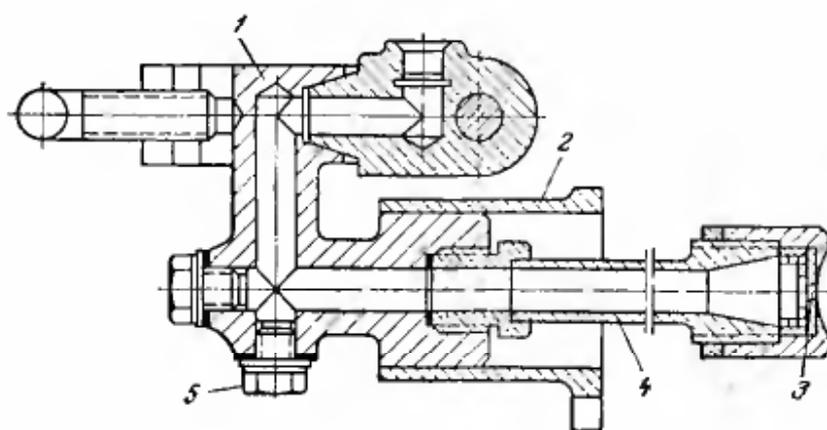


Рис. VIII-18. Узел крепления мазутной форсунки ЦККБ:

1 — корпус; 2 — оправа; 3 — завихритель; 4 — трубка; 5 — пробка.

Характеристика запальника: расход газа  $0,3 \text{ м}^3/\text{ч}$ , расход воздуха  $4 \text{ м}^3/\text{ч}$ , избыточное давление  $3000 \text{ мм вод. ст.}$

На рис. VIII-17 показана двухступенчатая мазутная пневматическая форсунка, работающая на сжатом воздухе под давлением до  $6 \text{ ат}$ . Производительность форсунки в зависимости от давления мазута изменяется в пределах  $360\text{—}680 \text{ кг/ч}$ .

На рис. VIII-18 показана механическая форсунка для распыливания мазута; давление мазута  $14\text{—}35 \text{ ат}$ , температура  $90\text{—}105^\circ \text{ С}$ . В зависимости от давления, размеров завихрителя и диаметра выходного отверстия производительность форсунки изменяется от  $80$  до  $2500 \text{ кг/ч}$ .

### УСТРОЙСТВА ДЛЯ ВЫДЕЛЕНИЯ СУХОГО ПРОДУКТА ИЗ ПОТОКА ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

В зависимости от физико-химических свойств сухого продукта, его дисперсности, а также от скорости сушильного агента и аэродинамической обстановки в камере унос частиц может достигать  $30 \text{ г}$  на  $1 \text{ м}^3$  теплоносителя. Целесообразность улавливания уносимых частиц чаще всего определяется необходимостью уменьшения потерь продукта и предотвращения загрязнений атмосферы. При использовании топочных газов, получаемых сжиганием твердого топлива, унос частиц несгоревшего топлива и летучей золы также может составлять значительную величину.

Эффективность очистки теплоносителя в первом приближении может быть определена по формуле

$$\eta_0 = \frac{c_1 - c_2}{c_1} \cdot 100 \quad (\text{VIII-1})$$

где  $c_1$  и  $c_2$  — концентрация частиц в потоке соответственно до и после очистки,  $\text{мг/м}^3$ .

При улавливании полидисперсных частиц определение  $\eta_0$  недостаточно для оценки эффективности очистки. Практическая ценность улавливающего устройства, в котором задерживается  $70\%$  мелких частиц, может быть выше эффективности устройства, в котором улавливается  $95\%$  крупных частиц.

При установке двух пылеуловителей, обеспечивающих степени очистки  $\eta_1$  и  $\eta_2$ , общая степень очистки составит:

$$\eta_0 = \eta_1 + \eta_2 - \eta_1 \eta_2 \quad (\text{VIII-2})$$

Существующие методы выделения твердых частиц и капель из газового потока можно подразделить на следующие группы

- 1) механическая, или сухая, очистка, при которой частицы осаждаются под действием силы тяжести или центробежных сил;
- 2) мокрая очистка, заключающаяся в пропускании газа через слой жидкости или в орошении его жидкостью;

3) фильтрация газов через пористые материалы, не пропускающие содержащихся в газе твердых частиц;

4) электрическая очистка путем осаждения взвешенных в газе частиц в электрическом поле высокого напряжения;

5) ультразвуковая очистка, сопровождающаяся коагуляцией и осаждением частиц.

Рассмотрим схемы и основные расчетные соотношения, позволяющие применять на практике перечисленные методы очистки.

### **Центробежные пылеотделители (циклоны)**

Интенсивное и эффективное осаждение твердых частиц, взвешенных в газе, осуществляется в центробежных аппаратах — циклонах. Действие центробежной силы, развиваемой газовым потоком, позволяет удалить из него частицы диаметром до 5 мк. Сущность центробежного метода отделения частиц заключается в создании потока, движущегося со значительными скоростями и изменяющего направление движения. Частицы, обладающие значительной инерцией, не успевают за изменениями направлений потока и, продолжая перемещаться в первоначальном направлении, оседают на стенках циклона. Поток газа, содержащего взвешенные частицы, вводится по касательной в цилиндрическую часть аппарата и движется вдоль его стенок по спиралям, а затем выходит вверх по центральной трубе. Частицы, оседающие на внутренней стенке циклона, падают в его суженную конусообразную часть, откуда могут быть удалены.

Для улавливания уносимых газом частиц наибольшее распространение в сушильных установках получили центробежные циклоны, отличающиеся простотой и дешевизной. Степень очистки газов в циклонах составляет 70—90%. Обычно циклон представляет собой цилиндр, в нижней части переходящий в конус с углом наклона образующей не менее 60°. Нельзя в конце циклона допускать скопления пыли, так как это ведет к ухудшению работы аппарата. Очищенные газы отводятся из циклона по центральной трубе. Неплотности на любом участке пылеуловительной системы резко ухудшают степень очистки газа. При подсосе воздуха в систему возникает его движение навстречу осыпающейся пыли, часть которой при этом уносится центральным вихрем в выхлопную трубу. Подсос воздуха в размере 10—15% от количества очищаемого газа может свести на нет эффективность работы очистного аппарата.

Скорость движения газов во входном патрубке циклона обычно составляет 10—20 м/сек, в выходной трубе — 3—8 м/сек.

Газоходы от сушилок до циклонов могут забиваться пылевидным продуктом, поэтому их необходимо монтировать с минимальным количеством поворотов и снабжать специальными люками для чистки. В некоторых случаях для предотвращения быстрого

зарастания стенок циклона улавливаемым материалом аппараты снабжают водяной рубашкой. При этом температура воды (и соответственно стенок) должна быть на несколько градусов выше точки росы. При сушке динатрийфосфата обычные газоходы приходилось чистить раз в смену, а газоходы, охлаждаемые водой, раз в 2—3 суток. Иногда на участках газоходов, не имеющих рубашки, устанавливают вибраторы, которые автоматически включаются на 60—90 сек через каждые 5—10 мин.

Степень очистки газа от пыли в циклонах зависит от свойств пылевидных частиц и газа, от скорости движения запыленного газового потока, а также от размеров и конструктивных особенностей циклонных аппаратов. Дисперсный состав пыли и ее плотность в значительной степени определяют эффективность работы циклонов. Чем крупнее и тяжелее частицы, тем полнее они улавливаются в циклонах. Большое влияние на эффективность работы циклона оказывает также скорость, с которой газовый поток поступает через входной патрубок в аппарат. Для циклона каждой конструкции существует оптимальная скорость, при которой достигается наилучшая очистка газа. Величина этой скорости находится в пределах 20—25 м/сек.

Гидравлическое сопротивление циклона определяется по уравнению:

$$\Delta p_{\text{ц}} = \xi \frac{\gamma_{\text{г}}' u_{\text{у}}^2}{2g} \quad (\text{VIII-3})$$

- где  $\xi$  — коэффициент гидравлического сопротивления, отнесенный к условной скорости газа;  
 $\Delta p_{\text{ц}}$  — гидравлическое сопротивление циклона, мм вод. ст.;  
 $\gamma_{\text{г}}'$  — удельный вес газа, кгс/м<sup>3</sup>;  
 $u_{\text{у}}$  — условная скорость газа в цилиндрическом сечении циклона, м/сек;  
 $g$  — ускорение силы тяжести, м/сек<sup>2</sup>.

Условная скорость газа в сечении циклона равна:

$$u_{\text{у}} = \frac{4V}{\pi D_{\text{ц}}^2} \quad (\text{VIII-4})$$

- где  $V$  — расход газа, м<sup>3</sup>/сек;  
 $D_{\text{ц}}$  — диаметр циклона, м.

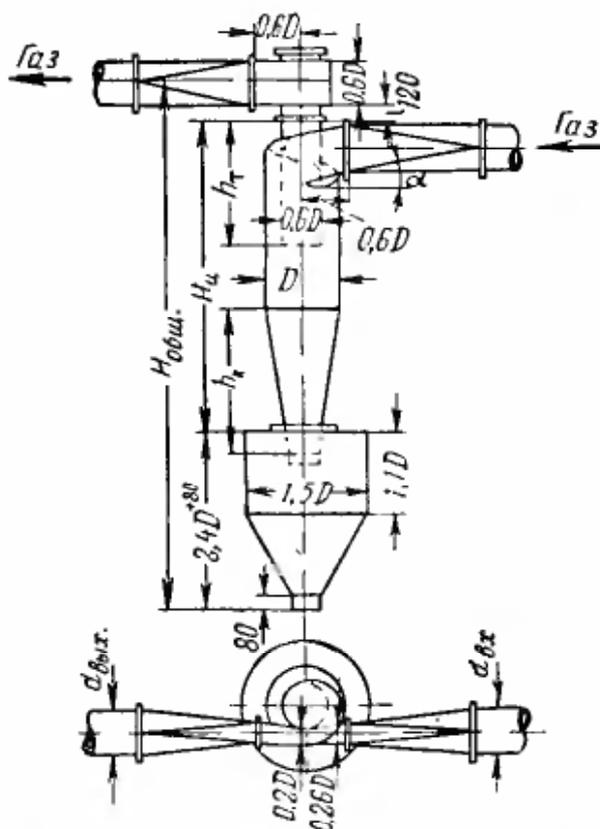
Значения коэффициентов гидравлического сопротивления  $\xi$  по опытным данным НИИОГАЗ приведены ниже:

Тип циклона	ЦН-15	ЦН-15у	ЦН-24	ЦН-11
$\xi$ . . . . .	105	110	60	180

Исходя из технико-экономических соображений и условий надежной работы, диаметр циклона следует выбрать таким, чтобы отношение гидравлического сопротивления к удельному весу газа  $\Delta p_{\text{ц}}/\gamma_{\text{г}}$  находилось в пределах 55—75. Степень очистки газа в циклонах системы НИИОГАЗ для указанных пределов отношения  $\Delta p_{\text{ц}}/\gamma_{\text{г}}$  равна 80—90%.

рис. VIII-19. Схема циклона системы НИИОГАЗ. Габариты циклонов различных типов:

Размеры, мм	Тип циклона			
	ЦН-15	ЦН-15у	ЦН-24	ЦН-11
$\alpha$ , град . . . . .	15	15	24	11
$d$ . . . . .	$0,66D$	$0,66D$	$1,11D$	$0,48D$
$h_T$ . . . . .	$1,74D$	$1,5D$	$2,11D$	$1,56D$
$h_K$ . . . . .	$2D$	$1,5D$	$1,75D$	$2D$
$H_{ц}$ . . . . .	$4,3D$	$3,1D$	$4D$	$4,1D$
	$7D$	$5,8D$	$6,7D$	$6,8D$
$H_{общ}$ . . . . .	+200	+200	+200	+200



Принимая, согласно этому соотношению, определенное значение гидравлического сопротивления  $\xi$  циклона, можно рассчитать его диаметр по формуле:

$$D_{ц} = 0,536 \sqrt[4]{\frac{V^2 \gamma_r' \xi}{\Delta p_{ц}}} \quad (\text{VIII-5})$$

Зная диаметр циклона, остальные размеры его определяют по нормальям НИИОГАЗ. Соотношение основных размеров циклона в долях диаметра приведено на рис. VIII-19.

При необходимости обеспечения большой производительности пылеулавливающих систем иногда вместо нескольких отдельных циклонов устанавливают батарейные циклоны. Батарейные циклоны малых диаметров (150—250 мм) обычно называются мультициклонами. Вращение газа в них достигается при помощи специального приспособления, помещенного между стенкой цилиндра и выхлопной трубкой. Такое приспособление состоит из розеток с лопатками, расположенными под углом 20—30° к оси цилиндра, или из винтообразных лопастей.

На рис. VIII-20 показан батарейный циклон конструкции НИИОГАЗ, состоящий из группы обычных центробежных циклонов. Принцип работы батареи ясен из рисунка.

При выборе батарейных циклонов необходимо учитывать, что степень очистки в них газа меньше, чем в одиночном циклоне таких же размеров. Это объясняется тем, что в спускном бункере возможно перетекание газа из одного циклона в другой. Гидравлическое сопротивление батареи циклонов на 10% больше, чем отдельного циклона.

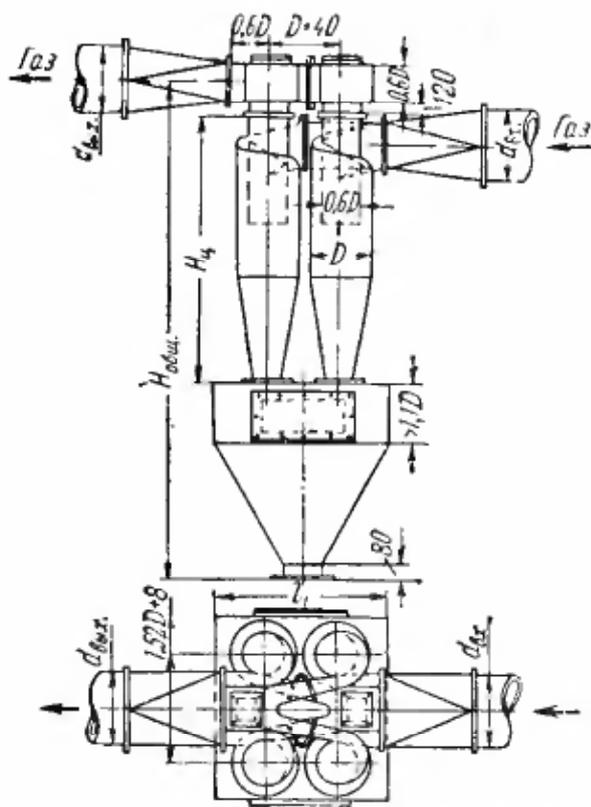
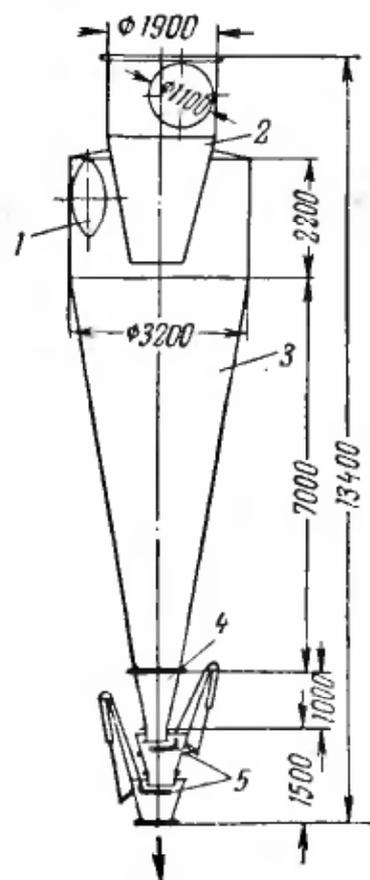


Рис. VIII-20. Батарейный циклон системы НИИОГАЗ (см. подпись к рис. VIII-19).

На рис. VIII-21 показана схема циклона диаметром 3,2 м (фирма Ниро-Атомайзер, Дания). Производительность такого циклона по воздуху при 125° С составляет 36 000 кг/ч, при этом его гидравлическое сопротивление равно



~120 мм вод. ст.; к. п. д. циклона находится в пределах 80—90%, в зависимости от дисперсности и других физических свойств пыли. Отличительная особенность циклона — наличие конусной части выхлопной трубы 2 и резиновая нижняя часть циклона, выполненная на металлическом проволочном каркасе, что позволяет путем его отжима легко ликвидировать зависание пыли в выходном патрубке и на стенках конуса. В качестве затворов служат спаренные «мигалки», приводимые в движение сжатым воздухом.

