

6п71
▲88
66

Распылительные сушилки

М. В. Лыков, Б. И. Леончик

161.637

Основы
теории
и расчета

Библиотека ИХТИ
выдачный отдел
г. Иваново, ул. Ленина, 5



ИЗДАТЕЛЬСТВО
«МАШИНОСТРОЕНИЕ»
Москва 1966

В книге изложены основные вопросы теории и практики распылительной сушки. Теоретические сведения приводятся в объеме, достаточном для анализа существующих и расчета новых распылительных сушилок. Значительное внимание уделено прикладным вопросам, касающимся конструкций и схем. Рассмотрены новые варианты распылительных сушилок, разработка и внедрение которых окажутся полезными в ряде отраслей промышленности.

Отдельная глава посвящена вопросам измерений при распылительной сушке, в том числе новыми способами измерений температур, концентраций, скоростей, дисперсности фаз.

Книга предназначена для инженерно-технических работников, занимающихся исследованием, проектированием, эксплуатацией и наладкой распылительных сушилок в химической, пищевой и других отраслях промышленности, а также может служить пособием для студентов теплоэнергетических, химических, пищевых и других учебных заведений, в которых предусмотрено изучение сушильных процессов.

Рецензент д-р техн. наук П. Д. Лебедев
Редактор канд. техн. наук А. П. Фокин

Посвящается шестидесятилетию
Московского ордена Ленина
Энергетического института.

ПРЕДСЛОВИЕ

Создание материально-технической базы коммунизма предполагает бурное развитие химической, пищевой, строительной и других отраслей промышленности, в которых часто требуется получать сухой продукт различной дисперсности и структуры.

Эту задачу можно решать, используя в технологической схеме распылительные сушилки. Характерным обстоятельством является большое многообразие применяемых и проектируемых в настоящее время отечественных и зарубежных сушилок. Поэтому естественным представляются трудности, с которыми приходится сталкиваться работникам проектных организаций и промышленных предприятий при решении вопроса о выборе оптимальных схем и конструкций, об определении размеров элементов распылительных сушилок.

Авторами настоящей книги предпринята попытка отразить современное состояние теории и практики распылительной сушки, обобщить те сведения, которые могут оказаться полезными, как из области сушильной техники, так и из других областей, в которых используются аналогичные процессы (например, в области двигателестроения, кондиционирования воздуха, метеорологии и т. д.).

Протекание и эффективность распылительной сушки определяются закономерностями совокупности процессов: диспергирование жидкости; механики газозвесей; тепло- и массообмена при испарении капель раствора; коалесценции при соударении капель; физико-химическими особенностями кристаллизации. Наиболее существенные научные достижения, способствующие успешному развитию теории и техники распылительной сушки, были сделаны благодаря исследованиям Г. Н. Абрамовича, О. А. Кремниева, Л. И. Кудряшева, Г. А. Кука, А. М. Ластовцева, П. Д. Лебедева, А. В. Лыкова, А. С. Лылевского, Н. А. Фукса и др. в нашей стране и Гаувина, Глуккера, Ранца и Фрасера, Маршала (ША), Колара (ЧССР), Хаге (ФРГ), Нильсона, Луида (Дания) и др. за рубежом.

Приведенные в книге соотношения, во-первых, помогут читателю выполнить количественные оценки составляющих процессов, определить влияние режимных параметров на показатели

сушки; во-вторых,— осуществить инженерные расчеты сушилок и других элементов схем для определения их размеров и технико-экономических показателей процесса.

Кроме того, приводятся конкретные схемы, конструкции распылительных сушилок и распылителей, режимы сушки, а также дается анализ их эффективности, главным образом применительно к задачам химической промышленности.

Наряду со сведениями об основных методах измерений и принципах автоматизации, материал книги, как надеются авторы, поможет делу совершенствования и интенсификации распылительной сушки.

Все критические замечания авторы примут с благодарностью.

АВТОРЫ



ГЛАВА I

ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

ОСОБЕННОСТИ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ

Распылительная сушка в основном применяется, если необходимо испарить растворитель и получить из высушиваемого материала порошкообразный или гранулированный сухой продукт.

Экономическая целесообразность распылительной сушки особенно очевидна при необходимости сушки материалов, близких к состоянию насыщения (например, после выпарки), а также при организации в камере сушилки комбинированного процесса гидротермической обработки. Высушиваемые материалы специальными приспособлениями (вращающимися дисками, форсунками) диспергируются в сушильной камере, через которую протекает тепло- и влагоноситель в газообразном состоянии (нагретый воздух, газы продуктов горения топлива, перегретый пар и т. п.). Благодаря развитой поверхности диспергированных частиц происходит интенсивный тепло- и массообмен с агентом сушки (теплоносителем), и распыленные частицы быстро отдают свою влагу. Сухой продукт в виде порошка падает на дно сушильной камеры, откуда непрерывно удаляется. Невыпавшая часть высущенных частиц выделяется из отработанного газа или воздуха в пылеотделителях (матерчатых фильтрах, циклонах, скрубберах и т. д.).

Высушенные частицы в большинстве случаев имеют разнообразную форму и могут быть сплошными (монолитными), пустотельными или иметь губчатую структуру в зависимости от молекулярной структуры высушиваемого раствора и режима сушки.

Существуют и другие способы сушки распылением: сушка в вакуум-распылительных сушилках или так называемая «холодная».

Способ холодной сушки распылением применяется для материалов, которые в нагретом состоянии представляют собой жидкость, а при нормальных температурах являются твердыми телами. Такие материалы распыляются в нагретом состоянии в потоке холодного воздуха. Испарение происходит за счет тепла, аккумулированного самим материалом.

Очевидными достоинствами обладает также способ сушки перегретых перед распылителем растворов. При его использовании

улучшается процесс распыления, уменьшаются размеры аппаратуры и удельные энергозатраты, в ряде случаев улучшаются технологические показатели сухого продукта. В специальных случаях при сушке термочувствительных, дорогостоящих растворов целесообразно применение ультразвуковых распылителей и генераторов для «озвучивания» объема камер сушилок. Распылением можно высушивать любые продукты, которые могут быть поданы к распыливающему аппарату насосом или под давлением.

Способ сушки распылением обладает рядом преимуществ по сравнению с другими методами сушки.

1. Процесс сушки протекает чрезвычайно быстро (обычно 15—30 сек) и частицы в зоне повышенных температур имеют насыщенную поверхность, температура которой близка к температуре адиабатного испарения чистой жидкости. Благодаря мгновенной сушке и невысокой температуре распыленных частиц материала высушенный продукт получается хорошего качества; например, не происходит денатурации белков, окисления, потеря витаминов и т. д. Этот метод часто применяется для сушки пищевых продуктов, органических солей и красителей, биологических и фармацевтических препаратов и других термочувствительных материалов. По качественным свойствам продукт, высушенный в распылительных сушилках в нагретом воздухе или инертном газе (азот, углекислый газ), можно сравнить только с продуктом, высушенным при глубоком вакууме.

2. При сушке распылением легко регулировать и изменять в нужном направлении качественные показатели готового продукта в зависимости от условий сушки. Например, можно регулировать и изменять в определенных границах объемный вес сухого порошка, величину частиц, конечную влажность и температуру.

3. В результате сушки получается готовый продукт, который не требует обычно дальнейшего измельчения и обладает повышенной растворимостью.

4. При применении сушки распылением часто может быть значительно сокращен и полностью механизирован технологический цикл получения сухого продукта. В этом случае могут быть исключены такие процессы как фильтрация, центрифугирование, размол и т. д.

5. В распылительных сушилках можно достичнуть высокой производительности по высушиваемому материалу, при этом не требуется большого количества обслуживающего персонала.

6. Высушиваемый материал в процессе сушки не соприкасается с поверхностями сушилки до тех пор, пока он не высыхнет. Это упрощает разрешение проблемы коррозии и выбора материала для сушильной камеры. При других способах сушки влажный продукт соприкасается с металлическими поверхностями.

7. В распылительных сушилках можно осуществить сушку в широких температурных пределах (60—1200° С).

8. Распылительные сушилки могут быть использованы для сушки липких аморфных продуктов, которые требуется получить в измельченном состоянии. Измельчение таких продуктов, например, с помощью размола осуществить невозможно. В камере одновременно находится немного продукта, поэтому нет опасения за порчу большого количества его в случае непредвиденной остановки сушилки.

9. При сушке распылением легко осуществить получение высушенного продукта, состоящего в определенных соотношениях из ряда различных сухих компонентов, добавлением необходимого количества других материалов до сушки в основной материал или одновременным распылением этих материалов.

10. Не происходит вынос пыли высушиваемого продукта в помещение цеха, что особенно важно при сушке вредных для человеческого организма веществ.

Метод сушки распылением имеет и недостатки: большие удельные габариты сушильной установки при сушке с начальной температурой воздуха 100—150° С;

сравнительно дорогое и сложное оборудование для распыления и выделения высушенного продукта из отработанных газов;

повышенный расход электроэнергии, обусловленный затратами на распыление и увеличенным расходом воздуха, вследствие небольшого процента насыщения отработанного воздуха при невысоких начальных температурах сушки;

небольшие объемные веса высушенного продукта, вследствие чего для получения необходимой плотности приходится применять, например, брикетирование порошка.

Удельный расход тепла, отнесенный к 1 кГ испаряемой влаги, в распылительных сушилках составляет в зависимости от режима сушки 850—1500 ккал/кГ.

Технико-экономические показатели этого метода сушки могут быть значительно улучшены за счет интенсификации процесса испарения в распылительных сушилках. Как показала практика, при сушке высокодиспергированных материалов можно значительно интенсифицировать процесс, в результате чего сокращаются габариты установки и расходы электроэнергии и тепла.

ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА ТЕПЛНОСИТЕПЕЙ

Наиболее распространенным сушильным агентом является влажный газ (обычно воздух), представляющий собой смесь сухой части газа и водяного пара. Состояние влажного газа (воздуха) определяется следующими параметрами: температурой, давлением, объемом, плотностью, влажностью, энталпийей. Влажность газа выражается в абсолютных или относительных величинах. Масса пара, содержащейся в 1 м³ газа,

называется абсолютной влажностью; так как объем смеси равен объему каждого компонента, то абсолютная влажность воздуха равна концентрации пара в смеси $c_n \text{ кг}/\text{м}^3$.

Относительной влажностью воздуха (относительным влагосодержанием) φ называется отношение концентрации пара, содержащегося в 1 м^3 воздуха, к максимальной концентрации, которую может иметь пар в том же объеме при одной и той же температуре и барометрическом давлении. Если температура меньше той, при которой давление пара становится равным барометрическому, то максимальная концентрация пара $c_{n\max}$ будет численно равна плотности насыщенного пара p_n при той же температуре:

$$\varphi = \frac{c_n}{c_{n\max}} 100 = \frac{c_n}{p_n} 100\%.$$

При температуре, превышающей температуру кипения, максимальная концентрация пара равна плотности перегретого пара при соответствующей температуре и барометрическом давлении, определяемой из соответствующего характеристического уравнения. Если в качестве приближения применить к пару уравнение Менделеева — Клайперона, то можно написать

$$\varphi = \frac{p_n}{p_n} 100\%,$$

где p_n — давление насыщенного пара при данной температуре. Зависимость между давлением насыщенного пара и температурой кипения ($T_n = 273 + t_n \text{ }^\circ\text{C}$) может быть выражена эмпирической формулой

$$\lg p_n = A - \frac{a}{T_n},$$

где A и a — константы уравнения.

В табл. 1 приводятся значения A и a для различных жидкостей по данным [63].

Таблица I

Жидкость	A	a	Температурные пределы в $^\circ\text{C}$
Вода	5,9778	2224,4	От +20 до +100
	5,6485	2101,1	» +100 » +200
Аммиак	5,1472	1230,9	» — 50 » +30
Углекислота	4,703	860,2	» — 50 » +30
Этиловый спирт	6,266	2196,5	» — 20 » +120

Расчет сушильных установок обычно ведут на 1 кг абсолютно сухого газа, так как эта величина остается постоянной в процессе сушки. Масса пара, содержащаяся во влажном газе, отнес-

сенная к 1 кг массы сухого газа, называется влагосодержанием и обозначается $d \text{ [Г/кГ]}$ или $X \text{ [кГ/кГ]}$.

Влагосодержание газа равно

$$d = 1000 \frac{c_n}{c_{e,e}} \Gamma/\text{kG} \quad (1)$$

или

$$d \approx 1000 \frac{M_n}{M_e} \cdot \frac{p_n}{p_6 - p_n} \Gamma/\text{kG},$$

где $c_{e,e}$ — концентрация сухого газа в $\text{кГ}/\text{м}^3$;
 M_n, M_e — молекулярные веса соответственно пара и газа.

Для смеси водяной пар — воздух получим

$$d \approx 622 \frac{p_n}{p_6 - p_n} \Gamma/\text{kG}. \quad (2)$$

Удельный вес влажного газа численно равен сумме концентраций сухого газа и пара жидкости, находящихся в этом объеме:

$$\gamma_{v,a} = c_{e,e} + c_n \text{ кГ}/\text{м}^3, \quad (3)$$

где

$$c_{e,e} = \gamma_{e,e}^o \frac{273,16}{T} \frac{p_6 - p_n}{p_6}$$

и

$$c_n = \gamma_n^o \frac{273,16}{T} \frac{p_n}{p_6}$$

$\gamma_{e,e}^o$ — удельный вес сухого газа при 0°C (для воздуха $1,293 \text{ кГ}/\text{м}^3$);

γ_n^o — удельный вес пара при 0°C (для водяного пара $0,804 \text{ кГ}/\text{м}^3$).

$$\gamma_{v,a} = 0,289 \frac{p_6}{T} \frac{1000 + d}{\frac{804}{\gamma_{e,e}^o} + d} \text{ кГ}/\text{м}^3. \quad (4)$$

Для смеси воздуха с водяным паром

$$\gamma_{v,a} = 0,289 \frac{p_6}{T} \frac{1000 + d}{622 + d} \text{ кГ}/\text{м}^3. \quad (5)$$

Удельный объем влажного воздуха v_0 , отнесенный к 1 кг сухого воздуха, можно подсчитать по соотношению

$$v_0 = 3,46 \frac{T}{p_6} \frac{622 + d}{1000} \text{ м}^3/\text{kG} \text{ сухого воздуха};$$

тогда плотность влажного воздуха можно определить по уравнению

$$\gamma_{v,a} = \frac{1 + 0,001 d}{v_0} \text{ кГ}/\text{м}^3.$$

Теплоемкость пара и газа при постоянном давлении значительно изменяется в зависимости от температуры, поэтому различают истинную теплоемкость при какой-то определенной температуре (c ккал/кГ·°С) и среднюю теплоемкость в интервале температур $0-t$ (c ккал/кГ·°С).

Средняя теплоемкость, которую в дальнейшем будем называть просто теплоемкостью, определяется соотношением

$$c = \frac{\int_0^t c dt}{(t-0)} \text{ ккал/кГ·°С.}$$

Для парогазовых смесей в сушильной технике введено понятие теплоемкости влажного газа при постоянном давлении $c'_{\text{вл.г}}$ отнесенной к 1 кГ влажного газа, и теплоемкости влажного пара ($c'_{\text{вл.п}}$), отнесенной к 1 кГ сухого воздуха.

Теплоемкость влажного газа, отнесенная к 1 кГ влажного газа, равна

$$c'_{\text{вл.г}} = \frac{c_{\text{с.г}} + 0,001c_n d}{1 + 0,001d} \text{ ккал/кГ влажного газа °С.} \quad (6)$$

Теплоемкость влажного газа, отнесенная к 1 кГ сухого газа, равна

$$c'_{\text{вл.п}} = c_{\text{с.г}} + c_n \frac{d}{1000} \text{ ккал/кГ сухого газа °С,} \quad (7)$$

где $c_{\text{с.г}}$ — теплоемкость сухого газа в ккал/кГ·°С;
 c_n — теплоемкость пара жидкости в ккал/кГ·°С.

Соотношения (6) и (7) справедливы как для истинных, так и для средних теплоемкостей пара и газа. Значения истинной теплоемкости сухого воздуха и водяного пара в зависимости от температуры приводятся в [63].

Для влажного воздуха приближенно можно определить среднюю теплоемкость в интервале температур 0—500° С по соотношению

$$c_{\text{вл.г}} = 0,244 + 0,45 \frac{d}{1000} \text{ ккал/кГ сухого газа · °С.}$$

Энталпия (теплосодержание) влажного газа i равна сумме энталпий отдельных частей, составляющих парогазовую смесь.

Энталпия влажного газа, отнесенная к 1 кГ сухой части, равна

$$i = \int_0^t c_{\text{с.г}} dt + \frac{d}{1000} (i_0 + \int_0^t c_n dt) \text{ ккал/кГ сухого газа,}$$

где i_0 — энталпия пара жидкости при 0° С в ккал/кГ,

40

или

$$i = c_{\text{с.г}} t + \frac{d}{1000} i_n \text{ ккал/кГ сухого газа,}$$

где i_n — энталпия перегретого пара жидкости в ккал/кГ.

Энталпия перегретого пара, находящегося во влажном газе при температуре t_n , равна

$$i_n = i_n(t_n - t_p) \text{ ккал/кГ,} \quad (8)$$

где t_p — температура точки росы в °С;

i_n — энталпия насыщенного пара, равная

$$i_n = c_{\text{ж}} t + r \text{ ккал/кГ,} \quad (9)$$

где $c_{\text{ж}}$ — теплоемкость жидкости в ккал/кГ·°С;

r — удельная теплота испарения в ккал/кГ.

Температурой точки росы t_p называется та температура, до которой надо охладить влажный газ, чтобы он стал насыщенным ($\varphi = 100\%$), при $d = \text{const}$.

Для определения энталпии перегретого водяного пара можно пользоваться следующей зависимостью:

$$i_{\text{в.п}} = 595 + 0,47t \text{ ккал/кГ.} \quad (10)$$

В табл. 2 дана зависимость между удельной теплотой парообразования и температурой кипения различных жидкостей.

Таблица 2

Пар	Формула	Температурные пределы в °С
H ₂ O	$r = 597,2 - 0,545t - 0,00038t^2$	От 0 до +120
NH ₃	$r = 301,5 - 0,85t - 0,00264t^2$	» -50 » +50
CO ₂	$r = 55,8 - 0,736t - 0,0085t^2 - 0,00009t^3$	» -50 » +20
SO ₂	$r = 90,8 - 0,3018t - 0,004324t^2$	» -30 » +40
CH ₃ Cl	$r = 97,0 - 0,1733t - 0,00144t^2$	» -40 » +40
C ₂ H ₅ OH	$r = 221,0 - 0,0374t - 0,00188t^2$	» 0 » +160

Коэффициент динамической вязкости газов и водяного пара может быть определен как

$$\eta = K \frac{(t + 273)^{4/5}}{(t + 273) + C} \text{ кГ · сек/м}^2. \quad (11)$$

Значения констант уравнения для некоторых газов приведены ниже:

	K · 10 ⁻⁷	С
Углекислый газ CO ₂	15,52	233
Воздух	15,06	122
Водяной пар H ₂ O	22,36	961
Азот N ₂	13,85	102

11

Для газовых смесей значение η может быть подсчитано по уравнению смещения.

Коэффициент теплопроводности λ газов лежит в пределах значений от 0,005 до 0,5 ккал/м·ч·°С, мало зависит от давления и с повышением температуры увеличивается.

Наряду с воздухом, широкое распространение получил и такой теплоноситель как топочные газы, который имеет высокую температуру и перед подачей в сушилку разбавляется воздухом.

Важнейшими для проведения теплотехнических расчетов сушилок являются параметры: энтальпия и влагосодержание топочных газов.

В этом случае можно с достаточной для инженерных расчетов точностью пользоваться диаграммой $i - d$ для влажного воздуха.

При расчете параметров смеси топочных газов и воздуха необходимо иметь элементарный состав принятого топлива. Теплотворную способность твердого и жидкого топлива можно определить калориметрированием или подсчитать по формуле Менделеева

$$Q_e^p = 81C^p + 300H^p - 26(O^p - S^p) \text{ ккал/кГ топлива}, \quad (12)$$

$$Q_n^p = Q_e^p - 6(9H^p + W^p) \text{ ккал/кГ топлива}. \quad (13)$$

Для сухого газообразного топлива

$$\begin{aligned} Q_e^p &= 22,4(5,32CH_4 + 5,05C_2H_6 + 4,94C_3H_8 + \\ &+ 4,87C_4H_{10} + 4,83C_5H_2 + 5,07C_2H_4 + \\ &+ 4,91C_6H_6 + 4,84C_4H_8 + 1,64H_2S + \\ &+ 12,75H_2 + 1,08CO) \text{ ккал/кГ сухого газа}, \quad (14) \\ Q_n^p &= Q_e^p + 600 \sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n \text{ ккал/кГ сухого газа}. \end{aligned}$$

Элементарный состав топлива выражен в процентах по массе m (знак при С) и n (знак при Н) соответствующих составляющих газообразного топлива.

Теоретическое количество абсолютно сухого воздуха, необходимое для сжигания 1 кГ твердого и жидкого топлива, будет

$$L_0 = 0,115C^p + 0,342H^p - 0,043(O^p - S^p) \text{ кГ/кГ топлива},$$

для сухого газообразного топлива

$$\begin{aligned} L_0 &= 1,38(0,0179CO + 0,248H_2 + 0,44H_2S + \\ &+ \sum \frac{m+\frac{n}{4}}{12m+n} C_m H_n - O_2) \text{ кГ/кГ газообразного топлива}. \quad (15) \end{aligned}$$

Масса сухого газа при сгорании 1 кГ твердого или жидкого топлива равна

$$L_{c.e} = 1 + \alpha_r L_0 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100} \kappa\Gamma/\kappa\Gamma \text{ топлива}, \quad (16)$$

где α_r — коэффициент избытка воздуха, учитывающий отношение подаваемого в топку действительного количества воздуха (L_r) к теоретическому количеству воздуха (L_0),

$$\alpha_r = \frac{L_r}{L_0};$$

для газообразного топлива

$$L_{c.e} = 1 + \alpha_r L_0 - \sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n \kappa\Gamma/\kappa\Gamma. \quad (17)$$

Полную массу водяного пара, поступающего со смесью топочных газов и воздуха, можно подсчитать по соотношению

$$L_n = \frac{9H^p + W^p}{100} + \frac{\alpha L_0 d_0}{1000} + W_r \kappa\Gamma/\kappa\Gamma \text{ топлива}, \quad (18)$$

где α — общий коэффициент избытка воздуха;

d_0 — влагосодержание дутьевого или добываемого к топочным газам воздуха в Г/кГ;

W_r — масса водяного пара, применяемого для дутья или распыления топлива, в кГ/кГ.

Для сухого газообразного топлива

$$L_n = \sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n + \frac{\alpha L_0 d_0}{1000} + W_r \kappa\Gamma/\kappa\Gamma. \quad (19)$$

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

$$d = 1000 \frac{L_n}{L_{c.e}} \Gamma/\kappa\Gamma.$$

По заданной (по режиму сушки) температуре смеси топочных газов и воздуха t_1 можно определить коэффициент избытка воздуха из теплового баланса, составленного на 1 кГ топлива:

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{Q_e^p \eta_r + c_r f_r - \left(1 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100}\right) C_c f_1}{L_0 \left(c_{c.e} f_1 + \frac{i_n d_0}{1000} - i_0\right)} - \\ &- \frac{\frac{9H^p + W^p}{100} i_n + W_r (i'_n - i_n)}{L_0 \left(c_{c.e} f_1 + \frac{i_n d_0}{1000} - i_0\right)}; \quad (20) \end{aligned}$$

для газообразного топлива

$$\alpha = \frac{Q_s^p \eta_r + c_r t_r - \left(1 - \sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n\right) c_{c,e} i_1}{L_0 \left(c_{c,e} i_1 + \frac{i_n d_0}{1000} - i_0 \right)} - \frac{\left(\sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n \right) i_n + W_r (i_n' - i)}{L_0 \left(c_{c,e} i_1 + \frac{i_n d_0}{1000} - i_0 \right)}, \quad (21)$$

где c_r и t_r — теплоемкость и температура топлива;

i_n — энталпия дутьевого или форсуночного пара;

$c_{c,e}$ — теплоемкость сухих газов, которая может быть принята равной теплоемкости воздуха;

i_n' — энталпия пара при температуре t_1 ;

η_r — к. п. д. топки, учитывающий потери в окружающую среду самой топкой.

Потери от химической (q_3) и механической (q_4) неполноты сгорания не должны входить в η_r , так как подсчеты L_n и $L_{c,e}$ были сделаны в предположении полного сгорания.

Энталпия топочных газов для твердого, жидкого, газообразного топлива равна

$$i = \frac{Q_s^p \eta_r + c_r t_r + a L_0 i_0 + W_r i_n'}{L_{c,e}} \text{ ккал/кГ.}$$

Объем газов определяется по формуле

$$V_e = \frac{L_{c,e}}{\gamma_{c,e}} + \frac{L_n}{0,805} \text{ м}^3/\text{кГ топлива},$$

где $\gamma_{c,e}$ — удельный вес сухих газов в $\text{кГ}/\text{м}^3$.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС КОНВЕКТИВНОЙ СУШИЛКИ

Под влагой мы подразумеваем любую жидкость, которая в процессе сушки должна быть частично или полностью удалена. Высушиваемый материал можно представить как смесь абсолютно сухого вещества и влаги. Количество влаги, содержащейся в исходном материале, например в растворе, или высушенному продукту, выраженное в процентах от общей массы раствора или продукта, условимся называть влажностью раствора или продукта (w):

$$w = 100 \frac{W}{G} = 100 \frac{W}{G_c + W} \%,$$

где G — вес раствора в кГ ;

G_c — вес абсолютно сухого вещества в кГ ;

W — вес влаги в кГ .

В процессе сушки масса абсолютно сухого вещества не изменяется, если нет уноса или других потерь; в этом случае

$$G_c = G_1 \frac{100 - w_1}{100} = G_2 \frac{100 - w_2}{100} \text{ кГ/ч},$$

откуда

$$G_1 = G_2 \frac{100 - w_2}{100 - w_1} \text{ кГ/ч},$$

где G_1 и G_2 — вес раствора до и после сушки в кГ/ч ;

w_1 и w_2 — влажность раствора до и после сушки в %.

Количество испаряемой влаги в процессе сушки W равно разности масс раствора и сухого продукта и может быть определено по формуле

$$W = G_1 - G_2 = G_1 \frac{w_1 - w_2}{100 - w_2} = G_2 \frac{w_1 - w_2}{100 - w_1}. \quad (22)$$

В теории процесса сушки принято выражать влажность раствора (материала) как отношение количества влаги, содержащейся в материале, к абсолютно сухой массе, т. е.

$$w^e = \frac{W}{G_c} 100\%. \quad (23)$$

Количество влаги, содержащейся в растворе до и после сушки, будет соответственно равно $\frac{G_c w_1^e}{100}$ и $\frac{G_c w_2^e}{100}$.

Количество испаренной влаги в процессе сушки будет равно

$$W = G_1 - G_2 = \frac{G_c}{100} (w_1^e - w_2^e) \text{ кГ/ч}.$$

Для пересчета относительной влажности раствора в процентах на влажность, отнесенную к весу абсолютно сухого вещества, и наоборот, можно пользоваться соотношениями

$$w^e = \frac{100w}{100 - w}$$

и

$$w = \frac{100w^e}{100 + w^e}.$$

В распылительных сушилках в большинстве случаев применяется нагретый воздух или газы, являющиеся продуктами сгорания твердого, жидкого или газообразного топлива. При этом испаренная влага вся воспринимается нагретым теплоносителем (влажным газом). Как отмечалось выше, в процессе сушки мас-

са абсолютно сухого вещества при отсутствии уноса не изменяется. Также не изменяется и масса сухого газа, если отсутствует утечка или присос его. Следовательно, расчеты сушильных установок удобнее производить на 1 кГ абсолютно сухого газа.

На рис. 1 приводится схема сушильной установки. Общее количество влаги, поступившее в сушилку с газом и раствором, должно быть равно количеству влаги, оставшейся в продукте, и влага-

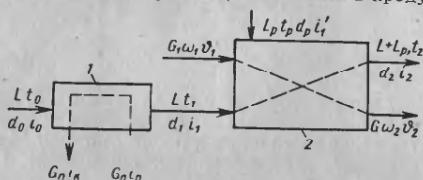


Рис. 1. Схема сушильной установки:
1 — воздухоподогреватель; 2 — сушилка

ги, ушедшей с отработанным газом. Тогда из рис. 1 видно, что материальный баланс сушилки по влаге будет следующим:

$$\frac{G_1 w_1}{100} + L \frac{d_1}{1000} = \frac{G_2 w_2}{100} + L \frac{d_2}{1000}$$

или

$$L = \frac{1000 W}{d_2 - d_1} \text{ кГ/ч},$$

где L — часовое количество газа, необходимого для сушки, в кГ/ч .

Расход сухого газа на 1 кГ испаренной влаги будет

$$\frac{L}{W} = l = \frac{1000}{d_2 - d_1} \text{ кГ/кГ}.$$

Расход газа увеличивается с уменьшением d_2 и увеличением d_1 .

При сушке в распылительных установках тепло передается от нагретого газа или воздуха и расходуется на испарение влаги, на нагрев высущенного материала и потери в окружающую среду. Тепловой баланс сушилки будет следующим:

$$L_i + L_p i'_1 + \vartheta_1 W + G_2 c_m \vartheta_1 = (L + L_p) i_2 + G_2 c_m \vartheta_2 + Q_5, \quad (24)$$

где L — расход сухого воздуха в кГ/ч ;

L_p — расход сжатого воздуха при пневматическом распылении в кГ/ч ;

i_1 и i'_1 — энталпия воздуха до и после сушки в ккал/кГ ;
 i'_1 — энталпия сжатого воздуха после адиабатного расширения в ккал/кГ ;
 c_m — теплоемкость продукта при влажности w_2 в $\text{ккал/кГ} \times$ $\times ^\circ\text{C}$;

$$c_m = c_{eyx} \frac{100 - w_2}{100} + \frac{w_2}{100};$$

ϑ_1 , ϑ_2 — температура раствора до и после сушки в $^\circ\text{C}$;
 Q_5 — потери тепла в окружающую среду в ккал/ч .

Расход сжатого воздуха по сравнению с общим количеством воздуха невелик, поэтому его можно не учитывать. Поделив балансовое соотношение на W и сделав соответствующие преобразования, получим

$$l(i_2 - i_1) + q_m + q_5 - \vartheta_1 = 0, \quad (25)$$

где q_m — тепло, унесенное продуктом, отнесенное к 1 кГ испаренной влаги;

$$q_m = - \frac{G_2 c_m (\vartheta_2 - \vartheta_1)}{W} \text{ ккал/кГ}, \quad (26)$$

q_5 — потери тепла в окружающую среду, отнесенные к 1 кГ испаренной влаги.

Если $q_m = 0$; $q_5 = 0$; $\vartheta_1 = 0$; то $i_2 = i_1$, т. е. процесс сушки будет происходить при постоянной энталпии воздуха. Процесс сушки, который происходит без потерь при начальной температуре материала и влагосодержании воздуха равными нулю, называется теоретическим. Для удобства расчета сушилки обозначим через Δ следующий комплекс величин теплового баланса:

$$\Delta = \vartheta_1 - q_m - q_5.$$

Действительный процесс сушки будет происходить при переменной величине энталпии воздуха и зависит от величины Δ .

Сушка некоторых растворов сопровождается тепловыми эффектами, обусловленными явлениями кристаллизации и химическими реакциями. Кроме того, в сушилке могут одновременно осуществляться процессы обжига, дегидратации и т. д. В этом случае тепловой баланс сушилки может быть представлен следующим образом:

$$L(c_1 i_1 - c_2 i_2) = Q_u + Q_m + Q_5 + Q_o + Q_x + Q_r. \quad (27)$$

где Q_u — расход тепла на испарение влаги, равное

$$Q_u = W(595 + 0,47 i_2 - \vartheta_1) \text{ ккал/ч};$$

Q_m — расход тепла на нагрев материала,

$$Q_m = q_m W \text{ ккал/ч};$$

Q_5 — потери тепла в окружающую среду,

$$Q_5 = kF_6(t_c - t_0) \text{ ккал/ч},$$

F_6 — ограждение сушилки в м^2 ;

t_c — средняя температура в сушилке в $^{\circ}\text{C}$;

t_0 — температура среды в цехе в $^{\circ}\text{C}$;

k — коэффициент теплопередачи, который должен быть равен $0,5 - 1,0 \text{ ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C}$.

Изоляция сушилки выбирается таким образом, чтобы температура наружной стенки не была выше 40°C ; или она подбирается такой, чтобы коэффициент теплопередачи был равен $0,5 - 1,0 \text{ ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C}$.

Для приближенных расчетов можно принимать

$$\frac{\lambda_m}{\delta_m} = 0,5 - 1,0;$$

λ_m — коэффициент теплопроводности изоляции в $\text{ккал}/\text{м} \times \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C}$;

δ_m — толщина изоляции в м .

До определения габаритов сушилки приближенно можно принимать удельные потери тепла в окружающую среду в зависимости от начальной влажности материала $q_5 = 30 - 60 \text{ ккал}/\text{кГ влаги}$, тогда $Q_5 = q_5 W \text{ ккал}/\text{ч}$;

W — количество испаряемой влаги в $\text{кГ}/\text{ч}$;

L — часовой расход сухих газов в сушилке в $\text{кГ}/\text{ч}$;

Q_d — расход тепла на дегидратацию и другие эндотермические процессы:

$$Q_d = q_d G_2 \text{ ккал}/\text{ч},$$

q_d — удельная теплота дегидратации, отнесенная к 1 кГ сухого продукта, в $\text{ккал}/\text{кГ}$;

Q_x — теплота химических превращений в $\text{ккал}/\text{ч}$.

Эта величина определяется по величинам теплот образование химических веществ до и после сушки. В случае образования газообразных веществ необходимо учитывать затраты тепла на перегрев этих паров.

Q_t — расход тепла на нагрев дополнительного вводимых веществ (пар, сжатый воздух, подсосы наружного вещества, сухие добавки других веществ и т. д.) в $\text{ккал}/\text{ч}$.

При пневматическом распыле сжатым воздухом можно Q_t определить по формуле

$$Q_t = k' G_1 (t_2 - i'_0) + L_n (i_2 - i_0),$$

при паровом распыле

$$Q_t = k' G_1 (i_{2n} - i'_{1n}) + L_n (i_2 - i_0).$$

где k и k' — удельный расход сжатого воздуха и пара на 1 кг исходного материала;

G_1 — производительность сушилки в $\text{кГ}/\text{ч}$;

i_2 — энталпия воздуха при t_2 в $\text{ккал}/\text{кГ}$;

i'_0 — энталпия сжатого воздуха после адиабатного расширения его в $\text{ккал}/\text{кГ}$;

i_{2n} — энталпия пара при t_2 в $\text{ккал}/\text{кГ}$;

i'_{1n} — энталпия пара после адиабатного расширения в форсунке в $\text{ккал}/\text{кГ}$;

L_n — количество подсасываемого наружного воздуха в сушилку из окружающей среды в $\text{кГ}/\text{ч}$. Обычно эта величина составляет $10 - 15\%$ от общего расхода газового теплоносителя;

i_0 — энталпия подсасываемого воздуха в $\text{ккал}/\text{кГ}$.

Расход газового теплоносителя будет равен

$$L = \frac{Q_u + Q_m + Q_b + Q_d + Q_x + Q_t}{c_1 i_1 - c_2 i_2} = \frac{\Sigma Q}{i_1 - i_2} \text{ ккал}/\text{ч},$$

c_1 и c_2 — теплоемкость газового теплоносителя соответственно при температурах t_1 , t_2 и влагосодержании d_1 в $\text{ккал}/\text{кГ} \cdot ^{\circ}\text{C}$;

t_1 и t_2 — температура газов до и после сушилки в $^{\circ}\text{C}$;

i_1 — энталпия сухих газов при входе в сушилку в $\text{ккал}/\text{кГ}$;

i_2 — энталпия сухих газов при выходе из сушилки с влагосодержанием d_1 в $\text{ккал}/\text{кГ}$.

По этому соотношению определяется расход теплоносителя и далее расход топлива.

Определение расхода газов и тепла на сушку и другие процессы в распылительной сушилке можно выполнить с помощью $i-d$ -диаграммы, если удельные расходы представить в виде:

$$\Delta = i_1 - q_m - q_b - q_d - q_x - q_t \text{ ккал}/\text{кГ влаги}. \quad (28)$$

Количество тепла, поглощаемое или выделяемое при кристаллизации, равно величине теплоты растворения.

Например, при смешении едкого калия или едкого натра и воды при комнатных температурах происходит нагревание раствора, а при растворении в воде хлористого натрия, азотистого калия, азотного ангидрида раствор охлаждается. Температура растворения при конечном разбавлении зависит не только

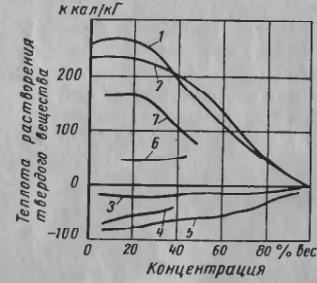


Рис. 2. Темпера^та растворения водных растворов некоторых твердых веществ:

1 — NaOH ; 2 — KOH ; 3 — $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$;

4 — NaNO_3 ; 5 — NH_4NO_3 ; 6 — K_2CO_3 ;

7 — CaCl_2

от природы растворяемого вещества и растворителя, но и от концентрации. Эта зависимость иллюстрируется рис. 2.

Теплоту процесса удобно определять при помощи диаграмм «энталпия — состав».

ГРАФО-АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ СУШИЛОК

Определение связей между статическими параметрами сушки, а также основных технико-экономических показателей целесообразно производить графо-аналитическим способом, при помощи $i-d$ -диаграммы.

С нашей точки зрения в ряде случаев весьма значительными технологическими и энергетическими преимуществами отличается использование в качестве теплоносителя перегретого пара жидкости, удаляемой из сушимого материала.

Когда испаряемой жидкостью является не вода, а другие растворители (бензол, ксиол, бензин, четыреххлористый углерод и т. п.), в принципе возможно построение диаграмм, аналогичных $i-d$ для влажного воздуха.

Общие методические соображения по этому вопросу изложены в монографии [44].

Причем, имеется в виду не только использование перегретого водяного пара, но и паров различных органических растворителей. Несмотря на отсутствие достаточного числа известных параметров паров растворителей, необходимых при расчете сушильного процесса и построении $i-d$ -диаграммы, возможна их оценка при использовании характеристического уравнения для газов

$$pV = RT,$$

причем

$$R = \frac{848}{M},$$

где M — молекулярный вес;

p , V , T — соответственно давление, объем и температура.

Необходимы также величины, определяемые экспериментально: теплота парообразования при 0°C r_0 ; удельные теплоемкости жидкого растворителя c_p и его пара $c_{n,p}$; зависимость давления насыщения от температуры $p_n = f(T)$. Свойства перегретого водяного пара достаточно хорошо изучены и опубликованы в работе [44].

Что касается свойств органических растворителей и их паров, то некоторые из них иллюстрируются рис. 3 и табл. 3 [44].

При расчете процесса сушки, сопровождающегося удалением неводных жидкостей, если отсутствуют сведения, приведенные, например, в табл. 3, полезными оказываются следующие приближенные соотношения [44].

Таблица 3

Растворитель	Свойства органических растворителей			
	Удельный вес жидкости $\gamma_{ж}$ при t	Теплота парообразования r_0 при t	Удельная теплоемкость жидкости $c_{n,p}$ при t	Удельная теплоемкость пара c_p при t
Четыреххлористый углерод CCl_4	153,84	1599	18	76,7
Тетрахлорэтан C_2HCl_4	1600	146,2	45,76	75,5
Трихлорэтан C_2HCl_3	1466	18	55,05	45,03
Метиловый спирт CH_3OH	792	20	56,5	20
Этиловый спирт $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	789	20	56,3	22
Н-Пропилический спирт $\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$	60,09	804	180,1	20
Ацетон $(\text{CH}_3)_2\text{O}$	58,08	796	15	27,5
Дизтиловый эфир $(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$	74,12	719	15	34,6
Бензин C_8H_{10}	78,11	879	20	80,12
Толуол $\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	92,13	872	15	102,1
o-Ксилол $\text{C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2$	106,16	881	20	144
m-Ксилол $\text{C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2$	106,16	864	20	139,0
p-Ксилол $\text{C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2$	106,16	861	20	138
Гексан C_6H_{14}	86,17	660	20	69,0
Гептан C_7H_{16}	100,13	684	20	98,4
Окта C_8H_{18}	114,22	704	18	125,8
Нонан C_9H_{20}	128,25	718	20	150,6
Декан $\text{C}_{10}\text{H}_{22}$	142,21	730	20	173

Логарифм давления насыщенного пара $\lg p_n$ — есть линейная функция обратной величины температуры кипения:

$$\lg p_n = \frac{C_1}{T_k} + C_2. \quad (29)$$

Таким образом, по двум экспериментально найденным точкам при различных температурах возможно построение зависимости $p_n = f\left(\frac{1}{T_k}\right)$ (см. рис. 3). На основе соотношения (29) и урав-

нения Клапейрона-Клаузиуса, связывающего теплоту парообразования с давлением, между давлением пара p_n и теплотой парообразования имеется зависимость, справедливая в области небольших давлений пара:

$$\lg p_n = \frac{Mr}{4,573 T_k} + C', \quad (30)$$

где M — молекулярный вес;
 r — теплота парообразования в ккал/кг.

Имея две пары значений p_{n_1} , T_{k_1} и p_{n_2} , T_{k_2} , можно определить величину теплоты парообразования

$$Mr = 4,573 \frac{\lg p_{n_2} - \lg p_{n_1}}{\frac{1}{T_{k_1}} - \frac{1}{T_{k_2}}}. \quad (31)$$

На основе правила Гульг-берга для связи между критической температурой T_{kp} и температурой кипения жидкости при давлении 10^4 кГ/м^2

$$\frac{T_{kp760}}{T_{kp}} \approx \frac{2}{3} \quad (32)$$

получено соотношение

$$\frac{Mr_{760}}{T_{kp760}} = 21 = \text{const.} \quad (33)$$

На основе этого приближенного соотношения, зная M и T_{kp760} , можно найти r_{760} .

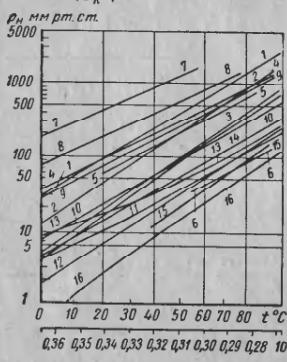


Рис. 3. Зависимость давления пара некоторых жидкостей от температуры:

6 — вода; 1 — метиловый спирт; 2 — этиловый спирт; 3 — изопропиловый спирт; 4 — четыреххлористый углерод; 5 — треххлорэтан; 6 — трихлорэтан; 7 — дихлорэфир; 8 — ацетон; 9 — бензол; 10 — толуол; 11 — о-ксилол; 12 — м-ксилол; 13 — п-ксилол; 14 — и-октан; 15 — ионан; 16 — лакок.

Зависимость теплоты парообразования от температуры

$$r = r_1 \sqrt{\frac{T - T_{kp}}{T_1 - T_{kp}}}, \quad (34)$$

где r_1 — теплота парообразования при температуре T_1 . Если, например, пользуясь соотношением (33), определить r и T_{kp760} , то по формуле (34) легко определяется значение r_1 .

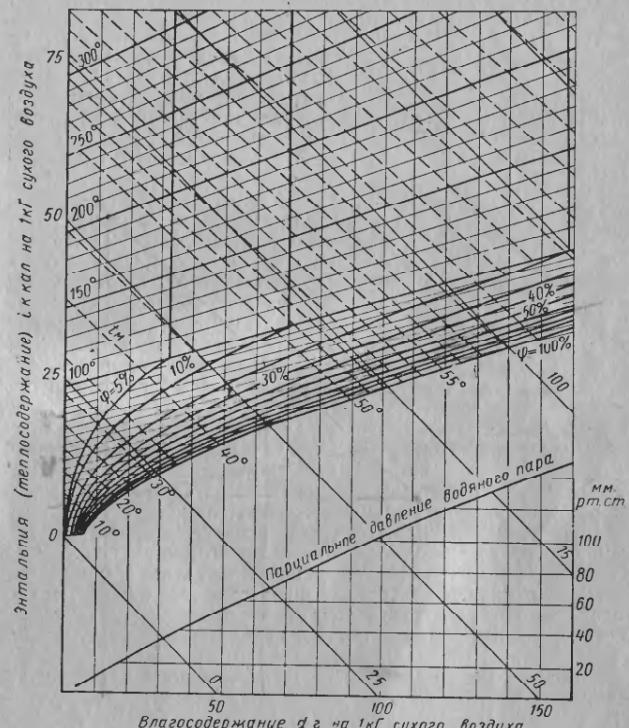


Рис. 4. i — d-диаграмма влажного воздуха

В настоящее время общепринятой диаграммой влажного воздуха является i — d -диаграмма, построенная впервые

проф. Л. К. Рамзинным. Основными параметрами влажного воздуха в этой диаграмме приняты энталпия и влагосодержание (рис. 4). Диаграмма построена для барометрического давления 745 мм рт. ст. По оси ординат отложена энталпия, а по оси абсцисс — влагосодержание. Угол между координатами принят 135°. Линии постоянной энталпии располагаются под углом 45°, а вертикальные линии отражают постоянное влагосодержание. На диаграмме нанесены изотермы (линии постоянной температуры). Изотермы близки к прямым линиям, угол наклона которых немного растет с увеличением температуры. Кроме того, на ди-

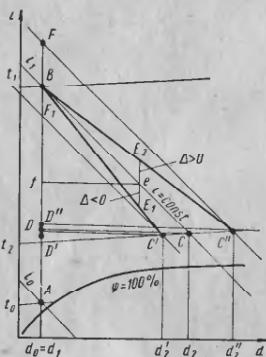


Рис. 5. Процесс сушки воздухом на $i-d$ -диаграмме

рис. 5 точка A соответствует состоянию воздуха перед нагревателем. При подогреве воздуха в нагревателе увеличивается его температура и энталпия, а влагосодержание остается неизменным. Этот процесс выразится на $i - d$ -диаграмме линией AB . В точке B температура воздуха равна t_1 , энталпия i_1 и влагосодержание $d_1 = d_0$. Теоретический процесс сушки будет происходить при постоянной энталпии ($i = \text{const}$), т. е. по линии BC . В точке C параметры отработанного воздуха будут t_2 ; d_2 ; $i_2 = i_1$.

Расход воздуха, отнесенный к 1 кг испаренной влаги, будет равен

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_1} = \frac{1000}{DCM_d} \cdot \kappa\Gamma/\kappa\Gamma,$$

где M_d — масштаб влагосодержания в Γ/m .

24

граммме нанесены кривые одноковой относительной влажности воздуха. Они имеют резкий перелом при температуре $99,4^{\circ}\text{C}$, так как давление насыщенного пара при этой температуре соответствует 745 мм рт. ст.

На диаграмме, кроме того, нанесены прямые линии температуры адиабатного испарения воды ($t_m = \text{const}$), имеющие небольшой наклон к линиям энталпии (см. приложения 1 и 2).

По диаграмме легко определить все шесть параметров (i , d , t , ϕ , p_n , t_m), зная два из них.

Перед подачей воздуха в сушилку ему сообщается определенное количество тепла в нагревателе. Параметры воздуха перед нагревателем t_0 и d_0 . На

Расход тепла на подогрев 1 кГ воздуха будет выражаться линией AB в масштабе теплосодержания M_i в $\text{ккал}/\text{мм}$.

расход тепла на 1 кг испаренной влаги q при теоретическом процессе будет равен

$$q = l(i_1 - i_0) = 1000 \frac{M_i}{M_d} \frac{AB}{DC} .$$

В действительности процесс пойдет не по линии постоянной энталпии, а по линии, составляющей определенный угол с линией $i = \text{const}$. На рис. 5 показаны линии действительного процесса BC' и BC'' при $\Delta < 0$ и $\Delta > 0$.

Процесс распылением обычно заданными параметрами газа или воздуха являются начальные. Известным параметром в конце процесса сушки бывает, как правило, температура или относительная влажность. Распылительные сушки с рециркуляцией отработанного воздуха очень редко встречаются и практического интереса не представляют.

Для построения действительного процесса в распылительной сушилке на $i-d$ -диаграмме через точку B , соответствующую температуре и энталпии воздуха после нагревателя, проводим линию постоянной энталпии. На этой линии берем произвольную точку e (рис. 5), из которой проводим линию, перпендикулярную оси абсцисс, и откладываем вверх (если $\Delta > 0$) или вниз (если $\Delta < 0$) отрезок $eE_1 (eE_2)$, равный

$$eE_1 = \frac{M_a}{M_i} \frac{\Delta}{1000} ef \text{ MM.}$$

Из точки B через точку $E_1(E_2)$ проводим линию до пересечения с линией, характеризующей один из заданных параметров уходящего из сушилки воздуха.

Расход воздуха на 1 кГ испаренной влаги будет равен

$$l = \frac{1000}{d_2' - d_1} \kappa\Gamma/\kappa\Gamma.$$

Расход тепла на нагрев воздуха в подогревателе $q_{\text{н}}$ отнесен-
ный к 1 кг испаренной влаги, равен

$$q_\kappa = (i_1 - i_0)l = m \frac{AB}{D'C'} = m \frac{AB}{D''C''} \text{ ккал/кГ},$$

где m — масштабная величина, равная $\frac{M_i}{M_d}$.

Полный расход тепла ($q_n + q_\partial$) будет:

$$q_\kappa + q_\theta = m \frac{AB}{D''C''} + q_5 + q_m - q_1 = m \frac{AF}{D''C''},$$

где a_0 — тепло, сообщенное в сушилке, в kcal/kg

При сушке смесью топочных газов и воздуха с достаточной для практики точностью можно пользоваться i — d -диаграммой, составленной для влажного воздуха. Зная температуру или энталпию и влагосодержание топочных газов, легко построить процесс смешения газов с воздухом на i — d -диаграмме. Предположим, что параметры топочных газов соответствуют точке B (i_1, d_1) на диаграмме (рис. 6), а подмешиваемого воздуха —

точке A (i_0, d_0). Изменение параметров смеси изображается прямой линии AB и зависит от соотношения количества топочных газов и холодного воздуха.

На рис. 6 видно, что энталпия i'_1 и влагосодержание d'_1 смеси (точка B_1) можно определить по соотношениям:

$$i'_1 = \frac{i_1 + i_0 n}{1 + n} \text{ ккал/кГ сухого воздуха};$$

$$d'_1 = \frac{d_1 + d_0 n}{1 + n} \text{ Г/кГ сухого воздуха}.$$

где n — количество добавляемого воздуха на 1 кГ топочных газов.

Наклон луча AB зависит от теплотворной способности топлива. Для одного и того же топлива наклон луча зависит от его влажности. Энталпия топочных газов вне зависимости от влажности топлива при одном и том же α будет неизменной.

Рис. 6. Процесс сушки топочными газами на i — d -диаграмме

Начальные параметры смеси топочных газов и воздуха перед сушилкой определяются пересечением изотермы заданной температуры сушки и линии смешения AB . Определив параметры смеси, действительный процесс сушки дальше строят так же, как и при сушке пыгремым воздухом.

Расход смеси топочных газов и воздуха на 1 кГ испаряемой влаги с параметрами, соответствующими точке B_1 (см. рис. 6), можно определить по формуле

$$l_s = \frac{1000}{d'_3 - d'_1} = \frac{1000}{DC' M_d} \text{ кГ/кГ}.$$

Расход тепла на испарение 1 кГ влаги (без учета потерь тепла)

ла в топке и предварительного нагрева распыливаемого материала) определяется по формуле

$$q = \frac{AF}{DC'} m + \Delta = \frac{AF'}{DC'} m \text{ ккал/кГ влаги}.$$

Более подробно с особенностями анализа процесса сушки при помощи i — d -диаграммы можно ознакомиться в ряде литературных источников, таких, например, как [108].

При распылительной сушке термостойких растворов целесообразно перед подачей к распылителям осуществлять их перегрев (см. стр. 104). В этом случае построение процессов в

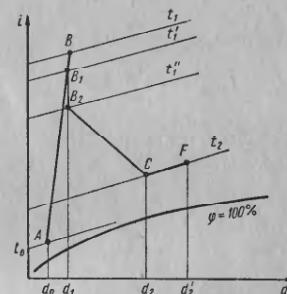
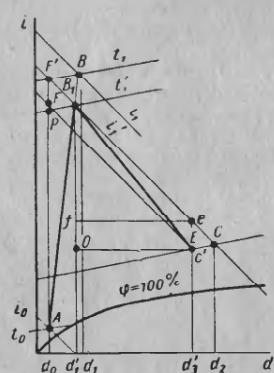


Рис. 7. Процесс сушки перегретых растворов на i — d -диаграмме

i — d -диаграмме имеет особенности, определяемые, во-первых, необходимостью перегрева раствора в рекуперативном теплообменнике, во-вторых, процессом практически мгновенного парообразования в сушильной камере.

В зависимости от степени перегрева и теплофизических характеристик раствора мгновенно превращается в пар до 35—40% растворителя (по весу). Причем наибольшей целесообразностью отличается применение в качестве теплоносителя топочных газов. Смесь топочных газов и воздуха — точка B_1 (рис. 7) направляется в рекуперативный теплообменник, где при $d = \text{const}$ температура греющего теплоносителя снижается до i''_1 (отрезок B_1B_2).

Далее, теплоноситель подается в сушильную камеру, где в результате конвективной сушки капель изменяет свои параметры до t_2 и d_2 (отрезок B_2C). При противоточной схеме движения к уходящему из камеры теплоносителю (параметры соответствуют точке C) подмешивается пар, выделившийся за счет вскипания

перегретых капель. С достаточной точностью процесс парового увлажнения в $i-d$ -диаграмме может быть изображен линией, совпадающей с изотермой (отрезок CF).

Исходя из вышесказанного, величина $d'_2 - d_2$ может составлять до 35—40 % от $d'_2 - d_1$.

В первом приближении изменение энталпии теплоносителя в процессе перегрева B_1B_2 ($\Delta i_{B_1B_2}$) равно изменению в процессе парообразования CF , т. е. $\Delta i_{B_1B_2} \approx \Delta i_{CF}$. При расчете установок для распылительной сушки перегретых растворов следует иметь в виду, что величины t'_1, t_2, t_1 между собой связаны балансовыми соотношениями:

$$G_p \Delta i_{pB_1B_2} = G_e \Delta i_{eB_1B_2}, \quad (35)$$

$$G_e = l_e W_k = \frac{1000}{d_2 - d_1} W_k, \quad (36)$$

где W_k — количество влаги, испаряющееся в камере за счет конвективного теплообмена.

ГЛАВА II

ТЕОРИЯ И ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ РАСПЫЛИТЕЛЕЙ

ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ О РАСПЫЛЕНИИ

Под распылением подразумевается полное разрушение струи несжимаемой жидкости, сопровождающееся образованием частиц полидисперсных капель. Теоретические исследования этого сложного гидродинамического явления были начаты свыше ста лет назад Релеем, а затем получили свое развитие в большом числе работ отечественных и зарубежных ученых [9, 10, 12, 17, 20, 41, 45, 53, 55, 139, 143, 144].

Если первоначально рассматривались случаи распада струи, вызванного действием только капиллярных сил при малых скоростях истечения, то в настоящее время особую ценность представляет изучение интенсивного распада с учетом влияния динамического воздействия газовой среды, в которой происходит движение струи с высокой начальной скоростью. При таком распаде струи, называемом распылением, суммарная поверхность капель жидкости существенно больше первоначальной поверхности нераспавшейся струи. При распылении 1 м³ жидкости в зависимости от диаметра капель d_k образуется поверхность F_k .

d_k в мм	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,8
F_k в м ² /м ³	120 000	60 000	30 000	20 000	15 000	12 000	7 500

При выходе из распылителя на поверхности струи жидкости возникают возмущения. Их причинами, а также факторами, определяющими энергию возмущений, являются: форма отверстия распылителя, завихрения в распылителе, наличие инородных твердых частиц и пузырьков газа в струе, сжатие и расширение струи по мере ее движения через распылитель, динамическое воздействие окружающей среды, турбулентность потока и др. Под влиянием этих причин частицы жидкости струи, прилегающие к ее поверхности, смешаются, поверхность струи деформируется и отклоняется от равновесной формы. Увеличение свободной энергии поверхности, связанное с деформацией, ведет

к проявлению действия молекулярных сил, стремящихся сократить общую поверхность струи, придать ей форму, соответствующую равновесию. Частицы жидкости, смещенные из равновесного положения, стремятся вновь вернуться к нему. Проходя через это положение по инерции, они вновь испытывают действие восстановительных сил и т. д. В результате таких возмущений на поверхности струи возникают колебания, которые, из-за существования множества возмущений могут накладываться друг на друга и или затухать, или возрастать. Их возрастание или затухание определяется физическими параметрами струи и окружающей среды, а также режимными условиями вытекания жидкости из соплового отверстия. С ростом амплитуды колебаний струи устойчивость движения струи нарушается и она распадается на отдельные части.

Для анализа потери устойчивости и наступления распада струи наиболее существенны осесимметричные и волнобразные деформации, обладающие наибольшей скоростью роста.

При диспергировании жидкости наблюдаются два вида распада струи:

1. Распад, при котором сферическая капля образуется из части струи, заключенной в объеме длины волны, соответствующей максимальной неустойчивости.

2. Распад, обусловленный тем, что с увеличением скорости истечения струи неустойчивыми становятся возмущения разных длин волн. Наряду с мелкими частицами появляются также куски, длина которых в несколько раз превышает радиус струи. При высоких скоростях полета такие куски окажутся неустойчивыми и будут распадаться на меньшие по размеру части. Непосредственной причиной такого распада является достижение деформацией критического значения, при котором форма капли резко отличается от сферической. Наступает неустойчивость относительно малых возмущений. При этом внешние силы преодолевают силы поверхностного натяжения, вызывая дробление капли. Под действием этих сил капля принимает форму сплюсывающегося эллипсоида, который превращается в жидкое кольцо — неустойчивую форму, распадающуюся на капли. На основе экспериментов [12, 22] установлено критериальное соотношение, определяющее области режимов, соответствующих дроблению (для капель 1,5—2 мм) в потоке газа:

$$\frac{\gamma u^2 d_k}{\sigma g} := \text{const} = \text{We},$$

где γ — удельный вес газового потока в kG/m^3 ;

u — скорость потока в $\text{м}/\text{сек}$;

d_k — диаметр капли в м ;

σ — коэффициент поверхностного натяжения в $\text{kG}/\text{м}$;

We — критерий деформации (критерий Вебера).

Этот критерий характеризует отношение величин, пропорциональных аэродинамическому давлению потока на каплю и давлению поверхностного натяжения. Опытно установлено [20], что если $\text{We} < 10,7$, то капля деформируется, не распадаясь; при $\text{We} = 10,7$ наступает нижний предел дробления (10—20% от общего числа капель раздваиваются); в интервале We от 10,7 до 14 процент распадающихся на несколько штук капель возрастает, при $\text{We} \geq 14$ — верхний предел дробления, все 100% капель дробятся, причем тем мельче, чем больше We . Теоретическому рассмотрению вопроса о дроблении капли потоком газа посвящена работа [41]. Автор исходит из экспериментально установленного факта о том, что дробление происходит, если We превышает некоторое критическое значение. Так, например, С. В. Бухман показал, что для ламинарного режима течения набегающего потока получено $\text{We}_k = 3,5$ [14]. При допущении, что жидкость, обтекающая каплю, идеальна, деформация капли происходит квазистатически, капля деформируется в сплюснутый эллипсоид с осью вращения параллельной направлению набегающего потока, получено выражение для We_p , отвечающее положению равновесия эллипсоидальной капли с отношением полусосей K :

$$\text{We}_p = \frac{4(K^3 + K - 2) \left(K^2 \arcsin \frac{\sqrt{K^2 - 1}}{K} - \sqrt{K^2 - 1} \right)^2}{K^{\frac{3}{2}} \sqrt{K} (K^2 - 1)^3}. \quad (37)$$

При $K = 1$ (сферическая капля) $\text{We}_p = 0$; с увеличением K We_p сначала растет, а затем, достигнув максимального значения $\text{We}_p = 3,75$ при $K = 6$, уменьшается и при $K \rightarrow \infty$ стремится к нулю. Если $\text{We}_n < 3,75$ (начальное значение We), то капля будет деформироваться пока не станет $\text{We}_p = \text{We}_n$. При отношении осей эллипсоида, соответствующему такому равенству, капля придет в состояние равновесия. Если же $\text{We}_p > 3,75$, то капля обязательно распадется.

При распылении жидкости необходимые затраты энергии складываются из следующих составляющих:

1) на образование межфазной поверхности, что связано с преодолением сил поверхностного натяжения. Эта составляющая относительно мала и определяется произведением σF ;

2) на совершение работы деформации жидкости. Деформация сопровождается быстрым происходящим процессом распыления, поэтому характеризуется значительной скоростью. Величина этой составляющей значительна, но пока что расчету не поддается;

3) на совершение работы против сил вязкости;

4) на сообщение каплям кинетической энергии;

5) на компенсацию гидравлических потерь.

Экспериментально при распылении топлив было показано [86], что обычно потоки капель свободно проходят друг через друга, и практически общий профиль удельных расходов при заданных расстояниях между форсунками можно определять сложением удельных расходов жидкой фазы от каждой форсунки.

ХАРАКТЕРИСТИКИ ПОЛИДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ

Для теории и практики распылительной сушки необходимо уметь сформулировать и количественно оценить величины и функции, характеризующие полидисперсные системы — газовзвеси капель или твердых частиц. Исходным для этого является то обстоятельство, что такие системы бесструктурны и описываются статистическими закономерностями.

Полидисперсные системы характеризуют уравнениями кривых распределения, величинами среднего диаметра и поверхности капель. Кривые, показывающие изменения относительного количества капель, относительной величины поверхности, относительной массы или объема, приходящихся на единицу интервала размеров $\Delta\delta$, называются соответственно относительными количественными, поверхностными, весовыми или объемными кривыми частот (или дифференциальными кривыми). Этим кривым соответствует общее уравнение

$$R_p = \frac{\frac{dn}{d\delta} \delta^n}{\int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{dn}{d\delta} \delta^n d\delta}. \quad (38)$$

Кривые, показывающие относительное количество капель, размеры которых меньше заданного, или относительную величину их поверхности, массы или объема, принято называть относительными суммарными количественными, поверхностными, весовыми и объемными кривыми (кривыми сумм или интегральными).

Общее уравнение таких кривых

$$S_p = \frac{\int_0^n \frac{dn}{d\delta} \delta^n d\delta}{\int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{dn}{d\delta} \delta^n d\delta}. \quad (39)$$

В зависимостях (38) и (39):

n — количество частиц с размером δ в шт;
 δ — текущее значение размера частиц в мк;

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

На графике рис. 8 по оси абсцисс отложены линейные размеры диаметров частиц от наименьшего δ_{\min} до наибольшего δ_{\max} , а по оси ординат — так называемая функция распределения массы:

$$F(\delta) = \frac{1}{M_u} \frac{\Delta m}{\Delta \delta},$$

где M_u — общая масса всех частиц, а Δm — их масса в интервале размеров от δ до $\delta + \Delta\delta$ около данного значения дисперсности. Эта кривая является примером дифференциальной кривой распределения (в данном случае массы). Обычно такая кривая имеет один максимум, соответствующий вероятнейшему диаметру частиц. Площадь под кривой распределения равняется единице.

Сама кривая может быть представлена плавной кривой при достаточно большом количестве частиц и интервале $\Delta\delta$, стремящемся к нулю.

Очевидно, чем ближе расположены точки δ_{\min} и δ_{\max} , тем равномернее распыление (или измельчение). Тонкость диспергирования тем больше, чем ближе вершина дифференциальной кривой расположена к оси ординат. При необходимости построения интегральной кривой распределения массы (весовой кривой) по оси абсцисс следует откладывать величину диаметра частиц, а по оси ординат — суммарную массу частиц, диаметр которых меньше, чем δ_i (δ_i — средний диаметр для интервала $\Delta\delta$). Очевидно, что при построении кривых распределения: количественных, поверхностных, объемных следует поступать аналогично.

Многочисленные исследования, в которых на основании опытов по диспергированию твердых тел и жидкостей строились и анализировались кривые распределения, показали их аналогичный характер и, вместе с тем, зависимость таких параметров как координаты точки перегиба, величины максимума, наклоны ветвей, значения δ_{\min} и δ_{\max} — от конструктивных особенностей диспергирующего устройства, физических свойств тел и окружающей среды, режимных условий. Устойчивость общего характера кривых распределения указывает на существование определенных закономерностей, для установления которых многие

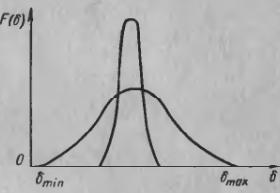


Рис. 8. Дифференциальная кривая распределения

исследователи пытались найти конкретные уравнения дифференциальных и интегральных кривых.

Необходимость таких уравнений обусловлена тем, что при их наличии можно вычислять число капель, их поверхность, массу и объем, производить усреднение размеров, рассчитывать процессы движения и тепло-, массообмена. Каждое конкретное распределение аналитически может быть определено бесконечным числом способов. Простейшим из них является — параболическое выравнивание по методу наименьших квадратов [60]. Уравнение любого распределения с заранее заданной точностью можно представить выражением

$$f(\delta) = B_0 + B_1 \delta + B_2 \delta^2 + \dots + B_m \delta^m. \quad (40)$$

Очевидно, что в этом уравнении содержатся неизвестные параметры, которые следует определять из экспериментальных данных. К аналитическому выражению, описывающему кривые распределения, предъявляются следующие требования [70]:

- 1) простота формы;
- 2) минимальное количество параметров, определяемых экспериментально;
- 3) возможность перехода к иным уравнениям кривых распределения;
- 4) простота определения численных значений параметров;
- 5) ордината кривой, описываемой аналитически, должна принимать нулевое значение при $\delta = 0$ и $\delta = \delta_{\max}$. Несмотря на большое количество уравнений распределения, предложенных различными авторами при изучении дисперсного состава измельченных твердых тел и распыленной жидкости, ни одно из этих уравнений не является универсальным. Эти уравнения можно разбить на группы:

1. Уравнения, описывающие количественные кривые частот:

$$\frac{dn}{d\delta} = Ae^{-b\delta}, \quad (41)$$

где A и b — постоянные, определяемые из опыта.

$$\frac{dn}{d\delta} = Ae^{-b\delta^k}, \quad (42)$$

где k — опытная константа.

$$\frac{dn}{d\delta} = A\delta^k e^{-b\delta^k}, \quad (43)$$

здесь A , b , k — постоянные уравнения. Величина A связана с общим объемом образца, взятого из исследования, k — характеризует степень однородности дисперсной системы. Чем больше k , тем однороднее дисперсная система.

Для определения постоянных b и k по опытным данным уравнение необходимо переписать в виде

$$\lg \frac{dn}{\delta^2 d\delta} = \lg A - \frac{b\delta^k}{2,3}. \quad (44)$$

Тогда, нанося $\lg \frac{dn}{\delta^2 d\delta}$ как функцию δ^k , получим прямую линию при соответственно подобранный величине k . Согласно опытным данным, величина k колеблется в пределах $1, +\frac{1}{2} + \frac{1}{3}, +\frac{1}{4}$ при пневматическом распылении растворов. Из построения прямой линии легко определить по тангенсу угла ϕ наклона ее постоянную уравнения b , т. е.

$$b = 2,3 \operatorname{tg} \phi.$$

В общем виде эти уравнения имеют вид

$$\frac{dn}{d\delta} = A\delta^m e^{-b\delta^k}. \quad (45)$$

Из статистических методов выводится следующее уравнение для объемного распределения:

$$\frac{dV}{dx} = \frac{\epsilon}{V\pi} e^{-\frac{\xi^2}{2}\frac{x^2}{\epsilon}}, \quad (46)$$

где ξ — коэффициент, характеризующий отклонение от величины x .

Если предположить, что степень экспонента больше, чем линейная, то должна быть принята следующая зависимость для x :

$$x = \ln \frac{\delta}{\delta_{cp}}, \quad (47)$$

где δ_{cp} — средний диаметр в мк.

Уравнение распределения по числу частиц будет

$$\frac{dn}{d\delta} = \frac{\xi}{V\pi} e^{-(\xi + \frac{3}{2e})^2}. \quad (48)$$

Чтобы определить постоянные ξ и δ_{cp} , проинтегрируем уравнение (46), после чего получим

$$V = \frac{1}{V\pi} \int_{-\infty}^{\xi} e^{-\eta^2} d\eta = \frac{1}{V\pi} \int_0^{\xi} e^{-\eta^2} d\eta + \frac{1}{V\pi} \int_{-\infty}^0 e^{-\eta^2} d\eta, \quad (49)$$

где η — переменная интегрирования.

В уравнении (49) второй интеграл равен $1/2$, тогда получим следующее соотношение для объема ¹:

$$2V - 1 = \operatorname{erf} \left[\xi \ln \frac{\delta}{\delta_{cp}} \right]. \quad (50)$$

¹ erf y — функция ошибок Гаусса [13].

Нанося на оси абсцисс аргумент $z = \operatorname{erf}(2V - 1)$, а на оси ординат $\lg \frac{\delta}{\delta_{cp}}$ получим линейную функцию. По наклону прямой линии, построенной на основании экспериментальных данных фракционного состава дисперсной системы, можно определить ξ , если взять какие-либо две точки на этой прямой.

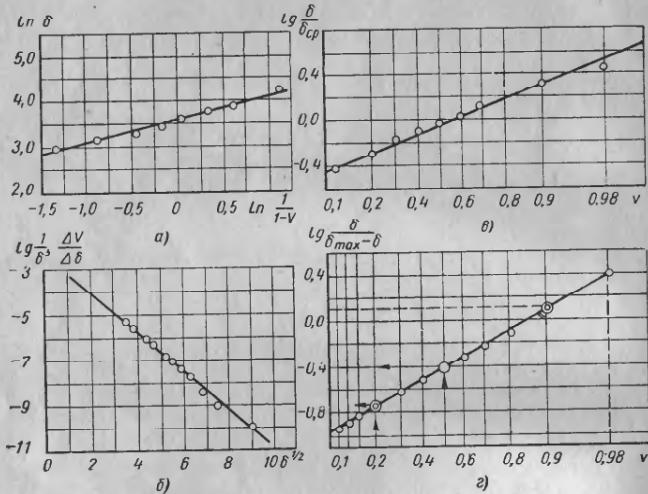


Рис. 9. Кривые распределения по диаметру частиц:
а — по уравнению 11-10 [63]; б — по уравнению (43); в — по уравнению (46), (47);
г — по уравнению (46), (52)

Например, возьмем точки, соответствующие объему фракций 20 и 90% (рис. 9); тогда ξ можно определить из уравнения

$$\xi = \frac{0,653}{\lg \frac{\delta_{0,9}}{\delta_{0,2}}} = \frac{0,394}{\lg \frac{\delta_{0,9}}{\delta_{cp}}}, \quad (51)$$

где $\delta_{0,9}$ и $\delta_{0,2}$ — диаметры частиц дисперсной системы, соответствующие объемам фракций 90 и 20%, в мк; δ_{cp} — средний диаметр, который соответствует 50% объема фракций, т. е. $\delta_{cp} = \delta_{0,5}$ в мк.

В приведенных уравнениях распределения диаметр частиц изменяется в пределах от 0 до ∞ , что несомненно не соответствует действительности. Поэтому для ограничения изменения диамет-

ра частиц в функции до какого-то предела зависимость для x может быть принята следующей:

$$x = \ln \frac{a\delta}{\delta_{\max} - \delta}, \quad (52)$$

где δ_{\max} — максимальный размер частиц в мк;
 a — постоянная уравнения.

В этом соотношении принимается за основной параметр максимальный диаметр частиц δ_{\max} , а не средний диаметр, соответствующий 50% объема фракций. Максимальный размер частиц δ_{\max} определяется по опытным данным. Постоянные уравнения (52) определяются из построения прямой линии, представляющей объемную кривую распределения в координатах

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

При $V = 0,5$ из уравнения (50) $x = 0$; тогда

$$a = \frac{\delta_{\max} - \delta_{0,5}}{\delta_{0,5}}, \quad (53)$$

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

Постоянная ξ определяется по тангенсу угла наклона прямой линии аналогично уравнению (51).

В соответствии с уравнениями (38), (39) и (45), принимая за нижнюю границу размеров капель $\delta_{\min} = 0$, а за верхнюю δ_{\max} , получено

$$R_p = \frac{\frac{m+p+1}{n}}{\Gamma\left(\frac{m+p+1}{n}\right)} \delta^{m+p} e^{-b\delta^n}, \quad (54)$$

а также

$$S_p = \frac{\Gamma_0^u\left(\frac{m+p+1}{n}\right)}{\Gamma\left(\frac{m+p+1}{n}\right)}, \quad (55)$$

где Γ — гамма-функция [13], причем

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

Γ_0^u — неполная гамма-функция:

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

Наиболее удовлетворительно аналитическое описание характеристик распыления удается при помощи уравнения Нукиямы-Танасавы [139, 140]. Однако его использование связано с большой трудоемкостью вычислений, а также требует для надежного определения b и k знания опытных данных объемных, поверхностных и количественных кривых частот.

2. Уравнения, описывающие кривые объемного распределения частот. Примером являются уравнения Гриффитса

$$\frac{dV}{d\delta} = A\delta^{-m}e^{-\frac{b}{\delta}}, \quad (56)$$

где

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

а также Треша [97]

$$\frac{dV}{d\delta} = Ae^{-\frac{b}{\delta}}. \quad (57)$$

В общем виде

$$\frac{dV}{d\delta} = \delta^3 \frac{dn}{d\delta} = A\delta^{-m}e^{-\frac{b}{\delta}}.$$

При $m = 0$ наблюдается [70] плохое согласование опытных и расчетных поверхностных, объемных и количественных кривых. При $m > 0$ согласование с опытными данными несколько лучше, но при этом усложняются как сами уравнения, так и определение параметров m и b .

3. Уравнения, описывающие суммарные кривые. Эти уравнения являются менее чувствительными в отношении колебаний количества и размеров капель, легче «выравниваются» при графической интерпретации.

При анализе процесса распыливания из значительного числа уравнений этой группы следует указать уравнение Розина и Раммлера [142]. Это уравнение получено при обработке статистическим методом ситовых анализов продуктов дробилок и мельниц. Было установлено, что удовлетворительное выравнивание можно получить, принимая для относительной объемной суммарной кривой

$$V_s = 1 - e^{-b\delta^k}, \quad (58)$$

где

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

Уравнение объемной частотной кривой

$$R_s = \frac{dV_s}{d\delta} = \delta^3 \frac{dn}{d\delta} = \frac{k}{a_m} \delta^{k-1} e^{-\left(\frac{\delta}{a_m}\right)^k}. \quad (59)$$

38

При использовании выражения Розина и Раммлера для анализа опытных данных целесообразно представить уравнение

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

или, выражая V_s в процентах:

$$\frac{100}{100 - V_s} = e^{\left(\frac{\delta}{a_m}\right)^k}. \quad (60)$$

После двойного логарифмирования

$$\lg \lg \frac{100}{100 - V_s} = k (\lg \delta - \lg a_m) - 0,3625. \quad (61)$$

Отсюда n определяется как угловой коэффициент прямой линии, а параметр a_m находится из выражения

$$\lg a_m = \lg c - \frac{0,3625}{k}, \quad (62)$$

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

4. Уравнения логарифмически нормального закона распределения.

Как показано в ряде работ [63, 70], применение закона нормального распределения вероятностей обеспечивает достаточную точность аппроксимации опытных данных лишь при сравнительно узком интервале изменения размеров частиц. Уравнения четвертой группы как правило при решении прикладных задач не применяются. В настоящее время не накоплено еще достаточно экспериментальных данных по дисперсности распыла для различных распылителей и растворов, чтобы окончательно остановиться на какой-либо одной, наиболее рациональной функциональной зависимости для кривой распределения. В качестве примера для сравнения функциональных зависимостей на рис. 9 приводятся экспериментальные данные по дисперсионному составу порошка щавелевокислого никеля, полученного при сушке распылением с применением пневматических форсунок. На рис. 9 видно, что для принятых функциональных зависимостей кривой распределения опытные точки достаточно хорошо ложатся во всех четырех случаях на прямую линию. Из построения прямой линии в соответствующих координатах были определены константы каждого уравнения и рассчитаны средние объемно-поверхностные диаметры частиц в μ . Эти данные приводятся в табл. 4.

Из таблицы видно, что средний объемно-поверхностный диаметр частиц порошка получился в пределах 20,9—27 μ , рассчитанный же непосредственно из фракционного состава порошка средний объемно-поверхностный диаметр составлял 23,5 μ . Сравнивая эти данные, можно отметить, что в этом случае функ-

Таблица 4

Уравнение	Постоянные уравнения					
	δ_{cp}	k	b	a	δ_{max}	$\delta_{3,2}$
(II-10) [63] (43)	37,0	2,0	—	—	—	20,9
(46), (47)	30,0	0,5	2,02	—	—	27,0
(46), (52)	—	1,16	—	—	—	24,7
	—	0,774	—	2,69	112,5	22,5

циональная зависимость для кривой распределения по уравнению (46) является наиболее удовлетворительной. На рис. 10 приводятся экспериментальные точки кривой распределения по диаметру частиц порошка и кривые распределения, построенные по уравнениям (43), (46), (II-10) [63].

Суммарное представление о степени дисперсности распыленной жидкости можно получить, определяя средний размер капель. Используя эту величину, можно значительно упростить

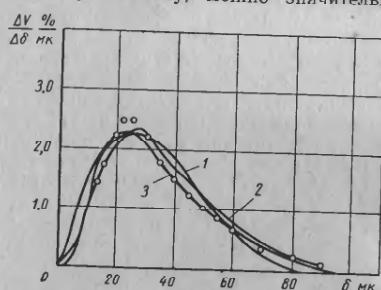


Рис. 10. Кривые распределения:
1 — по уравнению (II-10) [63]; 2 — по уравнению (43);
3 — по уравнению (46)

анализ процессов в полидисперсной системе. Как всякая средняя величина, диаметр капель характеризует лишь одно из свойств системы капель. Причем, вычисление среднего размера капель производится в зависимости от того, какое из определяющих свойств системы является существенным в данном случае. В общем случае средний диаметр рассчитывается при известном из опыта распределении частиц по размерам по следующей формуле:

$$\delta_{f,k} = \sqrt[k]{\frac{\sum \delta_i^k \Delta n_i}{\sum \delta_i^k \Delta n_i}}, \quad (63)$$

40

где δ_i — средний диаметр частицы во фракции, насчитывающей Δn шт. частиц и имеющей порядковый номер i в мк; f и k — целые числа, определяемые требуемым способом усреднения.

Табл. 5 показывает наиболее распространенные способы усреднения, область их применения и содержит значения f и k .

Таблица 5

Область применения	Наименование среднего диаметра	f	k
Сравнение систем	Линейный	1	0
Контроль поверхности	Поверхностный	2	0
Контроль объема	Объемный	3	0
Тепло-и массообмен, в том числе сушка	Объемно-поверхностный	3	2
Горение	Весовой	4	3

Как видно из этой таблицы, при анализе тепло- и массообмена в распылительных сушилках следует пользоваться средним объемно-поверхностным диаметром. Смысл усреднения в этом случае заключается в том, что полидисперсный распыл предполагается монодисперсным, причем величина суммарной поверхности частиц дисперской фазы не изменяется. Средний объемно-поверхностный диаметр часто называют диаметром Заутера.

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

Любой средний диаметр рассчитывают по формуле

$$\delta_{f,k} = \sqrt[k]{\frac{\frac{k-f}{b} \Gamma\left(\frac{m+f+1}{n}\right)}{\Gamma\left(\frac{m+k+1}{n}\right)}}. \quad (64)$$

В случае обработки опытных данных с помощью уравнения Розина и Раммлера

$$\delta_{f,k} = a_m \sqrt[k]{\frac{\Gamma\left(\frac{f-3}{n} + 1\right)}{\Gamma\left(\frac{k-3}{n} + 1\right)}}. \quad (65)$$

Эта зависимость позволяет вычислять только диаметр капель при усреднении по поверхности, объему и суммарной длине капель. Определение $\delta_{f,k}$ при иных способах описания кривых распределения показано в работах [60, 70].

Практически, в каждом отдельном случае выбор рационального уравнения, описывающего функциональную зависимость распределения частиц, может быть выполнен путем сопоставления среднего размера частиц, полученного непосредственным подсчетом их по фракциям, со значением, вычисленным по формуле, полученной на основании уравнения кривой распределения. Естественно, что рациональным является то уравнение, на основании которого вычисленный средний размер частиц имеет величину ближе к найденной из опыта подсчетом.

Величина поверхности капель F_κ может быть определена как непосредственно по опытным данным о составе капель, так и с помощью уравнений характеристик распыливания. В последнем случае значительно снижается трудоемкость вычислений. Общим уравнением для расчета F_κ является

$$F_\kappa = \frac{6 \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{dn}{d\delta} \delta^2 d\delta}{\int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \frac{dn}{d\delta} \delta d\delta}. \quad (66)$$

В случае использования уравнений распределения (70)

$$F_\kappa = 6 \cdot 10^4 b^{\frac{1}{n}} \frac{\Gamma\left(\frac{3+m}{n}\right)}{\Gamma\left(\frac{4+m}{n}\right)} \text{ см}^2/\text{см}^3. \quad (67)$$

Если исходить из уравнения Розина и Раммлера, то

$$F_\kappa = \frac{6 \cdot 10^4}{a_m} \Gamma\left(1 - \frac{1}{n}\right) \text{ см}^2/\text{см}^3. \quad (68)$$

В заключение следует отметить целесообразность поисков зависимостей, связывающих начальные параметры, определяющие процесс распыления и характеристики полидисперской системы образующихся капель. Примером подобного исследования является работа Треша [97].

При постулировании постоянства энергии капельной системы им было получено уравнение

$$\frac{dn_\kappa / N_\kappa}{\delta_\kappa} = \frac{e^{-\frac{\bar{\beta}}{\delta_\kappa} / \delta_\kappa^3}}{\int_0^1 e^{-\frac{\bar{\beta}}{\delta_\kappa} d} \frac{dn}{d\delta}},$$

где n_κ — число капель;

N_κ — общее число капель, диаметры которых находятся в пределах от 0 до $\delta_{\kappa \max}$;

δ_κ — размер капель;

$\bar{\beta}$ — экспериментальный параметр, который по определению Треша для гравитационных форсунок равен 0,35.

Величина максимального диаметра капель Трешом рассчитывается по уравнению, полученному методом теории размерности:

$$\left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{ж}} \nu_{\text{ж}}^2 \delta_{\kappa \max}} \right) \left(1 + 10^6 \frac{\eta_{\text{ж}}^2}{\sigma \rho_{\text{ж}} \cdot \delta_{\kappa \max}} \right)^{\frac{1}{12}} \times \\ \times \left(1 - 0,5 \frac{\rho_e}{\rho_{\text{ж}}} \right) = 4,8 \cdot 10^{-5}. \quad (69)$$

Дополнительному обоснованию предложенной Трешем функции распределения, а также изложению метода определения $\bar{\beta}$ для центробежных форсунок посвящена работа [24].

РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ РАСПЫЛИТЕЛЕЙ

К распылителям сушилок предъявляются следующие требования:

1) создание требуемой формы факела распыляемого раствора (угол факела, распределение раствора в пространстве);

2) обеспечение требуемого качества распыления — по размеру капель и однородности;

3) надежность работы распылителя. Имеется в виду, главным образом, предотвращение возможности засорения выходного отверстия (например, при распылении грубых суспензий);

4) минимальные энергозатраты;

5) обеспечение максимально возможной производительности единичного распылителя;

6) конструктивная простота и низкая стоимость распылителя;

7) простота обслуживания распылителя;

8) возможность плавной регулировки производительности без существенного изменения дисперсности распыла. Это требование особенно важно при автоматизации сушильных установок.

Ниже приводятся описания и основные соотношения для расчета наиболее распространенных распылительных устройств, используемых в технике распылительной сушки или имеющих перспективу применения.

Центробежные механические форсунки

С помощью центробежных механических форсунок распыляют жидкости как в камерах распылительных сушилок, так и безнасадочных скрубберов.

В первом случае форсунки должны обеспечивать тонкий распыл ($\delta_{d,2} = 20 \div 100 \text{ мк}$), во втором — грубый распыл ($\delta_{d,2} = 100 \div 800 \text{ мк}$). Давление, с которым раствор подается к форсункам в сушилках, может меняться в пределах 50—200 ат; в скрубберах оно обычно не превышает 4—5 ат.

Качество распыла при прочих равных условиях определяется главным образом турбулентностью струи распыляемой жидкости. Тurbулизация струи жидкости увеличивается, если при выходе из форсунки ей придается вращательное движение. На этом принципе сконструировано большинство типов механических форсунок. На рис. 11 показано влияние скорости закручивания

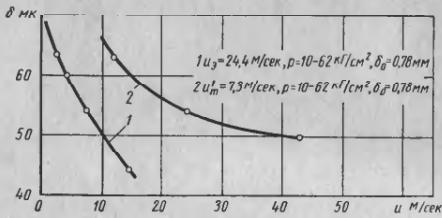


Рис. 11. Влияние тангенциальной 1 и осевой 2 скоростей на средний диаметр капель распыла

(тангенциальной скорости) и осевой скорости струи жидкости на дисперсность распыла при распылении воды с помощью форсунки типа Григорьева. На рисунке видно, что при увеличении скорости закручивания потока жидкости внутри форсунки u_m от 2,5 до 15 м/сек одной и той же эквивалентной осевой скорости в выходном отверстии ($u_o = 24,4 \text{ м/сек}$), средний объемно-поверхностный диаметр капель уменьшился от 63 до 44 мк. Осевая же скорость влияет в меньшей степени на дисперсность распыла (кривая 2).

В форсунках с вращательным движением жидкости при определенной скорости истечения образуется за выходным отверстием пленка раствора, которая под действием волнобразных колебаний распадается на отдельные капли. Период существования этой пленки зависит от свойства и турбулентности потока. Иногда форсунки с закручиванием потока струи раствора называются пленочнообразующими.

Дисперсионный состав распыла будет зависеть в общем случае от конструкции форсунки, скорости истечения раствора (давления), физических свойств раствора и среды (поверхностного натяжения, вязкости, плотности). Вязкость в меньшей степени влияет на распад струи, чем поверхностное натяжение. Однако

44

в применяемых при сушке растворах она изменяется в гораздо больших пределах, чем поверхностное натяжение, поэтому влияние вязкости на дисперсность распыла значительное.

Влияние вязкости заключается в том, что она увеличивает время, необходимое для распада струи на капли. Так как процесс распада струи протекает во времени, в течение которого условия распыления изменяются, то в зависимости от времени, за которое происходит распад, будет изменяться величина образующихся капель. Если силы, направленные на разрушение струи или капли, ослабевают по мере удаления от форсунки, с увеличением вязкости будет получаться более грубый распыл. Механизм распада струи при распылительной сушке усложняется вследствие наличия процесса испарения влаги, которое сопровождается значительными изменениями вязкости раствора. Схема механической форсунки с тангенциальной подачей распыляемой жидкости представлена на рис. 21. Жидкость, подводимая тангенциально в камеру форсунки, закручивается, а затем через выходное отверстие, расположенные в торцовой стенке, выбрасывается из камеры. После выхода струи из камеры форсунки исчезает сжимающее действие центробежных реакций струи, и струя в результате пульсаций распадается.

Течение идеальной жидкости в центробежной форсунке рассмотрено Г. Н. Абрамовичем, который получил теоретические зависимости для коэффициента живого сечения φ , коэффициента расхода μ и угла конуса распыла 2α от геометрической характеристики A :

$$A = \frac{(1-\varphi)\sqrt{2}}{\varphi V \varphi}; \quad (70)$$

$$\mu = \varphi \sqrt{\frac{\varphi}{1-\varphi}}; \quad (71)$$

$$\tan \alpha = \frac{(1-\varphi)\sqrt{8}}{(1+\sqrt{1-\varphi})\sqrt{\varphi}}. \quad (72)$$

Этим уравнениям соответствует условие $\frac{d\mu}{d\varphi} = 0$, выражающее так называемый принцип максимума расхода [1, 42]. При движении жидкости в камере форсунки предполагается существование осевой области, заполненной воздухом, давление которого равно атмосферному. Центральная часть форсунки не заполнена жидкостью и в ней развивается газовый вихрь с давлением, равным давлению газа вне форсунки. Таким образом, истечение жидкости из форсунки происходит через кольцевое сечение, площадь которого равна

$$\Omega = \pi(R_o^2 - R_o'') m^2,$$

где R_o — радиус выходного отверстия форсунки в м;
 R_o'' — радиус газового вихря в м.

Объемный расход жидкости через форсунку

$$V = \mu \pi R_o^2 V 2gH \text{ м}^3/\text{сек}; \quad (73)$$

здесь μ — коэффициент расхода форсунки.

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\frac{1}{\varphi^2} + \frac{A^2}{1-\varphi}}}. \quad (74)$$

Геометрическая характеристика форсунки

$$A = \frac{(R_k - R_{ex}) R_o}{n_{ot} R_{ex}^2}, \quad (75)$$

где R_k — радиус камеры форсунки в м ;

R_{ex} — радиус отверстий, через которые жидкость поступает в форсунку, в м ;

n_{ot} — число отверстий в шт.;

φ — степень заполнения отверстия форсунки (коэффициент живого сечения):

$$\varphi = 1 - \left(\frac{R_o''}{R_o} \right)^2. \quad (76)$$

Для форсунок с конусными канавками автором [63] предложено соотношение

$$A = \frac{\pi (R_k - R_{ex}) R_o}{n_{ot} f} \cos \psi, \quad (77)$$

где f — площадь сечения входной канавки в м^2 ;

ψ — угол между осью входной струи раствора в канавке и перпендикулярной к оси форсунки плоскостью в град.

На основе условия существования максимальной величины осевой составляющей u_x , равной скорости распространения длинных волн по поверхности воздушного вихря u , идентичные выражения получены Тейлором [148]. Е. Зенгер [33] в качестве дополнительного условия для получения расчетных зависимостей воспользовался уравнением количества движения. Количественное влияние вязкости на течение жидкости, на гидродинамические характеристики форсунки может быть уточнено экспериментально. Так, например, А. Г. Блох и Е. С. Кичкина [9] для различных жидкостей (вода, раствор глицерина, раствор глицеринового мыла, газойль, керосин), изменяя геометрические размеры механической центробежной форсунки ($D_k = 3 \div 9 \text{ мм}$; $D_{ex} = 0,36 \div 1,58 \text{ мм}$; $n_{ot} = 1,2$; $D_o = 0,36 \div 1,58 \text{ мм}$; $A = 1,72 \div 9,51$), получили зависимость

$$\mu = \varphi \sqrt{\frac{\varphi}{2-\varphi}} \cdot 13 \frac{\sqrt{D_k}}{\sqrt[3]{Re}}. \quad (78)$$

в области $10^3 < Re' < 1,6 \cdot 10^4$, где φ рассчитывалась как функция A по формуле (70). Число Re' подсчитывалось по эквивалентной скорости, отнесенной к выходному сечению форсунки, а за определяющий размер принимался d_c . Было установлено также, что при $Re' > 1,6 \cdot 10^4$ μ практически не зависит от вязкости, а также от $\frac{D_k}{D_0}$. Параметры изменялись в следующих пределах: $\eta = 1 \cdot 10^{-4} \div 2,9 \cdot 10^{-4} \text{ кГ} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$; $\sigma = 3 \cdot 10^{-3} \div 7,5 \cdot 10^{-3} \text{ кГ}/\text{м}$; $\gamma_{жк} = 1000 \div 1190 \text{ кГ}/\text{м}^3$. Существование газового вихря в камере

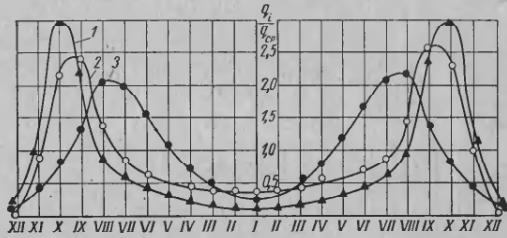


Рис. 12. Распределение жидкости (воды) в сечении факела центробежной форсунки ($A = 5,38$):
1 — $P = 20 \text{ ат}$; 2 — $P = 29 \text{ ат}$; 3 — $P = 5 \text{ ат}$

центробежной форсунки и вращательное движение вытекающей струи приводят к тому, что она приобретает форму полого тела вращения. Для центробежных форсунок с определенной характеристикой эпюры плотностей орошения представлены на рис. 12 и 13, где $g_i \left[\frac{\text{кГ}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}} \right]$ — локальная плотность орошения, а $g_{cp} \left[\frac{\text{кГ}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}} \right]$ — средняя плотность.

А. Г. Блохом и Е. С. Кичкиной получены также соотношения для расчета средневесового диаметра капель $\delta_{4,3}$ в факеле и угла факела распыливания α [9]:

$$\frac{\delta_{4,3}}{D_o} = 47,8 A^{-0,6} \left(\frac{\rho_{жк} \sigma D_o}{\eta_{жк}^2} \right)^{0,1} \left(\frac{\nu_{жк}}{u_{жк} D_o} \right)^{0,7}; \quad (79)$$

здесь $\rho_{жк}$, $\eta_{жк}$, $\nu_{жк}$ — соответственно плотность, коэффициенты динамической и кинематической вязкости жидкости;

$u_{жк}$ — величина скорости, определяемая, как в формуле (78), в $\text{м}/\text{сек}$.

Эта формула пригодна практически для всех маловязких жидкостей, если $n_o = 1 \div 2$; $Re = 8 \cdot 10^2 \div 20 \cdot 10^3$; $A = 1,72 \div 9,51$; $\delta_{A,3} = 40 \div 350 \text{ мк}$.

$$\operatorname{tg} \alpha = (\operatorname{tg} \alpha_A) 3,05 \cdot 10^{-2} \left(\frac{D_o}{D_k} \right)^{0,4} \left(\frac{\rho_{\infty} D_o}{\eta_{\infty}^2} \right)^{0,33}, \quad (80)$$

при $Re' > 3,5 \cdot 10^3$ и $\frac{\eta_{\infty}^2}{\rho_{\infty} D_o} > 3 \cdot 10^{-5}$,

$$\operatorname{tg} \alpha = (\operatorname{tg} \alpha_A) \cdot 1,88 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\eta_{\infty}^2}{\rho_{\infty} D_o} \right)^{0,25} \left(\frac{u_{\infty} D_o}{v_{\infty}} \right)^{0,9} \quad (81)$$

при

$$Re' < 3,5 \cdot 10^3 \text{ и } \frac{\eta_{\infty}^2}{\rho_{\infty} D_o} > 3 \cdot 10^{-4}$$

$\operatorname{tg} \alpha_A$ рассчитывается по формуле (72).

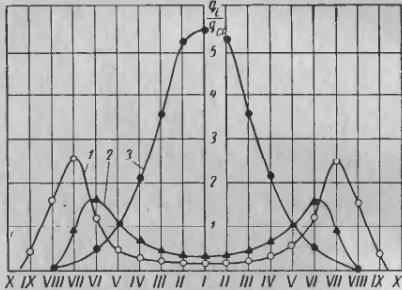


Рис. 13. Влияние вязкости на распределение жидкости в сечении факела центробежной форсунки ($A = 4,4$):

1 — вода, $P = 8,5 \text{ ат}$; $\eta = 1 \cdot 10^{-4} \text{ кГ} \cdot \text{сек} / \text{м}^2$; $\sigma = 7,3 \times 10^{-4} \text{ кГ/м}$; 2 — керосин, $P = 9,5 \text{ ат}$; $\eta = 3,05 \cdot 10^{-4} \text{ кГ} \cdot \text{сек} / \text{м}^2$; $\sigma = 2,8 \cdot 10^{-4} \text{ кГ/м}$; 3 — газобензин, $P = 6,0 \text{ ат}$, $\eta = 7,84 \cdot 10^{-4} \text{ кГ} \cdot \text{сек} / \text{м}^2$; $\sigma = 3,6 \cdot 10^{-4} \text{ кГ/м}$

Полагая, что распыление жидкости происходит под действием центробежных сил вращения струи, в работе [72] получено следующее приближенное соотношение:

$$r_k = \sqrt[3]{1,5 \frac{\sigma R_c^2}{\rho_{\infty} \eta^2}}, \quad (82)$$

где r_k — радиус капли в м ;

R_c — радиус выходного отверстия форсунки в м ;

σ — коэффициент поверхностного натяжения в кГ/м ;

ρ_{∞} — плотность жидкости в $\text{кГ} \cdot \text{сек}^2 / \text{м}^4$;
 ω — окружная скорость вращения жидкости, определяемая производительностью форсунки и площадью сечения направляющих каналов S , в м/сек ;

Тангенс угла факела распыла

$$\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} = \frac{\omega}{u_{\infty}}, \quad (83)$$

где u_{∞} — скорость истечения, определяемая производительностью форсунки и площадью выходного отверстия πR_c^2 , в м/сек .

С помощью формул (82) и (83) возможна оценка относительного влияния основных условий распыления на дисперсность распыла.

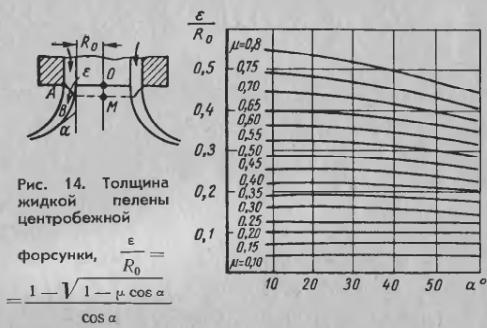


Рис. 14. Толщина жидкой пелены центробежной форсунки,

$$\frac{\epsilon}{R_0} = \frac{1 - \sqrt{1 - \mu \cos \alpha}}{\cos \alpha}$$

Дисперсность капель, образующихся при работе центробежной форсунки, находится в прямой зависимости от толщины пелены жидкости ϵ . Чем меньше эта толщина, измеренная по нормали к пелене, тем (при прочих равных условиях) выше дисперсность капель.

Для определения ϵ получена зависимость [82], (рис. 14)

$$\epsilon = \epsilon_0 \cos \alpha = \frac{R_0}{\cos \alpha} \left(1 \pm \sqrt{1 - \frac{\mu}{\mu_v} \cos \alpha} \right), \quad (84)$$

где R_0 — радиус сопла в м ;

α — угол распыливания;

μ — коэффициент расхода форсунки, учитывающий неполноту заполнения струей соплового сечения, поворот струи на угол распыливания, потери напора и профиль скоростей в жидкости;

μ_v — коэффициент, учитывающий потери давления и профиль скоростей жидкости (0,8—0,9).

Опуская μ_e , в первом приближении

$$\varepsilon = \frac{R_o}{\cos \alpha} (\sqrt{1 - \mu \cos \alpha}). \quad (85)$$

Величина μ легко определяется экспериментально и расчетным путем.

Из теории центробежной форсунки

$$\varepsilon = (R_o - R_e) \cos \alpha, \quad (86)$$

где α и R_e — функции параметра A ;

R_e — радиус воздушного вихря форсунки в m .

Результаты экспериментов по распылению воды, керосина и бензина [86], аппроксимируются зависимостями:

$$\frac{\delta_m}{\varepsilon} = (135 + 3,67 \cdot 10^{-3} \pi_2) \pi_1^{-0,9}. \quad (87)$$

δ_m — медианный диаметр, делящий весь объем распыленной жидкости на равные части.

$$\frac{\delta_{\max}}{\varepsilon} = (67 + 3,44 \cdot 10^{-3} \pi_2) \pi_1^{-0,7}, \quad (88)$$

$$\pi_1 = \frac{u_{\infty} \rho_e}{\eta_e}; \quad \pi_2 = \frac{\varepsilon \rho_e \sigma}{\eta_e^2};$$

причем:

$$27 \leq u_{\infty} \leq 120 \text{ м/сек}; \quad 70 \leq \varepsilon \leq 290 \text{ мк};$$

$$0,002 \leq \sigma \leq 0,0073 \text{ кГ/м}; \quad 30 \leq \delta_m \leq 700 \text{ мк};$$

$$60 \leq \delta_{\max} \leq 1000 \text{ мк}; \quad 120 \leq \pi_1 \leq 1200;$$

$$7000 \leq \pi_2 \leq 60000.$$

Зависимости (87) и (88) справедливы, если:

$$0,8 \leq p_{\infty} \leq 3 \text{ atm}; \quad 10 \leq t_{\infty} \leq 100^\circ \text{ C};$$

$$5 \leq t_{\infty} \leq 40^\circ \text{ C}.$$

При распылении маловязких жидкостей максимальный диаметр капель (δ_{\max}) в распыле можно определить по формуле

$$\delta_{\max} = k \frac{8 \sigma g}{\gamma_e u^2}, \quad (89)$$

где σ — поверхностное натяжение в kG/m ;

γ_e — удельный вес среды в kG/m^3 ;

u — скорость выхода струи в м/сек ;

k — коэффициент, зависящий от свойства жидкости.

Для коэффициента k можно принимать следующие значения:

	k	σ в kG/m
Вода	2,5	0,00745
Спирт этиловый	3,5	0,0023
Глицерин	5,0	0,0065

При распылении растворов с помощью форсунки типа Григорьева (рис. 15) средний объемно-поверхностный диаметр можно рассчитать по следующему эмпирическому уравнению:

$$\delta_{3,2} = 11,3 (d_c + 4,32) e^{\left(\frac{3,96}{u_s} - 0,0308 u'_m\right)}, \quad (90)$$

где d_c — диаметр выходного отверстия форсунки в mm ;

u_s — эквивалентная осевая скорость выхода струи раствора в m/sec ;

u'_m — тангенциальная составляющая скорости струи раствора при входе в камеру завихрения в m/sec .

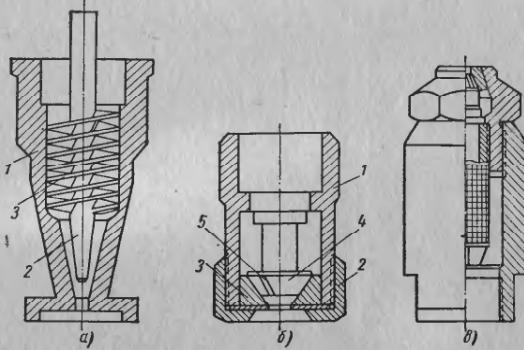


Рис. 15. Механические форсунки:
а — Кертига; б — Григорьева; в — типа Григорьева

Уравнение (90) справедливо в пределах переменных величин $d_c = 0,34 \div 1,1 \text{ mm}$; $u_s = 12 \div 50 \text{ m/sec}$; $u'_m = 2 \div 16 \text{ m/sec}$.

Расход мощности при распылении механическими форсунками равен

$$N = \frac{G_{sec} H \gamma_p}{102 \eta_n},$$

где H — полный напор в m вод. ст.;

G_{sec} — секундный расход раствора в $\text{m}^3/\text{сек}$;

η_n — к. п. д. насоса.

На рис. 15 приведены различные конструкции механических форсунок, в которых раствор подается через канавки, направляемые под определенным углом к оси форсунки и горизонтальной плоскости. Форсунка Кертинга (рис. 15, а) состоит из корпуса 1 и вкладыша 2. Вращательное движение раствора достигается пропусканием его через канавки 3, образованные винтовой нарезкой на вкладыши. Нарезка бывает двух или шестиоборотная. Сечение канавки 1—1,2 мм.

На рис. 16 приводится значение коэффициента расхода этой форсунки при распылении воды под давлением от 0,5 до 4,5 ат.

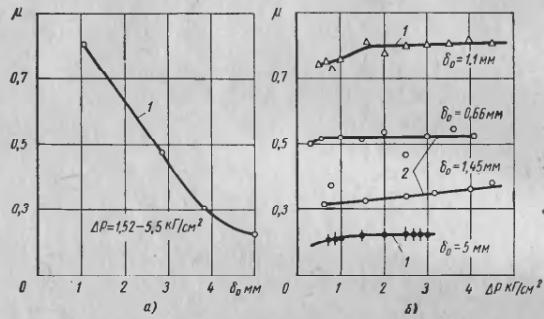


Рис. 16. Коэффициенты расхода форсунок:
1 — Кертинга; 2 — Григорьева

Как видно из рисунка, коэффициент расхода μ уменьшается с увеличением диаметра выходного отверстия форсунки; коэффициент расхода практически не изменяется от давления Δp для одной и той же конструкции и размеров форсунки, хотя, как видно из рис. 16, он имеет тенденцию к уменьшению при малых давлениях.

Форсунка Григорьева (рис. 15, б) состоит из корпуса 1, крышки 2 и шайбы 3. Внутри форсунки установлен конус 4 с треугольными канавками 5, идущими по касательной к внутренней окружности. Проходя по этим канавкам, раствор приобретает тангенциальную составляющую скорости и составляющую поступательного движения. Канавок бывает от двух до шести с сечением каждая 0,5—0,6 мм^2 .

Значение коэффициента расхода для этой форсунки с выходным отверстием диаметром 0,66 и 1,45 мм при распылении воды приводится на рис. 16.

На рис. 15, в показана конструкция форсунки, аналогичной

по устройству форсунке Григорьева. На рис. 17 приводится зависимость коэффициента расхода форсунки с выходным отверстием диаметром 0,785 мм от тангенциальной составляющей скорости струи жидкости, входящей в вихревую камеру. Как видно из рис. 17, коэффициент расхода уменьшается с увеличением тангенциальной скорости от 0,54 до 0,22. При этом средний объемно-поверхностный диаметр капель также уменьшается от 62 до 43 мк . Угол факела распыла изменяется от 40° до 80° в зависимости

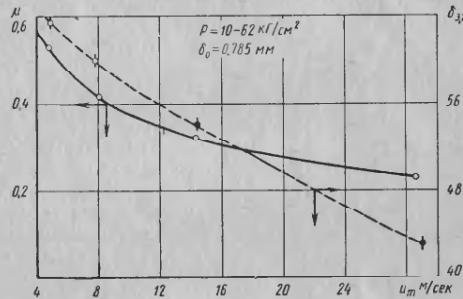


Рис. 17. Зависимость коэффициента расхода и среднего объемно-поверхностного диаметра от тангенциальной скорости (для форсунки типа Григорьева)

от осевой и тангенциальных составляющих скоростей жидкости на выходе из форсунки.

Форсунка системы ЦККБ (рис. 18, а) состоит из корпуса и трех плотно прилегающих друг к другу дисков. Первый диск 1 представляет собой распределитель раствора; он имеет кольцевой канал и восемь соединительных отверстий. Из распределительного кольца раствор поступает в три питающие камеры, расположенные во втором диске 2, откуда по тангенциальным каналам движется в расположенную в центре этого диска вихревую камеру. Закрученная струя раствора проходит через выходное отверстие форсунки, выполненное в третьем диске 3.

Другая форсунка типа ЦККБ (рис. 18, б) состоит из корпуса 1 и двух вкладышей. Раствор проходит через шесть отверстий вкладыша 2 и поступает в распределительный канал, откуда через тангенциальные канавки входит в вихревую камеру.

Канавки обычно выполняются круглого или прямоугольного сечения.

Количество канавок изменяется от двух до четырех. Раствор из камеры далее проходит через выходное отверстие форсунки.

просверленное во вкладыше 3. Угол конической части отверстия 90° . Эти форсунки делаются производительностью от 6 до 6000 $\text{кг}/\text{ч}$ с углом факела распыла до 150° .

Форсунки (рис. 18, а и б) обычно используются для распыливания жидкого топлива в топках или при высокотемпературной сушке истинных растворов.

На рис. 19 приводится зависимость коэффициента расхода форсунки от геометрической характеристики A при распылении воды. Диаметр камеры составлял 20 мм, число каналов 2—4, диаметр канавок 1,6—6,3 мм и диаметр выходного отверстия 1,6—7,0 мм. Одновременно на рисунке пунктирной линией нанесена зависимость μ от A по теоретической формуле (74).

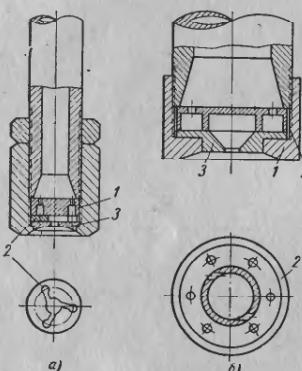
Как видно из рис. 19, теоретическое значение коэффициента расхода хорошо совпадает с опытными данными при значении до 2,0. При больших величинах A теоретический коэффициент расхода форсунки меньше опытного.

На рис. 20 показана форсунка для распыливания высококонцентрированных растворов при давлении 30—150 ат, состоящая из головки форсунки, корпуса и насадки. Насадка сделана из антиэрозионного сплава ВК-8, а остальные части из стали X17H13M2T или X18H9T. Диаметр выходного отверстия может быть 0,8; 1,0; 1,2 и 1,5 мм. Эта форсунка используется при распылении динатрийфосфата с влажностью до 50% при температуре 90—110°C.

Для грубого распыла часто применяются центробежные форсунки, одна из которых показана на рис. 21. Эта форсунка имеет факел в виде зонта и часто применяется в кондиционерах для распыления воды.

На рис. 22 приводятся форсунки различной конструкции, которые применяются для грубого распыла растворов, загрязненных посторонними примесями. Форсунка ВТИ ударного действия (рис. 22, а) нечувствительна к загрязненным растворам. В этой форсунке распыление происходит вне ее корпуса за счет удара струи раствора о специальный разбрзгиватель, расположенный против отверстия. Распыл получается чрезвычайно неоднородный. Во избежание быстрого износа дуги, на которой укреплена

Рис. 18. Механические форсунки:
а и б — системы ЦКБ



коническая насадка, в форсунке ВТИ (рис. 22, б) разбивание струи на капли производится при соударении двух струй, выходящих из отверстий (каналов), сделанных в корпусе форсунки.

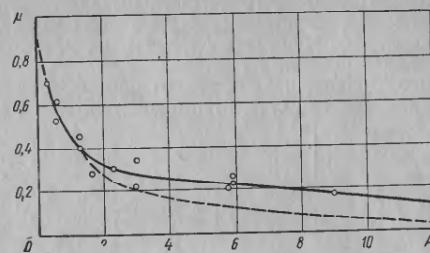


Рис. 19. Зависимость коэффициента расхода форсунки типа ЦКБ от геометрической характеристики A

Форсунки (рис. 22, б) применяются для распыления большого количества растворов с грубым диспергированием. При распылении воды форсунки, размеры которых указаны на рис. 22, б, коэффициент расхода составляет $\mu = 0,25$.

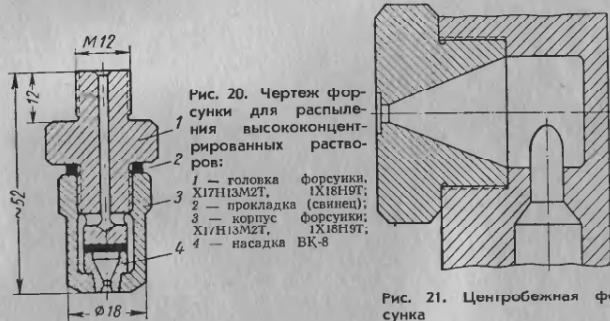


Рис. 21. Центробежная форсунка

Преимущества и недостатки механического распыления. Распыление с помощью центробежных механических форсунок имеет следующие преимущества:

- а) форсунки очень просты и компактны, работают бесшумно;
- б) небольшие расходы электроэнергии на распыление, которые составляют от 2—4 кВт на 1 Т раствора в зависимости

от физических свойств раствора и требуемой степени дисперсности;

в) можно легко получить желаемую конфигурацию факела изменением внутреннего устройства форсунки;

г) большая производительность: на одной форсунке можно распыливать до 4500 кГ/ч раствора, получая при этом необходимую степень дисперсности.

При сушке обычно принимают производительность одной форсунки не более $300-600 \text{ кГ/ч}$, чтобы уменьшить дальность распыла.

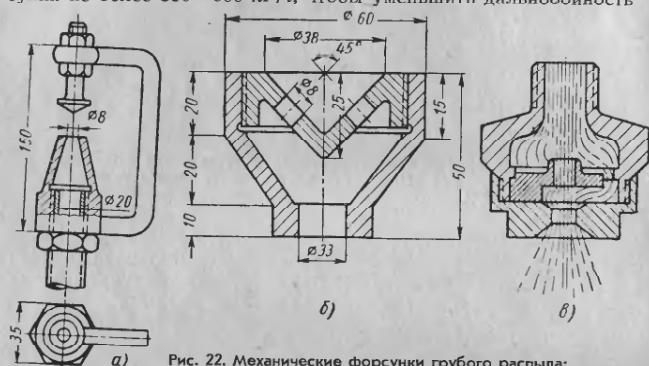


Рис. 22. Механические форсунки грубого распыла:
а, б — форсунки ВТИ; в — форсунка грубого распыла

факела и обеспечить равномерное распределение жидкости по сечению камеры.

Однако механические форсунки имеют ряд недостатков, а именно:

а) практически невозможно регулировать производительность форсунки в процессе работы. Это объясняется следующим. Производительность форсунки определяется выходным сечением и давлением. Поэтому при регулировании производительности вентилем перед форсункой давление в распылитеle значительно падает, вследствие чего резко понижается дисперсность распыла. Регулирование можно производить только переставляя форсунки других размеров;

б) малы размеры выходного отверстия ($0,5-1,0 \text{ мм}$); поэтому форсунки чувствительны к засорению посторонними примесями растворов, при наличии которых они быстро забиваются;

в) центробежными форсунками нельзя распыливать пастообразные растворы и густые суспензии; при распылении суспензий происходит быстрое забивание форсунки вследствие выделения твердой фазы в канавках;

г) выходное отверстие форсунки в эксплуатации вследствие эрозии разрабатывается, что приводит к изменению производительности форсунки; форсунки с большими выходными отверстиями в меньшей степени подвержены действию эрозии.

Пневматические форсунки

К пневматическим форсункам подаются два потока: распыливающий (скатый газ) и распыляемый (жидкость). При этом диспергирование является следствием динамического взаимодействия этих потоков. Существенная роль при этом также формы и степени турбулентности жидкой струи. Очевидно, что последние определяются конструктивными особенностями форсунки, давлением и физическими свойствами жидкости. В зависимости от величины давления, пневматические форсунки подразделяют на две группы:

1. Высоконапорные, при давлении $3-6 \text{ ат}$ с относительным расходом распыливающего газа $0,3-1,0 \text{ кГ/кГ}$ жидкости.

2. Низконапорные, при давлении менее $0,1 \text{ ат}$ с относительным расходом газа $4-10 \text{ кГ/кГ}$ жидкости.

В качестве распыливающего газа обычно применяют воздух или водяной пар, причем конструктивные различия форсунок не существенны.

В технике распылительной сушки преимущественно используются высоконапорные пневматические форсунки. По конструктивным признакам эти форсунки различают в зависимости от того, происходит ли встреча подведенных к ним потоков внутри корпуса (форсунки внутреннего смешения) или внешнего (форсунки внешнего смешения). Несмотря на то, что форсунки внутреннего смешения позволяют обеспечить более глубокое и качественное диспергирование, они не получили широкого распространения в сушильной технике, так как менее надежны в работе, часто засоряясь при образовании в сечении выходного отверстия комков и наростов из подсущенных частиц.

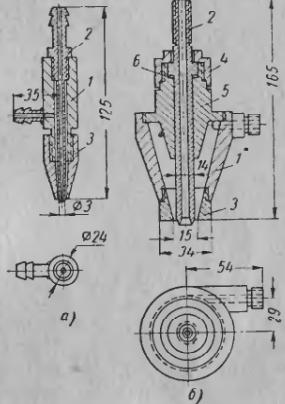


Рис. 23. Пневматические форсунки внешнего смешения:
а — с радиальным вводом скатого воздуха; б — с тангенциальным вводом скатого воздуха: 1 — корпус; 2 — вставка; 3 — наконечник; 4 — накидная гайка; 5 — крышка; 6 — уплотняющее кольцо

Конструкции пневматических форсунок иллюстрируются рис. 23, а и б.

Пневматическая форсунка внешнего смешения с центральной подачей растворов (рис. 23, а) состоит из корпуса 1, вставки 2, через которую поступает раствор, и наконечника 3. Сжатый воздух подается в форсунку радиально. Эти форсунки имеют узкий и длинный факел распыла.

В настоящее время чаще применяется пневматическая форсунка, которая приводится на рис. 23, б. В отличие от предыдущей конструкции в этой форсунке сжатый воздух подается тангенциально, в результате чего он получает вращательное движение. Скорость вращения увеличивается по мере приближения к выходному отверстию и зависит от угла конусности и состояния поверхности корпуса форсунки, входной скорости воздуха и т. д.

Вращающийся с большой скоростью конусообразный воздушный вихрь имеет вершину вне сопла. Эта вершина одновременно является острием конуса распыла. Благодаря большой вращательной скорости факел распыла получается широким и коротким, что особенно важно при сушке распылением. Производительность указанной форсунки по раствору 120—150 кг/ч. Для распыления применяется сжатый воздух давлением 4—7 ат; расход воздуха при нормальных условиях составляет 0,4—0,8 м³ на 1 кг раствора в зависимости от физических свойств его и производительности форсунки. С увеличением производительности одной форсунки удельный расход воздуха должен быть больше, чтобы получить достаточно равномерный распыл. Эти форсунки обладают большой инъекционной способностью. При давлении 5,0 ат максимальное разрежение в линии подачи раствора достигает 4,0—4,5 м вод. ст. Правильное положение вставки 2 определяется по максимальному разрежению в линии подачи раствора. Необходимое оптимальное положение вставки фиксируется с помощью колец различной толщины. Высота всасывания составляет 100 мм. Особо важное значение для работы форсунки с тангенциальным вводом воздуха имеет выходное кольцевое отверстие. Лишь при наличии кольцеобразного правильного выхода сжатого воздуха с одинаковым расстоянием по всей щели возможно получить высокие скорости вращения, следовательно, и хороший распыл.

Подача раствора в форсунку обычно осуществляется за счет разрежения, создаваемого самой форсункой, для равномерной подачи необходимо в питающей емкости поддерживать постоянный уровень раствора. Производительность форсунки можно изменять, уменьшая подачу раствора при замене вставки с другим сечением канала. Конусность факела распыла можно регулировать изменением размеров форсунки, диаметра входного отверстия сжатого воздуха, отношения радиусов большего к меньшему конической внутренней камеры. Для форсунки, показанной на

рис. 24, б, максимальный диаметр факела распыла составляет 1,4—1,7 м при давлении 4,0 ат.

При распылении пневматическими форсунками внешнего смешения с центральной подачей раствора резко увеличивается неоднородность распыла с повышением производительности. Поэтому эти форсунки (производительностью до 150 кг/ч) обычно применяются при сушке с низкими температурами газа. При высоких температурах сушки (400—600° С) производительность одной форсунки может быть получена до 600 кг/ч.

На рис. 24 показан чертеж пневматической форсунки производительностью 650 кг/ч. Для распыления применяется пар давлением 4 ат. Расход пара при этом составляет 0,45—0,5 кг на 1 кг раствора. Максимальный диаметр факела распыла 2,2 м.

Применение пара для распыления растворов является более экономичным, чем сжатого воздуха. Однако пар можно применять для распыления растворов только при сушке их в среде с высокой температурой газов (температура газов перед сушкой должна быть выше 300° С), чтобы получить достаточно эффективный процесс испарения влаги. При распылении паром для получения сыпучего продукта и надежной работы тракта отходящих газов температура их за сушилкой должна быть не ниже 135—140° С. Кроме того, для распыления желательно применять перегретый пар, так как насыщенный при адиабатных условиях истечения из форсунки будет частично конденсироваться. Влажный пар для распыления применять нельзя. Чтобы получить большую производительность пневматической форсунки внешнего смешения при удовлетворительной степени дисперсности, необходимо уменьшить толщину пленки раствора на выходе из форсунки. Для этой цели раствор подается в кольцевое пространство форсунки, где образуется как бы полый цилиндр. В центр этого цилиндра подается сжатый воздух. Конструкция такой форсунки показана на рис. 25; производительность ее 2000 кг/ч. Расход сжатого воздуха при нормальных условиях составляет 0,75 м³ на 1 кг раствора при давлении 4,0 ат. Разрежение в жидкостной линии создается до 3,0 м вод. ст. Высота всасывания составляет 100 мм. Факел

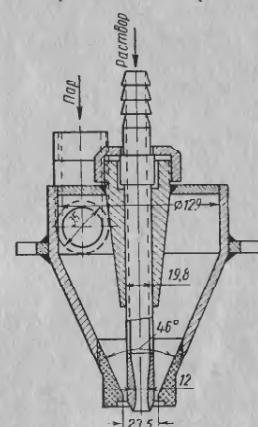


Рис. 24. Пневматическая форсунка производительностью 650 кг/ч

распыла расположен в горизонтальной плоскости и имеет вид раскрытоего зонта.

Для распыления некоторых растворов можно применять трубы Вентури (рис. 26). Отличительной особенностью их работы является то, что для распыления используется нагретый до 140°C воздух при сравнительно небольших давлениях. Распыление можно производить в области скоростей газа до и выше критических.

В табл. 6 приводим характеристику распылителя типа Вентури при распылении жидкой серы с удельным весом $1,84 \text{ Г/см}^3$.

Средний объемно-поверхностный диаметр капель серы составлял при указанных условиях не больше 70 мк .

Таблица 6

Расход газа в kГ/кГ	Давление перед распылителем в атм	Расход электроэнергии в квт/т
3,1	0,24	14,9
2,2	0,27	11,6
1,0	0,43	7,8

питательная трубка, выпускной конец которой помещен внутри насадки и может перемещаться относительно корпуса в осевом направлении. теплоноситель с температурой $600-1000^{\circ}\text{C}$ движется в колышевом пространстве между стенками корпуса и патрубка и питательной трубкой, защищенной от воздействия высоких температур воздухоохладящей или водяной рубашкой.

Для исключения налипания материала на стенки диффузора из пористой керамики или металла сквозь них продувается воздух или топочные газы.

Механизм распада струи на капли при пневматическом распылении отличается от механизма распада струи, который имеет место при распылении с помощью механических форсунок. При пневматическом распылении воздух или пар выходит с большой скоростью из форсунки, в то время как скорость истечения струи раствора небольшая. При большой относительной скорости возникает трение между струями воздуха и раствора, вследствие чего струя раствора, будучи как бы закрепленной с одной стороны, вытягивается в тонкие отдельные нити. Эти нити быстро распадаются в местах утоньшения и образуют сферические капли. Длительность существования статически неустойчивой формы в виде нитей зависит от относительной скорости воздуха и физических свойств раствора. Чем больше относительная скорость, тем тоньше нить и меньше период существования ее, тем более дисперсным получается распыл. С увеличением вязкости

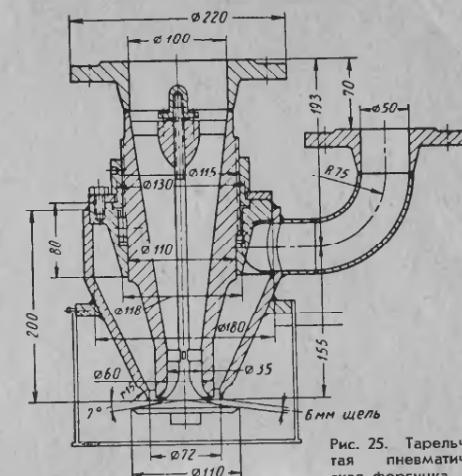


Рис. 25. Тарельчатая пневматическая форсунка

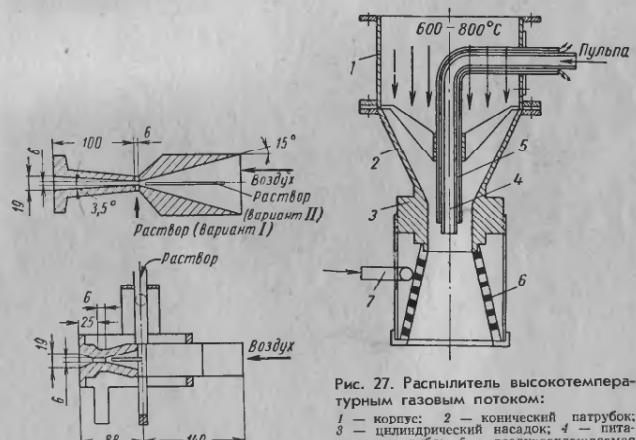


Рис. 26. Распылитель Вентури

Рис. 27. Распылитель высокотемпературным газовым потоком:

1 — корпус; 2 — конический патрубок; 3 — цилиндрический насадок; 4 — питательная трубка; 5 — воздухоохлаждаемая рубашка; 6 — диффузор из пористой керамики; 7 — патрубок.

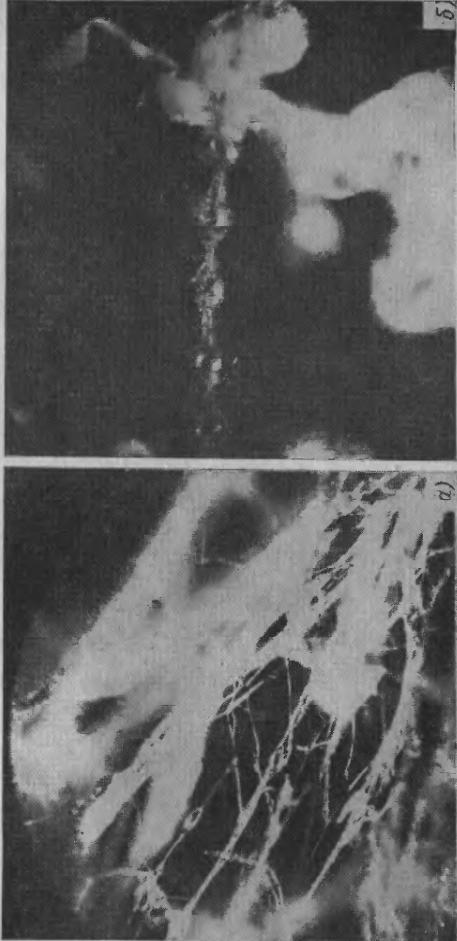


Рис. 28. Микрофотографии сухого костного клея (увеличение в 160 раз);
а — пневматическое распыление; б — распыление механическими форсунками

возрастает период существования статически неустойчивой формы. Такой механизм распада струи при пневматическом распылении полностью был подтвержден нашими опытами, в которых при сушке вязких коллоидных растворов (столярный клей, перхлорвиниловая смола в бензоле) сухой продукт получается не в виде порошка, в виде ваты, состоящей из отдельных нитей.

Это объясняется тем, что при распылении таких растворов в среду с высокой температурой происходит интенсивное испарение, благодаря чему быстро увеличивается вязкость, при которой статически неустойчивая форма нитей дальше не разрушается. На рис. 28 приводятся микрофотографии высущенного костяного клея при пневматическом распылении. При начальной влажности раствора 55% сухой клей получался только в виде нитей, с повышением влажности увеличивалось количество сухого клея в виде шариков. При механическом распылении при всех прочих одинаковых условиях сухой клей получается в виде частиц шарообразной формы (рис. 28, б).

Дисперсность распыла зависит от скорости истечения газа из форсунки, физических свойств газа и раствора, геометрических размеров форсунки, отношения количества газа к количеству распыливаемого раствора. Последний фактор оказывает особенно большое влияние при распылении вязких растворов. С увеличением скорости истечения пара или скатого воздуха распыл получается более тонким. Чем больше расход скатого воздуха на единицу массы распыливаемого раствора, тем равномернее получается распыл. Распыливанию жидкости пневматическими форсунками посвящена работа [17]. Эксперименты проводились при изменении скоростей воздуха от 43 до 121 м/сек, жидкости — от 0,55 до 2,3 м/сек. Расчетные формулы, полученные в этой работе для определения среднего весового диаметра капель $\delta_{4,3}$, имеют вид:

$$\text{при } \frac{\eta_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}} \sigma d_c} > 0,5 \\ \frac{\delta_{4,3}}{d_c} \left(\frac{\rho_e v_{on}^2 d_c}{\sigma} \right)^{0,45} = A_0 + 0,94 \left(\frac{\eta_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}} \sigma d_c} \right)^{0,28}; \quad (91)$$

$$\text{при } \frac{\eta_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}} \sigma d_c} < 0,5 \\ \frac{\delta_{4,3}}{d_c} \left(\frac{\rho_e v_{on}^2 d_c}{\sigma} \right)^{0,45} = A_0 + 1,24 \left(\frac{\eta_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}} \sigma d_c} \right)^{0,62}, \quad (92)$$

где $\eta_{\text{ж}}$ — коэффициент динамической вязкости жидкости в $\text{kG} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$;

$\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости в $\text{kG} \cdot \text{сек}^2/\text{м}^4$;

σ — коэффициент поверхностного натяжения в $\text{kG}/\text{м}$;

d_c — диаметр отверстия форсунки в м ;

ρ_e — плотность газа в $\text{kG} \cdot \text{сек}^2/\text{м}^4$;

u_{on} — относительная скорость газожидкостного потока, которая при подаче в форсунку как первичного, так и вторичного воздуха равна:

$$u_{on} = \sqrt{\frac{u_{10}^2 G'_e + u_{20}^2 G''_e}{G'_e + G''_e}},$$

причем u_{10} — начальная относительная скорость между первичным воздухом и струей жидкости в м/сек ;

u_{20} — относительная скорость газожидкостного потока при встрече с вторичным воздухом в м/сек ;

G'_e — весовой расход первичного воздуха в $\text{kG}/\text{сек}$;

G''_e — весовой расход вторичного воздуха в $\text{kG}/\text{сек}$.

Величина A_o в формулах (91) и (92) в зависимости от конструктивных особенностей форсунок находится в пределах 0,61—1,20.

Распределение капель по размерам имеет вероятностный характер и в пределах опытов цитируемой работы описывается соотношением

$$V = \exp \left\{ - \left[\Gamma \left(1 + \frac{1}{m} \right) \frac{\delta_c}{\delta} \right]^m \right\}, \quad (93)$$

где V — доля жидкости, состоящая из капель диаметром больше δ_c ;

m — параметр, который в зависимости от конструкции форсунки имеет величину 2,3—3,0.

Широко известна применяемая при расчетах среднего объемно-поверхностного диаметра капель $\delta_{3,2}$ формула Нукямы и Танасавы [133]. В экспериментах, проведенных этими авторами с форсунками внутреннего смешения, диаметры сопел изменялись: для воды от 0,2 до 1,0 мм , для воздуха от 2 до 5 мм . Было обнаружено уменьшение $\delta_{3,2}$ при увеличении относительной скорости, подсчитанной в сечениях соответствующих сопел, а также при увеличении отношения объемов воздуха и жидкости, когда оно было менее 5000. Интересно, что величина $\delta_{3,2}$ практически не зависит от размеров сопел.

В работе получена эмпирическая формула

$$\delta_{3,2} = \frac{580 \cdot 10^4}{u_{o\infty}} \sqrt{\frac{\sigma}{\gamma_e}} + 1680 \left(\frac{\eta_{\infty}}{V \sigma \gamma_e} \right)^{0.45} \times \left(\frac{1000 V_{\infty}}{V_e} \right)^{1.5} \text{мк}, \quad (94)$$

где $u_{o\infty}$ — относительная скорость жидкости в воздухе в м/сек ;

$u_{o\infty} = 100 \div 300 \text{ м/сек}$; $\sigma = (19.4 \div 74.7) 10^{-4} \text{kG/m}$;

$$\eta_{\infty} = (30 \div 5000) \cdot 10^{-6} \frac{\text{kG} \cdot \text{сек}}{\text{м}^2}; \quad \gamma_{\infty} = 700 \div 1200 \text{ кГ/м}^3.$$

V_{∞} и V_e — соответственно объемные расходы жидкости и воздуха через форсунку в $\text{м}^3/\text{сек}$.

Применять эту эмпирическую формулу следует с большой осторожностью только для форсунок того же типа и в изученном интервале параметров. Отклонения от этих условий в экспериментальной работе Заутера [75] привели к значительным расхождениям опытных и расчетных величин.

Эксперименты по распылению изооктана и воды в случае вспрыскивания струй жидкости «навстречу», «поперек» и «параллельно» потоку воздуха проведены в исследованиях Хрубецкого [75] и Инжебо [131].

Отмечается, что наиболее эффективное диспергирование происходит при подаче жидкости параллельно воздушному потоку в область максимальной относительной скорости.

Копрой Е. и Онстоне [118] определили изменения среднего диаметра капель жидкости при распыливании через распылитель Вентури азотом и этаном. В этой и других работах [75] показано влияние физических свойств распыливающего газа. Так, например, уменьшение вязкости газа на 60% соответствовало увеличение среднего диаметра капель примерно на ту же величину.

Уменьшение плотности газа примерно в 7 раз (при использовании гелия вместо азота) вызвало примерно двукратное увеличение среднего диаметра капель.

Теоретический анализ [19], а также экспериментальные данные Л. А. Витман и предоставленные в работах [18] показывают влияние на дисперсность капель отношения весовых расходов воздуха и жидкости $\frac{G_{\infty}}{G_e}$

$$\frac{\bar{\delta}_c}{d_c} = A \left[1 + B \left(\frac{G_{\infty}}{G_e} \right)^m \right] \left(\frac{\rho_e u_{o\infty}^2 d_c}{\sigma} \right)^{-0.45}, \quad (95)$$

где $\bar{\delta}_c$ — средний диаметр капель в м ;

d_c — диаметр отверстия сопла в м .

$$A = f_1 \left(\frac{\eta_{\infty}^2}{\rho_{\infty} \sigma d_c} \right); \quad B = f_2 \left(\frac{\eta_{\infty}^2 \rho_e}{\rho_{\infty}^2 \sigma d_c} \right);$$

m — показатель степени, так же, как A и B , зависящий от конструкции распылителя.

Распыливание жидкой серы воздухом при температуре 150° С при помощи распылителя Вентури диаметром 6,3 мм изучалось в работе [118]. Схема распылителя показана на рис. 26. Для расчета среднего объемно-поверхностного диаметра получены соотношения:

при скорости воздуха меньше, чем звуковая

$$\delta_{3,2} = 336 \frac{1.5 + \frac{G_{\infty}}{G_e}}{G_e^{0.9}} \cdot \text{мк}, \quad (96)$$

при звуковой скорости воздуха

$$\delta_{3,2} = 8100 \frac{1,5 + \frac{G_{3c}}{G_b}}{G_b^{1,63}} \text{ мк.} \quad (97)$$

В этой работе рекомендуется использовать соотношения (96) и (97) для распылителей, имеющих d_c , отличающиеся от 6,3 мм. При этом следует умножить $\frac{G_{3c}}{G_b}$ на величину $(\frac{6,3}{d_c})^2$.

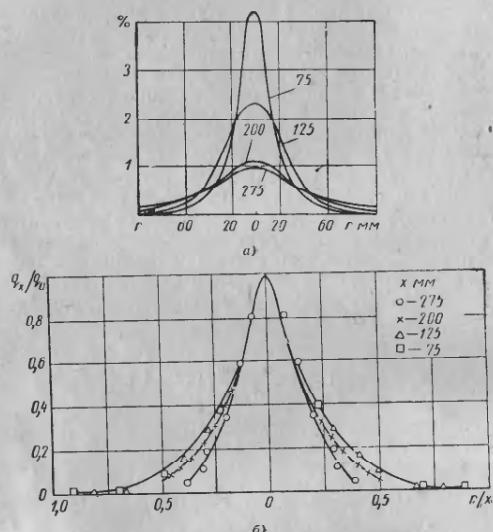


Рис. 29. Кривые распределения жидкости:
а — в сечении факела (цифры у кривых расстояния от устья
сопла в мм); б — в факеле в относительных координатах

Экспериментальному изучению воздушных распылителей, работающих при звуковых скоростях, посвящена также работа [126]. Установлено, что средний массовый диаметр при заданном отношении расходов воздуха и воды не зависит от давления воздуха и расхода воды, но возрастает с ростом $\frac{G_{3c}}{G_b}$. Характер распределения жидкости в факеле раскрыта пневматических форсунок иллюстрируется примером, рис. 29. Очевидными особенностями кривых плотности орошения являются их симмет-

ричность, а также наличие максимума на оси струи. По мере удаления от сопла форсунки струя расширяется, причем отмечается более равномерное распределение жидкости по площади поперечного сечения. Кривые плотности орошения целесообразно представлять в безразмерных координатах. По оси абсцисс откладывают величину относительного расстояния от оси струи до рассматриваемой точки $\frac{r}{x}$ (r — расстояние от оси; x — расстояние от устья форсунки до рассматриваемого сечения). По оси ординат — величину относительной плотности орошения $\frac{g_x}{g_{ox}}$ (g_x — плотность орошения в рассматриваемой точке сечения; g_{ox} — плотность орошения на оси в том же сечении).

График на рис. 29, а, перестроенный в таких координатах, представлен на рис. 29, б, на котором видно, что с ростом вязкости кривая относительной плотности орошения становится более пологой [17].

Удовлетворительное обобщение опытных данных по распределению жидкости в факеле удается при обработке в логарифмических координатах

$$\frac{g_{ox}}{g_x} = f\left(\frac{r}{r_{ox}}\right),$$

где r_{ox} — расстояние от оси струи до точки сечения, в котором

$$\frac{g_x}{g_{ox}} = \frac{1}{2}.$$

Многочисленные опытные данные [18] описываются соотношением

$$\frac{g_x}{g_{ox}} = e^{-0,7\left(\frac{r}{r_{ox}}\right)^{1,6}}. \quad (98)$$

Поскольку это соотношение справедливо для любого сечения факела, для расчета g_x необходимо знать зависимость g_{ox} и r_{ox} от параметров процесса.

В работе [19] при рассмотрении процесса распыливания используются представление о диффузии капель жидкости в газовой струе, а также опытная безразмерная зависимость. В результате ряда элементарных преобразований и приведения к безразмерному виду получено

$$\frac{r_{ox}}{R_o} = \sqrt{\frac{1}{2} \frac{g_o}{g_{ox}}}, \quad (99)$$

где R_o — внутренний радиус кольцевого цилиндрического насадка, из которого вытекает струя газа с начальной скоростью u_o , в м.

В работе [19] получено:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{r}{r_{ox}} \cdot \frac{r_{ox}}{d_c} \cdot \frac{d_c}{z} = \left[\frac{\lg \frac{g_x}{g_{ox}}}{0,7 \lg e} \right]^{0,625} \sqrt{\frac{D_r}{8xu_3}}. \quad (100)$$

Подставляя в это соотношение различные значения $\frac{g_x}{g_{ox}}$, легко получить соответствующие значения $\operatorname{tg} \alpha$. Принимая, что границе струи соответствует $\frac{g_x}{g_{ox}} = 0,01$, получено

$$\operatorname{tg} \alpha_{spus} = 1,14 \sqrt{\frac{D_r}{xu_3}}. \quad (101)$$

На практике часто пользуются величиной не эквивалентной, а относительной скорости u , причем

$$u_3 = \psi u; \quad (102)$$

ψ — коэффициент, зависящий от конструкции и способа организации воздушного потока в распылителе.

Если принять, что $D_1 = D_r \psi$, то

$$\operatorname{tg} \alpha = \left[\frac{\lg \frac{g_x}{g_{ox}}}{0,7 \lg e} \right]^{0,625} \sqrt{\frac{D_1}{8ux}}. \quad (103)$$

Практически для определения D_1 в каждом конкретном случае достаточно в одном сечении замерить для заданной относительной плотности орошения расстояние от оси струи.

Гидравлический расчет форсунок сводится к определению размеров выходных сечений газа и раствора по заданным расходам их.

Определение выходного сечения для газа. При расчете выходного сечения для газа считаем, что течение газа в форсунке адиабатное, так как за короткое время протекания газовых частиц через сопло теплообмен с окружающей средой практически не устанавливается.

Если отношение давления внутри форсунки p_1 к давлению среды p_2 , куда происходит истечение, больше критического, т. е.

$$\epsilon = \frac{p_2}{p_1} > \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}, \quad (104)$$

то скорость в выходном сечении сопла равна

$$u = \xi \sqrt{2g \frac{k}{k-1} \left(1 - \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} p_1 v_1} \text{ м/сек}, \quad (105)$$

где v_1 — удельный объем газа в форсунке в $\text{м}^3/\text{кГ}$;

k — показатель адиабаты, равный для воздуха 1,4; для сухого насыщенного водяного пара 1,135, для перегретого водяного пара 1,3;

ξ — скоростной коэффициент, учитывающий трение в форсунке, равный 0,85—0,95.

Расход газа G_e равен

$$G_e = f \sqrt{2g \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right) - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \frac{p_2}{v_1}} \text{ кГ/сек}, \quad (106)$$

где f — живое сечение в узком месте сопла в м^2 .

Если отношение давлений меньше или равно критическому, т. е.

$$\epsilon = \frac{p_2}{p_1} \leq \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}},$$

то истечение газа происходит при определенной скорости, называемой критической скоростью.

Критическая скорость u_{kp} равна

$$u_{kp} = \sqrt{2g \frac{k}{k+1} p_1 v_1} \text{ м/сек}. \quad (107)$$

Секундный расход газа при критических скоростях истечения равен

$$G_{e kp} = f_k \sqrt{2g \frac{k}{k-1} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{2}{k-1}} \cdot \frac{p_1}{v_1}} \text{ кГ/сек}. \quad (108)$$

Для воздуха можно написать

$$G'_{e kp} = 2,145 f_k p_1 \sqrt{\frac{1}{R T_1}} \text{ кГ/сек}, \quad (109)$$

где T_1 — абсолютная температура воздуха, равная $273 + t^\circ \text{C}$;
 R — газовая постоянная; для воздуха $R = 29,3 \text{ кГм}/\text{кГ}\cdot^\circ\text{C}$.

Пользуясь вышеуказанными соотношениями, можно рассчитать скорости истечения и выходное сечение сопла при заданных параметрах и расходе газа. Критическое отношение ϵ для воздуха равно 0,528, для перегретого водяного пара 0,546, для сухого насыщенного водяного пара 0,577.

При расходящемся сопле скорость на выходе больше критической. Расход газа рассчитывается по узкому сечению, где скорость и расход газа будут соответствовать критической величине, если пренебречь трением.

В случаях, когда важно получить лишь заданную среднюю скорость на выходе из сопла, а характер распределения скоростей по сечению не имеет большого значения, промежуточные сечения не рассчитывают, а для простоты изготовления суживающиеся и расширяющиеся части выполняют коническими.

Для уменьшения неравномерности поля скоростей выбирают угол раствора конической расширяющейся части не больше 12° .

Д. П. Колодный [63], теоретически исследуя форсунки с расширяющимися соплом, пришел к выводу, что для достижения максимальной величины давления перед телом (каплей) необходимо, чтобы конечная площадь сопла была на 16% (воздух) и на 21% (сухой пасыненный пар) больше минимальной. Тогда давление на тело увеличивается по сравнению с суживающимися соплом форсунки на 40—45% при том же давлении перед соплом.

Определение сечения отверстия для истечения раствора. Сечение выходного отверстия для раствора определяется по формуле

$$f_o = \frac{G_p}{u} m^2,$$

где G_p — расход раствора в $m^3/\text{сек}$;

u — скорость истечения раствора в $m/\text{сек}$.

Скорость истечения раствора при заданном напоре Δp можно найти по формуле

$$u = \mu \sqrt{\frac{2g\Delta p}{\gamma_p}} \quad (110)$$

где Δp — полный напор в $\kappa Г/m^2$;

γ_p — удельный вес раствора в $\kappa Г/m^3$;

μ — коэффициент расхода.

Для форсунок вспененного смешения полный напор равен сумме давления перед форсункой и разрежения в месте выхода раствора из форсунки. При подаче растворов за счет разрежения, создаваемого самой форсункой, необходимо подставлять в формулу величину разрежения за вычетом потерь давления на трение в трубопроводе.

Коэффициент расхода изменяется в широких пределах (от 0,2 до 0,7) и зависит от режима истечения раствора. Режим истечения раствора определяется критерием Рейнольдса Re , т. е. отношением сил инерции к силам вязкости.

Критерий Рейнольдса (безразмерная величина) равен

$$Re = \frac{ud}{\nu_{\infty}},$$

где ν_{∞} — кинематическая вязкость раствора в $m^2/\text{сек}$;

d — характерный размер (при истечении жидкости из круглого отверстия — диаметр его, через кольцевое отверстие — ширина колца) в m .

При малых числах Re ($Re \leq 2$), когда влияние сил инерции незначительно по сравнению с силами вязкости, коэффициент истечения, по данным А. Д. Альштуль [63], равен

$$\mu = \sqrt{\frac{Re}{48}}, \quad (111)$$

при $Re \approx 50$ $\mu = 0,21$; $Re > 3 \cdot 10^5$ $\mu = 0,6$. Максимальное значение $\mu = 0,7$ при $Re = 200 \div 400$. Потери напора на трение при ламинарном движении в трубах, т. е. при $Re < 1200$, можно подсчитать по формуле Пуазейля

$$H_{tr} = \frac{32 \cdot u l}{g d_r^2}, \quad (112)$$

где l — длина трубы в m ;

d_r — диаметр трубопровода в m .

Сечение воздуховода и паропровода обычно рассчитывают исходя из скорости в нем в пределах 10—20 $m/\text{сек}$, а трубопровода для растворов — из скорости 0,25—1 $m/\text{сек}$.

Расход электроэнергии. Расход электроэнергии при распыливании сжатым воздухом можно определить по обычным формулам, применяемым при расчете потребляемой мощности центробежными или поршневыми компрессорными машинами.

Мощность, потребляемая турбокомпрессором с охлаждением, равна

$$N = 3,88 \frac{V_e}{\eta_0 \eta_m \eta_u} \cdot \frac{T_0}{273} \cdot \lg \frac{p}{p_0} \text{ квт}, \quad (113)$$

где V_e — подача воздуха при давлении 760 $мм$ рт. ст. и $0^\circ C$ в $m^3/\text{мин}$;

p_0 — давление воздуха при входе в машину в at ;

T_0 — абсолютная температура воздуха при входе в машину, равная $273 + t^\circ C$;

p — конечное давление воздуха в at ;

η_0 , η_m — соответственно объемный и механический к. п. д., принимаются равными 0,97—0,98;

η_u — изотермический к. п. д. равный 0,55—0,65.

Преимущества и недостатки пневматического распыления. С помощью пневматических форсунок можно распыливать растворы практически с любой вязкостью. Пневматические форсунки надежны в эксплуатации, просты по устройству; можно легко изменять форму факела распыла в нужном направлении.

К недостаткам этого метода распыления необходимо отнести в первую очередь большой расход электроэнергии (50—60 квт на 1 л раствора), трудность получения удовлетворительного распыла при большой производительности форсунки. Поэтому при необходимости распыливать большое количество раствора приходится устанавливать до 35 форсунок в одной сушильной камере.

Сам распыл более неоднороден по сравнению с другими методами распыления; неоднородность распыла объясняется неравномерным распределением энергии сжатого воздуха или пара по сечению струи раствора.

При пневматическом распылении с помощью сжатого воздуха требуется дополнительный штат для обслуживания компрессорной установки.

Центробежные дисковые распылители

В сушильной технике получило широкое распространение распыление с помощью центробежных дисков. Этот метод отличается от метода распыления растворов механическими форсунками

тем, что раствор принимает большие скорости без давления на него.

Раствор через специальную распределительную коробку или трубу с отверстиями под небольшим избыточным давлением подается на диск и получает вращательное движение (рис. 30). Благодаря действию центробежной силы раствор в виде пленки перемещается с неизменно возрастающей скоростью к лопаткам или соплам, далее по ним к периферии диска и сбрасывается. При этом происходит распыление раствора.

Механизм распыления раствора зависит от условий работы центробежного диска. При небольших скоростях потока и производительности диска распыление происходит с непосредственным образованием капель. Пленка жидкости стекает к краям диска и собирается в виде висящего цилиндра. Этот цилиндр увеличивается до тех пор, пока не достигнет критической величины. При этом жидкостная пленка принимает выпуклую форму по периферии диска и под действием центробежной силы, преодолевая поверхностные силы, удерживающие раствор на твердой поверхности, разрывается. С увеличением производительности образуются отдельные тонкие струйки, которые, как статически неустойчивые, распадаются на капли. При дальнейшем увеличении производительности из струй образуется сплошная пленка, которая также

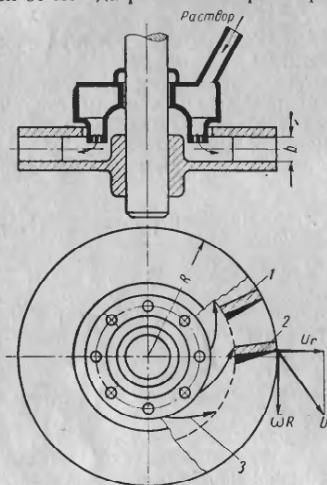


Рис. 30. Схема диска с радиальными лопатками:

1 — лопатка; 2 — пленка раствора; 3 — направление перемещения раствора по гладкому диску

виде висящего цилиндра. Этот цилиндр увеличивается до тех пор, пока не достигнет критической величины. При этом жидкостная пленка принимает выпуклую форму по периферии диска и под действием центробежной силы, преодолевая поверхностные силы, удерживающие раствор на твердой поверхности, разрывается. С увеличением производительности образуются отдельные тонкие струйки, которые, как статически неустойчивые, распадаются на капли. При дальнейшем увеличении производительности из струй образуется сплошная пленка, которая также

72

распадается с образованием отдельных капель. Распад отдельных струек или пленки раствора происходит на некотором расстоянии от диска. С увеличением скорости потока раствора распад статически неустойчивых форм начинается раньше. Как и при распылении механическими форсунками, распад статически неустойчивой формы происходит за счет турбулентности потока и за счет сил давления на поверхность раствора, возникающего вследствие трения о воздух.

В первом случае распад получается в результате взаимодействия внутреннего градиента скорости и поверхностного напряжения, силы массы без действия внешнего давления воздуха. Наличие такого механизма распада подтверждается экспериментальными данными (распыление растворов в вакуме). В этом случае величина капель обратно пропорциональна корню квадратному из центробежной силы или первой степени окружной скорости.

При распаде пленки или струек раствора за счет давления, вызванного трением о воздух, капли образуются из тонких нитей, как при распылении пневматическими форсунками. Такой механизм распыления также подтверждается экспериментальными данными, в которых при сушке вязких растворов в определенных условиях работы диска высущенный продукт получается в виде ваты, состоящей из отдельных тонких волокон.

Например, при сушке высококонцентрированных вязких смол или коллоидного раствора столярного клея продукт получается в виде нитей.

На рис. 31 приводится фотография распада жидкости на капли при распылении гладким диском. На фотографиях виден механизм образования капель из нитей и пленки в зависимости от количества подаваемой жидкости на диск.

При распаде струи трением о воздух величина капель должна быть обратно пропорциональна квадрату окружной скорости. Таким образом, при распылении центробежными дисками, несомненно, имеют место оба механизма распада струи на капли.

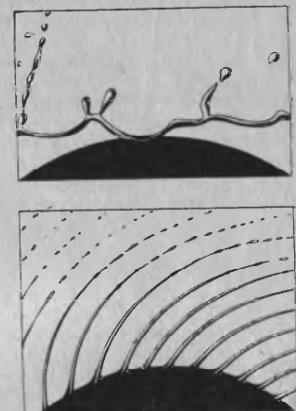


Рис. 31. Распад жидкости при распылении гладким диском

Если будет преобладать первый механизм распада струи, распыл получится более равномерным.

Неравномерность распыла в общем случае объясняется главным образом тем, что распад отдельных струек или пленки происходит на различном расстоянии от диска, т. е. при различной их толщине. Неоднородность распыла увеличивается с переходом от стадии распада отдельных струек к распаду пленки. Таким образом, величина капель и однородность распыла зависят от окружной скорости диска и толщины пленки раствора, которая, в свою очередь, определяется производительностью.

При малых окружных скоростях диска (меньше 50 м/сек) получается резко выраженный неоднородный распыл, факел распыла как бы состоит из основной группы крупных капель и группы мелких капель, которые оседают ближе к диску. По мере увеличения скорости вращения неоднородность распыла уменьшается, расстояние между основной массой крупных и мелких капель сокращается. Начиная с окружной скорости 60 м/сек и выше, такого разложения не наблюдается, поэтому скорость 60 м/сек можно принять минимальной, имеющей промышленное значение.

Чаще всего распыление дисками различных конструкций производится при окружных скоростях в интервале 90—140 м/сек в зависимости от свойств раствора и температурного режима сушки.

Для получения более однородного распыла необходимо, чтобы диск вращался без вибрации, подача раствора была бы равномерной по окружности и во времени, а поверхность диска ровной. Турбулизация пленки раствора на самом диске за счет порогов, шипов по периферии диска (например, диски конструкции НИОПИК) или срыв пленки раствора с лопаток при большой самовентиляции диска приводит к более неравномерному распылу.

Таким образом, дисперсность распыла зависит от окружной скорости диска, производительности по раствору, отнесенной к смачиваемому периметру, физических свойств раствора и т. д.

Средний диаметр капель распыла, как характеристика общей дисперсности, будет определяться перечисленными выше факторами, причем в различной степени в зависимости от механизма распада струи.

Для оценки среднего диаметра капель при диспергировании центробежными дисковыми распылителями существует ряд эмпирических зависимостей.

А. М. Ластовцевым получено соотношение

$$\delta_{3,2} = 81 \cdot \frac{\sigma^{0.46} h^{0.46} \eta_{\text{ж}}^{0.08}}{u \rho_{\text{ж}}^{0.54}}, \quad (114)$$

где

где $\delta_{3,2}$ — объемно-поверхностный диаметр капель в м;
 σ — коэффициент поверхностного натяжения в кГ/м;
 h — толщина пленки жидкости в диске в м;
 $\eta_{\text{ж}}$ — коэффициент динамической вязкости в кГ·сек/м²;
 $\rho_{\text{ж}}$ — плотность раствора в кГ·сек²/м⁴;
 u — величина скорости раствора при отрыве от диска в м/сек.

Формула получена при следующих параметрах:

$$u = 20 \div 180 \text{ м/сек}; \quad G = 20 \div 1200 \text{ л/ч}; \quad \sigma = (28,5 \div -82,5) \cdot 10^{-4} \text{ кГ/м}; \quad \rho_{\text{ж}} = 85 \div 173 \text{ кГ·сек}^2/\text{м}^4; \quad \eta_{\text{ж}} = (1 \div +600) \cdot 10^{-4} \text{ кГ·сек}/\text{м}^2.$$

Фрасер, Эйзенклам и Домбровский [124] в результате обработки опытных данных нескольких исследователей рекомендуют обобщенное соотношение для расчета среднего диаметра в мк

$$\delta_{3,2} = 6,9 \cdot 10^5 \frac{G^{0.2} \gamma_{\text{ж}}^{0.2} \sigma^{0.1}}{n^{0.6} \gamma_{\text{ж}}^{0.3} D_d^{0.2} X^{0.1}},$$

где G — весовая производительность в кГ/ч;
 $\gamma_{\text{ж}}$ — коэффициент кинематической вязкости в м²/сек;
 σ — коэффициент поверхностного натяжения в кГ/м;
 n — число оборотов диска в 1/сек;

D_d — диаметр диска в м:

X — смоченный периметр диска в м.

Это соотношение получено при следующих параметрах: окружная скорость 22—190 м/сек; расход 15—1800 л/ч; $\sigma = (75,4 \div -102) \times 10^{-4}$ кГ/м;

При конструировании дисковых распылителей для оценки влияния параметров распыла на размер капель, отрывающихся от периферии диска, может оказаться полезной зависимость А. С. Пенько [76]

$$r_k^2 = 1,5 \sigma g R_d / \gamma_{\text{ж}} \omega^2, \quad (115)$$

где r_k — радиус капель в м;

R_d — радиус диска в м;

С. И. Шапиро пользовался при дисковом распылении суспензии и красителей для определения среднего диаметра капель формулой

$$\delta_k = 98,5 \frac{1}{n} \sqrt{\frac{\sigma}{R_d \gamma_{\text{ж}}}}, \quad (116)$$

где δ_k — диаметр капель в мк;

n — число оборотов диска в минуту.

В этой работе рекомендуется для условия проведенных опытов определять диаметр капель по соотношению

$$\delta_k = k u,$$

75

где u — окружная скорость в м/сек;
 k — константа которая в зависимости от типа диска имеет значения от 120 до 505.

Следует заметить необоснованную рекомендацию С. И. Шапиро производить распыление при окружных скоростях 130—200 м/сек. Во-первых, вне зависимости от конструкции диска при распылении не происходит измельчение твердой фазы суспензии. Во-вторых, критическую толщину пленки можно обеспечить при окружных скоростях меньше 150 м/сек соответствующей величиной смоченного периметра. Если известен радиус R_θ , то можно оценить величину максимального диаметра капель по формуле Фридмана, Глуккера и Маршалла

$$\frac{\delta_{\max}}{R_\theta} = 1,2 \left(\frac{G^*}{\gamma_{\text{ж}} n R_\theta} \right)^{0.6} \left(\frac{\eta_{\text{ж}}}{G} \right)^{0.2} \left(\frac{g \gamma_{\text{ж}} \sigma l}{G^2} \right)^{0.1}, \quad (117)$$

здесь l — длина смачиваемого периметра в м;

G^* — расход раствора, отнесенный к длине смачиваемого периметра, в кг/сек·м.

Формула (117) получена при следующих значениях параметров: $G = 0,003 \div 0,5$ кг/сек, $n = 14 \div 300$ об/сек; $l = 0,008 \div 0,48$ м; $\gamma_{\text{ж}} = 1000 \div 1400$ кг/м³, $R_\theta = 0,01 \div 0,1$ м; $\eta_{\text{ж}} = (1 \div 9150) \cdot 10^{-3}$ кг·сек·м.

Для расчета диска (диаметр, количество сопел или лопаток и др.) необходимо знать величину пленки раствора при ее сходе. Толщина пленки определяется, если известен закон течения раствора по диску.

Раствор, попадая на диск, приобретает некоторую вращательную скорость вследствие трения между раствором и поверхностью диска. Центробежные силы, приложенные к раствору, заставляют его перемещаться к краю диска. Следовательно, каждая элементарная частица раствора имеет два составляющих вектора скорости: один направлен радиально, другой — по касательной к окружности. Если диск сплошной, то частицы раствора вследствие скольжения будут перемещаться к краю диска по кривой относительно плоскости. Если раствор движется по канавкам диска (см. рис. 30), то скольжением можно пренебречь, и скорость вращения раствора будет равна окружной скорости диска. Радиальная скорость при движении раствора без трения будет также равна окружной скорости диска ωr , где ω — угловая скорость диска, r — расстояние по радиусу от центра вращения. Следовательно, максимальная скорость раствора u_{\max} при отрыве от диска будет равна

$$u_{\max} = \sqrt{2} \omega R, \quad (118)$$

где R — радиус диска в м, а угол между вектором скорости отрыва раствора от диска и вектором окружной скорости будет равен $\theta = 45^\circ$.

Однако вследствие трения радиальная скорость раствора будет меньше, поэтому и угол $\theta < 45^\circ$.

Если пренебречь влиянием силы тяжести, то для движения раствора в распылителе с радиальными канавками можно составить дифференциальное уравнение из баланса сил, действующих на элемент раствора:

$$u_r \frac{du_r}{dr} + A u_r^{2.5} - \omega^2 r = 0, \quad (119)$$

где u_r — средняя радиальная скорость раствора на расстоянии r от оси по радиусу в м/сек;

ω — угловая скорость вращения диска в 1/сек;

A — коэффициент.

Коэффициент A учитывает влияние трения на движение раствора в канавках диска и является переменной величиной. Он зависит от режима потока и действительного градиента скорости поперек пленки раствора. Движение раствора в канавке диска изменяется от ламинарного до турбулентного. В этой области трудно без соответствующих экспериментальных данных установить зависимость A от режима потока, поэтому уравнение (119) в общем виде не решается. Если A принять постоянной величиной в определенных границах изменения переменных величин, тогда нетрудно получить решение уравнения.

Приближенное решение для радиальной скорости раствора в момент отрыва его от диска было дано А. М. Ластовцевым [47]. Оно имеет вид

$$u_r = \frac{\omega^{0.8} R^{0.4}}{A^{0.4}} \left(1 - \frac{0.35}{A^{0.95} \omega^{0.42} R^{1.43}} \right)^{0.4}. \quad (120)$$

Коэффициент A равен:

для каналов круглого сечения

$$A = 0,09 \frac{r_k^{0.35} v^{0.25}}{\left(\frac{G}{n} \right)^{0.8}},$$

для каналов прямоугольного сечения

$$A = 0,105 \frac{b^{0.35} v^{0.25}}{\left(\frac{G}{n} \right)^{0.8}},$$

где r_k — радиус канала в м;

v — кинематическая вязкость раствора в м²/сек;

b — высота канала в м;

n — число каналов в шт.

G — производительность диска в м³/сек.

В зависимости от величины A радиальная скорость составляет 0,3—0,85 теоретической скорости, равной ωR , причем влияние A

увеличивается по мере продвижения раствора по диску от начальной точки. В пределах 40 мм расстояние r_0 от места подачи раствора на диск до оси вращения не влияет практически на конечное значение радиальной скорости раствора u_r .

Скорость раствора при отрыве от диска с лопатками будет равна

$$u = \sqrt{\omega^2 R^2 + u_r^2} \text{ м/сек.} \quad (121)$$

Если принять условие неразрывности для потока раствора, то можно рассчитать толщину пленки раствора в любой точке.

В общем случае площадь поперечного сечения пленки раствора $f_{n,a}$ равна

$$f_{n,a} = \frac{G}{nu_r} \text{ м}^2, \quad (122)$$

где n — число лопаток в шт.

Толщина пленки раствора для диска с радиальными лопатками равна

$$h = \frac{f_{n,a}}{b}, \quad (123)$$

где b — высота лопатки в м.

Независимо от скорости из условия неразрывного течения толщина пленки жидкости не может быть меньше 4 мк.

Форма факела распыла и диаметр его имеют большое значение при выборе диаметра распылительной сушилки. Знание диаметра факела особенно важно, когда применяется распыление с помощью центробежных дисков. При распылении с помощью механических или пневматических форсунок диаметр факела не имеет столь принципиального значения, так как величина его может быть легко изменена в нужном направлении незначительными изменениями размеров форсунок. В этом случае всегда можно отрегулировать диаметр факела распыла так, что капли не будут попадать на стенки сушильной камеры прежде, чем они не высохли. В случае же распыления с помощью центробежных дисков диаметр факела распыла трудно значительно изменить изменением конструкции диска при всех прочих равных условиях. Поэтому, не зная точно диаметра факела распыла, трудно правильно выбрать необходимый диаметр сушильной камеры. Например, если диаметр сушильной камеры несколько больше диаметра факела распыла, то объем сушилки будет использоваться неэффективно; напротив, при заниженной величине диаметра камеры наблюдается попадание раствора на стенки, что приводит к частичной порче продукта. При распылении центробежными дисками факел расположен в горизонтальной плоскости и величина его определяется дальностью полета капель раствора.

Диаметр факела распыла и его конфигурация зависят от большого количества различных факторов. Капли раствора при сходе с диска обладают определенной кинетической энергией; траектория полета капли в спокойном воздухе обусловливается приобретенной скоростью в горизонтальной плоскости и действием поля тяжести в вертикальной плоскости. Поэтому траекторию полета капли от диска до дна камеры можно представить в виде увеличивающейся пискающей спирали. Однако динамика движения капель значительно усложняется вводом газового теплоносителя и самовентиляцией вращающегося с большой скоростью диска.

Дисперсность распыла такова, что малые газовые потоки значительно влияют на траекторию движения капель.

Дальность полета частиц и соответственно диаметр факела распыла зависят от величины капель, их начальной скорости, плотности раствора и газовой среды, изменения массы за счет испарения влаги, воздушных потоков в камере, производительности диска по раствору и т. д. Мелкие капли быстрее теряют свою первоначальную скорость вследствие трения о воздух, чем крупные. Поэтому по радиусу факела распыла при сушке растворов происходит частичная сепарация частиц. Более крупные частицы оседают ближе к стенке камеры. Чем больше диаметр капель и чем неоднороднее распыл, тем больше диаметр факела распыла.

Решение дифференциального уравнения динамики движения капель для определения факела распыла затруднено из-за незнания закона изменения массы частицы, ее величины и соответственно коэффициента сопротивления при наличии испарения влаги с поверхности капель. Кроме того, решение уравнения для одиночной капли не будет отображать динамику движения множества частиц, движение которых в потоке газа является более сложным. Таким образом, в настоящее время теоретически рассчитать диаметр факела распыла не представляется возможным.

Вентиляционный эффект диска значительно влияет на конфигурацию факела, на дальность полета частиц и т. д. Циркуляция воздуха возникает вследствие трения поверхностей диска о воздух, эжекционного эффекта истечения раствора и воздуха, который выбрасывается из сопел, и вследствие работы диска, особенно с лопатками, как вентилятора. На рис. 32 показана схема циркуляции воздуха во вращающемся диске.

С увеличением диаметра диска и его окружной скорости вентиляционный эффект его настолько велик, что в определенных условиях факел распыла поднимается вверх и летит в перекрытие сушильной камеры. Такое явление наблюдалось при пуске опытно-промышленной сушилки диаметром 9 м с приводом и диском конструкции НИИХИММАШа. На рис. 33 показана схема установки привода в камере и форма факела распыла.

При расположении диска в верхней части сушильной камеры делится факелом распыла на две неодинаковые по объему части. При вращении диска основной приток газов идет сверху по корпусу привода и меньше снизу по центру к диску.

В диске диаметром 320–350 мм со скоростью вращения 8600 об/мин разжение достигло до 600–800 мм вод. ст.

Кроме того, диск с одной стороны (сверху) имеет сопряжение с приводом. Таким образом, получается гидродинамическая асимметрия.

При работе диска без подачи воды и воздуха через распределительный короб линии стока воздуха с диска резко поднимаются вверх, образуя с горизонтальной плоскостью в данном случае около 45°, т. е. воздушный факел напоминает по своей форме опрокинутый зонтик (рис. 33). Причем, приток воздуха сверху

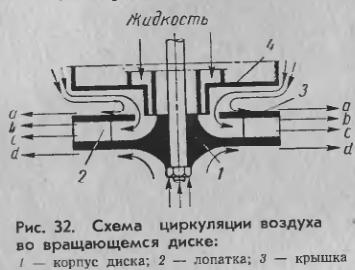


Рис. 32. Схема циркуляции воздуха во вращающемся диске:
1 — корпус диска; 2 — лопатка; 3 — крышка диска; 4 — тарелка

При работе диска без подачи воды и воздуха через распределительный короб линии стока воздуха с диска резко поднимаются вверх, образуя с горизонтальной плоскостью в данном случае около 45°, т. е. воздушный факел напоминает по своей форме опрокинутый зонтик (рис. 33). Причем, приток воздуха сверху

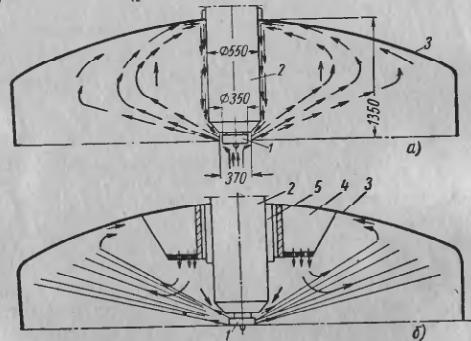


Рис. 33.
а — линии тока циркулирующего воздуха; б — форма факела распыленной жидкости: 1 — диск Ø 350 мм; 2 — привод; 3 — свод камеры; 4 — распределительный газовый короб

к диску происходит струей толщиной не более 10–15 мм вокруг, вплотную к корпусу.

Поднятие факела объясняется вентиляционным эффектом вращающегося диска в ограниченном объеме — камере. При

вращении диска в верхней зоне создается вакуум и, как следствия, замкнутая циркуляция воздуха вокруг диска (рис. 33, а). Подъем особенно усиливается и начинается от корня факела, когда диск по диаметру меньше нижней сопряженной части корпуса привода, так как линии стока и притока находятся в непосредственной близости.

В проведенных опытах диск был диаметром 350 мм, нижняя часть привода и его диаметр соответственно 370 и 550 мм.

На рис. 33, б показан подъем факела при распылении воды и подаче холодного воздуха через газовый короб. Капли воды удалялись от верхнего перекрытия, скапливались и стекали вниз. Верхняя часть факела практически омыvalа нижнюю часть привода, а нижняя часть составляла различный угол с горизонтальной плоскостью в зависимости от количества распыливаемой воды. Несмотря на подачу воздуха к диску над факелом в количестве 10 000 м³/ч, последний поднимался вверх. Это объясняется тем, что на меньшем диаметре диска по сравнению с нижней частью привода линии стока и притока находились в непосредственной близости, вызывая подъем вверх факела у самого короба, где скорость струи очень большая. Подача же воздуха из короба в данном случае не может оказать значительного влияния на выпрямление факела распыла.

При прекращении доступа воздуха к нижней части диска за счет установки неподвижной плоскости на близком расстоянии факел распыла, как показали опыты, проведенные на стенде в НИИХИММАШе, резко опускается вниз. Если диаметр диска меньше нижней части привода при соответствующих окружных скоростях, положение факела является неустойчивым и трудно регулировать его подачей воздуха.

После установки верхней крышки диска диаметром 460 мм на открытом воздухе (в неограниченном объеме) при тех же числах оборотов факел распыла практически находился в горизонтальной плоскости. При распылении воды в камере без подачи воздуха на диаметре 1,6–2,0 м факел имел горизонтальное положение (рис. 34, а). Далее, при малой производительности диска по воде мелкие частицы поднимались вверх за счет циркуляции воздуха в верхней части камеры. Над факелом в ограниченном объеме создается зона пониженного давления.

При подаче воздуха через распределительный короб к диску в количестве 10 000–12 000 м³/ч факел имел горизонтальное положение при расходе воды 3–6 т/ч (рис. 34, б). При производительности диска по воде 1,0–1,5 т/ч факел потоком воздуха отклоняется вниз и принимает грибообразный вид (пунктирные линии). Таким образом, проведенные опыты показывают, что аэродинамика сушильных камер при большой производительности диска по раствору значительно отличается от условий работы малых камер. Причем, вентиляционный эффект диска

с увеличением его диаметра значительно влияет на динамику движения частиц и конфигурацию факела распыла.

Распределение плотности потока раствора в горизонтальной плоскости при дисковом распыле значительно отличается от случайного форсуночного распыления в сушильной камере. Распределение плотности потока раствора по диаметру факела зависит от большого количества факторов. Под плотностью потока мы по-

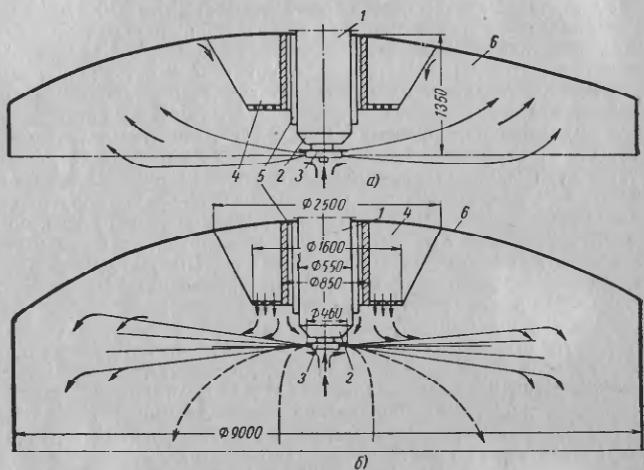


Рис. 34. Конфигурация факела распыла при использовании диска с «покрывалом»:

а — без подачи воздуха; б — с подачей воздуха: (—) — производительность диска 4–6 л/с; (—) — 1,0–1,5 л/с; 1 — привод; 2 — распределительная тарелка; 3 — диск; 4 — распределительный газовый короб; 5 — экран; 6 — свод камеры

нимаем часовое количество раствора ($\text{кг}/\text{ч}$), приходящегося на 1 м^2 горизонтальной плоскости ($\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$). При окружных скоростях больше 60 м/сек плотность потока по мере удаления от диска увеличивается, достигая максимального значения на определенном расстоянии от диска, а затем убывает. При меньших окружных скоростях наблюдается несколько максимумов вследствие неоднородности распыла. Величина максимального значения плотности потока увеличивается при получении более однородного распыла и уменьшается с увеличением отношения количества газового теплоносителя к расходу раствора. Расстояние от оси диска до максимального значения плотности потока уменьшается с повышением дисперсности распыла.

Распределение плотности потока раствора по диаметру обычно определяется экспериментальным путем. Для этой цели производится распыление воды в модели сушильной камеры без подачи и с подачей холодного воздуха к диску, а на дно сушильной камеры на значительном расстоянии от диска в горизонтальной плоскости по двум взаимно перпендикулярным диаметрам устанавливаются ловушки. По количеству собранной воды в ловушках за определенный промежуток времени определяется локальное значение плотности орошения в $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$. По полученным данным строится дифференциальная кривая распределения плотности потока раствора по двум диаметрам, а затем величины усредняются и строятся по одному диаметру. Кривая плотности потока вещества определяется и при сушке, если собирать сухой материал в ловушки, расположенные по диаметру камеры. В этом случае дополнительно в каждой ловушке определяется влажность продукта и его дисперсность.

Диаметр факела распыла определяется путем графического интегрирования кривых плотности потока раствора и построением интегральной кривой по двум радиусам. На оси ординат откладывается количество оседающего раствора в % от распыленного, а по оси абсцисс радиус камеры.

Обычно за диаметр факела распыла принимают диаметр той окружности, внутри которой оседает 96–98% всего распыленного раствора. Однако в полученные данные по диаметру факела при распылении воды с подачей холодного воздуха должны быть внесены поправки с учетом плотности раствора и реальных условий сушки. Поэтому точно определять диаметр факела распыла можно только на стенде при сушке конкретного материала с требуемой производительностью диска.

Величиной количества оседающего раствора внутри камеры можно задаваться из расчета допустимого накопления материала на стенах сушильной камеры между чистками сушилки. Желательно иметь пробег сушилки без останова ее на чистку 7–10 суток.

Диаметр факела распыла можно определять также исходя из следующих соображений. Плотность потока материала по оси факела в вертикальной плоскости имеет максимальное значение, поэтому на любом расстоянии от диска в данном сечении по оси факела будет максимальная влажность частиц. Следовательно, снимая кривую изменения влажности частиц по оси факела распыла в направлении от диска к стенкам камеры, можно определить радиус распыла, если известна оптимальная влажность материала, при которой он обладает хорошими сыпучими свойствами и не прилипает к стенке сушильной камеры.

К определению факела распыла можно также подойти следующим образом. На различных радиусах и расстояниях от диска по его горизонтальной оси установить металлические

полосы длиной в 1,0—1,5 м и наблюдать на них налипание материала. Расстояние ближайших к диску полос, на которые не будет налипать материал, будет определять диаметр факела распыла.

На рис. 35 и 36 показано влияние производительности диска и подачи воздуха на распределение плотности орошения по се-

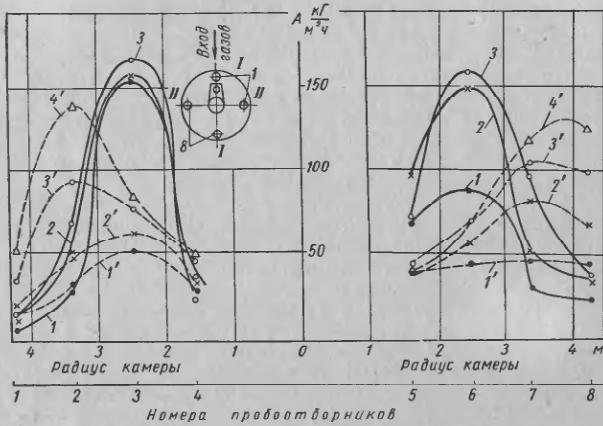


Рис. 35. Плотность орошения в сушильной камере, $D_x = 9$ м на уровне днища, 8 м от диска; $n = 8600$ об/мин по диаметру I—I:

1 — 3 т/ч (по воде) без воздуха; 1' — то же, с воздухом; 2 — 4 т/ч (по воде) без воздуха; 2' — то же, с воздухом; 3 — 5 т/ч (по воде) без воздуха; 3' — то же, с воздухом; 4 — 6 т/ч (по воде) без воздуха

чению камеры. Распыление производилось диском диаметром 320 мм с радиальными лопатками в количестве 30 шт. Крышка диска имела диаметр 460 мм. Между крышкой и верхней кромкой выходного отверстия был порог 5 мм. Высота лопаток составляла 20 мм (смачиваемый периметр 600 мм).

Воздух подавался через распределительный короб по вертикали к корню факела распыла, как показано на рис. 34, б. Количество воздуха было равно 12 000 $\text{м}^3/\text{ч}$ при температуре $t = 20^\circ\text{C}$. Производительность диска по воде изменялась от 3 до 6 т/ч.

Из рассмотрения графиков видно, что расстояние максимальной плотности орошения от диска без подачи воздуха практически не изменяется от производительности диска. При подаче воздуха максимальная плотность орошения смещается к пери-

ферии и соответственно увеличивается диаметр факела распыла. Это объясняется тем, что струя воздуха, попадая в активную зону движения частиц жидкости у диска, приобретает кинетическую энергию, за счет которой воздушный поток закручивается и отбрасывается к периферии, увлекая за собой капли, которые уже потеряли свою первоначальную скорость.

При встрече воздушного потока с каплями с различными скоростями происходит рассеивание потока частиц. Это хорошо вид-

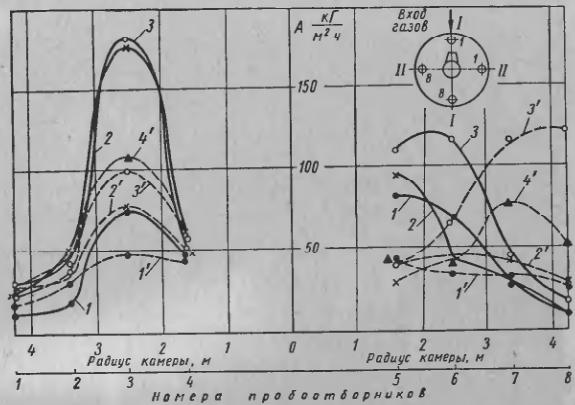


Рис. 36. Плотность орошения в сушильной камере, $D_x = 9$ м на уровне днища, 8 м от диска, $n = 8600$ об/мин по диаметру II-II:

1 — 3 т/ч (по воде) без воздуха; 1' — то же, с воздухом; 2 — 4 т/ч (по воде) без воздуха; 2' — то же, с воздухом; 3 — 5 т/ч (по воде) без воздуха; 3' — то же, с воздухом; 4 — 6 т/ч (по воде) без воздуха

но из кривых плотностей орошения с подачей воздуха к факелу распыла рис. 35, 36. При отношении $\frac{L}{G} = 3,6 \div 4,8 \text{ кг}$ воздуха/кг воды плотность орошения почти равномерна по диаметру камеры. Необходимо отметить, что на распределение плотности орошения большое влияние оказывает место ввода газов и их отвода из сушильной камеры.

Сравнивая кривые распределения плотностей орошения по двум взаимно перпендикулярным диаметрам видим, что факел распыла несимметричен по окружности камеры. Это объясняется неравномерным распределением подачи воды по окружности диска. На рис. 37 показано распределение плотности орошения по двум диаметрам. На рис. 38 в полярных координатах дано

распределение плотности орошения при распылении воды по окружности на расстоянии от центра камеры 8,6 м. Из кривых видно, что факел распыла является несимметричным. Как без подачи воздуха, так и с подачей характер кривых плотностей орошения мало изменяется; причем, в последнем случае несколько увеличивается абсолютное значение плотности орошения. При сушке продукта характер налипания материала на стенки камеры

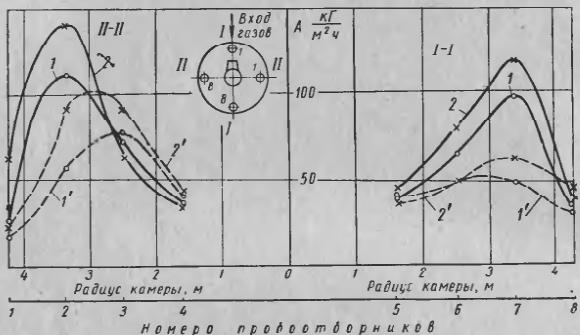


Рис. 37. Поля плотности орошения в сушильной камере, $D_x = 9$ м на уровне днища (от диска 8 м) на воде, по диаметрам I—I и II—II с подачей воздуха:
по диаметру I—I: 1 — 4 т/ч; 2 — 5 т/ч; по диаметру II—II: 1' — 4 т/ч; 2' — 5 т/ч

ры против диска практически соответствовал кривым плотности орошения, снятых по периферии камеры. Максимальное налипание материала с последующим обвалом его соответствует максимальной плотности орошения по периферии камеры.

В данной конструкции ПИИХИМАШа питание диска раствором производится самотеком с переливом через кольцевой порог. Такой способ питания не обеспечивает равномерного распределения раствора по окружности диска; чрезмерная неравномерность факела распыла, показанная на рис. 38, была из-за отклонения оси привода от вертикали с перекосом переливного порога. После установки привода строго по вертикали факел распыла был несколько выровнен, но оставался также асимметричным по окружности камеры (рис. 39). Из рис. 39 видно, что с подачей воздуха плотность орошения по периферии сушильной камеры увеличивается. Опытные данные показали, что при подаче раствора самотеком через переливной порог не обеспечивается равномерное распределение его по окружности диска.