Рис. VIII-21. Циклон фирмы «Ниро-Атомайзер» (производительность 36 000 кг/ч, сопротивление 120 мм вод. ст.):

1 — патрубок для ввода газа; 2 — труба для вывода газа; 3 — циклон; 4 — наконечник из армированной резины; 5 — клапаны-затворы с пневмоприводом.

Вначале открывается верхняя заслонка, а нижняя закрыта. После паузы, в течение которой обе заслонки закрыты, открывается нижняя заслонка при закрытой верхней. Частота открывания заслонок регулируется в зависимости от количества выгружаемой пыли.

При сушке двойного суперфосфата степень улавливания пыли в таком циклоне за барабанной сушилкой при концентрации пыли 7—9 г/м<sup>3</sup> составляла 86—90% ( $\Delta p = 40\text{—}50$  мм вод. ст.); за распылительной сушилкой при концентрации пыли 2—2,5 г/м<sup>3</sup> степень ее улавливания 60—70% ( $\Delta p = 60$  мм вод. ст.).

## Мокрые пылеуловители

Мокрые очистку газов применяют, когда допустимо увлажнение и охлаждение очищаемого газа. Газ приводится в непосредственный контакт с жидкостью, которую диспергируют на пути газового потока или распределяют в виде тонкой стекающей пленки. Иногда используется также принцип действия инерционных сил. Так, при ударе газового потока о стенки, смоченные жидкостью, она поглощает взвешенные в газе частицы. Охлаждение газа ниже температуры конденсации содержащихся в нем паров способствует также удалению из газа мельчайших твердых частиц, в данном случае играющих роль центров конденсации.

Аппараты для мокрого улавливания твердых частиц из потока газа можно подразделить на механические газопромыватели (дезинтеграторы), скрубберы и пенные аппараты.

Дезинтеграторы характеризуются высокой производительностью до  $(50\text{—}60) \cdot 10^3$  м<sup>3</sup>/ч газа, сравнительно небольшой энергоемкостью (5—6 квт·ч на очистку 1000 м<sup>3</sup> газа), высокой эффективностью улавливания пыли. При начальном содержании в газе 2 г/м<sup>3</sup> частиц их конечное содержание может быть снижено в дезинтеграторе до 0,05—0,02 г/м<sup>3</sup>. Однако необходимость понижения температуры газа (не выше 60° С), а также большая конструктивная и эксплуатационная сложность дезинтеграторов делают нецелесообразным их применение в сушильных установках.

В некоторых случаях для более полного улавливания пыли после циклонов устанавливают различного типа камеры, в которых создается завеса распыленной жидкости. Такие пылеотделители принято называть **мокрыми скрубберами**. Для улавливания пыли (если это возможно) при высушивании жидких веществ наиболее рационально использовать рабочий высушиваемый раствор, который из скруббера поступает непосредственно в распылительную сушилку. Во всех остальных случаях для улавливания пыли применяют воду, которую подвергают многократной рециркуляции для получения нужной концентрации улавливаемых веществ в растворе путем поглощения ими пыли и создания

больших плотностей орошения. Концентрированный раствор из скруббера подается на сушку.

Иногда в процессе сушки из сухого материала частично выделяются ценные вещества (например, аммиак, фтор и т. д.), в этих случаях скруббер используется как абсорбционное устройство. Так, для улавливания аммиака, выделяющегося при сушке аммофоса, скруббер орошают слабой фосфорной кислотой, поступающей далее на сатурацию, в результате которой получается исходная аммофосная пульпа.

Использование мокрых скрубберов в сушильных установках имеет большое значение, так как они являются не только пылеуловителями, но и позволяют использовать тепло отработанных газов (сушильных агентов), например для подогрева и предварительного концентрирования высушиваемого раствора, что значительно улучшает технико-экономические показатели работы сушилок. Кроме того, сушку термостойких материалов с применением скрубберов можно интенсифицировать за счет повышения температуры отходящих газов без уменьшения общего к. п. д. сушильной установки. Мокрые скрубберы отличаются большой эффективностью при улавливании мельчайших частиц пыли. Степень очистки в них газов достигает 90—98% и более, в зависимости от физических свойств твердых частиц и распыливаемой жидкости. Степень улавливания пыли в скрубберах увеличивается с повышением температуры орошающей жидкости. Ее рециркуляция в системе мокрого скруббера позволяет повысить температуру жидкости без специального подогрева.

В настоящее время применяются мокрые скрубберы различных конструкций. По принципу действия их можно разделить на скрубберы с насадкой, инерционные мокрые пылеуловители и полые скрубберы, в которых жидкость распыливается форсунками. Скруббер с насадкой состоит из вертикального (обычно цилиндрического) корпуса, внутри которого на расстоянии 1,5 м от нижнего днища помещена колосниковая решетка; на нее опирается насадка. Благодаря большой поверхности соприкосновения пленки жидкости с газом в скрубберах с насадкой достигается очень высокая степень очистки газов от пыли. Однако такие аппараты используются редко из-за быстрой забивки насадки пылью, особенно при улавливании нерастворимых частиц. Кроме того, насадочные скрубберы отличаются сравнительно большими габаритами и довольно высоким гидравлическим сопротивлением.

Применительно к сушилкам заслуживают внимание центробежные скрубберы конструкции ВТИ. Такой скруббер состоит из вертикального цилиндра, заканчивающегося внизу конической воронкой (рис. VIII-22). На некоторой высоте от днища в стенке цилиндра имеется прямоугольное отверстие, к краям которого тангенциально приварен горизонтальный патрубок. В верхней

части стенки цилиндров орошаются жидкостью, стекающей по цилиндру в виде пленки.

Газы поступают в цилиндр через тангенциальный патрубок и, совершая вращательное движение, поднимаются по винтовой линии, а затем удаляются из верхней части цилиндра. Содержащиеся в газах частицы под действием центробежной силы движутся в радиальном направлении, достигают водяной пленки, смачиваются ею и смываются через воронку и водяной затвор. Удельный расход жидкости составляет  $0,2 \text{ л/м}^3$  газа при диаметре скруббера  $1 \text{ м}$ ; с увеличением диаметра расход жидкости уменьшается. Степень очистки газа зависит от многих факторов, в том числе и от диаметра скруббера, для скрубберов диаметром  $1 \text{ м}$  и менее она составляет  $87\text{—}91\%$ .

Диаметр скруббера обычно принимают не более  $1,2\text{—}1,3 \text{ м}$  и рассчитывают, исходя из заданного количества очищаемых газов и выбирая их скорость в цилиндре не выше  $6 \text{ м/сек}$ , а во входном патрубке  $20\text{—}23 \text{ м/сек}$ .

Гидравлическое сопротивление скруббера определяют по формуле:

$$\Delta p_c = \frac{\xi \gamma_g u_g^2}{2g \left(1 + \frac{t_1}{273}\right)} \text{ мм вод. ст.} \quad (\text{VIII-6})$$

где  $\xi$  — коэффициент гидравлического сопротивления;

$\gamma_g$  — удельный вес газов при  $0^\circ \text{ С}$ ,  $\text{кгс/м}^3$ ;

$u_g$  — скорость газов, отнесенная к полному сечению скруббера,  $\text{м/сек}$ ;

$g$  — ускорение силы тяжести,  $\text{м/сек}^2$ ;

$t_1$  — температура поступающих газов,  $^\circ \text{ С}$ .

Для образования равномерной пленки жидкости на внутренней поверхности скруббера устанавливают шесть сопел. Скорость истечения жидкости из них  $u_{ж}$  принимается в пределах  $3,5\text{—}4 \text{ м/сек}$ .

При истечении из сопел воды необходимый напор  $P$  перед ними можно определить по формуле:

$$P = \frac{1,1 u_{ж}^2}{20g} \quad (\text{VIII-7})$$

Полный расход воды рассчитывают по максимальному расходу газов, исходя из удельного расхода жидкости  $0,2 \text{ л/м}^3$  газа. Тем-

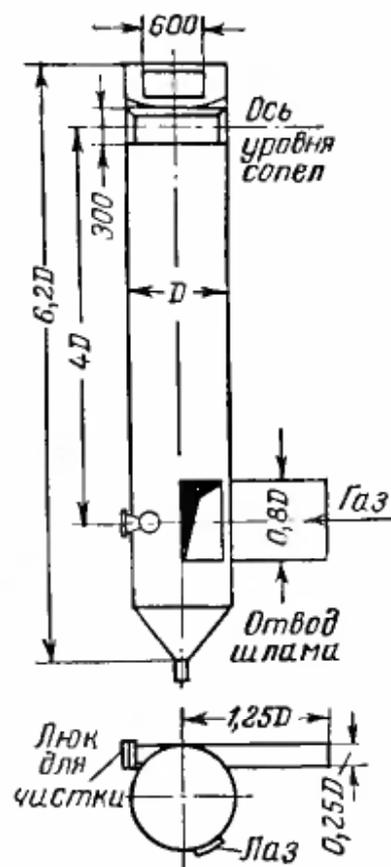


Рис. VIII-22. Центробежный скруббер ВТИ.

пература газов  $t_2$ , выходящих из скруббера, может быть ориентировочно подсчитана по формуле:

$$t_2 = 0,6t_1 + 0,4t_m$$

где  $t_m$  — температура мокрого термометра, °С.

Основные размеры скруббера в долях от его диаметра показаны на рис. VIII-22.

Центробежный скруббер ВТИ отличается малыми габаритами и обеспечивает хорошую очистку газов при небольшом расходе жидкости. Однако его гидравлическое сопротивление довольно значительно (до 50 мм вод. ст.). Такие скрубберы непригодны для использования тепла газов. Кроме того, при орошении скруббера для очистки газов высушиваемыми вязкими и концентрированными растворами возможно неполное смачивание внутренней поверхности аппарата или высыхание растворов на стенках.

В качестве аппаратов второй ступени очистки отработанных газов наибольшее распространение получили полые мокрые скрубберы, в которых жидкость распыливается с помощью механических форсунок грубого распыла. Схема такого скруббера приведена на рис. VIII-23.

Полый скруббер выполняется в виде вертикального цилиндра с коническим днищем. Запыленные газы вводятся тангенциально через одно окно или радиально подаются равномерно по окружности. Окна расположены по окружности внизу цилиндрической части скруббера.

Выйдя из распределительных окон, газы поднимаются вверх и, соприкасаясь с распыленной жидкостью, очищаются и отводятся в атмосферу. Жидкость распыливается механическими форсунками грубого распыла, расположенными по окружности под определенным углом к горизонтальной плоскости на расстоянии 1,5—2 м от верха скруббера. Такое размещение форсунок позволяет создать зону сепарации, необходимую для выделения капель из потока газов. Иногда форсунки располагают по высоте скруббера в один или несколько ярусов, при этом факелы распыла направлены сверху вниз. Жидкость собирается в коническом днище. Для предотвращения попадания жидкости в распределительный газовый канал над окнами по всей окружности делается козырек. В конусе скруббера имеется дополнительный сливной штуцер, чтобы жидкость не могла проникнуть в газоход в случае засорения сливной линии.

Мокрые скрубберы могут работать с рециркуляцией и без рециркуляции жидкости. В первом случае удастся получить большие

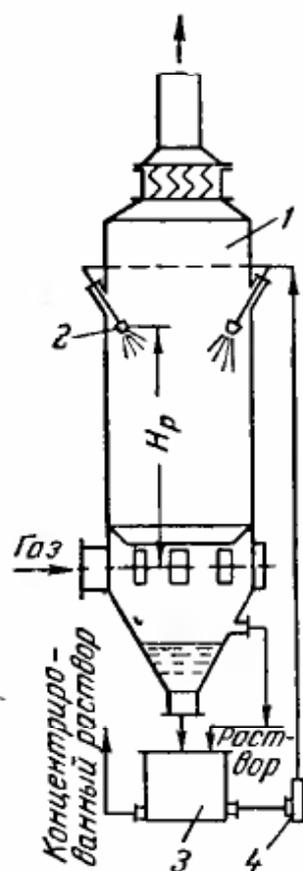


Рис. VIII-23. Полный мокрый скруббер:

1 — корпус; 2 — механические форсунки; 3 — бак; 4 — насос.



температура газов  $t_2$ , выходящих из скруббера, может быть ориентировочно подсчитана по формуле:

$$t_2 = 0,6t_1 + 0,4t_m$$

где  $t_m$  — температура мокрого термометра, °С.

Основные размеры скруббера в долях от его диаметра показаны на рис. VIII-22.

Центробежный скруббер ВТИ отличается малыми габаритами и обеспечивает хорошую очистку газов при небольшом расходе жидкости. Однако его гидравлическое сопротивление довольно значительно (до 50 мм вод. ст.). Такие скрубберы непригодны для использования тепла газов. Кроме того, при орошении скруббера для очистки газов высушиваемыми вязкими и концентрированными растворами возможно неполное смачивание внутренней поверхности аппарата или высыхание растворов на стенках.

В качестве аппаратов второй ступени очистки отработанных газов наибольшее распространение получили полые мокрые скрубберы, в которых жидкость распыливается с помощью механических форсунок грубого распыла. Схема такого скруббера приведена на рис. VIII-23.

Полый скруббер выполняется в виде вертикального цилиндра с коническим днищем. Запыленные газы вводятся тангенциально через одно окно или радиально подаются равномерно по окружности. Окна расположены по окружности внизу цилиндрической части скруббера.

Выйдя из распределительных окон, газы поднимаются вверх и, соприкасаясь с распыленной жидкостью, очищаются и отводятся в атмосферу. Жидкость распыливается механическими форсунками грубого распыла, расположенными по окружности под определенным углом к горизонтальной плоскости на расстоянии 1,5—2 м от верха скруббера. Такое размещение форсунок позволяет создать зону сепарации, необходимую для выделения капель из потока газов. Иногда форсунки располагают по высоте скруббера в один или несколько ярусов, при этом факелы распыла направлены сверху вниз. Жидкость собирается в коническом днище. Для предотвращения попадания жидкости в распределительный газовый канал над окнами по всей окружности делается козырек. В конусе скруббера имеется дополнительный сливной штуцер, чтобы жидкость не могла проникнуть в газоход в случае засорения сливной линии.

Мокрые скрубберы могут работать с рециркуляцией и без рециркуляции жидкости. В первом случае удается получить большие

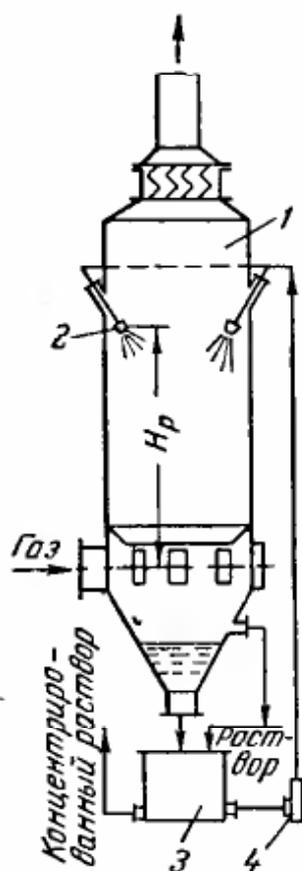


Рис. VIII-23. Полый мокрый скруббер:

1 — корпус; 2 — механические форсунки; 3 — бак; 4 — насос.

плотности орошения \*, что позволяет улучшить очистку газов и полнее использовать тепло отработанных газов.

Принцип рециркуляции заключается в том, что на распыление поступает часть жидкости из скруббера вместе с добавляемой из сборника свежей жидкостью. Количество возвращаемой жидкости, т. е. кратность рециркуляции, определяется расчетным путем в зависимости от требуемой плотности орошения, физических свойств раствора или жидкости и количества улавливаемого сухого продукта.