86

Как отмечалось ранее, дисперсность распыла зависит в основном от скорости и толщины пленки раствора, при которой он отделяется от диска. Поэтому с повышением производительности

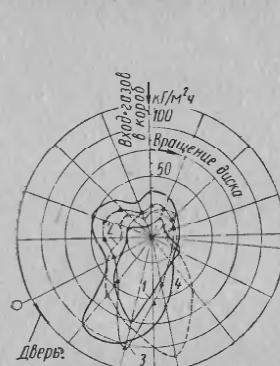


Рис. 38. Плотность орошения по окружности камеры на расстоянии от стенок 200 мм ($D_x = 8600$ мм) при распылении воды:

1 — 4 т/ч без воздуха; 2 — 5 т/ч без воздуха; 3 — 4 т/ч с воздухом;
4 — 5 т/ч с воздухом

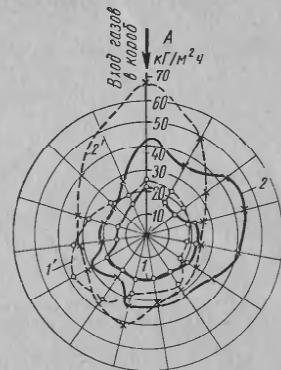


Рис. 39. Плотность орошения по окружности камеры на расстоянии от стенок 200 мм ($D_x = 8600$ мм) при распылении воды:

1' — 4 т/ч без воздуха; 2' — 5 т/ч без воздуха; 1 — 4 т/ч с воздухом;
2 — 5 т/ч с воздухом

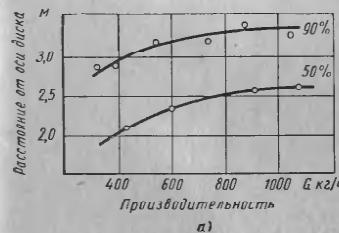


Рис. 40. График распределения факела при распылении центробежным диском

диска при прочих равных условиях диаметр факела увеличивается. На рис. 40 приводится график распределения весового потока факела для дисков 6 и 7 (см. рис. 46) в зависимости от производительности и окружной скорости диска. Из рис. 40 видно, что с увеличением окружной скорости расстояние от оси вра-

87

щения диска по радиусу до места, где выпадает 90% всего распыленного раствора, увеличивается, достигая максимального значения при $\omega R_d = 15$ м/сек, а далее, с увеличением ωR_d , это расстояние несколько уменьшается и после имеет тенденцию к увеличению.

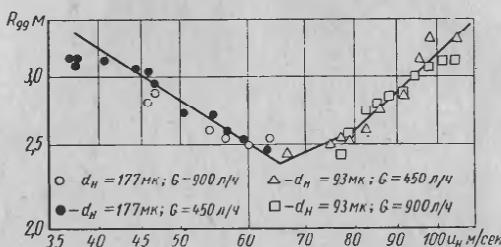


Рис. 41. Зависимость радиуса фокала R_{99} от d_H ($u_H = 37 \div 105$ м/сек) при распылении воды

Увеличение фокала распыла в области окружной скорости выше 70 м/сек объясняется, вероятно, повышенной циркуляцией воздуха. С повышением числа оборотов значительно увеличивается количество сбрасываемого воздуха с диска.

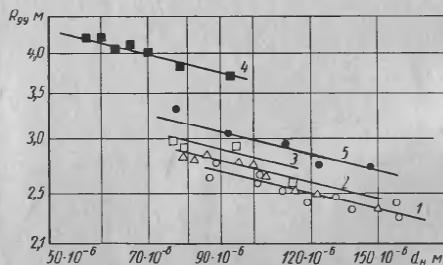


Рис. 42. Зависимость радиуса фокала R_{99} от дисперсности при $u_H = 68 \div 105$ м/сек (5 — раствор $ZnCl_2$; 1—4 — вода):
1 — $u_H = 69$ м/сек; 2 — $u_H = 72$ м/сек; 3 — $u_H = 90$ м/сек;
4 — $u_H = 105$ м/сек; 5 — $u_H = 72$ м/сек

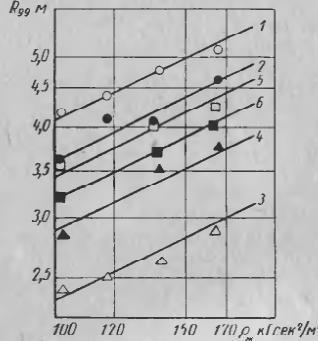
Такая же картина была получена А. М. Ластовцевым и Н. И. Дерябиным [98] при распылении воды в интервале окружных скоростей 37—105 м/сек и производительности 450—900 л/ч

(рис. 41). По тем же данным на рис. 42 и 43 приводится зависимость радиуса фокала от дисперсности распыла и плотности распыливаемой жидкости. Как и следует ожидать, с увеличением плотности раствора и величины частиц радиус фокала повышается.

Остановимся на некоторых эмпирических соотношениях для определения диаметра фокала распыла.

Применительно к сушке высоковлажных суспензий антибиотиков для установок производительностью менее 100 л/ч можно рекомендовать данные А. А. Долинского [43].

В опытах температура на входе в сушилку изменялась



от 110 до 300°C; расход распыляемого раствора 1—16 л/ч; начальная влажность раствора 200—2000%; число оборотов диска 18 000—24 000 в минуту; расход сушильного агента 70—360 м³/ч.

Предложено соотношение

$$\frac{R_\phi}{\delta} = 0,33 \left(\frac{u\delta}{v_e} \right)^{0,35} \left(\frac{t_c - t_m}{T_c} \right)^{-0,4} \left(\frac{c_e T}{w_{10}} \right)^{-0,2} \frac{\gamma_p}{v_e}. \quad (124)$$

При распылении суспензии кормовых дрожжей И. И. Борде была получена следующая формула:

$$R_\phi = 1,995 \cdot 10^{-3} \delta_{\max} \left(\frac{u\delta_{\max}}{v_e} \right)^{1,13} \left[\frac{\eta_e \gamma}{\lambda_e (t_1 - t_m)} \right]^{0,4}. \quad (125)$$

При сушке некоторых растворов неорганических солей в малогабаритной сушилке А. П. Фокин предложил формулы:

$$\frac{R_\phi}{l} = 1400 \left(\frac{u\delta}{v_e} \right)^{0,4} \left(\frac{G_1}{L} \right)^{0,7}; \frac{G_1}{L} \geqslant 6,5 \cdot 10^{-2}; \quad (126)$$

$$\frac{R_\phi}{l} = 490 \left(\frac{u\delta}{v_e} \right)^{0,4} \left(\frac{G_1}{L} \right)^{0,3}; \frac{G_1}{L} \leqslant 6,5 \cdot 10^2. \quad (127)$$

При распылении воды и растворов солей в спокойном воздухе и при продувке фокала перпендикулярным к его плоскости потоком холодного воздуха по всему сечению Н. И. Дерябиным

[98] для определения радиуса факела распыла предложены следующие эмпирические соотношения:
в спокойном воздухе

$$R_{99} = k u^{0.9} \delta_{3,2}^{-0.21} \rho_p^{0.5} \text{ м}, \quad 68 < u_o < 105,$$

или

$$R_{99} = 0.37 \delta_{3,2} \left(\frac{u \delta_{3,2}}{u_e} \right)^{-0.51} \left(\frac{u^2}{g \delta_{3,2}} \right)^{0.7} \left(\frac{\rho_p}{\rho_e} \right)^{0.5} \text{ м}; \quad (128)$$

при продувке потоком воздуха

$$R_{99} = 8.4 k_1 u_o^{0.9} \delta_{3,2}^{-0.21} \rho_p^{0.5} \left(\frac{\delta_{3,2}}{u_e} \right)^{0.3} \text{ м}. \quad (129)$$

Значение константы k : при радиусе диска $R_\theta < 125 \text{ мм}$ $k = 0.761 \cdot 10^{-3}$, радиусе диска от 125 до 225 мм $k = 0.9 \cdot 10^{-3}$; $k_1 = 0.762 \cdot 10^{-3}$ для диска $R_\theta \leq 125 \text{ мм}$ с гладкой наружной поверхностью; $k_1 = 0.837 \cdot 10^{-3}$ для диска $125 < R_\theta < 225 \text{ мм}$ с гладкой наружной поверхностью; $k_1 = 0.95 \cdot 10^{-3}$ для звездообразных распылителей.

Для определения радиуса факела распыла R_{100} , внутри которого оседает 100% распыленного раствора, была получена формула $R_{100} = \beta R_{99}$; $u_e = 0$; $\beta = 1.5$ при $u_o = 68 + 105 \text{ м/сек}$; $u_e = 0.1 + 0.78 \text{ м/сек}$; $\beta = 1.2$ при $u_o = 68 + 105 \text{ м/сек}$.

R_{99} — радиус факела распыла, внутри которого оседает 99% распыленного раствора, в м.

R_f — радиус факела распыла в м;

δ — диаметр капель в м;

d_{max} — максимальный диаметр капель в распыле в м;

$\delta_{3,2}$ — средний диаметр капель, определяемый

$$\delta_{3,2} = \frac{\Sigma \delta_i^3 n_i}{\Sigma \delta_i^2 n_i};$$

u — скорость капель при сходе с диска в м/сек;

u_o — окружная скорость диска в м/сек;

u_e — скорость газа в сушильной камере в м/сек;

L — расход газа в кГ/ч;

G_1 — производительность диска по раствору в кГ/ч;

d — характерный размер, равный

$$d = \sqrt{\frac{\sigma d_s}{\gamma_p u_o^2}};$$

σ — поверхностное натяжение в кГ/м;

d_s — эквивалентный диаметр отверстия в диске в м;

γ_p, γ_e — соответственно удельные веса раствора и газа в кГ/м³;

ν_o, ν_e — коэффициенты кинематической и динамической вязкости в м²/сек и кГ·сек/м²;

w_1 — начальная влажность раствора в %;

t_c — температура среды в °С;

t_m — температура мокрого термометра в °С;

λ_e — теплопроводность газа в ккал/м·ч·град.

Формулы (124) — (127) могут быть использованы для приближенных расчетов сушилок малой производительности при сушке высоковлажных растворов. Основным недостатком формул (124) и (125) является то, что в них не учитывается изменение массы капель за счет сушки, количества диспергируемого материала и плотности потока частиц при сходе с диска. Кроме того, практическое использование соотношений затруднено из-за трудности определения величины капель. В формулах (126) и (127) также не учитывается изменение массы частиц. Формулы (128) и (129) могут быть использованы для определения диаметра камеры, если будут найдены поправочные коэффициенты, учитывающие сушку конкретного материала и изменение массы частиц при испарении влаги.

Диаметр факела распыла непосредственно связан с диаметром сушильной камеры. К расчету его можно подходить двумя способами.

По первому способу диаметр факела рассчитывается исходя из гидродинамических условий в камере. В этом случае определяют дальность полета основной массы частиц в зависимости от различных факторов, как это сделано при выводе вышеописанных эмпирических уравнений.

По второму способу радиус факела определяется исходя из высыпивания основной массы крупных частиц до влажности, при которой они не прилипают к стенкам камеры. Правомочность этого способа наглядно видна из примера испарения чистой жидкости. В этом случае нас не интересует дальность полета частиц, а расстояние, на котором полностью испаряются все капли.

По первому способу эмпирическое уравнение должно включать в себя и соответственно учитывать следующие дополнительные факторы: изменение массы вещества в процессе сушки. При сушке высоковлажных частиц (до 90%) за счет испарения влаги масса изменяется в 9 раз, а при 50%-ном растворе в 2 раза. Соответственно будет различным и изменение кинетической энергии частиц по радиусу распыла. Изменение массы можно отобразить соотношением $\frac{100 - w_2}{100 - w_1}$ (w_2, w_1 — конечная влажность продукта и начальная влажность раствора).

На дальность полета частиц влияет плотность струи факела, т. е. при всех прочих равных условиях при работе диска с большой производительностью факел распыла увеличивается. Например, при повышении производительности для получения одной и той же дисперсности можно увеличить высоту лопаток или диск сделать двухъярусным с той же, как и в первом случае, величи-

ной смачиваемого периметра. Во втором случае диаметр факела распыла меньше, так как факел будет шире. По данным И. И. Борде, при сушке суспензии кормовых дрожжей с переходом на двухъярусный диск производительность сушилок увеличилась в 1,5 раза. Плотность потока вещества можно характеризовать $\frac{G_1}{\pi D_\theta h} \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}} \right]$, где G_1 — производительность по раствору, D_θ — диаметр диска и h — расстояние от нижней кромки нижнего яруса до верхней кромки верхнего яруса. Для одноярусных дисков h равно высоте лопатки или диаметру сопла.

Таким образом, в общем случае радиус факела распыла будет зависеть от следующих величин:

$$R_\phi = f \left(Re, Gu, \frac{\gamma_p}{\gamma_e}; \frac{L}{G_1}; \frac{100 - w_2}{100 - w_1}; \frac{G_1}{\pi D_\theta h} \right); \quad (130)$$

здесь

$$Gu — \text{критерий Гухмана}, Gu = \frac{t_c - t_m}{T_c};$$

$\frac{L}{G}$ — отношение количества газового теплоносителя к количеству раствора, учитывающее перемешивание диспергированных частиц с теплоносителем и влияние последнего на структуру факела распыла;

$$Re — \text{критерий Рейнольдса}, Re = \frac{u_l}{v_e};$$

u — скорость схода струи с диска в м/сек ; можно принимать $u = u_o$ (окружная скорость диска);

l — характерный размер в м .

Он может быть принят равным средней величине сухих частиц или толщине пленки раствора при выходе с диска:

$$l = \frac{G_1}{\gamma_p P u_r};$$

P — величина смоченного периметра в м ;

u_r — радиальная скорость раствора при сходе с диска в м/сек ;

При проведении экспериментальной работы количество переменных величин в соотношении может быть уточнено и сокращено.

По второму способу из расхода тепла на сушку, средней разности температур и объемного коэффициента теплообмена определяется объем факела и соответственно радиус факела, если известен угол раскрытия его.

Расход энергии. Расход энергии при распылении с помощью дисков складывается из затрат на сообщение кинетической энергии распыливаемому раствору N_k , на преодоление трения между

поверхностью диска и воздухом N_r и на циркуляцию воздуха внутри диска N_u , т. е.

$$N = N_k + N_r + N_u. \quad (131)$$

Расход энергии на циркуляцию воздуха зависит от конструкции диска и увеличивается с возрастанием скорости вращения его. Для дисков с радиальными каналами или с соплами количество воздуха, проходящего через диск, незначительно. Напротив, для дисков с прямыми и особенно с искривленными лопатками количество циркулирующего воздуха составляет значительную величину и зависит от направления вращения диска. На рис. 44

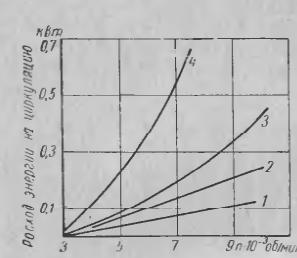


Рис. 44. Влияние циркуляции воздуха на расход электроэнергии:

1 — диск № 7; $R = 64 \text{ мм}$; 2, 3 — диск № 6; $R = 90 \text{ мм}$; 3 — диск № 5; $R = 76 \text{ мм}$

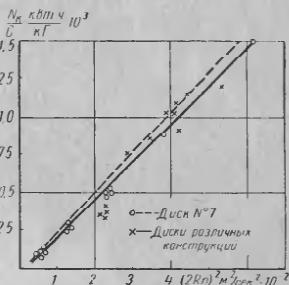


Рис. 45. Удельный расход энергии на распыление

показано влияние циркуляции воздуха внутри диска на расход энергии. Для предотвращения циркуляции иногда делают специальные приспособления.

Расход энергии на сообщение кинетической энергии раствору легко подсчитать, если известна скорость, с которой он покидает диск. Если принять, что эта скорость будет равна $u_{max} = \sqrt{2} \omega R_\theta$, то максимальный расход энергии N_k равен

$$N_k = 1,095 \cdot 10^{-5} G n^2 \left(R_\theta^2 - \frac{1}{2} r_0^2 \right) \text{ кВт}, \quad (132)$$

где G — производительность диска по раствору в кг/ч ;
 r_0 — расстояние по радиусу от оси до места подачи раствора на диск в м ;

n — число оборотов диска в секунду.

Экспериментальные данные по расходу электроэнергии хорошо согласуются с уравнением (рис. 45), но они несколько меньше. Это объясняется наличием скольжения раствора по поверхности диска, которое имеет место в дисках без лопаток или без канавок.

Расход энергии на преодоление трения между воздухом и поверхностью диска составляет небольшую величину при диаметрах диска до 200 мм и скорости вращения его до 250 об/сек.

Потери на трение N_T могут быть подсчитаны из эмпирической формулы Стодола, которая обычно применяется при расчете потерь на трение и вентиляцию при вращении турбинных дисков:

$$N_T = \frac{4R_\theta^2}{v} \left(\frac{u_0}{100} \right)^3 \text{квт}, \quad (133)$$

где R_θ — радиус диска в м;

v — удельный объем воздуха в $\text{м}^3/\text{кГ}$;

Конструкция центробежных дисков. Существуют различные типы центробежных дисков (рис. 46). Для распыления небольшого количества растворов использовались диски в виде тарелки 1

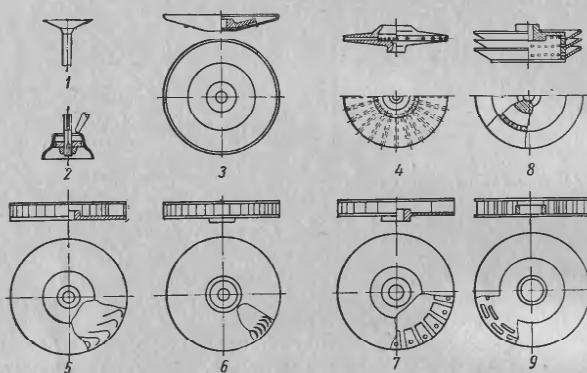


Рис. 46. Распылительные диски

или опрокинутой чаши 2. На этих дисках скорость раствора, покидающего диск, вследствие значительного скольжения меньше, чем при распылении дисками других типов. Однако распыл получается вполне удовлетворительный, так как в этом случае имеется большой периметр смоченной поверхности. Иногда для уменьшения скольжения раствора на поверхности диска делают неглубокие канавки. Но, как показали опытные данные, это приводит к увеличению неоднородности распыла. На сплошном диске с вертикальными острыми краями 3 получается более грубый распыл, чем на сплошных дисках 1 и 2.

На рис. 46 показаны диски с лопatkами различной формы. Как показывают экспериментальные данные, диски 5 и 6 с ис-

кривленными лопatkами не имеют преимущества по сравнению с дисками 7 и 4, имеющими радиальные лопатки или каналы. По расходу электроэнергии диски с искривленными лопатками менее экономичны. Это объясняется тем, что при дисках 5 и 6 большое количество энергии тратится на циркуляцию воздуха, т. е. они работают как вентиляторы. Диски с радиальными лопатками экономичны, просты по устройству и дают хороший распыл.

Диск 8 имеет три поверхности распыления. Раствор из камеры поступает через отверстия на три поверхности и сбрасывается с острых краев. Поверхность диска гладкая, конической формы. Эти диски дают равномерный распыл.

В табл. 7 приводятся сравнительные данные различных типов дисков при производительности 680 $\text{кГ}/\text{ч}$ и окружной скорости 64 м/сек.

Таблица 7

Наименование	Диск				
	5	6	7	8	9
Средний объемно-поверхностный диаметр в мк		161	152	170	150
Диаметр диска в мм	152	178	127	121	178
Расстояние от оси диска в мм, где выпадает раствор:					
90%	2560	2440	2320	2470	2310
50%	1800	2440	1700	1830	1770
Высота лопатки в мм	—	10,2	2,5	16,0	—
Длина лопатки в мм	—	25,0	25,0	—	—

Из таблицы видно, что для дисков 5 и 9 (рис. 46) существенной разницы в дисперсности распыла нет.

При производительностях сушилок до 15 $\text{т}/\text{ч}$ и более по раствору предъявляются новые требования к конструкции диска и привода.

Конструкция диска обусловливается его производительностью и свойствами диспергируемого раствора. К последним нужно отнести: влажность, коррозионные и эрозионные свойства, термочувствительность, вязкость и т. д.

При большой производительности наиболее рационально использовать многоярусные диски, обеспечивающие небольшой фракций распыла и повышенную плотность орошения.

Современные конструкции диска грубо можно подразделить на две группы: к первой относятся диски с канавками и лопатками, в которых имеется значительный участок разгона в радиальном направлении пленки жидкости; ко второй группе относятся сопловые чашеобразные диски. В первом случае можно обеспечить большую величину смоченного периметра и, как следствие, равномерный распыл.

Диски с прямоугольными или круглыми канавками (см. рис. 46) обычно применяются для коллоидных и истинных растворов. Эти диски чувствительны к засорению, т. е. отверстие для прохода раствора имеет малую величину. Диски с лопатками (рис. 47) применяются для широкого класса различных растворов. Пленка раствора первоначально движется по днищу диска, а далее по лопаткам поднимается вверх и сбрасывается равномерно по всей ее высоте.

Смоченным периметром является произведение высоты лопатки на количество их. Для дисков диаметром от 250 до 320 мм количество лопаток составляет для одноярусного от 24 до 48 шт., высота лопаток от 20 до 40 мм. Длина лопатки обуславливается диаметром диска и способом подвода раствора. Ширина щели выхода жидкости приин-

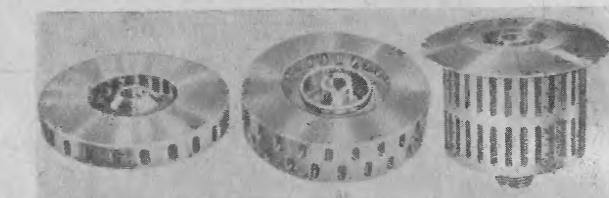


Рис. 47. Диски фирмы Ниро-Атомайзер:
6 — диск с лопатками; 1 — винт; 2 — корпус; 3 — лопатки; 4 — крышка;
6 — внешний вид дисков фирмы Ниро-Атомайзер

дается 6—10 мм. Основным недостатком этих дисков является большой вентиляционный эффект и трудность распыливания растворов, вызывающих коррозию и эрозию. Например, при сушке термостойких растворов с небольшой влажностью, т. е. при малом соотношении количеств газового теплоносителя и раствора, возникают большие трудности в регулировании факела распыла из-за большой вентиляционной способности дисков с лопатками. Поэтому диски с радиальными лопатками являются наиболее перспективными для диспергирования и сушки термо-

чувствительных высоковлажных растворов, имеющих незначительные эрозионные и коррозионные свойства. Внешний вид дисков фирмы Ниро-Атомайзер (Дания) показан на рис. 47, б. На рис. 48 приводится диск конструкции НИОПИК для распыления супензии красителей. Отличительной особенностью его является наличие по периферии шипов треугольного сечения. По мнению НИОПИК, на этом диске 2 обеспечивается равномерное диспергирование. Опыты по сушке супензии аммофоса показали, что шипы снашивается (за 70—80 ч) на пульпе, содержащей твердой фазы не более 10% при pH = 7. Кроме того, эти диски малоперспективны для большой производительности из-за неравномерного распыла. Раствор при подходе к шипам имеет значительные относительные скорости, поэтому происходит удар, приводящий к возмущению пленки с неравномерным распылом и повышенной эрозией металла.

Разработаны приводы дисков, которые надежно защищены от перегрева. Поэтому для сушки можно применять газы с высокой начальной температурой. С технической точки зрения при подводе газов к корню факела и хорошем перемешивании с материалом, которое имеет место при дисковом распыле, можно применять высокие начальные температуры газов без порчи продукта. Поэтому возможно осуществлять высокointенсивную и экономичную сушку растворов с малым соотношением расхода газов и раствора при более грубом дисперсном составе факела.

В настоящее время для уменьшения самовентиляции диска, упрощения проблемы подбора металлов для диска идут в направлении уменьшения диаметра диска с сохранением окружной скорости за счет повышения числа оборотов или при высокотемпературной сушке за счет уменьшения окружной скорости до 90 м/сек. Использование более грубого распыла позволяет облегчить процессу пылеулавливания. На рис. 49 показан диск с соплами диаметром 6—8 мм в количестве 16 шт. При окружной скорости 120 м/сек и начальной температуре газов 500—550° С производительность диска по раствору до 11 000 кГ/ч, при диаметре камеры 9 м. Сопла являются сменными и сделаны из специальных сплавов. Скорость перемещения раствора по диску невысокая,

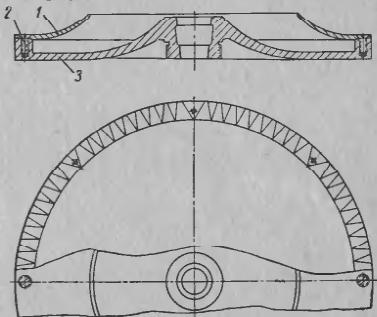


Рис. 48. Диск для распыления супензий:
1 — крышка; 2 — винт; 3 — корпус

поэтому износ его небольшой. Вследствие хорошего уплотнения и малого сечения свободного выхода из диска самовентиляция его небольшая.

Для больших производительностей используются многоярусные диски. На рис. 50 показан трехярусный диск со сменными соплами. Производительность его при окружной скорости 90—

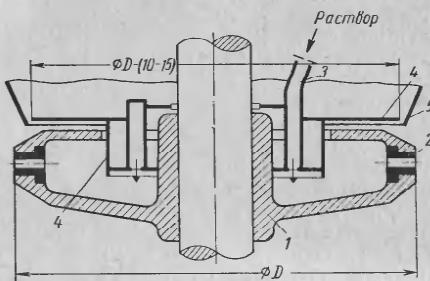


Рис. 49. Диск с соплами:

1 — корпус диска; 2 — сменные сопла; 3 — распределитель жидкости с отверстиями; 4 — система уплотнений; 5 — рубашка корпуса

100 м/сек, числе сопел $n = 16 \times 3 = 48$ с диаметром 8 мм может составлять до 15 000 кГ/ч по раствору. На рис. 51 показаны одноярусные и двухярусные диски с лопатками конструкции НИИХИММАШа. Они работают при окружной скорости до 150 м/сек.

Значительные трудности возникают при распыливании коррозионных и эрозионных растворов. Обычно действие антикоррозионных металлов основывается на создании стойкой окисной пленки. При наличии эрозии эта пленка не образуется, и металл за счет усиленной коррозии и эрозии быстро разрушается. Причем, борьба с эрозией и коррозией усложняется в большей степени для дисков с лопатками или канавками, так как в них большая площадь имеет большие скорости течения раствора.

Для защиты лопаток их рабочая сторона обычно защищается специальными пластинками. Эти пластины делаются из металлокерамики, сплава стеллита и др. Например, лопатки из специальной стали при распылении аммофоса с pH = 7 стояли не более 90 ч, а при защите металлокерамикой или стеллитом более 3000 ч. Борьба с коррозией и эрозией легче разрешается в дисках со сменными соплами. Последние изготавливаются из Al_2O_3 , карбида кремния и др.

На рис. 52 показан диск для коррозионных и эрозионных растворов. Отличительной особенностью его является то, что сопло отстоит от внутренней стенки на 10—20 мм ближе к центру.

Поэтому вращающийся диск действует как центрифуга: твердые частицы сепарируются к стенке, накапливаются и создают защитный слой. Свежая пульпа к соплам в этом случае перемещается по слою материала. Между стенками диска и раствором

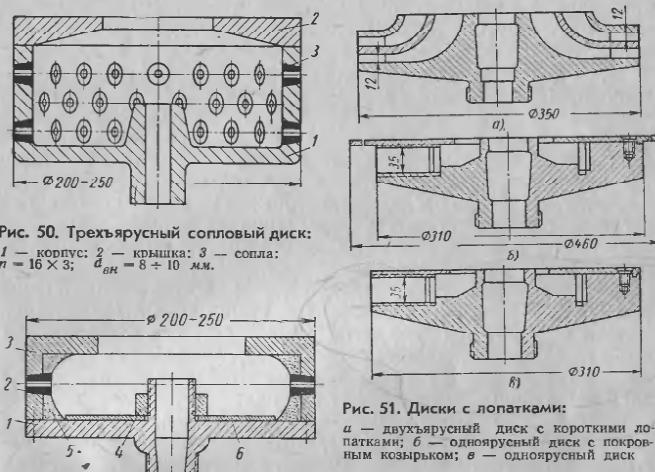


Рис. 50. Трехярусный сопловой диск:
1 — корпус; 2 — крышка; 3 — сопла;
 $n = 16 \times 3$; $d_{bh} = 8 + 10$ мм.

Рис. 51. Диски с лопatkами:
а — двухярусный диск с короткими лопatkами; б — одноярусный диск с покровным козырьком; в — одноярусный диск

Рис. 52. Схема диска для распыления эрозионных и коррозионных материалов:

1 — дно диска; 2 — сменные сопла из специальных материалов; 3 — корпус; 4 — гайка; 5 — твердый осадок; 6 — сменное днище

ром практически трения нет и поэтому проблема борьбы с эрозией (механической и кавитационной) и коррозией может быть решена успешно. Внутренняя часть такого диска может быть покрыта пластмассами или другими защитными материалами. На днище также устанавливается защитная сменная пластина.

Большое значение имеет равномерное распределение раствора по окружности диска, особенно для дисков с лопатками и канавками. Опытами установлено, что при 9000 об/мин по гладкому диску на расстоянии 40—50 мм от места подачи частица смещается на 90—120°. Это указывает на то, что можно равномерно

распределить раствор, если его подавать отдельными струйками с шагом до 30 мм. При малых производительностях равномерное распределение раствора по окружности осуществляется с помощью двух последовательных переливных порогов на самом диске (см. рис. 49). Для случаев большой производительности пульпа равномерно распределяется подачей отдельными струями вниз или в стороны через равномерно расположенные отверстия в специальной трубе или распределительной коробке. Для сопловых дисков равномерное распределение раствора обеспечивается путем подбора диаметра выходного отверстия сопла.

Для уменьшения эрозии желательно, чтобы истечение раствора происходило по всему сечению сопла.

Ввиду трудности теоретического расчета радиальной скорости истечения раствора и коэффициента заполнения выходного отверстия оптимальное значение последнего для заданной производительности должно определяться опытным путем.

Для уменьшения расхода электроэнергии и диаметра факела распыла, возможности легкой регулировки конфигурации факела необходимо до минимума сводить внутреннюю самовентиляцию уплотнением диска.

Большое значение имеет равномерная во времени подача раствора на диск. При значительном разрежении в диске не рекомендуется раствор подавать самотеком, так как это ведет к пульсирующей производительности диска и резкому увеличению диаметра факела распыла. Раствор должен подаваться на диск под небольшим давлением специальным насосом. Это позволяет не только равномерно подать его на диск, но и осуществить плавную регулировку производительности диска в зависимости от температуры отходящих газов. Перед работой диски вместе с валом должны подвергаться статической и динамической балансировке.

Для получения больших чисел оборотов диска применяются паровая турбина с противодавлением, быстроходный высокочастотный электродвигатель или электродвигатель с редуктором. Паровая турбина обычно применяется мощностью 10—12 квт при давлении пара 8 ат. Число оборотов турбины 140 в секунду. Пар после турбины обычно используется для нагрева воздуха в нагревателях.

На рис. 53 показана схема привода диска от воздушной турбины, изготовленного фирмой Ниро-Атомайзер (Лания).

Сжатый воздух подается по трубке 10 через распределительный коллектор с соплами 16 на турбинку 17. Турбинка насажена на вал 5, на нижнюю часть которого посажен распылительный диск 2. Вал вращается в шарикоподшипниках 12 и 20 специальной серии. Около диска имеется третий подшипник — подшипник скольжения 3, предохраняющий вал от вибраций при преодолении

нии критических скоростей. Вся система тщательно отбалансирована.

Раствор на распыление подается по питательной трубке 21 через распределительную крышку 22 на диск, имеющий радиальные каналы прямоугольного сечения. Диаметр диска около 50 мм. Распылитель заключен в корпус, состоящий из верхней 8 и нижней 6 частей. Во избежание нагревания шарикоподшипников (особенно нижнего) они крепятся к верхней крышке 11 распылителя, имеющей контакт с внешней средой. Воздух, приводящий в движение турбинку, выходит через окна между верхней крышкой и корпусом. Весь распылитель изготовлен из нержавеющей хромистой стали. Давлением подаваемого воздуха можно в широких пределах регулировать число оборотов. Такой распылитель имеет смысл применять в малогабаритных сушильных установках, так как большие числа оборотов позволяют получать малые факелы распыла.

На рис. 54 показан привод с редуктором от электродвигателя. Раствор под небольшим давлением подается на распределитель, обеспечивающий равномерное распределение раствора на диске. Диск с радиальными лопатками диаметром 120 мм насажен на конец вала, вращающегося со скоростью 18 000 об/мин. Для получения такого числа оборотов применяется редуктор с передаточным числом $i = 5,3$. Зубчатая передача в процессе работы обильно смазывается маслом, которое засасывается из картера конусной насадкой на валу двигателя и через отверстия подается на шестерню. Для проверки уровня масла в картере редуктора имеется смотровой глазок.

Специальная система лабиринтных уплотнений на валу распылителя предотвращает попадание масла в камеру. Из ловушки масла непрерывно отсасывается через штуцер, подключенный к вакуумной линии.

Для предотвращения перегрева масла и шариковых подшипников распылителя предусмотрено охлаждение корпуса картера при помощи специального змеевика, заделанного в корпусе, куда в процессе работы подается водопроводная вода. Все наружные части распылителя изготовлены из нержавеющей стали и изолированы. Приводы большой мощности (до 100 квт) делаются с числом оборотов 6000—9000 в минуту. Для привода используются вертикальные фланцевые электродвигатели с числом оборотов 3000 в минуту.

На рис. 55, а приводится привод конструкции НИИХИММАППа мощностью до 100 квт и числом оборотов 9800 в минуту. Корпус привода охлаждается водой. Циркуляция смазочного масла осуществляется двумя насосами. Охлаждение масла происходит в выносном водяном холодильнике. Привод снабжен автоматическим отключением в случае перегрузки или перегрева подшипников выше 70° С.

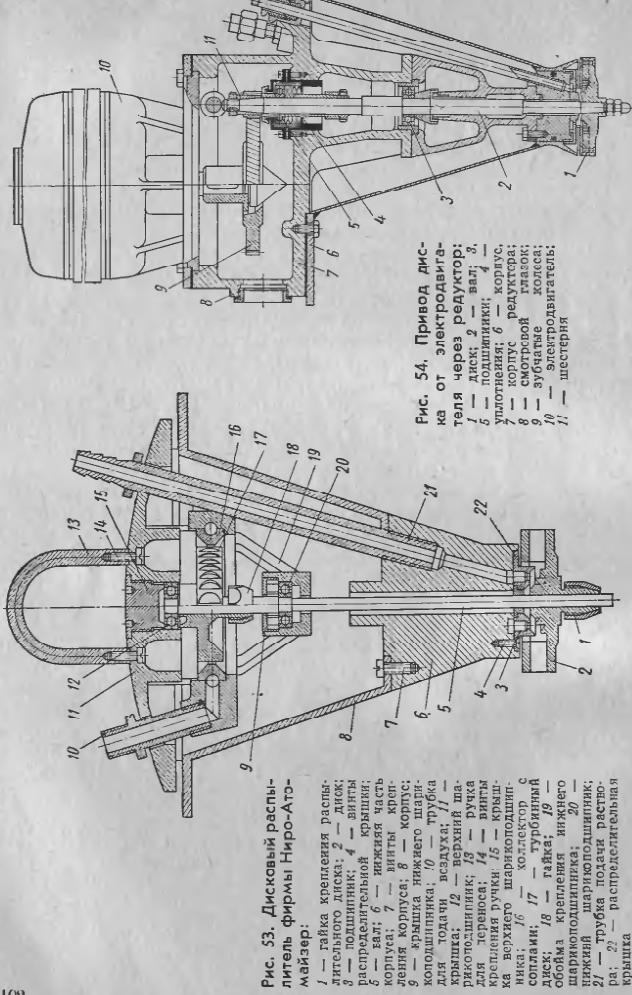


Рис. 53. Дисковый распылитель фирмы Ниро-Атомайзер:

1 — гайка крепления распылителя; 2 — диск центробежного распылителя; 3 — корпус распылителя; 4 — крышка распылителя; 5 — вал; 6 — нижняя часть корпуса; 7 — нижний конус; 8 — конус колодышника; 9 — крышка нижнего пневмоколодышника; 10 — трубка для подачи воздуха; 11 — крышка; 12 — верхний пневмоколодышник; 13 — рукоятка для термоса; 14 — винты крепления рукоятки; 15 — крышка верхнего пневмоколодышника; 16 — коллектор с соплами; 17 — турбинный диск; 18 — танк; 19 — обойма крепления нижнего пневмоколодышника; 20 — крышка подачи раствора; 21 — трубка подачи раствора; 22 — распределительная крышка.

Рис. 54. Привод диска от электродвигателя через редуктор:

1 — вал; 2 — подшипник; 3 — лист; 4 — крышка; 5 — уплотнение; 6 — корпус; 7 — колесо редуктора; 8 — смотровой люк; 9 — зумчатая передача; 10 — электродвигатель; 11 — шестерня

На рис. 55, б дается внешний вид привода, изготовленного фирмой Ниро-Атомайзер.

Преимущества и недостатки распыления с помощью центробежных дисков. Распыление с помощью центробежных дисков имеет большие преимущества по сравнению с другими способами распыления. На диске можно распылять растворы с высокой вязкостью, включая грубодисперсные суспензии и пасты.

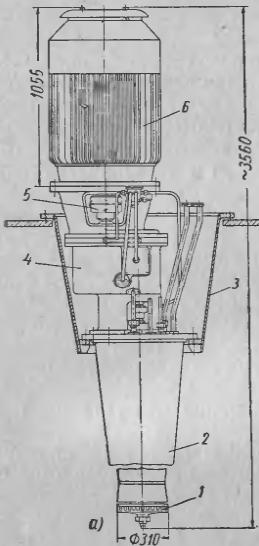
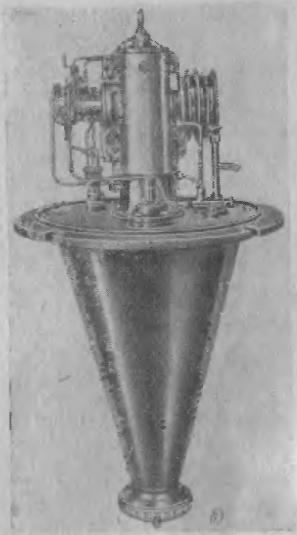


Рис. 55. Привод центробежного дискового распылителя:

а — привод НИИХИММАШа: 1 — диск; 2 — защитный кожух; 3 — станина; 4 — редуктор; 5 — муфта; 6 — электродвигатель; б — привод фирмы Ниро-Атомайзер



Диски не имеют малых отверстий для прохода раствора, поэтому они не засоряются и работают надежно, давая равномерный распыл. При распылении на одном и том же диске можно изменять производительность по раствору в пределах $\pm 25\%$ без существенного изменения дисперсности и факела распыла. На одном диске можно получить большую производительность (до 15 000 кг/ч). Расход электроэнергии в несколько раз меньше, чем при пневматическом распылении и немногим выше по сравнению с механическим распылением. При дисковом распыле сушильная установка легко автоматизируется.

К числу недостатков этого метода распыления следует отнести большую стоимость распыливающего механизма, необходимость тщательного ухода, в частности, за смазкой и состоянием самого диска, иначе при пуске вследствие дебалансировки произойдет порча продукта, а в некоторых случаях — сушильной камеры.

СПЕЦИАЛЬНЫЕ СЛУЧАИ РАСПЫЛЕНИЯ

Распыление перегретых растворов

В ряде случаев при сушке термостойких растворов представляется целесообразным перед распылителем осуществлять их перегрев относительно параметров в сушильной камере [63, 52].

Перегрев приводит к значительному снижению коэффициентов кинематической вязкости и поверхностного натяжения, что сопровождается увеличением дисперсности и однородности образующейся капельной системы.

Вместе с тем, быстротекущий процесс парообразования после выхода перегретого раствора из распылителя приводит к специфическим особенностям гидродинамики. Изучению этих особенностей посвящено ряд исследований [71, 53]. Экспериментальному изучению особенностей распыления перегретых жидкостей (вода, раствор CaCl_2) посвящена выполненная в МЭИ работа [50]. Было установлено, что распыление перегретой жидкости с помощью центробежных форсунок сопровождается следующими особенностями:

1. По мере возрастания температуры жидкости уменьшается коэффициент расхода распылителя.

2. Нарушаются гидродинамические закономерности, присущие распыливанию жидкостей центробежными форсунками [1]: из отверстия форсунки выходит парожидкостная смесь; происходит смещение к центру факела максимальной плотности орошения; уменьшается угол при вершине факела распыления. Очевидно, что эти особенности обусловлены вскипанием жидкости внутри форсунки. Рядом конструкционных и эксплуатационных преимуществ (высокое качество распыла) обладают исследованные нами распылители — конические сопла (рис. 56). Характерной для этих сопел является величина отношения длины цилиндрического выходного отверстия l к диаметру отверстия d_c . На рис. 57 и 58 представлены экспериментальные графики, иллюстрирующие изменение углов факела распыла и расхода центробежных форсунок и сопел по мере роста температуры жидкости.

Возрастание угла α нами объясняется следующим образом:

1. Уменьшение (с ростом температуры) кинематической вязкости жидкости (при $t_{\infty} = 320^\circ\text{C}$ в 5—6 раз) ведет к усилению турбулентных пульсаций в объеме струи, к увеличению радиальной составляющей скорости отдельных капель.

2. Вскипание жидкости после выхода из распылителя сопровождается бурным парообразованием, также способствующим усилению радиального переноса капель.

Постоянное (практически) значение расхода перегретой жидкости через сопла (при росте температуры) объясняется тем, что вскипание при $\frac{l}{d_c} \leq 2$ происходит после выхода жидкости из сопла. Коэффициент расхода сопел при угле входа около 30° находится в пределах 0,8—0,9. Механизм распыления перегретых жидкостей при истечении через коническое сопло ($\frac{l}{d_c} \leq 2$) качественно представляется следующим образом. Распыление не определяется однозначно турбулентностью потока. Длина волн, амплитуда и энергия неустойчивых колебаний жидкости зависят от режима течения струи через сопло, от состояния поверхности выходного отверстия, от свойств жидкости и т. д.

После выхода из сопла, в непосредственной близости от него происходят два быстротекущих процесса: распыление и вскипание. Образовавшийся при этом пар первоначально сопровождает движущиеся частицы. Существенное различие скоростей движения потоков пара и капель определяет значительную вероятность влияния потока пара на вторичные процессы диспергирования. При экспериментальном исследовании качества диспергирования коническими соплами перегретых жидкостей (воды и водного раствора хлористого кальция) улавливание капель жидкости на предметные стекла микроскопа, покрытые смесью вазелина и трансформаторного масла, осуществлялось в горизонтальной плоскости на расстоянии 300 мм от сопла. Исследовалось распыление при помощи геометрически подобных сопел с диаметрами выходного отверстия: 0,28; 0,35; 0,44; 0,63 и 0,805 мм. Температура распыляемой жидкости изменялась от 160 до 320°C , давление — от 120 до 150 ат. Результаты экспериментов представлены на рис. 60. Здесь же графически показана зависимость v_{∞} и σ от температуры.

Весьма интересным результатом, требующим дальнейшего анализа, является тот факт, что расхождения в диаметре капель, образованных различными соплами, по мере роста температуры жидкости уменьшаются и при $t_{\infty} = 320^\circ\text{C}$ соизмеримы с погрешностью определения диаметра. Обработка опытных данных при использовании метода теории размерности позволила получить следующие соотношения.

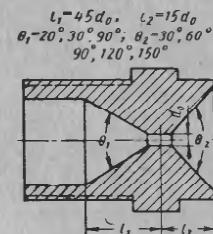


Рис. 56. Конические сопла-распылители

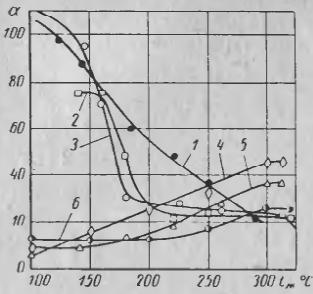


Рис. 57. Зависимость угла фокуса распыла от температуры раствора (распыление центробежными форсунками и соплами):

1 — $d_0 = 0,85 \text{ мм}$; 2 — $d_0 = 1,0 \text{ мм}$;
3 — $d_c = 0,4 \text{ мм}$; 4 — $d_c = 0,4 \text{ мм}$; 5 — $d_c = 0,4 \text{ мм}$;
6 — $d_c = 0,4 \text{ мм}$; $\theta_1 = 90^\circ$; $\theta_2 = 120^\circ$; $P = 150 \text{ ат}$;

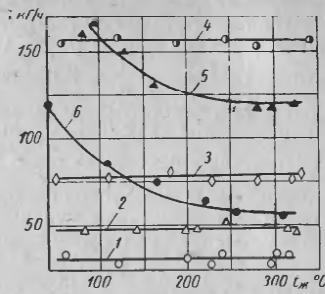


Рис. 58. Изменение расхода перегретой воды при распылении центробежными форсунками и соплами, $P = 150 \text{ ат}$:

1 — сопло $d_c = 0,28 \text{ мм}$; 2 — $d_c = 0,35 \text{ мм}$;
3 — $d_c = 0,44 \text{ мм}$; 4 — $d_c = 0,63 \text{ мм}$;
5 — центробежная форсунка № 1; 6 — центробежная форсунка № 2

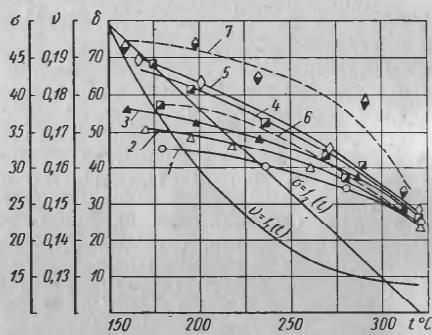


Рис. 59. Изменение $\delta_{3,2}$, σ , ν в зависимости от температуры перегретой жидкости, $P = 150 \text{ ат}$;

(1—5 — вода, 6—7 — раствор):
1 — $d_c = 0,28 \text{ мм}$; 2 — $d_c = 0,35 \text{ мм}$; 3 — $d_c = 0,44 \text{ мм}$;
4 — $d_c = 0,63 \text{ мм}$; 5 — $d_c = 0,805 \text{ мм}$; 6 — $d_c = 0,28 \text{ мм}$;
7 — $d_c = 0,44 \text{ мм}$

Для расчета среднего объемно-поверхностного диаметра капель воды

$$\delta_{3,2} = d_c (216 - 0,9 \text{ We}^*) \text{ Re}^{-0,56}. \quad (134)$$

Зависимость справедлива при $d_c = 0,28 \div 0,81 \text{ мм}$; $p_{\text{ж}} = 120 \div 150 \text{ ат}$; $t_{\text{ж}} = 160 \div 320^\circ \text{C}$, причем $\text{Re} = 20 \cdot 10^4 \div 130 \cdot 10^4$; $\text{We}^* = \text{We} \cdot 10^{-1} = 30 \div 150$, где

$$\text{Re} = \frac{ud_c}{v_{\text{ж}}}; \text{We} = u \sqrt{\frac{d_c \rho_{\text{ж}}}{\sigma}},$$

u — расчетная скорость жидкости в выходном отверстии сопла в м/сек ;

$v_{\text{ж}}$ — коэффициент кинематической вязкости в $\text{м}^2/\text{сек}$;

$\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости в $\text{кг} \cdot \text{сек}^2/\text{м}^4$;

σ — коэффициент поверхностного натяжения в кГ/м ;

d_c — диаметр выходного отверстия сопла в м .

При $t_{\text{ж}} = 240 \div 320^\circ \text{C}$ и $p_{\text{ж}} = 150 \text{ ат}$ средний объемно-поверхностный диаметр капель раствора можно рассчитать по соотношению

$$\delta_{3,2,p} = (1,1 \div 1,2) \delta_{3,2}.$$

Фракционный состав капельной смеси может быть определен при помощи уравнения

$$\frac{dn}{d\delta} = ab\delta^2 e^{-b\delta^q},$$

при $t_{\text{ж}} = 320^\circ \text{C}$ и $p_{\text{ж}} = 150 \text{ ат}$ $b = 0,3 \div 0,4$; $q = 0,8 \div 0,9$.

Кроме того, в работе [50] изучалось распределение жидкости в факеле (поля плотности орошения, дальность). Диаметр сопел d_c изменялся от 0,35 до 0,81 мм; температура жидкости $t_{\text{ж}} = 160 \div 320^\circ \text{C}$; давление $p_{\text{ж}} = 90 \div 150 \text{ ат}$.

Опыты проводились двумя идентичными сериями (для воды и раствора). Замеры полей плотности орошения осуществлялись в четырех горизонтальных сечениях факела на расстояниях от сопла 300, 480, 1110 и 1520 мм.

На рис. 60 представлены соответственно кривые плотностей орошения для сопла $d_c = 0,35 \text{ мм}$ в сечении на расстоянии 480 мм от сопла при различных температурах жидкости, а также на разных расстояниях от сопла при постоянном значении температуры.

Процесс распыления перегретой жидкости коническими соплами присущи следующие особенности.

Рост температуры распыляемой жидкости вызывает уменьшение осевого значения плотности орошения в факеле и более равномерное распределение жидкости по сечению факела. Кривые становятся более пологими.

По мере удаления от сопла кривые $g = f(r)$ также становятся более пологими при уменьшении осевого значения плотности

орошения, растет равномерность распределения жидкости по сечению. Исходя из того, что величина осевой плотности орошения определяется главным образом начальной энергией потока жидкости (в сечении сопла), дисперсностью и равномерностью первичного распыления, а также динамикой движения капель в га-

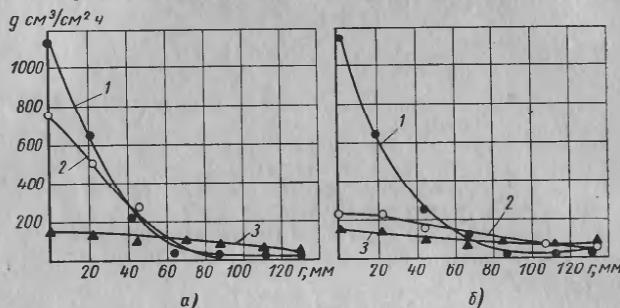


Рис. 60. Распределение жидкости в фокале распыла перегретой воды, $P = 150$ ат:
а) — расстояние от сопла 480 мм; 1 — $t_{\text{жк}} = 180^\circ \text{C}$; 2 — $t_{\text{жк}} = 216^\circ \text{C}$; 3 — $t_{\text{жк}} = 294^\circ \text{C}$;
б) — температура воды 180°C ; 1 — $l = 480$ мм; 2 — $l = 1100$ мм; 3 — $l = 1520$ мм

зовой среде, методами теории размерности показана возможность аппроксимации опытных данных следующей зависимостью (для воды):

$$\frac{g_{ol}}{g_0} = 16,6 \text{ Re}^{1,1} \text{ We}^{-4,8} \left(\frac{l}{d_c} \right)^{-1,4} \quad (\text{Re} = 15 \cdot 10^4 \div 130 \cdot 10^4; \text{We}^* = 22 : 150). \quad (135)$$

При распылении раствора имеет место относительное (по сравнению с водой) увеличение начальной энергии струи главным образом за счет того, что $\rho_p > \rho_w$.

Кроме того, больший размер капель, меньшая вскипаемость раствора по сравнению с водой (при тех же $\rho_{\text{жк}}$ и $t_{\text{жк}}$) приводят к тому, что осевые значения плотности орошения при распылении раствора превышают эти значения для воды при прочих равных условиях. Экспериментально установлено, что между значениями осевых плотностей орошения имеется следующая связь:

$$g_{olp} = k_2 g_{ol};$$

$k_2 = 2,4 \div 2,7$ при $t_{\text{жк}} = 160 \div 260^\circ \text{C}$, $P = 90 \div 150$ ат; $l = 0,3 \div 0,8$ м; $k_2 = 1,8 \div 2,2$ при тех же $t_{\text{жк}}$ и $P_{\text{жк}}$, при $l = 0,8 \div 1,6$ м; $k_2 = 1,6 \div 1,9$ при $t_{\text{жк}} = 260 \div 320^\circ \text{C}$, $P_{\text{жк}} = 90 \div 150$ ат,

$l = 0,3 \div 0,8$ м; $k_2 = 1,1 \div 1,3$ при тех же $t_{\text{жк}}$ и $P_{\text{жк}}$, при $l = 0,8 \div 1,6$ м.

Очевидно, что по мере роста температуры и удаленности от сопла разница значений осевых плотностей орошения уменьшается. Кроме того, показана возможность рассчитывать поля плотности орошения на любом расстоянии от сопла. Для этого предлагается приближенная зависимость, аналогичная использованной выше при анализе факелов распыла от пневматических форсунок. Эта зависимость оказывается справедливой для описания полей плотности орошения для всех исследованных в работе [50] сопел во всем указанном выше интервале параметров $P_{\text{жк}}$, $t_{\text{жк}}$ и l при распылении воды и раствора CaCl_2 .

Распыление жидкости ультразвуком

Настоящий вопрос рассматривается в связи с перспективностью в некоторых случаях использовать для распыления энергию ультразвукового поля. Вместе с тем заметим, что как исследование, так и тем более практическое применение для целей распылительной сушки ультразвукового распыления находятся в начальной стадии.

В связи с принципиальной возможностью появления задач получения высокодисперсных и сравнительно однородных по размеру капель в сушильной технике, рассмотрим основные результаты по исследованию ультразвукового диспергирования жидкости [11].

При облучении ультразвуком относительно летучих жидкостей (эфир, бензин, толуол, вода и др.) как при нормальном давлении, так и в вакууме образуется туман. Интенсивность туманообразования существенно зависит от температуры жидкости. Зольнером было обнаружено существование температурного порога туманообразования, ниже которого в вакууме при заданной интенсивности озвучивания образование тумана прекращается. Эш [122] установил, что капельная система, образующаяся при ультразвуковом диспергировании, характеризуется высокой дисперсностью, а также монодисперсностью. Так, например, при частоте 2,5 МГц размеры 85% капель находятся в пределах 1—4,8 мк. Размеры наиболее часто встречающихся капель уменьшаются с ростом частоты ультразвука (рис. 61). Причем, не было установлено влияние мощности озвучивания на дисперсность.

Зависимость диаметра капель, их распределения по размерам от частоты и интенсивности ультразвука, а также от физических свойств жидкости была обнаружена Антоневичем [11].

Более грубым, однако, более производительным (в несколько десятков раз) по сравнению с озвучиванием поверхности жидкости является способ распыления тонких слоев жидкости

(рис. 62). Крауфорд [11], используя в качестве преобразователя магнитостриктор (частота собственных колебаний 25 кгц), при распылении воды определил, что оптимальным является $\varphi = 15^\circ$. Причем, при подводе к магнитостриктору 650 вт образовался столб водяного тумана высотой до 100 см; с 1 дм² излучающей поверхности за 1 ч переходило 150 л воды. Однако дисперсный состав был весьма грубым: размеры капель находились в пределах 100—250 мк. Оптимальная толщина слоя воды,

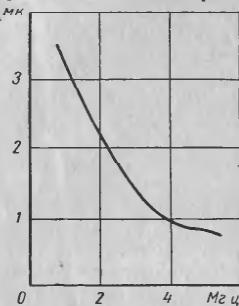


Рис. 61. Зависимость диаметра наиболее часто встречающихся капель от частоты.

находилась в пределах 100—250 мк. Оптимальная толщина слоя воды,

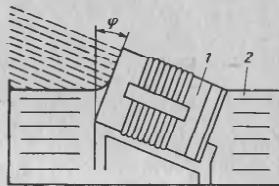


Рис. 62. Схема структора-генератора:
1 — магнитостриктор; 2 — сосуд с жидкостью

покрывающего излучающую поверхность, 0,04—0,08 см. Качественная картина и кинетика туманообразования при озвучивании жидкости (в ультразвуковом фонтанчике) изучалась в экспериментальных исследованиях О. К. Экнадисянича [12].

Для оценки среднего объемно-поверхностного диаметра при ультразвуковом распылении жидкостей может быть предложена экспериментальная зависимость, полученная в работе [83]:

$$\delta_{3,2} = \frac{0,252}{A} \sqrt{\frac{3G_{\text{жк}}\eta\sigma}{\pi D_{\text{жк}}^2 f^2 g \cos \alpha}}, \quad (136)$$

где η — коэффициент динамической вязкости распыляемой жидкости в кг·сек/м²;

D — внешний диаметр рабочего участка распыливающей насадки в м;

$\rho_{\text{жк}}$ — плотность жидкости в кг·сек²/м⁴;

α — угол между образующей поверхности насадки и вертикалью в град;

$G_{\text{жк}}$ — расход жидкости в м³/сек;

A — амплитуда колебаний насадки в м;

f — частота колебаний насадки в 1/сек.

РАСЧЕТ ПРОЦЕССОВ И ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ СУШИЛЬНЫХ КАМЕР

ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Сушка диспергированных растворов в камерах распылительных сушилок является нестационарным процессом одновременного переноса тепла и массы.

Достигнутые успехи в области гидродинамики потоков газов-взвесей, а также достижения теории тепломассообмена позволяют определить основные закономерности испарения и движения одиночных капель.

Перенос тепла и массы в камерах распылительных сушилок является следствием одновременного действия ряда движущих сил пропорциональных градиентам температур, химических потенциалов и скоростей сушильного агента. В общем случае одновременно протекают, оказывая взаимное влияние: молекулярные теплопроводность и диффузия, молярный перенос тепла и массы, лучистый теплообмен, термическая диффузия и неизотермическая массопроводность. Интенсивность этих элементарных процессов, а также их относительное значение и взаимное влияние определяются начальными условиями сушки, геометрией и аэродинамикой камер, характером диспергирования сушимого раствора и т. д.

При одновременном протекании в гетерогенной системе процессов переноса продолжительность определяется скоростью наиболее медленного составляющего процесса. Согласно молекулярно-кинетической теории идеальных газов [61, 94] для коэффициентов молекулярного переноса тепла и массы, т. е. для λ и D_m справедливы соотношения:

$$\lambda \sim \bar{l}v, \quad (137)$$

$$D_m \sim \bar{l}v, \quad (138)$$

где \bar{l} — средняя длина свободного пробега молекул;

v — средняя скорость теплового движения молекул.

Таким образом, λ и D_m являются коэффициентами молекулярного переноса, обусловленного тепловым движением молекул. Перенос тепла и массы в турбулентном потоке, называемый соот-

вественно турбулентной теплопроводностью и турбулентной диффузией, определяется гидродинамическими характеристиками потока. Молекулярный перенос тепла и массы через пограничный слой определяется его сопротивлением. Интенсивность этого переноса при наличии испарения может быть изменена за счет наложения молярных потоков тепла q_{κ} и массы $q_{m\kappa}$. Количественная оценка этого изменения должна проводиться с учетом интенсивности так называемого «Стефанова потока».

Вопрос об интенсификации тепломассообмена в распылительных сушилках может рассматриваться с учетом возможностей уменьшить толщины теплового и диффузионного ламинарных пограничных слоев, что, например, достижимо путем увеличения относительной скорости капель в потоке за счет создания условий неустановившегося их движения. Примером такого решения вопроса являются струйно-распылительные сушилки.

РАСЧЕТ ИСПАРЕНИЯ ОДНОЧНОЙ КАПЛИ

Простейший случай стационарного испарения сферической капли, неподвижной по отношению к бесконечно протяженной однородной среде, рассмотрен в 1877 г. Максвеллом. При допущении, что процесс испарения полностью определяется молекулярной диффузией, причем концентрация пара у поверхности капли ω_n соответствует состоянию насыщения при температуре капли, а в окружающей среде равна ω_{∞} , было получено выражение для потока массы [137]

$$q_m = 4\pi r_{\kappa} D_{m\kappa} (\omega_n - \omega_{\infty}). \quad (139)$$

Этот результат следует считать справедливым для каждого момента времени, если $\omega_n \ll \rho_{\kappa}$ (ρ_{κ} — плотность капли). Для мелких капель давление пара над их поверхностью больше его величины над плоской поверхностью. Нестле [138] для расчета интенсивности испарения в атмосфере насыщенного пара получено выражение

$$q_m = \frac{8\pi\omega_{\infty}\sigma MD_{m\kappa}}{\rho_{\kappa}RT}, \quad (140)$$

где σ — коэффициент поверхностного натяжения в kГ/м ;

M — молекулярный вес;

R — газовая постоянная в $\text{кГм}/\text{кГ}\cdot\text{град}$;

$D_{m\kappa}$ — коэффициент молекулярной диффузии в $\text{м}^2/\text{сек}$.

В этом случае интенсивность стационарного испарения не зависит от размера капли. Оценка величины превышения давления пара над поверхностью капли может быть проведена по формуле Кельвина

$$\frac{p_{\kappa} - p_n}{p_n} = \frac{2\sigma M}{\rho_{\kappa}r_{\kappa}RT},$$

где p_{κ} и p_n — соответственно парциальные давления насыщенного пара над поверхностью капли и плоскости.

Существование поверхности раздела фаз является причиной осложнения гидродинамических условий над поверхностью капли. Последнее проявляется в возникновении дополнительного к потоку образовавшегося пара потока парогазовой смеси, называемого Стефановым [61]. По своей сущности этот поток является компенсирующим поток воздуха к поверхности испарения, возникающий из-за существования градиента парциального давления воздуха, противоположного по направлению градиенту парциального давления пара. Для капель приближенная зависимость для расчета потока массы с учетом «Стефанова потока» имеет вид

$$q'_m = q_m \left(1 + \frac{p_{\kappa} + p_{\infty}}{2P} \right), \quad (141)$$

где p_{∞} — парциальное давление пара в окружающей среде; P — полное давление среды.

Для капель водных растворов при температуре последних 50—60° С и атмосферном давлении поправка на «Стефанов поток» составляет 3—4%.

Учитывая принципиальную возможность существования в камере крупных капель, деформирующихся в полете, а также случаи деформации одиночных подвешенных капель (при изучении испарения), представляется интерес работа [106].

Рассчитывать q_m для квазистационарного испарения капель, имеющих форму эллипсоида с полуосами длиной a и b , в неподвижную газовую среду можно по формуле (139). Например, при $a:b = 2:1$ q_m увеличивается (по сравнению со сферической формой) примерно на 4%. Предыдущие соотношения выведены для условий квазистационарного испарения капель чистых жидкостей в неподвижной газовой среде.

Строгое решение задачи испарения капель в потоке газа из-за математических трудностей до сих пор не выполнено. Однако имеются некоторые результаты приближенного анализа и опытные данные по испарению капель.

Установлено [106], что скорость испарения в потоке пропорциональна не D_m , как в неподвижной среде, а $D_m^{-\frac{3}{2}}$. Такой результат является следствием того, что с ростом D_m возрастает толщина пограничного слоя, она пропорциональна $D_m^{-\frac{1}{2}}$.

При больших скоростях относительного движения потока, когда практически все испаряющиеся молекулы уносятся газом, скорость испарения соответствует ее значению в вакууме. Критерием такого механизма является отношение толщины диффузионного пограничного слоя к средней длине свободного пробега

молекул пара, которое при этом должно быть меньшим единицы. Весьма широкое применение при расчетах интенсивности испарения находит формула Фресслинга [125], справедливая при изменении Re от 1 до 100 000:

$$q_m = 4\pi r_\kappa D_{\text{мн}} (\omega_n - \omega_\infty) \left(1 + \beta Re^2 Pr_m^{\frac{1}{3}} \right), \quad (142)$$

где

$$Re = \frac{2ur_\kappa}{v};$$

$$Pr_m = \frac{v}{D_{\text{мн}}};$$

u — скорость потока за пределами пограничного слоя в м/сек ;

r_κ — радиус капли в м ;

v — коэффициент кинематической вязкости потока в $\text{м}^2/\text{сек}$.

Нетрудно заметить, что из уравнения (142) при $Re = 0$ (случай испарения в неподвижную среду) получается уравнение Максвелла (139).

Уравнение (142) можно также представить:

$$Nu_m = 2 \left(1 + \beta Re^2 Pr_m^{\frac{1}{3}} \right), \quad (143)$$

где выражение в скобках — «ветровой» множитель, показывает во сколько раз ускоряется испарение за счет относительного движения среды. Определение величины коэффициента β проводилось рядом исследователей [106, 125]. При расчетах теплоотдачи к сферическим частицам в условиях вынужденной конвекции широко используют соотношение, которое аналогично (143):

$$Nu = 2 \left(1 + \beta Re^2 Pr^{\frac{1}{3}} \right).$$

При неподвижной газовой среде, т. е. если $Re = 0$, $Nu = 2$ и $Nu_m = 2$.

Это значение критерия Нуссельта определяется так называемым предельным законом Нуссельта, справедливым для сферических частиц, при линейном характере изменения концентрации пара (или температуры) вдоль радиуса, при чисто молекулярном характере переноса. Весьма ценной является доказанная возможность рассматривать с небольшой погрешностью нестационарное испарение капель с размерами, которые преобладают в распылительных сушилках как квазистационарный процесс [106]. Теоретическое рассмотрение такой задачи сводится к решению уравнения нестационарной молекулярной диффузии и анализу полученных результатов при соответствующих краевых условиях.

Исходное уравнение имеет вид

$$\frac{\partial \omega}{\partial \tau} = D_{\text{мн}} \left(\frac{\partial^2 \omega}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial \omega}{\partial r} \right), \quad (144)$$

где r — расстояние от центра капли;

τ — время.

Решение этого уравнения при граничных условиях:

$$\omega = \omega_\infty \text{ при } \tau = 0, r > r_\kappa,$$

$$\omega = \omega_n \text{ при } \tau > 0, r = r_\kappa,$$

можно представить в виде

$$q_m' = 4\pi r_\kappa D_{\text{мн}} (\omega_n - \omega_\infty) \left(1 + \frac{r_\kappa}{\sqrt{\pi D_{\text{мн}} \tau}} \right) = q_m'' \left(1 + \frac{r_\kappa}{\sqrt{\pi D_{\text{мн}} \tau}} \right), \quad (145)$$

где q_m' и q_m'' — соответственно интенсивности испарения капли при нестационарном и квазистационарном испарении в kГ/ч .

Отклонение процесса испарения от квазистационарности оценивается вычислением для соответствующего момента времени τ величины $\frac{r_\kappa}{\sqrt{\pi D_{\text{мн}} \tau}}$.

Существенным является результат теоретического анализа нестационарного испарения капель, заключающийся в том, что эффект изменения величины капель незначителен и может быть оценен количественно:

$$q_m' = q_m'' \left(1 + \sqrt{\frac{\omega_\infty - \omega_n}{\gamma_\kappa}} \right),$$

где γ_κ — удельный вес капли в kГ/м^3 .

Интенсивность нестационарного испарения капель, движущихся относительно среды, при малых Re , например, соответствующих скорости витания, практически соответствует испарению неподвижных капель. Это закономерно, поскольку пограничные слои деформируются при этом незначительно, а интенсивность процесса определяется молекулярным переносом тепла и массы через пограничный слой.

Возможность допущения аналогии в расчетной практике для ранее не исследованных случаев при значительных перепадах температур и концентраций должна проверяться экспериментально. А. В. Нестеренко провел обработку данных ряда исследователей и представил результат в виде следующего уравнения [61]:

$$Nu = 2 + 1,05 Re^{0.5} Pr^{0.33} Gu^{0.175}. \quad (146)$$

В уравнении учитывается влияние массопереноса на теплообмен введением параметрического критерия Гуммана $Gu = \frac{T_c - T_\infty}{T_c}$,

где T_c и T_m — соответственно температуры сухого и мокрого термометра парогазовой среды.

Уравнение (146) может быть использовано для приближенного расчета коэффициента теплообмена капель, свободно движущихся в газовом потоке.

Для капель, находящихся в режиме неуставновившегося движения, представляет интерес уравнение, полученное Б. Д. Кацнельсоном и Ф. А. Тимофеевой для случая нестационарного обтекания сферических частиц (случай «сухого» теплообмена):

$$\frac{\alpha_n}{\alpha} = 1 + \frac{5,6 \Pr^3}{\text{Но}} ,$$

где α_n — коэффициент теплообмена от газа к поверхности частицы в $\text{kкал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град.}$;

Но — критерий Гомохронности, $\text{Но} = \frac{ut}{d_k}$;

u — скорость потока в $\text{м}/\text{ч}$;

t — время в ч ;

d_k — диаметр капли в м ;

α — коэффициент стационарного теплообмена, рассчитываемый по формуле

$$\text{Nu} = 2 + 0,03 \Pr^{0,33} \text{Re}^{0,54} + 0,35 \Pr^{0,356} \text{Re}^{0,8}. \quad (147)$$

Причем входящие в критерии коэффициенты переноса отнесены к средней температуре потока. Поскольку процесс сушки капель и влажных частиц определяется не только внешним переносом тепла и массы, но и закономерностями внутренней теплопроводности, то представляет интерес оценка этого влияния.

Принято считать, что если величина комплекса

$$\frac{2\lambda_u}{\text{Nu} \lambda_e} > 10,$$

где λ_u и λ_e — коэффициенты теплопроводности частицы и газа соответственно, то внутренним переносом тепла и массы в каплях следует пренебречь. Поскольку во многих случаях можно принимать $\text{Nu} = 2$, то $\frac{\lambda_u}{\lambda_e} > 10$. Так как при распылительной сушке обычно λ_e на порядок меньше, чем λ_u , то внутренним переносом тепла в каплях (но не в частицах) можно при расчетах пренебречь.

Рассмотрение вопроса о сушке одиночных капель растворов и влажных частиц осложняется необходимостью учитывать изменение парциального давления пара над поверхностью испарения, теплофизических констант температуры частиц и капель. Весьма

важным, особенно для технологических решений, является закономерность изменения размеров капель и частиц при сушке.

Рассмотрение процесса распылительной сушки отдельных капель следует проводить исходя из предположения существования периодов разогрева (или охлаждения) капель, их сушки с постоянной и, наконец, с падающей скоростью сушки.

Выражения для скорости сушки имеют вид

$$\frac{dW}{d\tau} = \frac{\alpha F \Delta t}{\rho}, \quad (148)$$

или

$$\frac{dW}{d\tau} = \alpha_m F_m \Delta p, \quad (149)$$

где $\frac{dW}{d\tau}$ — скорость сушки в $\text{кГ}/\text{ч}$;

α, α_m — коэффициенты тепло- и массообмена соответственно в $\text{kкал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$; $1/\text{ч}$;

ΔT — разность температур капли и воздуха в $^\circ\text{C}$;

Δp — разность парциальных давлений пара у поверхности капли и воздуха в kPa ;

F, F_m — поверхности тепло- и массообмена капли для периода постоянной скорости сушки в м^2 .

Для приближенных расчетов α и α_m рекомендуется использование уравнений (142), (143). Подставляя выражение для α из предельного закона Нуссельта ($\text{Nu} = 2$) и интегрируя уравнение (148) в пределах от 0 до τ и от d_{k0} до d_k , получили выражение для времени испарения

$$\tau = \frac{\gamma_k \rho (d_{k0}^2 - d_k^2)}{8 \lambda_e \Delta T}. \quad (150)$$

С учетом относительного движения капли

$$\tau = \frac{\gamma_k \rho}{4 \lambda_e \Delta T} \int_{d_{k0}}^{d_k} \frac{d_k [dd_k]}{1 + 0,3 \text{Re}^{\frac{1}{2}} \Pr^{\frac{1}{3}}}. \quad (151)$$

При постоянно уменьшающемся диаметре капли численное значение интеграла формулы (151) определяется методом последовательного интегрирования.

Для одиночных капель, имеющих диаметр менее 100 μm , влиянием скорости воздуха на время испарения можно пренебречь.

Количественная оценка τ для капель различных размеров показывает также, что время полного испарения капель диаметром

менее 10 мк весьма незначительно. Так, например, при комнатной температуре и относительной влажности воздуха 90% такие капли испаряются за время порядка 10^{-1} — 10^{-2} сек.

Для определения разности температур при расчетах теплообмена между каплей и воздухом необходимо знать температуру поверхности капли.

Приближенное определение температуры капли раствора может быть выполнено при условии, что капли истинного раствора испаряются при температуре поверхности, соответствующей температуре насыщенного раствора, что справедливо во многих, хотя и не во всех, случаях. Для использования этого метода нужно иметь зависимость давления пара от температуры $P = f(t)$ для воды и раствора (рис. 63).

При помощи этой диаграммы, имея кривую давления пара над насыщенным раствором в зависимости от температуры, находим точку пересечения этой кривой с линией адиабатического насыщения в условиях воздушной среды. Эта точка определяет искомую величину t_{kp} . Определение минимального времени существования капли указывается в работе Пеннера С. и Гартвига Ф. [77]. Оценка радиационного потока, падающего на капли в форсуночных камерах, представляет собой весьма сложную задачу, при обра-

тывающую значение при повышении температуры сушильного агента выше 500—600°С.

Движение капель и частиц в потоке газа

Динамику движения частиц распыленного раствора можно представить в следующем виде. При выходе из механической форсунки или с центробежного диска частицы распыленного раствора обладают сравнительно большой скоростью. Взаимодействие между газовой средой и частицей, находящейся в состоянии относительного движения, проявляется в возникновении особого рода сил, приложенных к поверхности раздела,— сил сопротивления. Эти силы обусловливаются вязкостью газовой среды. Под действием сил сопротивления частицы будут двигаться с постоянно уменьшающимся ускорением, т. е. скорость движения частиц будет уменьшаться. В некоторый момент ускорение частиц относительно газовой среды становится равным

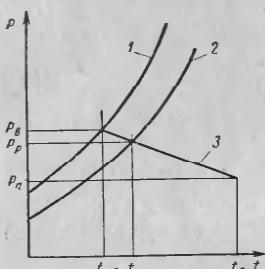


Рис. 63. Схема определения температуры капель при помощи $P-t$ -диаграммы:

1 — кривая давления пара воды;
2 — кривая давления пара насыщенного раствора; 3 — линия адиабатического насыщения;

t_{kwp} — температура капли воды;

t_{krp} — температура капли раствора

и они движутся дальше с постоянной скоростью относительно газового потока. Момент равновесного движения частиц наступает, когда сила тяжести частиц уравновешивается силой сопротивления.

Установившаяся скорость движения частиц в газовом потоке обычно называют скоростью витания u_e . Если газовый поток направлен вверх со скоростью, равной скорости витания частиц, то при установившемся движении они будут находиться в покое относительно стенок канала, в котором проходит газовый поток. Если скорость газа больше скорости витания ($u_e > u_b$), то частицы движутся вверх со скоростью $u_e - u_b$. В нисходящем потоке газа скорость частиц равна $u_e + u_b$ и частицы движутся вниз. Скорость движения частиц по отношению к газовому потоку при установившемся режиме будет равна скорости витания и не зависит от направления газового потока и его скорости.

Следовательно, по характеру движения частиц распыленного раствора весь процесс в сушильной камере можно разделить на две фазы: в первой фазе сушка протекает при переменной скорости движения частиц, а во второй — при постоянной установившейся скорости, равной скорости витания.

Выясним роль каждой фазы с точки зрения процесса сушки. В момент выхода частиц раствора из распылителя к ней приложены силы: сила, равная производной количества движения $\frac{d(mu_a)}{dt}$, сила тяжести mg и сила сопротивления газовой среды $\xi f \frac{\gamma_e u^2}{2g}$.

Уравнение равновесия этих сил будет иметь вид

$$\frac{d(mu_a)}{dt} = \pm mg + \xi f \cdot \frac{\gamma_e u^2}{2g}, \quad (152)$$

где m — масса частицы в $\text{kG} \cdot \text{сек}^2/\text{м}$;

u_a — абсолютная скорость частицы в м/сек ;

u — относительная скорость частицы в м/сек ;

t — время в сек ;

f — поверхность сопротивления в м^2 ;

ξ — коэффициент сопротивления;

γ_e — удельный вес газа в $\text{kG}/\text{м}^3$.

Знак перед mg зависит от направления газового потока. При нисходящем потоке он положительный, при восходящем — отрицательный.

При распылении растворов в среду нагретого газа вследствие интенсивного испарения частицы имеют в большинстве случаев форму шара в отличие от распыления чистых жидкостей. В последнем случае частицы при большой скорости часто приобретают форму диска или блюдечка.

Для шарообразной частицы уравнение (152) можно переписать в виде

$$\frac{\pi}{6g} \frac{d(\gamma_p d^3 u_t)}{dt} = \pm \frac{\pi d^3}{6} (\gamma_p - \gamma_e) + \frac{\pi d^2}{4} \frac{\gamma_e u^2}{2g}, \quad (153)$$

где γ_p и γ_e — соответственно удельные веса частицы и газа в кГ/м^3 ;

d — диаметр частицы в м .

Решение уравнения (153) для неустановившегося движения затрудняется вследствие изменения массы частицы и коэффициента сопротивления в зависимости от характера потока, обтекающего частицу.

Простейшим случаем является движение твердых частиц с постоянной массой и скоростью в потоке газов. Условия равновесия сил при этом описываются дифференциальным уравнением

$$m \frac{du_t}{dt} = \pm mg + \frac{\xi (u_e - u_t)^2 \gamma_e F_m}{2g}, \quad (154)$$

где u_t — скорость движения частиц в момент t в м/сек ;

m — масса частиц в $\text{кГ}\cdot\text{сек}^2/\text{м}$;

g — ускорение силы веса в м/сек^2 ;

γ_e — удельный вес газа в кГ/м^3 ;

F_m — мидлево сечение частиц в м^2 ;

ξ — коэффициент сопротивления.

Скорость частиц изменяется в пределах от начальной u_0 до соответствующей условиям стационарного движения. При этих условиях она равна $(u_e + u_{\text{над}})$. Обозначая длину канала, в котором движется поток, через L и, следовательно, $u = \frac{dL}{dt}$, уравнение (154) можно представить:

$$\frac{du_t}{dL} = \frac{g}{u_t} + \frac{\xi F_m \gamma_e}{mg u_t} (u_e - u_t)^2. \quad (155)$$

Интегрируя уравнение (155) при условии, что при $L = 0$ $u_t = u_0$, в окончательном виде получено:

$$L = u_0 \sqrt{\frac{2 \gamma_e d_u}{3 g \gamma_e \xi}} \left[\arctg(u_e - u_0) \sqrt{\frac{3 \gamma_e \xi}{2 \gamma_e g d_u}} - \arctg(u_e - u_t) \times \right. \\ \left. \times \sqrt{\frac{3 \gamma_e \xi}{2 \gamma_e g d_u} - \frac{\gamma_e d_u}{3 \gamma_e \xi} \ln \frac{2 g \gamma_e d_u + (u_e - u_0)^2}{3 \gamma_e \xi + 2 g \gamma_e d_u + (u_e - u_t)^2}} \right]; \quad (156)$$

$$\tau = \sqrt{\frac{2 \gamma_e d_u}{3 g \gamma_e \xi}} \left[\arctg(u_e - u_0) \times \right. \\ \left. \times \sqrt{\frac{3 \gamma_e \xi}{2 \gamma_e g d_u} - \arctg(u_e - u_t) \sqrt{\frac{3 \gamma_e \xi}{2 \gamma_e g d_u}}} \right], \quad (157)$$

где γ_u — истинный удельный вес частиц в кГ/м^3 .

Результаты получены при предположениях:

1. На движение не влияют столкновения частиц и удары их о стенку трубы.

2. Коэффициент сопротивления ξ не зависит от u_t , т. е. от Re .

Полученные приближенные соотношения, а также правомерность сделанных допущений удовлетворительно подтверждены экспериментами по движению отсортированных частиц речного песка. Слабая зависимость ξ от Re представляется в виде [109]

$$\xi = 0,7 Re^{-0,18}. \quad (158)$$

И. М. Федоров, применяя графическое интегрирование уравнения (155) для случая постоянной массы $m = \text{const}$, построил график для определения пути, который проходят частицы при неустановившемся движении. По этому графику можно определить, что длительность неустановившегося движения частиц раствора составляет незначительную долю при распылении механическими форсунками по сравнению с общей длительностью падения частиц в сушильной камере. Например, частица величиной $50 \mu\text{м}$ с начальной скоростью 100 м/сек через $0,038 \text{ сек}$ приобретает скорость, равную скорости витания, и при этом проходит путь $0,25 \text{ м}$.

При пневматическом распылении аналитический расчет времени и пути неустановившегося движения частицы является более затруднительным.

В первом приближении можно считать, что частица принимает скорость витания в тот момент, когда поле скоростей истечения струи скатого воздуха из форсунки принимает величину, равную по значению скорости витания частицы. Из теории затопленных газовых струй известно, что дальность струи зависит от начальной скорости истечения, толщины струи, разности плотностей в струе и среде, куда она истекает, и т. д.

Скорость газа по оси струи, содержащей во взвешенном состоянии тяжелые примеси в жидкой или твердой фазе, можно приближенно определить по формулам Г. Н. Абрамовича:

$$\frac{ax}{R_c} = 0,96 \frac{u_o}{u_m} \sqrt{\frac{1 + \Psi_o}{1 + 0,56\Psi_o \frac{u_m}{u_o}}}; \quad (159)$$

$$\frac{ax}{R_c} = \frac{0,96}{\frac{u_m}{u_o} \sqrt{1 + 0,56\Psi_o \frac{u_m}{u_o}}}. \quad (160)$$

где x — расстояние по оси от форсунки в м ;

R_c — радиус струи при выходе из форсунки в м ;

u_o , u_m — соответственно скорость истечения струи и осевая скорость на расстоянии x в м/сек ;

Ψ_0 — начальная концентрация струи, равная отношению веса распыливаемого раствора к весу сжатого воздуха или пара;
 a — коэффициент турбулентности струи, определяемый опытным путем.

Уравнение применимо для распыления форсунками внутреннего смешения, когда скорость примеси в начале истечения равна скорости истечения газа, и для распыления форсунками внешнего смешения, когда скорость примеси в начале истечения близка нулю. Наличие распыленных частиц влияет по-разному на затухание осевой скорости. Если примесь выбрасывается из форсунки с начальной скоростью, равной начальной скорости струи, то затухание происходит медленнее, чем в струе, свободной от примеси. Если примесь добавляется вне сопла, то струя затухает быстрее. При распылении в среду нагретого газа дальность струи увеличивается.

Подсчеты показывают, что расстояние от распылителя, в котором происходит неустановившееся движение частиц, значительно больше при пневматическом распылении, чем при распылении механическими форсунками или центробежными дисками.

Расчет профиля скоростей струи и ее дальности при диспергировании растворов непосредственно газовым теплоносителем с высокой температурой (до 1200°C) связан с большими трудностями из-за дополнительного внутреннего отрицательного источника тепла (за счет испарения влаги). В этом случае газовый поток быстрее затухает. При обработке опытных данных нами вводился поправочный коэффициент отношения удельных объемов газа в начале и конце факела к обычным формулам затопленных двухфазных неизотермических струй.

Для определения скорости витания шарообразных частиц можно рекомендовать метод Центрального котлотурбинного института (ЦКТИ), в котором уравнение равновесия подъемной силы и силы тяжести представлено для установившегося движения ($\frac{du}{d\tau} = 0$) в виде критериальной зависимости

$$Ki = d \sqrt[3]{\frac{4g(\rho_p - \rho_e)}{3\rho_e^2}} = \sqrt{Re_{euit}^2 \xi},$$

где Ki — критерий Кирпичева;

Re_{euit} — критерий Рейнольдса при скорости, равной скорости витания частицы.

Определив по исходным данным величину Ki , по графику (рис. 64) находят соответствующее значение Re_{euit} , по которому вычисляют скорость витания частицы u_e :

$$u_e = \frac{Re_{euit} v}{d}.$$

Для области значения $Re < 1$ скорость витания можно определить по уравнению Стокса

$$u_e = \frac{1}{18} \frac{d^2 (\rho_p - \rho_e) g}{\nu \rho_e}.$$

Длительность прохождения частицами пути H при установившемся движении равна:

для восходящего потока

$$\tau = \frac{H}{u_e + u_s};$$

для нисходящего потока

$$\tau = \frac{H}{u_e - u_s}.$$

При $u_e < u_s$ частицы будут двигаться вниз со скоростью $u_e - u_s$.

Необходимо отметить, что в процессе сушки скорость витания частиц распыленного раствора во второй фазе не является постоянной, так как по мере высыхания размер и плотность частиц и физические константы среды изменяются. В зависимости от рода высыпываемого раствора и режима сушки эта скорость может увеличиваться, оставаться постоянной или уменьшаться.

Сравнивая длительность обоих периодов движения распыленных частиц применительно к условиям промышленных установок, приходим к выводу, что весь процесс сушки протекает в основном периоде установившегося движения частиц.

В действительности динамика движения частиц распыленного раствора в сушильной камере намного сложнее, чем описано выше. Характер движения всей массы частиц отличается от движения одной изолированной частицы. Частицы, падающие массой в какой-либо среде, обладают меньшими скоростями, чем отдельно падающая капля. На динамику движения частиц влияет также неравномерность сушки в сушильной камере, изменение массы и удары частиц друг о друга, следствием чего может явиться слипание их или изменение направления вектора скорости и т. д.

При относительной концентрации частиц в газовых струях меньше единицы, пренебрегая взаимодействием частиц, для частиц размером более $50 \mu\text{m}$ показано [92], что изменения в движении двухфазных струй по сравнению с чисто газовой малы. Задача сводится к расчету траектории частицы в поле скорости чисто газовой струи.

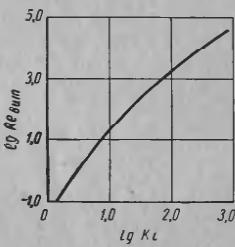


Рис. 64. Зависимость
 $lg Re_{euit} = f(lg Ki)$

Решение уравнения движения капли в потоке переменной скорости позволяет приблизенно определить траекторию движения капель в потоке и приведено в работе [86].

При рассмотрении движения испаряющейся одиночной капли возникает вопрос о соотношении между начальными и конечными размерами капель, физическими свойствами жидкости и газовой среды, расстоянием, пройденным каплей.

Теоретическое рассмотрение такой задачи выполнено Миссе [73] при следующих допущениях:

- 1) газовый поток вокруг капли ламинарный;
- 2) скорость испарения капли полностью определяется диффузией;
- 3) скорость газовой среды в окрестности капли изменяется с расстоянием по линейному закону.

Движение частиц существенно осложняется, когда оно сопровождается не только выделением или поглощением тепла, но также образованием новой фазы. При этом увеличивается мидлево сечение частицы, а коэффициенты сопротивления максимальноны. Эксперименты [4, 5] проводились при движении насыщенных влагой глиняных шариков с диаметром 3 и 5 мм, а также термоустойчивых сферических частиц диаметром 5 мм в среде перегретого пара (300–700°C).

Коэффициент сопротивления рассчитывался по формуле

$$\xi = \frac{4}{3} \frac{\gamma_u}{\gamma_n} \frac{d_u}{(u_n + u_u)^2} \left(g - u_u \frac{du_u}{dL} \right), \quad (161)$$

где u_n и γ_n — скорость и удельный вес перегретого пара.

Установлено, что при 700–800°C $\frac{\xi_s}{\xi_p} = 4 \div 4,5$, т. е. за счет выделения пара из частиц происходит их весьма сильное торможение (ξ_s и ξ_p — соответственно коэффициенты сопротивления экспериментальный и расчетный).

При наличии в несущей среде градиента давления, обусловленного потерями на трение уравнение относительного движения капли в несущей среде записывается [46]:

$$\left[g_x (\rho_k - \rho_c) + \frac{\partial P_{\tau p}}{\partial x} \right] V_k - \xi \frac{\rho_c (u_k - u_c)^2}{2} \Omega - c \rho_c V_k \frac{du_c}{d\tau} = \rho_k V_k \frac{du_k}{d\tau} + \psi (u_k - u_c) \rho_k \frac{dV_k}{d\tau}, \quad (162)$$

где u_k и u_c — абсолютные (относительно стенок канала) скорости капли и среды;

τ — время;

Ω — расчетное поперечное сечение капли;

ξ — коэффициент сопротивления относительному движению капли в несущей среде;
 c — коэффициент увлечения несущей среды, для шара равен 0,5;
 ψ — коэффициент реактивности, обусловленный неодинаковой скоростью испарения по поверхности капли.

В уравнении (162) первый член характеризует силу выталкивания капли из-за различия давлений по ее поверхности, обусловленных полем давлений в несущем потоке. Второй член характеризует силу сопротивления относительному движению капли в несущей среде. Третий член — силу инерции присоединенной массы несущей среды. Четвертый член — силу инерции самой капли. Пятый член — реактивную силу, возникающую вследствие процесса испарения на поверхности капли.

Естественно, что при движении массы полидисперсных капель закономерности, определяющие их траектории и относительные скорости в значительной мере зависят от турбулентности потока, взаимодействия капель.

Динамика движения в этом случае может быть в первом приближении определена уравнением (162).

Решению задачи об определении скорости водяных капель, увлекаемых потоком газа, посвящена работа Ю. Я. Качуринера [39]. Автор пренебрегает наличием в потоке не одной, а многих капель, их деформацией. Для подсчета среднего диаметра капель используется формула Нукремы — Таназавы [140].

РАСЧЕТ ИСПАРЕНИЯ СИСТЕМЫ ПОЛИДИСПЕРСНЫХ КАПЕЛЬ

Испарение системы полидисперсных капель характеризуется повышенной сложностью по сравнению со случаем анализа монодисперсных систем. В настоящем параграфе рассматриваются некоторые методы расчета полидисперсных совокупностей капель, которые могут оказаться полезными как при анализе известных схем распылительных сушилок, так и при оценке новых принципиальных решений.

Сложность расчетов в данном случае обусловлена неоднородностями полей концентраций капель, полей температуры и влажности теплоносителя, изменением дисперсности капель как за счет их испарения, так и за счет взаимодействия. Вопросу взаимодействия капель посвящен следующий параграф. Здесь целесообразно указать, что из-за значительного разнообразия схем и конструкций сушильных камер, а также режимов и материалов сушики, состояние изученности как составляющих, так и процесса в целом такое, что в настоящее время отсутствует единая методика расчета испарения системы полидисперсных капель.

Нижеприведенные методики построены при ряде допущений, которые следует учитывать при их практическом использовании. В работе Фрасера, Домбровского, Жонса [124] предлагается расчет охлаждения газов, контактирующих с каплями жидкости, вести по следующей схеме.

Имея в виду относительно быстрое наступление квазистационарного процесса испарения, скорость испарения одиночной капли может быть определена зависимостью

$$\frac{dV_k}{dt} = -\frac{2\pi\lambda\Delta T d_k}{\rho\gamma_{\infty}}, \quad (163)$$

где V_k — объем капли в m^3 ;

d_k — диаметр капли в m ;

λ — коэффициент теплопроводности пограничного слоя капли в $ккал/м\cdot ч\cdot град$;

ΔT — психрометрическая разность температур в $^{\circ}C$;

ρ — удельная теплота испарения в $ккал/кг$.

Характеризуя всю систему капель средним диаметром, т. е. диаметром капли, имеющей ту же скорость испарения, что и вся система, уравнение (163) преобразуется к виду

$$\frac{dV_k}{dt} = -\frac{12\lambda\Delta T}{\rho\gamma_{\infty}\delta_{3,1}^2} V_k. \quad (164)$$

Пусть $E = \frac{V_{k0} - V_k}{V_{k0}}$ — доля испарившейся жидкости к моменту времени τ , а $\delta_{3,1} = \left(\frac{\Sigma n \delta^3}{\Sigma n \delta}\right)^{1/2}$ — средний диаметр капель.

Тогда

$$\frac{dE}{d\tau} = -\frac{12\lambda\Delta T(1-E)}{\rho\gamma_{\infty}\delta_{3,1}^2}. \quad (165)$$

Величина ΔT может быть определена из уравнения теплового баланса

$$u_{ge}c_e(T_0 - T_\tau) = u_{ge}mE[\rho + c_n(T_\tau - T_m)], \quad (166)$$

где u_{ge} — весовая скорость горячего газа в $кГ/м^2\cdot сек$;

c_e — удельная изобарическая теплоемкость газа в $ккал/кГ\cdot град$;

c_n — удельная изобарическая теплоемкость пара в $ккал/кГ\cdot град$;

T_0 — температура газа при $\tau = 0$ в $^{\circ}C$;

T_τ — температура газа в момент времени τ в $grad$;

m — отношение весовых расходов жидкости и газа (коэффициент орошения);

T_m — температура газа по мокрому термометру в $grad$.

Из уравнения (166)

$$\Delta T = \frac{c_n\Delta T_0 - mE\rho}{mEc_n + c_e}.$$

Подставляя ΔT в соотношение (165), получим

$$\frac{dE}{d\tau} = \frac{12\lambda(c_n\Delta T_0 - mE\rho)(1-E)}{\rho\gamma_{\infty}\delta_{3,1}^2(mEc_n + c_e)}. \quad (167)$$

Целью расчета по данной методике является определение высоты аппарата, на которой происходит заданное понижение температуры газа, в зависимости от количества испарившейся жидкости. Очевидно:

$$\frac{dE}{d\tau} = u_e \frac{dE}{dH_E}, \quad (168)$$

где H_E — высота, соответствующая испарению доли жидкости, в m ;

u_e — скорость парогазовой смеси, определяемая соотношением

$$u_e = \frac{u_{ge}RT_\tau}{F_a P} (1 + m\gamma_0 E); \quad (169)$$

F_a — площадь поперечного сечения аппарата в m^2 ;

R — универсальная газовая постоянная;

$$\gamma_0 = \frac{\gamma_e}{\gamma_n}.$$

Объединяя уравнения (167), (168) и (169), после интегрирования получено:

$$\begin{aligned} & \frac{12\lambda F_a PH_E}{\rho\gamma_{\infty}\delta_{3,1}^2 u_{ge} R} = (1 + Y c_0 + Ym)(1 + m\gamma_0) \times \\ & \times \ln\left(\frac{1}{1-E}\right) - Y(c_0 + X)(1 + \gamma_0 X) \ln\left(\frac{1}{1 - m \frac{E}{X}}\right) - \\ & - m\gamma_0 E(1-Z); \end{aligned} \quad (170)$$

где

$$Y = \frac{c_e T_m}{c_n \Delta T_0 - m \rho}; \quad X = \frac{c_n \Delta T_0}{\rho}; \quad Z = \frac{c_e T_m}{\rho}.$$

Для заданной степени охлаждения методом подбора m и E из уравнения (170) можно найти H_E . Высота аппарата H , необходимая для донспарения оставшихся 25% жидкости, может быть определена при известных среднелогарифмических значениях ΔT и скорости газа по уравнению

$$H(1-E) = \frac{\rho\gamma_{\infty}\delta_{3,1}^2 u_{ge}}{8\lambda\Delta T_{cp}}, \quad (171)$$

так

$$u_{cp} = \frac{\Delta u_2 - u_1}{\ln \frac{u_2}{u_1}}$$

(u_1 — скорость газа на входе в аппарат);

$$\Delta T_{cp} = \frac{\Delta T_\infty - \Delta T_0}{\ln \frac{\Delta T_\infty}{\Delta T_0}}; \quad (172)$$

δ_{ME} — диаметр самой большой капли после испарения E долей жидкости:

$$\delta_{ME}^2 = \delta_m^2 - \delta_{E_n}^2, \quad (173)$$

где δ_m — первоначальный диаметр самой большой капли; δ_{E_n} — первоначальный диаметр капель, полностью испарившихся к моменту, когда осталось 25% неиспарившихся капель.

Данная методика расчета является приближенной, так как предполагает случай испарения чистых жидкостей. Учет распределения капель по размерам при их испарении осуществляется при использовании широко доступной приближенной методики расчета Д. Н. Вырубова [23, 35]. Эта методика разработана применительно к испарению капель топлив.

Безусловный интерес, особенно с точки зрения изменения интенсивности процессов тепло- и массообмена по длине форсуночной камеры, представляет экспериментальная работа Д. Хорста [120]. Изучался процесс испарения свободно падающих капель гексаметилентетрамина в воздухе. Основной частью экспериментальной установки была стеклянная колонна диаметром 0,32 м и высотой 8,3 м. Распыленная жидкость (при постоянной температуре) и воздух вводились в верхнюю часть колонны.

В процессе исследования замерялись: начальная концентрация раствора, температура капель, температура газа, скорость движения капель и их размеры (методом фотографии). Наибольший интерес представляют экспериментальные данные, которые подчеркивают отличия закономерностей испарения одиночных капель от случая массы полидисперсных капель. Попытка учесть лучистый теплообмен в процессе испарения жидкости в газовом потоке высокой температуры предпринята в экспериментальной работе Т. Гофмана, В. Гаувина [121]. В цилиндрической камере из нержавеющей стали высотой 3 м, диаметром 203 мм и толщиной стенки 9,5 мм осуществлялся пневматический и механический распыл воды, а также растворов и суспензий. Стенки камеры нагревались по четырем зонам до 800° С. Температура газа в камере замерялась с помощью отоссенных платино-

платинородиевых термопар. Определялись также размер капель (под микроскопом) и скорость их движения (путем киносъемки со скоростью 8000 кадров в секунду). Температура стенок камеры была 650, 700, 750 и 800° С.

При расчете парообразования вдоль камеры учитывался подвод тепла к каплям как за счет конвекции (по уравнению $Nu = 2$), так и за счет излучения:

$$q_u = \pi d^2 \sigma \varepsilon_k (T_{ct}^4 - T_k^4),$$

где σ — постоянная Стефана-Больцмана, $\sigma \approx 4,9 \text{ ккал}/\text{м}^2 \times \text{ч} \cdot \text{град}^4$;

ε_k — степень черноты капли;

T_{ct} и T_k — абсолютные температуры стенки и капли.

Расчетный график, представленный на рис. 65, показывает существенную роль излучения при диаметрах капель более 100 мк и температурах газа 150—200° С. Тепло, поглощаемое в рассматриваемом объеме, относилось к общей поверхности струи в этом объеме. Эта величина теплового потока положена в основу расчета испарения отдельной капли. Распределение температуры по высоте камеры определялось экспериментально. Капли в струе разбивались на группы по размерам, причем число их в каждой группе определялось по кривой распределения. Далее, по среднему диаметру капли определялась масса струи, приходящаяся на каждую группу:

$$\frac{n_i m_i}{\sum_i n_i m_i} \cdot 100\% = \frac{n_i d_i^3}{\sum_i n_i d_i^3} \cdot 100\%. \quad (174)$$

Для этого же среднего диаметра, характеризующего каждую группу, определялась средняя скорость капель.

Учитывая, что $\gamma_e \ll \gamma_k$ и принимая $\xi = \frac{27}{Re^{0.84}}$, получим выражение для изменения скорости капли:

$$\Delta u_k = \left[g - \left(\frac{81 \gamma_e^{0.16} v_0^{1.16} n_e^{0.84}}{4 d_k^{1.84} \gamma_k} \right) \right] \Delta t. \quad (175)$$

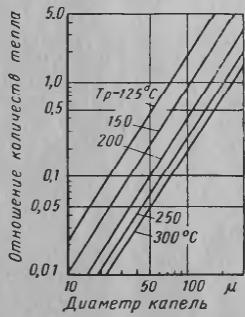


Рис. 65. Расчетная зависимость отношения количества тепла, переданного излучением, к количеству тепла, переданному конвекцией от диаметра капель при различной температуре газа T_g .

В работе показано, что зона интенсивного испарения при относительно высокой доле конвективного теплообмена определяется эпюрой скоростей и характеристикой распределения капель в струе.

Изменение скорости газа по мере его движения не учитывалось. Как признают сами авторы работы, она носит полукачественный характер, поскольку не позволяет сделать сколько-нибудь существенных обобщений, а поэтому полезна в основном как вариант методики подхода к вопросу.

ЗАКОНОМЕРНОСТИ ДВИЖЕНИЯ И ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ КАПЕЛЬ В ПОЛИДИСПЕРСНОЙ СИСТЕМЕ

Движение совокупности полидисперсных капель от движения одиночных капель отличается, например, происходящими процессами столкновения и взаимодействия.

Эти процессы обусловливают изменения составляющих скорости капли, а также их дисперсного состава. Очевидно, что эти изменения взаимно обусловлены. Значения рассмотрения вопросов, затрагиваемых в этом параграфе, определяются как необходимостью проведения аэродинамических расчетов камеры, так и требованием оценки изменения дисперсности в сушильной камере, поскольку это изменение влияет на технологические кондиции сухого продукта. Следует подчеркнуть отсутствие систематических исследований данного вопроса применительно к задачам распылительной сушки. Перенесение общих закономерностей на случай распылительной сушки особенно затрудняется существующим разнообразием аэродинамических схем, распылителей, режимов диспергирования и сушки. Вопрос о движении и соударении капель в потоках газа органически связан с теорией турбулентного переноса.

Для случая движжения в трубе интересные результаты о поле турбулентных пульсаций получены Лауфером [134] при помощи термоанемометра. Им установлено, что интенсивность турбулентных пульсаций, характеризуемая величиной $\frac{V^2}{U}$, имеет минимальное значение в центре трубы и увеличивается в направлении к стенке, достигая вблизи ее максимума, а затем резко убывает до нуля.

Таким образом, область высокой интенсивности турбулентности расположена вблизи ламинарного подслоя. Теоретические результаты, позволяющие рассчитывать поля температур, скоростей и концентраций, определять интенсивность энергопереноса в свободных струях, содержатся в исследованиях Т. Барона и Л. Александера [115]. Определению пульсационных скоростей и коэффициентов тепломассообмена для твердых невесомых сферических частиц, взвешенных в турбулентном потоке, посвя-

щена работа Б. И. Броунштейна и О. М. Тодеса. Для расчета пульсационных скоростей частиц, диаметр которых существенно больше внутреннего масштаба турбулентности, получены расчетные уравнения вплоть до значений внешнего $Re = 1 \cdot 10^5$. Кроме того, установлены соотношения между пульсационными скоростями потока и частиц. Для практического использования соотношений получен график. В турбулентном потоке газа происходит диффузия частиц. При достаточно малых размерах частиц движения частиц и прилегающих к ним объемов среды идентичны. В таком случае основные положения теории турбулентной диффузии в однородной среде применимы и к диффузии аэрозолей, т. е. соответствующие характеристические величины могут быть отнесены и к элементам среды, и к частицам.

Движение частиц, взвешенных в турбулентном однородном и изотронном потоке, при отсутствии их влияния на структуру потока рассмотрено в теоретических работах В. Г. Левича. Весьма существенным для аэродинамических расчетов является вопрос о движении аэрозольных частиц в свободных струях. Ему посвящено небольшое количество экспериментальных исследований. И. Кубыниным при изучении полей концентраций полидисперсной (10—300 мк) угольной пыли в струе воздуха, выпускаемой со скоростями $u_0 = 22$ и 38 м/сек из трубы диаметром 5 см, одновременно определялись поля скоростей воздуха. Важным результатом является независимость профилей скоростей в струе при возрастании концентрации пыли от 0 до 1,15 Г/Г воздуха. Ввиду близкого значения коэффициентов турбулентной диффузии D_T и турбулентной вязкости γ_T , естественным является сходство полей скоростей и концентраций. Практическая независимость профиля скоростей от концентрации пыли подтверждена также в работе [107].

В работе [55] для капель $r > 10$ мк влияние турбулентной коагуляции весьма существенно. Особенности движения частиц в звуковом поле, а также механизм и общие закономерности акустической коагуляции аэрозолей описаны в монографии [72]. Подробнее с различными аспектами теории коагуляции аэрозолей можно ознакомиться, используя также работы [105, 110].

Процессы коагуляции частиц и соответствующего изменения характера их движения являются итогом двух актов: сближения и слияния (или прилипания).

Если процессы сближения могут быть оценены количественно, то процессы слияния в настоящее время являются предметом чисто опытного изучения. Причем, следует помнить о принципиальных различиях механизмов столкновения: твердых частиц с твердыми же частицами или макротелами; жидких частиц (капель); жидких частиц с твердыми частицами или макротелами.

Условие прилипания твердых частиц к стенке можно записать в виде

$$\frac{mu_n'^2}{2} < \Omega,$$

где u_n' — нормальная скорость отскока частицы в отсутствие силы адгезии в м/сек;

Ω — работа отрыва частицы в кГм.

Чем пластичнее частицы, тем при больших значениях u_n' и r_n они прилипают к стенке. Очень мелкие частицы прилипают даже при упругих столкновениях (например, частицы кварца). Сдув со стенки уже осевших (в потоке) частиц происходит при изменяющейся скорости потока, однако он маловероятен при постоянной скорости. Последнее определяется тем, что для сдувания сидящей на стенке частицы требуется гораздо большая скорость течения, чем та, при которой движущаяся частица может прилипнуть к стенке. Влияние влажности воздуха ($\varphi = 5\% - 100\%$) на прилипание твердых частиц (стеклянных шариков) размером 20—120 мкм к плоской стенке (стеклянной поверхности) изучалась экспериментально [32]. Установлено, в частности, что при $\varphi > 65\%$ силы прилипания растут за счет капиллярной конденсации паров воды в зазоре контактирующих тел.

При рассмотрении эффективности столкновений между жидкими каплями следует иметь в виду, что процессу слияния предшествует процесс вытеснения воздушной прослойки [110]. Значительное влияние здесь оказывают такие факторы как наличие случайных выступов, растворимых газов в окружающей среде, загрязнений и т. д. Б. В. Дерягиным и П. Г. Прохоровым [29] показано, что при сближении капель между ними образуется насыщенный паром зазор, в котором имеется избыточное давление, препятствующее слиянию капель. Величина этого избыточного давления тем меньше, чем более насыщен парами окружающий капли воздух. Для мелких капель прямое наблюдение за процессом слияния затруднено, однако показано, что при $\varphi \approx 100\%$ $K_{\text{ад}} \approx 1$, а при $\varphi < 100\%$ $K_{\text{ад}} < 1$.

Вместе с тем, Дади в естественных туманах показал, что $K_{\text{ад}} < 1$. Чем более интенсивно происходит испарение капель, тем сильнее их взаимное отталкивание, обусловленное действием потока массы от их поверхности.

В опытах Н. П. Тверской, проводимых с водяными каплями радиусом 50—1500 мкм, при $\varphi = 40 : 50\%$ показано, что при относительных скоростях менее чем 0,9 м/сек, при «лобовых» ударах все столкновения капель завершаются слиянием. Коэффициент эффективности $K_{\text{ад}} = 1$. При больших скоростях (а при косых ударах и при меньших скоростях до 0,4 м/сек) капли не сливаются, отскакивая друг от друга. При столкновениях жид-

ких капель с твердыми стенками и частицами воздушной прослойки, как правило, не образуется.

В 1955 г. Тельфорд и Бовен [149] опытно показали, что процесс слияния капель радиусом 65 мкм значительно (иногда в 20 раз) ускоряется при наличии противоположных зарядов порядка 10^{-4} CGSE. Влияние заряда на слияние заряженных капель с незаряженными не обнаружено.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАЗМЕРОВ И ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ СУШИЛЬНЫХ КАМЕР

В сушильной камере происходят такие процессы, как диспергирование раствора, смешение газового теплоносителя с частицами, испарение влаги, сепарация сухих частиц и т. д. Поэтому интенсивность сушки зависит от большого количества различных факторов.

Процесс сушки частиц распыленного раствора в потоке газа аналогичен процессу сушки других влажных материалов. Интенсивность испарения влаги из частиц раствора обуславливается внешними условиями тепло- и массообмена и перемещением влаги внутри частицы, которое зависит от молекулярной структуры раствора.

Рассмотрим механизм сушки частиц раствора при постоянном режиме. При омыании частицы раствора потоком газа повышенной температуры происходит испарение влаги с поверхности частицы. В первый период интенсивность испарения будет увеличиваться по мере повышения температуры частицы до температуры мокрого термометра. В этот момент интенсивность испарения имеет максимальное значение.

Период неустановившегося режима при сушке влажных материалов обычно называется периодом прогрева. При сушке распылением этот период составляет незначительную долю по сравнению с общей длительностью сушки частицы.

Далее процесс сушки протекает в так называемом периоде постоянной скорости сушки, который характеризуется тем, что на поверхности испарения парциальное давление паров жидкости равно или близко давлению насыщенных паров этой жидкости, и интенсивность испарения не зависит от влажности частицы. Интенсивность испарения в этом периоде будет зависеть в основном от внешних условий тепло- и массообмена (температура и влажность среды и аэродинамические условия обтекания частицы). Перемещение же влаги внутри частицы не ограничивает интенсивности испарения. Температура частицы будет близка температуре адиабатного испарения чистой жидкости. Давление паров жидкости на поверхности испарения в периоде постоянной скорости сушки бывает различным в зависимости от высушиваемого раствора.

При сушке гидрофобных суспензий, лиофобных коллоидных растворов давление паров жидкости на поверхности испарения равно давлению насыщенных паров жидкости при температуре мокрого термометра. В случае сушки коллоидных лиофильных и истинных растворов это давление будет несколько меньше и понижается с уменьшением влажности. Для этих растворов мы имеем как бы квазистационарный период скорости сушки.

Период постоянной скорости сушки продолжается до тех пор, пока влажность на поверхности частицы не будет меньше максимальной гигроскопической влажности. Максимальной гигроскопической влажностью называется такая влажность, которую принимает тело, если его поместить в среду с относительной влажностью, равной 100%. Она характеризует максимальную сорбционную емкость тела. Величина гигроскопической влажности определяется молекулярной структурой тела и его температурой.

Средняя влажность частицы, при которой на поверхности ее достигается максимальная гигроскопическая влажность, называется обычно критической влажностью. Величина критической влажности зависит от интенсивности сушки, коэффициента потенциалопроводности и величины частицы.

Критическая влажность при сушке распылением может быть в некоторых случаях значительно больше гигроскопической вследствие наличия градиента влажности внутри частицы, несмотря на ее небольшую величину. Это объясняется тем, что при сушке частиц в потоке газов с высокой температурой получается большая интенсивность испарения с поверхности, которая по своей величине соизмерима со скоростью перемещения влаги внутри частицы.

За периодом постоянной скорости следует период падающей скорости сушки. Этот период наступает тем раньше, чем большее интенсивность сушки и величина частиц. В течение периода падающей скорости давление паров жидкости над поверхностью испарения непрерывно уменьшается и зависит от влажности и температуры частицы. Температура же частицы увеличивается и достигает температуры среды, когда процесс сушки прекращается. Этот период обычно начинается с образования твердой структуры частиц раствора. Иногда период падающей скорости сушки называют вторым периодом.

Необходимо отметить, что уменьшение интенсивности испарения, вызванное неравномерностью сушки по поверхности частицы, не относится к понятию периода падающей скорости. Иногда ошибочно полагают, что при сушке истинных растворов неорганических солей или разбавленных коллоидных растворов отсутствует период постоянной скорости сушки, так как количество испаряемой из капель влаги непостоянно. В определенном интервале влажности давление паров воды ниже давления на-

сыщенных паров чистой жидкости на величину, пропорциональную количеству растворяемых солей. Однако эта величина является определенной и плавно изменяется по мере увеличения концентрации сухих солей.

Температура частицы в этот период будет несколько увеличиваться с учетом величины депрессии за счет растворенных солей.

Во втором периоде процесс сушки в основном контролируется перемещением влаги внутри частицы, т. е. интенсивность сушки определяется скоростью поступления влаги из центра к поверхности испарения. Сопротивление перемещению влаги внутри частицы особенно велико для частиц лиофильных растворов, поэтому они сохнут наиболее трудно.

Процесс сушки продолжается до тех пор, пока парциальное давление паров жидкости на поверхности частицы не будет равно парциальному давлению этой жидкости в среде. Влажность тела, соответствующая такому равновесному состоянию, называется равновесной или гигроскопической. Равновесная влажность зависит от молекулярной структуры тела, влажности среды и температуры. Для различных растворов соотношение периодов постоянной и падающей скоростей сушки неодинаково. Коллоидные лиофильные растворы сохнут в основном во втором периоде, гидрофобные суспензии — в первом периоде.

Процесс сушки в распылительной сушке является чрезвычайно сложным, так как он протекает при переменном режиме. В течение процесса сушки изменяется температура и влажность среды, скорость падения частиц и их величина. Кроме того, сами частицы получаются при распылении неодинаковыми по величине.

Процесс испарения большого количества капель в потоке газа более сложный по сравнению с испарением (или сушкой) одиночной капли. Динамика движения большого количества отлична от движения одной капли. Все это вызывает значительные трудности при тепловых расчетах сушильных камер распылительных установок.

Уравнения переноса тепла и массы в сушильной камере можно написать в виде

$$\frac{dQ}{dt} = \alpha F \Delta t; \quad (176)$$

$$\frac{dM}{dt} = \alpha_m F \Delta P; \quad (177)$$

где Q — количество тепла, переносимое от газов к частицам, в $\text{кал}/\text{ч}$;

F — поверхность частиц, находящихся одновременно во взвешенном состоянии, в м^2 ,

Δt — средняя разность температур между газовой средой и частицами в $^{\circ}\text{C}$;

Δp — средняя разность парциальных давлений паров воды на поверхности частиц и в среде в мм рт. ст. ;

a — коэффициент теплообмена в $\text{ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$;

a_m — коэффициент массообмена в $\text{кГ}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}$

При расчете сушильных камер наиболее рационально пользоваться уравнением (176), так как при определении температуры поверхности частиц можно сделать меньшую ошибку, чем при определении действительного парциального давления паров воды над поверхностью испарения. При небольшом изменении температуры материала парциальное давление паров изменяется значительно. Кроме того, очень трудно определить зависимость парциального давления от влажности материала.

Зная количество тепла, которое необходимо передать высушенным частицам, среднюю разность температур и коэффициент теплообмена из уравнения (176) определяют поверхность частиц. Далее по поверхности частиц часовой производительности установки и дисперсности распыла определяется длительность осаждения частиц. По длительности осаждения находится высота камеры.

Можно также исходить из того, что частицы максимального размера достигают дна или стенки камеры. Причем их влажность должна соответствовать слабым адгезионным свойствам. В этом случае составляется дифференциальное уравнение для одиночной частицы с максимальным диаметром и решается при переменных температурных условиях среды. Из решения определяется длительность сушки частицы от начальной влажности (w_1) до конечной влажности (w_2) и при изменении, например, температуры среды от t_1 до t_2 по закону экспоненты. Влажность частицы также изменяется по экспоненте. По длительности сушки и скорости газов в камере определяется высота сушильной камеры. Эти методы расчета сушильных камер не получили признания, главным образом, по следующим причинам.

1. Не установлены законы изменения величины частиц в процессе сушки в зависимости от режима сушки и молекулярной структуры материала. Поэтому трудно надежно определить истинную поверхность тепло- и массообмена распыленных частиц.

2. Пока не представляется возможным достаточно точно для инженерных расчетов определить длительность осаждения частиц в камере. Это объясняется тем, что динамика движения одиночной частицы значительно отличается от динамики движения множества частиц. Не изучено влияние интенсивного испарения влаги на коэффициент сопротивления частиц и изменение плотности частицы по мере удаления влаги, поля скоростей потока газов в камере имеют сложный характер.

Поэтому методики расчета сушильных камер, связанные с определением длительности сушки и длительности пребывания частиц во взвешенном состоянии, дают при определении высоты или диаметра камеры значительные ошибки. (В отдельных случаях они могут составлять более 100%). Необходимо заметить, что определение коэффициента теплообмена к частице не вызывает больших затруднений, так как этот вопрос в настоящее время достаточно хорошо изучен.

По длительности сушки приближенная методика расчета сушильных камер предложена Ф. Глюккертом [128]. При расчете принятые следующие допущения: а) коэффициент теплообмена рассчитывается из предельного закона Нуселльта: $Nu = 2$; б) условия сушки, в том числе температура сушильного агента, одинаковы во всем объеме камеры; в) давление паров над поверхностью испарения равно давлению насыщенных паров чистой жидкости; г) движущей силой переноса тепла является разница между начальной температурой газов и температурой испарения насыщенного раствора; д) диаметр капель в процессе сушки не изменяется.

При распылении пневматическими форсунками и падение осевой скорости струи u_o , имеющей начальное значение u_{on} , рекомендуется определять по соотношению

$$\frac{u_o}{u_{on}} = 6,2 \left(\frac{D_{sc}}{x} \right), \quad (178)$$

где D_{sc} — эффективный диаметр отверстия форсунки в м ;
 x — расстояние от форсунки в м .

Так как $u_o = \frac{dx}{dt}$, то

$$\frac{dx}{dt} = 6,2 u_{on} \left(\frac{D_{sc}}{x} \right),$$

или после интегрирования время полета капли на расстояние x_τ

$$\tau = \frac{x_\tau^2}{12,4 u_{on} D_{sc}}. \quad (179)$$

При отношении высоты камеры к диаметру $4:1$ $x_\tau = 4D_\kappa$ (где D_κ — диаметр камеры в м).

Объем камеры равен

$$V_\kappa = \frac{\pi x_\tau^3}{64}, \quad (180)$$

откуда

$$x_\tau^2 = \left(\frac{64}{\pi} \right)^{\frac{2}{3}} V_\kappa^{\frac{2}{3}}. \quad (181)$$

Из уравнений (179) и (181)

$$\tau = \left(\frac{64}{\pi} \right)^{\frac{2}{3}} \frac{V_{\kappa}^{\frac{2}{3}}}{12 \cdot 4 u_{\text{on}} D_{\text{sc}}} . \quad (182)$$

Для весовой скорости потока через форсунку, представляя ее как сумму скоростей воздуха $u_{\text{в}}$ и жидкости $u_{\text{ж}}$, используется соотношение

$$u_{\text{в}} + u_{\text{ж}} = \frac{u_{\text{on}} \pi D_{\text{sc}}^2 \gamma_c}{4} , \quad (183)$$

где γ_c — удельный вес струи на выходе из форсунки в kG/m^3 .

Допуская незначительную относительную величину объема жидкости и учитывая ускорение, получаемое жидкостью за счет динамического действия струи:

$$\tau = 1,48 \cdot 10^{-4} V^{\frac{2}{3}} \sqrt{\left(\frac{\gamma_{\text{в}}}{u_{\text{в}} v_{\text{в}}} \right) \left(\frac{u_{\text{в}} + u_{\text{ж}}}{u_{\text{в}}} \right)} , \quad (184)$$

где $\gamma_{\text{в}}$ — удельный вес распыливающего воздуха в kG/m^3 ;

$v_{\text{в}}$ — скорость распыливающего воздуха, отнесенная к сечению выходного отверстия форсунки, в м/сек .

Скорость теплообмена, отнесенная к капле наибольшего диаметра (d_{max}):

$$\frac{dQ}{dt} = \alpha F_{\kappa} \Delta t_{\tau} = 2\pi \lambda d_{\text{max}} \Delta t_{\tau} , \quad (185)$$

где α — коэффициент теплообмена в $\text{ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{град} \cdot \text{ч}$;

F_{κ} — поверхность капли в м^2 ;

Δt_{τ} — разность температур сушильного агента и поверхности капли в $^{\circ}\text{C}$;

λ — коэффициент теплопроводности пограничного слоя капли в $\text{ккал}/\text{м} \cdot \text{град} \cdot \text{ч}$.

Скорость теплообмена, отнесенная к единице исходной массы капли наибольшего размера:

$$\frac{dQ'}{dt} = \frac{12\pi \lambda d_{\text{max}} \Delta t_{\tau}}{\gamma_{\text{ж}} \pi d_{\text{max}}^3} = \frac{12\Delta t_{\tau}}{\gamma_{\text{ж}} d_{\text{max}}^2} , \quad (186)$$

$\gamma_{\text{ж}}$ — удельный вес распыленной жидкости в kG/m^3 .

Поскольку $d_{\text{max}} = \text{const}$, то

$$Q' = \frac{12\lambda \Delta t_{\tau}}{\gamma_{\text{ж}} d_{\text{max}}^2} \cdot \tau_{\text{max}} . \quad (187)$$

Исходя из того, что процесс сушки определяют капли наибольшего размера, количество тепла, отнесенное к единице веса струи, также есть Q' , т. е.

$$q = \frac{dQ}{dt} = Q' u_{\text{ж}} . \quad (188)$$

Подставляя уравнение (187) в уравнение (188), получим

$$q = \frac{12\lambda \Delta t_{\tau} u_{\text{ж}} \tau_{\text{max}}}{\gamma_{\text{ж}} d_{\text{max}}^2} . \quad (189)$$

Максимальная скорость теплообмена, которая может быть получена при условии, что наибольшие частицы высушиваются за время, необходимое для достижения ими стенок (или днища) камеры, представляется соотношением ($\tau = \tau_{\text{max}}$)

$$q = \frac{6,38 \lambda V_{\kappa}^{\frac{2}{3}} \Delta t_{\tau}}{d_{\text{max}}^2} \frac{u_{\text{ж}}}{\gamma_{\text{ж}}} \sqrt{\left(\frac{\gamma_{\text{в}}}{u_{\text{в}} v_{\text{в}}} \right) \left(\frac{u_{\text{в}} + u_{\text{ж}}}{u_{\text{в}}} \right)} . \quad (190)$$

Рассуждая аналогично для случаев распыления при помощи механических форсунок и центробежных распылителей, Глюккерт получил следующие соотношения для определения секундного теплового потока, обеспечивающего высыхание капель максимального диаметра:

$$q = \frac{10,98 \lambda V_{\kappa}^{\frac{2}{3}} R_{\kappa} \Delta t_{\tau}}{d_{\text{max}}^2} D_{\phi} \sqrt{\left(\frac{\gamma_{\text{в}}}{\gamma_{\text{ж}}} \right)} , \quad (191)$$

где D_{ϕ} — диаметр отверстия форсунки в м :

$$q = \frac{4,19 \lambda \left(R_{\kappa} - \frac{r}{2} \right)^2 \Delta t_{\tau}}{\gamma_{\text{ж}} d_{\text{max}}^2} \sqrt{\frac{u_{\text{ж}} \gamma_{\text{в}}}{rn}} , \quad (192)$$

где r — радиус диска в м ;

R_{κ} — радиус камеры в м ;

n — число оборотов диска в секунду.

Сопоставление приведенных соотношений с экспериментальными данными автора по сушке сульфата натрия показали отклонения теоретических результатов примерно на 50%.

Использование уравнения Глюккера для расчета сушки других материалов дает еще большую ошибку, так как им было принято слишком грубое приближение о равенстве скорости газа и частиц, и не учитывались конечные температуры газов и частиц во втором периоде.

В настоящее время нет надежных расчетных уравнений для определения длительности пребывания частиц материала в сушильной камере. Поэтому в этих случаях для инженерных расчетов можно пользоваться уравнением, в который входит объемный коэффициент теплообмена:

$$Q = \alpha V_{\kappa} \Delta t_{\text{ep}} V_{\kappa} , \quad (193)$$

где Q — количество тепла, передаваемое от газа к частицам, в $\text{ккал}/\text{ч}$;
 a_V — объемный коэффициент теплообмена между газами и частицами в $\text{ккал}/\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$;
 Δt_{cp} — средняя разность температур между газом и частицами в $^\circ\text{C}$.

Тепло, которое передается от газа к частицам раствора, идет на испарение влаги и нагрев частиц. Это количество тепла можно определить по уравнению

$$Q = W (595 + 0,47t_2 - \vartheta_1) + c_2 G_2 (\vartheta_2 - \vartheta_1). \quad (194)$$

где W — часовое количество испаряемой влаги в $\text{кГ}/\text{ч}$;
 G_2 — производительность сушилки по сухому продукту в $\text{кГ}/\text{ч}$;
 t_2 — температура газов в конце процесса сушки в $^\circ\text{C}$;
 ϑ_1, ϑ_2 — температура соответственно раствора и продукта после сушки в $^\circ\text{C}$;
 c_2 — тепломемкость продукта, при W_2 в $\text{ккал}/\text{кГ} \cdot \text{град}$;
 $c_2 = c_{cyx} \frac{100 - w_2}{100} + \frac{w_2}{V_k}$;
 c_{cyx} — тепломемкость безводного продукта в $\text{ккал}/\text{кГ} \cdot \text{град}$;
 V_k — объем камеры в м^3 .

Из соотношения (193) находится объем сушильной камеры для заданной производительности сушилки.

Потенциалом переноса тепла является разность температур между газом и поверхностью частиц и зависит при всех прочих равных условиях от принципа работы сушильной камеры (противоточная или параллельноточная). Кроме того, протекание непрерывных массо- и теплообменных процессов сушки в распылительной камере сопровождается перемешиванием потоков, которое наряду с выравниванием температурных полей и полей давлений приводит к снижению движущей силы.

Наиболее сложным и трудным при сушке распылением является определение средней разности температур между газом и частицами.

Трудность определения Δt_{cp} заключается в том, что процесс сушки происходит при переменном температурном режиме газовой среды; температура частицы в процессе сушки непрерывно изменяется и зависит не только от параметров среды, но и от влажности и молекулярной структуры высушиваемого раствора. Кроме того, она зависит от размера частиц, так как с увеличением их диаметра повышается температурный градиент.

Изменение температуры частиц в процессе сушки распылением экспериментально трудно определить. Однако экспериментальные данные по сушке отдельных закрепленных частиц различных растворов дают возможность проследить характер изменения температуры частицы в процессе высыхания ее и поз-

воляют правильно подойти к выбору методики подсчета средней разности температур.

На рис. 66 приводятся опытные данные по изменению температуры частиц различных растворов при сушке их в условиях естественной конвекции при постоянных параметрах среды. При сушке истинных растворов неорганического вещества NaCl (рис. 66, а) температура частицы в первый момент несколько выше температуры мокрого термометра и по мере подсыхания

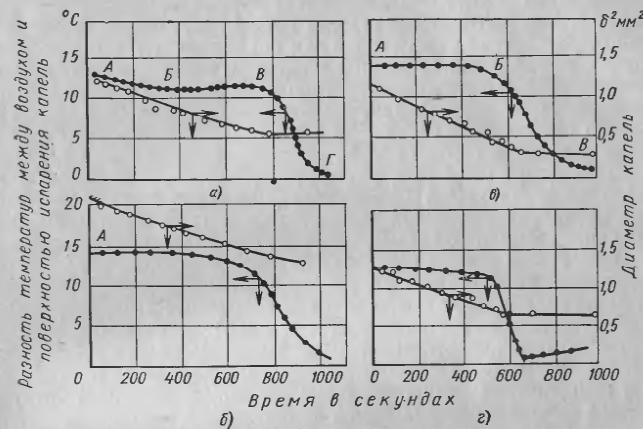


Рис. 66. Изменение температуры и диаметра капель различных растворов при сушке:
 а — раствор NaCl ; б — молоко; в — краситель; г — раствор NH_4NO_3

частицы незначительно увеличивается с повышением концентрации соли (участок АБ). После того, как раствор стал насыщенным и появились первые кристаллы (раствор стал двухфазным), температура частицы не изменяется. В этот период по мере дальнейшей концентрации раствора парциальное давление паров воды над поверхностью испарения частицы не изменяется, т. е. процесс сушки протекает, как для гидрофобных суспензий. Температура частицы резко увеличивается на участке БГ, когда образуется твердая структура. Это соответствует периоду падающей скорости сушки, когда давление паров воды над поверхностью испарения является функцией влажности раствора.

При сушке частиц лиофильных коллоидных растворов, например молока (рис. 66, б), в первый период происходит незначительное повышение температуры поверхности испарения (участок АБ). Это соответствует квазистационарной скорости сушки.

После того, как поверхность частицы стала твердой, температура ее по мере высыхания резко увеличивается (участок *БВ*).

В случае сушки гидрофобных суспензий (водяная суспензия красителей) (рис. 66, *в*), температура поверхности испарения в первом периоде не изменяется, а процесс сушки протекает подобно испарению из капель чистой жидкости. Во втором периоде на участке *БВ* температура частицы увеличивается сначала медленно, а потом быстрее.

Из приведенных опытных температурных кривых видно, что они зависят не только от режима сушки, но и от характера раствора. Однако между собой они подобны в том, что в первом периоде температура частицы мало изменяется или остается постоянной, в то время как во втором периоде она быстро увеличивается. Соотношение двух этих периодов может быть различным в зависимости от режима сушки и коллоидной природы высушиваемого раствора.

При сушке растворов, в которых теплота, выделяемая при кристаллизации, по величине своей соизмерима с теплотой испарения, кривая изменения температуры частицы будет отличной от ранее описанных кривых. На рис. 66, *г* показано изменение температуры частицы раствора NH_4NO_3 , для которого теплота кристаллизации составляет приблизительно 20% от теплоты испарения. В период сушки такой частицы температура ее практически остается постоянной (участок *АБ*). В момент, когда происходит кристаллизация, выделяется большое количество тепла, и температура частиц резко увеличивается (участок *БВ*). По мере того, как кристаллизация заканчивается, температура частицы несколько понижается и далее процесс протекает так, как для истинных растворов неорганических солей.

Интересные данные были получены Долинским А. А. по изменению температуры одиночных капель раствора стрептомицина в среде с температурой выше 100°C [43]. Первоначальный диаметр капель, подвешенных на термопаре, составлял 0,8—2,6 мм. На рис. 67 показано изменение температуры капли в процессе сушки в зависимости от первоначальной влажности. При высокой начальной влажности наблюдается период постоянной скорости сушки, когда температура капли соответствует температуре мокрого термометра. После того, как образуется корка, наступает период падающей скорости с резким повышением температуры капли. Вследствие плохой паропроницаемости корки внутри капли температура поднимается выше 100°C и создается избыточное давление. В этот момент происходит разрыв оболочки с образованием «кратера», который после удаления паров затягивается вновь пленкой.

Такое явление объясняет наличие второго периода приблизительно постоянной температуры капли, которая незначительно выше 100°C . После испарения всего раствора внутри корки

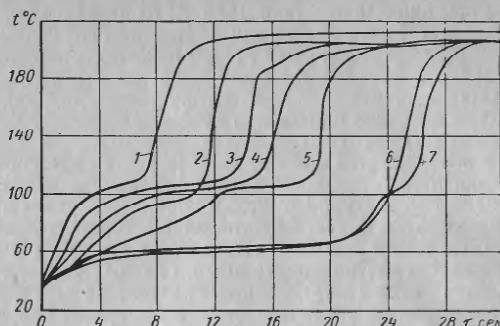


Рис. 67. Температурные кривые сушки капли раствора стрептомицина при $u_H = 200 \div 2000\%$; $t = 215^\circ\text{C}$:
1 — $u_H = 200\%$, $d_K = 1,44 \text{ мм}$; 2 — $u_H = 300\%$, $d_K = 1,44 \text{ мм}$;
3 — $u_H = 400\%$, $d_K = 1,44 \text{ мм}$; 4 — $u_H = 600\%$, $d_K = 1,36 \text{ мм}$; 5 — $u_H = 900\%$, $d_K = 1,44 \text{ мм}$; 6 — $u_H = 1500\%$, $d_K = 1,44 \text{ мм}$; 7 — $u_H = 2000\%$, $d_K = 1,44 \text{ мм}$

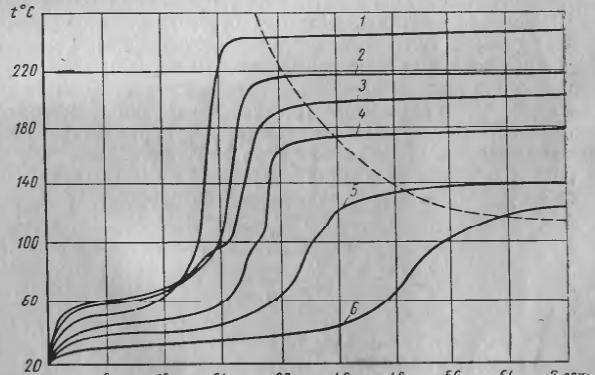


Рис. 68. Температурные кривые сушки капли раствора стрептомицина при $u_H = 1500\%$; $d_K = 1,4 \text{ мм}$; $t = 113 \div 242^\circ\text{C}$:
1 — $t = 242^\circ\text{C}$; 2 — $t = 214^\circ\text{C}$; 3 — $t = 194^\circ\text{C}$; 4 — $t = 174^\circ\text{C}$;
5 — $t = 137^\circ\text{C}$; 6 — $t = 113^\circ\text{C}$.

температура растет непрерывно и становится равной температуре среды при окончании сушки. На рис. 68 показано изменение температуры капли в зависимости от температуры среды.

В действительных условиях второй период постоянной температуры капли и избыточного давления будет значительно меньше или вообще практически не существует даже для коллоидных тел, так как величина капель при сушке распылением обычно бывает не выше 50—100 мк.

Таким образом, весь процесс нагрева частиц раствора в процессе сушки можно разделить на два основных периода: в первом периоде температура частицы приближенно равна температуре адиабатного испарения чистой жидкости, во втором периоде она изменяется и достигает температуры среды в тот момент, когда влажность частицы будет равна равновесной влажности.

В условиях сушки распылением температура и влажность среды непрерывно изменяются. Однако изменение температуры мокрого термометра незначительно по сравнению с изменением температуры среды. Поэтому можно принять, что температура частицы в первом периоде будет постоянна и равна средней температуре мокрого термометра. Такое допущение можно сделать, так как при сушке распылением степень насыщения обработанных газов невелика.

Чтобы определить среднюю разность температур между газом и частицами в первом периоде, необходимо выявить длительность этого периода. В качестве первого приближения будем считать, что в частицах раствора отсутствует значительный градиент влажности. В этом случае можно признать, что критическая влажность равна максимальной гигроскопической влажности, которая мало изменяется в зависимости от режима сушки. На рис. 69 приводится график изменения температуры частицы в процессе сушки с применением параллельного тока движения газового потока и раствора в сушильке.

Средняя разность температур между газом и частицей в первом периоде (Δt_1) может быть определена по формуле

$$\Delta t_1 = \frac{t_1 - t'_2}{\ln \frac{t_1 - t_m}{t'_2 - t_m}} {}^{\circ}\text{C}, \quad (195)$$

где t_1 — начальная температура газов в ${}^{\circ}\text{C}$;

t_m — средняя температура мокрого термометра в ${}^{\circ}\text{C}$;

t'_2 — температура газов, соответствующая окончанию первого периода сушки, в ${}^{\circ}\text{C}$.

Температуру t'_2 нетрудно определить из построения процесса сушки на диаграмме $i-d$. Действительный процесс сушки изображается отрезком AB (рис. 70). Точка A соответствует на-

чальным параметрам газа, а точка B конечным. Из построения известно, что расход сухого газа на 1 кГ испаренной влаги равен l . Для нахождения t'_2 необходимо определить влагосодержание газа d'_2 , соответствующее окончанию первого периода сушки. Оно равно

$$d'_2 = \frac{1000}{l} \frac{w_1 - w_2}{w_1 - w_e} + d_1, \quad (196)$$

где w_1 — начальная влажность раствора в %;

w_2 — конечная влажность продукта в %;

w_e — максимальная гигроскопическая влажность в %;

d_1 — начальное влагосодержание газов в Г/кГ.

Теперь пересечение линий $d = d'_2$ и AB дает нам искомую точку C , в которой температура газов будет равна t'_2 .

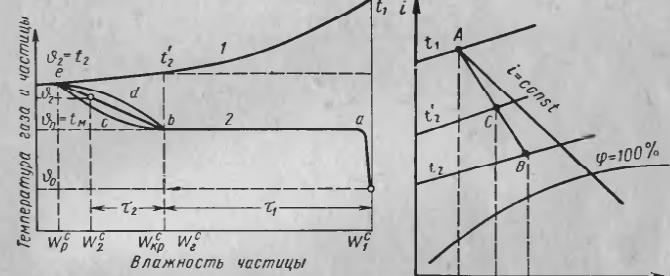


Рис. 69. Изменение температур газа и частиц раствора в процессе сушки:

1 — температура газа; 2 — температура частицы

Рис. 70. Процесс сушки на $i-d$ -диаграмме

Во втором периоде температура частицы обычно изменяется по кривой bce для гидрофобных суспензий и истинных растворов неорганических солей или по кривой bde для лиофильных коллоидных растворов (см. рис. 66).

Для упрощения будем принимать, что температура частицы во втором периоде изменяется по закону прямой линии. В этом случае можно определить конечную температуру частицы по соотношению

$$\vartheta_2 = (t'_2 - t_m) \frac{w_e^c - w_2^c}{w_e^c - w_p^c} + t_m {}^{\circ}\text{C}, \quad (197)$$

где w_p^c — равновесная влажность в %;

Средняя разность температур между газом и частицей будет равна во втором периоде

$$\Delta t_2 = \frac{(t'_2 - t_m) - (t_2 - \theta_2)}{\ln \frac{t'_2 - t_m}{t_2 - \theta_2}} \text{ °C.} \quad (198)$$

Среднюю разность температур между газом и частицей в течение всего процесса сушки можно определить, если будет известно соотношение длительности сушки между первым и вторым периодами сушки.

В период падающей скорости можно принять, что скорость сушки убывает пропорционально уменьшению влажности. Тогда отношение длительности сушки во втором периоде к общей длительности сушки может быть приближенно оценено величиной

$$X = \frac{1}{1 + \frac{(t'_2 + t_2)(w_1^c - w_2^c)}{(t_1 + t'_2)(w_2^c - w_p^c) \ln \frac{w_2^c - w_p^c}{w_1^c - w_p^c}}}. \quad (199)$$

Окончательно средняя разность температур будет равна

$$\Delta t_{cp} = \Delta t_1(1 - X) + \Delta t_2 X. \quad (200)$$

При сушке до высокой конечной влажности гидрофобных суспензий, лиофобных коллоидных и истинных растворов неорганических солей средняя разность температур может быть определена с достаточной точностью по уравнению

$$\Delta t_{cp} = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - t_m}{t_2 - t_m}}. \quad (201)$$

Однако определение средней разности температур между газом и поверхностью частицы в полной мере не определяет движущую силу переноса тепла и массы. Выравнивание температурных полей по объему камеры, понижающих общую движущую силу, зависит от места и способа ввода газов, распыления раствора, объема камеры и т. д. Понижение движущей силы за счет выравнивания температурного поля зависит от степени перемешивания. Проф. А. Н. Плановский [78] предложил классификацию непрерывных процессов, согласно которой аппараты делятся на:

1. Аппараты идеального вытеснения, когда движущая сила в аппарате плавно изменяется по длине от начальной до конечной, протекающие через аппарат последующие объемы вещества не смешиваются с предыдущим и полностью вытесняются.

2. Аппараты идеального перемешивания, где предыдущие и последующие объемы вещества идеально (полностью) перемешиваются и движущая сила во всем объеме одинакова и равна конечной.

3. Аппараты промежуточного типа, где при входе вещества в аппарат происходит частичное перемешивание последующих и предыдущих объемов и движущая сила плавно изменяется.

Для аппаратов с градиентным режимом идеального вытеснения и с безградиентным режимом идеального перемешивания возможно определить только предельные движущие силы, соответствующие разным законам распределения температур или концентраций. В первом случае движущая сила является максимальной, а во втором — минимальной (рис. 71).

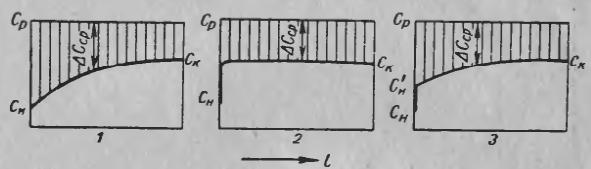


Рис. 71. Характер изменения концентрации вещества в аппаратах:
1 — идеального вытеснения, 2 — идеального перемешивания; 3 — промежуточного типа

Так как для аппаратов промежуточного типа теоретическое определение движущей силы невозможно, то в этих случаях необходимо экспериментальное определение или движущей силы или отдельных факторов, влияющих на величину средней движущей силы [78].

Применительно к распылительным сушкам теоретические и экспериментальные работы в области установления движущей силы были проведены впервые А. П. Фокиным [103].

Перемешивание взаимодействующих потоков в аппарате может быть учтено различными способами. Один из этих способов основан на определении коэффициента продольной диффузии, коэффициента обратной диффузии или коэффициента продольного «распыления». По этому способу принимается, что перемешивание потоков может быть описано с помощью уравнений аналогичных диффузионным уравнениям Фика. При этом допускается, что:

- а) изменение концентрации вещества является непрерывной функцией расстояния;
- б) концентрация по сечению аппарата не изменяется;
- в) объемная скорость потока и коэффициент перемешивания не изменяются по высоте и сечению аппарата.

Эта модель применяется в том случае, когда явление, вызывающее перемешивание, имеет статистический характер, причем проскок пузырей в аппарате, образование мертвых (застойных) зон, байпассирование и т. п. не могут быть представлены диффузионной моделью.

Если аппарат представить как состоящий из ряда псевдосекций идеального перемешивания и на входе потока в этот ряд ввести меченое вещество, то в потоке на выходе из аппарата получится определенное распределение концентрации меченого

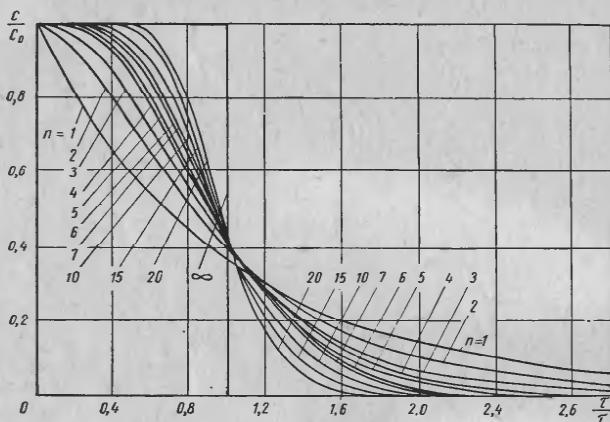


Рис. 72. Теоретические кривые вымывания меченого вещества (F-диаграмма)

вещества по времени. Вид этой функции распределения зависит от количества псевдосекций в ряду и может изменяться от функции, соответствующей идеальному перемешиванию (одна псевдосекция) до вида функции, соответствующей идеальному вытеснению (число псевдосекций равно бесконечности). На этом основано объяснение перемешивания с помощью псевдосекционной модели. Применение той или иной модели определяется физической сущностью явления и необходимостью определения параметра, который бы характеризовал эффективность перемешивания. Для определения степени перемешивания потоков имеется несколько методов, которые не зависят от того, какая физическая модель принята для описания процесса.

Метод пульсирующей функции заключается в том, что в момент времени во входящий поток мгновенно и равномерно по сечению аппарата вводится меченое вещество. Измеряя

148

зависимость концентрации меченого вещества в потоке на выходе из аппарата по времени, можно определить перемешивание распределением меченого вещества по времени. Графическая зависимость, характеризующая этот метод, обычно называется С-диаграммой. В случае режима идеального вытеснения С-диаграмма имеет вид прямоугольника; в случае режима идеального перемешивания С-диаграмма имеет вид плавной кривой без экстремумов. Для случая, характеризующего промежуточный тип аппарата, С-диаграмма представляет собой кривую, имеющую экстремальное значение. Форма С-диаграммы является характеристикой степени перемешивания.

Метод ступенчатой функции заключается в том, что в поток на входе в аппарат вводят равномерно и непрерывно меченое вещество, и после достижения стационарного режима потоки мгновенно прекращают подачу меченого вещества и одновременно определяют концентрацию меченого вещества как функцию времени на выходе из аппарата. Графическая зависимость в координатах $\frac{c}{c_0} — \frac{\tau}{\tau_0}$ получила название F-диаграммы. Теоретические кривые вымывания меченого вещества (рис. 72) вычислены по уравнению

$$c = c_0 \left[\left(n \frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-1} \frac{1}{(n-1)!} + \left(n \frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-2} \frac{1}{(n-2)!} + \dots + \left(n \frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-i} \frac{1}{(n-i)!} + \left(n \frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-(i+1)} \times \right. \\ \left. \times \frac{1}{[n-(i+1)]!} + \dots + \left(n \frac{\tau}{\tau_0} \right) + 1 \right] e^{-n \frac{\tau}{\tau_0}}, \quad (202)$$

где τ — текущее время;

τ_0 — время идеального вытеснения меченого вещества в аппарате;

c_0 — начальная концентрация меченого вещества;

n — количество псевдосекций.

Различный вид кривых вымывания соответствует различному количеству числа псевдосекций в аппарате. Методом сравнения опытных кривых вымывания и теоретических кривых вымывания определяют число псевдосекций n , характеризующее истинную гидродинамическую установку в аппарате.

Метод частных характеристик заключается в том, что на входе в аппарат подается меченое вещество, концентрация которого является периодической функцией по времени. Наиболее удобным в экспериментальном исполнении и легким в математической обработке является синусоидальное изменение концентрации меченого вещества. Измерение ослабления

149

амплитуды и сдвига фаз между сигналами на выходе и входе потока позволяют судить о распределении по времени пребывания вещества и соответственно о перемешивании в аппарате [79].

Метод установившегося состояния заключается в том, что индикатор непрерывно и с постоянной скоростью вводится в поток вблизи выхода его из аппарата и измеряется установившееся во времени распределение концентрации в направлении, противоположном движению потоков. Для определения коэффициента перемешивания по этому методу принимается диффузионная модель [80].

В полых распылительных аппаратах удобно пользоваться методом ступенчатой функции или методом пульсирующей функции.

Снижение движущей силы процесса в результате перемешивания потоков по предложению А. П. Фокина [104] целесообразно учитывать степенью использования движущей силы, равной отношению движущих сил в реальном аппарате к движущей силе в аппарате идеального вытеснения (перемешивания):

$$k = \frac{\Delta_p}{\Delta_e}, \quad (203)$$

где k — степень использования движущей силы;

Δ_e — движущая сила процесса в аппарате идеального вытеснения;

Δ_p — движущая сила процесса в реальном аппарате;

$$\Delta_p = k \Delta_e.$$

В общем случае степень использования движущей силы является функцией гидродинамических условий в камере, расположения рабочей и равновесной линий влажности или температур.

Степень использования движущей силы удобно характеризовать числом псевдосекций n или числом псевдоциркуляций m . Оба этих случая в конечных точках дают один и тот же результат для выражения действительной движущей силы процесса. По-видимому оба представления в равной степени состоятельны. Но представление псевдосекционной модели аппарата более удобно, так как число псевдосекций легко определять на холодных моделях, пользуясь методом ступенчатой функции (вымывание меченого вещества). Так как в распылительно-сушильных аппаратах твердая фаза представляет собой сильно разбавленный поток частиц, то ее влиянием на перемешивание можно пренебречь [104]. Число псевдосекций n является функцией гидроаэродинамики газообразной фазы и в случае распылительных сушилок зависит от ряда факторов: ввода теплоносителя, количества теплоносителя, отношения длины аппарата к диаметру

150

и т. п. Число псевдосекций для каждого конкретного случая может быть определено по методу ступенчатой функции.

Очевидно, можно предположить, что сушилки с параллельным движением распыленного продукта и теплоносителя через успокоительную решетку близки к аппарату идеального вытеснения. В некоторых случаях в распылительных камерах наблюдается перемешивание за счет зон интенсивной турбулизации (затиханий). Это явление было замечено в крупногабаритных сушильных аппаратах, когда распыленный продукт находился в отдельных местах аппарата в круговом движении. Такие зоны турбулизации уменьшают движущую силу процесса. Очевидно, такие аппараты должны приближаться к аппаратам идеально-го перемешивания.

С целью определения типа аппарата А. П. Фокиным и В. И. Муштавым были проведены опыты в исследовательской лаборатории МИХМа кафедры «Процессы и аппараты химической технологии» по вымыванию меченого вещества (метод ступенчатой функции) в различных полых аппаратах: на модельных стендах, малогабаритной распылительной сушилке и полу-промышленной распылительной сушилке. Результаты этих опытов приводятся ниже. В качестве меченого вещества применялся гелий. К поступающему в аппарат газу (воздуху) примешивалась определенная порция гелия. После установления стационарного режима подача гелия прекращалась и происходило вымывание его из аппарата, при этом концентрация выходящей газовоздушной смеси непрерывно анализировалась. Так как процесс вымывания меченого газа из аппарата идет в течение малого времени, для анализа газовоздушной смеси использовались газоанализаторы с малой постоянной временем (приборы с малой инерцией).

Для этого был создан газоанализатор для изучения быстро-протекающих процессов с изменившимися концентрациями компонента газовой смеси. Газоанализатор представляет собой прибор непрерывного действия термокондуктометрического типа. При создании прибора был использован серийный хромограф ХЛ-3, в котором были изменены газовая схема и датчик. Такой газоанализатор позволяет анализировать двухкомпонентные смеси, состоящие из газов с различной теплопроводностью, а также в широких пределах менять диапазон измеряемых концентраций. Постоянная времени газоанализатора не превышала 0,8 сек, что дало возможность фиксировать быстрое изменение концентрации анализируемого газа в смеси. Схема газоанализатора приведена на рис. 73.

Для аппаратов, в которых время пребывания частиц газа является очень малым, чтобы зафиксировать вымывание меченого газа с целью изучения перемешивания газовой фазы, необходимо иметь практический безынерционный газоанализатор.

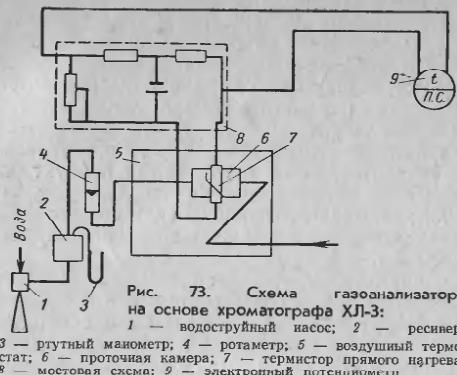


Рис. 73. Схема газоанализатора на основе хроматографа ХЛ-3:
1 — водоструйный насос; 2 — ресивер;
3 — рутный манометр; 4 — ротаметр; 5 — воздушный термостат;
6 — проточная камера; 7 — термистор прямого нагрева;
8 — мостовая схема; 9 — электронный потенциометр

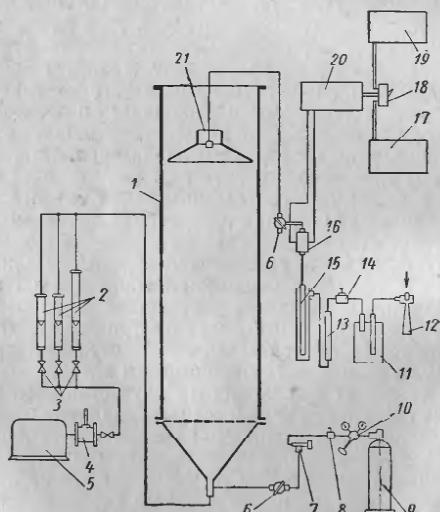


Рис. 74. Схема применения газоанализатора на основе датчика поперечных сечений:

1 — исследуемый аппарат; 2 — ротаметры; 3 — регулирующие вентили; 4 — маслоподогреватель; 5 — газодувка; 6 — отсекатель меченого вещества; 7 — вентиль тонкой регулировки для подачи меченого вещества; 8 — вентиль грубой регулировки; 9 — емкость с меченным веществом; 10 — редуктор; 11 — ресивер; 12 — водоструйный насос; 13 — ротаметр; 14 — регулирующий вентиль; 15 — поглотитель; 16 — датчик; 17 — осциллограф; 18 — переключатель; 19 — потенциометр ЭПП-09 2М; 20 — усилитель; 21 — перемещающаяся крышка аппарата

Для этого целесообразно использовать радиоактивный датчик поперечных сечений ДПС-1 совместно с усилителем, осциллографом и потенциометром, предложенный ОКБА. Датчик представляет собой цилиндрическую ёмкость объемом 0,2 м³, внутри которой помещен радиоактивный тритий на ванадиевой подложке. Такой датчик позволяет фиксировать концентрацию быстропротекающих процессов. Инерционность прибора определяется лишь инерционностью применяемой в комплекте с ним измеряемой схемы.

Схема с применением безынерционного датчика при исследовании перемешивания газовой фазы в аппарате приведена на рис. 74. В качестве записывающего безынерционного прибора использовался 14-шлейфовый осциллограф Н-700. Газ на анализ отбирался из-под перемещающейся крышки. В качестве меченого вещества применялся гелий. Нужные концентрации гелия в газе фиксировались потенциометром ЭПП-09 2М и затем переключением тумблера производилась запись кривой вымывания на осциллографе.

Газовую смесь отбирали на анализ водоструйным насосом, постоянный расход замерялся ротаметром.

Полученные таким образом кривые вымывания меченого вещества наносились на график с кривыми вымывания для идеального перемешивания и идеального вытеснения, а также для аппаратов промежуточного типа, полученные теоретически.

Опыты проводились на холодном стенде с аппаратом диаметром 145 мм при вводе газа через конус с различным углом (угол 8 и 60°), с газораспределительной решеткой и без нее, при разных расходах газа и различных отношениях длины аппарата к диаметру: $\frac{H}{D} = 1,82 \div 6,9$.

В результате опытов на холодных стендках было установлено:

- 1) число псевдосекций является функцией расхода газа;
- 2) перемешивание газовой фазы зависит от отношения высоты к диаметру $\frac{H}{D}$, причем, чем меньше это отношение, тем аппарат больше приближается к аппаратам идеального смешения;
- 3) при одном и том же отношении $\frac{H}{D}$ перемешивание будет больше с уменьшением скорости;
- 4) при одинаковом отношении $\frac{H}{D}$ и одинаковых скоростях перемешивание больше там, где нет успокоительной решетки.

Опыты по изучению перемешивания газовой фазы были проведены на малогабаритной распылительной сушилке (рис. 75). В опытах расход теплоносителя изменялся от 20 до 45 м³/ч, а расход распыляемого раствора до 4 л/ч, температура от 140 до 300°C, объем аппарата 0,5 м³. Диаметр цилиндрической

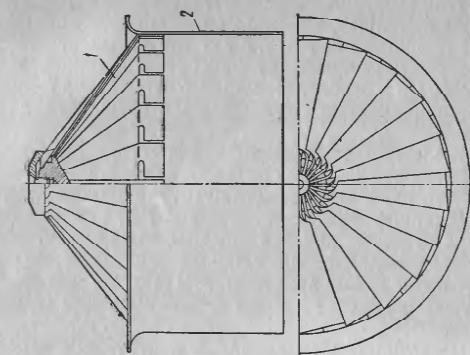


Рис. 76. Насадка для тангенциального ввода теплоносителя в сушильную камеру для теплоносителя с воздушной камерой:
1 — кольцевые жалюзи; 2 — корпус

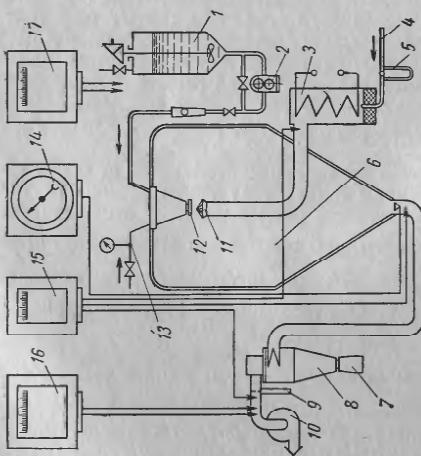


Рис. 75. Схема малогабаритной распылительной сушилки:
1 — ёмкость для раствора; 2 — подача меченоого вещества; 3 — насос-дозатор; 4 — электронагреватель; 5 — дифманометр; 6 — камера; 7 — сборник проплаката; 8 — циклон; 9 — насадка для ввода теплоносителя; 10 — выхлопный вентилятор; 11 — сушильная камера; 12 — диск; 13 — магнитная скоба для воздуха для привода диска; 14 — газонапылитель; 15 — потенциометр; 16 — электронные психрометры

части 800 мм, высота цилиндрической части 700 мм, высота конической части 700 мм, угол конусности 60°. Подача воздуха производилась через центральную трубу, на конце которой надета распределительная насадка (рис. 76) для придания воздуху

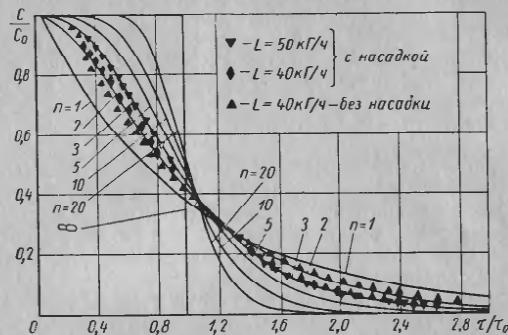


Рис. 77. Сравнение теоретических и экспериментальных кривых вымывания в опытах на малогабаритной распылительной сушилке

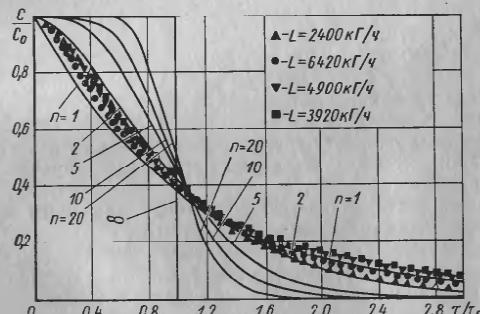


Рис. 78. Сравнение теоретических и экспериментальных кривых вымывания в опытах на распылительной сушилке для суспензии

вращательного движения. Распыление раствора производилось центробежным диском. Полученные кривые вымывания меченого вещества для различных режимов сушки показаны на рис. 77. На этом же графике нанесены теоретические кривые вымыва-

ния. Из графика видно, что действующий аппарат принадлежит к аппаратам промежуточного типа.

Опыты также были проведены на полупромышленной распылительной сушилке, представляющей собой цилиндр высотой около 3500 мм, диаметром 2500 мм, объемом примерно 18 м³. Ввод теплоносителя осуществлялся тангенциально сверху, а вывод через специальные окна, расположенные внизу. Расход теплоносителя изменялся от 1600 до 5100 м³/ч. На рис. 78 показан обобщенный график опытных и теоретических кривых вымывания. Как видно из графика, аппарат имеет число псевдосекций от 1 до 2, т. е. приближается к аппаратам идеального перемешивания.

Предварительные опыты по исследованию перемешивания в польых распылительных аппаратах показали, что с увеличением объема аппарата при расходе теплоносителя, соответствующем рабочему режиму сушики распылением, число псевдосекций уменьшается за счет увеличения перемешивания, т. е. движущая сила процесса снижается.

Таким образом, в уравнении (193) вместо Δt_{cp} необходимо подставить $k\Delta t_{cp}$, где k — коэффициент учитывающий понижение потенциала переноса тепла в сушилке за счет перемешивания теплоносителя в камере. Величина этого коэффициента меньше единицы и зависит от геометрических размеров аппарата, способа ввода газов и используемого метода распыла, соотношения высоты и диаметра сушилки, скорости газов по сечению камеры и т. д.

Для струйных распылительных сушилок коэффициент k должен быть близок к 1, для форсуночных сушилок он меньше, чем для струйных, но больше, чем для дисковых, в которых происходит более интенсивное перемешивание теплоносителя и меньше приведенные скорости газов по сечению камеры. Коэффициент k должен определяться для каждой конструкции камеры и ее типоразмера.

Объемный коэффициент теплообмена зависит от величины капель, длительности нахождения частиц во взвешенном состоянии, относительной скорости газов, теплофизических констант теплоносителя, равномерности распределения материала и теплоносителя между собой и по объему камеры и т. д.

Объемный коэффициент теплообмена связан с коэффициентом теплообмена, отнесенным к единице поверхности испарения, следующим уравнением:

$$\alpha_V = \alpha \frac{F}{V_k}, \quad (204)$$

где F — суммарная поверхность частиц, находящихся во взвешенном состоянии в сушильной камере, в м²;
 α — коэффициент теплообмена в ккал/м² · ч °С.

Тепло, необходимое для испарения влаги из частицы раствора, передается конвекцией и лучеиспусканием. Передача тепла лучеиспусканем может составлять значительную долю, если растворы высушиваются в среде с высокой температурой или теплоносителем является перегретый пар или углекислый газ. В обычных условиях сушики распылением можно пренебречь количеством тепла, передаваемым лучеиспусканем газовым слоем и от нагретых поверхностей. Конвективный коэффициент теплообмена подсчитывают по ранее приведенным формулам при испарении чистой жидкости из капель.

Общая поверхность частиц зависит от дисперсности распыла и длительности пребывания их во взвешенном состоянии. Она не является постоянной в процессе сушики, так как размер частиц изменяется. Общая поверхность частиц равна:

в начале процесса сушики

$$F'_k = \frac{6G_1}{\gamma_p \delta'_{3,2}}; \quad (205)$$

в конце процесса сушики

$$F''_k = \frac{6G_2}{\gamma_2 \delta''_{3,2}}, \quad (206)$$

где G_1 — количество распыляемого раствора в кГ/ч;
 G_2 — количество сухого порошка в кГ/ч;
 γ_p, γ_2 — удельные веса соответственно раствора и высшенного продукта в кГ/см³;
 $\delta'_{3,2}; \delta''_{3,2}$ — средний объемно-поверхностный диаметр соответственно капель раствора и сухих частиц в м.

Величина частиц раствора в процессе сушики изменяется. В отличие от испарения капель чистой жидкости величина частиц в процессе сушики может уменьшаться, оставаться неизменной, или увеличиваться.

С достаточной точностью для инженерных расчетов можно принимать, что частицы при сушике по своей величине не изменяются. Это допущение особенно справедливо при сушике концентрированных растворов. Причем, можно принимать поверхность испарения равной поверхности сухих частиц. При этом расчет облегчается, так как в большинстве случаев экспериментально легче определить средний объемно-поверхностный диаметр сухих частиц $\delta''_{3,2}$, чем средний диаметр капель распыла.

Суммарная поверхность частиц, находящихся во взвешенном состоянии в сушильной камере, зависит от длительности падения и равняется

$$F = F' \tau \text{ м}^2,$$

где τ — длительность нахождения частиц во взвешенном состоянии в камере в ч.

В промышленных установках, имеющих значительную высоту камер, весь процесс сушки в основном протекает при устремившемся движении частиц. При этом следует заметить, что скорость витания частиц u_e в процессе сушки изменяется, так как их величина и плотность являются переменными величинами:

$$F = \frac{6G_2}{\gamma_2 \delta_{3,2}} \cdot \frac{H-h}{u_e \pm u_z} m^2. \quad (207)$$

Подставляя выражение (207) в выражение (204), получим соотношение

$$\frac{a_V \delta_{3,2}^2}{\lambda_2} = c \frac{G_2}{\gamma_2} \cdot \frac{\text{Nu}_V}{V_\kappa} \cdot \frac{H-h}{u_e \pm u_z}. \quad (208)$$

Принимая

$$\frac{H-h}{HF_\kappa} = \frac{1}{F_\kappa},$$

будем иметь

$$\text{Nu}_V = c \frac{G_2}{\gamma_2 F_\kappa} \text{Nu}_F \left(\frac{1}{u_e \pm u_z} \right),$$

где c — постоянная уравнения, определяемая опытным путем.

Принимая $\text{Nu} = 2$, на основании обработки данных промышленных сушилок при распылении механическими и пневматическими форсунками при параллельном движении газа и материала, М. В. Лыковым получено соотношение [63]

$$\text{Nu}_V = 1,58 \cdot 10^{-3} \frac{G_2}{\gamma_2 F_\kappa} \frac{\delta_{3,2}^{0,4}}{(u_e + u_z)^{0,8}} \quad (209)$$

или

$$\alpha_V = 1,58 \cdot 10^{-3} \frac{\lambda G_2}{\gamma_2 F_\kappa \delta_{3,2}^{1,6} (u_e + u_z)^{0,8}}, \quad (210)$$

где G_2 — производительность сушилки по сухому продукту в $\text{kG}/\text{ч}$;

λ — теплопроводность сушильного агента при средней температуре его в сушилке в $\text{kкал}/\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$;

F_κ — площадь сушильной камеры в м^2 ;

$\delta_{3,2}$ — средний объемно-поверхностный диаметр сухих частиц в м ;

u_e — средняя скорость газа в сушильной камере в $\text{м}/\text{сек}$;

u_e — скорость витания сухих частиц при средней температуре газов в сушильной камере в $\text{м}/\text{сек}$.

Формула (210) получена при следующих интервалах определяющих параметров: $G_2 = 10 \div 900 \text{ кГ}/\text{ч}$; $\delta_{3,2} = 46 \cdot 10^{-6} \div 168 \times 10^{-6} \text{ м}$; $u_e = 0,19 \div 0,35 \text{ м}/\text{сек}$, $u_e = 0,06 \div 0,25 \text{ м}/\text{сек}$; $F_\kappa = 4 \div 29 \text{ м}^2$, начальная влажность растворов 44,3—87%; на-

чальная температура газов 117—600° С; объем сушильной камеры 9,45—217 м^3 .

Высушиваемые материалы были следующими: хлористый кальций, сульфитные щелочки, силикат натрия и альбумин.

Применительно к сушке высоковлажного раствора стрептомицина с дисковым распылителем А. А. Долинским получено следующее соотношение [43]:

$$\text{Nu}_V = 160 \frac{G\mu}{\pi D_\kappa^2 \gamma_p u_0} \text{Ar}^{0,2} \text{Re}^{-0,4} \quad (211)$$

или

$$\alpha_V = 160 \frac{\mu \lambda G}{\gamma_p F_\kappa} \left(\frac{1}{\delta_{3,2}} \right)^{1,8} \left[\frac{g(\gamma_p - \gamma_e)}{\gamma_e} \right]^{0,2}, \quad (212)$$

где

$$\text{Nu}_V = \frac{a_V^2 \delta_{3,2}}{\lambda}; \quad \text{Ar} = \frac{g \delta_{3,2}^3 (\gamma_p - \gamma_e)}{\sqrt{2}}; \quad (213)$$

$$\text{Re} = \frac{L \delta_{3,2}}{\pi D_\kappa^2 k};$$

$$k = \frac{G\mu}{\pi D_\kappa^2 \gamma_p u_0},$$

где $\delta_{3,2}$ — средний объемно-поверхностный диаметр капель в м ;

u_0 — окружная скорость диска в $\text{м}/\text{сек}$;

α_V — объемный коэффициент теплообмена в $\text{kкал}/\text{м}^3 \cdot \text{ч} \times \text{град}$;

μ — степень заполнения камеры;

L — расход теплоносителя в $\text{м}^3/\text{сек}$;

G — расход распыляемого раствора в $\text{кГ}/\text{сек}$;

D_κ — диаметр камеры в м .

Формула (212) получена при изменении переменных величин: температура теплоносителя 100—300° С, расход раствора 1—16 $\text{л}/\text{ч}$, влажность 68—95%, число оборотов диска 18 000—24 000 в минуту, расход воздуха 70—360 $\text{м}^3/\text{ч}$.

Интересно отметить, что соотношение (212) аналогично соотношению (210), которое выведено для форсуночных распылительных сушилок.

На объемный коэффициент теплообмена влияет равномерность распределения теплоносителя и частиц по объему камеры. Поэтому объем сушильной камеры должен рассчитываться из соотношения

$$V_\kappa = \frac{Q}{K_1 \Delta t_{cp} K_2 \alpha_V}, \quad (214)$$

где K_1 — коэффициент, учитывающий уменьшение движущей силы за счет перемешивания газа в камере;

K_2 — поправочный коэффициент на равномерность распределения теплоносителя и частиц раствора по объему камеры.

Размеры форсуночных камер. По заданной производительности сушилки и режиму сушки определяется количество газового теплоносителя L кГ/сек. Рассчитав ориентировочно предварительно сечение камеры, далее по формуле (210) определяется объемный коэффициент теплообмена. Сечение камеры определяется исходя из часового расхода газов, принимая скорость их в сушильной камере по средним параметрам равной $u_e = 0,2 \div 0,5$ м/сек.

Далее по α_V и Δt_{cp} из формулы (214) находится объем камеры V_k .

Для форсуночных сушилок обычно отношение высоты сушильной камеры к ее диаметру составляет

$$\frac{H_k}{D_k} = 1,5 \div 2,5. \quad (215)$$

Меньшее отношение берется при сушке растворов с низкой начальной влажностью. Необходимо заметить также, что с увеличением производительности сушилки отношение $\frac{H_k}{D_k}$ также принимается меньше. Например, при сушке динатрийфосфата с влажностью 40% при начальной температуре газов 500°С и диаметре камеры 10 м отношение $\frac{H_k}{D_k}$ равно 1,27. В данном случае распыление производится механическими форсунками.

В специальных случаях, например, при получении более крупных частиц (гранул) за счет более грубого распыла отношение $\frac{H_k}{D_k}$ может быть до 5 и больше.

В нормальных НИИХИММАШа по распылительным сушилкам неточно принято постоянное отношение $\frac{H_k}{D_k} \approx 2,5$. В зависимости от влажности материала и его молекулярной структуры, требуемой конечной влажности продукта при подборе нормального ряда диаметра можно легко изменять высоту камеры за счет лишних средних цилиндрических обечайок сушилки. Рабочей высотой сушильной камеры является расстояние от среза форсунок до места вывода газов (для параллельноточных) или до места ввода газов (для противоточных).

Размеры камер с дисковым распылом. В дисковых сушильных камерах, в которых факел распыла расположен в горизонтальной плоскости, обычно отношение высоты к диаметру камеры составляет

$$\frac{H_k}{D_k} = 0,8 \div 1,0. \quad (216)$$

Расстояние от верхнего перекрытия до уровня диска обычно составляет 1,0—1,5 м.

По объемному коэффициенту теплообмена из формулы (212) и соотношения (216) определяются объем, высота и диаметр сушильной камеры. Затем выбранный диаметр камеры проверяется по диаметру факела распыла, формулы для расчета которого приведены в предыдущей главе. Расчеты показали, что объем камеры может быть найден также, если α_V определяется по соотношению (210).

Габариты камеры по другому способу определяются следующим образом. По диаметру факела распыла определяется диаметр камеры, высота которой $H_k = D_k$.

При сушке трудносохнущих материалов (коагулидных растворов и эмульсий) влажность частиц изменяется по высоте сушильной камеры. При сушке кормовых дрожжей с подачей теплоносителя равномерно по сечению камеры сверху вниз изменение влажности по высоте камеры показано на рис. 79.

И. И. Борде для определения высоты сушильной камеры рекомендует соотношение

$$H_k = 1,37 d_{\max} Re^{0,252} K^{0,462} m, \quad (217)$$

где d_{\max} — максимальный диаметр частиц;

$$Re = \frac{u_e d_{\max}}{\nu},$$

u_e — скорость газа в м/сек;

ν — коэффициент кинематической вязкости газа в м²/сек;

r — удельная теплота парообразования в ккал/кГ;

$$K = \frac{ru_e}{\lambda \Delta t},$$

Δt — разность температур между газом (начальная) и каплей в град;

λ — коэффициент теплопроводности газа в ккал/м·град.

При сушке гидрофобных суспензий и растворов неорганических солей (например, аммофоса, NaCl, Na₂SO₄ и т. д.) практически температура газов по высоте сушильной камеры не изменяется, в том случае, когда газовый теплоноситель подается непосредственно к корню факела распыла. В этом случае эксперимен-

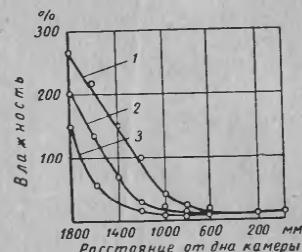


Рис. 79. Кривые изменения влажности материала по высоте камеры:

$G = 180$ л/с; 1 — $t_1 = 298^\circ\text{C}$; 2 — $t_1 = 350^\circ\text{C}$; 3 — $t_1 = 400^\circ\text{C}$

тально не удалось уловить закономерное уменьшение влажности частиц по высоте сушильной камеры.

Нам кажется, что в настоящее время наиболее надежной методикой определения размера камеры является первая, когда из объемного коэффициента теплообмена определяется объем камеры. Диаметр же камеры определяется далее из соотношения $\frac{H_k}{D_k}$ и проверяется по диаметру факела распыла, который, в свою очередь, должен определяться по изменению влажности крупных частиц по радиусу камеры в плоскости диска. В этом отношении

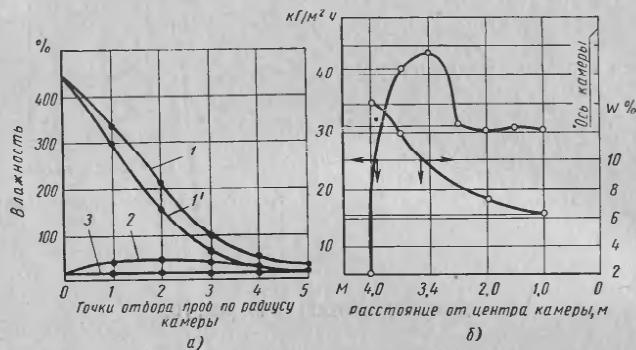


Рис. 80. Изменение влажности по радиусу камеры:

a) — сушка кормовых дрожжей, $G = 180 \text{ кг/ч}$; 1 и 1' — в плоскости диска при $t_1 = 300$ и 350°C соответственно; 2 — на расстоянии 800 мм; 3 — на расстоянии 1200 мм; *b* — сушка двойного суперфосфата, $w_i = 40\%$; $t_1 = 480^\circ\text{C}$; кислотность $\text{H}_3\text{PO}_4 = 15\%$; $G = 4,6 \text{ т/ч}$; $t_2 = 110^\circ\text{C}$; расстояние от диска 6 м; $D_k = 9,5 \text{ м}$

являются интересными данные по сушке кормовых дрожжей. Кривые 2 и 3 (рис. 80, *a*) относятся соответственно к сечению камеры на расстояниях от диска 800 и 1200 мм. Практически влажность мало изменяется по радиусу камеры. В сечении же по плоскости диска (кривые 1 и 1') влажность частиц резко изменяется по радиусу камеры.

На рис. 80, *b* показано изменение плотности орошения и влажности порошка двойного суперфосфата со свободной кислотностью $\text{H}_3\text{PO}_4 \approx 15\%$. Распыление производилось чащебальным гладким диском с окружной скоростью $\approx 60 \text{ м/сек}$. Из рисунка видно, что влажность на расстоянии от диска 6 м значительно изменяется. Это говорит о том, что дисперсность очень грубая и сушилка работает неудовлетворительно.

В определенных случаях целесообразно осуществление распыления в камерах перегретых растворов [15, 16]. Сушка капель

раствора в этом случае может быть представлена тремя стадиями:

1. Самоиспарение за счет физического тепла раствора, при котором температура капель изменяется от начальной (перед распылителем) до температуры кипения раствора при давлении в сушильной камере. Часовое количество самоиспаряющейся влаги

$$W_1 = G_p^u (i_n - i_{n,s}) (\rho - i_{n,s})^{-1} \quad (218)$$

2. Доиспарение растворителя при охлаждении капель от t_{sp} до значения, близкого к средней температуре по мокрому термометру в камере t_m , можно рассчитать по зависимости

$$W_{II} = (G_p^u - W_1) (i_{n,s} - i_{n,u}) (\rho' - i_{n,u})^{-1} \quad (219)$$

3. Период окончательной досушки капель раствора протекает за счет конвективного процесса тепло- и массообмена, т. е. в первом приближении, как в обычных распылительных сушилках. Поэтому, зная количество испаряющейся влаги $W_{III} = W - (W_1 + W_{II})$, можно определить V_k

$$V_k = \frac{W_{III} \rho''}{a_v \Delta t_{ep}} \quad (220)$$

где G_p^u — часовой расход раствора в $\text{кг} \cdot \text{ч}^{-1}$;
 i_n — начальная энталпия раствора в $\text{ккал}/\text{кг}$;
 $i_{n,s}$ — энталпия раствора после самоиспарения в $\text{ккал}/\text{кг}$;
 ρ — теплота испарения в $\text{ккал}/\text{кг}$;
 $i_{n,u}$ — энталпия раствора после доиспарения в $\text{ккал}/\text{кг}$;

Перспективы дальнейшего совершенствования и интенсификации распылительной сушилки предполагают использование струйно-распылительных схем, а в качестве сушильного агента инертных газов (особенно перегретого пара), в некоторых случаях применение акустических колебаний различных частот и т. д.

Анализ процессов тепло- и массообмена в подобных случаях может быть либо проведен приближенно на базе данных выше соотношений, либо требует дополнительных работ.

Существующие в настоящее время различные типы распылительных сушилок можно классифицировать по принципу движения газа и частиц раствора в сушильной камере. Исходя из этого признака, сушилки можно разделить на три типа: сушилки, работающие при параллельном, противоточном и смешанном токе газа и частиц раствора. Схемы этих типов сушилок показаны на рис. 81.

Наибольшее распространение в промышленности получили сушилки, работающие при параллельном токе газа и частиц

раствора сверху вниз (рис. 81, а). В этом случае газ и раствор подаются сверху сушильной камеры.

Одним из основных достоинств параллельного тока является возможность применять для сушки высокую температуру газа без перегрева высушиваемого раствора. Температура сухих частиц в основном определяется температурой газов на выходе из сушилок. При работе сушилки по этой схеме меньше вероятность попадания частиц на стенки камеры, что особенно важно при

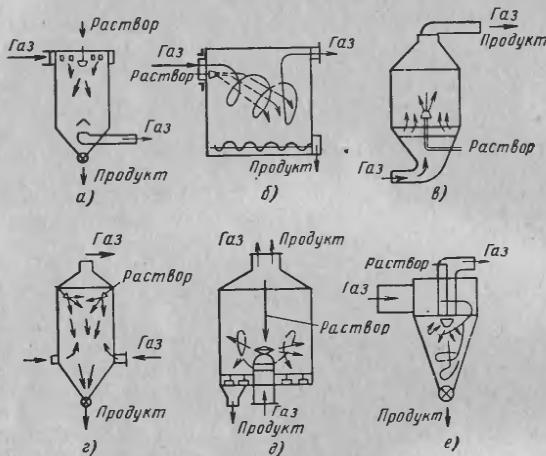


Рис. 81. Схемы работы сушильных камер:
а, б, в — параллельный ток; г — противоток; д, е — смешанный ток

сушке термоочувствительных растворов. Готовый продукт получается однородным, в виде порошка, состоящего из частиц шарообразной формы. При сушке некоторых растворов с применением параллельного тока объемный вес порошка получается меньше, чем при сушке с противотоком. Иногда параллельный ток осуществляется при горизонтальном факеле распыла (рис. 81, б). Ввод газов и распыление раствора производится совместно. Основная часть продукта осаждается в сушильной камере. Для улучшения смешения газа с распыленными частицами газовым потоку при входе в сушилку придается вращательное движение.

Параллельный ток газа и частиц материала можно осуществить также при подаче газа и раствора снизу сушильной камеры (см. рис. 85, в). В этом случае необходимо, чтобы скорость газов

в сушильной камере была больше скорости витания наиболее крупных частиц. Только тогда все частицы распыленного раствора будут подниматься вверх и уноситься вместе с отработанным газом. Этот принцип движения газа и раствора обладает всеми преимуществами параллельного тока, но в отличие от предыдущей схемы (рис. 81, а) сушка здесь происходит более равномерно. Крупные частицы будут находиться в сушильной камере дольше, чем мелкие, следовательно, они успеют высохнуть до определенной конечной влажности, в то время как мелкие частицы, длительность сушки которых меньше, быстро выводятся из зоны высоких температур. Однако, если распыл неоднородный, то скорость газов в сушильной камере должна быть в несколько раз больше, чем у существующих сушилок.

Параллельный ток снизу вверх особенно выгоден при высокодисперсном и однородном распыле. Правда, в этих условиях несколько усложняется проблема выделения сухих частиц из газового потока.

Противоток можно осуществить, если газ подавать снизу камеры, а раствор сверху (рис. 81, г). Как правило, в этом случае почти весь продукт удаляется со дна камеры. Длительность пребывания частиц во взвешенном состоянии больше при противотоке, чем при параллельном движении газа и раствора сверху вниз. Однако эффективность сушки (количество испаряемой влаги с 1 м³ камеры в час), как показывают экспериментальные данные, небольшая. Это объясняется тем, что при противотоке нельзя значительно повысить температуру газа из-за термоочувствительности высушиваемого раствора. Продукт получается недостаточно однородным, так как высохшие мелкие частицы поднимаются потоком газа вверх, где встречаются и слипаются с невысохшими каплями раствора. Укрупнение величины частиц также отрицательно сказывается на интенсивности испарения. Кроме того, при противотоке увеличивается вероятность попадания влажных частиц на стены сушильной камеры. Принцип противотока обычно применяется в особых случаях, например, при сушке мыла и дезергентов, когда требуется получить большой объемный вес порошка, или при совмещении процессов сушки и обжига и т. д.

На рис. 81, д показана схема сушилки, в которой подача газа и распыление раствора осуществляются снизу сушильной камеры. Скорость газов в сушилке принимается такой, чтобы крупные частицы выпадали на дно камеры, а мелкие уносились с газами, т. е. происходило бы сепарирование частиц. При этом условии температура газов на входе в сушилку может быть несколько выше при сушке термоочувствительных растворов, чем при чисто противоточном принципе работы сушилки. Однако эти сушилки менее эффективны, чем сушилки с параллельным движением газа и частиц раствора.

Иногда сушилки проектируются по принципу смешанного тока газа и частиц (рис. 81, *e*). В этом типе сушилок газ и раствор подаются вверху сушильной камеры, причем ввод газов должен быть только по периферии камеры. Высушенный продукт оседает на дне камеры, а отработанные газы удаляются также вверху камеры. Такой принцип работы сушилки можно осуществить обычно лишь в том случае, когда газы подаются тангенциально в камеру, имеющую форму усеченного конуса, т. е. движение газа в камере создается таким же, как в центробежных пылеотделительных циклонах. Температура и влажность сухого продукта определяются в основном температурой газа внизу сушильной камеры.

Эти сушилки экономичны, так как можно получить низкую температуру и высокое насыщение отходящих газов. Однако мелкие частицы в восходящем потоке встречаются с влажными частицами и слипаются, вследствие чего ухудшаются условия сушки и продукт получается неоднородным. Смешанный ток трудно осуществлять при распылении раствора с помощью центробежных дисков.

Большое значение при сушке распылением имеет равномерное распределение газа по всему сечению камеры и быстрое смешение его с распыленными частицами раствора. Скорость смешения газа с частицами раствора в данном случае приобретает особое значение, так как длительность сушки очень мала. При недостаточном смешении часть частиц будет достигать стенок камеры невысохшими, что приведет к порче продукта. Плохое смешение вызывает неравномерную сушку, следствием чего может быть перегрев наиболее быстро подсохших частиц, а также увеличение слипания сухих и влажных частиц раствора. При недостаточном смешении уменьшается эффективность процесса сушки, а сушилка в целом будет работать менее экономично.