Распылительные сушилки обычно работают с малым насыщением отходящих газов влагой ( $\varphi = 10-30\%$ ). Для повышения термического к. п. д. сушилок и улучшения очистки газов от пыли разработана схема установки, в которой после циклона помещен полый скруббер, работающий с рециркуляцией исходного раствора при большой плотности орошения (рис. VIII-24, а). Очистка газов по этой схеме впервые была осуществлена на установке для сушки

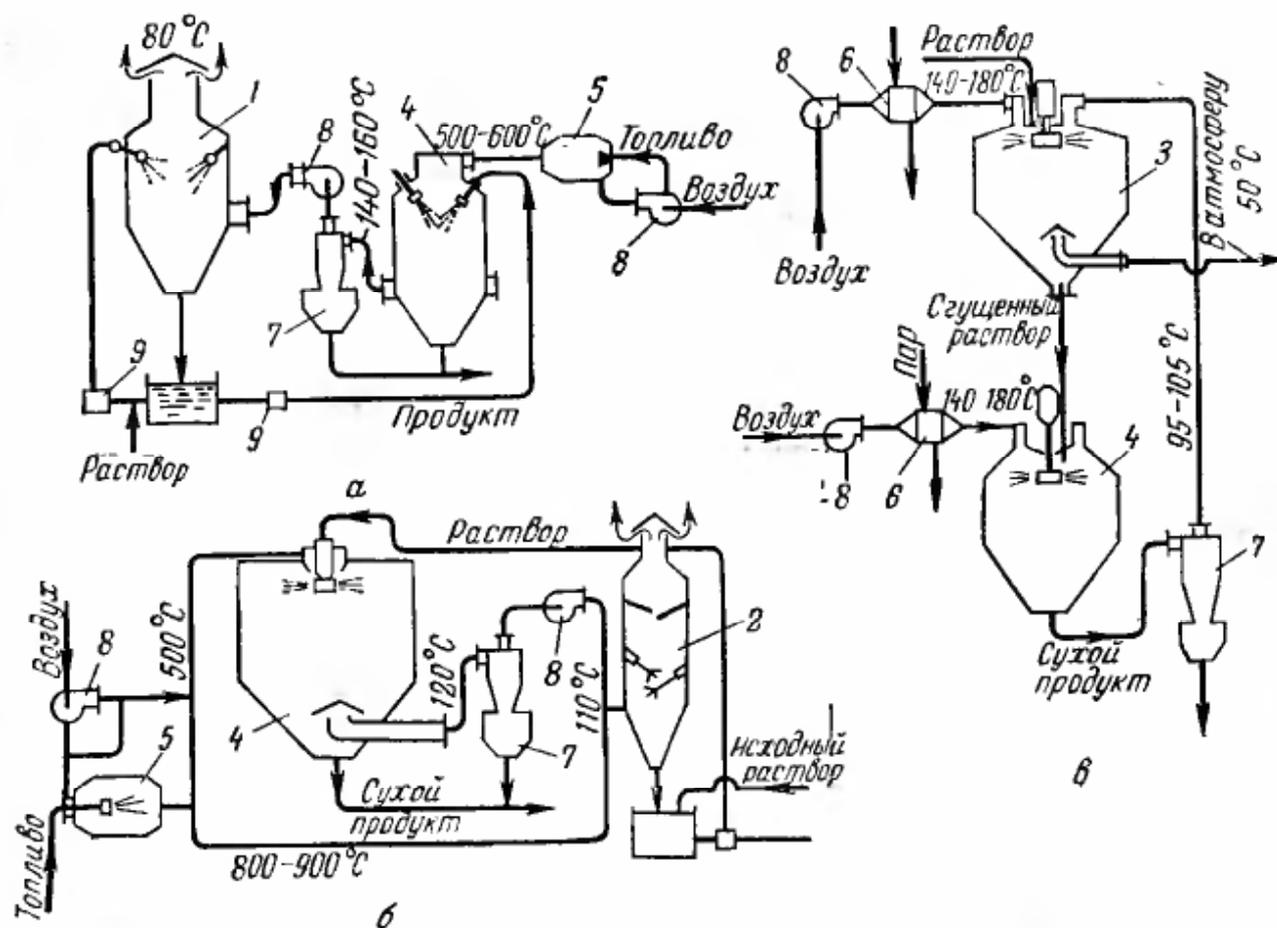


Рис. VIII-24. Схема сушки разбавленных растворов с предварительным их сгущением:

а — сушка растворов с предварительным сгущением за счет использования тепла отходящих газов; б — сушка разбавленных растворов с предварительной упаркой в мокром скруббере при высокой температуре; в — схема испарительно-сушильного агрегата для термочувствительных растворов; 1 — скруббер для улавливания пыли и использования тепла газов; 2 — скруббер для упарки раствора; 3 — испаритель; 4 — сушилка; 5 — топка; 6 — калорифер; 7 — циклон; 8 — вентилятор; 9 — насос.

\* Плотностью орошения называется количество жидкости (в кг или м<sup>3</sup>), распыливаемой за 1 ч на 1 м<sup>2</sup> поперечного сечения скруббера.

концентрированных щелоков [51]. Температура газов в скруббере снижалась с 140 до 80° С при насыщении до 80—90% и высокой степени улавливания пыли.

Используя способ скрубберного упаривания растворов, можно значительно интенсифицировать испарение влаги в основном аппарате и получать продукт с низкой влажностью при повышенных температурах газов, отходящих из сушилки, с последующим использованием их тепла для предварительного упаривания раствора.

На рис. VIII-24 представлены схемы обезвоживания разбавленных растворов с предварительным концентрированием (упаркой) их в скруббере, одновременно являющемся аппаратом второй ступени очистки газов после циклонов. Для интенсификации процесса упаривания часть газов подается в скруббер непосредственно из топки при высокой температуре (рис. VIII-24, б). В этом случае раствор не может перегреться, так как его температура примерно соответствует температуре мокрого термометра во входящих газах ( $t_m \simeq 90^\circ \text{C}$ ). В скруббере достигается значительная интенсивность испарения, равная 40—50 кг/(м<sup>3</sup>·ч) при температуре газов на входе 800° С и на выходе 75° С. При небольшом уносе пыли из сушилки центробежные циклоны можно не устанавливать. Это позволяет сократить расход электроэнергии и повысить надежность работы установки.

По обоим описанным способам (см. рис. VIII-24, а и б) распыление в скрубберах осуществляется механическими форсунками грубого распыла при давлении не выше 3 ат. Высокая интенсивность испарения достигается благодаря большой плотности орошения скруббера [2,5—3,5 т/(м<sup>2</sup>·ч)]. При работе скруббера по принципу противотока насыщение отходящих газов  $\phi$  составляет 90—95% при 75—80° С.

Для концентрирования разбавленных термолабильных растворов иногда даже предварительная вакуум-выпарка их непригодна. В таких случаях можно рекомендовать схему, предложенную Институтом технической теплофизики (ИТТФ) АН УССР для получения пенициллина [28]. Сущность этой схемы (рис. VIII-24, в) заключается в том, что во второй ступени очистки газов после сушилки используется испаритель, в котором центробежными дисками распыливается исходный раствор. В этот аппарат поступают запыленные газы из сушилки и свежие газы непосредственно из теплообменника или топки. В испарителе происходит не только очистка газов, но и интенсивное упаривание раствора, далее упаренный раствор подается в дисковую сушилку. Испаритель работает по принципу параллельного тока материала и газа без рециркуляции раствора.

В настоящее время получают распространение полые скоростные скрубберы. Их отличительная особенность состоит в том, что скорость газов в аппарате допускается лишь до 6—8 м/сек. По-

этому для улавливания уносимых газом капель после скруббера устанавливают циклон или другие аппараты. Скоростные скрубберы могут одновременно служить абсорберами для извлечения отдельных газовых компонентов из сушильного агента. Механические форсунки грубого распыла установлены в скруббере в несколько ярусов. Полые скоростные скрубберы можно рекомендовать в тех случаях, когда из сушилки выходит большое количество отработанных газов. Гидравлическое сопротивление таких скрубберов значительно больше, чем обычных полых скрубберов.

**Расчет скруббера.** Если в скруббере распыливается высушиваемый раствор, который далее поступает в сушилку, то скруббер должен работать так, чтобы в нем не происходило конденсации паров жидкости из отработанных газов. Если для улавливания пыли и использования тепла применяется вода, которая далее может быть использована на технологические нужды производства, то скрубберный процесс должен сопровождаться конденсацией паров воды из отработанного газа. Это позволяет полнее использовать тепло отработанного влажного газа после сушилки.

Диаметр скруббера  $D_{ск.}$  определяется из расчета скорости газов в верхней части его по формуле:

$$D_{ск.} = \sqrt{\frac{4Lv_0}{\pi w_r}} \quad (\text{VIII-8})$$

где  $L$  — количество газов, кг/сек;

$v_0$  — объем влажного газа, отнесенный к 1 кг сухого газа, м<sup>3</sup>/кг;

$w_r$  — скорость газов в скруббере, м/сек.

Скорость газов для полых скрубберов принимают такой, чтобы из аппарата не уносились капли раствора или жидкости. Унос жидкости быстро возрастает с увеличением скорости газов в скруббере. Например, по данным работы [49], существует следующая зависимость уноса жидкости от скорости газов при грубом распыле ( $p = 2,5-3,5 \text{ ат}$ ):

Скорость газов в скруббере, м/сек . . .	0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0
Унос жидкости из скруббера, % . . .	0,3	0,8	1,5	3,2	6,0	10,0

Из этих данных видно, что при грубом распыле скорость газов в скруббере может быть принята до 1 м/сек.

Для улавливания капель на выходе из скруббера иногда устанавливают каплеотбойники различной конструкции. В некоторых случаях для предотвращения уноса из скруббера мелких капель над форсунками устанавливают отбойники, помещают насадку из колец Рашига, жалюзийные или другие каплеуловители, которые, в свою очередь, также орошаются жидкостью или раствором. В скрубберах таких конструкций можно принимать большие скорости газов на выходе (1,5—1,7 м/сек). В скоростных скрубберах скорость газов  $w_r = 4-6 \text{ м/сек}$ .

Объем скруббера определяют по формуле II-76, предварительно рассчитав расход тепла на нагревание и испарение жидкости  $Q_{ск.}$  (в ккал/ч) и определив среднюю разность температур для противоточного движения жидкости и газа  $\Delta t_{ср.}$  (в град) по формуле (II-56) и объемный коэффициент теплообмена  $\alpha_v$  [в ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град)].

Количество тепла, которое может быть использовано для нагревания и испарения орошаемой жидкости или раствора, можно рассчитать по формуле:

$$Q_{ск.} = L (I_1 - I_2) - Q_5 \text{ ккал/ч} \quad (\text{VIII-9})$$

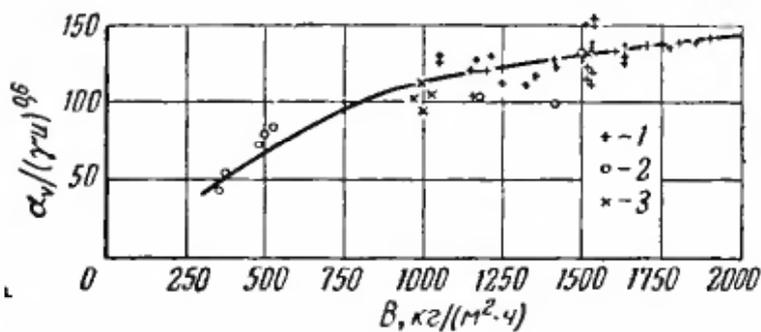


Рис. VIII-25. Зависимость объемного коэффициента теплообмена  $\alpha_V$  от плотности орошения  $B$  для различных материалов:

Материал	Размеры скруббера
Щелока [54] ( $w_2 = 50-60\%$ ) . . . . .	$D = 4,5 \text{ м}; \quad H = 12 \text{ м}$
Вода [54] . . . . .	$D = 4,5 \text{ »} \quad H = 12 \text{ »}$
Сульфитные щелока [65] . . . . .	— —

где  $I_1$  и  $I_2$  — энтальпия влажного газа при начальном влагосодержании его перед скруббером и соответственно при температуре газов до и после скруббера,  $\text{ккал/кг}$ .

Энтальпию  $I_1$ , количество газов  $L$  (в  $\text{кг/ч}$ ) и температуру их на входе в скруббер  $t_1$  определяют с учетом подсоса холодного воздуха в газовый тракт от сушилки в количестве от 5 до 15% в зависимости от протяженности тракта и типов пылеочистных аппаратов.

Температуру газов после скруббера находят по  $I-d$ -диаграмме действительного процесса, принимая относительную влажность газа равной 80—90%. Если процесс сопровождается конденсацией паров жидкости из газа, то в формулу (VIII-9) подставляют разность энтальпий влажного газа до и после скруббера.

Объемный коэффициент теплообмена зависит от дисперсности распыла, плотности орошения, скорости газов и т. д. На рис. VIII-25 показана зависимость комплекса  $\alpha_V / (\gamma u)^{0,6}$  от плотности орошения  $B$  по данным испытания промышленными скрубберными установками для концентрирования щелоков и растворов борной кислоты. Автор и А. А. Ясиновский вывели следующую эмпирическую формулу для определения  $\alpha_V$ :

$$\alpha_V = 8,9B^{0,366} (\gamma u_r)^{0,6} \text{ ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}) \quad (\text{VIII-10})$$

где  $(\gamma u_r)$  — скорость газов,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{сек})$ ;  
 $B$  — плотность орошения,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

Формула получена при изменении переменной величины  $B$  от 500 до 4000  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , давлении жидкости перед форсункой  $p = 3-7 \text{ ат}$ , скорости газов  $u_r = 0,3-1,5 \text{ м/сек}$ , диаметре камеры до 4 м и высоте до 20 м и при температуре газов 700—1000° С. Из формулы (VIII-10) видно, что, увеличивая плотность орошения за счет рециркуляции жидкости или раствора, можно значительно интенсифицировать процесс тепло- и массообмена. Однако следует заметить, что при распылении вязких растворов или концентрированных суспензий с увеличением кратности рециркуляции могут возникать затруднения в получении удовлетворительного и надежного распыления при помощи обычных механических форсунок грубого распыла.

Рабочая высота скруббера  $H_p$  определяется по его объему  $V_{ск}$ . (в  $\text{м}^3$ ) и диаметру  $D_{ск}$ . (в м):

$$H_p = \frac{4V_{ск}}{\pi D_{ск}^2} \text{ м} \quad (\text{VIII-11})$$

Под рабочей высотой скруббера понимается расстояние между местом ввода газов и верхним рядом форсунок. Высота цилиндрической части скруббера равна:

$$H = H_p + (1,5 - 2,5) \text{ м} \quad (\text{VIII-12})$$

Количество распыливаемой жидкости составляет:

$$G_p = BF_{\text{ск.}} \text{ кг/ч} \quad (\text{VIII-13})$$

где  $F_{\text{ск.}}$  — сечение скруббера,  $\text{м}^2$ .

Тогда кратность циркуляции  $n = G_p/G_1 \text{ кг/кг}$  (где  $G_1$  — количество исходной жидкости,  $\text{кг/ч}$ ).

Относительно новыми аппаратами для мокрого улавливания частиц пыли являются так называемые пенные газопромыватели. Ряд таких аппаратов успешно испытан в промышленности и освоен. Представляется целесообразным проверить их применение в системах сушки. В пенных аппаратах взаимодействующая с газом жидкость превращается в подвижную пену, что обеспечивает развитую поверхность контакта между жидкой и газовой фазами и высокую степень очистки газа (до 99%).

Во второй ступени очистки отработанных газов (после сушки) используют также высокоинтенсивные аппараты с распылителями Вентури. На рис. VIII-26 показан аппарат типа «Аэромикс» (фирма «Прат—Даниель», Франция), который обычно устанавливают за циклонами для улавливания пыли или абсорбции газов на нагнетательной линии дымососа.

Запыленные газы вентилятором 1 подаются в вертикальную трубу Вентури 2. В цилиндрическую часть, где создается разрежение, самотеком из бака 4 поступает жидкость, которая распыливается потоком газов. Распыленные частицы и газ далее проходят завихритель 6; при этом капли отбрасываются к стенкам сепаратора 7, а газы отводятся в атмосферу. Жидкость из сепаратора по вертикальной сливной трубке 5 возвращается в питательный бак 4. Кратность циркуляции жидкости можно регулировать в широких пределах. Скорость газов в узком сечении аппарата прини-

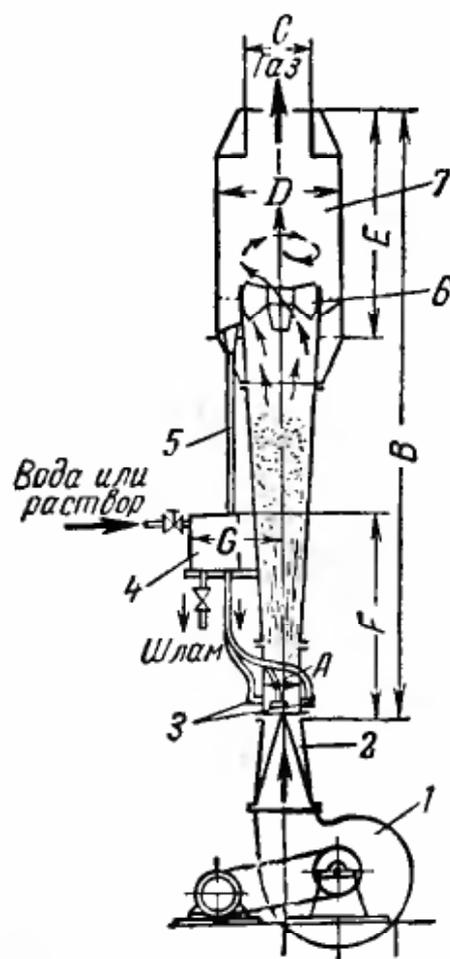


Рис. VIII-26. Мокрый пылеуловитель Вентури («Аэромикс» фирмы «Прат—Даниель» Франция):

1 — вентилятор; 2 — труба Вентури; 3 — сопла; 4 — бак; 5 — сливная трубка; 6 — завихритель; 7 — сепарационная камера.

мают 50—70 м/сек, его гидравлическое сопротивление в этом случае  $\Delta p = 100—150$  мм вод. ст. Фирма выпускает аппараты «Аэромикс» диаметром цилиндрической части от 0,15 до 0,83 м и производительностью по газу до 75 000 м<sup>3</sup>/ч.

В табл. VIII-2 приведены основные размеры и вес аппаратов «Аэромикс».

ТАБЛИЦА VIII-2

Основные размеры (в мм) и вес аппаратов «Аэромикс»  
(см. рис. VIII-26)

A	B	C	D	E	F	G	H	Вес кгс
150	2473	263	465	946	1815	950	1700	315
202	3299	354	626	1339	2005	940	2300	450
245	3930	429	760	1582	2035	760	2800	560
297	4347	520	921	1876	2065	840	3400	750
400	5823	700	1240	2459	2590	900	4500	1103
535	7757	936	1658	2928	3211	1110	6100	1983
650	9402	1138	2015	3516	3911	1210	7400	3115
755	10905	1321	2340	4050	3976	1250	8600	4540
830	11986	1453	2573	4433	4029	1280	9400	5500

«Аэромиксы» хорошо komponуются в схемах, занимают небольшую производственную площадь и фактически устанавливаются вместо выхлопных труб. Одним из недостатков такого аппарата является повышенный унос капель газами и значительное гидравлическое сопротивление. «Аэромиксы» удовлетворительно работают, например, в цехах двойного суперфосфата при установке их за барабанными и распылительными сушилками.

### Фильтры

Отделение частиц от газа возможно также в процессе его фильтрации. При этом газ, содержащий взвешенные частицы, пропускается через пористые перегородки, обладающие способностью задерживать частицы.

Выбор пористой перегородки в каждом конкретном случае определяется совокупностью таких факторов, как химический состав, температура и влажность газа, размеры и физико-химические свойства частиц. Производительность фильтра и, следовательно, его размеры определяются скоростью фильтрации, которая, в свою очередь, зависит от давления газа и сопротивления фильтрующей перегородки. Эти перегородки могут быть тканевыми, насыпными или керамическими.

Тканевые (шерстяные или хлопчатобумажные) фильтры могут применяться при невысокой температуре газов, отходящих из су-

шилки; фильтры из стеклянной ткани и других материалов могут использоваться при более высоких температурах и наличии агрессивных газов.

В матерчатых фильтрах запыленный газ пропускается через плотную ткань, наиболее распространены рукавные фильтры. Такой фильтр состоит из деревянного или стального ящика, разделенного на несколько камер. В каждой камере подвешены матерчатые рукава, открытые снизу и закрытые сверху. Запыленный газ поступает в рукав через нижнее отверстие и проходит через ткань, на которой задерживается пыль. Рукава закреплены в нижней части камеры, наверху они подвешены к коленчатому рычагу, при помощи которого производится периодическое последовательное встряхивание рукавов. Для лучшей очистки ткани заслонка первой камеры при встряхивании рукавов закрывается, заслонка второй камеры открывается, и воздух, подаваемый снаружи специальным вентилятором, поступает в фильтр под избыточным давлением 80—120 мм вод. ст., проникает в рукава извне и очищает поры ткани. Пыль, стряхнутая с рукавов фильтра, падает вниз и шнеком отводится в бункер. Степень очистки матерчатыми фильтрами при начальной запыленности газа 110—150 мг/м<sup>3</sup> достигает 98—99%.

Сопротивление рукавов матерчатого фильтра может быть найдено из следующего выражения:

$$\Delta p = (kZ_p + a_0) V^{b_0} \text{ мм вод. ст.} \quad (\text{VIII-14})$$

где  $k$ ,  $a_0$ ,  $b_0$  — коэффициенты, значения которых для разных тканей приведены в табл. VIII-3;

$V$  — удельная нагрузка фильтра, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·сек);

$Z_p$  — запыленность ткани, г/м<sup>2</sup>.

ТАБЛИЦА VIII-3

Значения коэффициентов  $k$ ,  $a_0$ ,  $b_0$  в формуле (VIII-14)  
(для пыли от пескоструйного аппарата)

Ткань	$k \cdot 10^7$	$a_0 \cdot 10^3$	$b_0$
Шерстяная . . . . .	791	5,03	1,012
Саржа полушерстяная . . . . .	1980	3,34	1,11
Бязь суровая . . . . .	915	3,24	1,17
Байка хлопчатобумажная . . . . .	2450	7,56	1,14

Шерстяные ворсистые ткани лучше задерживают пыль, чем хлопчатобумажные, а сопротивление их меньше. Для очистки газов, содержащих агрессивные вещества или имеющих повышенную температуру, применяют фильтровальные ткани из

стеклянного волокна или нетканевые синтетические материалы.

Удельную нагрузку ткани при установке матерчатых фильтров обычно принимают в пределах  $0,02—0,07 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сек})$ .

К недостаткам тканевых фильтров относят необходимость довольно частой смены рукавов, которые постепенно теряют свою фильтрующую способность (обычно срок службы рукавов не более 1 года), а также рост сопротивления ткани во время эксплуатации фильтра.

**Электрофильтры.** Электрические методы очистки газов имеют следующие достоинства:

1) высокая эффективность улавливания (до 99% и более) мельчайших частиц ( $<10 \text{ мк}$ );

2) относительно невысокие суммарные потери энергии на осаждение частиц ( $0,1—0,8 \text{ квт} \cdot \text{ч}$  на  $1000 \text{ м}^3$  газа; потеря напора  $3—15 \text{ мм вод. ст.}$ );

3) возможность применения электрофильтров при переработке высокотемпературных химически агрессивных сред;

4) возможность полной автоматизации процесса.

Однако высокая стоимость электрофильтров ограничивает их распространение в сушильной технике.

**Акустические осадители частиц.** Рассмотрим основные особенности применения ультразвуковых методов очистки запыленных газов. Они могут оказаться целесообразными при работе с высокодисперсными аэрозолями, при повышенных давлениях и температурах, взрывоопасности или большой реакционной способности газов и в тех случаях, когда возможность использования электрических и тканевых фильтров, а также циклонов исключена [63]. «Озвучивание» отстойных камер способствует коагуляции высокодисперсных частиц и увеличению скорости их гравитационного осаждения.

Для определения удельного расхода энергии  $\mathcal{E}$  на коагуляцию рекомендуется следующая формула:

$$\mathcal{E} = \frac{J \tau_0}{0,36 \eta_c \eta_{к. у.} \eta_{к. к.} H_0} \text{ квт} \cdot \text{ч на } 1000 \text{ м}^3 \text{ газа} \quad (\text{VIII-15})$$

где  $J$  — интенсивность звука,  $\text{вт}/\text{см}^2$ ;

$\tau_0$  — длительность «озвучивания», сек;

$\eta_c$  — акустический к. п. д. сирены;

$\eta_{к. у.}$  — общий к. п. д. компрессорной установки, питающей звуковую сирену;

$\eta_{к. к.}$  — коэффициент использования акустических колебаний в коагуляционной камере, учитывающий потери, связанные с несовершенством конструкции;

$H_0$  — высота «озвучивания» коагуляционной камеры, м.

Например, для циклонов величина  $\mathcal{E}$  составляет около  $0,5 \text{ квт} \cdot \text{ч}$  на  $1000 \text{ м}^3$  газа.

Примерные области целесообразного применения различных пылеулавливающих устройств в зависимости от размеров частиц пыли, взвешенных в газе, приведены ниже:

Пылеуловители	Размеры частиц, мк
Осадительные камеры . . . . .	70—100
Мультициклоны . . . . .	5—100
Мокрые скрубберы . . . . .	2—100
Тканевые фильтры . . . . .	1—100
«Аэромиксы» . . . . .	0,5—30
Электрофильтры . . . . .	0,1—30
Бумажные и ультразвуковые филь- тры . . . . .	0,1—10

### ХОЛОДИЛЬНИКИ

В процессе сушки материал нагревается, поэтому в большинстве случаев его необходимо охлаждать для сохранения определенных качественных свойств продукта. Например, охлажденный материал приобретает жесткость и потому хорошо размалывается; если после сушки продукт упаковывают, то степень его охлаждения определяется свойствами тары; из охлажденного продукта выделяется меньше вредных веществ и т. д. Кроме того, как показали новейшие данные, качество некоторых продуктов после сушки значительно улучшается, если их быстро охладить. Так, процессы окисления ряда веществ, денатурации белков, ретроградации  $P_2O_5$  и других химических превращений зависят не только от температуры продукта, но и от длительности ее воздействия на продукт. Иногда для сохранения физико-химических свойств продукта безопаснее быстро нагреть его до более высокой температуры, чем оставить продукт в течение длительного времени в нагретом состоянии, хотя и при более низкой температуре.

Для охлаждения продукта используются различные способы и холодильники разных конструкций. Иногда непосредственно в сушилках предусматривается зона охлаждения.

Холодильники подразделяются на аппараты с конвективным и кондуктивным отводом тепла. В первом случае в качестве хладагента используется охлажденный или атмосферный воздух, азот или другие инертные газы (когда это необходимо по технологическим условиям). В кондуктивных холодильниках в качестве хладагента обычно применяется вода.

Выбор способа охлаждения в основном зависит от свойств продукта. В некоторых случаях при охлаждении за счет аккумулярованного тепла одновременно происходит испарение влаги. Гигроскопические материалы при охлаждении могут поглощать влагу из воздуха, для предотвращения этого воздух осушают путем

его предварительного охлаждения до  $1-5^{\circ}\text{C}$  с последующим нагреванием перед входом в холодильник до  $10-15^{\circ}\text{C}$ . Температура нагрева воздуха обуславливается его относительной влажностью, которая должна быть меньше относительной влажности, соответствующей конечному влагосодержанию продукта по изотерме сорбции (стр. 26).

Для охлаждения зернистых и пылеобразных материалов можно использовать пневмотрубы и аппараты с кипящим слоем. В пневмотрубах материал и воздух движутся параллельно, поэтому для них характерны повышенный расход воздуха и недостаточно глубокое охлаждение продукта. Однако холодильник этого типа одновременно выполняет функцию транспортера, перемещающего продукт, например, от сушилки в бункер-хранилище. Расчет таких холодильников производится по аналогии с расчетом трубчатых пневмосушилок.

Аппараты с кипящим слоем получили широкое распространение для охлаждения зернистых материалов. Требования к равномерности кипящего слоя при охлаждении несколько ниже, чем при сушке, так как в этом случае в местах менее интенсивного «кипения» материала он не будет подвергаться порче. В холодильниках с кипящим слоем обычно происходит направленное движение материала в стадии вспученного слоя или активное перемешивание частиц от места загрузки к месту выгрузки при угле наклона решетки от  $1,5$  до  $5^{\circ}$ , в зависимости от ее длины; живое сечение решетки составляет  $5-10\%$ .

В однокамерных установках для охлаждения в кипящем слое соотношение длины  $l$  решетки к ее ширине  $b$  должно быть не менее 5 ( $l : b \geq 5$ ), чтобы обеспечивалось более глубокое охлаждение продукта и максимальный нагрев хладагента. Холодильники кипящего слоя для крупнозернистых продуктов можно делать многозонными по вертикали с последовательным прохождением воздуха через все зоны аппарата (см. рис. V-20,  $\delta$ ). При этом сокращается расход хладагента по сравнению с его расходом в однокамерных установках.

Расчет описанных холодильников проводится по аналогии с сушилками кипящего слоя. Температура материала после охлаждения обычно принимается, исходя из технологических соображений. При  $l : b = 5-9$  начальная температура воздуха  $t_1$  должна быть примерно на  $8-12^{\circ}\text{C}$  ниже конечной температуры материала  $\vartheta_2$ . При  $l : b > 20$  материал практически можно охладить до начальной температуры воздуха ( $\vartheta_2 - t_1 = 1-2^{\circ}\text{C}$ ). Температура воздуха после холодильника  $t_2$  (в  $^{\circ}\text{C}$ ) приближенно рассчитывается из соотношения:

$$t_2 = \frac{\vartheta_1 - \vartheta_2}{\ln \vartheta_1 / \vartheta_2} - m$$

где  $\vartheta_1$  — начальная температура материала,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$m$  — берут в пределах  $1-8$ .

Меньшую величину  $m$  принимают для холодильников высокой производительности при  $l/b > 8$ , большую — при  $l/b = 3-4$ . Для многозонной установки

температура отходящего воздуха может быть определена, исходя из приближенного расчета температуры материала в конце первой зоны. Эта температура равна:

$$\vartheta_2' = \vartheta_1 - \frac{\vartheta_1 - \vartheta_2}{n}$$

где  $n$  — количество зон.

Зная температуры  $t_1$  и  $t_2$  из теплового баланса, определяют расход воздуха и соответственно площадь решетки по оптимальному значению скорости «кипения».

Высота кипящего слоя принимается из расчета нагрузки решетки 100—250 кг/м<sup>2</sup>.

На установках с кипящим слоем можно проводить охлаждение и выделение мелких фракций. Температура отработанного воздуха в этом случае будет повышаться в результате взаимодействия его с горячими отсепарированными на начальном участке пути частицами. Данные о холодильниках с кипящим слоем приведены в табл. VIII-4. Из таблицы видно, что степень охлаждения материала и температура отработанного воздуха в значительной степени зависят от отношения  $l/b$ .

Для охлаждения продукта можно впрыскивать воду в начальный участок холодильника с кипящим слоем. Количество воды подается из такого расчета, чтобы тепла, аккумулированного сухим материалом, хватило для ее испарения.

Чтобы уменьшить расход воздуха для охлаждения, можно применять исходный сырой материал, который в необходимом количестве подается в холодильник на смешение с сухим продуктом. Благодаря испарению влаги из сырого материала продукт быстро охлаждается. Расход воздуха значительно сокращается также, если в него диспергировать воду из расчета ее полного испарения при прохождении через слой охлаждаемого материала.

Следует отметить, что в стадии вспученного слоя при охлаждении зерна в кипящем слое наблюдалось значительное изменение температуры по высоте слоя (до 10° С). Поэтому в аппаратах с кипящим слоем желательно устанавливать перегородки или разделять такие аппараты на отдельные зоны с интенсивным перемешиванием в них материала, чтобы обеспечить его равномерное охлаждение.

Изменение температуры материала по длине  $l$  холодильника можно рассчитать из соотношения [123]:

$$\vartheta(l) = t_1 + (\vartheta_1 - t_1) \exp \left[ -\frac{c_B u_K \gamma}{c_M G} \cdot bl \right] \quad (\text{VIII-16})$$

где  $c_B$  и  $c_M$  — теплоемкости соответственно воздуха и материала, ккал/(кг·град);  
 $G$  — производительность холодильника, кг/сек;  
 $u_K$  — скорость кипения, м/сек;  
 $\gamma$  — плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>.

Формула VIII-16 не учитывает градиента температур внутри частиц.

ТАБЛИЦА VIII-4

## Характеристика холодильников с кипящим слоем

Охлаждаемый материал	Производительность $G$ кг/ч	Площадь решетки $F$ $\text{м}^2$	$l/b$	Температура, °C				Скорость кипения $u_k$ м/сек	Сопро- тивление слоя $\Delta p$ мм вод. ст.
				материала		воздуха			
				$t_1$	$t_2$	$t_1$	$t_2$		
Зерно (пшеница) . . . . .	10 000	3,6	1,7	50—52	25—30	—2	30—35	0,8—1,15	140
Аммиачная селитра . . . . .	2000—5000	3,0	33	84	35	34	—	1,2	150
Диаммонитрофоска . . . . .	300	0,15	3	72	23	20	33	1,2	250
Гранулированный супер- фосфат . . . . .	15 000	2,52	1,5	64	50	20	45	0,92	210
	47 500	11	7,5	58	7	—8	32	1,3	200
	47 500	11	7,5	65	35	23,5	47	1,3	180
Нитроаммофоска * . . . . .	40 000	9	9	90	35	15	76	1,8	—
То же ** . . . . .	8 000	10	10,5	90	27	30/13	47,5	0,65	—

\* Двухрусный холодильник высотой 4 м (по типу изображенного на рис. V-20, б), угол наклона решетки 2°.