Равномерное и быстрое распределение газов по сушильной камере и между частицами раствора зависит от правильно выбранного принципа ввода газов в сушильную камеру. Ввод и вывод газов может быть осуществлен различными способами и определяется в зависимости от выбранного способа распыления раствора и движения газов и частиц в камере.

Конструкции сушильных камер при распылении центробежными дисками и форсунками резко отличаются одна от другой. Принцип ввода теплоносителя также является различным. На рис. 82 приведены схемы наиболее распространенных форсуночных сушильных камер.

На рис. 82, *a* показана схема сушилки фирмы Нубилази (ФРГ). Вводят газы тангенциально в центр сверху камеры. Закрутка газов дается такой, чтобы газы по выходе из цилиндрической камеры отбрасывались к стенкам камеры. Обычно скорость ввода газов принимается равной 6–12 м/сек. Газы отво-

дятся по центру вместе со всем высушенным материалом. Пневматические форсунки производительностью 150–250 кг/ч по раствору устанавливаются вверху по окружности в количестве

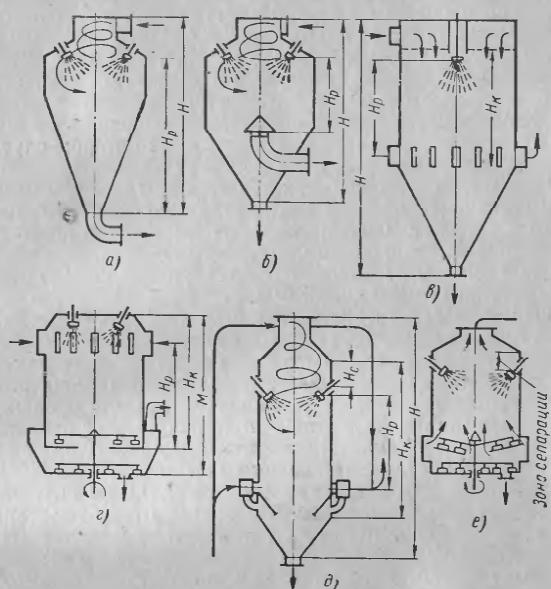


Рис. 82. Схемы форсуночных сушильных камер:

a — прямоточная камера с центральным закрученным подводом теплоносителя; *b* — камера с центральным закрученным подводом теплоносителя и разделенным выводом газов и материала; *c* — камера с равномерным распределением по сечению через газораспределительную решетку; *d* — камера с радиальным по периферии подводом теплоносителя и центральным отсосом; *e* — камера, работающая при параллельном и противоточном движении газов и теплоносителя; *e* — прямоточная камера с центрально-периферийным подводом теплоносителя и отводом газов по центру

от 8 до 32 в зависимости от производительности сушилки. Камера сварной конструкции сделана из листовой стали 7–10 мм и может иметь диаметр до 8 м. Высота сушилки до 16 м.

На рис. 82, *b* показана прямоточная форсуночная сушилка. Вводят газы также тангенциально по центру сверху камеры. Отвод же газов производится через центральную самостоятельную трубу (см. рис. 84). Форсунки устанавливаются по окружности

в верхнем перекрытии. Камеры сварной конструкции из листовой стали. Основная часть высушенного продукта (до 90%) выпадает в камере и стекает по конусному днищу. Вывод газа из сушилки этой конструкции является более рациональным по следующим причинам: в первом случае при незначительном нарушении режима сушки газоход может забиваться влажным материалом, что приведет к останову сушилки; при раздельном выведе материала и газа уменьшается нагрузка на циклоны. Во втором случае можно высушивать термоочувствительные к нагреву материалы, так как частицы быстро сепарируются и падают на холодное конусное днище. Кроме того, во втором случае на конусном днище можно устанавливать ударные механизмы для облегчения съема порошка или делать его охлаждаемым с поддувом через щель холодного воздуха. Такие сушильные камеры делаются диаметром до 10 м и общей высотой до 26 м. На рис. 83 показана сушильная камера для сушки динатрийфосфата при механическом распылении с давлением 100—150 ат и начальной температуре газов 500° С.

Сушильная камера диаметром 10 м имеет каркас, к которому изнутри привариваются стальные листы толщиной 7 мм. Снаружи камера также обшивается тонким листовым железом. Между ними производится засыпка изоляционного материала. Отводящий газоход имеет при сушке динатрийфосфата рубашку, которая охлаждается водой, чтобы пыль продукта не прилипала к стенкам газохода. Температура воды должна быть выше точки росы газов. Температура отходящих газов составляет 140° С. По окружности, вверху, в два яруса расположены 32 штуцера для ввода механических форсунок. В каждом штуцере устанавливается две форсунки: одна рабочая, а другая запасная. Остальные конструктивные виды из рис. 83 и 84.

Таким образом, при тангенциальном центральном вводе газов отсос должен осуществляться внизу в центре сушильной камеры. При равномерном распределении газов через решетку по всему сечению камеры отсос газов может производиться внизу по периферии или в центре. При периферийном радиальном вводе газов отсос газов должен осуществляться в центре, чтобы в сушилке не было «мертвых» зон, а газы обязательно бы при своем движении пересекли факел распыла. При тангенциальном подводе газов в камеру необходимо иметь в виду следующую особенность.

При закрученном потоке часть частиц имеет длительный контакт со стенками камеры. Это приводит к нагреву частиц и в некоторых случаях прилипанию их к стенкам. Например, при сушке молока в сушилке с тангенциальным вводом нагретого воздуха температура порошка после сушки составляла 70° С, в то время как при другом способе ввода газов и том же температурном режиме была равна 44° С.

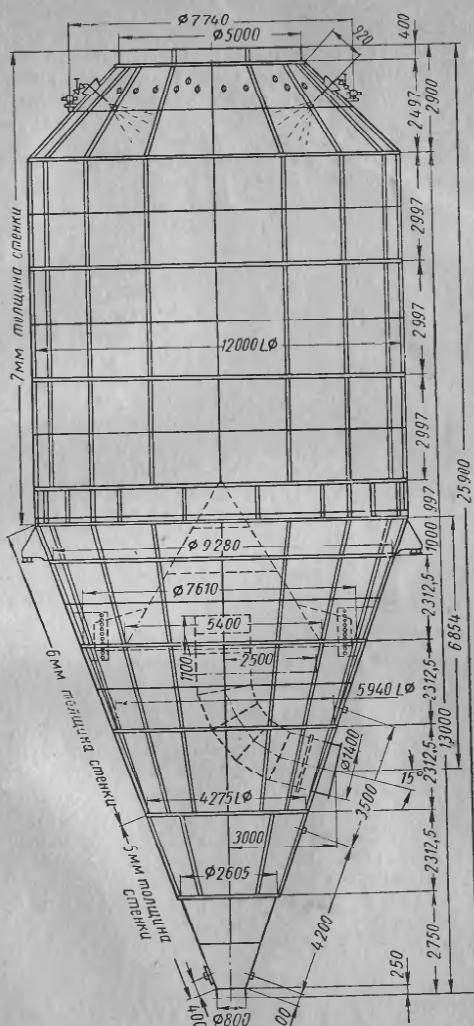


Рис. 83. Сушильная камера, применяемая для сушки динатрийфосфата

Рациональный способ ввода газов в камеру зависит во многом от соотношения количества газового теплоносителя и раствора. При сушке термоочувствительных высоковлажных растворов при больших количествах газов, ввод газов можно осуществлять через решетку равномерно по всему сечению камеры (рис. 82, в) или по периферии вверху радиально через щелицы (рис. 82, г). Конечно, в этом случае можно ввод газов производить и по вариантам 82, а и б. На рис. 82, в газы равномерно распределяются по сечению камеры, а отвод их осуществляется по периферии внизу через окна и общий газоход. Сушка производится нагретым воздухом при температуре до 250° С. Равномерный отсос достигается за счет регулировки заслонок, установленных в отсосных окнах. Основная часть высушиваемого материала выпадает в камере. Камера сделана из листовой нержавеющей стали 1Х18Н9Т, снаружи обшита листовым железом с полированной поверхностью. Механическая форсунка устанавливается по центру камеры вверху. Конус камеры не изолируется. На рис. 82, г показана схема сушилки, на которой газы подводятся радиально через щелицы со

скоростью 10 м/сек, а отводится по центру. Для этой цели устанавливается двойное днище. Преимуществом этой сушилки является малая ее высота и надежный с помощью скребков вывод материала. Кроме того, материал на верхнем днище может досушиваться при незначительном выносе пыли. Недостатками являются: а) невозможность использования для сушилки термоочувствительных и легкоплавких материалов, так как при этом они будут перегреваться на верхнем днище, омываемом горячими газами; б) дополнительный расход электроэнергии для привода выгрузочного механизма и в) невозможность равномерно распределять газы при большом соотношении $\frac{L}{G}$.

На рис. 82, д показана схема установки по типу фирмы Лурги (ФРГ). Она может работать как при параллельном, так и противоточном движении газа и распыленного материала. Если

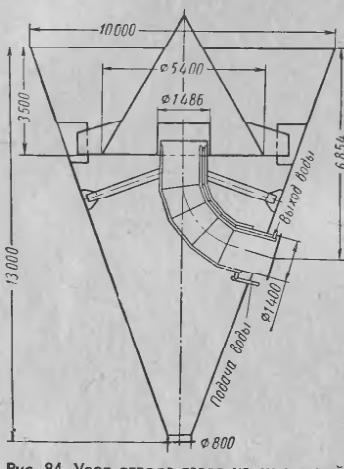


Рис. 84. Узел отвода газов из сушильной камеры

газы подаются в центре сверху, то отсос осуществляется по периферии внизу. Отличительной особенностью является то, что форсунки установлены на 2 м ниже от верхней части цилиндра, чтобы при работе сушилки по принципу противотока была зона сепарации. Для всех работающих сушилок по принципу противотока должна быть зона сепарации с целью предупреждения выноса капель из камеры, вследствие чего может быть быстрое залипание газоходов и циклонов-пылеотделителей.

Камера стальная сварная с конусообразным двойным днищем. В камере делается дверь, смотровые и осветительные окна. Сварка производится изнутри и снаружи. После монтажа камера обрабатывается пескоструйным аппаратом и оцинковывается.

Диаметр камеры равен 8 м, а высота 16 м (по цилиндру).

Рабочая высота равна 14 м, $\frac{H_k}{D_k} = 2$. Высота верхнего конуса

1,2 м, нижнего конуса 7,6 м, верхний цилиндрический распределитель газов имеет диаметр 4,0 м и высоту 4,5 м, общая высота сушилки 32 м, спускной патрубок материала диаметром 0,8 м. Распыление производится механическими форсунками при давлении 40—50 ат.

При сушке моющих веществ влажностью 40—45% и начальной температуре газов 300° С часовое количество испаряемой влаги составляет 5600 кг/ч. Скорость газов по средним параметрам в камере 0,4 м/сек. Удельные расходы топлива и электроэнергии, отнесенные к 1 кг испаряемой влаги, составляют при сушке воздухом 1200 ккал/кг и 0,09 квт·ч/кг влаги. Напряжение единицы рабочего объема камеры по испаренной влаге составляет 6,2 кг/м³·ч. При противотоке в камере оседает 90% сухого продукта.

На рис. 82, е показана противоточная сушилка с выводом материала с помощью механических скребков. Газовый теплоноситель подается снизу по периферии через радиальные окна над верхней тарелкой и под тарелку. Газы внизу омывают тарелку и далее по центру входят в сушильную камеру. При периферийной раздаче газов через щелицы особо следует обращать внимание на равномерное их распределение. В противном случае, как это наблюдалось при пуске сушилки для пирофосфата натрия, через отдельные щелицы, вследствие создания вакуумной зоны, материал попадает в распределительный боров, где разлагается или плавится. Форсунки устанавливаются по периферии, ниже на 1,5 м от верха цилиндра, из расчета, чтобы над ними была зона сепарации, или на верхнем перекрытии с углублением на 1,5—2,0 м. Отсос газов осуществляется в центре сверху камеры. Таким образом, подача газов в камеру осуществляется комбинированно по центру и периферии, а отсос центральный. Скорость газов в камере должна быть выбрана из расчета, чтобы основная масса материала (60—90%) оседала в сушилке. При сушке и де-

гидратации с распылением динатрийфосфата паровыми пневматическими форсунками количество осевшего в камере пирофосфата натрия составляло 75—90%. Эта установка применима для сушки термостойких растворов и совмещения в ней двух процессов: сушки и прокладки (дегидратации, химического разложения и т. д.).

Конфигурация сушилок с дисковым распылом значительно отличается от форсуночных из-за горизонтального расположения факела. Скорости газов на полное сечение камеры при сушке растворов с начальной влажностью 50% при температуре 600—750°С составляют 0,2 м/сек и меньше. Поэтому проблема равномерного распределения распыленного материала и газа, а также газов по сечению камеры, является для дисковых сушилок более сложной. Кроме того, вращающийся диск при большой производительности создает самостоятельную циркуляцию газов в камере.

При неправильной раздаче газов и их отсосе стенки или потолок камеры могут заноситься невысохшими частицами материала с последующим обвалом его в количествах до 10—20 т.

Способ ввода газов в камеру и вывода их в основном обусловливается производительностью диска, удельными расходами газового теплоносителя к 1 кг раствора ($\frac{L}{G}$) и физико-химическими свойствами материала. При сушке растворов с высокой начальной влажностью и низкой температурой газов (при большом отношении $\frac{L}{G}$) легко осуществить равномерное распределение теплоносителя и регулировать положение факела распыла в камере. Газы наиболее рационально подавать к корню факела распыла, чтобы максимально использовать горизонтальный участок полета капель с большой скоростью для сушки, сократить диаметр факела распыла и обеспечить подачу газа к диску для его самовентиляции. Дополнительно при такой подаче газов сушка происходит при параллельном движении материала и газа, благодаря чему можно значительно интенсифицировать испарение влаги за счет использования высоких начальных температур теплоносителя без опасения за перегрев частиц и соответственно ухудшение качества продукта.

Поскольку при закрученном факеле имеет место хорошее перемешивание, то в настоящее время опыты доказано, что при дисковом распыле можно использовать более высокие начальные температуры газов по сравнению с форсуночными сушилками, в которых ввод газов и распыление осуществляются самостоятельно по сечению камеры.

Отвод газов наиболее рационально осуществляется по центру камеры по следующим причинам. Основная масса материала исходя из дифференциальных кривых плотностей орошения сухо-

го продукта при центральной подаче газов оседает ближе к периферии камеры. Поэтому при центральном отсосе будет меньший вынос пыли продукта. Закрученным факелом распыла газовый теплоноситель отбрасывается к стенкам камеры, поэтому при центральном отводе газы будут проходить большой путь и, соответственно, полнее будет использоваться их тепло.

Исходя из этого, периферийная подача газов по окружности сушилки на уровне диска через радиальные щели или тангенциально через сопла является нерациональной. В этом случае будет противоточное движение газов и материала и недостаточное использование для сушки начального участка движения частиц. Кроме того, количество газового теплоносителя, получаемого на основании решения уравнения теплового баланса сушилки, совершенно недостаточно для болыпинства высушиваемых растворов, чтобы создать сплошную воздушную завесу у стенок камеры и сжать факел распыла.

В отдельных случаях для установок малой производительности (малого диаметра) удалось получить удовлетворительные результаты при тангенциальной подаче газов по периферии через сопла.

Комбинированная подача газов к корню факела и по периферии через радиальные щели напротив диска для больших установок является, как показали наши опыты по сушке аммофоса, нерациональной. Следует заметить также, что сушилки с размещением диска внизу камеры и комбинированным подводом нагретого воздуха снизу и сверху к корню факела и по периферии (сушилки фирмы «Нема», ФРГ) по своей конструкции и технологическим данным не отвечают современным требованиям сушильной техники.

Схемы сушилок с дисковым распылением представлены на рис. 85. По вводу газов сушилки можно разделить на две группы: с равномерной раздачей газов над факелом по всему сечению камеры (рис. 85, а, б) и с сосредоточенной подачей газов к корню факела распыла (рис. 85, в—з). Причем, последние делятся на сушилки с подачей газов сверху факела (рис. 85, в, е, ж, з) и под него (рис. 85, г, д). Вывод газов и материала (за исключением схемы рис. 85, а) осуществляется раздельно. Причем, сухой продукт выводится с помощью скребков или под действием собственного веса по конусному днищу.

При сушке с низкими температурами теплоносителя высоковлажных растворов иногда применяются сушильные камеры с равномерной подачей газов через решетку (рис. 85, а, б). В первом случае весь материал выводится из камеры вместе с газами. Днище сделано конусным. Отношение высоты цилиндрической части к диаметру составляет обычно 0,8. Расстояние от диска до решетки в зависимости от производительности 0,6—1,0 м. Скорость газов на полное сечение должна быть не менее 0,2 м/сек.

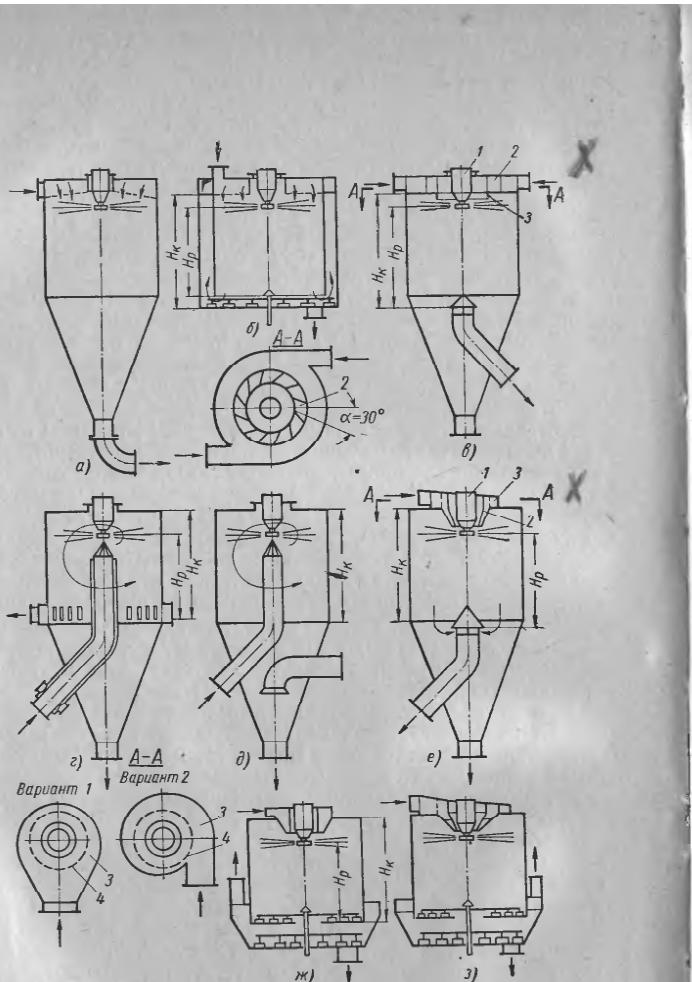


Рис. 85. Схемы сушилок с дисковым распылением

Основным недостатком данной конструкции являются частые забивания выводного газохода недосушенным продуктом и как следствие остановы сушилки. На рис. 85, б показана схема камеры с той же подачей газов, но с выводом их равномерно по периферии и выгрузкой продукта с помощью скребков. Эти сушилки работают удовлетворительно при диаметре камеры до 6 м. В пазухах между стенками камеры и суппорктами установлены рукавные фильтры. Вследствие их значительного сопротивления удается осуществлять равномерно по периметру отсос газов. Кроме того, при такой компоновке пылеотделителей вывод сухого продукта осуществляется в одной точке. На таких сушилках, например, сушится основа туалетного мыла с начальной температурой воздуха 130—140° С и конечной 75—80° С.

Основным недостатком этих сушилок (при малых скоростях газов) является невозможность интенсификации процесса сушки за счет использования повышенных температур теплоносителя. В данном случае имеет перекрестное движение теплоносителя и материала, поэтому мелкие частицы на периферии могут перегреваться.

Центральная подача газов непосредственно к корню факела распыла является наиболее рациональной по следующим соображениям:

а) при этом способе используется активный участок высоких коэффициентов тепло-массообмена с высоким потенциалом теплоносителя, поэтому приведенный диаметр факела распыла уменьшается, а весь процесс сушки интенсифицируется;

б) сушка материала практически протекает при параллельном движении материала и газов, когда можно использовать высокие температуры теплоносителя, не ухудшая качества продукта;

в) при сравнительно высоких скоростях теплоносителя можно легко его равномерно распределить по окружности;

г) при центральном подводе газов можно в широком диапазоне легко изменять конфигурацию и расположение факела распыла, уменьшать самовентиляцию диска, которая создает гидродинамическую асимметрию в камере;

д) обеспечивается хорошее перемешивание и равномерное распределение при встрече газового теплоносителя с закрученным большой скоростью потоком частиц материала. Поэтому в любой точке сушильной камеры температура среды значительно ниже начальной температуры газов, что облегчает выбор материала для стенок камеры и предупреждает порчу осевшего на стенах камеры продукта.

Газы подают к корню факела распыла различными способами. Обычно расстояние от верхнего перекрытия камеры до диска составляет 1,0—1,5 м. При меньшем расстоянии факел распыла может попадать на потолок камеры, а большее расстояние трудно

осуществить из-за конструктивных трудностей изготовления длинного вала редуктора. Расстояние от плоскости диска до среза распределительного газового устройства исходя из вышеуказанных соображений может быть в пределах 500—700 мм.

Факел распыла делит камеру на две части: верхнюю и нижнюю. При подаче газов сверху необходимо, чтобы они не прошли сквозь факел («прострел»), так как это приведет к неполному использованию тепла и недосушке периферийных частиц материала с налипанием на стени камеры.

В месте подачи газов факел должен быть как бы отбойной стенкой, чтобы их направлять к периферии вместе с частицами материала. Поэтому в зависимости от плотности потока частиц (производительности диска) и скорости их должна подбираться оптимальная величина плотности потока газов и соответственно вертикальная составляющая их скорости. Таким образом, оптимальное значение вертикальной составляющей скорости газов на выходе из распределительного устройства будет зависеть от отношения расхода газов к раствору, производительности диска и его окружной скорости, температуры газов и т. д.

Наиболее рационально поток газов незначительно закрутить по направлению вращения диска. Это необходимо для того, чтобы уменьшить возмущения при встрече с факелом распыла и, как следствие, отложение частиц на потолке. При закручивании поток газов расширяется и снижается вероятность так называемого «прострела» факела распыла. Суммарную составляющую скорости закрученного потока газов можно разложить на вертикальную и горизонтальную составляющие, тогда $\tan \alpha = \frac{u_z}{u_e}$ (u_z , u_e — горизонтальная и вертикальная составляющие скорости газов). При постоянном расстоянии от диска до среза распределительного газового устройства и отношении $\frac{L}{G}$ можно изменять площадь встречи газового потока с факелом (диаметр газового потока) за счет изменения тангенциальной составляющей скорости газов. Это изменение можно осуществлять за счет поворотных направляющих в газовом распределительном устройстве. Ориентировочно можно рекомендовать изменение $\tan \alpha$ в пределах 0,45—0,60. Кроме того, при закрученном потоке в центре образуется зона пониженного давления.

С увеличением тангенциальной составляющей скорости разрежение увеличивается, что влияет на самовентиляцию диска и расположение факела распыла. Как отмечалось в предыдущей главе, можно создать такие аэродинамические условия, когда факел, начиная от диска, будет подниматься резко вверх или опускаться вниз в зависимости от места подвода газов.

На рис. 85, в показана схема сушилки типа установки, разработанной фирмой ЦАН (ФРГ). В центре камеры устанавлива-

ется защитный кожух 1. Внутри его размещается привод с электродвигателем. Кожух охлаждается воздухом от специального вентилятора. Камера имеет двойное потолочное перекрытие для распределения газов с центральной подачей их к корню факела распыла. По окружности расположены лопатки 2 под углом 30°. Для формирования газового потока в вертикальной плоскости установлен направляющий цилиндр 3. Скорость газов на выходе из лопаток при $t_1 = 500^\circ\text{C}$ составляет $\sim 3 \text{ м/сек}$. Средняя же вертикальная составляющая на срезе устройства равна приблизительно 5,5—7,5 м/сек. Расстояние от оси диска до потолка равно 900 мм.

При диаметре камеры $D_k = 9 \text{ м}$, отношении $\frac{H}{D_k} = 0,75$, начальной температуре газов 500°C , влажности раствора 50% производительность сушилок составляет приближенно 10 000—11 000 кг/ч по раствору. Диски с соплами имеют окружную скорость 120 м/сек при 6000 об/мин. Отработанные газы выводятся по центру камеры. В этой конструкции никакой регулировки скорости газов при встрече с факелом распыла не предусмотрено. Потолочное перекрытие, являющееся стенкой газохода, имеет повышенную температуру. Поэтому при попадании материала на него он может перегреваться и портиться. На рис. 85, г, д показана схема сушилок с подачей газов к диску снизу. В первом случае отсос газов осуществляется по периферии через окна внизу цилиндрической камеры, а во втором случае через центральную трубу. Газы распределяются специальной жалюзийной насадкой. За счет поворота жалюзи изменяется направление и величина выходной скорости газов при том же их расходе. Как отмечалось ранее, по центру к диску поступает воздух. Если ограничить доступ подсасываемого воздуха за счет установления на определенном расстоянии от диска плоскости или создать вакуум за счет истечения струй газа из расположенной под диском насадки, то можно регулировать положение факела распыла. С увеличением скорости истечения газов вакуум под диском повышается и соответственно опускается факел распыла. Регулирование направления потока газов необходимо также для правильного распределения теплоносителя по сечению камеры. Нельзя допускать, чтобы поток газов «простреливал» факел распыла или опускался без достаточного использования тепла. Последний случай может иметь место, если скорости истечения газов из насадки будут пониженными.

При подаче газов снизу предъявляются повышенные требования к соосности диска и газораспределительной насадке. Расстояние от насадки до диска зависит от производительности сушилки по раствору и количества газов. В промышленных сушилках производительностью 5,0—8,0 т/ч оно равно 400—500 мм. Для предотвращения порчи продукта при его оседании на газо-

ход последний снаружи охлаждается воздухом. Для этой цели вокруг газохода до распределителя сделана рубашка.

Преимуществом данной системы распределения газов по сравнению с ранее описанной является возможность регулирования положения факела распыла в сушильной камере. Кроме того, в данном случае корпус привода находится в зоне пониженных температур, что значительно упрощает защиту его от перегрева.

Однако эта конструкция сушилки имеет и существенные недостатки. Во-первых, сушильная камера значительно затенена газоходами. Это приводит к излишней задержке продукта в сушилке и может в некоторых случаях вызывать перегрев и горчу его. Кроме того, затрудняется чистка камеры. Во-вторых, наличие большого газохода в сушильной камере затрудняет использование для сушки газов с температурой 500° С и выше. При неправильных установках сушилки раствор может попадать на распределительную головку и забивать жалюзи, чистка которых сопряжена с большими трудностями.

На рис. 86 показана сушилка для сушки кормовых дрожжей, запроектированная по типу Ниро-Атомайзер (Дания). Привод и диск конструкции НИИХИММАШа. Характеристика сушилки следующая: производительность по суспензии плотностью 1100 кГ/м³ равна 5200 кГ/ч, количество испаряемой влаги 4000 кГ/ч, диаметр камеры 10 м, высота 7,3 м ($\frac{H}{D_k} = 0,73$), тем-

пература газов на входе 350° С, диск диаметром 260 мм имеет окружную скорость 145 м/сек. Установочная мощность электродвигателей привода и масляного насоса 80 кВт ($20 \frac{\text{kvt}\cdot\text{ч}}{\text{влаги}}$).

Напряжение единицы объема по испаренной влаге на весь объем 5,0 кГ/м³·ч и на цилиндрическую часть объема 7,0 кГ/м³·ч. Корпус сушильной камеры состоит из каркаса, внутренней облицовки (1Х21Н5Т) и внешней облицовки из листового алюминия.

На рис. 85, ж, з показаны схемы сушилок с подводом газов к корню факела распыла сверху и выводом сухого продукта с помощью механических скребков. Сушилка имеет двойные плоские днища, чтобы обеспечить вывод газов по центру камеры. Такое конструктивное позволяет уменьшить вынос пыли, осуществлять подушку материала на верхнем днище. Газовый тракт от сушилки к циклонам не имеет длинных горизонтальных участков с переходом на вертикальные к циклонам, поэтому не происходит занос тракта пылью продукта. При выводе газов через центральную трубу (рис. 85, в, д, е) имеется значительный горизонтальный и далее восходящий участок газохода, которые подвержены заносу пылью продукта.

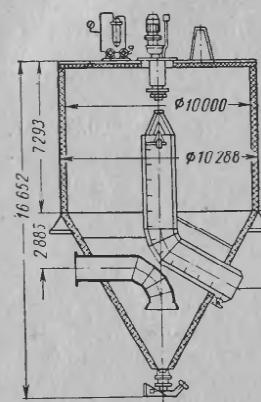


Рис. 86. Сушилка для сушки кормовых дрожжей (ГИПРОГИДРОЛИЗ)

электродвигателем. Кожух изнутри охлаждается за счет подачи воздуха от специального вентилятора и расположенного внутри змеевика, охлаждаемого водой. Подача теплоносителя осуществляется к газораспределительному конусу 2 с помощью равнорасходного кругового газохода. Изнутри газоход 3 футерован жаропрочным бетоном, если температура теплоносителя достигает 850° С. Для равномерного распределения газов по окружности при выходе их из газохода в конусную насадку установлена решетка (см. варианты 1 и 2, сечение А — А).

В конце конусной насадки устанавливаются поворотные лопатки, с помощью которых можно изменять закрутку газов (отношение составляющих скоростей горизонтальной и вертикальной). Изменение угла между лопатками и вертикалью влияет на положение факела распыла в сушильной камере. При малых углах (небольшая закрутка) поток газов узким сечением встречается с факелом распыла и может частично пробить его. В этом случае не будет полностью использоваться тепло газов. По периферии частицы будут не досыхать из-за недостатка тепла и, как следствие, будет происходить отложение продукта на стенах камеры.

За счет инъекции при выходе газов из конуса может возникнуть циркуляция частиц материала с налипанием последних на конус. При больших углах поворота лопаток газовый поток будет расходящимся с образованием внутри в зоне работы диска пониженного давления. В этом случае будет затруднен приток газов на самовентиляцию к диску и, как следствие, поднятие факела распыла кверху с отложением продукта на потолке. Оптимальное положение лопаток и пределы изменения угла их поворота зависят от расстояния до диска и его производительности, принятой скорости истечения газов, отношения $\frac{L}{G}$ и т. д. При скоростях больше 10 м/сек угол должен быть несколько больше 20—25°. Отсос газов осуществляется по центру камеры через трубу. Сухой продукт опускается по стенкам конусного днища.

На рис. 85, ж, з показаны схемы сушилок с подводом газов к корню факела распыла сверху и выводом сухого продукта с помощью механических скребков. Сушилка имеет двойные плоские днища, чтобы обеспечить вывод газов по центру камеры. Такое конструктивное позволяет уменьшить вынос пыли, осуществлять подушку материала на верхнем днище. Газовый тракт от сушилки к циклонам не имеет длинных горизонтальных участков с переходом на вертикальные к циклонам, поэтому не происходит занос тракта пылью продукта. При выводе газов через центральную трубу (рис. 85, в, д, е) имеется значительный горизонтальный и далее восходящий участок газохода, которые подвержены заносу пылью продукта.

Для легкоплавких материалов сушилки с двойным днищем являются нерациональными из-за возможного закатывания продукта скребками на верхнем днище. В этих сушилках материал находится более длительное время по сравнению с сушилками с конусными днищами. Однако материал не перегревается, так как он находится в зоне низких температур. У сушилки (рис. 85, ж) газы подаются через короб без закрутки, через выравнивающую решетку. Скорость газов на полное сечение газохода составляет 7—10 м/сек при температуре 650°С. Для сушилки диаметром 9,0 м производительность по пульпе 50% составляет 8,0—10,0 т/ч.

Подача газов в сушилке рис. 85, з аналогична в сушилке рис. 85, е. Отношение $\frac{H}{D_k}$ = 0,85.

На рис. 87 показана опытная промышленная сушилка диаметром 9,0 м и высотой 9,0 м с двойным днищем. Газы можно подавать через щелицы по периферии, центральный короб к корню факела распыла и одновременно, т. е. двумя способами. Привод и диск конструкции НИИХИММАШа с подачей пульпы через щелевой дозатор самотеком. Сушильная камера изнутри футерована жаропрочным бетоном. Свод камеры выполнен также из бетона. Для исключения подсосов камера снаружи обшита листовым железом. Циклоны установлены непосредственно на сушилке с подводом газов по стояку и спуском пыли через мигалки-затворы на нижнее днище. Газы из циклонов поступают в сборный круговой газоход. Испытания этой сушилки на пульпе аммофоса показали, что наиболее рационально подводить газы к корню факела распыла. При начальной температуре газов до 700°С температура среды в любой точке камеры в процессе сушки пульпы не превышала 160°С. Это показывает, что сушильные камеры нет необходимости футеровать изнутри жаропрочным или кислотоупорным бетоном или кирпичом. При выделении газов, например F₂, HF, HCl и др., коррозии происходит не будет, если температура стенок камеры выше точки росы.

Установленные циклоны вокруг сушилки обеспечивали равномерный отсос газов и хорошую очистку их от пыли. Однако затворы-мигалки работают неудовлетворительно и их практически очень трудно отрегулировать. Это приводило к накапливанию материала и забиванию циклонов, к подсосу холодного воздуха и конденсации паров воды. Таким образом, опыты показали, что установка циклонов на сушилке с затворами-мигалками не обеспечивает надежную работу агрегата.

После реконструкции были сделаны выносные циклоны в башне с отсосом газов в одной точке. На рис. 88 приведены интегральные кривые дисперсности порошка аммофоса с верхнего и нижнего днища. Из кривых видно, что значительного укрупнения порошка не происходит, а влажность материала уменьшается.

Выбор рациональной конструкции сушильной камеры зависит от свойств раствора и сухого материала. Наиболее перспективными из перечисленных нами являются дисковые сушилки, показанные на рис. 85, е, ж, з.

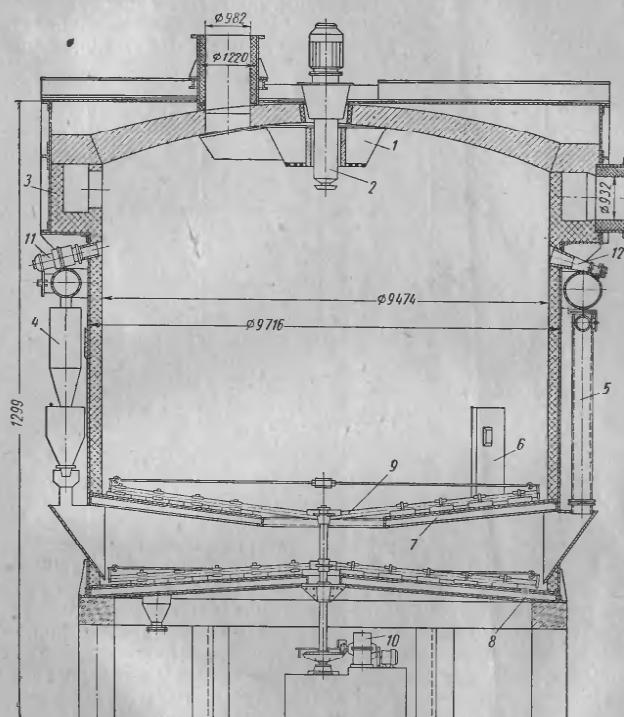


Рис. 87. Опытно-промышленная дисковая сушилка:
1 — газораспределительный короб; 2 — привод; 3 — газоход; 4 — циклоны; 5 — стояк; 6 — дверь; 7 — верхнее днище; 8 — нижнее днище; 9 — скребки; 10 — привод скребков; 11 — подсвист; 12 — смотровое окно

Сушильная камера обычно делается металлической, так как при этом исключаются вредные подсосы наружного воздуха, а температура внутри камеры не превышает 300°С при начальной

температуре газов до 700°C . При сушке распылением большое значение имеет состояние внутренней поверхности камеры. Чтобы сухие частицы не могли оседать на ее стенки, они должны быть гладкими и не иметь выступов или щелей. Осевший на стенах камеры порошок перегревается и портится, а при сушке некоторых растворов это может привести к загоранию продукта или даже взрыву. Внутренняя поверхность камеры при сушке

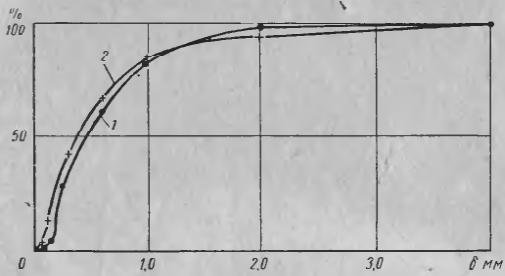


Рис. 88. Интегральная кривая распределения сухих частиц по диаметру:

1 — нижнее днище, $t_1 = 482^{\circ}\text{C}$; $t_2 = 110^{\circ}\text{C}$; $w_1 = 0,8\%$; 2 — верхнее днище, $t_1 = 482^{\circ}\text{C}$; $t_2 = 110^{\circ}\text{C}$; $w_2 = 1,25\%$

пищевых, лекарственных растворов (при низких температурах газа) выкладывается металлическими плитками. Внутренняя часть камеры облицовывается листовым алюминием или тонкой листовой нержавеющей сталью. Эти материалы применяются при сушке пищевых, лекарственных и химических веществ. Для большого количества различных растворов сушильная камера делается из обычной листовой стали без специальных покрытий.

Однако при сушке материалов с повышенными адгезионными свойствами приходится предусматривать дополнительные мероприятия, предупреждающие оседание частиц на стени камеры. При сушке мочевинноформальдегидной смолы (синтетический клей), обладающей повышенными адгезионными свойствами, в сушильной камере с дисковым распылением предусмотрено специальное очистительное устройство. Эта сушилка показана на рис. 89. В верхней части у потолка установлено в горизонтальной плоскости на роликах и цепи подвешено кольцо. Это кольцо вращается от привода, который установлен вне камеры. К кольцу подвешены цепи, с помощью специальных пружин они прижимаются к стенке камеры. Нижние концы цепи висят свободно. При вращении кольца стени камеры непрерывно очищаются цепями от осевшего материала.

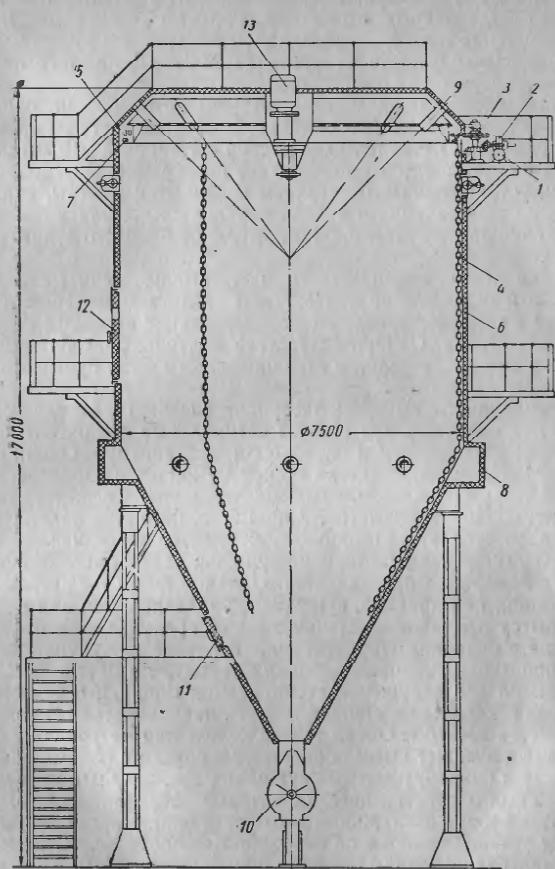


Рис. 89. Сушилка:

1 — электродвигатель; 2 — редуктор; 3 — привод; 4 — корабельная цепь; 5 — кольцо; 6 — сушильная камера; 7 — ролики; 8 — газоход; 9 — форсунки; 10 — затвор; 11 — лаз; 12 — дверь; 13 — привод диска

Для предупреждения налипания частиц стенки камеры изнутри иногда покрываются специальными материалами. В комбинированной опытной установке НИИУИФ внутренняя часть покрывалась плитками из фторопласта 3. После этого налипание материала резко сократилось.

В сушилках с диаметром до 6 м иногда стенки очищают периодически следующим образом. В верхней части на трех тросах подвешено металлическое кольцо с зазором 5—10 мм от стенок. Тросы выводятся через верхнее перекрытие. С помощью лебедок, установленных на верхнем перекрытии камеры, периодически по необходимости кольцо опускается собственным весом вниз, очищая при этом стенки камеры от осевшего сухого продукта.

Были попытки осуществить непрерывную очистку стенок камеры с помощью обдува сжатым воздухом из специальной насадки, которая укреплялась на подставке или цапфе скребкового механизма. Однако вследствие больших расходов воздуха и малого эффекта очистки этот способ не нашел применения на практике.

В сушилках с выводом материала скребками иногда устраивают для чистки стенок камеры специальные щетки. Эти щетки крепятся на консолях к скребковому механизму. Однако этот способ непрерывной очистки стенок не нашел применения из-за механической ненадежности крепления щеток, особенно на сушилках большого диаметра. Кроме того, на щетки налипает материал, утягивает их и приводит к поломке последних.

В большинстве работающих сушилок непрерывной очистки стенок камеры не производится. Однако после 7—10 дней эксплуатации, как правило, сушилки останавливаются для очистки камеры от осевшего на стенки камеры продукта. Эта проблема связана с большими трудностями, особенно для сушилок большой производительности, имеющих диаметр до 10 м и высоту до 20 м. В случае нарушения эксплуатации сушилки и недосмотр состояния камеры на стенках может накапливаться продукт в количестве 10—15 т. Обвал такого количества материала с большой высоты может вызвать несчастные случаи и поломку днища. Поэтому в разрабатываемых сушилках должны быть предусмотрены способы очистки камеры, которые обеспечивали бы безопасную работу обслуживающего персонала. Иногда в сушилке вверху устанавливается по окружности монорельс. С помощью электролебедки поднимается и перемещается по высоте, и периметру мониторный лутьевой вентилятор, с помощью которого очищаются стенки камеры от пыли продукта.

В некоторых конструкциях ниже уровня диска делается в боковой стенке большой люк, а вне камеры на рельсах около него устанавливается тележка с консольной площадкой. При чистке открывается люк и по рельсам консольная площадка

вкатывается в камеру. С этой площадки можно производитьревизию диска, верхнего раздаточного газохода и очистку стенок камеры.

В сушильных камерах, как правило, предусматривается освещение и делаются смотровые окна, через которые можно наблюдать за работой форсунок, скребков и чистотой стенок камеры. В случае сушки легковоспламеняемых или взрывоопасных продуктов смотровые окна должны быть расположены так, чтобы через них можно было просматривать всю внутреннюю поверхность камеры. При конструировании распылительных сушилок следует уделить большое внимание тому, чтобы по пути движения запыленных газов не было мест, где бы порошок мог залежаться. Кроме того, необходимо, чтобы весь этот тракт был легко доступен при чистке от пыли продукта во время останова сушилки.

Особое значение при проектировании имеет выбор производительности одной установки. Многолетняя эксплуатация распылительных сушилок подтвердила, что чем больше производительность одной установки по количеству высушиваемого раствора, тем меньше удельные расходы тепла и электроэнергии на 1 кг испаряемой жидкости. С увеличением производительности одной установки уменьшаются капитальные затраты на строительство и требуется меньше обслуживающего персонала. Преимуществом распылительной сушилки по сравнению с другими типами сушилок является то, что на одной установке можно получить большую производительность по высушиваемому раствору. Максимально возможные размеры сушильной камеры, или, иначе, производительность установки, в основном обуславливаются возможностью получения равномерного распределения газов и распыленного раствора по сечению камеры.

Сушильные камеры делаются диаметром до 12 м и высотой до 25 м, а в некоторых случаях и выше, при этом получают достаточно равномерное распределение газов и раствора по сечению сушилки. При сушке концентрированных растворов с высокой начальной температурой газов максимально возможная производительность одной установки иногда зависит от применяемого способа распыления раствора. Например, при распылении центробежными дисками или пневматической тарельчатой форсункой максимальная производительность одной установки зависит от максимально возможной производительности распыливающего аппарата.

ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИИ И СХЕМЫ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ

ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИИ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ

Тепловая сушка, в том числе распылительная, является сложным процессом, объединяющим теплофизические, структурно-механические, физико-химические, а иногда ферментативные и биологические явления.

Наличие третьей фазы — сухого вещества материала — определяет особенности протекания явлений, сопутствующих удалению влаги, влияет на кондиции сухого продукта.

Специфика процесса сушки по сравнению с испарением чистых жидкостей заключается в следующем [36]:

1. Изменяется поверхность раздела между жидкой и газообразной фазами.
2. Проявляются различия форм связи влаги с твердой фазой.
3. Кроме явлений испарения и конденсации, существенна роль сорбции и десорбции.
4. Значительно (в зависимости от соотношения фаз) меняются коэффициенты переноса тепла и массы.

Распылительной сушке подвергают различные материалы:

1. Грубодисперсные с частицами диаметром более 1 мк.
2. Промежуточной дисперсности с частицами диаметром 1—0,1 мк.
3. Коллоидные растворы с частицами диаметром меньше 0,1 мк.
4. Истинные растворы, когда размер частиц соизмерим с размером молекул.

В процессе сушки истинных растворов они переходят в двухфазную систему, что связано с явлениями объединения однокомпонентных молекул и образованием твердой фазы.

В зависимости от агрегатного состояния фаз растворы можно разделить на эмульсии — жидкую поверхность раздела фаз (молоко, масло и т. д.) и суспензии — твердая поверхность раздела фаз. Различная интенсивность молекулярного взаимодействия на границе раздела фаз определяет существование лиофильных (смачивающихся) и лиофобных (несмачивающихся) дисперсных систем.

В зависимости от высушиваемого раствора внешняя поверхность частиц будет также различной. При сушке гидрофильных коллоидных растворов обычно внешняя поверхность частиц остается ровной и гладкой. При сушке истинных растворов неорганических веществ и суспензий она бывает неровной, и сами частицы имеют губчатую структуру. Следовательно, в зависимости от молекулярной структуры высушиваемого раствора находится и объемный вес получаемого продукта. Как правило, при сушке

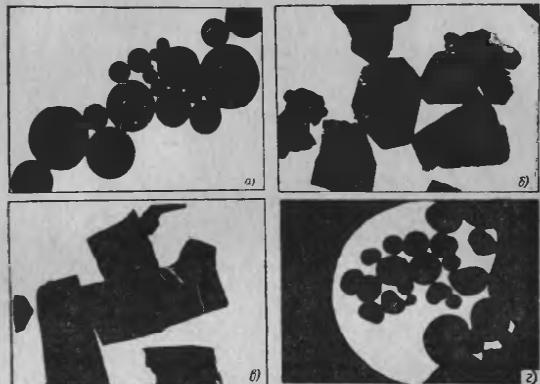


Рис. 90. Микрофотографии сухих частиц, полученных при сушке (\times около 2000 раз):
а — коллоидного раствора SiO_2 ; б — истинного раствора NaCl ; в — суспензии $\text{Al}(\text{OH})_3$; г — суспензии латекса ПВХ

гидрофильных коллоидных растворов объемный вес получается меньше, чем при сушке других растворов.

На рис. 90 показаны микрофотографии сухих частиц при сушке коллоидного раствора SiO_2 , истинного раствора NaCl и суспензии $\text{Al}(\text{OH})_3$ и ПВХ, полученные на малогабаритной сушилке с дисковым распылением в МИХМе. Как и следовало ожидать, при сушке коллоидных растворов получаются частицы в виде шариков правильной формы. При сушке истинных растворов неорганических солей или гидрофобных суспензий получаются частицы губчатой структуры из отдельных аморфных частиц или кристаллов.

При очень тонком диспергировании могут получаться при сушке гидрофобных суспензий отдельные кристаллы.

Дисперсность порошка влияет на объемный вес. С уменьшением величины частицы до определенного значения объемный

вес порошка увеличивается. С увеличением неоднородности состава порошка по величине частиц объемный вес также увеличивается, так как в этом случае частицы укладываются более плотно, т. е. между ними остается меньше пустот.

Величина частиц изменяется в процессе сушки в зависимости от различных факторов. Несмотря на наличие значительного по объему экспериментального материала по изучению закономерностей изменения размеров частиц при распылительной сушке, отсутствует единичная точка зрения на причины, определяющие структурно-механические свойства и дисперсность сухого продукта. Такое положение в значительной мере оправдывается тем, что условия формирования структуры сухого вещества зависят от многих факторов: молекулярной природы раствора, режимов сушки и т. д. Довольно обширный экспериментальный материал по распылительной сушке различных супензий и истинных растворов позволяет сделать заключение о том, что часто сухие частицы образуются полыми. Причины образования полостей в сухих частицах могут быть следующие:

1. Образование паронепроницаемой пленки на поверхности капли при достаточно интенсивном внутреннем парообразовании с градиентом давлений.

2. Диффузия растворенного вещества внутрь капли при ее высыхании и образование «скорлупы».

3. Вынос потоком вещества мельчайших из числа полидисперсных частиц дисперской фазы на поверхность.

4. Расширение газов внутри сохнущих капель.

Величина частиц раствора в процессе сушки изменяется, причем в отличие от испарения капель чистой жидкости она может уменьшаться, оставаться неизменной или расти. Закономерности изменения величины частиц, прежде всего определяются режимными параметрами сушки, а также молекулярной природой раствора. На рис. 66 приводится изменение квадрата диаметра частиц при мягком режиме сушки, очевидно, что в первом периоде сушки диаметр частиц уменьшается аналогично случаю испарения капель чистой жидкости.

Далее, после образования твердой структуры частиц, величина их в случае сушки истинных растворов и гидрофобных супензий остается неизменной. Частицы лиофильных коллоидных растворов незначительно уменьшаются и во втором периоде. В реальных условиях, учитывая значительное многообразие режимов и растворов при сушке, наблюдаются различные закономерности изменения размеров частиц.

При высоких интенсивностях испарения в первом периоде сушки возможно образование твердой корки на поверхности частиц и образование внутри их избыточного перелаксируемого давления. Так, например, из-за наличия этого давления при сушке лиофильных коллоидных растворов образуются раздутые пу-

стотельные частицы. Практически в этом случае величина частиц в процессе сушки остается постоянной или незначительно увеличивается. Об изменении величины частицы в процессе сушки в первом приближении можно судить по изменению ее плотности. Полагая величину частицы в процессе сушки неизменной, ее удельный вес γ_u определяется зависимостью

$$\gamma_u = \gamma_p \frac{100 - w_1}{100 - w_2}. \quad (221)$$

Зная γ_u , изменение диаметра частицы в процессе сушки можно найти:

$$\frac{d'}{d''} = \sqrt[3]{\frac{\gamma_u}{\gamma_d}}, \quad (222)$$

где γ_d — действительный удельный вес частицы после сушки в kG/m^3 .

Анализ влияния ряда факторов при сушке на плотность сухого продукта показывает следующее.

Плотность сухих частиц, высущенных в распылительной сушилке, возрастает с уменьшением исходного размера капель. С увеличением начальной температуры сушильного агента объемная плотность сухого продукта уменьшается. Это объясняется увеличением размеров частиц за счет их раздутия при росте температуры.

В случае противотока возможно получение продукта более высокой плотности, чем при прямотоке. Влияние начальной концентрации раствора на плотность носит сложный характер, поскольку дисперсность распрыла также зависит от этой концентрации. Экспериментальные данные по этому поводу весьма противоречивы, однако некоторые качественные суждения могут быть сделаны исходя из рассмотрения следующего соотношения:

$$\frac{\gamma_2}{\gamma_1} = \frac{d_k''^3}{d_k'^3} \cdot \frac{c_2}{c_1} \left(\frac{d_q'}{d_q''} \right)^3. \quad (223)$$

В этом соотношении, полученном из весового баланса одиночной капли, следующие обозначения:

γ_1 и γ_2 — удельные веса частиц, соответствующие двум заданным начальным концентрациям c_1 и c_2 в kG/m^3 ;

d_k' и d_k'' — диаметры капель (после распыления) в m ;

d_q' и d_q'' — диаметры сухих частиц в m .

Влияние температуры распыляемого раствора на плотность сухого продукта также проявляется изменением размеров капель. Как было показано [63], с ростом температуры раствора диаметр капель уменьшается, что сопровождается и некоторым

уменьшением плотности продукта. Иная точка зрения об образовании полых (горошковидных) частиц при распылительной сушке изложена в работе Мирослава Томана [95]. При анализе под микроскопом встречаются частицы порошка после распылительной сушки, среди которых, кроме шариков и волокновидных частиц, имеются также горошковидные. Наиболее удобным объектом исследования оказался порошок сульфитного щелока. Для измерения частиц использовался рисовальный аппарат.

Оптическими средами были: воздух, парафиновое масло, растворы серы и фосфора в сероуглероде. Установлено, что кривые распределения диаметров несимметричны. Сплошными (по структуре) оказались только малые частицы, их поверхность чаще, чем больших частиц, местами впадая, контуры имеют вид многоугольников, имеются чесночные вмятины.

У типичных горошковидных частиц, т. е. шариков с тонкой стенкой, полость соединена с окружающей средой широким отверстием, края которого гладки и закруглены. Структуры чаще всего появляются в разнообразных комбинациях.

По Томану механизм образования частиц: горошковидные частицы возникают из-за отрицательного давления в частицах (первый скаляр тензора напряжений, характеризующего состояние интермицелярной жидкости, положителен). Если поверхностный слой способен заметно деформироваться, частица не является абсолютно точным шариком, и среда не вполне гомогенная, а поверхностный слой должен продавливаться. В случае сушки супензий надо ожидать, что вязкость раствора между твердыми супензованными частицами, которые в поверхностном слое касаются друг друга, может быть фактором, определяющим пройдет ли воздух в каплю супензии через ее пористый, еще не скатый поверхностный слой и будет ли поверхностный слой деформироваться как сплошная среда. Оказывает влияние на форму частиц также их вращение, возможное, если момент сил трения не нулевой и частица получит угловое ускорение. Позднее проверено экспериментально. (Угловая скорость капель оказалась порядка 10^2 — 10^3 сек $^{-1}$).

Нам представляется, что образование полых частиц является следствием наличия градиентов температуры, влажности и давления внутри частицы коллоидных растворов, образующих эластичную и плохо паропроницаемую пленку в определенный момент сушки. Исследование сушки сульфитных щелоков и костного клея указывает на механизм образования полых частиц, когда с увеличением диаметра капли и начальной температуры газов плотность отдельных частиц вследствие их раздутья уменьшается. Для крупных частиц возникали большие градиенты влажности, температуры и избыточного давления. Полыми получаются и частицы в виде нитей коллоидных гидрофильных растворов. Кроме того, мы наблюдаем, что при конечной влажности

частиц 3—4% на их поверхности происходит карамелизация сахаров. Это говорит о наличии значительного градиента температур внутри частиц.

На дисперсность сухого продукта влияют, по крайней мере, следующие факторы: метод распыления; свойства сухого продукта; начальная концентрация раствора; режимные параметры теплоносителя.

Значительное влияние на объемный вес получаемого продукта оказывает начальная концентрация раствора. В большинстве случаев с повышением концентрации раствора объемный вес порошка увеличивается. Например, при сушке мясного бульона, неорганических солей, красителей, молока, экстракта кофе и танина объемный вес увеличивается с повышением концентрации. Однако для некоторых гидрофильных коллоидных растворов объемный вес иногда уменьшается. Это, вероятно, объясняется тем, что для таких растворов с повышением концентрации увеличивается в большой степени вязкость раствора, что приводит к укрупнению распыла и, следовательно, уменьшению объемного веса порошка.

На объемный вес порошка оказывают влияние неконденсирующиеся газы (например, воздух), которые находятся в первоначальном растворе. Поэтому, аэрируя раствор, можно уменьшить объемный вес порошка и, напротив, деаэрируя его перед сушкой, можно получить порошок с большим объемным весом. Необходимо отметить, что наличие воздуха в растворе не является существенной причиной образования пустотелых частиц.

Большое влияние на объемный вес порошка оказывает температурный режим сушки, особенно в случае сушки гидрофильных коллоидных растворов. Чем больше интенсивность испарения в первый период за счет повышения температуры газов, тем больше раздуваются частицы гидрофильных растворов. С увеличением температуры газов при параллельном токе объемный вес порошка при сушке истинных растворов также уменьшается, хотя в меньшей степени, чем в случае сушки гидрофильных коллоидных растворов. При сушке гидрофобных супензий температурный режим сушки влияет незначительно на объемный вес продукта. В пределах изменения начальной температуры газов до 160°С объемный вес порошка уменьшается незначительно. При противоточном движении газов и частиц раствора будет получаться порошок с большим объемным весом, чем при параллельном токе.

Объемный вес порошка можно изменять при сушке растворов и за счет температуры раствора. Увеличение температуры большинства растворов приводит к повышению объемного веса продукта. Это объясняется тем, что с возрастанием температуры раствора вязкость его уменьшается, поэтому распыл получается более дисперсным при всех прочих равных условиях.

Иногда не удается получить необходимой величины объемного веса готового продукта за счет изменения режима сушки. В этом случае прибегают к различным способам, с помощью которых можно увеличить объемный вес порошка после сушки. Наиболее распространенным способом является размол порошка в момент выхода из сушилки или подпрессовывание его в шнеках, имеющих различный шаг винтовой нарезки. Например, при размоле в шаровой мельнице порошка сульфитных щелоков, состоящего из полых частиц, объемный вес его увеличивается в 3 раза. Иногда для увеличения объемного веса порошок после сушки брикетируют. Необходимо заметить, что с точки зрения хранения брикеты являются более удобными, чем продукт в виде порошка. Это объясняется тем, что порошок имеет большую дисперсность, поэтому он при хранении быстрее увлажняется и в нем интенсивнее протекают различные разлагающие биохимические реакции. Например, сухой костяной клей в виде нитей имеет объемный вес 18—100 кг/м³, а в виде порошка 120—340 кг/м³. При брикетировании на торфяном прессе таблеток диаметром 40 мм с давлением прессования от 200 до 750 кг/см² и влажности клея 5—8% объемный вес клея стал 950—1100 кг/м³. Брикеты имеют большую механическую прочность. С помощью штампового пресса получаются брикеты в виде плиток 80 × 80 × 13 мм. Объемный вес брикетов при давлении прессования 70 кг/см² составлял 400—600 кг/м³ в зависимости от влажности материала. Брикеты влажностью 10% имеют белую глянцевую поверхность, не ломаются. Если влажность их меньше 5%, то они ломаются, а поверхность является шероховатой. Брикеты клея хорошо хранятся и являются менее чувствительными к влажному воздуху, чем обычный плиточный клей, высушенный в туннельных сушилках. При сушке распылением уменьшаются гигроскопические свойства клея.

При растворении порошкообразная желатина комкуется. После прессования желатина дробилась на гранулы, чтобы обеспечить необходимое время растворения.

Свойства желатины	По Ту	Порошкообразная желатина	После брикетирования и дробления
Прозрачность в см	Не менее 15	15	5
Вязкость в °Э	» 8	9,2	12,1
Растворимость в мин	Не более 25	10	5

В некоторых случаях для увеличения объемного веса в исходный раствор добавляют специальные вещества, чаще всего растворы неорганических солей (например, поваренной соли).

Для уменьшения объемного веса в раствор перед сушкой добавляют, например, порофор.

Дисперсность порошка влияет не только на его объемный вес, но и на растворимость, цвет, сыпучие свойства. Крупные частицы имеют более густой и яркий цвет окраски, чем мелкие. Чем крупнее частица, тем более сыпучим становится порошок. С уменьшением размера частиц длительность растворения порошка уменьшается. При крупных частицах легче улавливать пыль в циклонах, при транспортировке продукт меньше пылит и т. д.

Таким образом, при сушке распылением можно изменять некоторые физико-химические свойства получаемого продукта в зависимости от режима сушки.

Выбор режима сушки обусловливается технологическими требованиями к получаемому продукту и экономическими показателями работы установки.

При выборе рационального способа распыления в первую очередь исходят из физико-химических свойств раствора и технико-экономических соображений. Наиболее экономичным является механическое распыление, наиболее дорогим — пневматическое. Однако не все растворы можно распыливать с помощью механических форсунок (например, нельзя распыливать гидрофобные суспензии и растворы с большой вязкостью). Следует отметить, что для гидрофильных коллоидных растворов вязкость уменьшается с увеличением давления.

При механическом распылении термостойких растворов в некоторых случаях рационально перед распылением раствор нагревать до максимально возможной температуры. Нагрев раствора следует производить за насосом. Это позволит получить высокую степень дисперсности распыла и очень интенсивное испарение. Например, раствор распыливается при давлении 100—150 атм. Температура кипения раствора при этом давлении равна 300—340°, поэтому предварительно нагретый до 250—300° раствор при распылении мгновенно превратится в пар (большая его часть).

В настоящее время пока не выяснено влияние распыления раствора при высоком давлении на изменение его свойств. В некоторых литературных источниках сообщается, например, что при распылении под высоким давлением происходит частичная денатурация белков.

При исследовании сушки красителей в Чехословацком институте теплотехники (г. Прага) на дисковой распылительной сушилке было получено высокое качество продукта. Причем, для желтого красителя качество лучше, если окружная скорость диска 160 м/сек, а для остальных красителей 90—100 м/сек. Для кубовых красителей влияние окружной скорости на качество продукта не обнаружено. Концентрация раствора влияет на работу распыливающего аппарата, экономические показатели процесса

сушки и на плотность получаемого продукта. С увеличением концентрации раствора объемный вес порошка увеличивается. При сушке концентрированных растворов требуется меньшая высота сушильной камеры, меньше расходуется топлива, проще осуществлять более полную очистку газов от пыли продукта и т. д. Поэтому с экономической точки зрения наиболее выгодно сушить концентрированные растворы. Максимально возможная концентрация обычно обусловливается возможностью перекачивания растворов насосом. В некоторых случаях при сушке очень концентрированных коллоидных растворов уменьшается растворимость порошка или готовый продукт при центробежном распылении или распылении с помощью пневматических форсунок получается не в виде порошка, а в виде ваты. В последнем случае значительно усложняется проблема вывода сухого продукта из сушильной камеры и его улавливания.

Выбор температурного режима сушки обычно определяется термочувствительностью высушиваемого раствора. Если раствор совершенно не чувствителен к нагреву, то температурный режим сушки обычно обусловливается структурой готового продукта. Чем выше начальная температура газов, тем экономичнее процесс сушки. При применении параллельного движения газов и частиц раствора в сушильной камере можно применять сравнительно высокие температуры газов без ущерба качеству получаемого продукта. Кроме того, как отмечалось ранее, продукт получается более однородным. Следовательно, при сушке термочувствительных растворов наиболее рационально применять только параллельный ток движения распыленного раствора и газов.

Следует заметить, что несмотря на резкое снижение температуры газов в зоне распыления, может иметь место при повышенных начальных температурах перегрев наиболее мелких частиц. Это объясняется полидисперсностью распыла, неравномерностью ввода газа и недостаточным смешением газа и частиц материала. Например, при сушке с начальной температурой газов 500°С и копечной 150°С и параллельном движении теплоносителя и материала продукт частично (до 20%) дегидратировал, хотя температура дегидратации составляет 320°С. Средняя температура материала после сушки была не выше 140°С. Это явление можно объяснить тем, что мелкие частицы быстро отдают влагу и, находясь в зоне высоких температур, нагреваются до температуры дегидратации. Можно объяснить и тем, что при сушке распылением температура частицы в определенный момент имеет максимальное значение, а затем она понижается. Такое изменение температуры частицы (наличие максимума) было получено нами при решении дифференциального уравнения теплопроводности в условиях изменения температуры среды и скорости сушки по закону экспоненты.

194

Таким образом, в зависимости от равномерности распыла, метода диспергирования раствора, способа ввода газов в камеру для конкретного материала находится предел повышения начальной температуры теплоносителя.

Для термочувствительных материалов максимально допустимая начальная температура газов должна определяться экспериментальным путем.

Для сушки некоторых пищевых материалов могут применяться газы (воздух) с начальной температурой до 300°С без ухудшения качества продукта. В некоторых случаях необходимо повышать начальную температуру газов с целью получения максимальной концентрации выделяющихся при сушке ценных газов. Эти газы должны быть уловлены в специальных абсорберах. Например, улавливаются: фтор, фтористый водород, хлористый водород в процессе производства метаfosфата калия, двойной суперфосфат и т. д.

В распылительных сушилках начальная температура газов может быть до 900°С, а в струйных распылительных до 2000°С.

Температура отходящих за сушилкой газов принимается в пределах 75—150°С. При температуре газов ниже 75°С резко уменьшается интенсивность сушки и трудно получить продукт с низкой конечной влажностью.

Кроме того, при низкой температуре газы на тракте от сушилки до дымососа могут охладиться до температуры точки росы. В таких условиях, например, нельзя применять для улавливания пыли матерчатые фильтры, так как они быстро забиваются.

Оптимальная температура отходящих газов устанавливается, как правило, экспериментальным путем. При этом следует помнить, что при работе сушилки по принципу параллельного тока температура частиц определяется в основном температурой отходящих газов. Следовательно, чем выше температура газов, тем выше температура порошка после сушки. Это тем ближе к действительности, чем меньше копечная влажность получаемого продукта. При сушке термочувствительных растворов до низкой конечной влажности иногда бывает более рационально недосушить порошок до кондиционной влажности. Это позволяет получить низкую температуру отходящих газов и, следовательно, сухого порошка. Досушка же порошка в этом случае производится свежим сухим нагретым воздухом во взвешенном состоянии при пневмотранспорте.

С целью уменьшения размеров сушильной камеры температура отходящих газов иногда принимается более высокой. Такой режим может быть также экономичным, если газы далее поступают в мокрый скруббер, в котором производится предварительное сгущение высушиваемого раствора.

При совмещении с сушкой химических процессов или прокалкой конечная температура газов обусловлена температурой 13*

195

разложения или дегидратации. Например, при сушке раствора $\text{H}_3\text{PO}_4 + \text{CaSiF}_6$ с получением двойного суперфосфата температура отходящих газов должна быть 230—240°C, чтобы получить обесфторенный продукт. В данном случае применим только параллельный ток материала и теплоносителя, так как в этом случае не происходит перегрева продукта и снижения содержания водорасторимого P_2O_5 , а также можно использовать высокие начальные температуры газов, чтобы интенсифицировать процесс, сократить удельные расходы топлива и получить высокие концентрации газов по HF и SiF_4 , которые должны быть уловлены и возвращены в технологический цикл.

Температура газов за сушилкой чрезвычайно чувствительна к изменению производительности распыливающего аппарата по раствору, количеству и начальной температуре газов. Любые отклонения этих переменных вызывают быстрое изменение конечной температуры газов, так как среднее время пребывания частиц раствора в сушилке исчисляется секундами. Поэтому подачу раствора на распыление регулируют по конечной температуре газов. Поддержание режима сушки по конечной температуре газов позволяет также получать кондиционный продукт как по влажности, так и по другим качественным показателям. Начальная температура и количество газов являются более устойчивыми параметрами при сушке, чем количество распыливаемого раствора.

Конечная влажность продукта обуславливается техническими требованиями, например, приданием продукту хороших сыпучих свойств. Диэлектрические характеристики также зависят от влажности материала. При сушке пищевых продуктов конечная влажность определяется свойствами его консервирования. При повышенной влажности быстро развиваются гнилостные бактерии. С другой стороны, пересушка материала приводит к повышенным затратам тепла и электроэнергии и уменьшению интенсивности сушки. Поэтому в большинстве случаев при проведении экспериментальных работ должна быть определена оптимальная по технико-экономическим и качественным показателям конечная влажность продукта. Необходимо помнить, что с повышением конечной влажности продукта уменьшается вероятность перегрева частиц, улучшаются условия транспортирования и упаковки из-за уменьшения пыления и упрощается проблема выделения пыли из отходящих за сушилкой газов. С другой стороны, при повышенной влажности увеличивается слеживаемость продукта. Например, при сушке аммофоса с влажностью 3—4% он в нагретом состоянии обладает некоторыми пластическими свойствами. Вывод его из сушилки при температуре 80—90°C затруднен — забиваются окна циклонов и т. д. После сушки его в распылительной сушилке до 0,5—1,5% он стал обладать хорошими сыпучими свойствами.

Следует заметить, что с понижением влажности продукта, т. е. при более глубокой сушке его гигрохимические свойства меняются. Это объясняется тем, что процесс сушки для многих материалов является необратимым. Для обоснования выбора конечной влажности должны быть определены изотермы сорбции и десорбции продукта, его сыпучие свойства, теплофизические и электрические константы, слеживаемость и твердость и т. д. в зависимости от влажности. Опытами установлено, что при одной и той же конечной температуре газов повышение начальной температуры вызывает увеличение влажности материала после сушилки.

Конечная температура продукта обуславливается его термо-чувствительностью и зависит от влажности и температуры газов. В некоторых случаях конечная температура обуславливается температурой отгонки определенных веществ. Например, при сушке раствора $\text{H}_3\text{PO}_4 + \text{CaSiF}_6$ с получением двойного суперфосфата для выделения HF и SiF_4 требуется нагрев материала до 200°C. При нагреве до более высокой температуры качество продукта ухудшается.

Выбор теплоносителя зависит от свойств высушиваемого раствора. Обычно для сушки используется нагретый воздух или смесь топочных газов и воздуха. Необходимо иметь в виду, что в зависимости от сжигаемого топлива в продуктах горения находятся газы CO_2 , CO и SO_2 , которые могут реагировать с некоторыми веществами.

Для взрывоопасных и пожароопасных материалов желательно использовать инертные теплоносители: азот, пары воды. Иногда с целью сокращения содержания кислорода в теплоносителе газы за топкой, работающей с $a = 1,05 \div 1,1$, разбавляются отработанными за сушилкой газами. Рекиркуляция газов может применяться с целью повышения концентрации растворителя в них. Сушилки с инертным газовым теплоносителем работают по замкнутому циклу. При испарении органических растворителей рационально использовать их пары в качестве теплоносителя с соответствующим перегревом.

Растворы с повышенной кислотностью высушивать гораздо труднее нейтральных или щелочных. Если позволяет технология, то желательно избыточную кислоту нейтрализовать. Например, при сушке раствора $\text{KCl} + \text{H}_3\text{PO}_4$ в эквимолекулярном соотношении было трудно получить продукт с хорошими сыпучими свойствами. Поэтому циклоны забивались пылью продукта. Такое явление объяснялось тем, что в экстракционной фосфорной кислоте были свободные ионы SO_4^{2-} . Стоило их нейтрализовать добавкой солей кальция, как сушка стала протекать удовлетворительно. Двойной суперфосфат из пульпы удается получить с удовлетворительными сыпучими свойствами при избытке фосфорной кислоты 8—10%.

Иногда для обеспечения сушки и получения продукта с нужными качествами необходимо изменять некоторые свойства исходного раствора. Например, при сушке kleевой смолы МФУ не удавалось получить нужного качества продукта. При повышенной температуре отходящих газов порошок получался нерастворимым («мертвым») из-за его перегрева, а при понижении температуры газов на входе (уменьшение влагосодержания) и на выходе порошка не получалось (материал не высыхал). Изменением предшествующего технологического процесса конденсации (удаления молекул смолы) удалось изменить связь влаги со смолой и облегчить сушку. Продукт получался сыпучим при температуре отходящих газов 75—80°C с полной растворимостью в воде.

Большой интерес представляет сушка суспензий, когда в жидкой фазе имеются растворенные вещества. Опыты показывают, что при распылении и сушке соотношение веществ в частице, которые входили в жидкую и твердые фазы, являются приближенно такими же, как и в исходной суспензии. Следовательно, сепарации твердой фазы при распылении и сушке не наблюдается, если суспензия достаточно густая, хорошо перемешивается. Это явление может быть использовано для покрытия тонкой пленкой частиц твердого гидрофобного материала. В НИУИФ были проведены опыты, в которых в распылительной сушилке высушивалась суспензия. В суспензии твердой фазой было железо, а в жидкой органический растворитель и синтетическая смола. После сушки частицы железа вполне равномерно были покрыты тонкой пленкой смолы. Толщина покрытия регулируется концентрацией смолы и соотношением количеств железа и смолы.

Проведенные НИУИФом опыты по сушке суспензии двойного суперфосфата в промышленной установке с дисковым распылителем при влажности 40% показали также, что сепарации твердой фазы не наблюдается, если предварительно суспензия хорошо перемешивается и подается к распылителю насосом.

При сушке распылением некоторых растворов часто применяется охлаждение высущенного продукта. К числу таких продуктов обычно относятся термоплавкие, а в пищевой промышленности продукты, содержащие сахар. Кроме того, как показывают последние данные, качество продукта после сушки значительно улучшается, если его быстро охладить. Действительно, процессы окисления, денатурации белков, ретроградации и т. д. зависят не только от абсолютного значения температуры продукта, но и длительности воздействия этой температуры.

Иногда бывает более безопасным с точки зрения сохранения физико-химических свойств продукта допустить нагрев его в течение небольшого периода времени до более высокой температуры, чем длительное пребывание его в нагретом состоянии, хотя

и при более низкой температуре. Обычно продукт охлаждается путем ввода холодных газов в нижней зоне сушилки или воздухом при пневмотранспорте его от сушилки до пылеотделительного аппарата. Охлаждать продукт можно также контактным способом, т. е. при выводе его из сушилки с помощью скребков, когда дно камеры служит холодильником. На рис. 91 приводится схема холодильника, работающего по замкнутой схеме. Порошок из сушилки поступает на верхнюю тарелку 1 и,сыпаясь с нее,

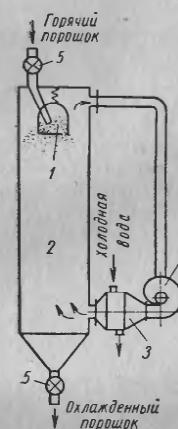


Рис. 91. Схема холодильника:

1 — тарелка; 2 — камера; 3 — теплообменник; 4 — вентилятор; 5 — затворы

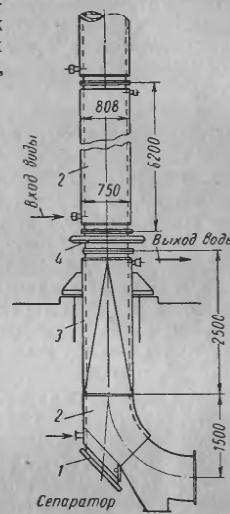


Рис. 92. Труба для охлаждения материала:

1 — клапан; 2 — труба; 3 — ру-башка; 4 — компенсатор

падает на дно камеры 2 холодильника. Навстречу падающему порошку движется холодный воздух, который охлаждается в поверхностном теплообменнике 3, куда подается вода или холодильный агент. Циркуляция воздуха осуществляется с помощью вентилятора 4. В местах входа и выхода порошка из камеры следыны шлюзовые затворы 5.

Охлаждение продукта на выходе из камеры осуществляется интенсивно на вибролотке, который снизу охлаждается водой. При пневмотранспорте продукта из сушилки холодным воздухом охлаждение не может быть глубоким, так как аппарат работает по принципу параллельного движения газа и материала. Большое

количество воздуха для охлаждения приводит к излишним перерасходам электроэнергии. На рис. 92 показан холодильник с пневмотранспортом материала, выгружаемого из сушилки, холодным воздухом. Стенки трубы имеют рубашку, в которую подается холодная вода. Каждая секция имеет самостоятельные вводы и выводы воды (обычно ввод воды осуществляется снизу, а вывод сверху). В нижней части трубы имеется клапан для вывода крупных комков материала, которые выпадают вниз при пневмотранспортировке. Такой холодильник обеспечивает охлаждение продукта при минимальном расходе воздуха.

НЕКОТОРЫЕ СУЩЕСТВУЮЩИЕ СХЕМЫ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ

В каждом конкретном случае выбор схемы распылительной сушки производится с учетом технологических требований, предъявляемых к сухому продукту (по дисперсности, структуре и конечной влажности), а также с учетом максимально возможного использования объема аппарата и его экономичности.

Различным отраслям промышленности присущи свои конструкции, схемы и режимы распылительной сушки. Например, проектированная для получения высокодисперсного сухого порошка сушилка не может быть использована для получения грубодисперсного продукта. Исходными данными, определяющими выбор схемы и конструкции распылительной сушилки являются: свойства сухого продукта; метод распыления материала; начальная концентрация материала; термостойкость исходного материала и сухого продукта; параметры сушильного агента (теплоносителя); метод удаления сухого продукта из сушильной камеры; метод улавливания частиц уноса продукта.

Исходные данные обычно устанавливаются на базе экспериментов при параллельном расчетном определении технико-экономической эффективности процесса. Распылительные сушилки работают в широком диапазоне параметров раствора и теплоносителя.

Так, например, влажность раствора (на общий вес) может изменяться от 30% и даже менее (пасты) до 99%; температура теплоносителя от 100 до 900°C; конечная влажность продукта от 0,1 до 25% и т. д.

На рис. 93 показана схема распылительной сушилки, работающей по принципу смешанного движения потока газов и раствора. Сушильная камера 7 имеет вид центробежного циклона и делается из листовой стали сварной конструкции. Наружный воздух засасывается через фильтр 11 вентилятором 9 и нагревается через паровой калорифер 10 тангенциальным в сушильную камеру. Раствор подается в сборник 1, откуда насосом нагревается в поверхностный теплообменник 4. Раствор нагревают

в теплообменнике, чтобы уменьшить его вязкость и сообщить дополнительное количество тепла.

Вторым центробежным насосом раствор забирается из теплообменника 4 и емкости 5 с мешалкой и подается в скруббер 15, где распыливается с помощью механических форсунок 16 грубого распыла при давлении не выше 4 ат. Навстречу распылен-

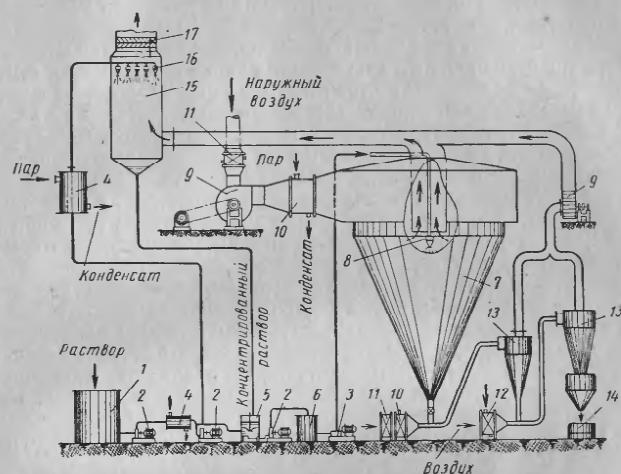


Рис. 93. Схема распылительной сушилки, работающей по принципу смешанного тока воздуха и раствора:

1 — бак; 2 — насосы; 3 — насос высокого давления; 4 — теплообменник; 5 — бак с мешалкой; 6 — деаэратор; 7 — сушильная камера; 8 — механические форсунки; 9 — вентилятор; 10 — калорифер; 11 — фильтры; 12 — воздухоохладитель; 13 — циклон; 14 — упаковочная машина; 15 — скруббер; 16 — механические форсунки грубого распыла; 17 — каплеуловитель.

ному раствору движется из сушилки отработанный воздух, содержащий мельчайшие частицы раствора. Благодаря взаимодействию воздуха и капель раствора происходит процесс испарения и выпадения сухих частиц из потока воздуха. Очищенный воздух из скруббера выбрасывается в атмосферу, предварительно пройдя каплеуловитель 17. Сгущенный раствор вместе с уловленными частицами из скруббера самотеком поступает в емкость 5 с мешалкой, откуда часть его идет на рециркуляцию, а часть насосом подается в деаэратор 6. С помощью деаэратора из раствора удаляется воздух, что способствует увеличению объемного веса порошка продукта. Из деаэратора раствор насосом высокого давления подается на механические форсунки, расположенные

в сушильной камере. Распыление производится при давлении 100—200 ат. Капли раствора, двигаясь вниз по винтовым линиям параллельно движению воздуха, высушиваются, и порошок выпадает на дно сушильной камеры. Воздух поднимается по оси камеры вверх, вновь проходит факел распыла и поступает в скруббер. Сушильная камера при данной схеме обычно работает под давлением. Порошок из сушильной камеры выгружается через шлюзовой затвор.

Для получения низкой влажности порошок при выходе из сушилки подсушивается во взвешенном состоянии сухим нагретым воздухом во время пневмотранспортировки. Подсушенный порошок выделяется в циклонах 13 и охлаждается воздухом также при пневмотранспортировке. Охлажденный порошок выделяется в циклонах и из бункера поступает на упаковочную машину 14. После циклонов воздух, содержащий мельчайшие частицы продукта, вентилятором нагнетается в скруббер 15. При сушке термоустойчивых материалов стенки сушильной камеры иногда охлаждаются водой, чтобы предупредить нагрев частиц, которые соприкасаются со стенками.

В сушилках такого типа можно использовать в качестве агента сушки также продукты горения топлива температурой до 400°С. В данной конструкции сушилки использование центробежного распыления является нерациональным. Достоинством конструкции сушилки, работающей по принципу центробежных циклонов, является то, что можно получить высокое насыщение отработанных газов. Описанная выше технологическая схема работы распылительной установки иногда применяется для сушки молока.

Несколько отличная схема работы установки и конструкции сушилки показана на рис. 94. Нагрев воздуха производится также в газовом нагревателе, только он работает с рециркуляцией топочных газов. Нагретый воздух подается тангенциально в сушильную камеру 5. Отработанный воздух выводится в центре камеры. Нижняя часть сушилки сделана в виде двойного усеченного конуса. Часть порошка выпадает в сушильной камере при изменении направления потока воздуха при выходе из нее. Остальной сухой порошок улавливается в батарейном циклоне 7. Отработанный воздух вентилятором 2 подается в мокрый скруббер 10 для окончательной очистки от пыли продукта.

Для предупреждения выноса капель из скруббера в верхней части его сделана насадка 15 из колец Рашига, которая орошается высушиваемым раствором. Такая конструкция скруббера обычно применяется при сушке истинных растворов, когда нет опасности засорения насадки. Указанная конструкция сушильной камеры позволяет производить отсос воздуха в одной точке и до минимума сократить коммуникации воздуховодов между сушилкой и пылеотделительным аппаратом первой ступени.

Распылительная установка для сушки жидких продуктов (Франция) со средним содержанием сухих веществ порядка 50%, например кофе до конечной влажности 3%, показана на рис. 95. Установка состоит из сушильного корпуса, нагревательного узла, осадочной камеры и вытяжной части. Сушильный корпус 20 в верхней части в поперечном сечении представляет собой полусферу, а в нижней — конус. Стенки корпуса двойные, в промежутке между ними циркулирует охлаждающий воздух, нагнетаемый вентилятором. Сборный шнек 13 смонтирован в нижней части корпуса, в конце которого имеется разгрузочный патрубок 14.

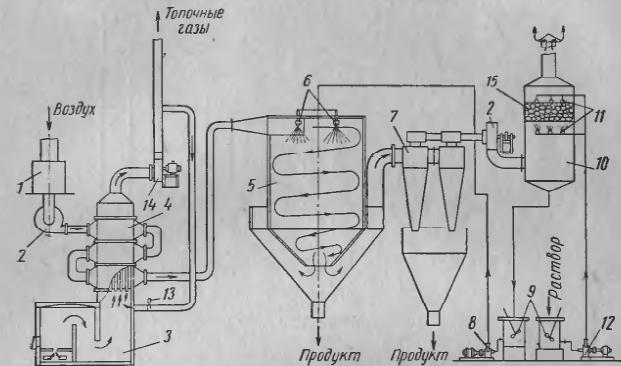


Рис. 94. Схема распылительной сушилки:

1 — фильтр; 2 — вентилятор; 3 — топка; 4 — газовый воздухонагреватель; 5 — сушильная камера; 6 — механические форсунки; 7 — батарейный циклон; 8 — насос высокого давления; 9 — баки с мешалками; 10 — скруббер; 11 — механические форсунки грубого распыления; 12 — центробежный насос; 13 — заслонка; 14 — лыссос; 15 — насадка

Нагревательный узел состоит из вентилятора 1, газовых горелок 2 и воздуховодов 5. Воздуховоды отделены от сушильной камеры сетчатой перегородкой 10.

Заслонки 3, 4, 7 и 8 регулируют подачу наружного воздуха и смешение его с нагретым теплоносителем. По оси центрального воздуховода смонтирована труба с форсункой 11. Осадительная камера 18 состоит из двух каналов, разделенных перегородкой 17. Выход этой камеры сообщается с циклоном 16. При работе нагнетательного 1 и всасывающего 15 вентиляторов в системе создается разрежение. Наружный воздух, засасываемый 15 вентилятором, проходит через газовый калорифер прямого действия, нагревается и распределяется на два тракта. Первый направляется в канал вокруг трубы с форсункой, а второй — в диффузор 9. Жидкость,

подаваемая по трубе к фос runке II, распыляется в виде мелких капель, которые при контакте с горячим воздухом переходят в твердое состояние и падают вниз.

Во время падения частицы повторно пронизываются горячим воздухом, выходящим из диффузора 9, подсушиваются, падают на шнек и отводятся из установки. Горячий воздух пропускается далее через осадительную камеру 18, в которой происходит выпадение твердых частиц продукта вследствие резкого изменения

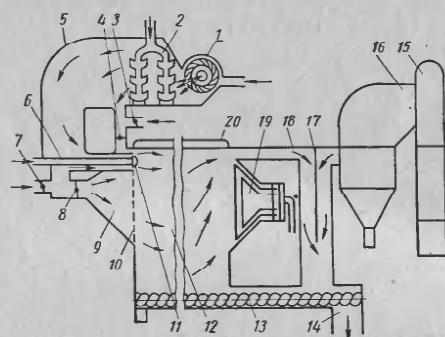


Рис. 95. Схема распылительной установки для сушки жидкого продукта:

1 — нагнетательный вентилятор; 2 — газовые горелки; 3, 4, 7, 8 — заслонки; 5 — воздуховод; 6 — трубка для подачи раствора; 9 — диффузор; 10 — сетчатая перегородка; 11 — форсунка; 12 — пространство распыления; 13 — шиек; 14 — разгрузочный патрубок; 15 — отсыпающийся вентилятор; 16 — циклон; 17 — перегородка; 18 — осадочная камера; 19 — воздушный отражатель; 20 — корпус камеры

направления. Циклон 16 предназначен для остаточного осаждения высушенных частиц продукта. В конце сушильной камеры 12 смонтирован вращающийся воздушный отражатель 19 для предотвращения уноса твердых частиц струей горячего воздуха.

Характеристика сушилки

Температура в °С:	
горячего воздуха после калорифера	260—290
в сушильной камере	150—165
отработанного теплоносителя	~144
Средняя производительность по порошку в кг/ч	1,08
Площадь поперечного сечения камеры в см ²	930

На рис. 96 приводится распылительная сушилка с пневматическим распылением раствора. Сушильная камера 7 состоит из цилиндрической и конической частей. Раствор насосом подается 204

в желоб δ , откуда за счет инжекции засасывается форсунками при подаче в них сжатого воздуха (2,5—4,0 ат). Воздух очищается в масляном или бумажном фильтрах 1 , нагревается в паровом калорифере 2 и нагнетается вентилятором 3 тангенциально в сушильную камеру.

Распыленный раствор омывается воздухом, который проходит по винтовой линии параллельно продукту. Сухой порошок, осев-

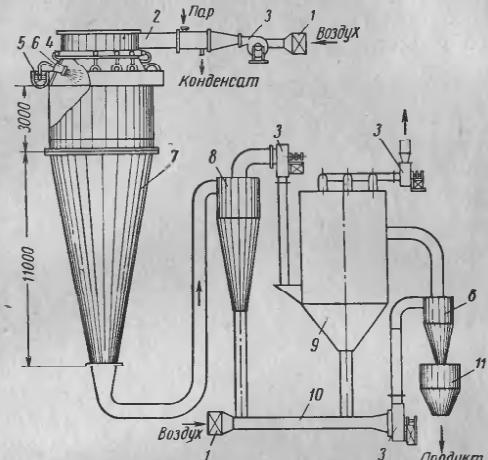


Рис. 96. Схема сушилки с пневматическим распылением раствора:

растровом; 1 — воздушные фильтры; 2 — паровой воздухоподогреватель; 3 — вентилятор; 4 — магистраль сжатого воздуха; 5 — желоб с растиратором; 6 — пневматическая форсунка; 7 — сушильная камера; 8 — циклонами; 9 — рукающий фильтр; 10 — транспортная труба; 11 — сборный бункер

ший на стенки конуса камеры, вместе с отработанным воздухом по трубопроводу поступает в центробежный циклон 8, в котором выделяется до 80% всего порошка. Из циклона воздух вместе с мельчайшими частицами вентилятором нагнетается в рукавный фильтр 9 и очищенный выбрасывается другим вентилятором в атмосферу. Порошок, выделенный в циклоне и фильтре, пневмотранспортом подается через циклон в обычный бункер 11.

Иногда сбор продукта из циклонов и фильтра осуществляется шнеком. В зависимости от размеров сушилки устанавливается от 12 до 36 форсунок производительностью каждая 120—150 л/ч. Сушильные камеры делаются диаметром до 8 м и высотой 16 м. Разрежение внизу камеры обычно поддерживается около

2 мм вод. ст. Эксплуатация этих сушилок показывает, что трубопровод от сушилки к циклону часто засоряется порошком, особенно в случае нарушения по каким-либо причинам режима сушки (ухудшение распыла, уменьшение количества воздуха вследствие засорения матерчатых фильтров и т. д.).

В таких установках высушивают водные растворы латекса. На рис. 97 показана схема сушилки, где в качестве теплоносителя используются продукты горения природного газа. Отличительной особенностью данной установки является то, что сухая пыль из циклонов 5 пневмотранспортным вентилятором 6

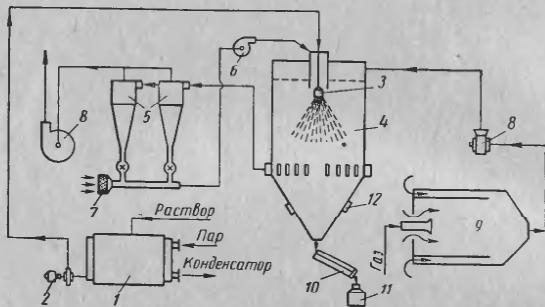


Рис. 97. Технологическая схема сушки коллоидного раствора:
1 — емкость; 2 — насос; 3 — форсунка; 4 — сушилка; 5 — циклоны;
6 — вентилятор пневмотранспорта; 7 — фильтр; 8 — вентилятор; 9 — топочная
камера; 10 — виброХолодильник; 11 — герметический сборник; 12 — электрические
ударные механизмы

подается на факел распыла раствора. Это позволяет получить продукт в виде крупки и значительно упростить проблему очистки газов от пыли материала. По такой схеме высушивается ряд материалов, например экстракт кофе, при одной ступени очистки газов. Хотя натуральный кофе имеет высокую цену, в качестве топлива служат продукты горения природного газа, который сжигается в топке 9. Теплоноситель вентилятором 8 подается в верхнюю часть сушильной камеры. Для равномерного распределения по сечению камеры установлена сетка. Распыление осуществляется механическими форсунками при давлении 25—30 ат. Раствор из обогреваемой емкости с мешалкой 1 насосом 2 подается на форсунку, которая расположена по центру вверху камеры. Основная часть продукта выпадает на дно камеры и далее через затвор на вибрационный холодильник 10, который снизу орошается водой. Продукт упаковывается в герметическую тару 11. На конусном днище установлены ударные механизмы 12 для преду-

преждения зависания порошка на стенках. Отработанные газы отсасываются внизу камеры по периферии и поступают в циклоны 5, откуда вентилятором 8 выбрасываются в атмосферу. Воздух для пневмотранспорта порошка очищается в фильтре 7. Технологическая схема сушки экстракта кофе разработана в Дании.

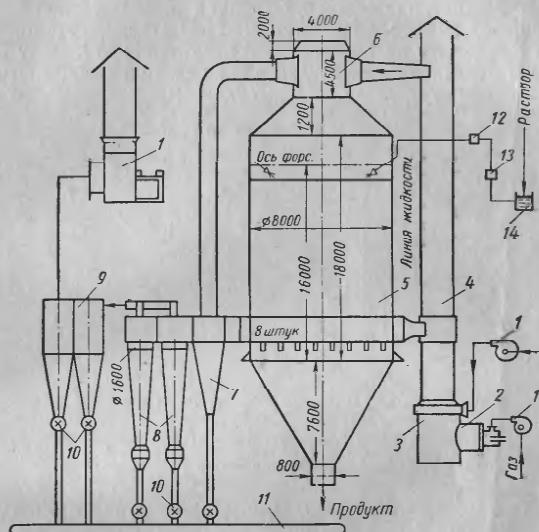


Рис. 98. Схема распылительной установки, работающей по принципу противотока и параллельного тока:
1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — смеситель; 4 — газоход и растопочная
труба; 5 — сушилка; 6 — распределитель; 7 — камера; 8 — циклоны;
9 — мультициклон; 10 — затвор; 11 — транспортер; 12 — фильтр;
13 — насос; 14 — емкость с обогревом

На рис. 98 показана схема установки по типу сушилки фирмы Лурги (ФРГ), которая может работать при параллельном и противоточном движении материала и теплоносителя. Теплоносителями являются продукты горения природного газа, который сжигается в топке 2. В горелку смешения воздух подается от вентилятора 1, в смеситель 3 воздух подается самостоятельным вентилятором. Растопочная труба 4 одновременно является и газоходом для подвода теплоносителя в распределитель 6 и сушильную камеру 5. Раствор из питательного бака 14 насосом 13 через фильтр 12 подается на механические форсунки. Распыле-

2 м.м. производится при давлении 30—80 ат, создаваемом поршневым насосом из нержавеющей стали; давление можно регулировать в пределах 20—90 ат.

Для предупреждения забивания форсунок перед ними устанавливаются локальные фильтры, а раствор проходит гомонизатор. В каждой точке устанавливается по две форсунки: одна работает, а другая резервная. Основная часть материала оседает в сушильной камере. Отработанные газы отсасываются по периферии и проходят последовательно осадительную камеру 7, циклоны 8 и мультициклоны 9. Далее газы вентилятором 1 выбрасываются в атмосферу. На течках сухого материала установлены

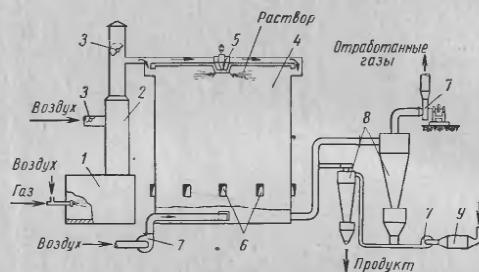


Рис. 99. Схема распылительной сушилки с использованием топочных газов:

1 — газовая топка; 2 — смесительная камера; 3 — заслонка; 4 — сушильная камера; 5 — центробежный диск; 6 — окна; 7 — вентиляторы; 8 — циклоны; 9 — охладитель воздуха

шлифовальные затворы 10, приводимые во вращение от одного привода. Сухой продукт далее поступает на охлаждаемую транспортную ленту 11.

Установка, в которой агентом сушки являются продукты сгорания газа, показана на рис. 99. Сушильная камера 4 имеет цилиндрическую форму. Распыление раствора производится с помощью центробежного диска 5, который установлен в верхнем перекрытии сушильной камеры. Продукты сгорания, получаемые от сжигания газа в топке 1, поступают в камеру смешения 2, где разбавляются наружным воздухом до необходимой температуры. Далее газы по трубопроводу подаются в камеру частично в непосредственной близости от диска, а частично по периферии через окна с радиальным направлением потока. Частицы раствора, двигаясь вниз параллельно потоку газов, высушиваются и оседают на дно сушильной камеры. В нижней части сушильной камеры на боковых стенках сделаны специальные окна 6 с заслонками, через которые подсасывается наружный воздух. Подсос наружного воздуха для понижения температуры среды внизу

камеры применяется в том случае, если высушиваются термоустойчивые растворы или растворы, содержащие большие количества сахара, сухой порошок которых при повышенной температуре плавится и может налипать на стеки сушилки. Со дна сушильной камеры порошок сильной струей воздуха приводится во взвешенное состояние и удаляется вместе с отработанным газом. В циклоне 8 порошок оседает исыпается через шлюзовой затвор в трубопровод, в который нагнетается вентилятором холодный воздух. В потоке воздуха порошок охлаждается и выделяется окончательно в другом циклоне.

В Швейцарии разработан способ сушки при использовании в качестве сушильного агента предварительно подсущенного воздуха с невысокой температурой. Сушильный распылительный агрегат опробован на сушке томатной пасты, содержащей 28—30% сухих веществ. Конечная влажность продукта 4%. Сущность сушки продукта в этом случае состоит в равномерном распылении концентрата вниз по цилиндрической башне, покрытой изнутри пластическим материалом, навстречу медленному потоку кондиционированного воздуха.

По мере падения частиц диспергированной жидкости влага постепенно поглощается воздухом, поднимающимся со скоростью 0,04—0,9 м/сек. Воздух с относительной влажностью ниже 3% подается в башню снизу, а выходит с влажностью 80—90%. В этом процессе не происходит резкого обезвоживания капель продукта; устранено также краткосрочное воздействие высоких температур на продукт и предотвращена потеря его летучих веществ. Камера-башня имеет высоту 67,1 и диаметр 15,2 м. Производительность установки составляет 360 кГ/ч высококачественного томатного порошка. Воздух, используемый для сушки продукта, подвергается предварительному высушиванию химическим путем в специальном оборудовании, а также фильтрации. После обработки воздух практически не содержит пыли и бактерий.

При разработке этого способа сушки были проведены опыты более чем на 30 продуктах. Высушиваемые продукты различались по составу, консистенции и вязкости. В результате опытов было доказано, что на установке можно высушивать разлагающиеся или легко окисляющиеся при повышенной температуре продукты, содержащие ферменты и микроорганизмы.

На рис. 100 показана схема установки Ниро-Атомайзер (Дания) с распылением раствора центробежным диском. Воздух через фильтр 3 вентилятором 4 подается в паровой колорифер 5 и далее в воздухораспределитель 6. Воздушный поток подается с небольшой закруткой к корню факела распыла сверху диска. Из емкостей 1 однокомпонентный или двухкомпонентный раствор насосом 2 подается на центральный диск. Диск приводится во вращение от электродвигателя через редуктор привода 7.

Диспергированный раствор высушивается в токе нагретого воздуха. Высущенный продукт оседает на дно сушильной камеры и далее через затвор на виброхолодильник. Отработанный воздух через центральную трубу с козырьком для осыпания материала идет в циклон 11 и далее вентилятором 10 выбрасывается в атмосферу. Порошок из камеры 8 и циклонов пневмотранспортом подается на упаковку. Приборы и регуляторы вынесены на щит. Температура воздуха перед сушилкой поддерживается постоянной изменением расхода пара. Количество подаваемого раствора на распыл регулируется по температуре воздуха на выходе из сушилок.

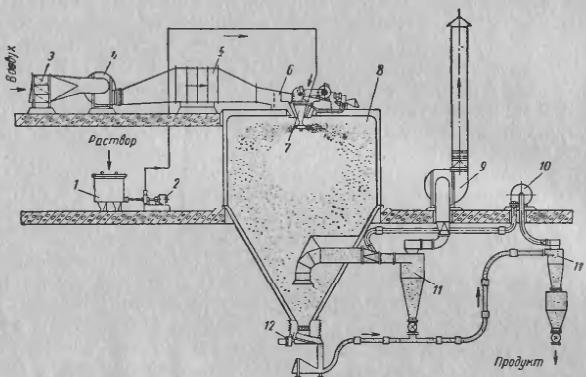


Рис. 100. Технологическая схема распылительной дисковой сушилки фирмы Ниро-Атомайзер:

1 — емкость; 2 — насос-дозатор; 3 — фильтр; 4 — вентилятор; 5 — калорифер; 6 — распределитель воздуха; 7 — привод; 8 — камера; 9 — дымосос; 10 — вентилятор пневмотранспорта; 11 — циклон; 12 — виброКОЛОДИЛЬНИК.

В производстве химических материалов часто из пульпы требуется получить продукт в виде гранул. Обычная схема получения гранулированного продукта включает в себя возврат дробленых частиц на грануляцию вместе с суспензией или раствором и высушивание полученных гранул. Например, для производства гранулированного аммофоса используется следующая технологическая схема (рис. 101). Слабая экстракционная кислота H_3PO_4 из емкости 5 насосом 3 подается в выпарной газовый барботажный аппарат 7. Упарка производится топочными газами с температурой 700—800° С. В топке 4, работающей под давлением до 1000 мм вод. ст., скапливается мазут. Воздух для горения и разбавления топочных газов подается турбовоздуховкой 1.

210

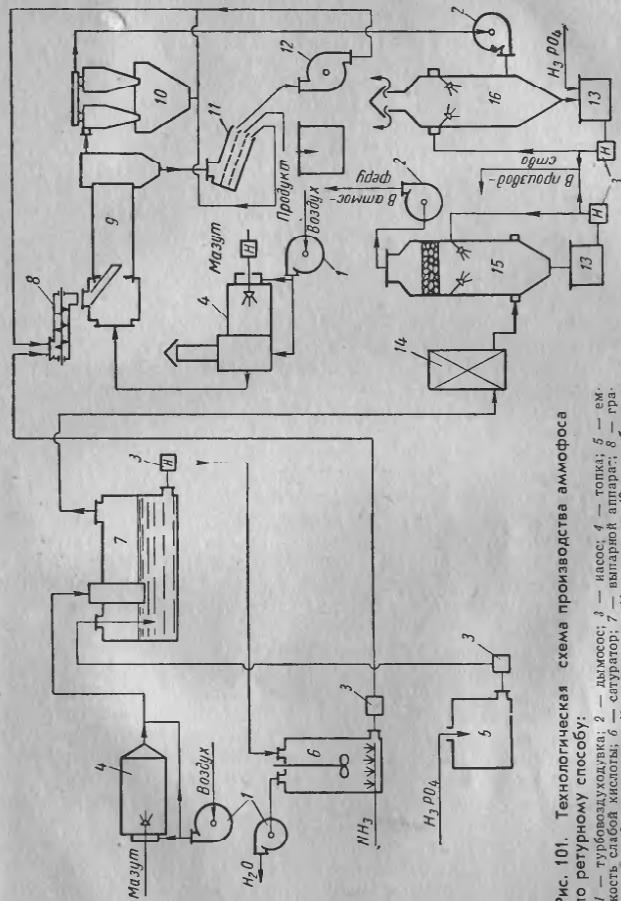


Рис. 101. Технологическая схема производства аммофоса по регулярному способу

Отработанные газы, содержащие в себе туман P_2O_5 и фтористые газы, далее проходят очистку в электрофильтре 14 и скруббере 15. Скруббер 15 орошаются водой, которая распыливается при подаче насосом 3. В скруббере улавливаются фтористые газы, а в электрофильтре туман P_2O_5 . Газы из аппаратов отсасываются гуммированным дымососом с напором до 400 мм вод. ст. Упаренная кислота до 35% по P_2O_5 насосом подается в сатуратор 6, куда поступает газообразный аммиак. Аммонизация идет с выделением тепла, поэтому частично влага испаряется, для отсева которой установлен вентилятор.

Аммофос $Na_4N_2PO_4$ и $(NH_4)_2HPO_4$ с влажностью 40—50% подается насосом 3 в гранулятор 8. В гранулятор подается сухая пыль из циклонов 10 и дробленый продукт. Гранулы с влажностью 6% высушиваются в барабанной сушилке 9. Теплоносителями являются газы с температурой 300—350°C, получаемые от сжигания мазута в топке 4. Отработанные газы идут на очистку в циклоны и далее дымососом 2 подаются в скруббер 16 и затем в атмосферу. Скруббер работает с рециркуляцией слабой кислоты для улавливания аммиака. Сухие гранулы с влажностью 1,5% поступают на грохот 11. Мелкие фракции (<1 мм) идут на грануляцию, крупные (>4 мм) на дробилку 12 и товарные (2—4 мм) поступают на упаковку. Основным недостатком данной схемы является очень сложная «хвостовая» часть упарки кислоты, так как улавливание туманообразного P_2O_5 является трудной проблемой. Чистка выпарного аппарата сопряжена с большими трудностями. Но главным недостатком является то, что для получения гранул обязаны вновь дробить и возвращать готовый продукт на грануляцию из расчета от 5 до 10 весовых частей на 1 весовую часть пульпы. Иначе, при мощности цеха 100 T/ч готовых гранул мы должны через сушилки, дробилки, грохоты и по транспортерам пропускать материал в количестве 500—1000 T/ч.

Была разработана поточная схема («Гипрохим» — НИУИФ) получения гранулированных удобрений с использованием распылительных сушилок, которая дает значительный технико-экономический эффект по сравнению с вышеописанной технологией получения гранулированного продукта. По этой схеме (рис. 102) слабая кислота из емкости 1 насосом 5 подается на орошение скруббера 7 для улавливания аммиака из отходящих за сушилкой газов. Далее кислота поступает в сатуратор 2, где при реакции с газообразным аммиаком получается аммофос с влажностью 40—50%. Аммофосная пульпа из питательного бака 16 насосом-дозатором 6 подается на дисковый распылитель. Теплоносителем являются газы с температурой 650—700°C, получаемые от сжигания мазута в топке 10, которая работает под давлением до 100 мм вод. ст. Газы подаются непосредственно к корню факела распыла. Отработанные газы из сушилки 9 идут в циклоны 8

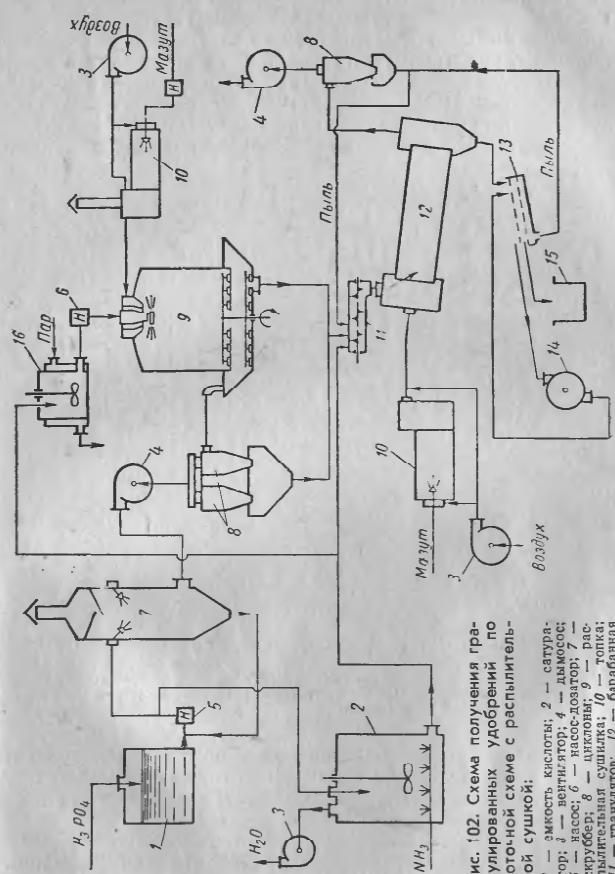


Рис. 102. Схема получения гранулированных удобрений по поточной схеме с распылительной сушилкой:
1 — емкость кислоты; 2 — сатуратор; 3 — насос; 4 — вентилятор; 5 — насос; 6 — насос-дозатор; 7 — скруббер; 8 — циклон; 9 — распылительная сушилка; 10 — топка; 11 — гранулятор; 12 — барабанная сушилка; 13 — тросок; 14 — дробилка; 15 — упаковка продукта; 16 — питательный бак

и затем дымососом 4 подаются в скруббер. Сухой продукт с влажностью 0,5—1,0% поступает на смешение с пульпой аммофоса и гранулы, далее высушивается в барабанной сушилке по предыдущей схеме.

Основным отличием данной схемы является то, что возврат и дробление осуществляются только для нетоварных фракций, величина которых не превышает 15%. Продукт после распыльной сушки является однородным и обеспечивает хорошую грануляцию материала. По суммарным затратам электроэнергии и топлива поточная схема является более экономичной. Кроме

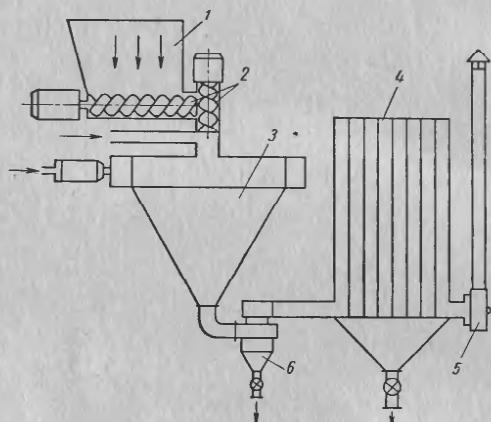


Рис. 103. Схема распылительной сушилки для пастообразных материалов:

- 1 — загрузочная воронка;
- 2 — система шнеков-питателей;
- 3 — сушильная камера;
- 4 — система рукавных фильтров;
- 5 — вентилятор;
- 6 — циклон

того, она является более индустриальной, обеспечивает хорошие санитарные условия в цехе и значительно улучшает условия труда, так как большинство процессов могут быть автоматизированы.

Из приведенных примеров видно, что использование распылительных сушилок может упростить технологические схемы производства различных продуктов и веществ в химической промышленности.

На рис. 103 показана схема распылительной сушилки для высушивания пастообразных материалов. Сушильная камера

214

состоит из низкой цилиндрической части диаметром около 3 м, оканчивающейся конусом. Общая высота сушильной камеры 4 м. Горячий воздух поступает тангенциально в кольцевой канал и из него через прорези в сушильную камеру. Паста на сушку поступает в загрузочную воронку 1 и через два горизонтальных шнека-питателя подается в вертикальные парные шнеки с регулируемым числом оборотов, которые прессуют пасту в нарезан-

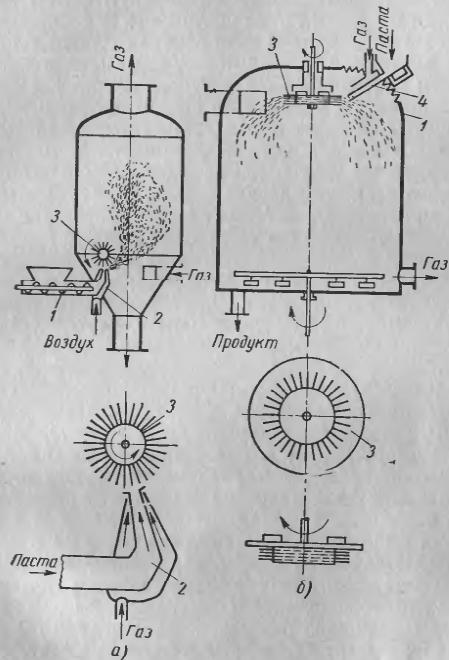


Рис. 104. Схемы для сушки паст в противоточной (а) и прямоточной (б) сушилке:

- 1 — шнек;
- 2 — насадка;
- 3 — диспергатор;
- 4 — вибропитатель

ной по кругу насадке. Из насадки паста выходит в форме полых шнурков толщиной около 5 мм. Цилиндрическая часть насадки вращается, благодаря чему обеспечивается равномерный выход пасты по всему объему насадки.

Вводимый в центре насадки воздух распыляет подаваемую пасту на мелкие частицы. Распылительное устройство находится вне сушильной камеры. Тонкораспыленный материал вдувается через отверстие в крышке камеры в сушильное пространство, поэтому исключается тепловое влияние во время подачи и распыления пасты. Благодаря этому не получается твердых включений в распыляемой пасте. Потребление энергии сравнительно небольшое. Давление воздуха для довольно крутых паст достаточно ~3 ат. Иногда паста, взятая из центрифуги или вакуум-фильтра, может подаваться насосом. В этом случае паста поступает прямо в круговую насадку, а распылительное устройство остается таким же, как и при шнековом питателе. Материал высушивается за короткое время и в виде взвеси направляется в циклон 6 и на установку рукавных фильтров 4, где осаждается. Движение выходящего из сушилки воздуха осуществляется вентилятором 5. Продукты высушиваются при температуре воздуха 110—850° С на входе. При этом расход тепла достигает 915 ккал/кГ испаряемой воды, что соответствует 1,45 кГ пара при давлении 1 ат на 1 кГ воды. Высушенный продукт выходит из установки при 65° С.

Сушилка пред назначена для высушивания паст органических и неорганических красителей, пигментов, окисей металлов, геля гидроокиси алюминия, гидроокиси магния, карбоната кальция и органических продуктов, идущих на гуммирование химической аппаратуры.

На рис. 104 показаны схемы установок для сушки паст. В противоточной сушилке (рис. 104, а) паста выдавливается шнеком 1 и через специальный насадок 2 подается к механическому диспергатору 3. Для лучшего диспергирования в насадок дополнительно подается сжатый воздух. В прямоточной сушилке (104, б) паста к механическому распылителю 1 подается по вибропитателю 4.

Для сушки тонкодисперсных азотокрасителей в токе инертного газа НИИХИММАШем разработан технический проект распылительной установки. Такое решение вопроса для сушки тонкодисперсных азотокрасителей (пылевоздушные смеси которых взрывоопасны) возможно без контакта с кислородом воздуха в замкнутом цикле инертного газа. Установка состоит из сушильной камеры с центробежным распылителем, огневого калорифера для нагрева газа и двух параллельных установок для регенерации циркулирующего газа. Каждая установка для регенерации включает батарейный циклон, скруббер, теплообменник для охлаждения и осушки газа, сепаратор для отделения капель жидкости от газа, теплообменник для охлаждения скрубберной жидкости и вентилятор. Установка комплектуется системой КИП и автоматики и предназначена для работы во взрывоопасных помещениях.

216

Характеристика установки

Производительность в кГ/ч:	
по испаряемой влаге:	
при сушке грубых порошков	300
при сушке тонкодисперсных красителей	110
при готовому продукту:	
при сушке грубых порошков	35
при сушке тонкодисперсных красителей	12
Объем сушильной камеры в м ³ :	80
Количество циркулирующего инертного газа в кГ/ч:	
при сушке грубых порошков	12 000
при сушке тонкодисперсных красителей	5500
Максимально допустимое содержание кислорода в инертном газе в %	5
Температура газа на входе в камеру в °С	130—150
Мощность электродвигателя в квт	77,8

ПРИНЦИПЫ И СХЕМЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ

Во многих случаях влагосъем с 1 м³ действующих распылительных сушилок в час не превышает 10—12 кГ. Ориентировочно считают, что в зависимости от начальной температуры теплоносителя t_e^H величина влагосъема $A = \frac{W}{V_{\kappa} \tau}$ принимает следующие значения:

$$\begin{aligned} \text{при } t_e^H &= 130 \div 150^\circ \text{C} \quad A = 2 \div 4 \text{ кГ/м}^3 \cdot \text{ч}; \\ \Rightarrow t_e^H &= 300 \div 400^\circ \text{C} \quad A = 8 \div 10 \text{ кГ/м}^3 \cdot \text{ч}; \\ \Rightarrow t_e^H &= 500 \div 700^\circ \text{C} \quad A = 10 \div 20 \text{ кГ/м}^3 \cdot \text{ч}. \end{aligned}$$

Исходя из сущности происходящих в сушильной камере процессов переноса тепла и массы, их интенсификация может быть проведена несколькими способами:

- 1) путем увеличения потенциала сушки;
- 2) за счет увеличения скорости относительного движения капель в потоке;
- 3) увеличением дисперсности капель;
- 4) рационализацией аэродинамики форсуночных камер;
- 5) предварительным перегревом растворов.

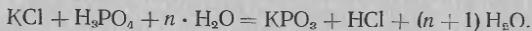
Кроме того, высокая мощность аппарата обеспечивается, если одновременно осуществляется несколько процессов (сушка и прокалка, сушка и химические реакции, сушка и грануляция и т. д.).

Интенсификация внешнего подвода тепла к каплям часто ограничивается их полидисперсностью. Вопрос о практическом создании достаточно производительных и экономичных промышленных распылителей, обеспечивающих высокую однородность капель по размерам, пока что остается открытым.

217

В настоящем параграфе приводятся примеры схемных решений распылительной сушки, обеспечивающих интенсификацию при полидисперсном характере распыла.

В химической промышленности очень часто можно проводить несколько технологических процессов в одном аппарате. Это упрощает общую технологическую схему. Например, в НИУИФ проведена работа по получению метаfosфата калия из суспензии $H_3PO_4 + KCl + n \cdot H_2O$ в распылительной сушилке. Процесс идет по следующей формуле:

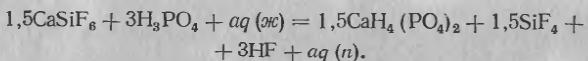


Таким образом, для получения метаfosфата калия необходимо удалить свободную воду, провести процесс обесхлоривания и дегидратацию вещества. Все эти процессы протекают с поглощением тепла (эндотермические). Дегидратация протекает при достижении температуры материала $320^\circ C$. Метаfosфат калия плавится при температурах $850 - 900^\circ C$. По экономическим соображениям и санитарным условиям пары HCl необходимо улавливать из инертных газов. Таким образом, установка должна работать по принципу параллельного движения материала и теплоносителя, чтобы использовать максимальный перепад температуры газов и соответственно получить максимальную концентрацию паров HCl в отходящих газах. При противотоке нельзя использовать высокие начальные температуры газов из-за ухудшения качественных показателей KPO_3 вследствие его перегрева и возможного плавления.

Аналогичная проблема возникла при получении двойного сульфофосфата из раствора



Химическая реакция протекает по формуле



Помимо удаления влаги одновременно происходит выделение паров HF и SiF_4 , которые должны быть возвращены в технологический цикл для получения кремнефтористоводородной кислоты. Кроме того, при перегреве двойной сульфофосфат ретроградирует с потерей водорастворимого P_2O_5 . Для получения качественного продукта и необходимой концентрации паров HF и SiF_4 в отходящих газах установка должна работать по принципу параллельного движения теплоносителя и материала. С целью более глубокого обесфторивания двойного сульфофосфата нами были проведены опыты в комбинированной установке, где основная масса продукта дополнительно прокаливалась на

тарелках с перемешиванием скребками. Однако опыты показали, что по химическому составу материал, полученный с прокалочных тарелок и из циклонов, имеет одну и ту же степень обесфторивания.

По сохранности водорастворимого P_2O_5 лучше продукт, взятый из циклонов, в котором эти реакции проходили только при нахождении частиц во взвешенном состоянии (минимальное время термической обработки материала).

Следовательно, для дисперсных материалов химические реакции обесфторивания для двойного сульфофосфата и дегидратации и обесхлоривания при получении метаfosфата калия протекают практически мгновенно, если частицы достигают определенной температуры. Уменьшение величины частиц и интенсификация внешнего теплообмена за счет повышения относительных скоростей и температуры теплоносителя позволяет проводить процессы сушки, обесфторивания, дегидратации пока частицы находятся во взвешенном состоянии. При получении двойного сульфофосфата из раствора $H_3PO_4 + SiF_6$ температура материала должна быть $\sim 220^\circ C$, а отходящих газов за сушилкой $230 - 250^\circ C$.

На рис. 105 показана схема сушки и дегидратации суспензии $H_3PO_4 + KCl$ с получением метаfosфата калия. Из реактора 5 насосом 4 суспензия подается на распылитель. В качестве теплоносителя служат топочные газы, получаемые в топке 1 с температурой $1000 - 1200^\circ C$. С целью повышения концентрации HCl в газах можно работать с температурой $1600^\circ C$ или разбавляя их отходящими газами до $1000^\circ C$. Метаfosфат калия выводится из сушилки 3 и циклонов 6 с температурой $320^\circ C$ и поступает на гранулятор 10. Отработанные газы проходят теплообменник 7 и далее с температурой $140^\circ C$ поступают на абсорбцию. Теплообменник установлен для использования тепла газов, для нагрева дутьевого воздуха и понижения температуры газов, необходимых перед абсорбцией паров HCl .

Необходимо отметить, что в описанных обоих процессах было бы желательно использовать предварительный перегрев растворов перед подачей их в установки. Однако для данных растворов и суспензий пока трудно подобрать коррозионно стойкие материалы теплообменника.

М. В. Лыковым разработана и внедрена комбинированная установка для осуществления в ней одновременно процессов сушки, прокалки и охлаждения материала. Эта установка показана на рис. 106. Установка работает по принципу противоточного движения теплоносителя и материала и представляет собой цилиндрическую башню 1, изнутри футерованную шамотным и кислотоупорным кирпичом. Распыление растворов осуществляется сверху механическими или пневматическими форсунками 2. При пневматическом распыле раствор эжекцией из желоба 3

идет на форсунки. Газы из топки с температурой до 900°C поступают в кольцевой боров 6 и далее через щелицы 7 радиально в сушилку над и под верхнюю прокалочную тарелку 8. Верхняя тарелка делается из чугуна или жаропрочной стали, а нижняя

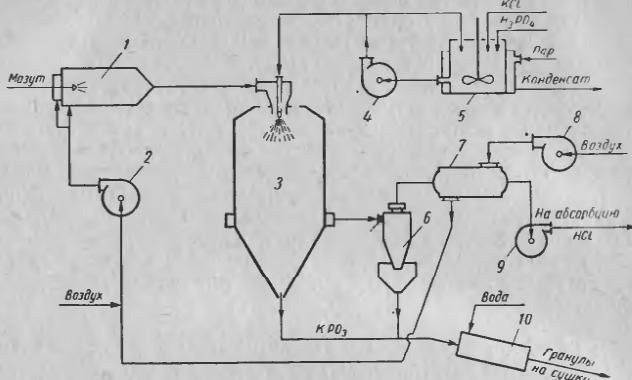


Рис. 105. Схема сушки и дегидратации суспензии:

1 — топка; 2 — высоконапорный вентилятор; 3 — сушилка; 4 — насос; 5 — реактор; 6 — циклон; 7 — теплообменник; 8 — вентилятор; 9 — дымосос; 10 — гранулятор

из обычной стали с покрытием шамотным кирпичом. Теплоноситель поднимается вверх, охлаждаясь, выводится через центральный патрубок из установки и поступает в циклоны. Материал из циклонов возвращается в установку на прокалочную тарелку. Сухой и частично прокаленный материал оседает в камере на тарелку и затем скребками 12 перемещается к центру и пересыпается на вторую прокалочную тарелку. Верхняя тарелка обогревается сверху и снизу газами, а нижняя только сверху. На нижней тарелке материал перемещается к периферии и далее пересыпается на холодильные тарелки 9. Холодильные тарелки, к которым поступает вода, сделаны полыми. Чтобы избежать отложения солей в тарелках, температура воды на выходе не должна превышать 40°C . Охлаждаемый материал выводится из установки с нижней тарелки с помощью скребков. Вал 10, охлаждаемый изнутри воздухом, приводится во вращение от электродвигателя через редуктор 11. Установка имеет монтажную дверь 5, подсветку, смотровые окна 4 и лазы по четыре штуки на каждую тарелку.

С использованием данной установки разработана и внедрена новая технологическая схема получения дегидратированных фосфатов натрия. В зарубежной и отечественной практике процессы

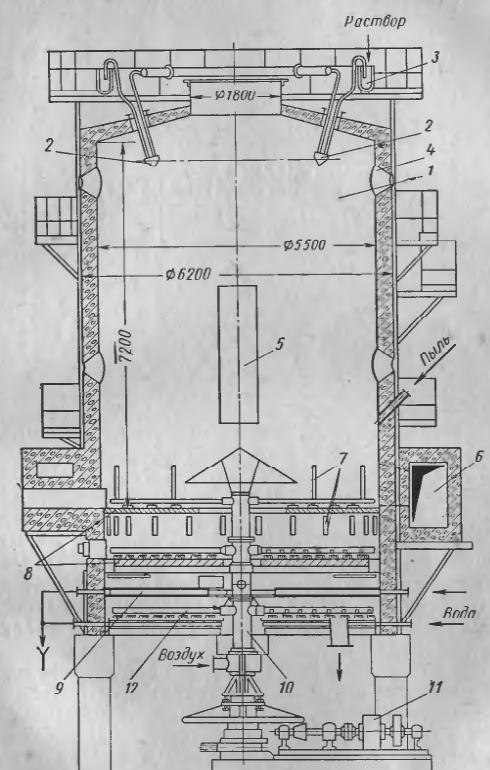


Рис. 106. Установка для совмещенного осуществления сушки, прокалки и охлаждения материала:

1 — башня; 2 — пневматические форсунки; 3 — желоб; 4 — смотровое окно; 5 — монтажная дверь; 6 — кольцевой боров; 7 — щелицы; 8 — прокалочные тарелки; 9 — охлаждающие тарелки; 10 — вал; 11 — привод; 12 — скребки

сушки, дегидратации и охлаждения проводятся в различных аппаратах. По новой схеме сокращаются объемы аппарата и здания в 2—3 раза, уменьшаются удельные расходы топлива и

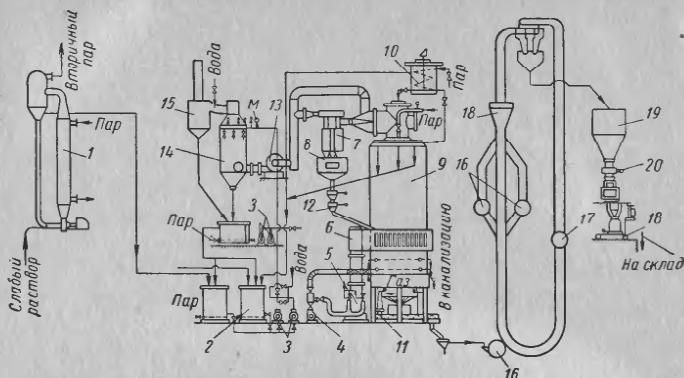


Рис. 107. Схема производства дегидратированных фосфатов натрия:

1 — вышарной аппарат; 2 — сборники; 3, 4 — насос; 5 — циклонная камера; 6 — смеситель; 7 — батарея циклонов; 8 — бункер; 9 — комбинированная установка; 10 — напорный бак; 11 — шнек; 12 — мигалка; 13 — дымосос; 14 — скруббер; 15 — каплеуловитель; 16 — дробилка; 17 — вентилятор; 18 — автосвес; 19 — бункер; 20 — затвор

электроэнергии. Схема производства дегидратированных фосфатов натрия показана на рис. 107. Слабый раствор подается в вышарной аппарат 1 с принудительной циркуляцией. Упаренный до содержания фосфорных солей 60% раствор сливаются в сборники 2 и далее в напорный бак с обогревом 10 и в распределительный желоб установки.

Сушка, дегидратация и охлаждение производятся в комбинированной установке 9. Распыление производится перегретым паром при давлении 5—6 ат. Топочные газы, получаемые в циклонной камере 5, через смеситель 6 с температурой 800° С подаются в установку. Скорость газов в камере 0,3 м/сек. Отработанные газы с температурой 140—160° С вместе с пылью в количестве 10—15% идут в батарею циклонов системы НИОГАЗ-7. Уловленная пыль через бункер, двойные механические мигалки 12 поступает на прокалку. Очищенные газы дымососом 13 подаются в скруббер 14, орошаемый слабым раствором, и затем в каплеуловитель циклонного типа 15. На входе в каплеуловитель форсункой распыливается вода. Готовый продукт шнеком 11 подается в дробилку грубого помола 16, далее пневмотранспортом в сепаратор. Некондиционный материал поступает в мельницы 16.

Тонкий порошок улавливается в циклонах и подается в бункер 19. Через затвор 20 он поступает на автосвесы 18, на упаковку и зашивочную машину. Готовый продукт (триполифосфат натрия) содержит 54,3—55% P₂O₅, из этого количества на ортоформу приходится 0,4—0,9%.

Дисперсный состав продукта до размола:

Размер в мк	Триполифосфат в %	Пирофосфат в %
<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

Объемный вес при данной дисперсности равен 600—700 кг/м³. С целью интенсификации процесса сушки и смягчения режима прокалки НИИУИФом и Опытным заводом НИИУИФ была разработана комбинированная параллельно-противоточная установка. Зона сушки работает при параллельном движении материала и теплоносителя. Отсос газов осуществляется на 1/3 высоты камеры снизу. Опыты на полупромышленной установке по получению технического и пищевого триполифосфата натрия на базе термической фосфорной кислоты показали, что интенсивность испарения на 25% выше в этом аппарате по сравнению с противоточным.

Другой способ сушки заключается в том, что жидкий материал диспергируется в специальном устройстве непосредственно теплоносителем с высокой температурой (700—2000° С). За счет хорошего перемешивания теплоносителя с частицами материала и соответственно возможного повышения начальной температуры газов интенсивность сушки значительно повышается, скорость газов в распылителе составляет 100—150 м/сек. Этот способ сушки стал возможным и экономически целесообразным после того, как были освоены топочные устройства, работающие под давлением, в данном случае не выше 1000 мм вод. ст. Дутьевой вентилятор устанавливается на холодном воздухе. Распыление может производиться и при сверхзвуковых скоростях газов с температурой до 2000° С, так как современные топки хорошо работают при давлениях до 3—5 ат.

Для обеспечения скорости газов в распылителе 120—150 м/сек требуется полный напор вентилятора перед топкой

800 мм вод. ст. Для начальной и конечной температуры газов соответственно 700 и 100°C удельный расход электроэнергии на распыление составит:

Влажность раствора в %	30	50	80
Удельный расход газов на 1 кГ раствора в кГ/кГ . .	1,3	1,8	2,9
Удельный расход электроэнергии в кет·ч/т раствора	4,0	6,6	10,5

Из приведенных ланых видно, что при начальной влажности раствора 35—50% удельный расход электроэнергии приблизительно равен расходу только на распыление механическими форсунками с давлением 60—80 ат, а при влажности 80% он соответствует расходу при распылении центробежными дисками (10—15 кет·ч/т раствора).

В случае нового метода имеют место большие относительные скорости между теплоносителем и диспергированием материалов, что значительно интенсифицирует процесс сушки. По предварительным данным объемный коэффициент теплообмена в факеле составляет 500—1000 ккал/м³ · ч · град., что значительно выше по сравнению с обычными распылительными сушилками. Опыты также показали, что для затопленной двухфазной неизотермической струи в данном случае дальность факела значительно сокращается за счет внутреннего отрицательного источника тепла — испарения влаги из капель. Поэтому высота сушильной камеры не велика.

При сушке пульпы нитрофоски распылением непосредственно теплоносителем удалось поднять начальную температуру газов до 700°C без разложения продукта, в то время как верхним пределом для обычных распылительных сушилок является 400°C, для барабанных не выше 250—300°C и установок с кипящим слоем (КС) 200°C.

В ряде производств химической технологии необходимо получение безводной расплавленной соли, которая затем заливается в специальную герметизированную тару или подвергается гранулированию. Кроме того, в отдельных случаях получение совершенно безводного расплава соли необходимо по условиям последующей (после обезвоживания) технологической переработки.

Например, производство черных и редкоземельных металлов требует больших количеств восстановителя, одним из которых является кальций. В настоящее время и в перспективе одним из эффективных методов получения кальция является метод электролиза расплава хлористого кальция, который должен быть полностью безводным. Производство поваренной соли «Экстра» требует ее обезвоживания и последующего плавления перед гра-

нулированием и размолом. Производство каустической соды также требует ее полного обезвоживания и последующего плавления.

В частных случаях процесс плавления целесообразно сочетать с «выжиганием» органических примесей, например при утилизации сточных вод химических производств.

Существующие для указанных целей схемы состоят из ряда аппаратов: выпарных станций, распылительных сушилок, центрифуг, плавильных печей. Каждый из этих аппаратов отличается значительными габаритами, высокими удельными затратами энергии, имеет многообразное вспомогательное оборудование.

При разработке нами схемы нового аппарата для совместного осуществления сушки растворов солей и плавки продукта ставились следующие исходные условия.

В аппарате следует применять высокотемпературный теплоноситель с максимальным использованием его теплового потенциала. Генератор теплоносителя должен иметь максимальный коэффициент полезного действия.

На единицу объема аппарата должна приходиться большая, чем в существующих аппаратах, концентрация теплоносителя и нагреваемого материала.

Процессы переноса тепла и массы необходимо осуществлять в условиях турбулентной диффузии, что сопровождается их высокой интенсивностью.

Количество вспомогательного оборудования минимально.

Схема аппарата должна быть конструктивно осуществимой. Соблюдение этих условий позволяет считать, что новый аппарат, будет отличаться высокой производительностью, компактностью, простотой схемы и экономичностью.

Основной отличительной чертой нового аппарата является оригинальное использование в его схеме жидких псевдокипящих промежуточных теплоносителей для интенсификации тепло-массообмена между греющимися теплоносителем и поверхностями нагреваемых тел.

Некоторые общие теоретические соображения и первые экспериментальные данные по изучению такого нового метода интенсификации процессов тепло- и массообмена изложены, например, в работе [113].

Аппарат для осуществления нового способа обезвоживания по вертикали снизу вверх может быть разбит на следующие зоны (рис. 108).

I зона — топка, в которой осуществляется сжигание газообразного топлива, подаваемого через горелку I. Топка герметизирована и работает под избыточным давлением, за счет чего продукты сгорания должны уходить из топки через керамическую (или металлическую) решетку 2. Через эту решетку I зона (зона топки) связана со II зоной.

III зона отличается тем, что на решетке 2 при работе установки находится слой расплава соли 3, раствор которой подвергается обезвоживанию в аппарате. Снизу через решетку подается из топки горячий газ, вызывающий «пневдокипение» расплава и нагревающий расплав для поддержания его в жидким состоянии по мере затрат тепла расплава на испарение. Сверху на расплав подается сушильный диспергированный раствор. Форсунки 4 устанавливаются на некотором расстоянии от поверхности расплава.

Таким образом, часть растворителя испаряется из капель при их полете от распылителей до расплава за счет конвективного теплообмена с газом, а остальная часть при непосредственном контакте с псевдокипящим расплавом. После полного влагоудаления из частиц раствора происходит их нагрев и плавление, а затем удаление из аппарата в виде расплава через отводной обогреваемый канал 8.

Поскольку неизбежно частичное испарение расплава, следует отметить, что орошающее пространство над расплавом (в котором распыляется раствор) выполняет функции смесительного конденсатора паров расплава. Раствор к распылителям должен подаваться подогретым до максимально возможной температуры (на 5—10°С ниже температуры кипения) и при давлении (210—220 ат), исключающем вскипание раствора в трубах растворной магистрали. Перегрев раствора приведет к бурному вскипанию (до 25—35%) распылителя сразу же после истечения раствора из распылителей, обеспечит высокое качество распыления. Для подогрева раствора с высокой интенсивностью за счет тепла уходящих газов служит *III* зона аппарата. Дымовые газы после *II* зоны, которая как и топка работает под давлением, через керамическую (или металлическую) решетку 5 попадают в *III* зону.

III зона отличается тем, что на решетках 5 находится расплав жидкокометаллического или неорганического теплоносителя 6. Подогрев этого теплоносителя и поддержание его в состоянии «пневдокипения» осуществляется за счет подачи снизу, через решетку 5 дымовых газов из зоны *II*. В расплаве помещены витки змеевика 7, через который проекивается насосом высокого давления 13 сушильный раствор.

226

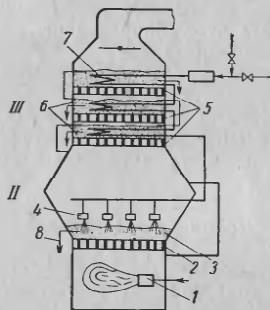


Рис. 108. Схема аппарата для сушки и плавки солей:
1 — горелка; 2, 5 — решетки;
3 — расплав соли; 4 — форсунки;
6 — жидкий теплоноситель;
7 — змеевик; 8 — отводной обогреваемый канал

Стабильность пенного режима подтверждена. В нашем случае величина коэффициента вязкости расплавов, определяющая развитие пенного режима, соизмерима (или меньше) со значением ее для воды и водных растворов.

Таким образом, даже на основании общих соображений «пневдокипящее» состояние расплавов осуществимо. Более существенным подтверждением этого является эксперимент.

Нами были проведены качественные опыты по продувке горячим воздухом слоя расплавленного нафтилина, а затем металлического сплава Вуда. Эти опыты подтверждают осуществимость режима «пневдокипения». Кроме того, следует указать на весьма обстоятельные теоретические и опытные данные по продувке газами расплавленных металлов и других вязких жидкостей (см. монографию В. И. Баптизманского [7]).

Температура уходящих газов может быть сколь угодно низкой, но не ниже температуры плавления теплоносителя *III* зоны. Последнее подчеркивает высокое значение термического к. п. д. аппарата.

Новый контактно-радиационный способ распылительной сушки термостойких перегретых растворов [54] не требует системы улавливания (циклонов, скруббров и т. п.) и может найти применение в химической и пищевой промышленности для сушки термостойких растворов, например NaCl , KCl , CaCl_2 и др. Способ позволяет получить обезвоженный продукт в виде расплава или сухого порошка. Этот способ является дальнейшим развитием способа распылительной сушки перегретых растворов. Он имеет целью устранить необходимость сооружения системы улавливания частиц уюса.

Схема, иллюстрирующая способ, показана на рис. 109. Генератором греющего теплоносителя (топочного газа) является топка 1, из которой греющий теплоноситель поступает к рекуперативному теплообменнику 2. Двигаясь по каналам 4 теплообменника, теплоноситель нагревает их стенки, которые излучают

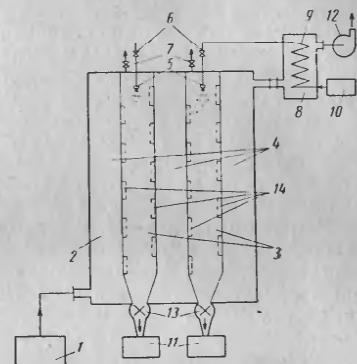


Рис. 109. Схема контактно-радиационной распылительной сушки:

1 — топка; 2 — теплообменник; 3, 4 — каналы;
5 — распылители; 6 — задвижки; 7 — клапаны;
8 — теплообменник; 9 — змеевик; 10 — насос;
11 — сборник; 12 — дамесос; 13 — шлюз; 14 — скребки

инфракрасные лучи внутрь каналов 3. В верхней части каналов 3 расположены распылители 5 перегретого раствора. Газы с пониженной температурой уходят из теплообменника 2 и поступают в теплообменник 8, где перегревают раствор, движущийся по змеевику 9 под давлением, создаваемым насосом 10.

Распыленный в каналах 3 распылителями 5 раствор частично мгновенно обезвоживается. Образовавшийся пар остается в верхней части каналов 3, а влажные частицы падают вниз. Часть из них свободно падает вниз, высыхая за счет лучистого теплообмена со стенками каналов 3, другая часть оседает на эти стенки и высыхает, находясь в контакте с ними. Съем высихших частиц со стенок можно осуществлять с помощью вращающихся скребков 14.

Возможен также вариант плавки частиц, осевших на стенки, с последующим стеканием вниз пленки расплава. Тогда необходимо расплав перегреть относительно температуры плавления, чтобы частицы, не осевшие на стенки внизу каналов 3, расплавлялись.

Расплав или сухие частицы через шлюзы 13 попадают в сборные емкости 11. Движение греющего теплоносителя осуществляется дымососом 12. Для периодического выпуска пара из каналов 3 предусмотрены клапаны 7. Причем, когда они открываются, происходит прекращение распыления раствора, т. е. закрываются задвижки 6. Эти срабатывания клапанов и задвижек должны осуществляться автоматически, например по команде реле времени. Возможно срабатывание как одновременно во всех каналах 3, так и поочередное (через один).

Топка 1 может работать на любом топливе под давлением, создаваемым дымососом 12. Температура топочных газов должна находиться в пределах 1200—1400°C. Корпус рекуперативного теплообменника 2 может быть выполнен футерованным.

Стенки каналов 3 и 4 целесообразно выполнить из жаростойкой тонкостенной стали. Поскольку в теплообменнике 2 практически давление равно атмосферному, толщина стенок каналов 3 и 4 должна лишь обеспечивать жесткость конструкции, исключать быстрое прогорание стенок.

Распределение греющего теплоносителя в теплообменнике 2 должно быть таким, чтобы обеспечивалось его движение снизу вверх и равномерное омывание стенок каналов 4. Для этого могут быть использованы известные решения конструирования теплообменных аппаратов.

Температура греющего теплоносителя на выходе из теплообменника 2 должна быть не менее 450—500°C, так как далее по схеме в теплообменнике 8 необходимо осуществлять перегрев раствора до температуры 340—360°C при давлении 150—200 ат. Распылители 5 — прямоструйные сопла или центробежные форсунки.

Клапаны 6 и 7 — обычные паровые. Теплообменник 8 может быть выполнен змеевиковым, причем для интенсификации теплообмена от греющего теплоносителя к наружной стенке змеевика возможно применение твердых промежуточных теплоносителей.

Шлюзы 13 могут быть установлены как в обычных бункерах камер. В случае получения расплава соли их устанавливают целесообразно. Расплав при этом может быть направлен непосредственно в сборную емкость 11 или на гранулятор (при необходимости грануляции).

В ряде случаев целесообразно использовать установки, в которых комбинируется проведение нескольких процессов гигротермической обработки: сушки распылением и в кипящем слое; сушки и термообработки (например, дегидратации), сушки и гранулирования и т. д.

На рис. 110 приведена схема сушилки, верхняя часть объема которой представляет собой прямоточную распылительную сушилку, нижняя — сушилку в кипящем слое. При подаче в зону распылительной сушки высокотемпературного, а в зону сушки в кипящем слое низкотемпературного теплоносителя возможно проведение обезвоживания термоусвичательных материалов. Предположим этому является предположение о том, что температура капель до их попадания в кипящий слой равняется температуре по мокрому термометру. За последние годы при сушке ряда пастообразных материалов, супензий и молекулярных растворов, когда требуется получение крупнодисперсного (гранулированного) продукта, применяются установки с кипящим слоем. Подача сушимого материала осуществляется различного вида питателями, диспергирующими материал. При движении частиц влажного материала сверху вниз происходят процессы тепло-массообмена между теплоносителем и частицами.

Разработана новая комбинированная установка, обеспечивающая сушку и грануляцию материала. Распылительно-кипящая сушилка гранулятор (РКСГ) системы НИУИФ испытана в полупромышленном масштабе при производительности по сухому продукту до 300 кг/ч. Напряжение по испаренной влаге на весь объем установки равно 35—50 кг/м³·ч. Величина гранул легко регулируется широком диапазоне. Установлено, что гранулирование происходит за счет послойного нарастания материала на мелкие частицы, являющиеся центрами гранулообразования. Данная установка не требует специального возврата размолотых товарных частиц, так как при работе можно одновременно полу-

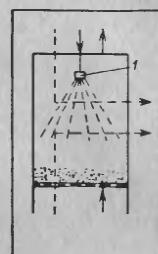


Рис. 110. Комбинированная сушилка:
— линия раствора; - - линия потока газа

чать продукт в виде пыли с возвратом ее в качестве центров гранулообразования в установку. Периодически добавляя в суспензию красящее вещество, удалось выявить механизм образования гранул. Гранулы в разрезе имеют концентрические окружности из подкрашенного вещества. Необходимо отметить, что при гранулообразовании одновременно происходит истирание частиц. Скорость истирания зависит от свойств материала, влажности его, скорости газов в кипящем слое, величины гранул их плотности и т. д. Таким образом, регулируя соотношение интенсивности гранулообразования и истирания, можно в зависимости от режима работы получать продукт с различной величиной частиц.

Следует добавить, что крупные частицы опускаются вниз к решетке и выводятся из установки. Согласуя скорость роста гранул с длительностью пребывания их в кипящем слое, можно также предупредить непрерывное увеличение частиц с нарушением работы установки. Однако для некоторых материалов, обладающих большой адгезионной способностью, пока в установках кипящего слоя не удалось стабилизировать величину гранул. Снизить скорость роста гранул можно уменьшая концентрацию солей в исходном растворе. Однако это в большинстве случаев экономически не оправдывается. Например, при сушке раствора $KCl + H_3PO_4$ с содержанием сухих веществ до 40% в кипящем слое продукт получался стабильным по гранулометрическому составу. При содержании сухих веществ в пульпе 50–60% пока не удалось предупредить непрерывный рост гранул.

На установке РКСГ при сушке различных растворов и пульп минеральных удобрений готовый продукт получается с содержанием товарных фракций 2–4 мм в пределах 75–95%. На рис. 111 показано колебание в гранулометрическом составе готового продукта за трое суток непрерывной эксплуатации установки. Для рассева каждый час бралась проба в количестве 50 кг. При автоматизации установки и стабилизации исходной пульпы гранулометрический состав продукта будет более стабильным. Установка РКСГ выгодно отличается от аппарата кипящего слоя для сушки и грануляции ниторфоски, разработанного в МИХМе и опробованного в лабораторных условиях при кратковременной эксплуатации с решеткой диаметром 250 мм.

При участии авторов данной монографии разработан способ сушки и дегидратации растворов солей фосфорной кислоты [64]. С целью интенсификации процесса раствор под давлением 60–150 ат нагревают до температуры 250–350°C, затем подвергают распылению со снижением давления в сушильном аппарате.

На рис. 112 представлена схема реализации способа. Диспергированный раствор вскипает, причем удаляется до 50% влаги. В качестве теплоносителя могут использоваться газы, получаемые от сжигания жидкого или газообразного топлива в

в топке 6. С температурой 1000–1200°C они поступают в теплообменник 7, где охлаждаются до температуры 600°C. При этой температуре газы поступают в прокалочную зону (нижнюю часть сушильно-прокалочной камеры 5) под верхнюю тарелку и далее через центр направляются в камеру.

Распыленные и частично обезвоженные частицы раствора, встретившись с газом, окончательно высушиваются и частично дегидратируются, находясь во взвешенном состоянии. Далее они попадают последовательно на верхнюю и нижнюю прокалочные тарелки, обогреваемые газами, и процесс дегидратации завершается.

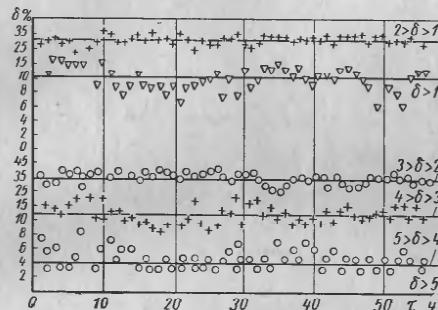


Рис. 111. Изменение гранулометрического состава продукта в процессе работы РКСГ (размер δ в мм)

шается окончательно. С прокалочных тарелок продукт с температурой 300–350°C поступает на охлаждающие тарелки и охлажденный выводится из установки.

Газы, пройдя зону дегидратации и сушки с температурой 150°C, выводятся из установки. После этого они поступают в систему пылеотделения, состоящую из сухих циклонов и мокрого скруббера. Сухой продукт из циклонов подается в прокалочную зону установки.

В данном решении производительность сушильного аппарата значительно выше по сравнению с аналогичными схемами без перегрева. Предварительное использование тепла топочных газов в теплообменнике, что исключает разбавление топочных газов холодным воздухом, значительно повышает термический к. п. д. установки при той же температуре отходящих газов.

Разновидностью сушки жидких неорганических растворов, обеспечивающей высокие технико-экономические показатели процесса, является способ, схема реализации которого представлена на рис. 113.

Подвергаемый сушке раствор предварительно сгущается до состояния, близкого к насыщению в выпарных аппаратах. Затем насосом высокого давления 1 при $P = 215 \div 220$ ат он подается в поверхностный теплообменник 2, где нагревается горячими топочными газами. При этом раствор сохраняется однородным. Существенно, что растворимость многих неорганических солей увеличивается. Из теплообменника 2 раствор подается в распылительную камеру 3 через коническую насадку или форсунку. При впрыскивании раствора в камеру 3 его давление

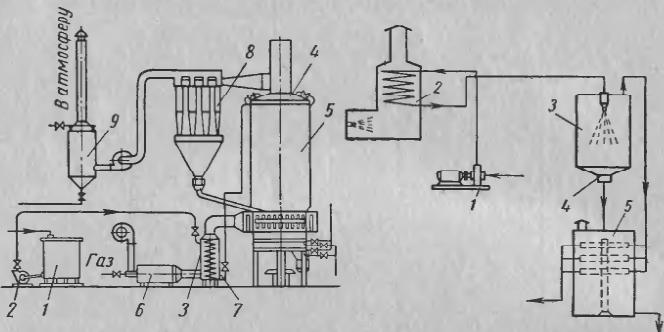


Рис. 112. Схема сушки и дегидратации растворов солей фосфорной кислоты:

1 — сборник; 2 — насос; 3 — теплообменник; 4 — соленоид; 5 — сушильно-прокалочная камера; 6 — топка; 7 — теплообменник; 8 — циклон; 9 — скруббер

снижается до 2 ат. При этом перегретая жидкость распыливается, а влага частично испаряется и удаляется из камеры 3 в виде пара. Полученный продукт с пониженной влажностью выводится из камеры 3 шнековым затвором 4 в сушилку 5 второй ступени, например, с врачающимися тарелками, в которой происходит дополнительная досушка. Вторичный пар из распылительной камеры 3 также подается в сушилку 5, где его удельная теплота конденсации используется для досушки продукта.

При сушке полимерных и некоторых других органических материалов возникает необходимость в качестве теплоносителя использовать инертные газы, перегретые пары.

Начало использованию перегретого пара жидкости, удаляемого из сушильного материала, положено в XIX веке. Основные технические сложности при этом обусловлены необходимостью сооружения пароперегревателей. В настоящее время исследованы возможности перегрева пара низкого давления до 1000—

Рис. 113. Схема обезвоживания перегретых растворов:

1 — насос; 2 — теплообменник; 3 — камера; 4 — затвор; 5 — сушилка

1200° С при помощи теплообменников с твердым промежуточным теплоносителем. Хотя перегретый пар издавна применялся в качестве теплоносителя наряду с воздухом и топочными газами, однако до настоящего времени почти отсутствуют достаточно полные исследования по изучению количественных закономерностей переноса тепла и массы при сушке перегретым паром. Изучая особенности тепло- и массообмена при испарении жидкости в свои перегретые пары Чу, Лейн, Конклин [117], Вензель и Уайт [151] показали, что интенсивность испарения в среде перегретого пара превышает интенсивность испарения в воздухе или топочных газах. Это объясняется, в частности, тем, что значение коэффициента теплообмена от перегретого пара больше, чем от воздуха или топочных газов. Кроме того, оказывается отсутствие диффузионного сопротивления газовой пленки вблизи поверхности материала. Построив зависимость интенсивности испарения от начальной температуры сушильного агента по данным Лейна и Стерна [133], можно показать (рис. 114), что с увеличением начальной температуры пара его преимущества как теплоносителя по сравнению с воздухом становятся более очевидными.

Из рис. 114 видно, что при низких температурах сушильного агента интенсивность испарения в воздухе

$$q_{m\alpha} = \frac{a_n \Delta t_n}{r} \quad (224)$$

выше, чем в перегретом паре

$$q_{m\alpha} = \frac{a_n \Delta t_n}{r}. \quad (225)$$

Это объясняется тем, что при температурах 100—120° С

$$\frac{\alpha_s}{\alpha_n} \approx 1,1 \div 1,5$$

и, кроме того,

$$\Delta t_s = t_c - t_m > \Delta t_n - t_c - t_m,$$

так как $t'_m > t_m$.

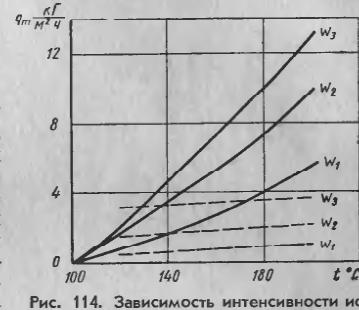


Рис. 114. Зависимость интенсивности испарения от температуры сушильного агента при различных весовых скоростях потока:

— перегретый пар;
— воздух; $W_1 = 1000 \text{ кГ}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}; W_2 = 3000 \text{ кГ}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}; W_3 = 6000 \text{ кГ}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$

С увеличением начальной температуры сушильного агента соотношение между коэффициентами теплообмена α_n и α_e , как отмечено выше, меняется в пользу первого $\frac{\alpha_n}{\alpha_e} \approx 2 \div 3$; несмотря на то, что $\Delta t_n < \Delta t_e$

$$\alpha_n \Delta t_n > \alpha_e \Delta t_e.$$

Несмотря на существующую тенденцию повышать начальную температуру сушильного агента (до 1000°C), экспериментальные данные по исследованию интенсивности испарения в среде перегретого до 800—1000°C пара нам неизвестны.

Для оценки скорости сушки в первом периоде в первом приближении может быть использована работа Чу, Лейна и Конклина [117].

Интенсивность испарения в периоде падающей скорости зависит не только от интенсивности подвода тепла к материалу, но также и от скорости внутреннего переноса массы. Можно лишь отметить, что время сушки при использовании перегретого пара в периоде падающей скорости должно быть ощущимо меньше, чем при сушке воздухом или топочными газами.

Таким образом, можно считать установленным, что перегретый пар как теплоноситель обеспечивает более эффективное проведение конвективной сушки.

На рис. 115 показана принципиальная схема сушильной установки на перегретом паре: 1 — топка под давлением; 2 — камера нагрева твердого теплоносителя; 3 — камера нагрева пара; 4 — стояк подъемного устройства; 5 — сушильная камера; 6 — конденсатор; 7 — вентилятор.

Появление дополнительного теплообменника, которого обычно нет в схемах, где теплоноситель воздух, объясняется высокими коэффициентами теплообмена при конденсации пара, что позволяет создать несложный по конструктивному оформлению и недорогой по капитальным затратам аппарат для утилизации теп-

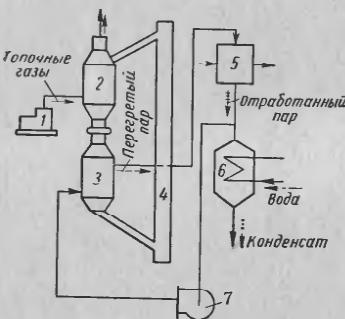


Рис. 115. Принципиальная схема сушильной установки на перегретом паре:

- 1 — топка под давлением; 2 — камера нагрева твердого теплоносителя; 3 — камера нагрева пара; 4 — стояк подъемного устройства; 5 — сушильная камера; 6 — конденсатор; 7 — вентилятор

ла паров, уходящих из сушилки. Использовать физическое тепло отходящих газов в сушилках, где в качестве теплоносителя используется воздух или топочные газы, часто экономически нецелесообразно.

Кроме того, необходим теплообменный аппарат для получения пара заданных начальных параметров. Поскольку с увеличением начальной температуры теплоносителя преимущества перегретого пара по сравнению с воздухом или топочными газами более очевидны, то желательно иметь температуру перегрева пара 600—1000°C. Достигнуть таких температур в рекуперативных теплообменниках чрезвычайно удорожает стоимость сушки из-за необходимости применения особых легированных сталей.

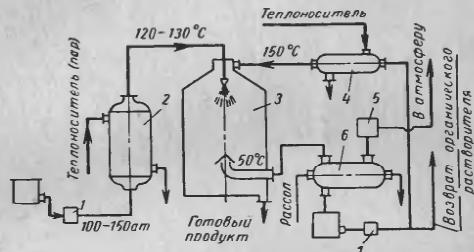


Рис. 116. Схема сушки с перегревом раствора под давлением и возвратом органического растворителя:
1 — насос; 2 — теплообменник; 3 — сушилка; 4 — испаритель;
5 — вакуум-насос; 6 — конденсатор.

Наиболее перспективными для получения пара высоких температур и небольших давлений оказываются теплообменники с промежуточными твердыми теплоносителями (CaO, микролит).

Для сушки растворов, из которых испаряются органические растворители, применяется предварительное нагревание его при давлении до 100 ат с последующим распылением в вакуумную камеру. Дополнительное тепло вводится в камеру за счет подачи перегретых паров органического растворителя. В этом случае удается интенсифицировать процесс сушки и полностью вернуть в технологический цикл ценный растворитель (рис. 117).

Испарение органических растворителей во многих случаях наиболее рационально производить в среде перегретого водяного пара. Это позволяет получить инертную среду при испарении взрывоопасных растворителей и создать экономичную установку. Схема такой установки показана на рис. 117.

Раствор, при сушке которого испаряется органический растворитель, поступает в поверхностный теплообменник 1, где

нагревается паром до максимально возможной температуры и подается на центробежный диск 2, которым распыливается. Диск приводится во вращение от электродвигателя через редуктор, установленный в верхнем перекрытии сушильной камеры. Сушильная камера 3 представляет собой цилиндрическую башню. В нее сверху вводится перегретый пар при температуре 150—500°С в зависимости от свойств высушиваемого раствора и испаряемой жидкости (растворителя). Частицы раствора, взаимодействуя с перегретым паром, высушиваются, и основная часть выпадает на дно сушильной камеры. Порошок продукта

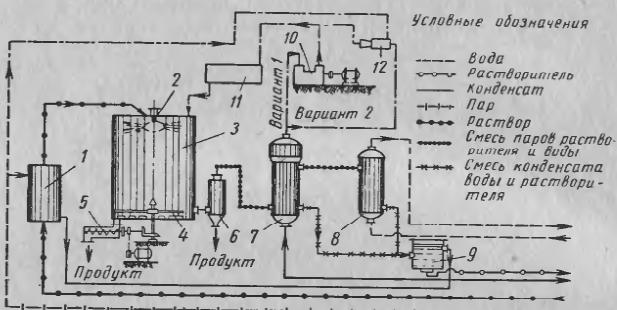


Рис. 117. Схема распылительной установки с применением для сушки перегретого пара:

1 — теплообменник; 2 — диск; 3 — сушильная камера; 4 — скребки; 5 — шnek; 6 — циклон; 7 и 8 — трубчатые теплообменники; 9 — разделительный сосуд; 10 — турбокомпрессор; 11 — перегреватель; 12 — пароструйный насос

непрерывно удаляется из камеры с помощью механических скребков 4 или щеток через специальные уплотняющие затворы. Смесь паров воды и органического растворителя в перегретом состоянии вместе с мелкими частицами продукта поступает в циклон 6, в котором выделяется сухой продукт. Далее пары воды и растворителя идут в трубчатый теплообменник 7, где частично конденсируются. Выделяемое при конденсации тепло идет на испарение воды, поступающей из разделительного сосуда 9. Образующийся конденсат воды и растворителя поступает в разделительный сосуд. Несконденсированная часть паров воды и растворителя идет в теплообменник 8, в котором пары охлаждаются и полностью конденсируются.

Для охлаждения служит вода. Конденсат воды и растворителя также подается из теплообменника в разделительный сосуд. В этом сосуде растворитель, как наиболее тяжелый, оседает на дно, а над ним находится вода.

Растворитель из разделительного сосуда вновь возвращается в производство, а вода поступает в теплообменник-испаритель 7. С помощью турбокомпрессора в испарителе создается такое разрежение над поверхностью воды, при котором можно получить температуру кипения ее ниже температуры точки росы (конденсации) смеси водяных паров и растворителя. Турбокомпрессором насыщенный водяной пар сжимается до давления несколько больше 1 ат, из расчета преодоления сопротивления тракта при движении паровой смеси в установке. Турбокомпрессором сжатый водяной пар подается в перегреватель 11 и далее в сушильную камеру. Разрежение в испарителе можно создать и пароструйным компрессором 12.

Положительные результаты получены при сушке хлорбензольного раствора перхлорвиниловой смолы в токе перегретого водяного пара при температуре около 500°С.

Использование тепла конденсации смеси паров воды и растворителя за сушилкой и полный возврат на производство растворителя делает эту схему экономичной.

В заключение настоящего параграфа рассмотрим особенности акустической сушки. Существующие гипотезы о механизме акустической сушки сводятся к нижеследующему [72].

Согласно Буше, акустические колебания оказывают воздействие на внешний перенос массы при испарении. Гречуш полагает, что звуковые волны способствуют также внутреннему переносу.

Увеличение коэффициентов переноса массы при этом происходит за счет следующих явлений: уменьшается вязкость жидкости; пульсации находящихся в порах и капилярах пузырьков при периодическом изменении давления и температуры среды способствуют «выдавливанию» жидкости.

Ю. Я. Борисов [11] указывает на возможность возникновения в озвученной газообразной среде акустических течений. Основанием для такого предположения служит установленный экспериментально факт совпадения интенсифицирующего действия звука с началом взмучивания сухих порошков в узловых точках стоячей волны.

Однако вышеупомянутые гипотезы в дальнейшем не нашли убедительного подтверждения.

В лаборатории ультразвука Акустического института АН СССР было экспериментально показано, что наибольшее ускорение сушки происходит в пучностях колебательной скорости; в узлах же колебательной скорости, где скорость акустических течений сохраняет конечную величину, ускорение сушки отсутствует. Акустическая сушка происходит по принципу конвективной (а не вакуумной) сушки, так как в пучностях колебательной скорости звуковое давление минимально (теоретически равно нулю) [72].

Чем грубодисперснее капли, чем меньше общее количество испаряемой влаги (при той же весовой концентрации капель и, конечно условии, что $Re > 1$, $\mu_g \rightarrow 1$).

Применимально к распылительной сушке вязких растворов в производстве сухого молока, мыла и других продуктов Хорсном и Дансером в 1951 г. предложен так называемый звуковой метод рассеяния влажных продуктов.

1. Метод обработки влажных веществ, заключающийся во вспрыскивании различного размера частиц влажного вещества в горячий газ с целью образовать аэрозоль и облучении сформированного таким образом аэрозоля высоконапряженными звуковыми волнами с уровнем силы звука, по крайней мере, 150 дБ при частоте около 3,5 Гц, посредством чего звуковые волны не только промотируют испарение влаги, но также формируют сухие агрегаты частиц.

2. Метод обработки влажных веществ, заключающийся во вспрыкивании различного размера частиц влажного вещества в поток горячего сухого газа, гепстрировании в нем звуковых волн частотой около 3,5 кГц с уровнем звука, по крайней мере, 150 дБ с целью сообщить частицам скорости, различающиеся в соответствии с размером частиц, и затем обеспечить сепарацию вещества из газа.

Несмотря на заведомо относительно высокие затраты для осуществления акустико-распылительной сушки в ряде ответственных случаев она оказывается целесообразной.

Сушка распылением широко применяется в различных отраслях промышленности. Большее распространение она получает в химической и строительной промышленности. В пищевой промышленности высушивается этим способом: молоко и молочные продукты, яйца, альбумин, различные соки, сливки, патока, томаты, картофель сырой и вареный, экстракт кофе и чая, препараты какао, сыворотки, детское молоко и т. д.

Для примера остановимся на режимах сушки некоторых растворов.

Сушка аммофоса. Лабораторные опыты по сушке аммофоса позволили запроектировать промышленную сушилку с дисковым распылителем. Начальная температура газов 650°С, за сушилкой 120°С.

Влажность пульпы 40—50%, сухого продукта 0,5—1,5%. Напряжение объема камеры по испаренной влаге составляет 6—8 кГ/м³·ч.

Сушка сульфата аммония. Данные полупромышленных опытов показали, что при температурном режиме $t_1 = 400 \div 500^\circ\text{C}$ и $t_2 = 110 \div 117^\circ\text{C}$ и снижении влажности от 50—52% до 0,4—0,8% качество материала не ухудшалось. Напряжение по влаге камеры при пневматическом распылении воздухом составляло 5—6 кГ/м³·ч. Объемный вес порошка 400—470 кГ/м³.

Сушка микрошариков фенольно-формальдегидной смолы. При сушке в инертной среде или смеси продуктов горения с возвратом отработанного газа начальная температура 350—450°С. Конечная температура 125—130°С, обеспечивающая завершение процесса перехода смолы в необратимую форму во взвешенном состоянии. Распыление можно производить форсунками перегретым паром и центробежными дисками. Объемный вес порошка при $t_1 = 500^\circ\text{C}$ равен 80—100 кГ/м³, а при $t_1 = 350^\circ\text{C} — 200 — 240 \text{ кГ/м}^3$. Готовый продукт необходимо подвергать воздушной сепарации с целью отбора целых частиц, представляющих собой пустотелые шарики. Интересно опробовать сушку этого продукта в токе паров H_2O с предварительным перегревом раствора. Для сушки рациональнее использовать смолу с более глубокой конденсацией (вязкость 6,5° по Энглеру). Напряжение камеры по влаге составляет 1 кГ/м³·ч.

Сушка азотокислого хрома [(Cr(NO₃)₃·9H₂O]. При нагревании до 50—90°С он становится жидким. В распылительной сушилке удаляется кристаллизационная вода и идет частичное разложение с образованием Cr_2O_3 . При $t_1 = 470^\circ\text{C}$ и $t_2 = 150 \div 160^\circ\text{C}$ удаляется вода от 40 до 16% с разложением азотного хрома до 50%. Распыление производилось при давлении скатого воздуха 5 ат. Продукт получается с хорошими сыпучими свойствами и имеет объемный вес 50—180 кГ/м³. Дальнейшее удаление воды и разложение можно производить при использовании противоточной комбинированной установки.

Теплопроводность порошка 0,042 ккал/м·ч·град и угол естественного откоса 49—50°.

Сушка мочевинно-формальдегидной смолы (синтетический клей). Процесс сушки с получением водорастворимого порошка протекает удовлетворительно только при определенных значениях степени конденсации смолы. Режим сушки смолы: начальная температура 200—250°С и конечная 70—78°С; теплоносителем могут быть нагретый воздух или продукты горения газа. При сушке раствора с влажностью 50% до 1,5—2% получается белый сыпучий порошок с хорошей растворимостью, с пределом прочности в сухом состоянии 142—193 кГ/см². Продукт является гигроскопичным. Распыление форсунками или диском. Напряжение единицы объема по влаге при указанном режиме сушки составляет 1 кГ/м³·ч.

Сушка динатрийфосфата. Начальная влажность 40—50%, конечная 1,5—2%. Режим сушки: $t_1 = 500^\circ\text{C}$; $t_2 = 140^\circ\text{C}$, параллельное движение материала и теплоносителя. Распыление раствора при температуре 90—110°С механическими форсунками при давлении 80—140 ат. Напряжение по влаге объема камеры составляет 5,5—6 кГ/м³·ч.

Сушка конденсированной сульфитно-спиртовой барды. Распыление производится центробежными дисками. Режим сушки:

начальная температура газов $t_1 = 400^\circ\text{C}$, конечная $t_2 = 90^\circ\text{C}$, влажность до сушки 60%, порошки 6—8%. Напряжение по влаге 5—6 $\text{kG}/\text{m}^3 \cdot \text{ч}$. Порошок сыпучий, полностью растворяется в воде, водоотдача соответствует исходной жидкой барде, угол естественного откоса 65°.

Сушка цианоуксуснокислого натрия. Раствор имеет влажность 66% и высыпается до 0,5%. Сушка производится воздухом с $t_1 = 140^\circ\text{C}$. Распыление производится механическими форсунками с давлением до 100 ат. Температура отработанного воздуха 80°C . Напряжение по влаге камеры равно 3 $\text{kG}/\text{m}^3 \cdot \text{ч}$.

Сушка яиц. В распылительных установках высыпается белок, желток или вместе белок и желток. Распыление производится с помощью центробежных дисков или механическими форсунками при давлении 150 ат. В качестве агента сушки применяется нагретый воздух или продукты горения газа. При работе установки по принципу параллельного тока температура газов перед сушилкой составляет до 175°C , продукт получается высокого качества. Влажность яичного порошка после сушки 3—5%. Однако с целью удлинения срока сохранности порошка иногда конечную влажность доводят до 1% путем подсушки в потоке сухого нагретого газа температурой 75°C . После сушки яичный порошок охлаждается до 30°C воздухом температурой 24°C . По литературным данным, для улучшения качества продукта раствор необходиимо перед распылением охлаждать до 4—5°С. Вследствие высокой вязкости и ухудшения качества продукта предварительное сгущение раствора в скруббере не применяется.

Сушка молока. Молоко сушится цельное, снятое или сгущенное. Оно может высыпаться также со специальными добавками (витамины, сахар и т. д.). Для распыления применяются центробежные диски или механические форсунки. Сушка производится нагретым воздухом с начальной температурой 130 — 140°C .

Наиболее рационально применять параллельное движение воздуха и частиц раствора. Для предварительного сгущения и улавливания пыли порошка в качестве последней ступени очистки газов применяется мокрый скруббер. Для увеличения объемного веса порошка раствор деаэрируют перед поступлением на распыливающий аппарат.

Сушка альбумина. Пищевой альбумин высыпается нагретым воздухом при начальной температуре 130 — 140°C и конечной 80°C . Технический альбумин сушится при начальной температуре до 180°C . В качестве агента сушки можно применять нагретый воздух или продукты горения газообразного топлива или малозольного твердого топлива. При этом режиме должен быть обязательно параллельный ток движения газов и раствора в сушильной камере. Альбумин можно распыливать с помощью механических форсунок и центробежными дисками.

Сушка костяного клея. Работы сушильной лаборатории ВТИ показали, что костяной клей более рационально высыпывать в распылительных сушилках. При этом способе сокращается расход электроэнергии по сравнению с существующим способом приблизительно в 2—3 раза в зависимости от используемого метода распыления раствора, расход топлива — в 4 раза и съем сухого клея с 1 m^3 здания в год — в 6 раз. Этот способ сушки заключается в следующем. Концентрированный бульон влажностью 45—50% при температуре 50 — 60°C после выпарных аппаратов и консервирования сернистым газом поступает на распыление, которое можно производить механическими форсунками при давлении 80—100 ат или центробежным диском. В качестве сушильного агента могут применяться топочные газы, получаемые от скжигания мазута или газообразного топлива, температура газов перед сушилкой 350 — 400°C . Сушильная камера работает по принципу параллельного тока. Сухой клей брикетируется в плитки. В качестве третьей ступени очистки газов применяется скруббер, в который подается вода. Из скруббера выходит бульон концентрацией 7—8% и поступает в выпарные вакуум-аппараты.

Сушка хлористого кальция. Раствор хлористого кальция с начальной влажностью 68% сушится нагретым воздухом начальной температурой 300 — 320°C . Воздух нагревается в газовом калорифере. Распыление раствора производится пневматическими форсунками сжатым воздухом. Сушильная камера работает по принципу параллельного тока. Хлористый кальций высыпывается до влажности 10%. В качестве первой ступени газов применяются центробежные циклоны, второй ступени — мокрый скруббер, в котором распыливается высыпываемый раствор. Напряжение единицы объема камеры по испаренной влаге составляет $10 \text{ kG}/\text{m}^3 \cdot \text{ч}$. Необходимо отметить, что более экономично производить распыление хлористого кальция (истинного раствора) с помощью механических форсунок.

Сушка сульфитных щелоков. Сульфитные щелоки, предварительно сгущенные в выпарных аппаратах, поступают на сушку с начальной влажностью 50%. Сульфитные щелоки могут гореть, однако в распылительных сушилках они сушатся при начальной температуре газов 500°C . В качестве агента сушки применяются продукты горения топлива. Сульфитные щелоки распыливаются с помощью пневматических форсунок внешнего смешения насыщенным паром при давлении 4 ат или центробежными дисками. Получаемый порошок имеет влажность 2—3% при температуре газов внизу сушильной камеры 130 — 135°C (при паровом распыле). Для выделения частиц продукта из потока газов применяются циклоны и мокрый скруббер. Скруббер служит не только для очистки газов, но и является теплоиспользующим аппаратом, в котором распыливаются сульфитные щелоки. Напряжение единиц

ници объема сушильной камеры по испаренной влаге составляет 12,5—13,5 кг/м³·ч (при распылении форсунками).

Сушка апельсинового сока. Апельсиновый сок чрезвычайно чувствителен к нагреву, при сушке его в обычных условиях теряется большое количество витаминов. Этот сок хорошо высушивается в распылительной сушилке при разрежении. Апельсиновый сок предварительно стущается до влажности 50% в вакуумных выпарных аппаратах при остаточном давлении 10 мм рт. ст.

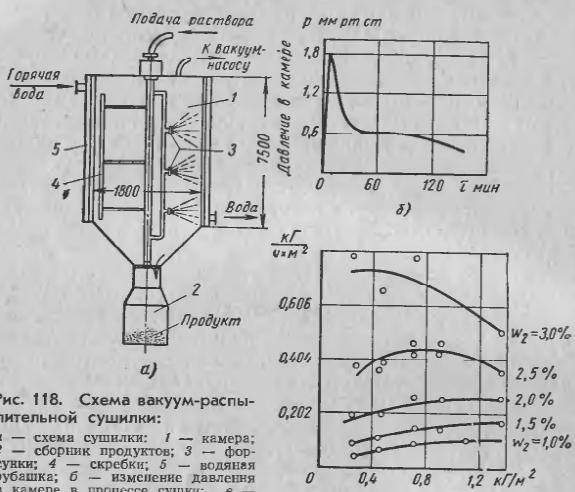


Рис. 118. Схема вакуум-распылительной сушилки:

а — схема сушилки: 1 — камера; 2 — сборник продуктов; 3 — форсунки; 4 — скребки; 5 — водяная рубашка; б — изменение давления в камере в процессе сушки; в — зависимость интенсивности сушки от конечной влажности продукта и нагрузки поверхности камеры

Сгущенный раствор подается на распылительную сушилку (рис. 118) периодического действия. Сушилка представляет собой цилиндрическую камеру диаметром 1,8 м и высотой 7,5 м. Внутри камеры на вращающейся оси расположены механические форсунки и скребки. Принцип работы уставочки следующий. Диффузионным насосом создается разрежение в камере с остаточным давлением 0,3—0,4 мм рт. ст. Концентрированный раствор, после того как создалось необходимое разрежение в камере, распыливается насосом с помощью механических форсунок. При распылении происходит интенсивное испарение, вследствие чего давление в камере повышается до 1,8 мм рт. ст. (рис. 118). Влажный продукт оседает на вертикальные стенки камеры, где досушивается до определенной конечной влажности (1—2%).

Таблица 8
Качественные показатели томатного порошка по данным А. А. Штерна

Масса	Порошок	Содержание сахара в %		Аскорбиновая кислота в мг	
		Масса	Порошок	Масса	Порошок
9,3	9,6	41,8	41,4	123,7	102,8
9,9	10	55,7	55,0	142	113,7
10	9,8	55,2	55,0	141,4	118,2
10,2	10	54,4	54,1	117,8	94
9,7	9,8	53,9	54,1	125,6	105,1

Таблица 9
Показатели промышленных распылительных сушилок

Конструкция сушилок	Материал	Диаметр в м	Способ распыления	Температура газов в °C	Производительность G ₁ в кг/ч	Количество испаряющейся влаги в кг/ч	Начальная влажность в %	Напряжение по влаге кг/м ²
Отечественные сушилки	Краситель	5,8	Диском	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	Диском	150	750	300	40	4,2
Неорганические соли		5,5	Пневматический	400	2700	2000	74	8
Специи	Кормовые дрожжи	10,0	Диском	350	5200	4000	90	7,5
	Аммофос	9,0	"	650	8000	4000	50	8,0
	Динатрий-фосфат	10,0	Механический	500	16 000	8000	50	5,5
ЦАН	Молоко	4,5	Диском	150	550	300	54	4,0
	Бензосульфат патрия	9,0	"	500	11 000	5000	50	11,0
НЕМО	Кровь	2,9	"	140	90	80	89	2,5
	"	4,7	"	140	430	360	84	4,2
	Крупяные отвары	4,5	"	140	550	300	55	4,1
Лурги	Молоко	5,0	"	140	—	—	57	3,0
	Сульфат	8,0	Механический	300	14 000	5600	40	8,0
Кестнер	"	4,0	"	500	3100	2500	82	10,0
	"	5,7	"	300	8400	4200	50	7,5
Ниро-Атомайзер	Кормовые дрожжи	7,5	Диском	300	2300	1800	80	4,5
Нубилоза	CaCl ₂	5,5	Пневматический	310	1400	1100	79	9,0
Геринг	Кровь	6,0	Механический	135	1100	800	75	3,7
Отечественная сушилка	Двойной суперфосфат	9,0	Диском	550	12 000	4800	40	9,0

Стенки камеры обогреваются водой при температуре 50—55° С. Равномерное распределение влажного продукта по камере при распылении обеспечивается вращением форсунок вокруг вертикальной оси. Во время досушки осевшего на стенки влажного продукта давление в камере уменьшается до 0,5—0,6 мм рт. ст. После того как продукт подсохнет, он счищается с помощью скребков. Высушенный продукт удаляется из камеры через специальный затвор в приемник и поступает на упаковку в стеклянную тару. В помещении для упаковки относительная влажность воздуха поддерживается равной 12%. Производительность указанной установки составляет 95 кг/ч по сухому порошку. На рис. 122, в показано изменение средней интенсивности сушки, отнесенной к 1 м² внутренней поверхности сушильной камеры, в зависимости от конечной влажности порошка и удельной нагрузки поверхности камеры (толщины слоя влажного порошка на поверхности камеры).

Сушка томатного порошка. Паста влажностью 70% высушивается в дисковой распылительной сушилке до 4%. Начальная температура теплоносителя 160—180° С, конечная 70—75° С. Химический состав томатной массы во время сушки не изменяется, кроме снижения содержания аскорбиновой кислоты на 17—20% (табл. 8).

Для охлаждения томатного порошка после сушки в целях восстановления его сыпучести и сохранения качества необходимо предусматривать в конце сушки зону охлаждения или вдувание охлаждающего воздуха.

В табл. 9 приводятся показатели работы промышленных распылительных сушилок.

ГЛАВА V

ОСНОВЫ РАСЧЕТА И ПРОЕКТИРОВАНИЯ ЭЛЕМЕНТОВ СХЕМ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ

Надежность и эффективность работы схем распылительной сушки в большой мере определяется правильностью выбора расчета и конструирования таких элементов как устройства для разделения сухого продукта и теплоносителя, подогревателей (или генераторов) теплоносителя, затворов и т. д.

УСТРОЙСТВА ДЛЯ ВЫВОДА СУХОГО ПРОДУКТА ИЗ СУШИЛЬНОЙ КАМЕРЫ

Экономичность сушки распылением особенно зависит от полноты сбора высшенного продукта в случае сушки дорогостоящих пищевых, лекарственных и химических продуктов. В некоторых случаях требуется полная очистка выбрасываемых в атмосферу отработанных газов из-за санитарных требований.

Величина частиц, получаемых при сушке распылением, колеблется в широких пределах. Крупные частицы оседают в сушильной камере, а мелкие, несмотря на небольшие скорости газа, выносятся вместе с ним из камеры. Поэтому сбор высшенного продукта связан с удалением его из сушильной камеры и выделением мельчайших частиц из отработанного газа.

В промышленных установках обычно применяют два основных способа удаления порошка из сушильной камеры. Первый заключается в том, что порошок осыпается по конусному дну камеры и попадает в приемный бункер или пневмотранспортом подается в пылеотделительные аппараты. Вторым способом является удаление порошка со дна камеры с помощью специальных приспособлений (скребков, щеток). Уходящие мельчайшие частицы продукта вместе с отработанными газами выделяются в пылеотделителях.

В первом случае дно сушильной камеры делается в виде усеченного конуса. Угол конусности выбирается в зависимости от сыпучих свойств высшенного порошка, в частности угла естественного откоса.

При этом способе порошок, как правило, весь собирается пневмотранспортом и выделяется в пылеотделительных аппаратах.

так. Здесь не требуется специальных приспособлений; способ легко осуществим, если дисперсный порошок обладает хорошей сыпучестью. Сушильные камеры при конусном дне получают очень высокими. Кроме того, при нарушении распыления по каким-либо причинам спускной патрубок может быть забит влажным порошком, что вызывает остановку сушилки.

Если газы отводятся в верхней части конуса, то последний не изолируется. Это позволяет предупредить перегрев материала или одновременно осуществлять его охлаждение за счет подачи холодного воздуха снизу или через жалюзийную стенку конуса.

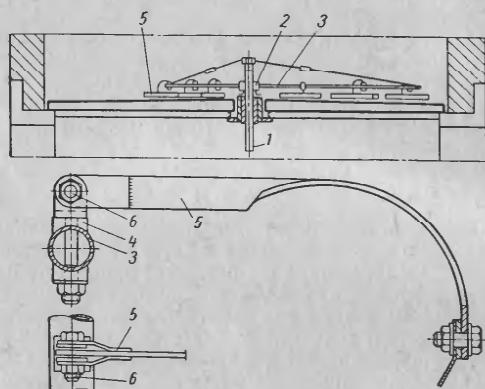


Рис. 119. Конструкция скребка

Для улучшения сбора материала на металлическом конусе устанавливаются ударные механизмы с электроприводом. Обычно их устанавливают на средней части конуса по окружности в количестве 6—8 шт. Они автоматически включаются последовательно через определенные промежутки времени.

При выводе порошка из сушилки с помощью скребков или других приспособлений дно сушильной камеры делается плоским. Это позволяет значительно снизить необходимую высоту сушильной камеры. Конструкция скребка приводится на рис. 119. На валу 1 устанавливается головка 2, к которой крепятся спицы 3. На спицах устанавливаются специальные держатели 4, которые могут перемещаться вдоль спицы и вращаться вокруг вертикальной оси. Скребок 5 на оси 6 прикрепляется свободно к держателю. За счет поворота держателя вокруг вертикальной оси можно изменить угол между осью спицы и скребком. Расположение скребков и угол поворота их в горизонтальной плоскости

зависит от места вывода порошка из камеры. При выводе из камеры порошка с помощью скребков можно легко осуществить его охлаждение или досушку. Для этой цели дно сушильной камеры делается пустотелым и в него подают холодную или горячую воду.