\*\* Конвейерный холодильник с углом наклона 10° имеет две секции с подачей воздуха в первую секцию при температуре 30° C и во вторую секцию — охлажденного до 13° C воздуха.

Иногда охлаждаемый материал перемещается по наклонному цепному транспортеру, который состоит из отдельных лотков с ситчатым днищем, угол наклона транспортера 10—15°. Такие холодильники по расходу воздуха и габаритам значительно уступают холодильникам с кипящим слоем.

Для охлаждения материала используются также барабанные установки. Они работают по принципу противоточного движения материала и воздуха и снабжены секторной или подъемной лопастной внутренней насадкой (в зависимости от диаметра барабана). При скорости воздуха 0,8—1,0 м/сек и скорости вращения барабана  $n = 2—4$  об/мин в случае приближенных расчетов можно принимать объемный коэффициент теплообмена, равный 100—150 ккал/(м<sup>3</sup>·град). Для барабанов диаметром 2,5 м и длиной 12—18 м при охлаждении материала от 100 до 45° С, числе оборотов 7—7,5 об/мин и скорости воздуха 3 м/сек объемный коэффициент теплообмена при заполнении барабана на 15—20% составлял 400—500 ккал/(м<sup>3</sup>·ч·град). Для расчета количества воздуха можно принимать его температуру после барабана на 10—20° С ниже начальной температуры материала. Приведенные здесь данные получены при охлаждении гранулированных удобрений, состоящих из частиц размерами 2—4 мм.

Конвективно-кондуктивный холодильник с пневмотранспортом материала показан на рис. VIII-27. Материал вдувается холодным воздухом в пневмотрубу, стенки которой охлаждаются водой. Трубы разделены на секции, каждая из них имеет самостоятельные вывод и ввод воды в рубашку. Обычно воду подают снизу, а отводят сверху. В нижней части трубы находится клапан для удаления крупных комков материала, которые выпадают из потока при пневмотранспорте. Такая установка обеспечивает охлаждение продукта при минимальном расходе воздуха. Перемещаемая пневмотранспортом смесь газа и материала может иметь большую концентрацию взвешенной твердой фазы, зависящую от напора, создаваемого тяго-дутьевыми устройствами.

Пневмокондуктивные холодильники обычно работают по замкнутому циклу с полной рециркуляцией воздуха. Вентилятор устанавливается за циклоном.

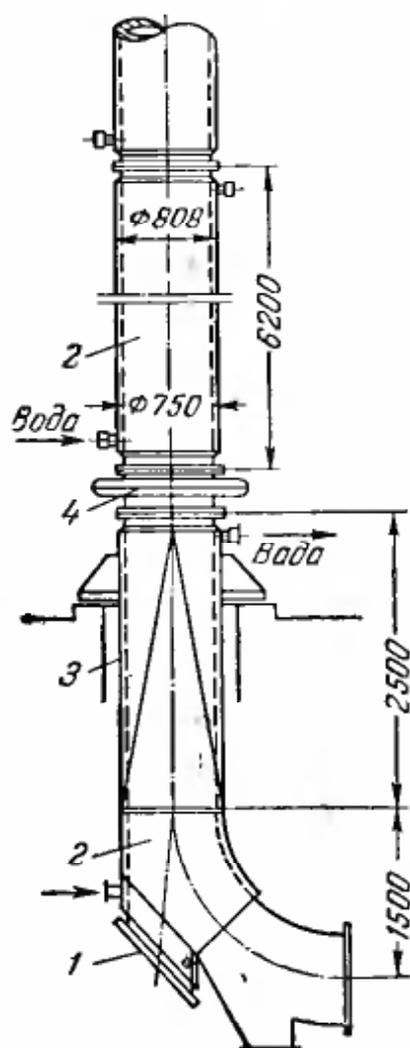


Рис. VIII-27. Труба для охлаждения материала:

- 1 — клапан; 2 — труба;  
3 — рубашка; 4 — компенсатор.

Перед конвективными кондуктивные холодильники имеют существенное преимущество, заключающееся в том, что после них не нужно устанавливать аппараты для очистки отходящих газов от пыли охлаждаемого продукта. В качестве таких холодильников могут быть использованы обычные тарельчатые сушилки с подачей в них холодной воды вместо пара.

Для охлаждения порошкообразных и зернистых материалов широкое распространение получили вибрационные холодильники. В них материал перемещается по наклонному металлическому желобу, который снизу омывается водой. Иногда к днищу желоба вода подается через сопла в виде отдельных струй. Условный коэффициент теплообмена между материалом и стенкой составляет  $100\text{—}300 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ . Для охлаждения мажущихся продуктов такие аппараты непригодны, так как в них при вибрации образуется тонкая пленка продукта, которая резко снижает коэффициент теплопередачи.

Могут найти широкое применение конвективно-кондуктивные холодильники с кипящим слоем. Воздух в них используется в основном для перевода слоя материала в псевдооживленное состояние. Основное количество тепла отводится водой путем кондуктивного теплообмена. Такой теплообменник может быть выполнен в виде труб или пластин, устанавливаемых в слое по направлению движения материала. Кондуктивный отвод тепла может составлять  $50\text{—}80\%$  его общего количества, что позволяет значительно сократить расход воздуха на охлаждение и упростить очистку его от пыли. В случае выделения при сушке вредных газов загрязненный воздух после сухой очистки можно подавать в топку сушилки в качестве вторичного дутья, а вредные газы в этом случае будут улавливаться в одном месте — за сушилкой. По требуемому количеству вторичного дутья в топке можно определить долю тепла, отводимого в холодильнике кондуктивным способом. Такая схема охлаждения продукта позволяет сократить затраты на пылеочистные и абсорбционные аппараты. Кондуктивные поверхности теплообмена такого холодильника можно приближенно рассчитывать по формулам (V-28)—(V-34).

На рис. VIII-28 показана схема ленточного кондуктивного холодильника фирмы «Сандвик» (Швеция). Материал в виде порошка или плава подается на стальную ленту, охлаждаемую водой. Вода находится в корыте ниже ленты под избыточным давлением, благодаря чему обеспечивается ее хороший контакт с лентой. Излишек жидкости стекает между лентой и боковыми стенками корыта. В разгрузочном конце холодильника установлен нож для снятия материала с ленты.

В табл. VIII-5 приведены некоторые данные о таких холодильниках.

В случае приближенных расчетов поверхность охлаждения ленты можно принимать условно, исходя из коэффициента тепло-

передачи от воды к материалу  $K_y = 40-130 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ , в зависимости от свойств материала (дисперсность, фазовое состояние, плотность и т. д.).

Для охлаждения зернистых материалов используют шахтные холодильники, в которых в шахматном порядке размещены трубы,

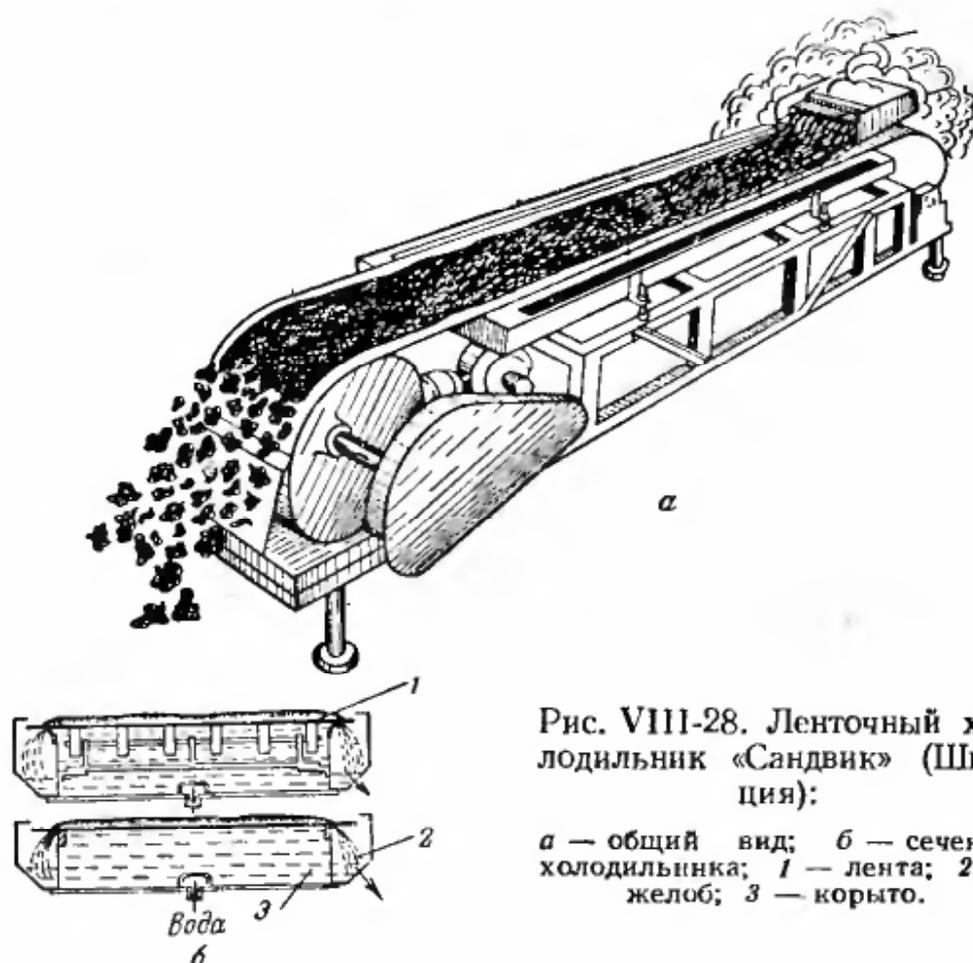


Рис. VIII-28. Ленточный холодильник «Сандвик» (Швеция):

*a* — общий вид; *б* — сечение холодильника; 1 — лента; 2 — желоб; 3 — корыто.

охлаждаемые водой или другим хладоагентом. С целью более полного использования поверхности труб они могут делаться обтекаемой формы (сечение их вытянуто по направлению движения материала).

ТАБЛИЦА VIII-5

Характеристика ленточных холодильников фирмы «Сандвик»

Охлаждаемый материал	Температура, °С		Производительность кг/ч	Размеры ленты, м	
	начальная $\phi_1$	конечная $\phi_2$		ширина <i>b</i>	длина <i>l</i>
Винильные смолы . . . . .	140	40	2 720	0,8	15
Сера . . . . .	145	65	11 340	0,8	76
ДДТ . . . . .	100	55	1 090	0,18	15
Гексаметафосфат натрия	1040	95	230	0,5	4
Нитрат аммония . . . . .	205	70	3 540	0,8	11
Метасиликат натрия . . . . .	70	30	1 360	0,8	22

Для расчета холодильников этого типа при передаче тепла от движущегося материала к трубам (или наоборот) можно пользоваться уравнением, полученным Ю. П. Курочкиным [30]:

$$Nu = 0,022Re^{0,21} \frac{d_r}{\delta_3} \cdot \frac{\mu_0}{\mu_1} \left( \frac{z_0}{z_1} \right)^{0,33} \quad (\text{VIII-17})$$

где  $Re$  — критерий Пекле,  $Re = \frac{ud_m}{a}$ ;

$u$  — скорость движения материала, м/ч;

$d_m$  — диаметр труб, м;

$a$  — коэффициент температуропроводности материала, м<sup>2</sup>/ч;

$\delta_3$  — эквивалентный диаметр частиц, м;

$\mu_0$  и  $\mu_1$  — коэффициенты истинного трения для сухого и влажного материалов;

$z_0$  и  $z_1$  — начальное напряжение сдвига для сухого и влажного материалов, кгс/м<sup>2</sup>.

По критерию Нуссельта  $Nu$  определяется условный коэффициент теплопередачи. В величину критерия  $Nu$  входит теплопроводность сыпучего материала.

### ПИТАТЕЛИ И ЗАТВОРЫ

При сушке плохосыпучих или пастообразных материалов большое значение имеет возможность подачи в сушилку материала в диспергированном состоянии. В некоторых случаях питатели

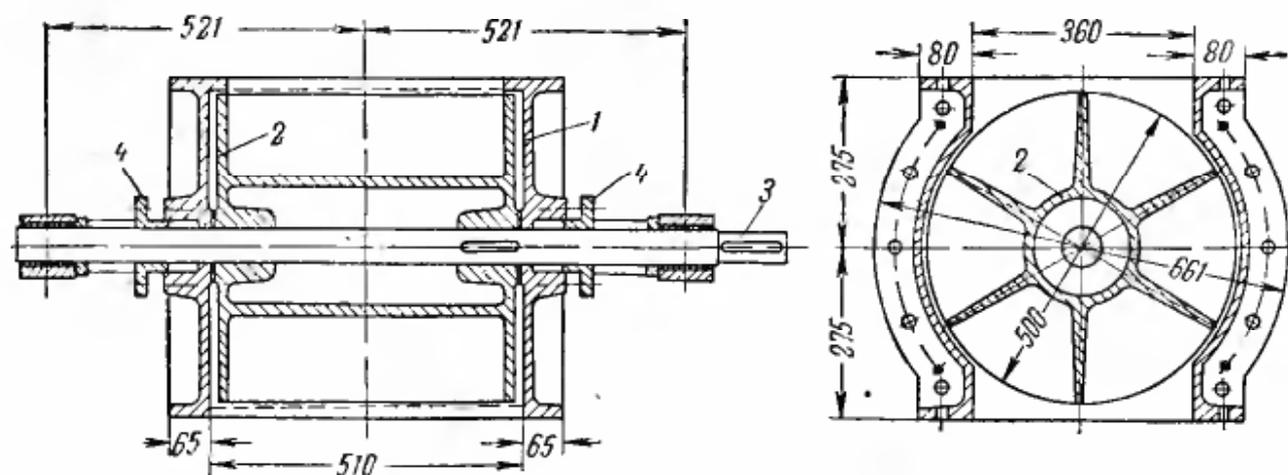


Рис. VIII-29. Лопастной затвор:

1 — корпус; 2 — ротор; 3 — вал; 4 — сальник.

должны, кроме того, дозировать подаваемый материал и одновременно служить затворами между сушильной камерой и атмосферой производственного помещения.

На рис. VIII-29 показана упрощенная схема лопастного затвора-питателя, который состоит из корпуса 1, точеного ротора 2, вала 3 и сальников 4. Лопастные затворы-питатели применяются для загрузки и выгрузки материала из сушилок, для выгрузки пыли из циклонов и т. д.

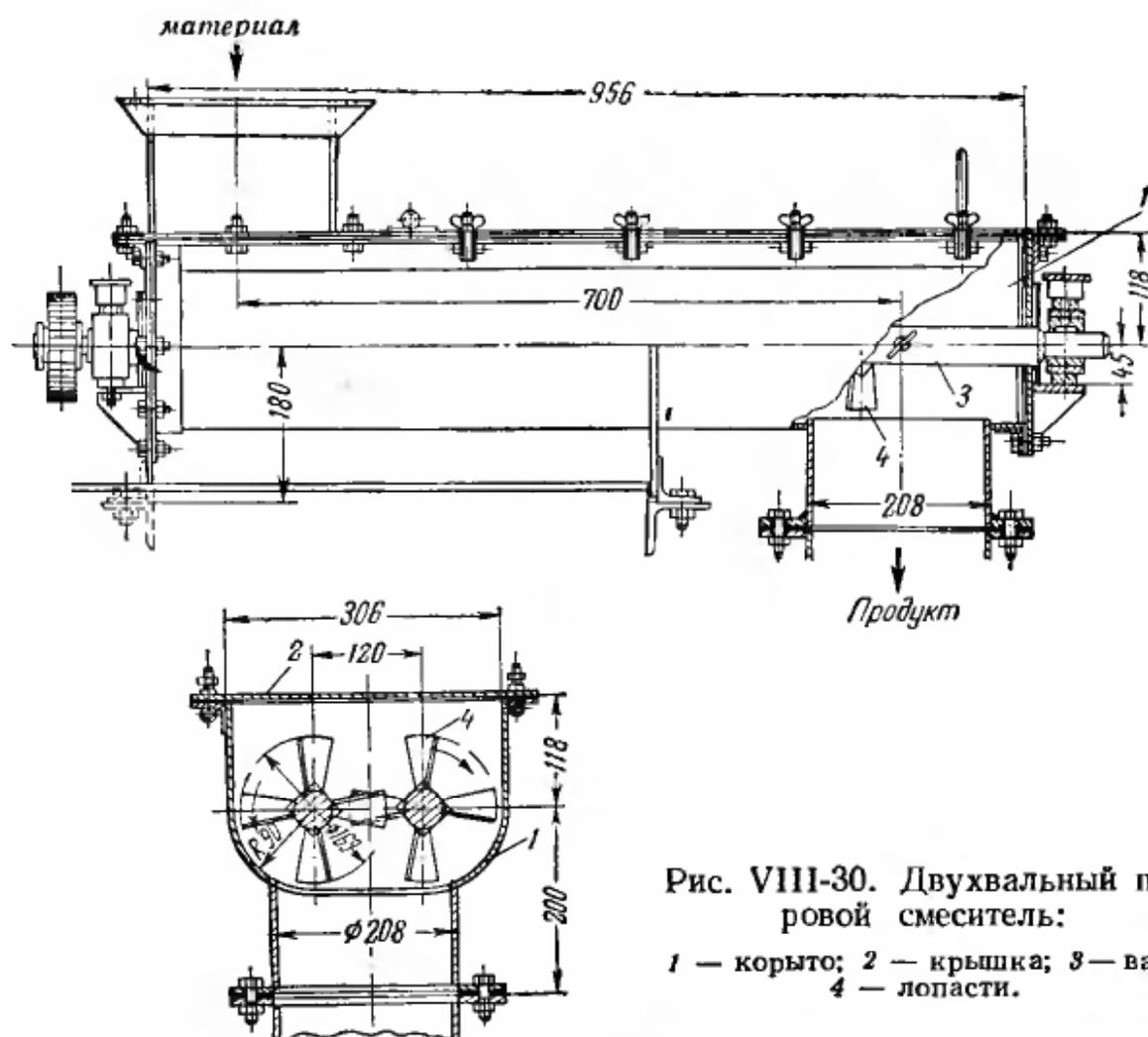


Рис. VIII-30. Двухвальный перовой смеситель:

1 — корыто; 2 — крышка; 3 — вал;  
4 — лопасти.

Число оборотов  $n$  питателя в секунду определяется по формуле:

$$n = \frac{G}{mfl\gamma k}$$

где  $G$  — производительность питателя, кг/сек;  
 $m$  — число секторов;  
 $f$  — площадь сектора, м<sup>2</sup>;  
 $l$  — длина ротора, м;  
 $\gamma$  — насыпная плотность материала, кг/м<sup>3</sup>;  
 $k$  — коэффициент заполнения.

На рис. VIII-30 показан двухвальный смеситель-питатель конструкции Гипрохим. В его металлическом корпусе размещены два вала с перовыми лопастями, вращающиеся в противоположных направлениях (на рисунке показано стрелками). Производительность и интенсивность перемешивания материала регулируется числом оборотов вала и углом поворота лопастей, которые могут изменяться при необходимости в широких пределах. Такие питатели используют для загрузки комкующихся или пастообразных материалов. Материал выходит из питателя в виде частиц различной величины.

Подобные питатели используют и для гранулирования, при этом в питатель подают пылевидный или мелкоизмельченный продукт и воду или растворы. Для лучшего перемешивания материала

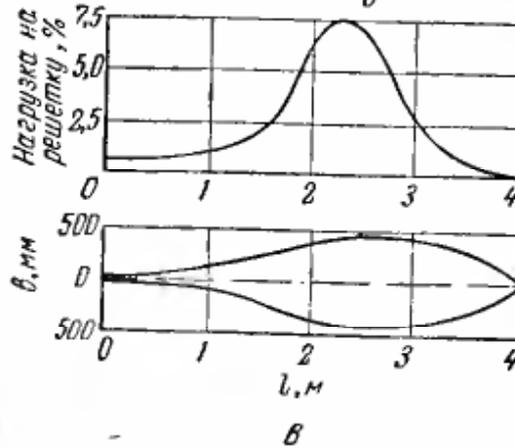
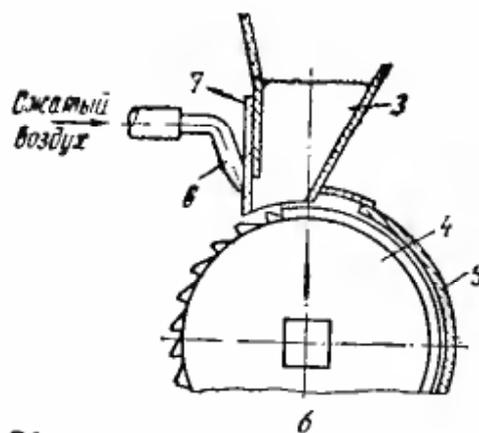
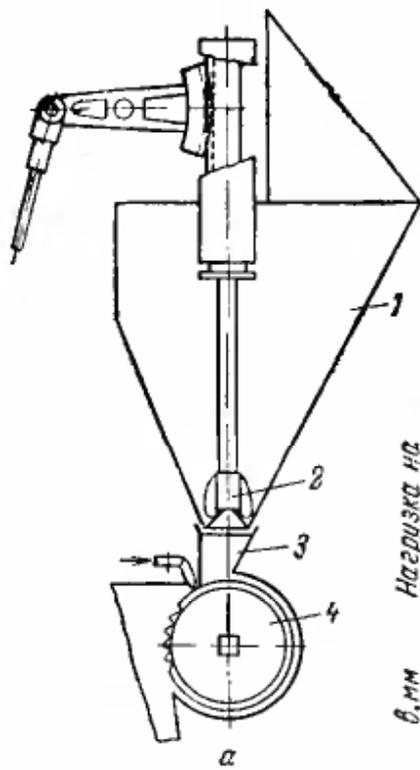


Рис. VIII-31. Забрасыватель-диспергатор для пастообразных материалов:

*a* — схема узла питателя; *б* — забрасыватель; *в* — кривые распределения материала по длине *l* и ширине *b* факела; 1 — бункер; 2 — шток-питатель; 3 — бункер-питатель; 4 — фреза; 5 — защитный корпус; 6 — сопло; 7 — заслонка.

положение некоторых лопастей на валу изменяют так, чтобы они создавали обратное (против общего потока) движение частиц.

На рис. VIII-31 изображен питатель-забрасыватель, служащий для подачи в сушилку пастообразных материалов в диспергированном состоянии. Конструкцию питателя разработал Б. В. Боровков для подачи никелевого концентрата из барабанных фильтров в сушилку с кипящим слоем.

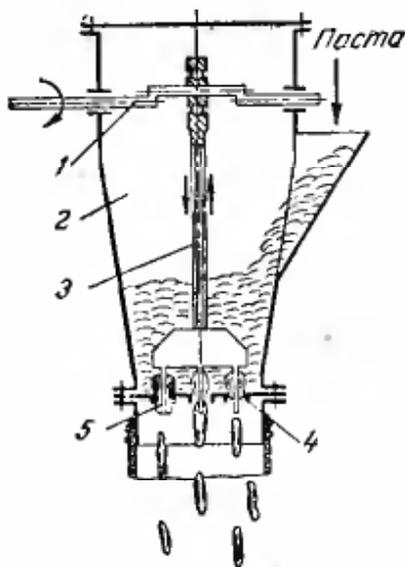


Рис. VIII-32. Питатель ЛТИ с вибрирующими стержнями (для тиксотропных паст):

1 — вал; 2 — корпус; 3 — шток; 4 — матрица; 5 — стержни.

Из бункера 1 штоковым питателем 2 материал подается в промежуточный бункер-питатель 3. Забрасыватель состоит из режущего диска 4 с фрезами, защитного корпуса 5 и воздушного сопла 6. Число фрез на диске 30, их высота 14 мм, диаметр диска 350 мм. Для изменения величины диспергируемых частиц передняя стенка бункера 3 сделана подвижной. В сопле, куда подается сжатый воздух, имеется щель шириной 0,5 мм, что предотвращает сброс крупных кусков материала. Корректируя подачу воздуха в сопла, можно регулировать дальность факела разброса частиц. Производительность такого забрасывателя 3—4 т/ч. Распределение плотности потока материала по длине факела также показано на рис VIII-31.

Питатель с вибрирующим бункером и перфорированным днищем используется для

подачи пастообразных материалов, обладающих тиксотропными свойствами. Под действием вибрации паста приобретает временную текучесть и выходит из отверстий питателя в виде удлиненных частиц. Диаметр отверстий 6 мм. Производительность питателя регулируется скоростью вращения вала, которая может изменяться от 1000 до 5000 об/мин.

На рис. VIII-32 показан питатель конструкции ЛТИ им. Ленсовета. Бункер 2 имеет дно-матрицу 4 с отверстиями, в которых возвратно-поступательно перемещаются стержни. Движение стержням сообщается штоком 3, эксцентрично соединенным с валом 1, который гибко связан с валом электродвигателя. Производительность питателя регулируется числом оборотов вала.

На выгрузке сухого сыпучего продукта из сушильной камеры или циклона для ликвидации подсосов воздуха в эти аппараты, давление в которых отличается от давления в месте выгрузки продукта, устанавливают затворы. Обычно применяют лопастные затворы или «мигалки».

На рис. VIII-33 показаны две конструкции «мигалок». В тех случаях, когда требуется более надежная герметизация аппарата

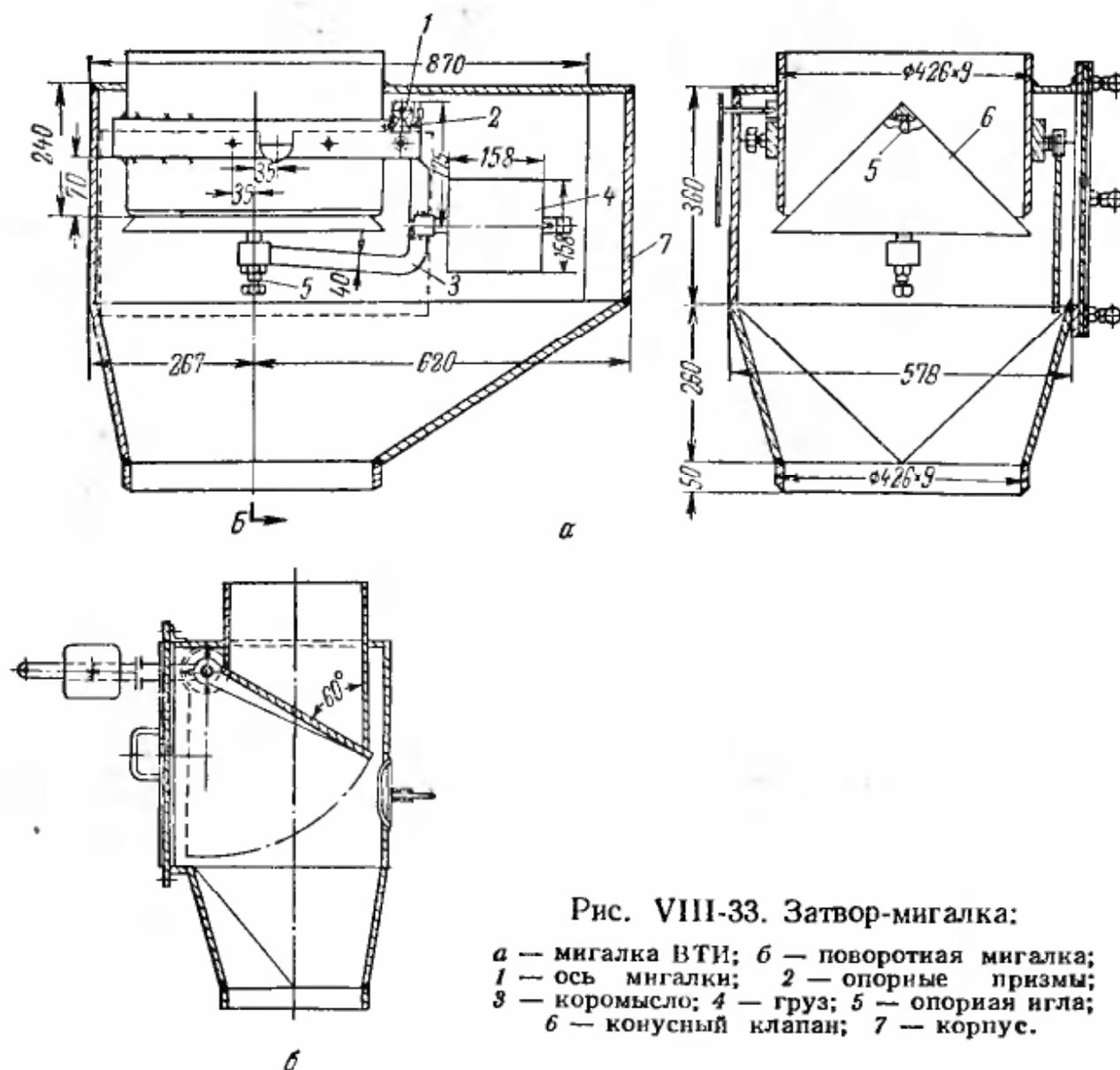


Рис. VIII-33. Затвор-мигалка:

- а — мигалка ВТИ; б — поворотная мигалка;  
 1 — ось мигалки; 2 — опорные призмы;  
 3 — коромысло; 4 — груз; 5 — опорная игла;  
 6 — конусный клапан; 7 — конус.

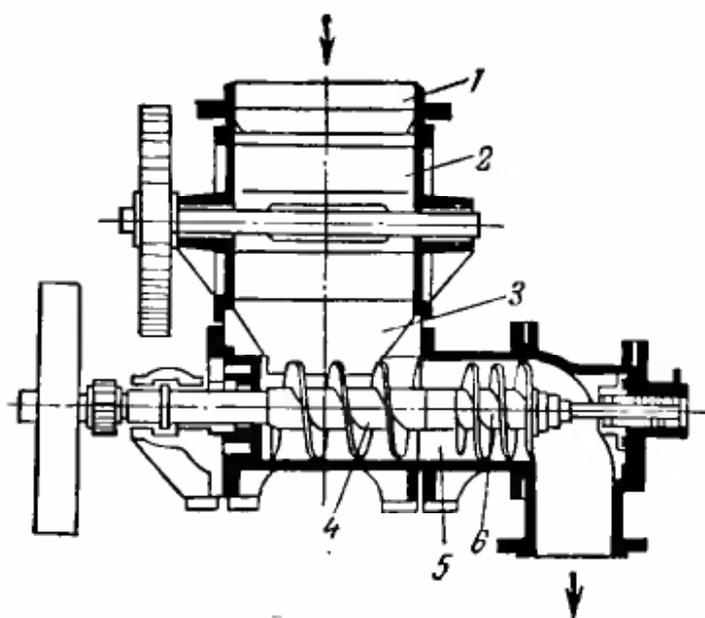


Рис. VIII-34. Комбинированный затвор завода Цемаг:

1 — течка; 2 — лопастной затвор; 3 — бункер; 4 — червяк с большим углом подъема; 5 — участок без витков; 6 — спираль с меньшим углом подъема.

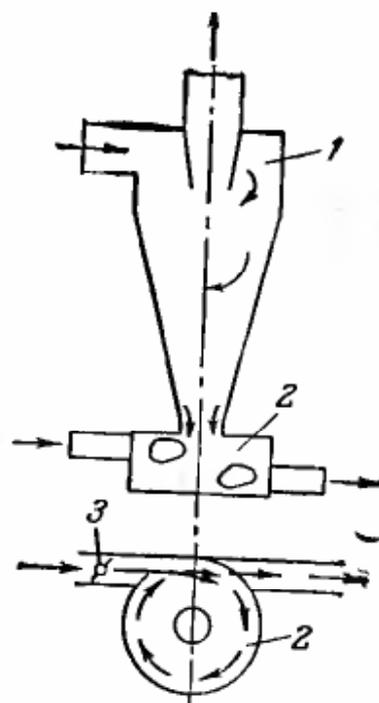


Рис. VIII-35. Вихревой затвор:

1 — циклон; 2 — затвор; 3 — заслонка.

от внешней среды, последовательно устанавливают лопастной затвор и прерывистый шнек (рис. VIII-34).

При выгрузке недостаточно сыпучей тонкой пыли для создания более надежного затвора можно последовательно устанавливать одну над другой две «мигалки». Поскольку насыпная плотность пыли мала, «мигалки» открываются последовательно (одна за другой) при помощи специального приспособления, например S-образного вращающегося рычага. Под пылевыми циклонами устанавливают также двойные затворы с пневматическим приводом (на сжатом воздухе).

Если пыль, уловленная в циклонах, затем удаляется пневмотранспортом, можно не устанавливать механический затвор на спускной трубе, а применять так называемый воздушный вихревой затвор (рис. VIII-35). Принцип его действия заключается в том, что благодаря тангенциальному вводу воздуха в цилиндрическую камеру и выводу из нее по оси спуска материала из циклона создается область разрежения. Путем изменения скорости потока можно создать разрежение, несколько большее, чем в спускной трубе циклона.