Отдельный вывод порошка из камеры и из пылеотделителей применяется, когда желательно получить разделение продукта по фракциям. Например, в распылительной сушилке часть порошка получается крупнее, чем требуется по технологическим условиям. В этом случае рационально крупный порошок выделить отдельно из сушильной камеры и затем подвергнуть его размолу.

Иногда в сушильных камерах осевший на дно порошок сдувается струями воздуха и удаляется вместе с отработанными газами или собирается через вращающуюся трубу с отверстиями, которая работает по принципу пылесоса.

Для очистки стенок камеры от осевшей пыли в некоторых случаях применяют обдув сжатым воздухом при помощи вращающейся форсунки.

В местах выгрузки сухого порошка из сушильной камеры или циклонов для ликвидации подсосов воздуха в аппарат, в котором давление отличается от давления в месте выгрузки продукта, устанавливаются специальные затворы.

Обычно применяются лопастные затворы или мигалки. Мигалками называют качающиеся клапаны, назначением которых является защита того или другого элемента системы от прососов воздуха при переходе сыпучего тела из одной области давления в другую.

Клапан-мигалка открывается под действием веса порошка и держится открытой при движении порошка через него. При прекращении движения порошка клапан закрывается течку с помощью контргруза, уравновешивающего вес порошка и разность давлений. При непрерывном движении порошка затвором, препятствующим прососу воздуха, служит столб пыли, лежащей на мигалке.

Высота столба порошка определяется значением перепада давлений, который должен быть сохранен при перепуске сыпучего тела через мигалку. Расчет высоты столба ведется в предположении, что вес сыпучего тела на мигалке уравновешивает этот перепад давлений. Например, если при разрежении в циклоне, равном Δp_u мм вод. ст. надо сбросить пыль в какой-либо приемник с нулевым разрежением в нем, то соответствующая высота столба пыли над мигалкой при ее удельном весе γ_n кг/м³ определяется из уравнения

$$H_n = \frac{1000 \Delta p_u}{\gamma_n} \text{ мм.} \quad (226)$$

На рис. 120 показана мигалка, устанавливаемая как на вертикальных, так и наклонных течках. Особенностью данной конструкции является расположение клапана мигалки под углом 60° к оси потока, что обеспечивает более равномерный спуск материала, а следовательно, лучшую плотность установки и более

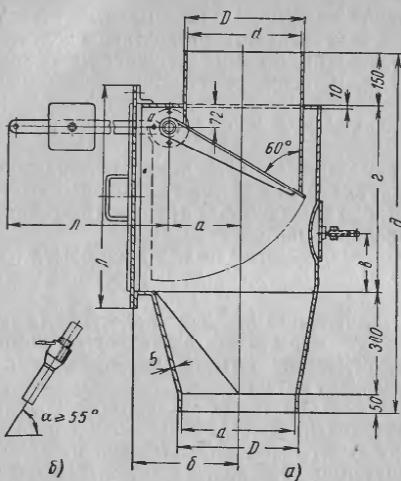


Рис. 120. Мигалка с наклонным положением закрывающего клапана:

a — конструкция; *b* — установка мигалки в наклонном положении

работает более равномерно, чем клапаны с односторонним спуском порошка.

При выгрузке порошка из камеры наиболее рационально устанавливать прямоугольные мигалки, а не шлюзовые затворы, так как последние могут часто забиваться комками продукта, которые неизбежно периодически образуются при эксплуатации сушилки.

При выводе недостаточно сыпучей тонкой пыли можно устанавливать для создания надежного затвора последовательно одну под другой две мигалки. Ввиду малых насыпных весов пыли, мигалки открываются последовательно одна за другой с помощью специального приспособления, например S-образного вращающегося рычага.

Наряду с мигалками применяют в качестве уплотняющих устройств лопастные затворы (рис. 122). У затвора ВТИ ротор 248

авливаемая как на вербенностью данной конструкции мигалки под углом к равномерный спуск ма-
нчность установки и более надежную работу ее по сравнению с хлопающими мигалками. Габаритные размеры мигалки приводятся в табл. 10.

На рис. 121 показана схема мигалки ВТИ, устанавливаемой на вертикальных течках. Ось 1 закрывающего клапана опирается на две призмы 2. На коромысле 3, соединенном с осью, с одной стороны подвешен груз 4, с другой прикреплена игла 5, несущая конусный клапан 6, свободно качающийся на игле. Весь механизм вместе с контргрузами заключен в герметический корпус 7.

Указанная конструкция обеспечивает хорошую плотность и

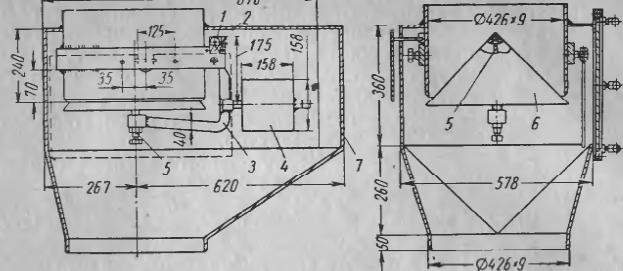


Рис. 121. Мигалка ВТИ с кольцевым спуском пыли:
 1 — ось; 2 — призмы; 3 — коромысло; 4 — груз; 5 — игла; 6 — конусный клапан;
 7 — корпус.

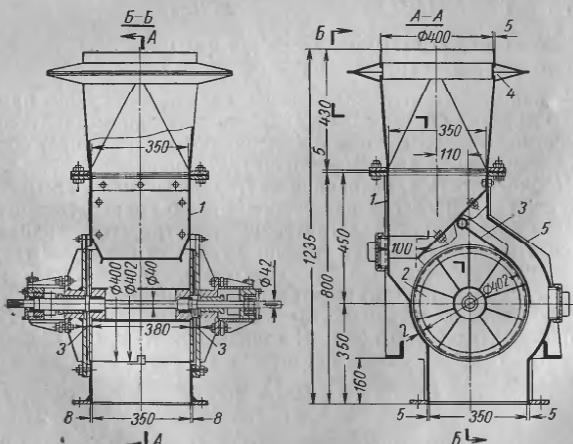


Рис. 122. Лопастной затвор ВТИ:
 1 — течка; 2 — ротор затвора; 3 — уплотняющий фартук; 4 — компенсатор;
 5 — кожух

вращается навстречу пыли, поступающей через течку. Пыль заполняет ячейки ротора через щель, образованную вертикальной стенкой канала и наклонным листом. Положение листа таково, что ячейка ротора не заполняется полностью. Это предохраняет затвор от заклинивания и обеспечивает надежную работу уплотняющего фартука 3, закрепленного на расстоянии 0,5 мм над обработанными поверхностями затвора. Затворы приводятся во вращение от электродвигателя через редуктор.

Таблица 10

Обозначение	Диаметр мигалки в мм			
	200	250	300	350
d . . .	203	250	300	350
D . . .	219	266	316	366
a . . .	150	175	200	225
b . . .	245	270	295	320
c . . .	125	125	150	175
g . . .	385	445	500	560
ø . . .	885	945	1000	1060
λ . . .	485	545	600	660

Число оборотов затвора определяется по формуле

$$n = \frac{G}{mflyk}, \quad (227)$$

где m — число секторов в шт.;
 f — площадь сектора в м^2 ;
 l — длина ротора в м ;
 k — коэффициент заполнения;
 γ — насыпной вес в $\text{кГ}/\text{м}^3$;
 G — производительность в $\text{кГ}/\text{сек}$.

УСТРОЙСТВА ДЛЯ ВЫДЕЛЕНИЯ СУХОГО ПРОДУКТА ИЗ ПОТОКА ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

В зависимости от физико-химических свойств сухого продукта, его дисперсности, а также скорости сушильного агента и аэродинамической обстановки в камере унос частиц может составлять значительную величину (до $30 \text{ Г}/\text{м}^3$ теплоносителя).

Необходимость улавливания частиц уноса чаще всего определяется экономической целесообразностью сохранить продукт, а также предотвратить загрязнение пространства вблизи сушилки. При использовании топочных газов от сжигания твердого топлива унос частиц несторевшего топлива и летучей золы может также составлять значительную величину.

Использование топочных газов в подобных случаях требует их предварительной очистки. В первом приближении эффективность очистки может быть определена по формуле

$$\eta_o = \frac{c_1 - c_2}{c_1} \cdot 100, \quad (228)$$

где c_1 и c_2 — соответственно весовые концентрации частиц в потоке до и после очистки в $\text{мг}/\text{м}^3$.

Определение η_o при улавливании полидисперсных частиц недостаточно для оценки эффективности. Эффективность, практическая ценность улавливающего устройства, в котором задерживается 70% мелких частиц, может быть выше эффективности устройства, в котором задерживается 95% крупных частиц.

При установке двух пылеуловителей, имеющих степени очистки η_1 и η_2 , общая степень очистки

$$\eta_o = \eta_1 + \eta_2 - \eta_1 \eta_2. \quad (229)$$

Существующие методы для отделения твердых частиц и капель от газового потока можно разделить на следующие группы:

1. Механическая или сухая очистка, при которой осаждение частиц происходит под действием силы тяжести или центробежной силы.

2. Мокрая очистка путем пропускания газа через слой жидкости или орошения его жидкостью.

3. Фильтрование газов через пористые материалы, не пропускающие частиц, содержащихся в газе.

4. Электрическая очистка газов 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 осуществлять на практике вышеуказанные методы.

ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ ПЫЛЕОТДЕЛИТЕЛИ (ЦИКЛОНЫ)

Более интенсивное и эффективное осаждение твердых частиц, взвешенных в газе, реализуется в центробежных аппаратах-циклонах. Действие центробежной силы, развиваемой газовым потоком, позволяет удалить из потока частицы диаметром до 5 мк. Сущность метода центробежного отделения частиц заключается в создании потока, движущегося со значительными скоростями, изменяющего направление движения. Обладая значительной инерцией, частицы не успевают за изменениями направления движения потока. Они продолжают движение в первоначальном направлении и оседают на стенах циклона. Поток газа, содержащего частицы, вводится по касательной в цилиндрическую часть аппарата (рис. 123). Газ проходит вдоль стенок аппарата по спиралям, а затем, описывая малые спирали, выходит вверх по центральной трубе. Частицы оседают на внутренней стенке циклона и падают в суженную конусообразную часть, откуда могут быть удалены.

Для улавливания уноса в сушильных установках наибольшее распространение ввиду простоты и дешевизны получили центробежные циклоны. Степень очистки газов в циклонах составляет 70—90%. Обычно циклон представляет собой цилиндр, к нижней

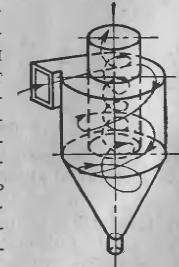


Рис. 123. Принцип работы циклона

части которого пристраивается конус с углом наклона не менее 60° . Нельзя допускать накопления пыли в нижней части циклона, так как это ведет к ухудшению его работы. Очищенные газы вываживаются по центральной выкидной трубе. Неплотности, имеющиеся в какой-либо точке пылеспускной системы, резко ухудшают степень очистки газа. При подсосе в спускной системе возникает движение воздуха навстречу осыпающейся пыли, и часть уловленной пыли уносится центральным вихрем в выкидную трубу. Подсос воздуха в размере 10—15% количества очищаемого газа может свести к нулю эффект работы аппарата.

Скорость газов во входном патрубке циклона составляет обычно 10—20 м/сек. Скорость движения в выходной трубе — от 3 до 8 м/сек.

Газоходы от сушильной камеры до циклонов подвержены забиванию пылью продукта, поэтому их необходимо делать с минимальным количеством поворотов и устанавливать специальные люки для чистки. В некоторых случаях для предупреждения быстрого застания стенок материалов последние делаются с водяной рубашкой. Причем, температура воды и соответственно стенок должна быть на несколько градусов выше температуры точки росы. Например, при сушке динатрийфосфата обычные газоходы приходилось чистить 1 раз в смену, а охлаждаемые водой 1 раз в двое-трое суток. Иногда на эти участки газоходов без рубашки устанавливаются вибраторы, которые автоматически включаются на 60—90 сек с интервалом 300—600 сек.

Степень очистки газа от пыли в циклонах зависит от свойств пыли и газа, от скорости движения заполненного газового потока, а также от абсолютных размеров и конструктивных особенностей циклонных аппаратов.

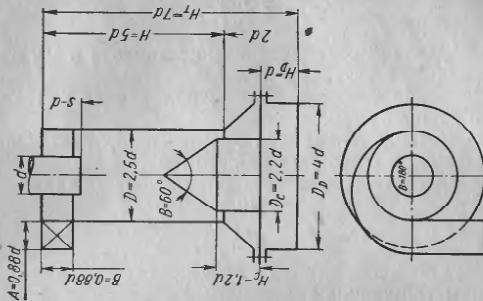
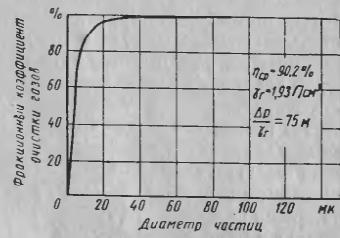
На рис. 124 приводится зависимость коэффициента очистки газов от диаметра частиц для циклона системы НИИОГАЗ ЦН-15.

Рис. 124. Зависимость коэффициента очистки газов от диаметра частиц

Дисперсный состав пыли и ее плотность определяет эффект работы циклонов. Чем крупнее и тяжелее частицы пыли, тем полнее они улавливаются циклоном.

На рис. 124 приводится зависимость коэффициента очистки газов от диаметра частиц для циклона системы НИИОГАЗ ЦН-15.

Большое влияние на эффективность работы циклона оказывает скорость, с которой газовый поток через входной патрубок поступает в аппарат. Для каждой конструкции циклона имеется наилучшее значение скорости, при которой получается



наилучший эффект очистки газа. Величина этой скорости колеблется в пределах 20—25 м/сек.

Гидравлическое сопротивление циклона определяется по уравнению

$$\Delta p_u = \xi \frac{\gamma_e u_y^2}{2g}, \quad (230)$$

где Δp_u — гидравлическое сопротивление циклона в мм вод. ст.; γ_e — удельный вес газа в кг/м³;

u_y — условная скорость газа в цилиндрическом сечении циклона в м/сек;

ξ — коэффициент гидравлического сопротивления, отнесенный к условной скорости газа.

Условная скорость газа в сечении циклона равна

$$u_y = \frac{4V}{\pi D_u^2},$$

где V — секундный расход газа в м³/сек;

D_u — диаметр циклона в м.

Значения коэффициента гидравлического сопротивления по опытным данным НИИОГАЗ приведены ниже:

Тип циклона	ЦН-15	ЦН-16у	ЦН-24	ЦН-11
Коэффициент гидравлического сопротивления ξ	105	110	60	180

Диаметр циклона исходя из технико-экономических соображений и требований надежной работы должен быть выбран таким образом, чтобы отношение гидравлического сопротивления к удельному весу газа находилось в пределах

$$\frac{\Delta p_u}{\gamma_e} = 55 \div 75. \quad (231)$$

Коэффициент очистки газа для циклонов системы НИИОГАЗ в указанных пределах отношения $\frac{\Delta p_u}{\gamma_e}$ равен 80—90%.

Принимая, согласно соотношению (231), определенное значение гидравлического сопротивления циклона, можно определить его диаметр по формуле

$$D_u = 0,536 \sqrt[4]{\frac{V^2 \gamma_e \xi}{\Delta p_u}}. \quad (232)$$

Рассчитав диаметр циклона, остальные размеры его определяют по нормалиям, разработанным НИИОГАЗ. Соотношение основных размеров циклонов в долях его диаметра приводится в таблице на рис. 125.

При большой производительности иногда устанавливают вместо нескольких отдельных циклонов батарейные циклоны. Батарейные циклоны малых диаметров (150—250 мм) обычно называются мультициклонами. Схема мультициклона показана

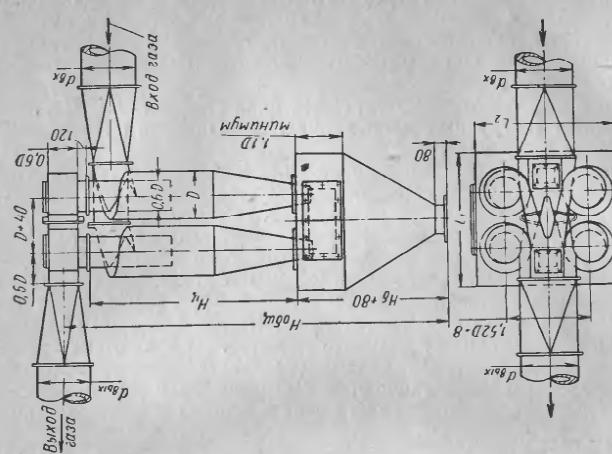


Рис. 128. Батарейный циклон системы НИИОГАЗ

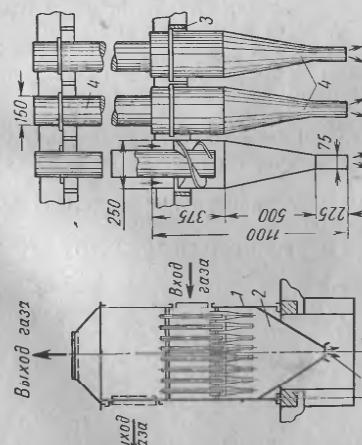


Рис. 127. Схема мультициклона ЦГ-1:
1 — колпак; 2 — бункер; 3 — камера очищенного газа; 4 — элементы циклона

на рис. 127. Вращение газа достигается с помощью специального приспособления, помещенного между стенкой цилиндра и выкидной трубкой. Приспособление состоит из розеток с лопатками, расположенными под углом 20—30° к оси цилиндра, или из винтобразных лопастей.

На рис. 128 показан батарейный цикл системы НИИОГАЗ, состоящий из группы обычных циклонов. Принцип работы циклона ясен из рисунка.

При выборе батарейных циклонов необходимо учитывать, что коэффициент очистки газа для них меньше, чем для одиночного циклона, имеющего те же размеры. Это объясняется тем, что в спускном бункере может быть перетекание газа из одного циклона в другой. Гидравлическое сопротивление батареи циклонов больше на 10% по сравнению с одним циклоном.

В сушильной технике часто устанавливаются параллельно до 12 циклонов с самостоятельным выводом через шлюзовый затвор пыли из каждого циклона. Шлюзовые затворы приводятся во вращение от одного привода. Пыль собирается из-под циклонов пневмотранспортом. В схеме обеспечивается такая степень очистки газов, что нет необходимости делать вторую ступень очистки.

МОКРЫЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

Мокрую очистку газов применяют, если допустимы увлажнение и охлаждение очищаемого газа. Газ приводится в непосредственный контакт с жидкостью, которую диспергируют на пути потока или распределяют в виде стекающей тонкой пленки. Иногда используется также принцип действия инерционных сил: при ударе газового потока о стенки, смоченные жидкостью, последняя поглощает взвешенные в нем частицы.

Охлаждение газа ниже температуры конденсации находящихся в нем паров жидкости способствует также удалению из газа мельчайших твердых частиц, играющих в данном случае роль центров конденсации.

Аппараты для мокрого улавливания частиц из потока газа можно разделить на следующие группы:

- 1) механические газопромыватели (дезинтеграторы);
- 2) скрубберы;
- 3) пенные аппараты.

Дезинтеграторы [37] характеризуются высокой производительностью ($50-60 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{ч}$ газа), сравнительно небольшой энергоемкостью (5—6 квт на 1000 м^3 газа), высокой эффективностью улавливания. При начальном содержании частиц $2 \text{ г}/\text{м}^3$ в дезинтеграторе конечное может быть снижено до $0,05-0,02 \text{ г}/\text{м}^3$. Однако требование низкой температуры газа (не более 60°C), высокая конструктивная и эксплуатационная сложность определяют нецелесообразность их применения в схемах распылительной сушки.

В некоторых случаях за циклонами для более полного улавливания пыли устанавливаются различного рода камеры, в которых создается завеса из распыленной жидкости. Такие пылеудалятельные аппараты принято называть мокрыми скрубберами. Наиболее рационально для улавливания пыли (если это возможно) применять высушиваемый раствор, который после скруббера поступает непосредственно в распылительную сушку. Во всех остальных случаях для улавливания пыли применяется вода. В этом случае применяется многократная циркуляция воды с целью получения необходимой концентрации сухих веществ за счет уловленной пыли. Концентрированный раствор из скруббера подается на сушку.

Иногда в процессе сушки частично из сухого материала выделяются ценные вещества (аммиак, фтор и т. д.), тогда скруббер используется как абсорбционное устройство. Например, для улавливания аммиака при сушке аммофоса скруббер орошается слабой фосфорной кислотой, которая далее поступает на сатурацию, где получается исходная пульпа аммофоса. Использование мокрых скрубберов при сушке распылением имеет большое значение, так как они применяются не только как пылеуловители, но и в качестве теплоуловителей. Тепло отработанных газов используется для подогрева и предварительного сгущения высушиваемого раствора, что значительно улучшает экономические показатели распылительной сушки. Кроме того, для термостойких материалов в сушильной камере можно интенсифицировать сушку за счет повышения температуры отходящих газов без уменьшения к. п. д. всей установки. Мокрые скрубберы обладают большой эффективностью в улавливании мельчайших частиц пыли. Степень очистки газов достигает в них 90—98% и выше в зависимости от физических свойств частиц и распыляемой жидкости.

Степень улавливания увеличивается с повышением температуры жидкости. Рециркуляция жидкости в мокром скруббере позволяет поднять температуру ее без специального подогрева.

В настоящее время применяются различные конструкции мокрых скрубберов. 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 скруббера на расстоянии 1,5 м от нижнего днища располагается колосниковая решетка, на которую помещается насадка. Благодаря большой поверхности соприкосновения пленки жидкости с газом в скрубберах с насадкой достигается очень высокая степень очистки газов от пыли.

Однако при сушке распылением они редко используются, так как насадки подвержены засорению, особенно при улавливании нерастворимых частиц пыли. Кроме того, эти скрубберы имеют

ности внизу цилиндрической части скруббера. Это позволяет не делать обводного распределительного газохода, который быстро забивается пылью продукта. Газы, выйдя из распределительных окон, поднимаются вверх, проходят через распыленную жидкость, очищаются и выбрасываются в атмосферу. Жидкость распыливается с помощью механических форсунок грубого распыла. Форсунки расположены под определенным углом к горизонтальной плоскости по окружности на расстоянии от верха скруббера 1,5–2,0 м. Такое расположение форсунок позволяет получить необходимую зону сепарации для выделения капель из потока газов. Иногда форсунки располагаются по сечению скруббера в один или несколько ярусов с направлением факела распыла сверху вниз. Жидкость собирается в конусном днище. Для предупреждения попадания жидкости в распределительный капилляр для газа над окнами делается по всей окружности козырек. В конусной части скруббера делается дополнительно сливной штуцер, чтобы предупредить попадание жидкости в газоход в случае засорения спускной линии.

Мокрые скруббера работают с рециркуляцией или без рециркуляции жидкости. В первом случае удается получить большие плотности орошения, что позволяет улучшить очистку газов и более полно использовать тепло отработанных газов. Плотностью орошения называется часовое количество распыливаемой жидкости в кГ или м³, приходящейся на 1 м² поперечного сечения скруббера. Схема работы скруббера с рециркуляцией жидкости показана на рис. 131. Принцип рециркуляции заключается в том, что на распыление поступает часть жидкости из скруббера вместе с добавленной из сборника свежей жидкостью. Количество вновь 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 ($\phi = 10 \div 30\%$). С целью повышения термического к. п. д. сушилок и степени очистки газов от пыли разработана схема установки, где за циклоном устанавливается полный скруббер, работающий с рециркуляцией исходного раствора при большой плотности орошения (рис. 131). Впервые эта схема была осуществлена в 1950 г. на установке по сушке концентрата щелочей. Температура газов в скруббере снижалась от 140 до 80°С с насыщением до 80–90% при высокой степени улавливания пыли.

Используя этот способ, можно значительно интенсифицировать испарение влаги в основном аппарате и получать продукт с низкой влажностью при повышенных температурах отходящих газов за сушилкой с последующим использованием тепла, их в скруббере на предварительную упарку раствора.

260

На рис. 131 представлена схема сушки разбавленных растворов с предварительной упаркой их в скруббере, являющимся одновременно второй ступенью очистки газов после циклонов. Для интенсификации процесса упарки часть газов испаряется из топки с высокой температурой подается в скруббер. В этом случае перегрева раствора не может быть, так как температура его приближенно соответствует температуре мокрого термометра

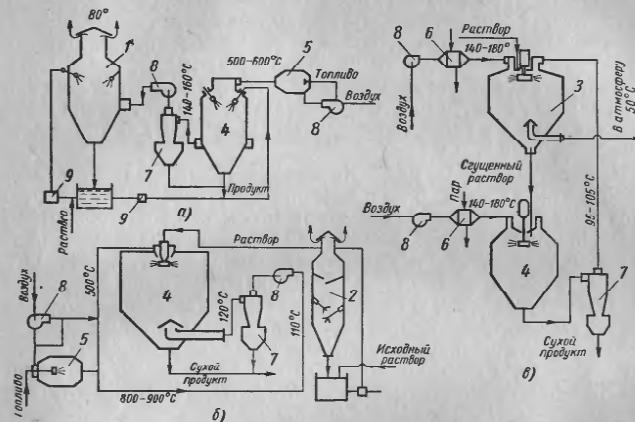


Рис. 131. Схема сушки разбавленных растворов с предварительным их сушением:

а — сушка растворов с предварительным сушением их 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 термоустойчивых растворов: 1 — скруббер для улавливания пыли и использования тепла газов; 2 — скруббер для упарки раствора; 3 — испаритель; 4 — сушилка; 5 — топка; 6 — калорифер; 7 — циклоны; 8 — вентилятор; 9 — насос

входящих газов ($t_{\infty} \approx 90^{\circ}\text{C}$). В скруббере достигается значительная интенсивность испарения, равная $40 \div 50 \text{ кГ}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ при температуре газов на входе и выходе соответственно 800 и 75°C . При небольшом выносе пыли из сушилки центробежные циклоны можно не устанавливать. Это позволит сократить расход электроэнергии и повысить надежность работы установки.

В обоих описанных способах в скрубберах распыление осуществляется механическими форсунками грубого распыла при давлении не выше 3 ат. Высокая интенсивность испарения достигается за счет высоких плотностей орошения скруббера ($2,5 \div 3,5 \text{ т}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$). При работе скруббера по принципу противотока, насыщение отходящих газов составляет 90–95% при температуре $75 \div 80^{\circ}\text{C}$.

Для разбавленных термочувствительных растворов иногда предварительная даже вакуум-выпарка является противопоказанной. В этом случае можно рекомендовать схему, которая освоена Институтом технической теплофизики (ИТТФ) АН УССР для получения пенициллина. Сущность этой схемы (рис. 131, в) заключается в том, что в качестве второй ступени очистки газов после сушилки используется испаритель, в котором распыливается исходный раствор с помощью центробежных дисков. В этот испаритель поступают не только запыленные газы после сушилки, но и свежие непосредственно из теплообменника или топки. В испарителе происходит не только очистка газов, но и упарка раствора с высокой интенсивностью. После испарителя упаренный раствор подается в дисковую сушилку. Испаритель работает по принципу параллельного тока материала и газа без рециркуляции раствора.

Расчет скруббера. Если в скруббере распыливается высушенный раствор, который далее поступает в сушилку, то скруббер рассчитывается так, чтобы в нем не происходило процесса конденсации паров жидкости из отработанных газов. В противном случае эту часть сконденсированной влаги необходимо вновь испарять в распылительной сушилке. Если для улавливания пыли и использования тепла применяется вода, которая дальше может быть использована на технологические нужды производства, то скрубберный процесс должен идти с конденсацией паров воды из отработанного газа. Это позволит использовать большое количество тепла, которое содержится в отработанном влажном газе после сушилки.

Диаметр скруббера D_{ck} определяется из расчета скорости газов в верхней части его по формуле

$$D_{ck} = \sqrt{\frac{4Lv_0}{\pi u_e}}, \quad (235)$$

где L — количество газов в кГ/сек ;

v_0 — объем влажного газа, отнесенный к 1 кГ сухого газа, в $\text{м}^3/\text{кГ}$;

u_e — скорость газов в скруббере в м/сек .

Скорость газов принимается такой, чтобы не было выноса капель раствора или жидкости из скруббера. Унос жидкости быстро возрастает с увеличением скорости газов в скруббере. Например, по данным [63] имеется следующая зависимость уноса жидкости от скорости газов при грубом распыле:

Скорость газов в скруббере в м/сек	0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0
Унос жидкости из скруббе- ра в %	0,3	0,8	1,5	3,2	6,0	10,0

Как видно из этих данных, при грубом распыле скорость газов в скруббере может быть принята до 1,0 м/сек .

Для улавливания капель на выходе из скруббера иногда устанавливаются каплеуловители различной конструкции. В некоторых случаях для предупреждения выноса мелких капель из скруббера над форсунками устанавливаются отбойники, насадка из колец Рашига, жалюзийные каплеуловители или другого типа, которые, в свою очередь, также орошаются жидкостью или раствором. В таких конструкциях скрубберов можно применять более высокие скорости газов на выходе (1,5—1,7 м/сек).

Объем скруббера V_{ck} определяется из теплового баланса по формуле

$$V_{ck} = \frac{Q_{ck}}{a_V \Delta t_{cp}}, \quad (236)$$

где Q_{ck} — количество тепла, затрачиваемого на нагрев раствора и испарение из него жидкости, в ккал/ч ;

a_V — объемный коэффициент теплообмена в $\text{ккал}/\text{м}^3 \cdot \text{ч} \times \text{град}$;

Δt_{cp} — средняя разность температур между газом и раствором в град .

Количество тепла Q_{ck} , которое может быть использовано для нагрева и предварительного стужения раствора, можно определить по формуле

$$Q_{ck} = L(i_1 - i_2) - Q_5, \quad (237)$$

где i_1 и i_2 — энталпия влажного газа при начальном влагосодержании его перед скруббером и соответственно при температуре газов до и после скруббера в $\text{ккал}/\text{кГ}$;

Q_5 — потери тепла в окружающую среду в ккал/ч .

Температуру газов за скруббером определяют по построению действительного процесса на диаграмме $i-d$, принимая относительную влажность его равной 80—90 %. Если процесс происходит с конденсацией паров жидкости из газа, то в формулу (237) подставляется разность теплосодержаний влажного газа до и после скруббера.

Средняя разность температур Δt_{cp} может быть определена достаточно точно при работе скруббера с рециркуляцией раствора, так как температура его в этом случае близка к температуре мокрого термометра, т. е.

$$\Delta t_{cp} = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - t_m}{t_2 - t_m}}, \quad (238)$$

где t_m — средняя температура мокрого термометра в град ;
 t_1 и t_2 — температура газов соответственно до и после скруббера в град .

При работе скруббера без рециркуляции вследствие крупного распыла неустановившийся режим прогрева капель составляет значительную долю, и иногда раствор не нагревается до температуры мокрого термометра. Однако с некоторым допущением можно принять, что температура раствора по выходе из скруббера будет равна температуре мокрого термометра. В этом случае среднюю разность температур Δt_{cp} можно определить по формуле

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_1 - t_m) - (t_2 - \vartheta_0)}{\ln \frac{t_1 - t_m}{t_2 - \vartheta_0}} \text{ град},$$

где ϑ_0 — температура поступающего в скруббер раствора.

Объемный коэффициент теплообмена a_v можно определить по эмпирической формуле, которая была получена одним из авторов при изменении плотности орошения от 500 до $4000 \text{ кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$, давлении перед форсункой 2–8 ат скорости газа в скруббере от 0,3 до 1,5 м/сек:

$$a_v = 8,9A^{0,366} (u_e \gamma_e)^{0,6} \text{ ккал}/\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}, \quad (239)$$

где $(u_e \gamma_e)$ — весовая скорость в $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$;

A — плотность орошения в $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$.

Как видно из этой формулы, объемный коэффициент зависит от плотности орошения. Следовательно, применяя рециркуляцию, можно значительно сократить необходимый объем скруббера. Однако необходимо отметить, что в некоторых случаях, например, при распылении гидрофобных суспензий или вязких и концентрированных растворов увеличение кратности рециркуляции вызывает затруднения в получении удовлетворительного и надежного распыления с помощью обычных механических форсунок грубого распыла.

Рабочая высота H_p определяется по объему и диаметру скруббера, а именно

$$H_p = \frac{4V_{ck}}{\pi D_{ck}^2} \text{ м.} \quad (240)$$

Под рабочей высотой скруббера понимается расстояние между местом ввода газов и форсунками. Высота цилиндрической части скруббера

$$H = H_p + (1,5 \div 2,5) \text{ м.} \quad (241)$$

Сопротивление скруббера обычно не превышает 10–15 мм вод. ст. Относительно новыми аппаратами, позволяющими осуществлять мокрое улавливание частиц являются так называемые пенные газопромыватели. В ряде случаев такие аппараты прошли промышленные испытания и успешно освоены. Представляется целесообразным проверить их применение в схемах распыльной сушки. В пенных аппаратах жидкость, взаимодействую-

щая с газом, приводится в состояние подвижной пены. Это обеспечивает развитую поверхность контакта между жидкостью и газом и высокую (до 99%) степень очистки газа [81].

ФИЛЬТРЫ

Отделение частиц возможно также в процессе фильтрации. При этом газ, содержащий взвешенные частицы, пропускается через пористые перегородки, обладающие свойством задерживать частицы.

Выбор пористой перегородки в конкретном случае определяется совокупностью факторов: химическим составом, температурой и влажностью газа, размерами и физико-химическими свойствами частиц. Производительность фильтра, а следовательно, его размеры определяются скоростью фильтрации. Последняя, в свою очередь, — давлением газа и сопротивлением фильтрующей перегородки. Эти перегородки, вообще говоря, могут быть тканевые, насыпными или керамическими.

В рассматриваемых случаях чаще всего применяются тканевые фильтры, выполняемые в виде рукавных.

Матерчатые фильтры могут применяться, когда температура отходящих газов из сушилки невысокая, а топочные газы содержат небольшое количество SO_2 и совсем не содержат SO_3 . В матерчатых фильтрах запыленный газ пропускается через плотную ткань. Наиболее распространены для этих целей рукавные фильтры.

Рукавный фильтр состоит из деревянного или стального ящика, разбитого на несколько камер. В каждой камере подвешиваются матерчатые рукава, открытые снизу и закрытые сверху. Запыленные газы поступают в рукав через нижнее отверстие и проходят через ткань, оставляя на ней пыль. Рукава закреплены в нижней части камер. Наверху они подвешены к коленчатому рычагу, посредством которого осуществляется их периодическое последовательное встраивание. При этом для лучшей очистки ткани заслонка первой камеры закрывается, заслонка второй камеры открывается и воздух, подаваемый снаружи специальным вентилятором, поступает под давлением 80–120 мм вод. ст., проникает в рукава изнутри и очищает поры ткани. Пыль, стряхнутая с мешков фильтра, падает вниз и шнеком отводится в бункер. Степень очистки матерчатыми фильтрами при начальной запыленности газа 110–150 $\text{мг}/\text{м}^3$ достигает 98–99%.

Крутые повороты воздушного потока и сопротивление самой ткани требуют значительного напора.

Сопротивление рукавов матерчатого фильтра может быть найдено из следующего выражения:

$$\Delta P_\phi = (kZ_p + a_0) B^b \text{ мм вод. ст.,} \quad (242)$$

Таблица 11

Наименование ткани	Наименование пыли	k	a_0	b_0
Ткань шерстяная	От пескоструйного аппарата	$791 \cdot 10^{-7}$	$5,03 \cdot 10^{-3}$	1,012
Саржа полуширстяная	То же	$1980 \cdot 10^{-7}$	$5,34 \cdot 10^{-3}$	1,11
Бязь суровая	»	$915 \cdot 10^{-7}$	$3,24 \cdot 10^{-3}$	1,17
Байка шерстяная	»	$1195 \cdot 10^{-7}$	$4,97 \cdot 10^{-3}$	1,10
Байка хлопчатобумажная	»	$2450 \cdot 10^{-7}$	$7,56 \cdot 10^{-3}$	1,14

где B — удельная нагрузка фильтра в $m^3/m^2 \cdot \text{сек}$;
 Z_p — запыленность ткани в G/m^2 ;
 $k, a_0 b_0$ — коэффициенты, значения которых для различных сортов ткани приведены в табл. 11.

Шерстяными ворсистыми тканями пыль задерживается лучше, чем хлопчатобумажными, в то же время сопротивление их меньше. Напряженность ткани при установке матерчатых фильтров за распылительными сушилками обычно принимается от 0,02 до 0,07 $m^3/m^2 \cdot \text{сек}$.

Матерчатые фильтры имеют следующие недостатки: требуется довольно частая смена рукавов, так как они постепенно теряют свою фильтрующую способность (срок службы рукавов обычно не больше одного года); наличие в газах SO_2 и особенно сажи увеличивает износ фильтров; во время работы возрастает сопротивление.

ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ

Применение электрических методов очистки газов имеет ряд преимуществ:

1) принципиальная возможность обеспечить высокую эффективность улавливания (до 99% и более) мельчайших ($< 10 \mu\text{m}$) частиц;

2) относительно невысокие суммарные потери энергии: на осаждение частиц 0,1—0,8 квт на 1000 m^3 газа; потеря напора 3—15 мм вод. ст. ;

3) применимость электрофильтров в случаях высокотемпературных и химически агрессивных сред;

4) возможность полной автоматизации процесса.

Однако высокая стоимость фильтров ограничивает их применение в сушильной технике [108].

АКУСТИЧЕСКИЕ ОСАДИТЕЛИ ЧАСТИЦ

Учитывая дальнейшее развитие области применения распылительной сушилки, целесообразно рассмотреть основные особенности озвучивания отстойных камер.

Это может оказаться оправданным при работе с высокодисперсными аэрозолями, в случаях повышенных давлений или температур, взрывоопасности, реакционной способности, когда использование электрических и матерчатых фильтров, а также циклонов исключено [72]. Озвучивание отстойных камер способствует коагуляции высокодисперсных фракций и увеличению скорости их гравитационного осаждения.

Для удельного расхода энергии на коагуляцию рекомендуется формула [72]

$$\vartheta = \frac{J\tau_0}{0,36\eta_c\eta_{k,y}\eta_{k,k}H_0} \text{ квт}\cdot\text{ч}/1000 \text{ } m^3 \text{ газа}, \quad (243)$$

где η_c — акустический к. п. д. сирены;
 $\eta_{k,y}$ — общий к. п. д. компрессорной установки, питающей звуковую сирену;
 $\eta_{k,k}$ — коэффициент использования акустических колебаний в коагуляционной камере, учитывающий потери, связанные с совершенством конструкции;

H_0 — высота озвучивания коагуляционной камеры в m ;

J — интенсивность звука в $\text{вт}/\text{см}^2$.

Например, для циклонов величина ϑ около 0,5 квт·ч на 1000 m^3 газа. Е. П. Медников рассматривает основные достоинства и недостатки звукоинерционного метода пыле-каплеулавливания в монографии [72].

Итак, области применения пылеулавливающих устройств:

- 1) осадительные камеры для частиц 70—100 μm ;
- 2) мультициклоны 5—100 μm ;
- 3) матерчатые фильтры 1—100 μm ;
- 4) бумажные фильтры 0,1—10 μm ;
- 5) мокрые скруббера 2—100 μm ;
- 6) электрофильтры 0,1—30 μm ;
- 7) ультразвуковые фильтры 0,1—10 μm .

ВОЗДУХОПОДОГРЕВАТЕЛИ

Паровые воздухоподогреватели. Для нагрева воздуха до температуры 140° С обычно применяются паровые калориферы различной конструкции. Использование воздуха, нагреваемого паром, для сушки растворов является рациональным, если имеются котлы достаточной мощности.

Для нагрева воздуха большое применение получили ребристые пластинчатые подогреватели Госсантехстроя. Греющий пар в этих подогревателях конденсируется в стальных трубках, к которым с внешней стороны для увеличения теплопроизводительности припаяны прямоугольные пластины. Кроме пластинчатых подогревателей, применяются подогреватели с насаженными и

припаянными к трубкам шайбами или с навитой на трубке металлической лентой. Иногда применяются трубчатые подогреватели, состоящие из пучка гладких труб. Трубы развалидованы в двух решетках, к которым привернуты чугунные коробки для подвода пара и отвода конденсата. Эти подогреватели требуют большей затраты металла.

Достоинством пластинчатых, шайбовых и ленточных подогревателей по сравнению с подогревателями из гладких труб является их компактность, недостатком — большое гидравлическое сопротивление со стороны прохода воздуха, а следовательно, и потребность в большем расходе электроэнергии на привод вентилятора. Однако в гладкотрубных подогревателях меньше опасность скопления пыли, которая может при определенных условиях попасть в сушилку. Поэтому эти подогреватели часто употребляются при сушке таких растворов, которые чувствительны к засорению воздуха.

Во всех схемах подогревателей для обеспечения нормальной и экономичной работы (в отношении расхода пара) предусматривают конденсатоотводчики, которые автоматически выпускают конденсат. К. п. д. паровых воздухоподогревателей составляет $\eta_k = 0,97 \pm 0,99$. Коэффициент теплопередачи для пластинчатых калориферов ориентированно равен $20-30 \text{ ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$.

Газовые воздухоподогреватели. Газовые или огневые подогреватели применяются в том случае, если требуется нагреть воздух до температуры порядка $200-300^\circ\text{C}$, а смесь продуктов горения с воздухом нельзя применять по технологическим условиям.

Для нагрева воздуха применяются газовые металлические подогреватели рекуперативного типа, в которых теплообмен между продуктами горения и воздухом происходит через теплопроводные стенки. В сушилках используются стальные трубчатые и пластинчатые, а также чугунные, игольчатые, ребристые и плоские огневые газовые подогреватели воздуха. Недостатком металлических подогревателей является их прогорание, которое происходит при перегреве выше допустимой температуры, вследствие загрязнения поверхности нагрева сажей или золой.

Пластинчатые воздухоподогреватели в сушильных установках применяются редко, так как при их использовании возникают сложности получения высокой температуры сушильного агента, снижается экономичность сушки из-за повышенной температуры отходящего греющего теплоносителя, они подвержены быстрому засорению, а чистка их сопряжена с большими трудностями.

Наибольшее распространение имеют стальные и чугунные трубчатые подогреватели, а также воздухоподогреватели игольчатые «Стальпроекта» с плоскими внутренними иглами. Внешняя поверхность этих подогревателей со стороны прохода продуктов горения гладкая. Допустимая температура нагрева воз-

духа зависит от сорта стали, применяемой для нагревателя. Например, температура стенки подогревателя из обычной углеродистой стали не должна превышать $350-450^\circ\text{C}$, а максимальная температура топочных газов при этом не должна быть больше 600°C . В этом случае воздух можно нагреть не выше 300°C . При сгорании сернистого топлива обычно применяются чугунные подогреватели различных конструкций. Допустимая температура стенок чугунного подогревателя не выше 600°C , а максимальная температура проточных газов перед нагревателем не выше 900°C . Игольчатые подогреватели «Стальпроекта» более компактны по сравнению с трубчатыми.

Газовые подогреватели воздуха обычно имеют индивидуальную топку, продукты сгорания которой подогревают воздух в подогревателе. Топки для газовых подогревателей обычно выполняются без специальных золо- или искроуловительных устройств, поэтому при работе на зольных топливах подогреватель требует частой чистки. Температуру топочных газов перед нагревателем можно снизить за счет подмешивания воздуха или возврата отработанных газов.

Коэффициент полезного действия η нагревателя зависит от температуры уходящих газов и от потерь на провал, унос топлива и тепла в окружающую среду. Чем ниже температура уходящих газов, тем выше к. п. д., но зато тем более громоздок и тем дороже обходится нагреватель. Если температура топочных газов снижается за счет добавки к газам наружного воздуха, то при этом растет количество газов и потеря тепла с уходящими газами при той же температуре. Такие нагреватели имеют низкий к. п. д. Используя частично возврат уходящих газов, можно увеличить к. п. д., однако в этом случае растет расход энергии за счет установки дополнительного вентилятора. Целесообразность применения рециркуляции и ее оптимальную кратность можно определить только технико-экономическим расчетом с учетом капитальных затрат и всех эксплуатационных расходов.

На рис. 132 показаны две схемы газоподогревательных установок: по схеме *a* газы из топки смешиваются с наружным воздухом и поступают в подогреватель, пройдя который выбрасываются в атмосферу; по схеме *b* газы из топки смешиваются с отходящими газами из нагревателя, полученная смесь поступает в нагреватель, пройдя который разветвляется: часть выбрасывается через трубу в атмосферу, часть снова возвращается в топку.

Процесс подогрева воздуха для той и другой схемы на диаграмме *i-d* изображается линией *AB* (рис. 133). Линия *AE* представляет характеристику газов при разных температурах. Процессы охлаждения газов в нагревателе протекают по линии постоянного влагосодержания, причем без рециркуляции газов эти процессы пойдут по линиям *M₁N₁* или *M₂N₂*, а с рециркуля-

цией — по $R_1 N_1$. К. п. д. подогревателя (теоретический) будет равен

$$\eta_r = \frac{(i - i_N) 100}{i_M} \%,$$

где i_M — энталпия топочных газов перед воздухоподогревателем, соответствующая на диаграмме i — d точкам M_1 , M_2 (без рециркуляции) и R_1 (с рециркуляцией), в $\text{ккал}/\text{кГ}$; i_N — энталпия газов на выходе из воздухоподогревателя в $\text{ккал}/\text{кГ}$.

Для конкретного определения размеров и выбора размеров рекуперативных воздухоподогревателей могут быть использованы работы [3, 57].

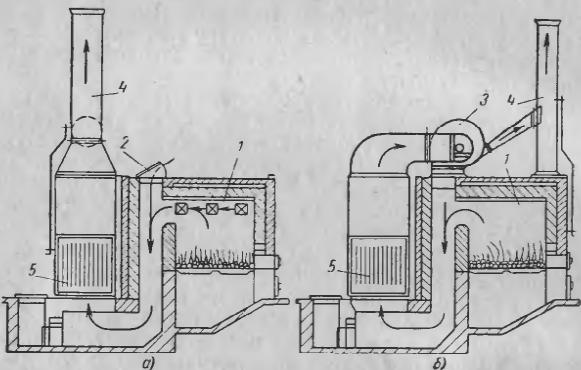


Рис. 132. Схемы газоподогревателей без рециркуляции (а) и с рециркуляцией (б) газов:
1 — топка; 2 — подвод воздуха для смешения; 3 — рециркуляционный дымосос; 4 — дымовая труба; 5 — секции нагревателя

Воздухоподогреватели с использованием промежуточного жидкого теплоносителя. Газовые воздухоподогреватели должны быть расположены в непосредственной близости от сушильной установки, чтобы избежать большого падения температуры воздуха. Однако при сушке некоторых материалов или в силу специфических особенностей производства близкое расположение такого воздухоподогревателя не допустимо. В этих случаях рационально применять для нагрева воздуха до 200—350°C теплообменные аппараты, использующие промежуточный теплоноситель. В качестве промежуточных теплоносителей применяются специальные мас-

270

ла в жидкой или паровой фазе, расплавленные соли, ртуть и различные органические жидкости.

Наибольшее распространение из них получил высококипящий органический теплоноситель (BOT). По сравнению с другими теплоносителями BOT в области температур 250—400°C обладает рядом преимуществ: его термическая стойкость намного выше, чем у специальных масел; он не ядовит, как пары ртути; температура плавления его намного ниже, чем расплавленных солей и легкоплавких металлов; плотность и теплоемкость гораздо выше, чем у воздуха и топочных газов; упругость паров немного ниже, чем у паров воды. Упругость паров BOT примерно в 30—35 раз меньше, чем давление насыщенного водяного пара при той же температуре. Это позволяет в установках BOT при температурах до 350°C ограничиться расчетным давлением не выше 5,5 ат, а при температурах ниже 250°C работать при

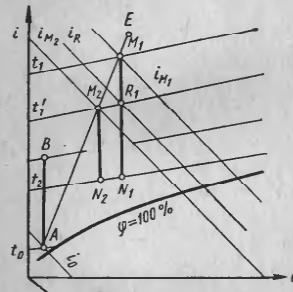


Рис. 133. Процессы нагрева воздуха и охлаждения газов в газоподогревателе

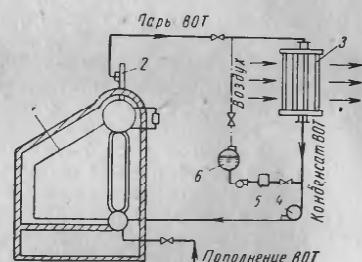


Рис. 134. Схема нагрева воздуха с использованием промежуточного теплоносителя BOT:
1 — парообразователь; 2 — регулятор температуры; 3 — воздухоподогреватель; 4 — насосы; 5 — холодильник; 6 — сборник жидкости BOT

атмосферном давлении. Взрывоопасность BOT невелика, и практически при температурах, превышающих 400°C, и содержании CO₂ больше 10% BOT при случайной утечке в топку только горит, но не взрывается.

Нагрев воздуха производится в обычных трубчатых теплообменниках. Для обогрева можно применять жидкость или пары BOT. Паровой обогрев имеет ряд преимуществ: во-первых, температура пара зависит только от давления, во-вторых, достигается равномерность обогрева и, в-третьих, большой коэффициент теплоотдачи. Коэффициент теплоотдачи от конденсирующихся паров BOT к стенкам труб лежит в пределах 700—2500 $\text{ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{град}$ в среднем около 1200—1500 $\text{ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{град}$.

В трубчатых нагревателях, обогреваемых парами ВОТ, стальные трубы могут располагаться горизонтально или вертикально.

На рис. 134 приводится схема нагрева воздуха с использованием промежуточного теплоносителя. Оборудование установки состоит из парообразователя ВОТ или генератора тепла, ходильника, воздухоподогревателя, насосов, баков для отсева неоконденсирующих газов, трубопроводов и арматуры. Парообразователь представляет собой двухбарабанные вертикальные водотрубные котлы с развитой экраниной поверхностью. К. п. д. парообразователей ВОТ при камерном сжигании газа или жидкого топлива достигает 70%. При сжигании твердого топлива потери тепла с уходящими газами увеличиваются и к. п. д. снижается до 55—60%. Повышение к. п. д. может быть за счет использования тепла отходящих газов, имеющих высокую температуру.

Воздухоподогреватели с использованием промежуточного твердого теплоносителя. При рассмотрении схем распылительной сушки нами отмечалась целесообразность использования в отдельных случаях твердого промежуточного теплоносителя.

Область применения такого теплоносителя — высокотемпературные процессы, в условиях которых даже высоколегированные стали недостаточно стойки.

Весьма широкое распространение твердые теплоносители получили в нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности, в процессах пиролиза или крекинга. Теплообменники с твердым промежуточным теплоносителем имеют большую перспективу в сушильной технике. С помощью их можно экономично нагреть воздух, водяной пар, пары органических жидкостей и др. до температуры 600—1000° С. Кроме того, с помощью таких теплообменников можно нагревать воздух для сушильных установок или для дутья топок за счет использования тепла газов, содержащих токсичные и коррозионные вещества после технологических установок (например, использование тепла газов для сушки за циклонной камерой, в которой осуществляется разложение CaF_2 или обесфторивание фосфатов и т. д.). Работа теплообменников с твердым теплоносителем основана на принципе нагрева сыпучего термостойкого материала, теплосодержание которого используется в последующей зоне, отделенной от зоны нагрева, при непрерывных процессах, или в другой период цикла при периодических процессах.

Реализация использования твердых промежуточных теплоносителей тормозилась отсутствием соответствующих конструктивных материалов. Основными требованиями, предъявляемыми к таким материалам являются:

1. Жаростойкость. Частицы должны противостоять воздействию высокой температуры, не размягчаясь и не плавясь.

2. Термическая и химическая стойкость. Подразумевается вы-

сокая стабильность структуры, а также отсутствие интенсивных химических реакций (таких, например, как окисление кислородом, двуокисью и окисью углерода или водяным паром).

3. Стойкость к резким изменениям температуры. Должно быть минимальным отслаивание, растрескивание частиц.

4. Высокое сопротивление удару.

5. Сопротивление истианию.

6. Высокая теплоемкость частиц позволяет уменьшить весовое количество теплоносителя при одинаковой тепловой нагрузке аппарата.

Оптимальный размер определяется свойством теплоносителя, намечаемой областью его использования, конструкцией аппарата и т. д. Обычно размеры частиц бывают в пределах 8—12 мм. С точки зрения обеспечения максимальной механической прочности и сопротивления резкому изменению температур целесообразна сферическая или близкая к ней форма.

7. Низкая стоимость. Вопрос о целесообразности применения того или иного вида теплоносителя должен решаться не оснований соответствующих технико-экономических расчетов. Например, теплоноситель, зерна которого разрушаются вдвое быстрее, не дает преимуществ, даже если он стоит вдвое дешевле. Пыль и тонкие фракции, образующиеся при разрушении частиц теплоносителя, увеличивают гидравлическое сопротивление слоя, создают дополнительные трудности в связи с необходимостью их удаления и главное пыль может быть источником засорения высушенного продукта.

Для перегрева водяного пара или воздуха удовлетворительные результаты достигаются при использовании частиц каолина, муллита и 85%-ной окиси алюминия [89]. Опыты в лаборатории сушки МЭИ показали ряд их преимуществ. Исследования в области создания новых типов теплоносителей должны быть продолжены особенно в связи с реализацией различных аппаратов для нагрева (и охлаждения) теплоносителя: с кипящими и падающими слоями и т. д.

Соотношения для расчета теплообмена и гидродинамики в аппаратах, предназначенных для нагрева и охлаждения твердого теплоносителя, определяются в зависимости от конструктивных особенностей аппаратов и приведены, например, в [89, 26, 31].

При проектировании установок с движущимися твердым теплоносителем существенно решение вопросов транспорта частиц. По сравнению с обычным транспортом появляются дополнительные сложности, обусловленные высокой температурой частиц (несколько сот градусов), желательностью герметизации аппаратурь. Примерами устройств, позволяющих регулировать расход частиц, являются приведенные на рис. 135—137. Скорость движения теплоносителя при помощи тарельчатого питателя может регулироваться за счет изменения скорости вращения круглой

пластины. Подводящая труба вибрационного питателя имеет небольшой подъем к выходу. С помощью электромагнита создается вибрация, при отсутствии которой накопление материала в трубе определяется углом естественного откоса частиц. Под действием вибраций частицы проталкиваются вверх по трубе и далее падают в башмак подъемника. Расход твердого теплоносителя регулируется изменением интенсивности и частоты вибраций.

Принцип действия задвижки понятен из рассмотрения рис. 137. Сравнительно недавно для регулирования расхода твер-

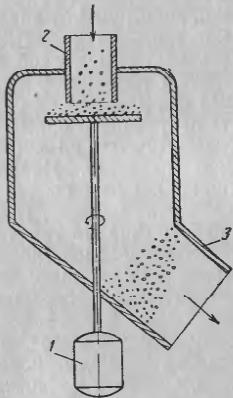


Рис. 135. Схема тарельчатого питателя:

1 — привод питателя; 2 — вход твердого теплоносителя; 3 — выход твердого теплоносителя

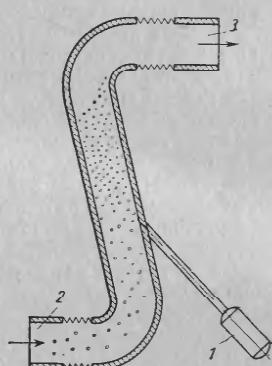


Рис. 136. Схема вибрационного питателя:

1 — электромагнитный привод; 2 — вход твердого теплоносителя; 3 — выход теплоносителя

дого теплоносителя предложена телескопическая (щелевая) схема (рис. 138). Частицы теплоносителя поступают в вертикальный стояк через щели, расположенные равномерно по окружности трубы (рис. 138). Скорость поступления частиц в стояк регулируется изменением положения скользящей трубчатой гильзы, закрывающей или открывющей сечение прорезей.

В принципе, для подъема теплоносителя могут быть использованы механические (ковшовые) элеваторы и пневматические транспортные устройства.

Отличаясь весьма малым удельным расходом энергии по сравнению с другими устройствами, ковшевые элеваторы требуют больших эксплуатационных расходов для их частого ре-

монта. Особенно интенсивно износу подвергаются ковши, а также кожух.

Пневматические подъемные устройства требуют малых капиталовложений. Недостатком их является повышенные расходы электроэнергии и возможное значительное истирание твердого теплоносителя. Для подъема крупнозернистых материалов наиболее рационально использовать виброподъемники. Высота подъема составляет 8—12 м. Все тректы, заполненные частицами теплоносителя, в процессе эксплуатации подвергаются абразивному износу. Чрезвычайно быстро разрушаются трубы из обычной стали. Быстро

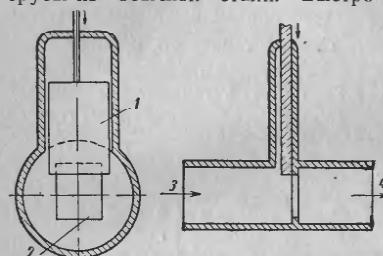


Рис. 137. Задвижка для регулирования потока твердого теплоносителя:

1 — золотник задвижки; 2 — прямоугольное отверстие для регулирования потока; 3 — вход теплоносителя; 4 — выход теплоносителя

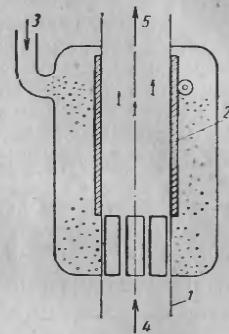


Рис. 138. Телескопический питатель для подачи твердого теплоносителя в стояк пневмоподъемника:

1 — стояк пневмоподъемника; 2 — скользящая гильза; 3 — вход твердого теплоносителя; 4 — выход теплоносителя

разрушаются также стенки, облицованные карборундом. С целью снижения интенсивности разрушения устраивают специальные перегородки, замедляющие движение зерен.

ТОПКИ

Сушка топочными газами имеет целый ряд преимуществ по сравнению с сушкой нагретым воздухом, а именно: можно получить высокие температуры теплоносителя, не требуется сооружения котельных, вследствие чего сокращается расход металла. При высоких температурах сушки расход топлива сокращается по сравнению с установками, работающими на нагретом воздухе. В настоящее время много распылительных установок работает с использованием топочных газов высокой температуры, экономические показатели которых очень высокие. Для сушки применяются, как правило, топочные газы (продукты горения топлива), получаемые от сжигания малозольного топлива, так как в настоящее время проблема очистки газов высокой температуры

от уноса золы и несгоревших частиц топлива в современных конструкциях топок еще полностью не разрешена.

Топочные газы в большинстве случаев получаются в специальных топках. Для получения газов требуемой температуры ($300\text{--}900^\circ\text{C}$) их разбавляют воздухом. Основным отличием топок сушильных установок от топок паровых котлов является то, что температура газов в них более низкая. Для защиты стенок топки от действия высоких температур в объеме топки должна поддерживаться температура $1000\text{--}1200^\circ\text{C}$. Основное требование, которое предъявляется к топочным устройствам сушильных установок, заключается в том, чтобы в топке происходило полное сгорание топлива без остатков сажи, а продукты сгорания не содержали частичек золы. При расчете размеров топок для сушильных установок тепловое напряжение колосниковой решетки $\frac{Q}{R}$ и тепловое напряжение объема топочного пространства

$\frac{Q}{V}$ принимают ниже, чем для топок котельных установок.

В табл. 12 и 13 указаны рекомендуемые значения $\frac{Q}{R}$ и $\frac{Q}{V}$ для топок сушильных установок.

Таблица 12

Вид топлива	$\frac{Q}{V}$ в тыс. ккал/ $\text{м}^3\cdot\text{ч}$
Доменный газ	200—300
Генераторный газ	200—250
Природный газ	300—2000 ($1,5+2,0 \cdot 10^6$ — для циклонных камер)
Мазут	200—300
Торф, дрова	200—250
Каменные угли с большим содержанием летучих	250—300
Антрациты и тощие угли	250—300
Подмосковный уголь	150—200
Шахтно-мелничные топки для топлива с содержанием летучих 35%	150—200
Опилки и другие отходы лесопиления, шелуха, костра, лугза и т. д.	150—200

Топки для твердого топлива снабжаются осадительными камерами, за которыми последовательно можно включать циклон или другое пылеосадительное устройство, так как унос золы из топок достигает значительной величины. Для приближенных расчетов можно считать, что унос золы вместе с несгоревшими частицами топлива составляет при ручных топках до 20—30% содержания золы в топливе, для ценных решеток 20% и при сжигании пылевидного топлива 60—80%.

Таблица 13

Наименование	$\frac{Q}{K}$ в тыс. ккал/ $\text{м}^2\cdot\text{ч}$
Ручные колосниковые решетки горизонтальные:	
а) дрова и кусковой торф до влажности 50%	600—800
б) бурые угли типа подмосковных	500—700
в) каменные тощие угли (слой 125 мм)	500—600
г) антрацит АС (слой 800 мм)	470—600
д) антрацит АШ	400—500
е) ПЖ	550—675
ж) печорские угли	600—700
Наклонные колосниковые решетки:	
а) опилки и отходы лесопиления	300—500
б) шелуха, лугза и костра	200—350
Шихтовые топки:	
древа и торф	720—1200
Цепные решетки:	
а) щепа	700—800
б) каменные угли	600—700
Шахтно-цепные топки:	
кусковой торф	1400—1600

Большое распространение для сушилок получили полугенераторные полугазовые топки, в которых слой топлива на колосниковой решетке должен быть большей высоты, чем при полном сгорании топлива на решетке.

На рис. 139 показана полугазовая топка ВТИ для сжигания углей с большим содержанием летучих. Сжигание топлива производится на ручной решетке. Топка имеет две осадочные перевалочные камеры и циклон-искроодожигатель, выполненный из огнеупорного кирпича.

Под решетку через дутевые отверстия подается лишь часть необходимого воздуха для сжигания топлива, остальное количество воздуха для сжигания образующегося полугаза подается над слоем топлива. Это уменьшает скорость воздуха в слое и унос из топки искр

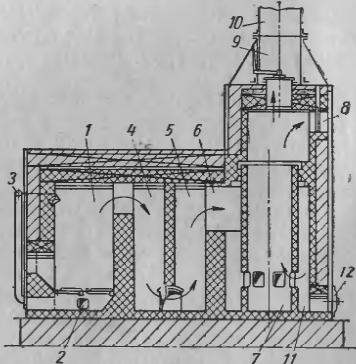


Рис. 139. Полугазовая топка ВТИ:
1 — топка; 2 — дутые под колосники; 3 — вторичное дутье; 4, 5 — осадочные камеры; 6 — вход газов в циклон; 7 — искроодожигатель; 8 — выход газов в сушилку; 9 — клапан; 10 — растопочная труба; 11 — карманы для осаждения золы; 12 — лаз

и золы. Основным назначением кирпичного циклона является дожигание искр топлива. Для этого температура газов в нем должна быть не ниже 800°C . Разбавление топочных газов наружным воздухом до необходимой температуры происходит в камере смешения путем открытия растопочного клапана.

Топка снабжена специальной растопочной трубой. Через эту трубу отводятся газы при растопке, аварии, нарушении полноты горения или остановке сушилки.

Эксплуатация топок ВТИ показала, что наличие осадочных камер и циклона-искродожигателя позволяет сократить вынос несгоревших частиц топлива даже при сжигании такого топлива, как костра, древесные опилки со щепой. Однако циклон-искродожигатель не обеспечивает хороший очистки газов от золы, так как часть осевших частиц в карманах циклона вновь подхватывается потоком воздуха.

В особых случаях вместо кирпичного циклона можно устанавливать обычный циклон сборной конструкции, внутренняя поверхность которого торкретирована. Это позволит значительно увеличить степень очистки газов от золы.

В сушильных установках с большим расходом топлива могут применяться не ручные, а полумеханические топки с пневматическим или механическим забрасывателем топлива или с шурующей планкой. Топки с шурующей планкой работают вполне удовлетворительно при скижании бурых углей.

На рис. 140 приводится топка ВТИ для твердого топлива с пневматическим забрасывателем. Отличительной особенностью ее является пневматический заброс топлива и наличие двух циклонов-искродожигателей. Решетка сделана из поворотных колосниковыхников.

При технологических нуждах, в частности для сушки, в большинстве случаев применяют мазут.

Для технологических нужд, в частности для сушки, в большинстве случаев наиболее рационально использовать жидкое или газообразное топливо.

Сжигание жидкого и газообразного топлива в топках обеспечивает ряд преимуществ по сравнению с сжиганием твердого топлива: продукты горения не загрязнены летучей золой, топочное устройство получается простым и компактным, облегчается его эксплуатация, улучшаются санитарные условия и легко регулируется и автоматизируется режим работы топки.

На рис. 141 представлена мазутная топка, разработанная Московским Гипрохимом. Топка представляет собой цилиндрическую камеру с рабочим объемом 160 м³ для сжигания мазута 300—400 кГ/ч. Кожух топки сделан из листовой стали Ст. 3 толщиной 10 мм. На фронте размещаются две мазутные форсунки низкого давления. Могут быть установлены механические форсунки типа ЦККБ с подводом первичного воздуха через улитку 278

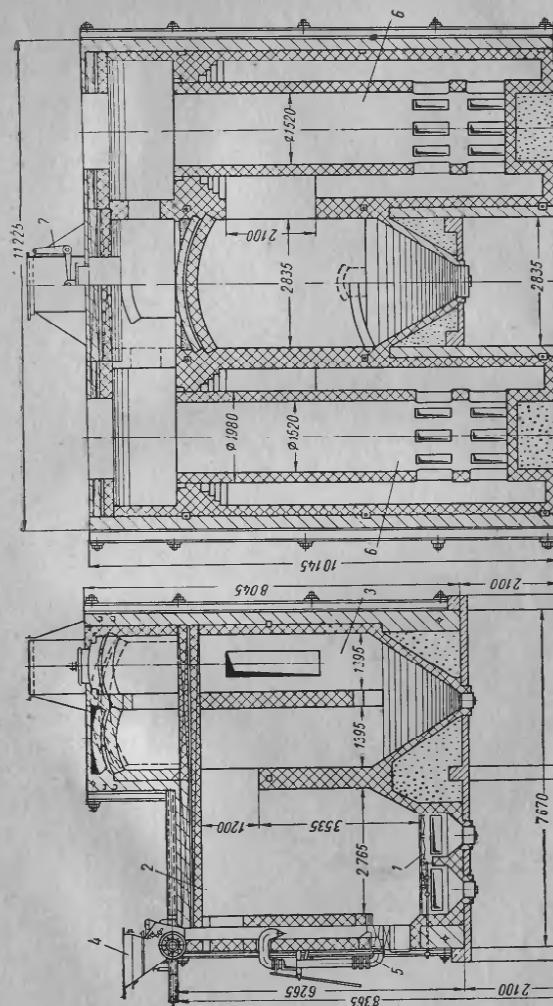


Рис. 140. Топка ВТИ с пневматическим засыпывателем:

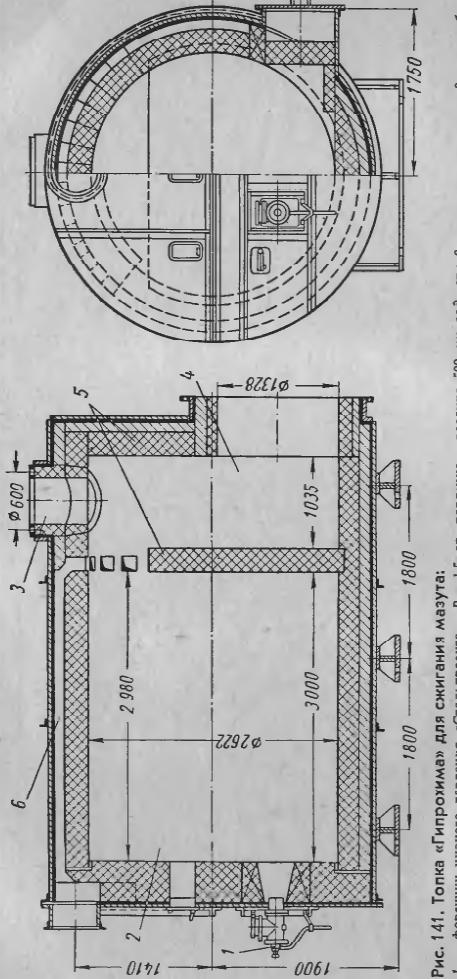


Рис. 141. Топка «Типромма» для сжигания мазута:
1 — форсунки низкого давления (100—250 мм вод. ст.); 2 — камера горения; 3 — камера сгорания;
4 — перегородка; 5 — камера смешения; 6 — каналы

и регулируемые жалюзи в количестве из расчета $\alpha = 1,05 \div 1,1$. Вторичный воздух подается также с фронта топки над форсунками. Воздух для смешения с газами в смесительную камеру подается через каналы в верхней части топки. Это позволяет одновременно охлаждать свод камеры. Изнутри камера футерована шамотным кирпичом класса А или Б и легковесным шамотным кирпичом. Внутренний диаметр камеры 2,63 м, внешний 3,35 м.

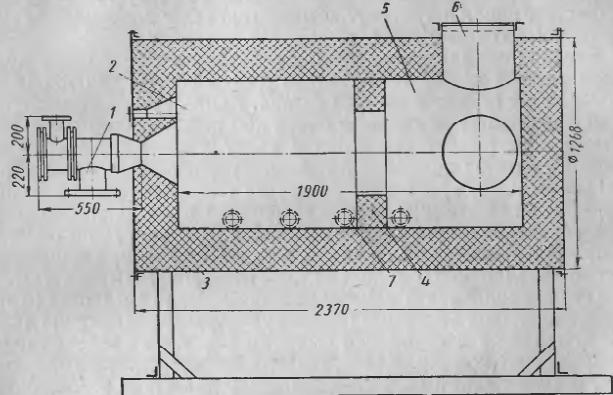


Рис. 142. Топка BTI для сжигания газа:
1 — газовая горелка низкого давления (100—250 мм вод. ст.); 2 — камера горения;
3 — кожух; 4 — перегородка; 5 — камера смешения; 6 — взрывной клапан;
7 — сопла

Общая длина топки 5,0 м. Топка может быть переведена на работу под давлением до 500 мм вод. ст. В ней можно сжигать природный газ.

На рис. 142 показана цилиндрическая газовая топка с металлическим кожухом из стали толщиной 8—10 мм. Топка изнутри футерована шамотным кирпичом. Горелки низкого давления установлены на фронте. На фронтальной стенке имеется смотровой люк и ввод для запальника. Топка работает под разрежением 2—5 мм вод. ст. Камера смешения от камеры горения отделена перегородкой. Температура газов за топкой 800—1000° С. Вторичный воздух подается в камеру горения по образующей тангенциально, со скоростью 20—30 м/сек. Закручивание потока обеспечивает хорошее перемешивание газа с воздухом, а последний одновременно охлаждает кладку топки.

Такая топка работает на Винницком химкомбинате в цехе триполифосфата натрия. Тепловое напряжение камеры горения

достигнуто при работе на форсунках низкого давления $1,5-2,0 \cdot 10^6$ ккал/ $m^3 \cdot ч$. Давление воздуха перед горелкой 120—180 мм вод. ст.

На рис. 143 приводится топка для сжигания газа, причем используется горелка эжекционная или горелка внутреннего смешения. Отличительной способностью такой топки является то, что между камерой горения и кожухом топки имеется зазор, в который тангенциально подается вторичный воздух. Этот воздух охлаждает наружную стенку камеры горения и далее идет на смешение с продуктами горения.

Необходимо заметить, что при воздушном охлаждении футеровки камеры может быть сделана в один кирпич или толщиной 150—250 мм из жаропрочного бетона. Кроме того, в этом случае можно проводить сжигание топлива при высоких температурах в камере и коэффициентах избытка воздуха $\alpha = 1,15 \div 1,5$, до минимума сводится химический недожог топлива. Для сушильного процесса обычно температура газового теплоносителя составляет 300—750° С. Поэтому топочные устройства для сушилок должны иметь специальную камеру горения, где интенсивно при высоких температурах сжигается топливо, и отдельно камеру смешения, в которой разбавляются топочные газы до нужной температуры.

По наружной части камеры горения в конусе установлены направляющие для закручивания воздуха. Они одновременно являются опорой конусной части камеры горения и свободно перемещаются по кожуху. Как показали экспериментальные данные, потери тепла в окружающую среду для этих топок очень малы.

Для получения теплоносителя с температурой 300—350° С можно рекомендовать газовую топку, которая показана на рис. 144. Отличительной особенностью ее является то, что на выходе из камеры горения устанавливается экран оригинальной конструкции. Установка экрана защищает от прямой радиации крыльчатку дымососа, который устанавливается непосредственно у топки, и обеспечивает хорошее перемешивание топочных газов с воздухом, идущим на смешение и охлаждение камеры горения. Экран представляет собой полую металлическую чашу, передняя стена которой имеет отверстия. Она футеруется тонким слоем жаропрочного бетона. В футеровке делаются сквозные отверстия для сообщения с внутренней плоскостью экрана. Экран крепится на трех или четырех трубах с таким расчетом, чтобы по ним свободно проходил воздух из окружающей среды внутрь экрана. Так как топка работает под разрежением, то по трубам и через экран непрерывно подсасывается из окружающей среды воздух. Он надежно охлаждает экран. Подсос холодного воздуха в камеру горения в межтопочное пространство регулируется поворотными жалюзи, которые установлены по окружности на фронтальной стенке топки.

282

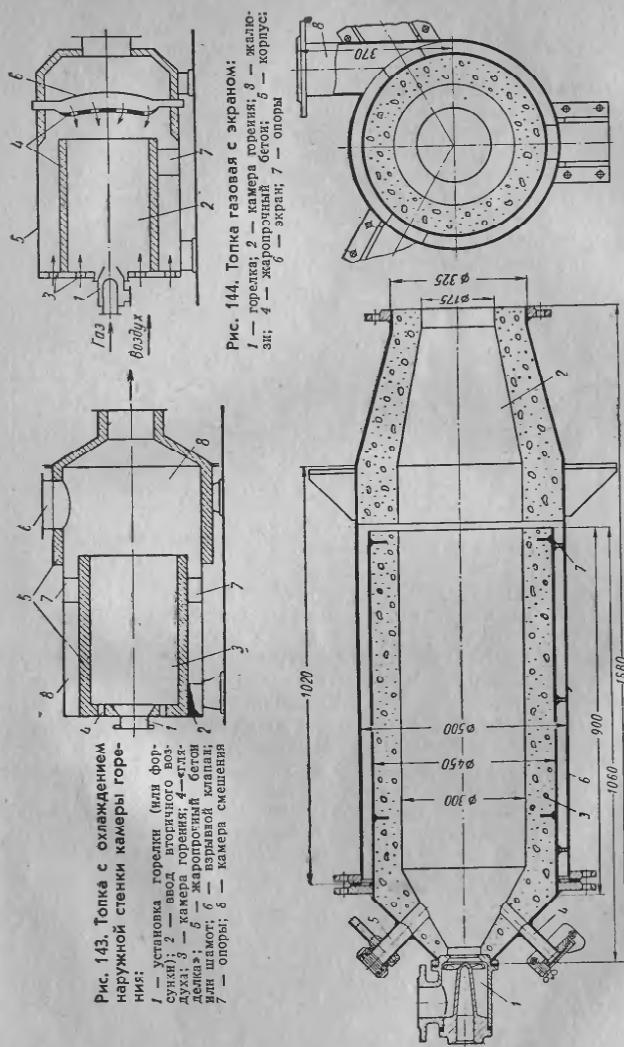


Рис. 143. Топка с охлаждением наружной стены камеры горения:
1 — установка горелки (или форсунки); 2 — ввод вторичного воздуха; 3 — камера горения; 4 — «глаз»; 5 — жаропрочный бетон; 6 — изоляция; 7 — опоры

Рис. 144. Топка газовая с экраном:
1 — горелка; 2 — камера горения; 3 — жалюзи; 4 — жаропрочный бетон; 5 — экран; 6 — опоры

Рис. 145. Топка для сжигания газа, работающая под давлением до 1000 мм вод. ст.:
1 — горелка; 2 — камера сгорания; 3 — экран; 4 — лист для зажигания; 5 — лист для зажигания; 6 — кожух топки; 7 — опоры

Таблица 14

Давление газа перед соплами в м.м. вод. ст.	Расход газа в $\text{мм}^3/\text{ч}$	Скорость истечения газа из сопел в $\text{м}/\text{сек}$	Скорость истечения газовоздушной смеси при $d = 0,78$ в $\text{м}/\text{сек}$	Скорость движения газовоздушной смеси в инжекторе при $d = 0,7$ в $\text{м}/\text{сек}$	Коэффициент регулирования производительности
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

Отношение диаметра инжектора к общему диаметру сопел
 $119:12,2 = 9,75$

Отношение диаметра носика к диаметру инжектора $109:119 = 0,92$

Эффективность сжигания жидкого топлива в значительной степени зависит от работы форсунок. Схемы и принцип действия таких форсунок иллюстрируются рис. 149.

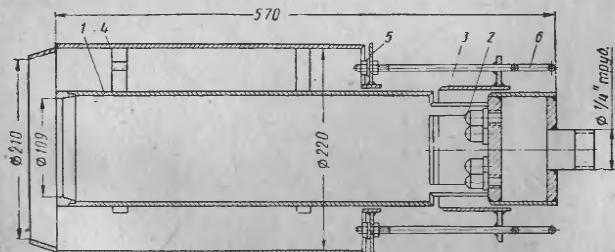


Рис. 148. Инжекционная многосопловая горелка для сжигания природного газа:
1 — инжектор; 2 — сопла 5 мм; 3 — заслонка для первичного воздуха; 4 — корпус; 5 — заслонка для вторичного воздуха; 6 — тяга заслонки

Методика расчета процесса горения многократно описана в ряде работ.

На рис. 150 приведена мазутная пневматическая форсунка низкого давления производительностью 120 $\text{kГ}/\text{ч}$. Давление мазута 1,5 $\text{kГ}/\text{см}^2$, воздуха 400 мм вод. ст., расход воздуха 16,5 $\text{нм}^3/\text{кГ}$ мазута.

На рис. 145 приведен чертеж газовой топки мощностью $10 \div 20 \cdot 10^3 \text{ ккал}/\text{ч}$, работающей под давлением до 1000 мм вод. ст. Давление перед топкой: воздуха 1100 мм вод. ст., газа 3000 мм вод. ст. Горелка внутреннего смешения. Изнутри камера горения футерована жаропрочным бетоном, снаружи она охлаждается воздухом. «Гляделка» также охлаждается за счет подвода под смотровое стекло холодного воздуха.

Для сжигания газа применяется большое число различных типов горелок, отличающихся как по принципу работы, так и по конструктивному оформлению. По типу факела горелки разделяют на факельные и беспламенные.

Схема горелки, обеспечивающей короткий факел, показана на рис. 146.

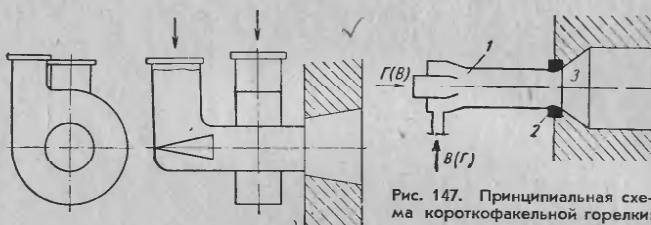


Рис. 146. Схема факельной газовой горелки

Использование подобных горелок обеспечивает наиболее полное сжигание газа с минимальным избытком воздуха и наиболее высокой температурой в малом топочном объеме.

За последние годы высокую оценку в промышленности получили короткофакельные беспламенные горелки, в которых осуществляется предварительное перемешивание газа и воздуха, а также сжигание смеси в небольших керамических каналах.

Образование газовоздушной смеси осуществляется в смесительном устройстве. Далее, смесь интенсивно сгорает в узких керамических каналах, образуемых разделительными столбиками. Горение полностью завершается в пределах раскаленной керамической части горелки. В проточную камеру попадают продукты полного сгорания. За счет улучшения условий зажигания смеси и увеличения фронта воспламенения резко сокращается длина факела.

Тепловое напряжение каналов достигает десятков $\text{Мккал}/\text{м}^3$, что в сотни раз превышает теплонапряжение при факельном сжигании газа.

На рис. 148 приведена инжекционная многосопловая горелка для природного газа. Ее техническая характеристика приведена в табл. 14.

Таблица 15

№ по пор.	Тип форсунки	Диаметр сопла d_c в мм	Производительность форсунок в кг/ч		Определяющие размеры завихрителя			
			$P = 20$ ат	$P = 35$ ат	$D_{зк}$ в мм	a в мм	b в мм	n в шт.
1	ММФМ-1	1,5	80	110	12	1,5	2	2
2	ММФМ-2	2,0	120	160	12	1,5	2	2
3	ММФМ-3	2,5	160	220	12	1,5	2	2
4	ММФМ-4	3,0	210	270	12	1,5	2	2
5	ММФМ-5	3,5	250	330	12	1,5	2	2
6	ММФМ-6	1,5	180	220	9,5	2	3	3
7	ММФМ-7	2,0	280	360	9,5	2	3	3
8	ММФМ-8	2,5	400	520	9,5	2	3	3
9	ММФМ-9	3,0	520	690	9,5	2	3	3
10	ММФМ-10	3,5	660	860	9,5	2	3	3
11	ММФС 11	2,5	400	500	9	2	3	3
12	ММФС-12	3,5	600	800	11	2	3	3
13	ММФС-13	4,5	800	1000	12	2	3	3
14	ММФС-14	5,0	1200	1500	13	3	3	3
15	ММФС-15	6,0	1600	2000	13	3	3,2	3
16	ММФС-16	7,0	2000	2600	13	3	3,4	3

Обозначения:
 $D_{зк}$ — диаметр камеры завихрителя;
 a — ширина завихряющего канала;
 b — толщина завихрителя;
 n — количество завихряющих каналов.

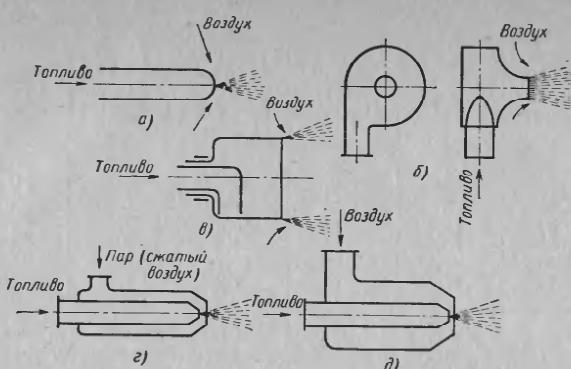


Рис. 149. Схемы форсунок для распыления жидкого топлива:
 а — прямоструйная; б — центробежная; в — вращающаяся; г — высокого давления; д — низкого давления

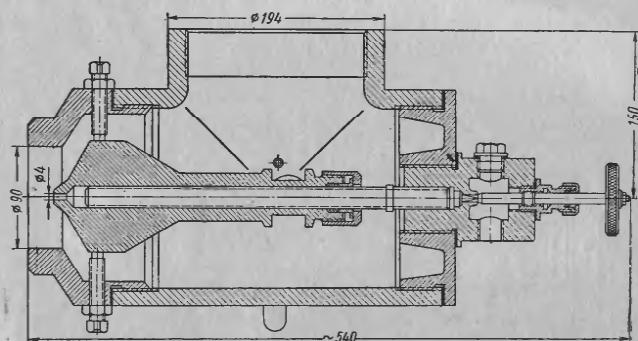


Рис. 150. Пневматическая форсунка для распыления мазута

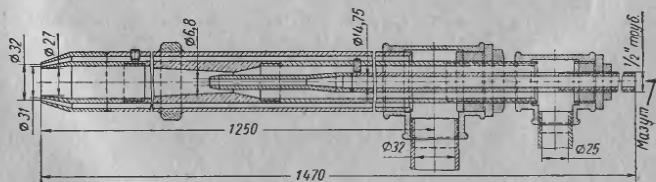


Рис. 151. Двухступенчатая пневматическая форсунка
286

На рис. 151 показана мазутная двухступенчатая пневматическая форсунка, работающая на сжатом воздухе давлением 6 ата. График зависимости ее производительности от давления мазута перед форсункой представлен на рис. 152.

Для нормализованных механически мазутных форсунок зависимость производительности от их размеров, типа завихрителя и давления показана в табл. 15. Данные в строчках 1—5 таблицы соответствуют завихрителю типа а, в строч-

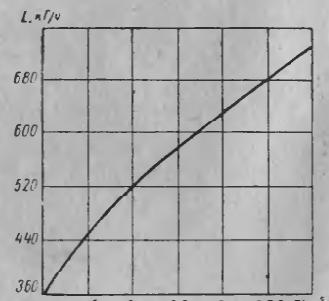


Рис. 152. График зависимости производительности форсунки от давления мазута

ках 6—10 — типа б, в строчках 11—16 — типа в (рис. 153 и 154). В ряде случаев, особенно при разработке ряда новых схем распылительной сушки, необходимо применение герметичных то-

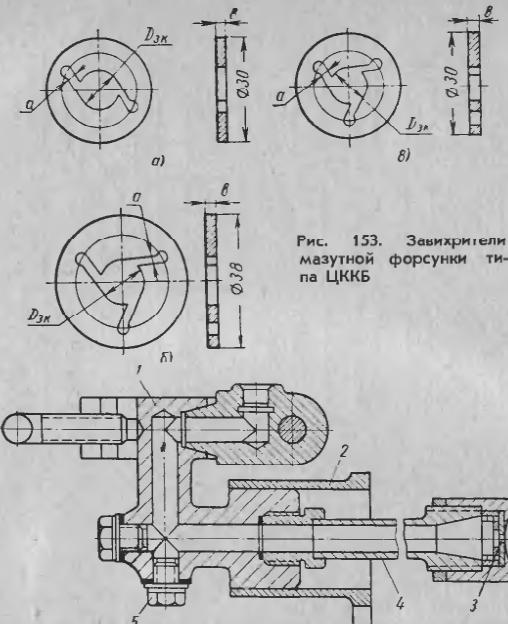


Рис. 153. Завихрители мазутной форсунки типа ЦККБ

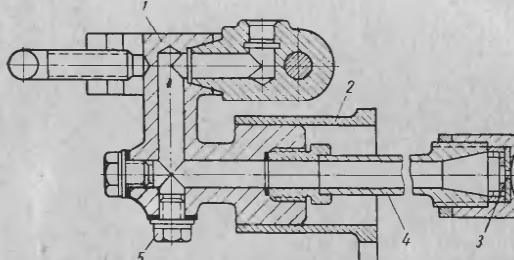


Рис. 154. Узел крепления мазутной форсунки ЦККБ:
1 — корпус; 2 — оправа; 3 — завихритель; 4 — трубка; 5 — пробка

пок, работающих под давлением. В СССР такие топки освоены для сжигания жидкого и газообразного топлива. В США они применяются также и при сжигании пылеугольного топлива.

ИЗМЕРЕНИЯ И АВТОМАТИЗАЦИЯ^{*} ПРИ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКЕ

Как в производственных, так и в лабораторных условиях испытаний распылительных сушилок возникает задача определения комплекса параметров, позволяющих свести материальный и тепловой баланс, оценить кондиционность сухого продукта. Такими основными параметрами являются: расход раствора и теплоносителя, их температуры и влажности (начальные и конечные), дисперсность сухого продукта. При проведении подробных исследований распылительной сушки с целью раскрытия количественных закономерностей составляющих процессов необходимо осуществлять также измерения распределения капель и частиц в объеме камеры, температур и влажностей, скоростей фаз, изменения дисперсности капель и частиц по мере их движения.

В данной главе рассматриваются способы и устройства для измерений, специфических при изучении распылительной сушки. Методика и средства измерения таких величин как расходы, влажность и температура гомогенного потока достаточно полно описаны в многочисленных литературных источниках.

ИЗМЕРЕНИЯ ДИСПЕРСНОСТИ КАПЕЛЬ

Пользуясь терминологией, предложенной Н. А. Фуксом, поток в камере распылительной сушилки имеет признаки аэрозолей:

1. Диспергационных с жидкой дисперсной фазой.
2. Пыль диспергационных аэрозолей с твердыми частицами дисперсной фазы [21].

При определении дисперсности пользуются методами, которые можно разделить на две группы:

1. Связанные с отбором проб капель из факела при помощи специальных ловушек (кониметров).

2. Непосредственно позволяющие определять кривые распределения и средний диаметр капель в факеле распыла.

Наиболее распространены относительно простые методы первой группы, дающие достаточно надежные результаты, хотя и при значительных затратах труда.

Часто задача при этом сводится к улавливанию капель на предметные стекла микроскопа — непосредственно или на уста-

новленные в специальных ловушках. При улавливании капель жидкости на твердую поверхность (например, поверхность ламповой копоти) или промокательной бумаги происходит их дробление, поэтому такой анализ имеет довольно высокую погрешность, до 10%.

Чтобы уменьшить дробление, а также слияние и отскакивание капель, поверхность стекла покрывают специальными жидкостями. Непосредственно на очищенную поверхность стеклянной пластины для обеспечения сферичности капель целесообразно наносить тонкий прозрачный слой покрытия.

Минимум требований к подобным покрытиям сводится к следующему:

- 1) наименьшее значение контактного угла между каплями и поверхностью;
- 2) способность образовывать устойчивую равномерную по толщине пленку;
- 3) химическая инертность относительно иммерсионной жидкости.

В качестве таких покрытий используют, например, парафины, воски, кремнийорганические соединения и т. д. Над покрытием находится слой так называемой иммерсионной жидкости, в которую непосредственно попадают анализируемые капли. Известно значительное число составов таких жидкостей, к которым предъявляются следующие требования [88]:

- 1) несмешиваемость, химическая инертность относительно распыляемого раствора;
- 2) низкая вязкость, сводящая к минимуму вероятность дробления капель;
- 3) низкое поверхностное натяжение, особенно при высокой дисперсности, чтобы наиболее мелкие капли могли пройти через поверхностный слой жидкости;
- 4) малая испаряемость, исключающая парообразование в объеме жидкости;
- 5) удельный вес, примерно равный удельному весу капель;
- 6) оптическая прозрачность.

В качестве таких жидкостей используются, например: смесь вазелинового и трансформаторного масла, касторовое масло, парафиновое масло, газолин.

Поскольку дисперсность капель разная в различных областях факела, взятие проб осуществляется в нескольких его сечениях на отдельных участках радиальной полосы каждого из сечений или колышевых площадок. Достаточно хорошая сходимость результатов анализа получается в том случае, если количество капель, измеряемых в данной пробе, не меньше 1000 шт.

Улавливание капель производится на поверхность пластинки, также устанавливаемой в ловушке (иногда с быстросрабатывющим затвором).

290

При колориметрическом методе форсунка располагается над поддоном, разделенным на желобки, направленные под прямым углом к оси струи. В желобках содержится некоторое количество той же жидкости, которая распыливается. Распыливаемая форсункой жидкость подкрашивается. Определяя интенсивность окраски жидкости с помощью колориметра, можно определить количество распыливаемой жидкости, попавшей в соответствующий желобок.