## Литература

1. Абрамович Г. Н., Прикладная газовая динамика, Гостехтеоретиздат, 1953.
2. Акопян Л. А., Касаткин А. Г., Хим. пром., № 2, 94 (1955).
3. Антикан А. П., Аранович М. С., Бакластов А. И., Рекуперативные теплообменные аппараты, Госэнергоиздат, 1962.
4. Аэров М. А., Химия и технология топлив и масел, № 10, 18 (1962)
5. Беранек Я., Сокол Д., Техника псевдоожигения, пер. с чешск., Гостоптехиздат, 1962.
6. Берлин Л. Е., Кононов В. А. и др., Авт. свид. СССР 181665; Бюлл. изобрет., № 10 (1966).
7. Болгарский А. В., Влажный газ, Госэнергоиздат, 1961.
8. Бунин О. А., Труды Ивановского научно-исследовательского ин-та хлопчатобумажной промышленности, вып. 26, 1963, стр. 238.
9. Витман Л. А., в сб. «Вопросы аэродинамики и теплопередачи в котельно-топочных процессах», Госэнергоиздат, 1958.
10. Волик Н. О., Насакин Г. Н., Паровые ленточные сушилки пищевой промышленности, Пищепромиздат, 1958.
11. Вольфович С. И., Лыков М. В. и др., Журн. прикл. хим., 28, № 9, 1897 (1965); 29, № 1, 3 (1966).
12. Воронцов И. И., Сушка в химических производствах, Госхимиздат, 1951.
13. Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б., Основы техники псевдоожигения, Изд. «Химия», 1967.
14. Гильспер А., Последние достижения в области производства сухого молока, проспект фирмы «Ниро-Атомайзер», Копенгаген, 1965.
15. Гинзбург А. С., Резчиков В. А., Сушка пищевых продуктов в кипящем слое, Изд. «Пищевая промышленность», 1966.
16. Гонгаревич М. Ф., Сергеев А. А., Вибрационные машины в строительстве, Машгиз, 1963.
17. Гофман И. Л., Лыков М. В., Худолей И. П., Хим. пром., № 9, 620 (1961).
18. Грек Ф. З., Кисельников В. Н., Журн. прикл. хим., 35, № 10 (1962).
19. Гухман А. А., Ермакова Е. А., Журн. техн. физ., 23, № 5, 367 (1963).
20. Данилов О. А., Лебедев П. Д. и др., Труды Цинтилегпром, № 1, 1966, стр. 64.
21. Забродский С. С., Гидродинамика и теплообмен в псевдоожигенном слое, Госэнергоиздат, 1963.
22. Забродский С. С., Горбачев М. В., Авт. свид. СССР 818733, 1965; Бюлл. изобрет., № 12 (1966).

23. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., Хим. пром. № 5, 389 (1960).
24. Сушильные аппараты. Каталог-справочник, Машгиз, 1965.
25. Клейман М. С., Лыков М. В., Авт. свид. СССР 125514, 1959; Бюлл. изобрет., № 1 (1960).
26. Королев В. М., Шингарев Р. В., Ватагин Ю. М., Изв. вузов, Технол. текст. пром., № 3, 86 (1960).
27. Краткий справочник физико-химических величин, Изд. «Химия», 1967.
28. Кремнев О. А., Боровский В. Р., Долинский А. А., Скоростная сушка, Изд. «Техника», Киев, 1963.
29. Кришер О., Научные основы техники сушки, пер. с немец., Издатинлит, 1961.
30. Курочкин Ю. П., Инж.-физ. журн., № 4, 76 (1958).
31. Лева М., Псевдооживление, пер. с англ., Гостоптехиздат, 1961.
32. Лебедев П. Д., Сушка инфракрасными лучами, Госэнергоиздат, 1955.
33. Лебедев П. Д., Расчет и конструирование сушильных установок, Госэнергоиздат, 1963.
34. Лебедев П. Д. и др., Авт. свид. СССР 175883; Бюлл. изобрет., № 20 (1965).
35. Лебедев П. Д., Лыков М. В. и др., Авт. свид. СССР 153237; Бюлл. изобрет., № 4 (1963).
36. Левин Д. М., Термодинамическая теория и расчет сушильных установок, Пищепромиздат, 1958.
37. Леончик Б. И., Лыков М. В., Авт. свид. СССР 151632; Бюлл. изобрет., № 21 (1962).
38. Лурье М. Ю., Сушильное дело, Госэнергоиздат, 1948.
39. Лурье М. Ю., Лыков М. В., Мясная индустрия СССР, № 5, 31 (1950).
40. Лурье М. Ю., Федоров И. М., Современные проблемы сушильной техники, ГОНТИ НКТП СССР, 1938.
41. Лыков А. В., Теоретические основы строительной теплофизики, Изд. АН СССР, 1961.
42. Лыков А. В., Теория сушки, Изд. «Энергия», 1968.
43. Лыков А. В., Тепло- и массообмен в процессах сушки, Госэнергоиздат, 1956.
44. Лыков А. В., Грязнов Л. А., Молекулярная сушка, Пищепромиздат, 1956.
45. Лыков А. В., Теория теплопроводности, Изд. «Высшая школа», 1967.
46. Лыков М. В., Инж.-физ. журн., № 3, 9 (1959).
47. Лыков М. В., в сб. «Сушка в энергетической промышленности», Профиздат, 1958, стр. 90.
48. Лыков М. В., Леончик Б. И., Распылительные сушилки, Машгиз, 1966.
49. Лыков М. В., Сушка распылением, Пищепромиздат, 1955.
50. Лыков М. В., Лыков А. В., Изв. вузов, Пищев. технол., № 3, 99 (1962).
51. Лыков М. В., Чумадуrow А. Т., Гидролиз. и лесохим. пром., № 3, 18 (1953).
52. Лыков М. В., Леончик Б. И., Данилов О. А., Изв. вузов, Энергетика, № 8, 70 (1964).
53. Лыков М. В., Шевченко Д. Н., Хим. пром., № 3, 258 (1960).
54. Лыков М. В., Яснновский А. А., Хим. пром., № 5, 320 (1962); № 9, 682 (1965).
55. Лыков М. В., Леончик Б. И., Авт., свид. СССР 116854, 1958; Бюлл. изобрет., № 13 (1959).
56. Лыков М. В., Деревщикова К. П., Авт. свид. СССР 160165; Бюлл. изобрет., № 3 (1964).
57. Лыков М. В., Рыбальченко Г. Ф., Авт. свид. СССР 157279; Бюлл. изобрет., № 7 (1963).

58. Лыков М. В., Основные направления развития сушильной техники в химической промышленности, изд. НИИТЭхим, 1964.
59. Ляховский Д. Н., Журн. техн. физ., № 12, 999 (1940).
60. Майзель Ю. А., Лыков М. В., в сб. НИИТЭхим, вып. 3, 1966, стр. 15.
61. Масловский М. Ф., Варыгин Н. Н., Авт. свид. СССР 124366; Бюлл. изобрет., № 22 (1959).
62. Масловский М. Ф. и др., Труды Гинцветмета, вып. 19, 1962, стр. 367.
63. Медников Е. П., Акустическая коагуляция и осаждение аэрозолей, изд. АН СССР, 1963.
64. Михайлов Ю. А., Сушка перегретым паром. Изд. «Энергия», 1967.
65. Михайлов Н. М., Вопросы сушки топлива на электростанциях, Госэнергоиздат, 1957.
66. Миханди Л. Л., Горячева И. И., Бум. пром., 36, № 11, 17 (1961).
67. Михеев М. А., Основы теплопередачи, Госэнергоиздат, 1949.
68. Никитина Л. М., Таблицы коэффициентов массопередачи влажных материалов, Изд. «Наука и техника», Минск, 1964.
69. Англ. пат. 907900, 1962.
70. Пат. США 3186102, 1965.
71. Пат. ФРГ 1186802, 1965.
72. Пневский И. П., Пичуро С. С., Скоростная сушка гипсовых и гипсобетонных изделий, Стройиздат, 1965.
73. Плановский А. Н., Николаев П. И., Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, Гостоптехиздат, 1960.
74. Пригожин И., Дэрфей Р., Химическая термодинамика, Изд. «Наука», 1966.
75. Разумов И. М., Псевдооживление и пневмотранспорт сыпучих материалов, Изд. «Химия», 1964.
76. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Сушка в кипящем слое, Изд. «Химия», 1964.
77. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Авт. свид. СССР 139347; Бюлл. изобрет., № 12 (1961).
78. Сб. «Тепло- и массоперенос при фазовых и химических превращениях», т. II, Изд. АН БССР, 1962.
79. Сб. «Тепло- и массоперенос», т. VI, Изд. «Наукова думка», Киев, 1968.
80. Сб. «Тепло- и массоперенос в процессах сушки», т. IV, Госэнергоиздат, 1963.
81. Сб. «Тепло- и массоперенос. Методы расчета и моделирования процессов тепло- и массообмена», т. V, изд. АН БССР, 1963.
82. Сб. «Автоматизация процессов сушки в промышленности и сельском хозяйстве», Машгиз, 1963.
83. Сб. «Современные проблемы теплообмена», Изд. «Энергия», 1966.
84. Сб. «Техника сушки во взвешенном слое», серия ХМ-1, вып. 3—5, Цинтихимнефтемаш, 1966.
85. Сб. «Техника сушки во взвешенном слое», серия ХМ-1, вып. 1, 2, Цинтихимнефтемаш, 1965.
86. Сб. «Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки», Гостоптехиздат, 1961.
87. Сб. «Исследования тепло- и массообмена в технологических процессах и аппаратах», Изд. «Наука и техника», Минск, 1966.
88. Сб. «Тепло- и массообмен в процессах испарения», Изд. АН СССР, 1958.
89. Сб. «Гидродинамика и массопередача в псевдооживленном слое», Атомиздат, 1964.
90. Сб. «Современные методы сушки пищевых и кормовых продуктов», изд. Латвийского республиканского ин-та научно-технической информации, Рига, 1964.
91. Сыромятников Н. И., Волков В. Ф., Процессы в кипящем слое, Металлургиздат, 1959.

92. Тепловой расчет котельных агрегатов, Госэнергоиздат, 1957.
93. Годес О. М., в сб. «Методы и процессы химической технологии», Изд. АН СССР, 1955.
94. Труды конференции по промышленному применению токов высокой частоты, Машгиз, 1964.
95. Федоров И. М., Теория и расчет процесса сушки, Госэнергоиздат, 1955.
96. Филиппов В. А., Опыт эксплуатации труб-сушилок на углеобогатительных фабриках, Изд. «Недра», 1964.
97. Фетисов Л. С., Либерман Н. И. и др., Авт. свид. СССР 106385, 1955.
98. Филоненко Г. К., Лебедев П. Д., Сушильные установки, Госэнергоиздат, 1955.
99. Фокин А. П., Муштаев В. И. и др., Распылительные сушильные установки, Сер. VI, изд. НИИмаш, 1966.
100. Фокин А. П., Муштаев В. И. и др., Оборудование для сушки распылением, Сер. VI, изд. НИИмаш, 1966.
101. Членов В. А., Михайлов Н. В., Сушка сыпучих материалов в виброкипящем слое, Стройиздат, 1967.
102. Шахова Н. А., Рычков А. И., Хим. пром., № 11, 839 (1962).
103. Шахова Н. А., Масеев Б. И., Авт. свид. СССР 107887; Бюлл. изобрет., № 7 (1957).
104. Bart V., Mühle, 20, № 36, 9 (1954).
105. Bekker P. J., Brit. Chem. Eng., 3, № 5, 240 (1958).
106. Chu J., Lane A., Conklin D., Ind. Eng. Chem., 45, № 6, 1586 (1953).
107. Dascălescu A., Uscarea, Bucuresti, 1964.
108. Ergun S., Orning A., Ind. Eng. Chem., 41, № 6, 121 (1949).
109. Fraser R., Eisenklein P., Dombrovski M., Brit. Chem. Eng., 2, № 9, 43 (1959).
110. Hughmark E., O'Connell H., Chem. Eng. Progr., 53, № 3, 122 (1957).
111. Kettenring R., Manderfield E. L., Smith J., Chem. Eng. Progr., 46, № 2, 139 (1950).
112. Kneule F., Le Sechage, Paris, 1964.
113. Kraussold H., Forsch. Ing. West., 4, № 2, 39 (1933).
114. Levenspiel O., Ind. Eng. Chem., 50, № 5, 343 (1958).
115. Mathur K., Gischler P., Am. Inst. Chem. Eng., № 1, 157 (1955).
116. Matheson G., Herbst W., Ind. Eng. Chem., 41, № 6, 1099 (1949).
117. McAdams U., Heat-Transmissions, N. J., 1954.
118. Masters K., Brit. Chem. Eng., 12, № 12, 161 (1967).
119. Meier E., Chem. Ing. Techn., 39, № 23, 1318 (1967).
120. Токачс Р., Infrovoros Hozozles es Hokezele Nehezipari Könyv, Budapest, 1954.
121. Valchär J., Choc M., Tüma V., Kolár S., Suseni v Chemickem Prumyslu, Praha, 1967.
122. Vaněček V., Fluidni suseni, Praha, 1963.
123. Vinterstein G., Rose K., Viching H., Chem. Techn. 2, № 2, 145 (1964).
124. Wenzel L., Chem. Eng. Progr., 58, № 5, 67 (1962).
125. Wenzel L., White R., Ind. Eng. Chem., 43, № 8, 1045 (1951).

## ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

- Абсолютно черное тело 48  
Агент сушки 137, 333, 334  
    изменение температуры 101, 342  
    рециркуляция 337 сл.  
Адсорбционно связанная вода 24  
Адсорбция 27  
Аппараты  
    полного вытеснения 91, 92  
    полного смешения 91, 92  
    РКСГ 357 сл.  
    с кипящим слоем, см. Сушилki  
        с кипящим слоем и Холодильники с кипящим слоем  
Архимеда критерий 39  
Аэрофонтанные сушилki 133 сл., 222  
  
Барабанные сушилki 175, 271, 371  
    время пребывания частиц 176, 177  
    двухходовая 189, 190  
    изменение температуры материала 341, 342  
    интенсивность сушки 193, 371  
    конструкции 186 сл.  
    объемный коэффициент теплообмена 178, 179, 182 сл., 191  
    открытая поверхность материала 179 сл.  
    расход электроэнергии 178  
    расчет 190, 191  
    типы насадок 188, 192, 193  
Барабанные установки  
    сушилki см. Барабанные сушилki  
    холодильники 411  
  
Био критерий 40, 51 сл.  
Блаузиуса формула 132  
  
Вагонетки 138, 139  
Вакуумная радиационно-кондуктивная сушка 288 сл.  
Вальцовые (валковые) сушилki 111, 148, 149, 273 сл., 370, 371  
Виброгрануляторы 312, 347  
Виброкипящий слой 311, 312  
Вибросушилki 313 сл.  
Вина закон 278  
Вихревые (циклонные) сушилki 233  
    гидравлическое сопротивление 235, 236  
    Опытного завода НИУИФ 237, 238  
    фирмы «Бютнер» 236, 238  
Влага свободная 25  
Влагосодержание 13, 16, 23  
    влияние на коэффициент теплообмена 103  
    зависимость от влажности воздуха 27  
    равновесное 25  
Влажность  
    абсолютная 12  
    гигроскопическая 26, 28  
    конечная 338, 339  
    критическая 62 сл.  
    определение 27, 28  
    относительная 12, 23  
    равновесная 25, 27, 28

- Влажный газ (воздух) 11 сл.  
 Воздухоподогреватели  
   газовые 374 сл.  
   коэффициент полезного действия 374, 375  
   паровые 373, 374  
   с промежуточным жидким теплоносителем 376 сл.  
   — — твердым теплоносителем 378 сл.
- Вязкость кипящего слоя 125
- Галилея* критерий 39  
 Генераторы излучения 280 сл.  
 Гидравлический радиус 41  
 Гидравлическое сопротивление  
   кипящего слоя 123  
   неподвижного слоя 116 сл.  
   пневмотрубы 131  
 Гигроскопическая влажность 26, 28, 60 сл.  
 Гомохронности критерий 39  
 Горелка(и)  
   беспламенные 386  
   запальники 388, 389  
   инжекционная многосопловая 386, 387  
   смешения 386 сл.  
 Гранулирование 346, 347  
   в кипящем слое 352 сл.  
   влажность продукта 359, 361  
   выход товарной фракции 358, 359  
   механизм образования гранул 353 сл.  
   покрытие гранул 362  
   при получении удобрений 347 сл.  
   прочность гранул 356  
   размеры гранул 356, 358  
   ретурный способ 347, 348  
   с сушкой 346 сл., 350 сл.
- Гриффитса* уравнение 34  
*Грасгофа* критерий 39  
*Гухмана* критерий 45 сл.
- Движение Кнудсена 58  
 Дезинтеграторы 395  
 Диаграмма  $I = d$  16, 17, 75 сл.  
 Диаметр Заутера 35
- Дисперсность материала 29  
 Диффузионный массоперенос 57 сл.
- Закон(ы)  
   Вина 278  
   Дарси 58  
   Кельвина 24  
   Рауля 24  
   Стефана—Больцмана 49  
 Запальники горелок 388, 389  
 Затворы 414, 417, 418
- Изотермы сорбции 25 сл.  
 Интенсивность сушки (напряжение по влаге) 37, 63, 108, 111 сл., 193, 258, 259, 354, 370, 371
- Камерные сушилки 111, 142 сл., 371  
 Капиллярно-пористые коллоидные материалы 25  
 Капиллярно-пористые материалы 25  
 Капиллярно-связанная вода 24  
 Кинетика сушки 60 сл., 166, 167  
 Кипящий слой 115, 119, 125 сл., 191  
*Кирпичева* критерий 64  
 Коллоидные материалы 25  
 Конвективная сушка материала  
   во взвешенном состоянии 115, 126 сл., 225 сл.  
   в полувзвешенном состоянии см.  
   Сушка в кипящем слое  
 Конвективная сушка с сопловым обдувом  
   истечение струи из сопел 164, 165  
   кинетика 166, 167  
   коэффициент массообмена 167 сл.  
   конструкции сушилок 170 сл.  
   расчет 173, 174  
 Конвективный теплообмен 37 сл., 44 сл.
- Кондуктивная сушка  
   в среде жидкого теплоносителя 277  
   жидкостей и паст 273 сл.  
   интенсивность процесса 263 сл., 268, 270  
   расчет сушилок 277, 278  
   с твердым промежуточным теплоносителем 276

- Кондуктивная сушка  
   сыпучих материалов 266 сл.  
   тонких листовых материалов 272,  
     273  
   условный коэффициент теплообмена  
     270 сл.
- Концентрация материала  
   влияние на скорость витания 129  
   при пневмотранспорте 129 сл.
- Коссовича* критерий 60
- Критическая скорость газа 115, 120 сл.
- Коэффициент(ы)  
   гидравлического сопротивления  
     слоя 118  
   диффузии 59  
   избытка воздуха при сжигании  
     топлива 21  
   лучеиспускания 49  
   массообмена 107  
   отражения лучистой энергии 48  
   поглощения лучистой энергии 48  
   пропускания лучистой энергии 48  
   сопротивления пневмотрубы 132  
   сушки 109, 110, 342  
   теплообмена 37 сл., 44, 49, 102 сл.,  
     295, 299  
   теплопроводности 56, 57  
   термодиффузии 59
- Краусольда* уравнения 44
- Кривые распределения 29 сл.
- Кришера* формула 47
- Ленточные сушилки 111, 371  
   вертикальные 171  
   десятиярусная СЛ-10 157, 158, 160  
   одноленточные многозонные 154,  
     155, 159  
   прямоточная ВТИ 153, 154  
   пятиленточная паровая СПК-30  
   расчет 158 сл.  
   устройство 152, 153  
   четырехленточные КСА 154 сл.
- Лыкова* критерий 59
- Льюиса* формула 46, 47
- Лященко* критерий 40, 129
- Миделево сечение 126
- Митчела* уравнение 177
- Михайлова* уравнение 177
- Многозонные сушилки 75 сл. 154, 155,  
   159
- Мономолекулярная адсорбция 27
- Насыщенный водяной пар 12 сл., 19
- Напряжение по влаге (интенсивность  
   сушки) 37, 63, 108, 111 сл.,  
   258, 259, 354, 370, 371
- Начальная скорость фонтанирования  
   134, 135
- Нестеренко* соотношение 47
- Никурадзе* формула 132
- Нуссельта* критерий 40 сл., 185, 206
- Пекле* критерий 41
- Пенные аппараты 395, 403, 404
- Перемешивание в аппарате 92 сл.  
   с кипящим слоем 97  
   степень перемешивания 95, 96  
   *F*-диаграмма 94, 97
- Перенос водорастворимых веществ 340,  
   341
- Петлевые сушилки 330, 371  
   для сушки киноплёнки 146, 147  
   — — паст 144, 145, 147  
   — — фотобумаги 145 сл.  
   расчет 147
- Питатели 414 сл.
- Пневмотранспорт 115, 126 сл.
- Пневмотрубы — сушилки 338  
   влажность материала на выходе 234  
   двухступенчатые 230, 231  
   интенсивность сушки 228, 234  
   концентрация материала 227, 228  
   объемный коэффициент теплообмена  
     228, 229, 231  
   потери напора 132, 133  
   с аэрофонтанными «рюмками» 229,  
     230  
   с измельчением материала 232  
   скорость газового потока 227, 229,  
     234  
   расчет 232, 233
- Пневмотрубы — холодильники 408,  
   411
- Полидисперсные системы, кривые рас-  
   пределения 29 сл.

Полимолекулярная адсорбция 27  
Порозность слоя 115 сл., 124, 125  
*Поснова* критерий 60  
Потенциал переноса  
    массы 22, 28, 57, 91, 99, 100, 104  
    тепла 22, 91, 99, 100, 104,  
Поток Стефана 45 сл.  
*Прандтля* критерий 17, 19, 40  
  
Равновесная влажность 25, 27, 28  
Радиационная сушка 278, 279  
    генераторы излучения 280 сл.  
    конструкции сушилок 282 сл.  
    листовых материалов 283, 284  
    расчет сушилок 285 сл.  
    сыпучих материалов 282, 283  
Распыление материалов 58, 346, 347,  
    364, 365, 390 сл.  
    вентиляционный эффект 245, 249  
    диски с соплами 249  
    — с лопатками 249, 250  
    в сушилках с дисковым распыле-  
        нием 252 сл.  
    в форсуночных сушильных камерах  
        250 сл.  
    количество испаряемой влаги 258,  
        259  
    механическими форсунками 239, 241  
    напряжение сушилок по влаге 258,  
        259  
    объемный коэффициент теплообмена  
        256, 257  
    плотность орошения 246 сл.  
    пневматическими форсунками 241,  
        242  
    размер капель 240, 244  
    расход воздуха 242, 243  
    — раствора 240, 242, 243  
    — электроэнергии 243, 250  
    расчет сушилок 256, 257, 260  
    факел распыла 244 сл.  
    центробежными дисками 244 сл.  
*Рауля* закон 24  
*Рейнольдса* критерий 39, 206  
*Розина* и *Рамллера* уравнение 34

Свободная влага 25  
Связь влаги с материалом 23 сл.  
Скорость витания 128, 129  
Скорость сушки 63, 108  
Скруббер(ы) 407  
    гидравлическое сопротивление 397  
    диаметр 397  
    насадочные 396  
    плотность орошения 399, 400  
    полые 398, 400  
    расчет 401  
    степень очистки газов 396  
    упаривание растворов 399, 400  
    центробежные ВТИ 396 сл.  
*Соре* эффект 58  
Способы усреднения диаметра ча-  
    стицы 35  
Средний объемно-поверхностный диа-  
    метр частиц (диаметр Заутера) 35  
*Стентона* критерий 41  
Степень перемешивания 95 сл.  
Степень черноты тела 49  
*Стефана—Больцмана* закон 49  
*Стефана* поток 45 сл.  
Сушилки(а)  
    аэрофонтанные 133 сл., 222 сл.  
    барабанные см. Барабанные су-  
        шилки  
    БГС 350 сл.  
    вакуумные 289, 290, 370  
    вальцовые (валковые) 111, 148,  
        149, 273 сл., 370  
    вихревые см. Вихревые (циклонные)  
        сушилки  
    грануляторы см. Гранулирование  
    газовые радиационные 330  
    для жидкостей и паст 323, 324 сл.  
    — растворов 331, 332  
    — сыпучих материалов 326 сл.  
    — тонких гибких материалов 272,  
        273, 329 сл.  
    изменение температуры газов 342  
    камерные 111, 142 сл., 371  
    комбинированная ВТИ 330  
    ленточные см. Ленточные сушилки  
    материальный баланс 66 сл.  
    непрерывного действия 108

## Сушилки (а)

определение габаритов 88 сл.  
периодического действия 122, 366,  
367

петлевые см. Петлевые сушилки  
поверхность материала 88, 89, 111  
радиационные 282 сл.

расход агента сушки 72 сл., 112  
— топлива 73 сл.

расчет 88 сл., 106, 141, 142, 147,  
173, 174, 190, 191, 232,  
233, 256, 257, 260, 277, 278,  
285 сл.

— при помощи  $I-d$  диаграммы  
75, 76 сл.

РКСГ 357 сл.

с виброкипящим слоем 313 сл.

с кипящим слоем см. Сушилки с ки-  
пящим слоем

сопловая конвективная 330

тарельчатые 268, 269 сл., 371

тепловой баланс 68 сл.

теплоизоляция 70

трубчатые 266 сл.

туннельные см. Туннельные су-  
шилки

турбинные 149 сл., 371

шахтные 161 сл., 371

шнековые 371

цилиндрические 111, 272, 273, 371

## Сушилки с кипящим слоем

аэрофонтанные 133 сл., 222 сл.

влажность материала на выходе 196

время пребывания материала в слое  
194 сл., 200

классификация 194

конструкция решеток 216, 218,  
219

объемный коэффициент теплообмена  
191, 202, 205

основные типы 207 сл.

перемешивание 195, 198

тепловой расчет 220 сл.

теплообмен в слое 200 сл.

унос частиц из слоя 207, 390 сл.

функция распределения времени  
пребывания 196, 199

## Сушка

вакуумная радиационно-кондук-  
тивная 288 сл.

в барабанных установках см. Бара-  
банные установки

в вихревом потоке см. Вихревые  
сушилки

в кипящем слое 207, 298, 304,  
331, 352 сл., 364, 365, 367,  
390 сл., см. также Сушилки  
с кипящим слоем

— пневмотрубах см. Пневмотру-  
бы — сушилки

— пульсирующем потоке газа  
310 сл.

— среде жидкого теплоносителя 277

— струйных установках 306 сл.

выбор агента сушки 333, 334

выбор рационального способа  
363 сл.

движущая сила процесса 91, 92,  
96, 97

двойного суперфосфата 395

длительность процесса 109 сл.

жидкостей 273 сл.

зерна 197

изменение температуры газов 342

— — материала 341 сл.

интенсивность (напряжение по вла-  
ге) 37, 63, 108, 111 сл.,  
354, 370, 371

инфракрасными лучами 111, 112

кинетика 60 сл., 166, 167

комбинированными способами  
323 сл.

конвективная 136 сл.

конвективная с сопловым обдувом  
см. Конвективная сушка с  
сопловым обдувом

кондуктивная см. Кондуктивная  
сушка

листовых материалов 145 сл.,

170 сл., 272, 273, 283, 284

оптимальный режим 335 сл., 363

паст 144, 145, 147, 171, 273 сл.

перегретым паром 293 сл.

перенос водорастворимых веществ  
340, 341

Сушка  
подготовка материала 334, 335  
при вибрации частиц 310 сл.  
радиационная см. Радиационная  
сушка  
распылением см. Распыление мате-  
риалов  
растворов 301 сл. 306 сл.  
расход электроэнергии 178, 365,  
370, 371  
с гранулированием 346 сл., 350 сл.  
скорость процесса 62, 63  
со сбросом давления 300, 301  
с предварительным перегревом рас-  
творов 301 сл.  
— рециркуляцией газов 337 сл.  
— рециркуляцией материала 338  
— твердым промежуточным тепло-  
носителем 276  
сыпучих материалов 266 сл., 282,  
283  
токами высокой частоты 58, 320 сл.  
усадка материала 339, 340

Теплоемкость газов 14, 15

Теплообмен излучением 48 сл.

— теплопроводностью 50 сл.

Теплопроводность 50, 51, 56, 57

Теплота парообразования 19

Термограммы 336, 337

Топки

для сжигания газа 383 сл.

— — мазута

— — твердого топлива 381, 382

полугазовые 377, 378

с пневматическим забрасывателем  
382

Топочные газы 19, 21

*Трутона* правило 19

*Тума* уравнение 177

Туннельные сушилки 83, 84, 101, 105

агент сушки 137

вертикальные 141

для сушки желатины 139

расчет 141, 142

скорость газов 137

с рециркуляцией отработанных га-  
зов 139, 140

типы вагонеток 138, 139

Турбинные сушилки 149 сл., 371

Угол естественного откоса 121

Улавливание частиц

в мокрых пылеуловителях см.

Скрубберы

в фильтрах см. Фильтры

в центробежных пылеотделителях

см. Циклоны

Упаривание растворов 367, 368

Уравнение(я)

Ворошилова 178

Гиббса 22

Гиббса — Гельмгольца 23

Гриффитса 34

Клапейрона — Клаузиуса 19

Краусольда 44

Менделеева — Клапейрона 12

Митчела 177

Михайлова 177

распределения 31 сл.

Розина и Раммлера 34

теплопроводности 50, 51, 56

Тума 177

Федорова 263

Фурье 50, 51, 343

Усадка материала при сушке 339, 340

Факел распыла 244 сл.

Фактор формы частицы 37

*Федорова*

критерий 40, 121, 128, 129

уравнение 263

Фильтры

матерчатые 404 сл.

ультразвуковые 406, 407

электрические 406, 407

Формула(ы)

Блаузиуса 132

Менделеева 20

Никурадзе 132

Фрасера 244

Формы связи влаги с материалом 23 сл.

Форсунки 400

для распыления мазута 389, 390

механические 239 сл.

пневматические 241 сл.

- Фруда* критерий 39  
Функция распределения времени пребывания 196, 199  
*Фурье*  
критерий 40, 51 сл.  
уравнение 50, 51, 343
- Характерный (определяющий) размер тела 41 сл.
- Химически связанная вода 23 сл.
- Холодильники  
барабанные 411  
вибрационные 412  
ленточные 412, 413  
пневмотрубы 408, 411  
с кипящим слоем 408 сл., 412  
— пневмотранспортом 411  
способы охлаждения материала 407  
хладоагенты 407  
шахтные 413, 414
- Центробежные диски 244 сл.  
с лопатками 250  
с соплами 249, 250
- Циклон(ы) 407  
батарейные 393, 394  
гидравлическое сопротивление 392  
диаметр 392, 393  
коэффициент гидравлического сопротивления 392  
«Ниро-Атомайзер» 394, 395  
скорость газов 391, 392  
степень очистки газов 391, 392  
центробежные 391
- Цилиндрические сушилки 111, 371
- Число псевдооживления 124
- Шахтные сушилки 161 сл., 371
- Шнековые сушилки 371
- Эйлера* критерий 39  
Электрофилтры 406, 407  
Энергия связи влаги с материалом 23 сл.  
Энтальпия газов 14 сл., 22  
Эффект Соре 58  
Эффузия 57

**Михаил Васильевич Лынов**

**Сушка в химической промышленности**

М. Издательство «Химия», 1970 г.  
432 с. УДК 66.047:541.124/.128

Редактор **Р. Е. Миневич**

Художник **Н. В. Носов**

Техн. редактор **В. В. Ноган**

Корректоры **З. В. Норшунова, М. С. Хрипунова**

Т-03727. Подписано к печати 20/1 1970 г.

Формат бумаги 60×90<sup>1</sup>/<sub>16</sub>. 27 п. л.

Уч.-изд. л. 27. Заказ № 143. Цена 1 р. 53 к.

Тираж 12 000 экз. Бум. тип. № 2.

Темплан 1969 г., № 94

Ленинградская типография № 6  
Главполиграфпрома Комитета по печати  
при Совете Министров СССР  
Ленинград, С-144, ул. Моисеенко, 10

# ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»

РУМЯНЦЕВ О. В.

## Оборудование цехов синтеза высокого давления в азотной промышленности

25 л., ц. 1 р. 08 к. в пер.

ГОТОВИТСЯ  
К ВЫПУСКУ  
в 1970 г.

В книге кратко изложены физико-химические основы процессов синтеза аммиака, карбамида, спиртов, описаны промышленные схемы их производства. Основное внимание уделено аппаратурному оформлению этих процессов — дан подробный анализ типов, устройства и конструкций насадок колонн синтеза, рассмотрены конденсационно-сепарационная аппаратура, конструкции и основные узлы сосудов, циркуляционных компрессоров и насосов высокого давления. Показаны методы технологических, тепловых и механических расчетов описываемого оборудования.

Книга предназначена в качестве учебного пособия для студентов химико-технологических вузов и факультетов, специализирующихся в области процессов и аппаратов химических производств, технологии связанного азота и химического аппаратуростроения. Она представит также большой интерес для широкого круга инженерно-технических работников химической и смежных с ней отраслей промышленности.

*Предварительные заказы на книгу можно оформить в магазинах, распространяющих научно-техническую литературу.*