В каждый из них попадают капли определенных размеров, оцениваемых, например, методом отпечатков. Этот метод не пригоден для анализа легкоиспаряющихся капель, а также предполагает завершение процесса коагуляции капель (или его отсутствие). При лабораторном изучении распыления иногда возможно применять метод отвердевания, который использован, например, в работах [40, 74]. Он основан на том, что в ряде случаев удается подобрать жидкость, имеющую плотность, вязкость и поверхностное натяжение, близкие к исследуемой жидкости (например, физические параметры расплавленного парафина близки к параметрам керосина при комнатной температуре).

Состав полидисперсной массы капель при распыливании «моделирующей» жидкости близок к исследуемому. Однако капли, например, парафина, двигаясь в воздухе, быстро отвердевают и могут быть после улавливания подвергнуты ситовому анализу [63, 102]. Ограничность метода определяется трудностями подбора моделирующей жидкости.

В заключение рассмотрим метод, связанный с отбором проб, разработанный в МЭИ. Однако в настоящее время не представляется возможным дать строгую оценку его точности и пределов применения. Это является предметом последующих исследований. Основными достоинствами метода являются его относительная простота, доступность, малая времязатратность и, вместе с тем, возможность получения кривой распределения и соответственно величины среднего диаметра капель. Существенно, что для реализации метода требуются: пластина с лиофобным покрытием, устанавливающаяся в ловушку; аналитические весы и, в некоторых случаях, источник тепла, например обычная электроплитка или лампа инфракрасного излучения. В основе метода используется то обстоятельство, что продолжительность полного испарения капель $\tau_{n.u.}$ при заданных условиях подвода тепла однозначно определяется их размером d , т. е.

$$\tau_{n.u.} = f(d).$$

Очевидно, что чем крупнее капля, тем при прочих равных условиях больше время ее полного испарения $\tau_{n.u.}$. Если поместить несколько капель одинакового размера, полученных, например, при помощи одного и того же микрокапилляра на несмачивающуюся (лиофобную) жидкостью капель поверхность, то эти капли в газовой среде будут испаряться.

19*

291

Интенсивность испарения может быть различной в зависимости от испаряемости жидкости капель, от влажности и температуры окружающей газовой среды, а также в зависимости от интенсивности дополнительного подвода тепла при наличии последнего. Если капли имеют высокую испаряемость, то испарение можно производить в объеме (сосуде), насыщенномарами жидкости испаряющихся капель. Для этого на дно сосуда можно залить эту жидкость. Если, наоборот, капли испаряются чрезмерно медленно, то при их испарении они могут подогреваться (от лампы или горячей поверхности).

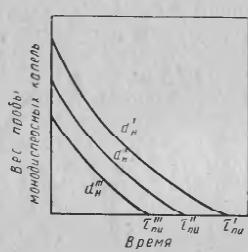


Рис. 155. Кривая убыли веса пробы многодисперсных испаряющихся капель

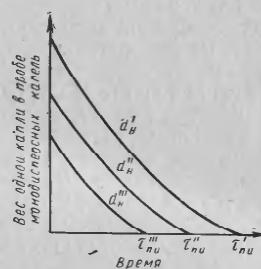


Рис. 156. Кривая убыли веса испаряющейся одиночной капли

Капли могут быть нанесены на такие поверхности, как парфин, застывший на воздухе, сажа, окись магния, желатина, ворсистые шерстяные и синтетические ткани, водоотталкивающие ткани и т. д. Капли одинакового размера следует нанести на поверхность пластины столько штук, чтобы затем оказалось возможным с помощью обычных аналитических весов регистрировать убыль веса всей совокупности капель (пробы) при испарении во времени. Практически капель следует наносить несколько десятков. Характер кривых, показывающих убыль веса проб капель разных начальных размеров d'_n, d''_n, d'''_n во времени, иллюстрируется рис. 155. Число разных начальных диаметров определяется точностью анализа и может достигать 10—15. Разделив общий вес пробы на число штук капель в пробе, можно получить кривую убыли веса одной капли во времени (рис. 156). Эти кривые при разных d_n позволяют определить время полного испарения капель $\tau_{n.u.}$ с определенным начальным диаметром (например, d'_n, d''_n, d'''_n), а также вес капли в любой момент времени при известных d_n и τ . Изменяя этот начальный диаметр капель, испаряя их при тех же условиях, получим кривую, показывающую зависимость времени полного испарения от начального раз-

мера капель (рис. 157). (диаметрам d'_n, d''_n, d'''_n соответствуют $\tau'_{n.u.}, \tau''_{n.u.}, \tau'''_{n.u.}$). Предпосылкой для реализации способа является построение графиков рис. 155—157.

Пусть на поверхность той же пластины, на которую помещались капли одинаковых размеров, нанесены путем установки пластины, например в форсуночной камере, капли разных размеров (полидисперсная проба капель), которые подлежат анализу. Подразумевается, что необходимо определить распределение этих капель по размеру, их средний размер, поверхность. Для непосредственного осуществления анализа пластина с нанесенными

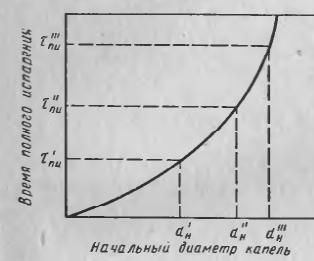


Рис. 157. Зависимость $\tau_{n.u.} = f(d_n)$

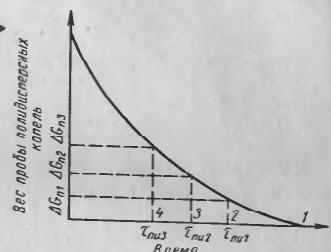


Рис. 158. Кривая убыли веса пробы полидисперсных испаряющихся капель

на ее поверхность каплями помещается на чувствительные весы, например аналитические. Необходимо обязательное соблюдение тех же условий испарения, которые были при испарении капель одинакового размера этой же жидкости, т. е. при получении данных для построения графиков на рис. 156 и 157.

Фиксируя убыль веса полидисперсных капель на пластине, строится кривая «вес капель — время» (рис. 158). На этом и заканчивается реализация нового способа, после чего производится обработка кривой (рис. 158). В качестве объектов исследования могут быть капли любых жидкостей (чистых и растворов). Однако концентрация растворенного вещества при анализе капель растворов должна быть одинаковой для всех капель.

При выборе поверхности, на которую следует улавливать капли, необходимо помнить о возможном дроблении капель от удара. Последнее в каждом случае определяется в зависимости от размеров и скорости улавливаемых капель аналогично тому, как это делается при обычных, упомянутых выше способах анализа и учитывается при выборе поверхности для улавливания капель. Весьма важно заметить, что при испарении капель разных начальных размеров на поверхности часто нельзя пере-

носить результаты по скорости испарения наибольшей капли на капли меньших размеров, т. е. начальных размеров, являющихся промежуточными при испарении наибольшей капли. Последнее возможно (и значительно сокращает время тарировки) при улавливании капель на несмачиваемые волокна, однако требует в каждом случае проверки.

Новый способ при его использовании предполагает реализацию следующих этапов:

I. На лиофильную или волокнистую поверхность последовательно группами наносятся капли одинакового размера. При испарении капель определяется интенсивность убыли веса и, зная число капель, строится график убыли веса одной капли во времени. Определяется время полного испарения.

II. Строится на основе графиков, упомянутых в п. I, новый график зависимости времени полного испарения от начального диаметра капель.

III. Улавливается анализируемая проба полидисперсных капель.

IV. Проба полидисперсных капель подвергается испарению при тех же условиях, что и в п. I, причем строится график убыли веса во времени.

V. Производится обработка графика убыли веса пробы полидисперсных капель во времени с использованием ранее полученного графика изменения диаметра капель разных начальных размеров во времени при тех же условиях испарения.

Последовательность обработки кривой убыли веса пробы полидисперсных капель, полученной при их испарении, следующая (рис. 158).

Разбиваем весь отрезок на оси времени (рис. 158) от 0 до точки пересечения кривой с осью абсцисс на несколько равных отрезков, например: 1—2, 2—3, 3—4. Число этих отрезков определяется в зависимости от требуемой точности анализа и может быть 10—15. Каждый из отрезков характеризуется средними значениями величин времени ($\tau_{n.u.1}$, $\tau_{n.u.2}$, $\tau_{n.u.3}$ и т. д.). Для крайнего правого отрезка, т. е. для отрезка 1—2 $\tau_{n.u.1}$ — есть средняя величина времени полного испарения всех капель, вес которых изменился за время, соответствующее в масштабе отрезку 1—2, на величину ΔG_{n1} .

Из графика рис. 157 легко определяется начальный (в момент взятия пробы) диаметр той капли, время полного испарения которой равно $\tau_{n.u.1}$, т. е. определяется d_1 . К моменту $\tau_{n.u.1}$, в соответствии с графиком рис. 156, капли, имеющие начальный диаметр d_1 (например, равный $d'_{\kappa 1}$), весят $g_{\kappa 1,1-2}$. Разделив ΔG_{n1} на вес $g_{\kappa 1,1-2}$ получим число капель, имеющих начальный (при взятии пробы) диаметр d_1 (например, равный $d'_{\kappa 1}$). Однако непременно следует учитывать, то обстоятельство, что соответст-

вующее отрезку времени 2—3 изменение веса ΔG_{n2} обусловлено как испарением капель предыдущей группы, т. е. с начальным диаметром d_1 в количестве Δn_1 , так и капель, среднее (на отрезке 2—3), время испарения которых $\tau_{n.u.2}$. Изменение веса ΔG_{n2} капель с начальным диаметром d_1 определяется путем вычитания из веса этих капель в момент времени, соответствующий точке 3 на рис. 158, их веса, соответствующего точке 2. Величины этих весов определяются путем умножения количества капель на вес одной капли, найденный по графику рис. 156 для моментов времени τ_3 и τ_2 соответственно. Последующие переходы к отрезкам 3—4 и т. д. сопровождаются аналогичным учетом того обстоятельства, что убыль веса ΔG_{n3} , ΔG_{n4} и т. д. обусловлена не только испарением ранее не определенных капель, но также и испарением капель всех предшествующих групп, т. е. Δn_1 , Δn_2 и т. д. Внутри каждого отрезка времени на графике рис. 158 расчет числа капель следует проводить по зависимостям:

$$\Delta n_1 = \frac{\Delta G_{n1}}{g_{\kappa 1,1-2}}. \quad (244)$$

Отрезок 2—3:

$$\Delta n_2 = \frac{\Delta G_{n2} - \Delta n_1 (g_{\kappa 1,3} - g_{\kappa 1,2})}{g_{\kappa 2,2-3}}. \quad (245)$$

Отрезок 3—4:

$$\Delta n_3 = \frac{\Delta G_{n3} - \Delta n_1 (g_{\kappa 1,4} - g_{\kappa 1,3}) - \Delta n_2 (g_{\kappa 2,4} - g_{\kappa 2,3})}{g_{\kappa 3,3-4}} \quad (246)$$

и т. д. для всех отрезков.

Здесь Δn_1 ; Δn_2 ; Δn_3 ... и т. д.— числа капель в штуках, соответствующие по весу средним значениям времени полного испарения на отрезках 1—2, 2—3, 3—4 и т. д. (т. е. значениям $\tau_{n.u.1}$; $\tau_{n.u.2}$; $\tau_{n.u.3}$ и т. д.);

ΔG_{n1} ; ΔG_{n2} ; ΔG_{n3} — убыль веса пробы полидисперсных капель, определяемые на весах при испарении пробы и соответствующие отрезкам времени 1—2, 2—3, 3—4 и т. д.;

$g_{\kappa 1,1-2}$; $g_{\kappa 2,2-3}$; $g_{\kappa 3,3-4}$ — веса отдельных капель, определяемые по графику рис. 156 для моментов времени $\tau_{n.u.1}$; $\tau_{n.u.2}$; $\tau_{n.u.3}$ и т. д., т. е. для моментов времени, являющихся средними для отрезков 1—2, 2—3, 3—4 и т. д. на рис. 158;

$g_{k1,2}$; $g_{k1,3}$; $g_{k1,4}$ — веса отдельных капель группы из Δn_1 штук, определяемые по графику рис. 156 для моментов времени t_2 ; t_3 ; t_4 и т. д., т. е. для момента времени, соответствующих крайним значениям отрезков 2—3, 3—4 и т. д. на рис. 158.

В случае сохранения каплями сферической формы, например при нанесении их на синтетические волокна, вместо графика рис. 156 возможно построение графика изменения диаметра капель во времени.

Остановимся теперь на методах определения размеров капель, не связанных с отбором пробы. Оптический метод [63] сводится к фотографированию летящих капель при помощи фотокамеры, снабженной короткофокусным объективом. Полученные фотографии подвергают счету и измерению под микроскопом. Этот метод может привести к значительным погрешностям из-за искажения размеров капель.

Значительной сложностью отличаются методы специальной кино- и фотосъемки капель в полете. По этому вопросу следует рекомендовать литературу [2, 100].

Существенно обстоятельство, что интенсивность рассеяния света пропорциональна r_k^6 для частиц с $r_k < 10^{-5}$ см и r_k^2 для частиц с $r_k > 10^{-3}$ см. В. М. Блиновым [10] разработан до практического применения оптический метод, позволяющий определять среднюю величину капель распыла. В основе метода лежит зависимость интенсивного светового потока при прохождении его через слой распыленной жидкости от дисперсности капельной смеси.

Так, например, Б. В. Дерягиным и Г. Я. Власенко [28] предложен и опробирован метод счета и измерения твердых и жидких частиц в аэрозолях в проточном ультрамикроскопе (рис. 159). При этом аэрозоль потоком проходит с определенной скоростью через канал кюветы, который наблюдается с торца при помощи микроскопа при боковом освещении. При прохождении частицы (размером несколько микрон) через освещенную зону она как бы «вспыхивает», причем эффективность метода повышается за счет того, что струя аэрозоля направлена параллельно оси микроскопа. В этом случае дифракционное изображение частицы можно наблюдать в течение более длительного времени. «Вспышки», соответствующие прохождению частиц, отсчитываются либо визуально, либо автоматически при помощи специального фотоэлектрического устройства. Поле наблюдения возможно уменьшить при помощи окулярной диафрагмы, чтобы одновременно было видно не более одной «вспышки». Ультрамикроскоп снабжен специальным затеняющим устройством, позволяющим уменьшить яркость освещения.

При уменьшении яркости глаз или фотомножитель перестают регистрировать часть частиц (более мелких). Таким образом, регистрация при различной степени затенения позволяет получить кривую распределения частиц по величине.

Этот метод позволяет применять его в широком диапазоне размеров и концентраций частиц (до 10 шт. в 1 см³) и находит широкое распространение в ССРР.

Можно еще указать на интересный так называемый «метод треков», разрабатываемый В. А. Федосеевым [100]. Здесь сочтается метод фиксирования на фотопленку следов движущихся частиц с методом получения данных о кинетике испарения по измерениям времени полного испарения частиц разной мас-

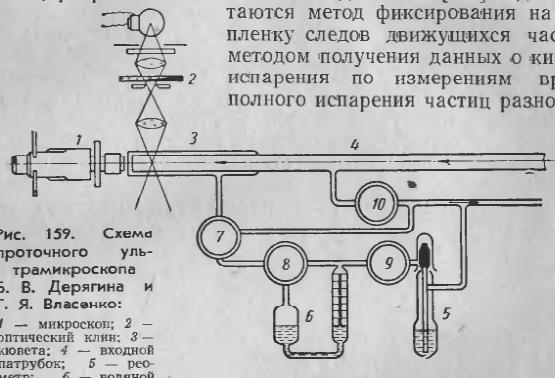


Рис. 159. Схема проточного ультрамикроскопа Б. В. Дерягина и Г. Я. Власенко:
1 — микроскоп; 2 — оптический клин; 3 — кювета; 4 — входной патрубок; 5 — реометр; 6 — водяной газовый счетчик; 7 — краны

сы. На основе экспериментов строится график зависимости «времени жизни» капель от их массы, далее — график изменения массы капли во времени. Зная скорость движения воздуха и длину следа («трека»), считая что капли неподвижны относительно воздуха, определяется «время жизни».

В качестве общего заключения о методах измерения дисперсности капель укажем на широкую распространенность методов, связанных с отбором проб. Вместе с тем, методы непосредственного измерения в потоках более точны и требуют дальнейшего совершенствования в связи с конкретными задачами распылительной сушки.

ИЗМЕРЕНИЯ ДИСПЕРСНОСТИ ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ

Для этой цели с успехом может быть использован метод микроскопического анализа, при котором частицы помещаются на предметное стекло микроскопа и подвергаются счету при помощи окуляра-микрометра.

Для определения дисперсного состава частиц полидисперской системы неправильной формы при помощи окуляра-микрометра удобен «метод постоянного направления», при котором размеры частиц определяются вдоль некоторой оси.

Так как скорость движения частиц в случае применимости закона Стокса пропорциональна квадрату их размеров, то, измеряя эту скорость, легко найти средние размеры частиц суспензии [102].

Значительное число модификаций седиментометрического анализа можно свести к двум группам:

1. Методы анализа в силовом поле земного тяготения.
2. Методы анализа в центробежном и других (например, электрическом) силовых полях.

Основное значение для изучения грубодисперсных систем, к которым чаще всего относятся продукты распылительной сушки в жидкой среде, имеют методы первой группы.

Рекомендуя применение различных приборов для седиментометрического анализа [102] следует сделать следующие замечания.

Исходным в теории седиментометрического анализа является уравнение Стокса

$$u_{oc} = \frac{2}{9} \frac{r_u^2 (\rho_u - \rho_c) g}{\eta}, \quad (247)$$

где u_{oc} — скорость оседания частицы в м/сек;

r_u — радиус частицы в м;

ρ_u , ρ_c — соответственно плотности частиц дисперсной фазы и среды в $\text{кг}\cdot\text{сек}^2/\text{м}^4$;

η — коэффициент динамической вязкости среды в $\text{кг}\cdot\text{сек}/\text{м}^2$; $g = 9,81 \text{ м/сек}^2$;

При анализе реальных систем следует иметь в виду, что применимость закона Стокса определяется следующими условиями:

1) частицы дисперсной фазы должны быть сферической формы;

2) размеры частиц должны быть существенно больше размеров молекул дисперсной среды;

3) оседающие (или всплывающие) частицы должны иметь постоянную скорость в течение всего времени наблюдения;

4) наблюдаемая частица должна оседать независимо от дна и стенок сосуда;

5) оседающие частицы должны быть твердыми и гладкими;

6) режим движения частиц должен быть ламинарным;

7) не должно иметь места скольжение между частицей и окружающей ее средой при оседании.

Если размер частиц более $40 \mu\text{m}$, то для проведения ситового анализа необходимо иметь набор стандартных сит с калиброван-

ными отверстиями и рассевочную машину. Закончив рассев пробы (обычно 25—50 г) на рассевочной машине или вручную, взвешивают остатки на каждом из сит и выражают этот остаток в процентах относительно взятой пробы.

Метод ситового анализа не пригоден для частиц, которые могут замазывать отверстия сит, а также измельчаться. Следует иметь в виду, что на результаты ситового анализа влияют длительность и метод просеивания. Метод сепарации основан на разделении частиц дисперсного порошка в потоке воздуха и позволяет определить лишь некоторый условный размер частиц данной фракции уноса при использовании уравнения закона Стокса. Метод применим для определения дисперсности частиц $<50 \mu\text{m}$, отличается значительной длительностью (до нескольких суток).

ИЗМЕРЕНИЯ СКОРОСТИ ДВИЖЕНИЯ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ

При анализе процессов переноса тепла и массы в форсуночных камерах допустимо принимать скорость движения капель и частиц в установившемся газовом потоке равной скорости витания. При малых скоростях движения потока возможно в ряде случаев пренебречь влиянием относительной скорости на тепло- и массообмен, т. е. считать $Nu = Nu_m = 2$. Оценка погрешности при таких допущениях может быть выполнена на базе соотношений, приведенных в гл. III.

Одним из способов интенсификации процессов распылительной сушки является увеличение относительной скорости движения капель и влажных частиц в потоке. Необходимость исследования неустановившегося движения испаряющихся частиц с учетом переменного характера коэффициента сопротивления, формы, размера и веса частиц требует постановки соответствующих экспериментов. Существенно также, что применительно к анализу движения капель и частиц в обычных сушильных камерах вопрос об определении действительного времени пребывания остается не исследованным.

Таким образом, совершенствование методов опытного определения относительной скорости движения фаз является актуальной задачей. При опытах с одиночными каплями такие методы разработаны рядом исследователей, причем их возможно систематизировать:

- 1) методы, использующие кино- и фотосъемку [2, 88, 100];
- 2) методы регистрации электрического импульса, создаваемого движущейся заряженной каплей [30];
- 3) методы регистрации радиоактивного излучения капли или частицы [31];

Использование этих методов для экспериментального изучения движения полидисперсной фазы (капли, частицы) сопряжено со значительными трудностями и ограничено.

Вместе с тем, в ряде случаев представляется достаточным ограничиваться определением средней скорости дисперсной фазы. Для этого в МЭИ разработан широкодоступный метод, позволяющий одновременно определять: среднюю скорость движения капель и частиц (в любом направлении), их весовую концентрацию в пространстве, а также влажность. Идея этого метода основана на следующем. Весовое количество частиц, попадающих в любой мерный стакан, помещенный входным отверстием навстречу потоку, содержащему капли или частицы, определяется: площадью отверстия стакана, скоростью движения частиц аэрозоля, их концентрацией в пространстве, размерами и весом частиц, а также временем, в течение которого мерный стакан находится в потоке открытым. Если этот стакан перемещать навстречу потоку, то за то же самое время в стакан попадет большее весовое количество частиц, так как скорость частиц относительно стакана будет больше и равна сумме скоростей частиц и стакана относительно стенок аппарата, в котором движется исследуемый поток аэрозоля. Чем быстрее перемещать стакан навстречу потоку, тем больше попадет в него частиц.

Весовое количество частиц, попавших в неподвижный стакан, во столько раз меньше, чем весовое количество частиц, попавших в тот же стакан за то же время в случае движения стакана навстречу потоку, во сколько раз скорость движения частиц относительно стенок канала меньше, чем эта же скорость, сложенная со скоростью движения мерного стакана относительно стенок канала.

Весовые количества частиц, попавших в стакан как в случае его покоя, так и в случае его движения, легко определяются после оседания частиц путем взвешивания стакана с частицами при заранее известном весе самого стакана.

Таким образом, зная весовые количества частиц, уловленных в стакан в случае его покоя и затем в случае его движения, а также, зная скорость движения стакана, легко определяется искомая величина средней скорости движения частиц, соответствующая пути, проходимому стаканом. При этом используется простейшее соотношение, сформулированное выше между весовыми количествами частиц, попавших в стакан и скоростями: искомой скоростью частиц и скоростью движения стакана навстречу потоку.

На основании вышеизложенного практическая реализация предлагаемого нами способа осуществляется так:

В потоке грубого аэрозоля, представляющего собою движущуюся взвесь капель или твердых частиц в газе, размещается входным отверстием навстречу потоку ловушка, например мерный стакан — цилиндр. Входное отверстие ловушки должно быть снабжено быстродействующим затвором.

При открытом затворе за замеряемый секундомером интер-

300

вал времени ловушка заполняется каплями (или твердыми частицами). Вес уловленной жидкости или частиц определяется взвешиванием ловушки. Далее, в течение того же времени осуществляется заполнение ловушки при ее перемещении навстречу потоку с заранее заданной скоростью.

Зная вес частиц, попавших в ловушку, и скорость движения ловушки относительно стенок, легко определяется искомая величина скорости частиц также относительно стенок (канала, в котором движется аэрозоль).

В самом общем случае скорость частиц или капель переменна вдоль потока. Поэтому при перемещении ловушки навстречу потоку, вдоль его, будет определена средняя величина скорости, соответствующая длине пути перемещения ловушки.

При малых концентрациях частиц или капель для обеспечения попадания в ловушку достаточных навесок длина пути перемещения ловушки может оказаться соизмеримой с размерами исследуемого аппарата, а найденная величина скорости частиц окажется средней для всего аппарата (по его длине).

В таких случаях необходимо ловушку перемещать возвратно-поступательно: навстречу потоку аэрозоля с открытым затвором, а заnim — с закрытым затвором.

Требуемое число таких перемещений определяется в каждом случае концентрацией частиц или капель в аэрозоле, скоростью заполнения ловушки.

Амплитуда движения ловушки полностью зависит от размеров аппарата.

Скорость перемещения ловушки должна обеспечить минимальное искажение поля концентраций в зоне измерения объема аппарата.

Отметим, что в ловушку будут попадать лишь наиболее крупные частицы, имеющие достаточное значение составляющей скорости по направлению потока. В случае улавливания легко испаряющихся капель в ловушку предварительно может быть залита трудноиспаряющаяся жидкость, например масло, образующая слой, практически исключающий испарение.

При анализе движения полидисперсной массы капель (или частиц) способ позволяет определить скорость частиц усредненного диаметра.

Устройство, предлагаемое как один из вариантов для реализации способа, обеспечивает равномерное с заданной скоростью перемещение мерного стакана-ловушки навстречу потоку во время попадания в него частиц, далее оно обеспечивает своевременное закрывание входного отверстия стакана в период времени, когда попадание частиц не происходит и, наконец, предполагает получение импульсов, позволяющих фиксировать продолжительность улавливания частиц в ловушку при открытом входном ее отверстии.

Это устройство (рис. 160) представляет собой установленные в закрытом корпусе 1 и кинематически связанные электродвигатель 2; шкив 3 на валу, закрепленном в стенке; ведущую звездочку 4, насаженную на валу, что и шкив 3; ведомую звездочку 5, насаженную на собственный вал, закрепленный в стенке, и приводимую во вращение посредством цепи (например, велосипедной) звездочкой 4; к звеньям цепи прикреплены ролики 6 и 6^a, свободно вращающиеся вокруг собственной оси; ролики 6 и 6^a через ролики 7а сообщают возвратно-поступательное движение стержню 7, скользящему по направляющей втулке 8; на противоположном конце стержня 7 установлена подставка 10 с амортизатором (например, пружинным) 11; над мерным стаканом перемещается затвор 12, который приводится в движение посредством пружины 16 и соленоидной катушки 15; катушка и соленоид закреплены на подставке 17. Во время движения роликов 6 и 6^a последовательно механически воздействуют на контакты 13 и 14. Нахождению одного из роликов на уровне контакта 13 соответствует крайнее нижнее положение стержня 7 (вместе со стаканом), при этом в результате воздействия ролика на контакт 13 включается в действие обычный электросекундомер. Это катушка втягивает сердечник жестко связанный с затвором 12, поэтому затвор открывает доступ частиц в стакан 9.

Поднимаясь, ролик 6^a или 6 перемещает вверх стержень 7 и стакан 9 с постоянной скоростью. В момент, когда ролик 6^a или 6 достигнет уровня контакта 14, он воздействует на этот контакт, в итоге электросекундомер отключается, катушка 15 обесточивается. Срабатывание пружины 16 обеспечивает закрывание затвора 12. Далее, ролики 6 и 6^a и 7а выходят из связи, стержень 7 и стакан 9 под действием собственного веса опускаются в крайнее нижнее положение.

Далее, к ролику 7а снова подходит второй из роликов, закрепленных на цепи, и цикл повторяется.

Весовое количество уловленных в неподвижный мерный стакан частиц G за время τ равно

$$G \sim f u_{\text{c}} \tau. \quad (248)$$

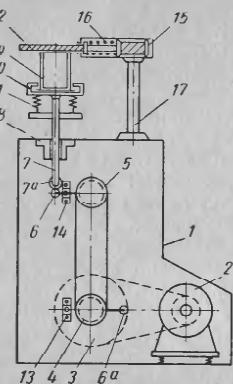


Рис. 160. Схема устройства для измерения средней скорости частиц и капель:

1 — корпус; 2 — электродвигатель; 3 — шкив; 4, 5 — звездочки; 6, 6^a — контактные ролики; 7 — стержень; 7^a — ролик; 8 — втулка; 9 — мерный стакан; 10 — подставка; 11 — амортизатор; 12 — затвор; 13, 14 — контакты; 15 — катушка; 16 — пружина; 17 — подставка

В случае движения мерного стакана навстречу потоку частиц в стакане окажется G' частиц за то же время

$$G' \sim f(u_{\text{c}} + u_{\text{cm}})\tau, \quad (249)$$

где f — площадь входного отверстия стакана;
 u_{c} — искомая величина средней скорости частиц;
 u_{cm} — скорость равномерного движения стакана.

Из уравнений (248) и (249)

$$u_{\text{c}} = \frac{Gu_{\text{cm}}}{G' - G}. \quad (250)$$

Пусть, например в неподвижный стакан за $\tau = 30$ сек уловлено $G = 30$ Г частиц, а при движении стакана навстречу потоку со скоростью $u_{\text{cm}} = 0,5$ м/сек уловлено $G' = 50$ Г частиц, тогда

$$u_{\text{c}} = \frac{30 \cdot 0,5}{50 - 30} = 0,75 \text{ м/сек},$$

Очевидно, что, меняя ориентацию мерного стакана в пространстве, возможно оценить скорость движения дисперсной фазы в любом направлении.

Поскольку в глухой цилиндр возможно попадание наиболее крупных частиц, обладающих достаточной кинетической энергией для преодоления восходящих потоков, а также учитывая возможность выливания жидкости из цилиндра при невертикальном его размещении, следует иметь в виду возможность организации отсоса. Эффективность попадания частиц в цилиндр в этом случае можно оценить, используя [56].

При определении средней скорости движения частиц дисперсной фазы этим методом промежуточными являются представляющие самостоятельный интерес величины весовой концентрации капель и частиц. Анализ уловленных проб также позволяет определить их влажность.

ИЗМЕРЕНИЯ ТЕМПЕРАТУРЫ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ

При исследовании кинетики распылительной сушки появляется необходимость определения температуры капель и частиц. Известны применяемые в лабораторной практике калориметры периодического действия [109]; оптические системы, позволяющие регистрировать свири при улавливании капель в прозрачную жидкую среду [106]. Применение этих способов сопряжено со значительными сложностями, в принципе их использование для исследования реальных форсуночных камер вызывает сомнения.

Для этих целей представляется целесообразным применение нового метода проточного дифференциального калориметра непрерывного действия, разработанного в МЭИ. Он позволяет определять среднюю температуру пробы.

В основе метода лежит положение о том, что если в поток газа или жидкости, движущийся в канале, попадают твердые частицы или капли, то по длине потока возникает температурный

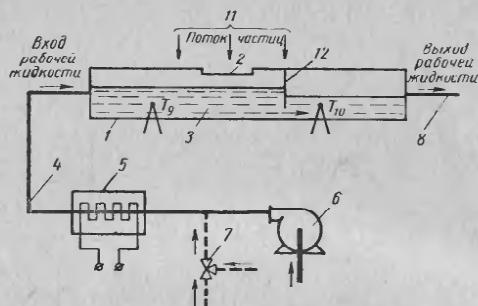


Рис. 161. Схема для измерения температуры частиц и капель:

1 — канал; 2 — приемное отверстие; 3 — жидкость; 4, 8 — трубки; 5 — подогреватель; 6 — нагнетатель; 7 — смеситель; T₉, T₁₀ — измерители температур; 11 — поток частиц; 12 — стена

градиент. Величина этого градиента, замеренная в потоке, зависит главным образом от того, насколько температура частиц или капель отличается от температуры потока в сечении, в которое эти частицы или капли введены. Если температура потока и частиц равны друг другу, то градиент от влияния частиц практически равен нулю. Фиксируя этот момент и замеряя температуру потока, можно определить искомую величину температуры частиц. Предполагаемый способ реализуется при помощи следующего устройства (рис. 161).

Изготавливается канал 1, имеющий сечение круга или прямоугольника. Размер канала определяется размерами аппарата, в котором следует проводить определение температуры частиц, весовым количеством частиц, движущихся в единицу времени через единицу сечения аппарата. Материал канала выбирается в зависимости от уровня измеряемой температуры. К каналу непрерывно по трубке 4 подводится жидкость 3, которая должна быть химически инертна по отношению к частицам, а также должна иметь температуру кипения (при давлении в аппарате) выше, чем температура частиц. В качестве жидкости могут быть ис-

пользованы: вода, растворы, масла, расплавы металлов и солей. Температура жидкости 3 может изменяться за счет наличия подогревателя 5 или смесителя холодной и горячей жидкости 7.

Движение жидкости обусловлено работой нагнетателя 6. В верхней стенке канала 1 устраивается отверстие 2, через которое в жидкость попадают частицы или капли 11, температура которых определяется. По ходу потока, до и после отверстия 2 размещаются два измерителя температур T₉ и T₁₀. Это могут быть термопары, термисторы, термометры и т. д., в зависимости от уровня температуры, требуемой точности измерений и размеров канала. После отверстия 2 (по ходу потока 3) устанавливается выступающая стенка 12, предназначенная для предотвращения подсоса воздуха в канал (гидрозатвор). Такая же стенка может быть установлена и до отверстия 2.

Жидкость после прохождения канала направляется через трубку 8 на слив. Существенно заметить, что канал 1 по сечению неполностью заполнен жидкостью для предотвращения выливания ее из отверстия 2. Определение размеров канала, отверстия 2, количества жидкости 3 можно легко провести на основе элементарного сведения теплового баланса устройства.

Проведенные ориентировочные расчеты показали, что влияние теплообмена через отверстие 2 от газа (или жидкости) в жидкость 3 по сравнению с энталпиией частиц 11 незначительно. Абсолютная погрешность за счет теплообмена через отверстие 2 в пределах возможного применения устройства около 1°C.

При необходимости измерения температуры частиц в горизонтальном потоке канал 1 должен располагаться вертикально (или почти вертикально), жидкость 3 стекает в виде пленки. Последовательность операций при использовании устройства:

1. Установить устройство в потоке, несущем частицы (твердые или капли).

2. Отрегулировать температуру потока 3 так, чтобы она значительно отличалась от температуры частиц 11 и убедиться в существовании перепада температур при минимальном расходе жидкости 3.

3. Изменять температуру жидкости 3 до тех пор, пока перепад температур T₉ и T₁₀ не примет минимального значения (практически нуль). Соответствующая этому величина T₉ определяет искомую температуру частиц. Чем меньше расход жидкости в канале, тем выше точность измерений. Этот расход должен лишь обеспечивать надежный транспорт частиц, попадающих в канал. Измеритель температуры T₉ следует размещать непосредственно перед отверстием 2 (по ходу потока), измеритель T₁₀ — за отверстием на расстоянии нескольких диаметров канала. Очевидно, что определяемая температура частиц в случае их полидисперсности является средней.

ИЗМЕРЕНИЯ ТЕМПЕРАТУРЫ И ВЛАЖНОСТИ ДИСПЕРСНОЙ СРЕДЫ

Наряду с размерами, скоростями, температурой и влажностью частиц, не менее важными являются значения температуры и влажности потока теплоносителя (дисперсной среды). Определение пространственных полей этих параметров необходимо при изучении переноса тепла и массы, а также аэродинамики камер распылительных сушилок. При размещении в камерах обычных измерителей температур и влажностей их показания определяются не только параметрами потока, но и температурой частиц, их концентрацией и характером движения, т. е. одновременным воздействием дисперсной среды и фазы. Использование при таких измерениях различных инерционных защит (рис. 162), сеток (рис. 163), создание электростатических полей находит ограниченное применение. Это обусловлено ограничениями по дисперсности и влажности частиц, определяющими надежность устройств, а также их сложностью.

Более распространены методы определения влажности потока, основанные на отссе соответствующих проб. На рис. 164 представлена схема отсосного устройства, снабженного инерционной камерой и психрометром.

На рис. 165 показан метод измерения полного влагосодержания потока, содержащего водяные капли, предложенный А. М. Келлееевым. Здесь предусмотрен перегрев пробы, обеспечивающий полное испарение капель и последующее измерение T_c и T_m . Определенными преимуществами, по нашему мнению, отличается метод, разработанный в МЭИ, позволяющий одновременно определять температуру и влажность потока, несущего капли или частицы.

Реализация предлагаемого способа предполагает лишь приближенное измерение температуры газа (или жидкости), средней для небольшого объема аппарата (от нескольких кубических миллиметров до нескольких кубических сантиметров). Величина этого объема может быть различной в зависимости от размеров исследуемого потока, а также от требуемой точности измерений.

Исходными предпосылками нового метода являются следующие. Если в поток газа или жидкости, который содержит твердые частицы или диспергированную жидкость, ввести датчик измерителя температуры, то его показания зависят от:

- 1) температуры потока;
- 2) дисперсности взвеси (твердых частиц или жидкости);
- 3) температуры частиц взвеси;
- 4) концентрации частиц взвеси;
- 5) физико-химических и теплофизических свойств частиц взвеси;

206

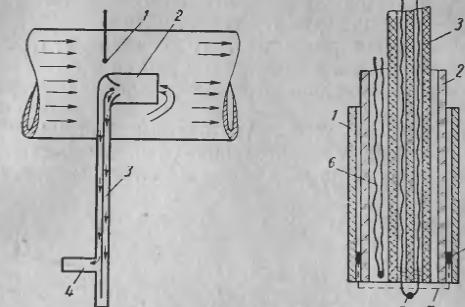


Рис. 162. Схема инерционной защиты термопары от попадания на нее капель:

1 — мокрая термопара; 2 — защита; 3 — сухая термопара; 4 — подсос

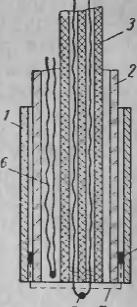


Рис. 163. Термозонд Циборовского и Рошка:

1 — стальная трубка; 2 — керамическая дружавильная трубка; 3 — прокладка из пластика; 4 — горячий слой из защищенной термопары; 5 — горячий слой термопары, защищенной от касания частиц; 7 — шелковая сетка

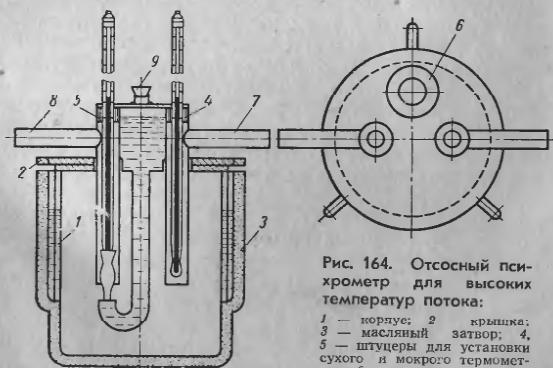


Рис. 164. Отсосный психрометр для высоких температур потока:

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — масляный затвор; 4 — штуцер для установки сухого и мокрого термометров; 6 — резервуар с водой; 7, 8 — патрубки входа и выхода газов; 9 — пробка

6) скорости несущего потока и его гидродинамики, что определяет число соударений частиц взвеси с датчиком.

Очевидным является тот факт, что, если в поток газа или жидкости ввести извне струи тех же веществ с температурой, отличающейся от основного потока, то это приведет к созданию градиентов температур и концентраций частиц в объеме, на котором оказывается гидродинамическое воздействие струи вдуваемого потока.

В случае равенства температур вдуваемой струи и потока замеряемый градиент температур принимает минимальное значение, определяемое лишь различным воздействием частиц взве-

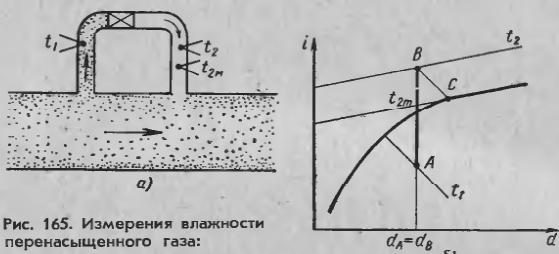


Рис. 165. Измерения влажности перенасыщенного газа:
а — схема; б — изображение в
i-d диаграмме

си на датчик измерителя температур. Исходя из сказанного, сущность способа сводится к тому, что в поток газа или жидкости, несущий твердые частицы или диспергированную жидкость через простейшую цилиндрическую или коническую насадку вводится поток газа (или жидкости), температура которого может регулироваться и замеряться, а скорость должна быть примерно равна скорости основного потока (для обеспечения минимального нарушения распределения частиц в объеме).

Скорость вдува в основной поток определяется по двум соображениям:

1) динамическое воздействие вдува на структуру основного потока должно быть минимальным;

2) количество вдуваемого вещества должно обеспечивать замеряемые перепады температур в зоне вдува при отличиях температур: вдуваемого и замеряемого потока.

Величина такой оптимальной скорости вдува легко определяется при наладке устройства, что описано ниже. Замеряя перепад температур между точкой в объеме основного потока, в непосредственной близости от выходного отверстия насадки, где движется вводимый поток (струя) газа и точкой, находящейся вне влияния этого вдуваемого потока, можно судить о том

равна или нет температура в исследуемой зоне основного потока температуре вдуваемого потока.

Минимальное значение перепада температур при сохранении структуры двухфазного слоя соответствует равенству температур вводимого и основного потока. При этом минимальном температурном перепаде (около нуля) замеренная температура вдуваемого потока приближенно равна измеряемой температуре основного потока, средней для объема, непосредственно примыкающего к отверстию, через которое осуществляется вдув.

Устройство для реализации предлагаемого способа состоит из следующих элементов (рис. 166).

1. Насадка (цилиндрическая или коническая) 1, выполненная из металла, стекла или другого материала в зависимости от предполагаемого уровня температуры потока и агрессивности газа или жидкости. Диаметр выходного отверстия насадки может быть различным от долей миллиметра до нескольких сантиметров в зависимости от того, в какой величине объема основного потока предполагается проводить определение температуры.

Длина насадки по конструктивным соображениям около 8—10 ее диаметров.

2. В качестве измерителей температуры (четыре штуки) могут быть использованы: термопары, термисторы, а при больших размерах насадки — термометры.

Один из измерителей T_2 устанавливается внутри насадки, у выходного отверстия, на расстоянии 3—5 мм от торца.

Два измерителя T_3 и T_4 располагаются в основном потоке газа или жидкости, причем один из них T_3 должен обдуваться струей вдуваемого через насадку потока, а другой T_4 должен быть расположен вне влияния этой струи. Во всех случаях измерений, кроме случая газового потока, несущего твердые сухие частицы, не оседающие на измерителях температуры, измерители T_3 и T_4 выполняются смачивающимися инородной жидкостью. Эта жидкость должна быть легко испаряющейся (например, бензол, спирты, ацетон и др.), а также безвредной. Назначение подвода этой жидкости по одной из общезвестных конструктивных схем следующее:

1. Исключить влияние влажности вдуваемого газа на показания T_3 и T_4 .

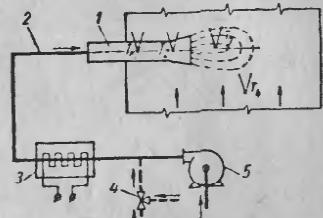


Рис. 166. Схема измерения температуры потока, содержащего капли или частицы:

1 — насадка; T_2 , T_3 , T_4 , T_k — измерители температуры; 2 — трубка; 3 — подогреватель; 4 — смеситель; 5 — нагнетатель

2. Обеспечить смыв частиц (твердых или жидкого) с поверхности измерителей T_3 и T_4 .

3. Трубка (металлическая, резиновая, стеклянная или из другого материала) 5 для подвода к насадке вдуваемого в основной поток газа (или жидкости) от подогревателя 3.

4. Подогреватель 3 — электрический с регулятором напряжения для изменения температуры вдуваемого потока газа (или жидкости). Возможно также регулирование температуры этого потока подмешиванием к нему холодных или горячих добавок через трехходовой кран 4.

5. Вентилятор или насос 5.

6. Контрольный измеритель температуры T_x .

Поясним реализацию предлагаемого метода, рассматривая случаи его целесообразного использования.

1. Газ содержит твердые сухие частицы, не оседающие на измерителе температур. Например, системы, использующие твердый промежуточный теплоноситель.

Обратимся к $i-d$ -диаграмме, рис. 167. Точка A — параметры анализируемого объема. Точки $2^1, 2^{11}, 2^{111}, 2^{1V}, 2^V$ — параметры вдуваемого потока. Точки $3^1, 3^{11}, 3^{111}, 3^{1V}, 3^V$ — параметры смеси вдуваемого потока с основным, замеряемые в непосредственной близости от места вдува.

Пунктирные изотермы соответствуют показаниям измерителя температур, подверженного воздействиям частиц взвеси. Очевидно, что температура смеси 3^{111} будет равна измеряемой температуре основного потока t_x , если температура вдуваемого потока 2^V равна температуре основного потока t_x .

2. Аналогичные рассуждения о минимуме Δt справедливы для случая, когда жидкость содержит твердые частицы или жидкое (несмешивающееся с основным потоком), не отлагающиеся на поверхности измерителя температуры.

3. В случае анализа потока газа, несущего капли жидкости необходимо смачивать измерители температур, установленные в потоке, ионородной жидкостью.

Последнее обеспечивает постоянный смыв с поверхности измерителей температур налипающих частиц (капель). Это позволяет исключить влияние влажности вдуваемого потока. В самом деле, при отсутствии смачивания измерителей температур, каждый из них покрывается пленкой жидкости, капли которой содерж-

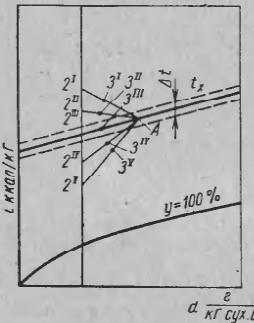


Рис. 167. Влияние d вдуваемого контрольного потока на величину t_x

жается в анализируемом потоке. Будет измеряться температура, примерно равная температуре адиабатического испарения, которая зависит от влажности потока. В случае же смачивания ионородной жидкостью (как это делается в психрометрах) температура, которую примет измеритель, от влажности потока не зависит.

Рассуждения относительно минимума Δt аналогичны вышеизложенным (п. I).

Исходя из вышеизложенного последовательность измерений по новому методу следующая:

а) постепенно увеличивая скорость вдува струи, фиксируется момент, когда перепад температур T_2 и T_x равен нулю. Это означает отсутствие ударов частиц, содержащихся в потоке, о поверхность измерителя T_2 .

Дальнейшее увеличение скорости нецелесообразно;

б) вдувание струи, имеющей температуру заведомо отличающуюся от измеряемой, позволяет уточнить положение T_3 . Разность $T_3 - T_4$ должна отличаться от нуля. Это свидетельствует, что термометр установлен в точке пространства, где оказывается термическая неоднородность при вдуве потока. Если $T_3 - T_4$ мала или равна нулю, то измеритель T_3 следует приблизить к выходному отверстию насадки;

в) меняя температуру вдуваемой струи за счет регулирования напряжения на электроподогревателе 3 или расходов горячих и холодных потоков краном 4, можно добиться минимального перепада температур по показателям T_3 и T_4 . При этом показания измерителя температуры T_2 определяют искомую величину средней температуры основного потока в объеме, примыкающем к выходному отверстию насадки.

АВТОМАТИЗАЦИЯ РАСПЫЛИТЕЛЬНЫХ СУШИЛОК

Автоматическое регулирование процесса распылительной сушки направлено на обеспечение получения кондиционного сухого продукта при максимальной производительности сушилки и минимальных энергетических затратах.

Вопросы автоматизации сушильных установок в настоящее время являются весьма актуальными. До сих пор еще очень мало проведено экспериментальных работ по выявлению оптимальных схем автоматизации распылительных сушилок, нет статических и динамических характеристик и т. д. Однако полная автоматизация сушилок позволит повысить качество высушиваемого продукта, интенсифицировать процесс сушки, сократить удельные расходы топлива и электроэнергии.

С точки зрения автоматизации сушилки являются объектами с взаимосвязанными параметрами. Математическое описание процесса сушки и решение вопросов по разработке оптимальной

схемы автоматизации может быть осуществлено тремя основными путями.

Первый способ — это математическое описание процесса сушки с решением системы дифференциальных уравнений. Этот путь имеет в будущем большие перспективы. Однако в настоящее время пока еще не удалось решить системы нелинейных дифференциальных уравнений с переменными коэффициентами, описывающих процессы сушки в распылительных установках. Практически не выявлены законы движения комплекса частиц полидисперсного состава с переменной массой в сушильной камере и т. д.

Второй метод заключается в решении дифференциальных уравнений теплового и материального балансов установки с последующей их линеаризацией при малых отклонениях от номинального режима работы сушилки. Достоинством этого метода является его простота и достаточная для инженерных расчетов точность.

Этот метод для распылительных сушилок пока еще не был использован.

Третий способ — экспериментальное получение динамических характеристик установки методами активного и пассивного экспериментов с последующей аппроксимацией этих данных в характеристики типовых динамических звеньев. При методах активного эксперимента, выводя объект на заранее заданный режим и добившись стабилизации всех входных и выходных величин, в некоторый момент времени наносят возмущение по одному из входящих каналов. При этом снимают кривые изменения выходных величин. Так как реальные объекты почти всегда являются нелинейными, то эксперименты необходимо проводить на нескольких (минимум трех) различных режимах, работы установки.

Обычно применяются следующие виды возмущений: сброс (наброс), прямоугольный или трапецидальный импульс, прямоугольная или трапецидальная волна и гармонические возмущения. Величину возмущений рекомендуется брать в пределах 15—25% от номинального значения данного параметра (при сбросе и набросе). При других способах введения возмущений величины их берутся больше.

В результате экспериментов получают кривые разгона (при сбросах и набросах), импульсные характеристики (при импульсных возмущениях) или частотные характеристики (при гармонических и волновых возмущениях).

Основой метода пассивного эксперимента является непрерывное воздействие случайных возмущений при эксплуатации промышленных сушилок. Обрабатывая данные нормальной эксплуатации — регистрацию всех входных и выходных величин — можно, используя методы теории случайных функций математиче-

ской статистики и статистической динамики, получить динамические характеристики установки. После получения этих характеристик на действующих установках и проверки возможно моделирование характеристик с помощью аналоговых электронных машин.

Таким образом, третья группа методов является в настоящее время наиболее мощным средством инженерной практики получения математического описания процессов в установке.

Общие принципы автоматизации распылительных сушилок

По источнику информации автоматическое управление процессом сушки может быть прямым или косвенным. При прямом управлении система получает информацию от датчиков по влажности или температуре материала, его качестве и т. д. Это не исключает одновременное использование информации по температуре газов, статическому состоянию системы и др.

При косвенном управлении информация о качестве готового продукта отсутствует полностью. Для работы установки и управления используются только косвенные показатели — параметры теплоносителя на входе и выходе из сушилки, давление в системе и т. д. Отдельную группу составляют системы автоматизации, в которых управление производится по так называемому сводному параметру.

По объекту приложения управляющего воздействия системы управления делятся на системы с воздействием на газовый теплоноситель (температура, количество, влажность) и системы с воздействием на высушиваемый материал (его количество). Для распылительных сушилок можно считать, что прямой информации по влажности продукта получить пока нельзя из-за отсутствия надежных приборов определения влажности полидисперсного продукта. По этой причине реально применяемые схемы автоматизации осуществляются по косвенному параметру.

В распылительных сушилках в большинстве случаев температура отходящих газов однозначно определяет влажность и температуру высшенного продукта. Оба эти параметра сухого материала являются основными, указывающими косвенно на сушечные свойства его и качественные показатели (химический состав, сохранность витаминов и т. д.). С достаточной точностью можно принимать, что температура материала в период падающей скорости сушки является функцией влажности его. Таким образом, стабилизация температуры отходящих газов обеспечивает получение продукта с определенными качественными показателями.

Стабилизация температуры газов на выходе может быть достигнута тремя способами: 1) воздействием на температуру

сушильного агента, 2) на количество подаваемого сушильного агента и 3) на подачу исходного материала.

В зависимости от свойств материала начальная температура в производственных условиях применяется максимальной, при которой качество продукта не ухудшается, а интенсивность сушки обеспечивается максимальная при минимальных затратах тепла и электроэнергии.

Поэтому в случае возмущения могут быть такие условия, когда начальная температура газов может подняться до такой величины, при которой будет ухудшаться качества продукта. Поэтому путь стабилизации температуры на выходе из сушилки при возмущении в системе вряд ли является перспективным.

Стабилизация температуры за счет изменения количества подаваемого теплоносителя имеет перспективу для распыльных сушилок, в которых используется пневматическое и механическое распыление. При этих методах распыла трудно изменять подачу раствора без изменения дисперсности факела.

При распылении центробежными дисками просто осуществлять стабилизацию температуры газов за сушилкой за счет изменения подачи раствора на диск. Основными возмущениями в системе являются: возможное изменение влажности раствора, уменьшение количества просасываемых газов при частичном засорении газового тракта и пылеотделительных аппаратов. Таким образом, остальные входные параметры как-то: начальная температура газов, соотношение топливо — первичный воздух, температура раствора стабилизируются по независимому контуру. Таковы возможные структурные схемы автоматического управления распыльных сушилок. Окончательный выбор схемы автоматизации может быть сделан после проведения экспериментальных работ на действующих промышленных агрегатах по снятию статических и динамических характеристик.

Рассмотрим несколько схем автоматизации дисковых распыльных сушилок.

На рис. 168 показана схема [114] автоматизации дисковой распыльной сушилки, работающей на воздухе, нагреваемом в паровом калорифере. Стабилизация температуры за сушилкой осуществляется изменением подачи раствора на диск с помощью регулирующего клапана. Основным недостатком этой схемы является отсутствие стабилизации температуры воздуха перед сушилкой и расхода теплоносителя. Клапаны имеют жесткую характеристику, что затрудняет плавное изменение подачи раствора, кроме того он чувствителен к твердым примесям. На суспензиях практически клапаны являются неработоспособными исполнительными механизмами. Фильтры предусмотрены для очистки раствора перед регулирующим клапаном.

На рис. 169 дана схема автоматизации сушилки с дисковым распылом, в которой теплоносителями являются топочные газы.

Стабилизация отходящих газов за сушилкой осуществляется на подаче раствора на диск с помощью регулирующего клапана. Начальная температура газов стабилизируется по расходу топлива. В этой схеме не предусмотрено регулирование расхода теплоносителя. Применяется совмещенный регулятор 4.

Ю. А. Майзель (НИУИФ) разработал схему автоматизации сушилки с дисковым распылением, которая показана на рис. 170.

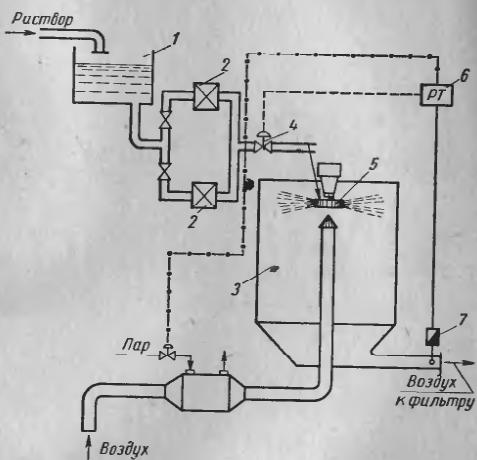


Рис. 168. Схема автоматизации сушилки, работающей на воздухе:

1 — верхний резервуар; 2 — фильтры; 3 — сушильная камера; 4 — регулирующий клапан подачи; 5 — распылитель; 6 — регулятор температуры; 7 — датчик температуры

По этой схеме стабилизируется температура газов перед сушилкой и количество теплоносителя. Температура газов стабилизируется регулятором подачи топлива в топку. Импульс подается на регулятор от малониерционной термопары, установленной в газоходе перед сушилкой.

Нормальный режим горения в топочной камере поддерживается регулятором соотношения топливо — воздух, получающим импульсы по расходу газообразного или жидкого топлива и первичного воздуха и воздействующим на подачу первичного воздуха. Стабилизация количества теплоносителя осуществляется регулятором вторичного воздуха, получающим импульс по расходу уходящих из сушильной камеры газов. Стабилизация количества теплоносителя осуществляется по выходу, а не по

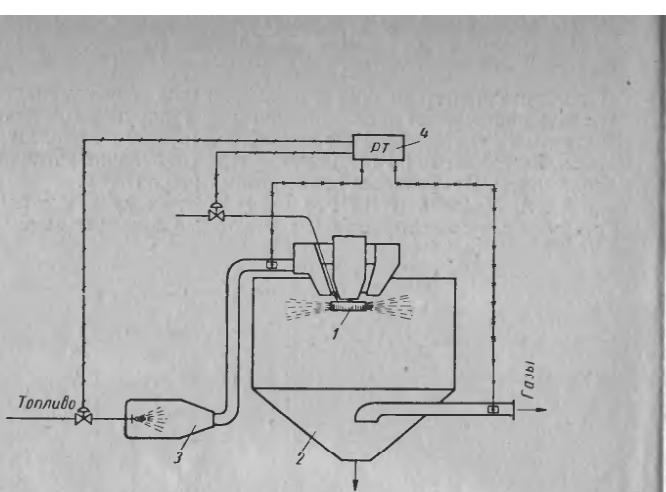


Рис. 169. Схема автоматизации сушилки, работающей на топочных газах:
1 — диск; 2 — камера; 3 — топка; 4 — регулятор температуры

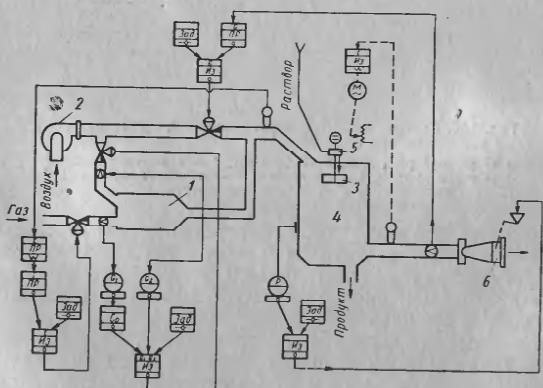


Рис. 170. Схема автоматизации сушилки со стабилизацией температуры:
1 — топка; 2 — вентилятор дутьевой; 3 — диск; 4 — камера; 5 — насос;
6 — направляющий аппарат дымососа

316

входу с целью компенсации возможных изменений гидравлического сопротивления установки вследствие забивания пылью продукта газоходов, пылеотделителей и т. д.

Стабилизация манометрического режима установки осуществляется регулятором разряжений, который получает импульс по разряжению в сушильной камере и воздействует на направляющий аппарат дымососа.

Качество готового продукта однозначно определяется температурой отходящих газов. Стабилизация этой температуры осуществляется регулятором подачи раствора на диск. За счет

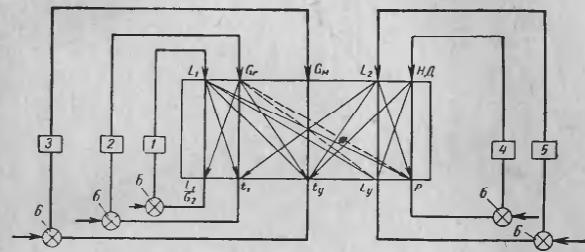


Рис. 171. Схема взаимосвязи параметров:
1—5 — преобразователи; 6 — задающее устройство

изменения числа оборотов насоса происходит плавное изменение производительности его.

Установка является объектом с взаимосвязанными параметрами (рис. 171). Учитывая степень связи между отдельными параметрами и используя методы теории автоматического управления, необходимо в каждом конкретном случае решать вопрос об использовании схем несвязанного или автономного регулирования.

Все контуры регулирования за исключением подачи раствора осуществляются с использованием пневматической аппаратуры. Схема регулирования подачи раствора выполняется на электронной аппаратуре, так как в данном случае необходимо управлять достаточно мощным электродвигателем привода насоса в широком диапазоне изменения числа оборотов его. При большой мощности изменение числа оборотов двигателя производится через ЭМУ путем воздействия на напряжение возбуждения. При пневматической аппаратуре потребовалось бы двойное преобразование импульса температуры по термопаре.

На рис. 170 не приводятся точки замера показывающих контрольно-измерительных приборов и автоматики безопасности работы газовой топки.

21 Заказ 1709

317

На рис. 172 представлена схема автоматизации комбинированной параллельно-противоточной установки. Эта схема была разработана Родовым А. Б. и Гердяд В. С. (НИИИФ).

В качестве теплоносителя в установке используется смесь топочных газов и воздуха. Раствор распыливается пневматическими форсунками. Топочные газы получаются при сжигании газа (G'_t и G''_t) в двух (верхней и нижней, см. рис. 172) топках.

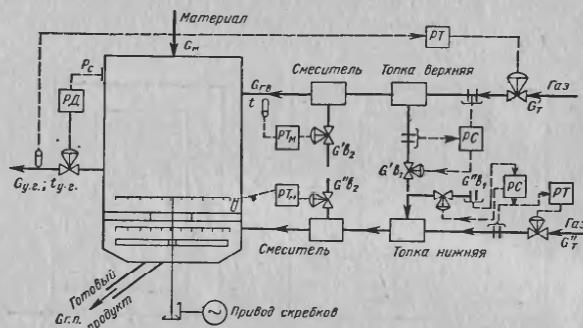


Рис. 172. Схема автоматизации комбинированной установки:
 PT — регулятор топлива; PC — регулятор соотношения; PT_m — регулятор температуры; P_D — регулятор давления; G'_t ; G''_t — расход топлива; G'_{e_1} ; G'_{e_2} — расход первичного воздуха; t_1 ; t_2 — температуры смеси топочных газов и воздуха; $G_{y.e.}$ — расход уходящих газов; P_c — давление в сушке; G_n — расход материала на сушку; $G_{e.n.}$ — расход готового продукта; $t_{y.e.}$ — температура уходящих газов

причем топочные газы, получающиеся в верхней топке, используются для сушки, а топочные газы нижней топки — для термообработки материала на прокалочных тарелках. Получение теплоносителя требуемой температуры (t_1 и t_2) осуществляется путем добавления к топочным газам вторичного воздуха (G'_{e_1} и G'_{e_2}). Схема автоматизации аппарата должна предусматривать возможность его работы как для сушки распылением, так и для сушки с последующей термообработкой высущенного материала.

Схема автоматизации предусматривает:

а) подачу необходимого количества $G'_{e.0}$ теплоносителя с заданной температурой t_1 в верхнюю часть аппарата; эта часть теплоносителя используется для сушки распылением;

б) подачу необходимого количества $G''_{e.0}$ теплоносителя с заданной температурой t_2 ; эта часть теплоносителя используется для термообработки материала на прокалочных тарелках;

318

в) поддержание требуемого давления P_c в корпусе аппарата.

Указанные задачи реализуются с помощью автоматических регуляторов пневматической АУС.

Количество газа, подаваемого в верхнюю топку, определяется температурой газов, уходящих из аппарата. При изменении количества подаваемого в аппарат материала G_m , в связи с весьма большой интенсивностью протекаемого в аппарате процесса сушки, температура $t_{e.n}$ уходящих газов соответственно меняется через несколько секунд. Сигнал, пропорциональный изменению температуры уходящих газов, подается на регулятор топлива PT , который изменяет подачу газа в верхнюю топку.

Экономичность процесса горения в топке обеспечивается регулятором соотношения PC , который поддерживает заданный избыток воздуха изменением количества первичного воздуха G'_{e_1} , подаваемого в топку.

Заданная температура t_1 теплоносителя, поступающего на сушку, обеспечивается регулятором температуры PT , который изменяет количество вторичного воздуха G'_{e_2} , добавляемого к топочным газам.

Автоматизация подачи теплоносителя заданной температуры в нижнюю часть аппарата для термообработки материала на проволочных тарелках осуществляется следующим образом. Подача газа G''_t в нижнюю топку стабилизируется регулятором топлива PT . Экономичность процесса сжигания в нижней топке обеспечивается так же, как и в верхней топке, с помощью регулятора соотношения PC , который поддерживает заданный избыток воздуха, изменения подачу первичного воздуха G''_{e_1} .

Температура теплоносителя, поступающего для термообработки высущенного материала, поддерживается на заданном уровне с помощью регулятора температуры PT , который изменяет количество вторичного воздуха G''_{e_2} , добавляемого к топочным газам, выходящим из нижней топки. Поддержание заданной температуры теплоносителя для термообработки материала на прокладочных тарелках имеет весьма существенное значение для технологического процесса, поэтому наиболее правильной было бы осуществление управления температурой теплоносителя по температуре материала на прокалочных тарелках. Учитывая, достаточную сложность замера температуры материала на прокалочных тарелках, а также сложность измерения этой температуры в процессе пересыпания материала с одной тарелки на другую, в основу принятой схемы автоматического регулирования температуры теплоносителя для термообработки выбран несколько более простой метод.

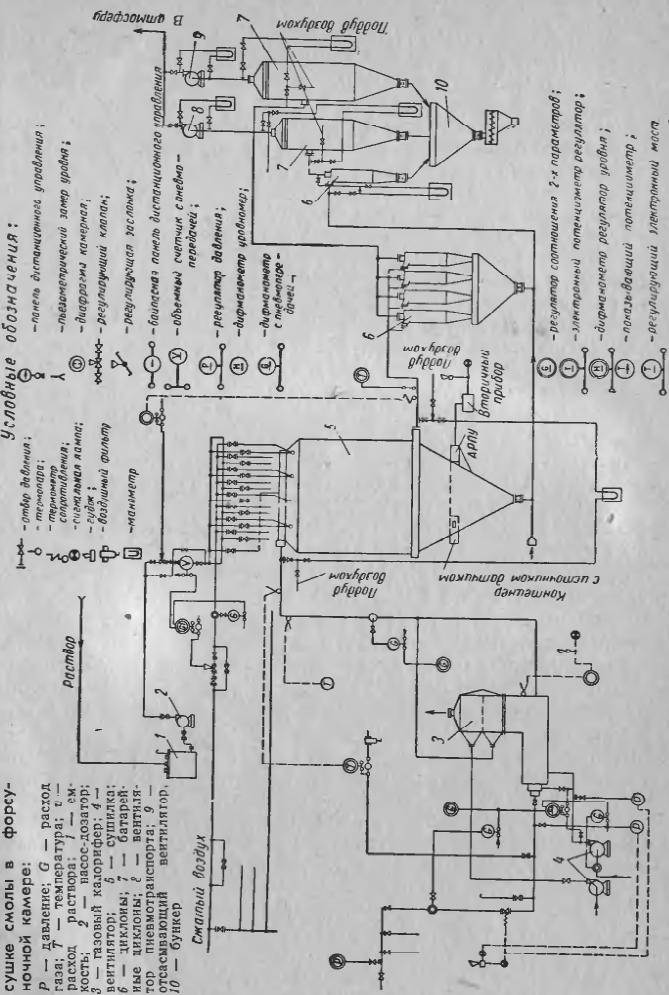
В качестве импульса для регулирования температуры теплоносителя t_2 принята температура смеси газов и воздуха между

21*

319

Рис. 173. Схема КИП при сушке смолы в форсуночной камере:

320



прокалочными тарелками. Преимуществом такого метода регулирования является простота и надежность.

Заданное давление внутри корпуса аппарата обеспечивается регулятором давления РД, который в зависимости от давления в аппарате изменяет количество отсасываемых из сушилки газов G_{vz} .

Таким образом, топловой баланс аппарата осуществляется автоматически: в нижнюю топку подача топлива G_r стабилизирована, а все колебания в подаче материала G_m изменениями его влажности и т. п. компенсируются изменением подачи топлива G_r в верхнюю топку.

Одним из технологических процессов при принятой схеме распылительной сушилки является процесс сжигания топочных газов в двух топках. От эффективности процесса сжигания газа в обеих топках в значительной степени зависит экономическая эффективность всего процесса в целом. Для повышения экономической эффективности процесса сжигания газа в топках может быть применен экстремальный регулятор, задачей которого является поддержание максимальной температуры топочных газов при заданном (но меняющемся во времени в зависимости от t_y, e) расходе топлива G'_t .

Схема КИП при сушке мочевиноформальдегидных смол в форсуночной камере представлена на рис. 173.

ЛИТЕРАТУРА

1. Абрамович Г. Н. Прикладная газовая динамика. Учебник для вузов. Изд. 2-е, М., Гостехиздат, 1953, 736 стр.
2. Альтзеймер Л. Ж. Методика фотографического изучения горения. «Вопросы ракетной техники», 1953, № 1, стр. 87—102.
3. Антиайн П. А., Аронович М. С., Бакластов А. М. Рекуперативные теплообменные аппараты. М.—Л., ГЭИ, 1962, 231 стр.
4. Аптер Д. М., Чуханов З. Ф. Движение твердых реагирующих частиц. Инженерно-физический журнал, 1961, т. IV, № 3, стр. 26—31.
5. Аптер Д. М., Чуханов З. Ф. Движение газообразующих частиц. Инженерно-физический журнал, 1961, т. IV, № 5, стр. 16—21.
6. Байши и. Теория струй. пер. с англ., М., Гос. изд-во физико-матем. лит., 1960, 326 стр.
7. Балтизманский В. И. Механизм и кинетика процессов в конвертерной ванне, М., Металлургиздат, 1960, 283 стр.
8. Беляев А. И., Жемчуяна Е. А., Фирсанова Л. А. Физическая химия расплавленных солей, М., Металлургиздат, 1957, 359 стр.
9. Блох А. Г., Кичкина Е. С. Распыливание жидкого топлива механическими форсунками центробежного типа. Сборник «Вопросы аэродинамики и теплопередачи в котельно-топочных процессах», под ред. Г. Ф. Кнорре, М.—Л., ГЭИ, 1958, стр. 48—57.
10. Блох А. Г., Кичкина Е. С. Средний диаметр капель при распыливании топлива центробежными форсунками. «Теплоэнергетика», 1955, № 9, стр. 51—54.
- ✓ 11. Борисов Ю. Я. Интенсификация процессов сушки в акустическом поле. В сб. докладов «Применение ультразвука в хим.-технол. процессах». Под ред. В. М. Фридмана. М., Изд. ЦИНТИ ЭП и П, 1960, стр. 190—196.
12. Бородин В. А., Дитикин Ю. Ф., Ягодкин В. И. О дроблении сферической капли в газовом потоке, журнале. Прикл. математики и технической физики, 1962, № 1, стр. 85—92.
13. Бродский А. Д., Кац В. Л. Краткий справочник по математической обработке результатов измерений. М., Стандартизд, 1960, 167 стр.
14. Бухман С. В. Экспериментальное исследование распада капель. Вестник АН Каз. ССР, 1954, № 14, стр. 80—87.
15. Верба М. И., Леончик Б. И. Новый способ распылительной сушки. «Промышленная энергетика», 1961, № 6, стр. 4—8.
16. Верба М. И., Леончик Б. И. К расчету испарения при распылительной сушке перегретых растворов. «Известия ВУЗов — Энергетика», 1961, № 7, стр. 76—78.
- ✓ 17. Витман Л. А., Кацнельсон Б. Д., Палеев И. И. Распыливание жидкости форсунками. Под ред. С. С. Кутателадзе, М.—Л., ГЭИ, 1962, 263 стр.
18. Витман Л. А. Исследование плотности орошения распыленной струи жидкости. Сб. научных работ ЛСХИ, вып. XI, М.—Л., Сельхозиздат, 1955, стр. 101—114.

322

19. Витман Л. А. Некоторые закономерности распыливания жидкости пневматическими форсунками. Сб. Вопросы аэродинамики и теплопередачи в котельно-топочных процессах. Под ред. Г. Ф. Кнорре, М.—Л., ГЭИ, 1958, стр. 34—48.
20. Волынский М. С. Изучение дробления капель в газовом потоке, ДАН СССР, 1949, т. LXVIII, № 2, стр. 237—240.
21. Воюцкий С. О. Курс коллоидной химии, учебник, М., Нед. «Химия», 1964, стр. 574.
22. Волынский М. С. О дроблении капель жидкости в потоке воздуха, ДАН СССР, 1948, т. LXII, № 3, стр. 301—304.
23. Вырубов Д. Н. О методике расчета испарения топлива, Труды МВТУ им. Баумана, 1954, вып. 25, стр. 20—34.
24. Головков Л. Г. Распределение капель по размерам при распыливании жидкостей центробежными форсунками. Инженерно-физический журнал, 1964, VII, 11 стр. 55—62.
25. Горбис З. Р. К теории и методике расчета теплообменников типа «газовзвесь». «Изв. вузов-Энергетика», 1958, № 10, стр. 118—125.
26. Горбис З. Р. Теплообмен дисперсных сквозных потоков, М.—Л., «Энергия», 1964, 295 стр.
27. Гофман И. Л., Лыков М. В. Получение триполифосфата и пирофосфата натрия. «Химическая промышленность», 1961, № 9, стр. 28—32.
28. Дерягин Б. В., Захаваева Н. Н., Талаев М. В., Филипповский В. В. Определение удельной поверхности порошкообразных тел по сопротивлению фильтрации разряженного воздуха, М., Изд. АИ СССР, ИФХ, 1957, 51 стр.
29. Дерягин Б. В., Прохоров П. Г. Исследование причин неслияния жидких капель в статических условиях. Сб. «Новые идеи в области изучения аэрозолей». Под ред. Б. В. Дерягина, М.—Л., Изд. АИ СССР, 1949, стр. 84—101.
30. Житковский Ю. Ю. Электронное устройство для исследования дисперсности распыленных жидкостей. Инженерно-физический журнал, 1958, № 6, Г. I, стр. 85—87.
31. Забордский С. С. Гидродинамика и теплообмен в псевдоожижении (кипящем) слое, М.—Л., ГЭИ, 1963, 487 стр.
32. Зимон А. Д. Прилипание твердых частиц к плоской поверхности. Коллоидный журнал, 1963, 3, XXV, стр. 317—320.
33. Зенгер Е. Смесеобразование в камерах сгорания. «Вопросы ракетной техники», 1953, № 5, стр. 3—46.
34. Ильяшенко С. М. Факелы распыла центробежных форсунок, «Известия вузов — Авиационная техника», 1960, 2 стр. 88—98.
35. Ирисов А. С. Испаряемость топлив для поршневых двигателей и методы ее исследования, М., Гостоптехиздат, 1955, 304 стр.
36. Кавказов Ю. Л. Основы технологии сушки, Сб. докладов на плоских заседаниях Всесоюзного научно-технического совещания по интенсификации процессов и улучшению качества материалов при сушке в основных отраслях промышленности и сельском хозяйстве, Профиздат, 1958, стр. 68—94.
37. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии, учебник Изд. 7-е М., Госхимиздат, 1960, 829 стр.
38. Кафаров В. В. Основы массопередачи. Учебное пособие, М., «Высшая школа», 1962, 654 стр.
39. Качуринер Ю. Я. Определение скорости водяных капель, увлекаемых потоком газа, Инженерно-физический журнал, 1960, № 10, стр. 80—85.

323

40. Клер Х., Редклифф А. Пневматическая форсунка для распыливания вязких топлив. «Вопросы ракетной техники», 1956, № 2, стр. 54—61.
41. Клячко Л. А. К теории дробления капли потоком газа, Инженерный журнал, 1963, т. III, № 3, стр. 554—557.
42. Клячко Л. А. К теории центробежной форсунки. «Теплоэнергетика», 1962, № 3, стр. 34—37.
43. Кремнев О. А., Боровский В. Р., Долинский А. А. Скоростная сушка, Киев, Гостехиздат УССР, 1963, 381 стр.
44. Кришер О. Научные основы техники сушки. Пер. с нем., Под ред. проф. Гинзбурга А. С., М., ИЛ, 1961, 539 стр.
45. Кузнецов П. Я., Цлаф Л. Я. К вопросу о распаде жидкой струи на капли. ЖТФ, 1958, вып. 6, том XXVIII, стр. 1220—1223.
46. Кутателадзе С. С., Стырович М. А. Гидравлика газожидкостных систем, М.—Л., ГЭИ, 1958, 232 стр.
47. Ластовцев А. М. Гидродинамический расчет вращающихся распылителей. Труды МИХМ, 11, 13, 1957, стр. 41—69.
48. Лебедев П. Д., Леончик Б. И., Данилов О. Л. Способ измерения средней скорости движения частиц в потоках грубодисперсных аэрозолей. Авт. свид. № 172139 от 19.6.64. Бюллетень изобретений и товарных знаков № 12, 1965.
49. Лебедев П. Д., Леончик Б. И., Лыков М. В., Данилов О. Л. Установка для сушки растворов солей и термической обработки продукта. Авт. свид. № 153237 от 16.3.1962. Бюллетень изобретений и товарных знаков № 4, 1963.
50. Лебедев П. Д., Леончик Б. И. Распылительная сушка перегретых растворов, Сборник «Тепло- и массоперенос». Под ред. акад. Лыкова А. В. и проф. Смольского Б. М. Т. IV, М.—Л., ГЭИ, 1963, стр. 221—227.
51. Лебедев П. Д. Расчет и проектирование сушильных установок, учебное пособие М.—Л., ГЭИ, 1963, 249 стр.
52. Лебедев П. Д. и др. «Сушка распылением подогретых неорганических растворов», «Известия ВУЗов — Энергетика», 1959, № 2, стр. 111—116.
53. Лебедев П. Д., Верба М. И., Леончик Б. И. «Некоторые закономерности распыливания перегретой жидкости», «Известия вузов — Энергетика», 1959, 10, стр. 76—83.
54. Лебедев П. Д., Леончик Б. И., Лыков М. В. Способ сушки предварительно перегретых термостойких растворов. Авт. свид. № 175889 от 22.6.1964. Бюллетень изобретений и товарных знаков, № 20, 1965.
55. Левич В. Г. Физико-химическая гидродинамика. Изд. 2-е М., Физматиз, 1959, 669 стр.
56. Левин Л. М. Исследование по физике грубодисперсных аэрозолей, М., Изд. АН СССР, 1961, 267 стр.
57. Лемех И. М., Гордин В. А. Высокотемпературный нагрев воздуха в черной металлургии, учебник, М., Металлургиздат, 1963, 352 стр.
58. Леончик Б. И., Данилов О. Л. Способ измерения температуры капель или твердых частиц в потоках грубодисперсных газовзвесей. Авт. свид. № 172518 Бюллетень изобретений и товарных знаков, № 13, 1965. от. 6.1.64.
59. Леончик Б. И., Данилов О. Л. Способ измерения температуры разнородных потоков. Авт. свид. № 172517 от 4.1.64. Бюллетень изобретений и товарных знаков, № 13, 1965.
60. Линник Ю. В. Метод наименьших квадратов и основы математико-статистической теории обработки наблюдений, изд. 2-е М., Физматгиз, 1962, 349 стр.

61. Лыков А. В. Тепло- и массообмен в процессах сушки, М.—Л., ГЭИ, 1956, 464 стр.
62. Лыков М. В., Рыбальченко Г. Ф. Распыливающее устройство для сушки термоустойчивых материалов. Авт. свид. № 157274 от 21.6.1963. Бюллетень изобретений и товарных знаков, № 17, 1963.
63. Лыков М. В. Сушка распылением, М., Пищепромиздат, 1965, 200 стр.
64. Лыков М. В. и др. Способ сушки и дегидратации растворов солей фосфорной кислоты. Авт. свид. № 160165 от 15.9.1962. Бюллетень изобретений и товарных знаков № 3, 1964.
65. Лыков М. В., Леончик Б. И., Данилов О. Л. Использование перегретого пара в качестве сушильного агента, «Известия ВУЗов — Энергетика», 1964, № 8, стр. 70—75.
66. Лыков М. В., Леончик Б. И. Способ двухступенчатой сушки жидких неорганических растворов и устройство для его осуществления. Авт. свид. № 116854 от 28.4.1958. Бюллетень изобретений и товарных знаков, № 13, 1959.
67. Лыков М. В., Леончик Б. И., Данилов О. Л. Путь интенсификации распылительной сушки. Инженерно-физический журнал, 1962, № 12, стр. 61—65.
68. Лыков М. В., Шевченко Д. Н. Новая установка системы ВТИ для упарки растворов, сушки, прокалки и охлаждения неорганических солей, «Химическая промышленность», 1960, № 3, стр. 82 (258)—84 (260).
69. Лыков М. В., Ясиновский А. А. Термические способы обезвреживания промстоков, «Химическая промышленность», 1962, № 5, стр. 32—38.
70. Лышевский А. С. Процессы распыливания топлива дизельными форсунками, М., Машгиз, 1963, 176 стр.
71. Махин В. А., Присников В. Ф., Токарь И. Ф. Теория испарения капицкой жидкости через центробежную форсунку, «Известия вузов — Авиационная техника», 1962, № 3, стр. 166—176, № 4, стр. 139—144.
72. Медников Е. П. Акустическая коагуляция и осаждение аэрозолей, М., Изд. АН СССР, 1963, 259 стр.
73. Миссе Баллистика испаряющейся капли, Вопросы ракетной техники, 1955, 2 (26), стр. 87—104.
74. Морозкин М. Я., Геллер З. И. К вопросу о выборе вещества для моделирования процесса распыливания высоковязких остатков, «Изв. вузов — Нефть и газ», 1960, 5, стр. 101—104.
75. Основы горения углеводородных топлив, пер. с англ. под ред. проф. Хитрина Л. И., Попова В. А., Ж., Изд-во иноср. лит. 1960, 663 стр.
76. Пенько А. С., Распыление жидкостей. Инженерно-физический журнал, 1961, № 12, стр. 47—52.
77. Пеннер С., Гартвич Ф., О максимальной скорости испарения жидких капель в ракетном двигателе, «Вопросы ракетной техники», 1965, 1, стр. 78—89.
78. Плановский А. Н., Гуревич Д. А. Аппаратура промышленности полупродуктов и красителей, учебник, М., Госхимиздат, 1961, 504 стр.
79. Плановский А. Н., К теории непрерывных процессов, «Химическая промышленность», 1944, № 6, стр. 5—9.
80. Плановский А. Н., Захарова А. А., Кинетический расчет тарельчатых аппаратов, «Химическая промышленность», 1964, № 3, стр. 64—67.
81. Позин М. Е., Мухленов И. П., Тарат Э. Я. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорбера, Л., Госхимиздат, 1959, 122 стр.

82. Понасенков Н. С. О величине частиц сухого молока, «Молочная промышленность», № 1952, № 2, стр. 26—28.

✓ 83. Попов В. Ф., Гончаренко Г. К. Испытание ультразвуковых распылителей жидкостей и расплывов, «Химическая промышленность» 1964, б. стр. 42 (442) — 45 (445).

84. Преображенский В. П. Теплотехнические измерения и приборы, учебник. М.—Л. ГЭИ, 1946, 267 стр.

85. Рабинович Г. Д. Теория теплового расчета рекуперативных теплообменных аппаратов, Минск, Изд. АН БССР, 1963, 182 стр.

86. Раушенбах Б. В., Белый С. А., Беспалов И. В., Бородачев В. Я., Волынский М. С., Прудников А. Г., Физические основы рабочего процесса в камерах сгорания воздушно-реактивных двигателей. М., «Машиностроение», 1964, 525 стр.

87. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка в кипящем слое, Л., «Химия», 1964, 287 стр.

88. Руп Дж. Техника исследования характеристик распыления в форсунках с постоянным расходом. «Вопросы ракетной техники», 1953, № 3, стр. 17—23.

89. Сборник «Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки», пер. с англ. под ред. К. Л. Кобе и Дж. Мак-Кета, Т. II, М., Гостехиздат, 1961, 204 стр.

90. Сборники докладов на секциях «Химической и легкой промышленности» и «Пищевой промышленности» на Всесоюзном научно-техническом совещании по интенсификации процессов и улучшению качества материалов при сушке в основных отраслях промышленности и сельском хозяйстве, М., Профиздат, 1958, 237, 386 стр.

91. Семененко Н. А., Сидельковский Л. Н., Юрьев В. Н. Котельные установки промышленных предприятий, М.—Л. Госэнергоиздат, 1960, 346 стр.

92. Скворцов Г. Е. О движении частицы в свободной струе, Инженерно-физический журнал, 1964, 5, стр. 100—106.

93. Спурный К., Иех Ч., Седлачек Б., Шторх О. Аэрозоли, М., Атомиздат, 1964, 359 стр.

94. Тимирязев А. К. Кинетическая теория материи, изд. 2-е, М., Изд. МГУ, 1954, 217 стр.

95. Томан Мирослав. Об образовании и значении горошковидных частиц, получаемых при сушке распылением. Коллоидный журнал, 1963, Т. XXV, № 6, стр. 710—714.

96. Трещ Г. и Гросман П. К закону распределения капель по размерам при распылении. «Вопросы ракетной техники», 1954, № 4, стр. 77—80.

97. Трещ Г. Распыливание жидкости «Вопросы ракетной техники», 1955, № 4 (28), стр. 107—127.

98. Трубы московского института химического машиностроения, том XXVI. Процессы, аппараты и машины химических производств, под ред. проф. А. Н. Плановского, М., Машиностроение, 1964, 198 стр.

99. Тюльпанов Р. С. О влиянии пульсаций скорости потока на испарение капель топлива. Инженерно-физический журнал, 1960, № 5 (стр. 27—30).

100. Федосеев В. А. Об определении конденсационного и коагуляционного роста капель. Труды Одесского государственного университета, серия физическая, Т. 152, вып. 8, Одесса, 1962, стр. 107—111.

101. Федоров И. М. Теория и расчет процесса сушки, под ред. проф. Михайлова Н. М., М.—Л., Госэнергоиздат, 1955, 175 стр.

102. Фигуровский Н. А. Седиментометрический анализ, М., Изд. АН СССР, 1948, 431 стр.

103. Фокин А. П., Плановский А. Н., Акопян Л. А. К вопросу о расчете распылительных сушилок с учетом перемешивания. Инженерно-физический журнал, 1965, № 1, т. VIII, стр. 116—119.

104. Фокин А. П. Распылительные сушилки, М., Изд. ЦИНТИАМ, 1964, 73 стр.

105. Фукс Н. А. Механика аэрозолей, под ред. чл.-корр. АН СССР Дерягина Б. В., М., Изд. АН СССР, 1955, 351 стр.

106. Фукс Н. А., Испарение и рост капель в газообразной среде, М., Издание АН СССР, 1958, 89 стр.

107. Фукс Н. А., Успехи механики аэрозолей, обзор, М., Изд. АН СССР, 1961, 159 стр.

108. Филоненко Г. К., Лебедев П. Д., Сушильные установки, М.—Л., ГЭИ, 1952, 264 стр.

109. Худяков Г. Н., О движении твердых частиц в газовзвеси, «Изв. АН СССР, О. Т. Н.», 1953, № 7, стр. 1022—1034.

110. Хргян А. Х. Физика атмосферы, изд. 2-е, Гос. изд. физ.-матем. лит., 1958, 476 стр.

111. Циборовский Я., Процессы химической технологии, пер. спольского, под ред. проф. Романкова П. Г. Л., Госхимиздат, 1958, 932 стр.

112. Эквадиосянц О. К. Использование ультразвука для получения аэрозолей, Сб. докладов, под ред. Фридмана В. М. Применение ультразвука в химико-технологических процессах, М., ЦИНТИ электротехнической промышленности и приборостроения 1960, стр. 179—186.

113. Эльперин И. Т. Теплообмен двухфазного потока с трубным пучком. Инженерно-физический журнал, 1961, № 8, стр. 30—36.

114. Аикман А. Р. «Frequency Response Analysis and Controllability of Chemical Plant», Transactions of American society of mechanical v. 76, n. 8, p. 1313—1324, 1954.

115. Alexander L. G., Вагон Т. and Сомингс E. W. «Transport of Momentum, Mass and Heat in Turbulent Jets». Engineering Experimental Station, Bull. Ser. 413, 88 p. 1953.

116. Вагон Т., Alexander L. G. «Momentum, Mass and Heat Transfer in Free jets» Chemical Engineering Progress v. 47, n. 4, p. 181—185, 1951.

117. Чун I. C., Lane A. M., Couklin D. «Evaporation of Liquids into Their Superheated Vapors» Industrial and Engineering Chemistry v. 45, n. 6, p. 1586—1591, 1953.

118. Солтуор Е. Н., Ir and Johnstone H. F. «Combustion of Sulfur in Venturi Spray Burner» Industrial and Engineering Chemistry v. 41, n. 12, p. 2741—8, 1949.

119. Сонсиглио J. A., Slepcevich C. M. «Effect of Liquid Physical Properties and Flow Rates on Surface Area of Sprays from Pressure Atomizer» American Institute of Chemical Engineers Journal v. 3, n. 3, p. 413—27, 1957.

120. Dietz H. «Untersuchungen des Stoff und Wärmeüberganges anfallenden Tropfen». Chemische Technik 15 Jahrgang Heft 8 S. 463—72, 1963.

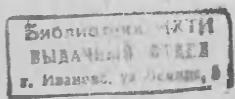
121. Hoffman T. W., Gauvin «Analysis of Spray Evaporation in High-Temperature Environment» Canadian Journal of Chemical Engineering v. 40, n. 3, p. 110—18, 1962.

122. Esche «Erzeugung von hochwertigen Aerosolen mittels Ultraschall Communications du Congrès International sur les traitements per les ultras aus Marsielle v. 1, n. 3, p. 179—183, 1955.

123. Fraser R. P., Dombrowski N. and Johns W. R. «Cooling hot Gas with Evaporating Spray» British Chemical Engineering. v. 8, n. 6, p. 390—391, 1963.
124. Fraser R. P., Eisenklem P., Dombrowski M., «Liquid atomization in Chemical Engineering» British Chemical Engineering v. 2, n. 9, p. 496—501, 1957.
125. Frässling N. «Über die Verdunstung fallenden Tropfen». Beiträge zur Geophysik (Gerdlands) Bd. 52, B. s. 170—216, 1938.
126. Garner F. H., Henry V. E. «Behavior of Sprays Under High Altitude Conditions» Fuel v. 32, n. 2, p. 151—6, 1953.
127. Giffen E. «Atomisation of Fuel Sprays» Engineering July 4, n. 4510, p. 6—10, 1952.
128. Gluckert F. A. «Theoretical Correlation of Spray—Dryer Performances» American Institute of Chemical Engineers Journal v. 8, n. 4, p. 460—6, 1962.
129. Golitzine N., Sharp C. R. and Bodham L. G. «Spray Nozzles for Simulation of Cloud Conditions in Icing Tests of Jet Engines» Canada, National Aeronautical Establishment, Report 14, 19 p. 1951.
130. Griffith L. «Theory of Size Distribution of Particles in Comminuted System» Canadian Journal of Research v. 21, Sec A, n. 6, p. 57—64, 1943.
131. Ingebo R. D. «Vaporization Rates and Dray Coefficients for Isooctane Sprays in Turbulent Air Streams» National advisory committee for Aeronautics Tech Note 3265, 39 p., Oct. 1954.
132. Kinzer G. D., Gunn R. «The evaporation, temperature and thermal relaxation time of freely falling waterdrops» Journal of Meteorology v. 8, n. 2, p. 71—83, 1951.
133. Lane A. M., Stern S. «Application of Superheated Vapor Atmospheres to Drying» American Society of Mechanical Engineers A-218 (ormecting Nov. 13—18 n. 55, 10 p. 1955).
134. Laufer J. «Structure of Turbulence in Fully Developed Pipe Flow» National advisory comitee for Aeronautics Tech Note 2954 53 p., June 1953.
135. Langewall J. «Combustion Processes» Industrial and Engineering Chemistry v. 45, n. 4, p. 741—745, 1953.
136. Marshall W. R. «Heat and Mass Transfer in Spray Drying» Transactions of the American society of mechanical Engineering (ASME) v. 77, n. 8, p. 1377—1385, 1955.
137. Maxwell J. C. «Diffusion» The Scientific Papers of J. C. Maxwell Edited by W. D. Niven v. 2, Cambridge University Press 1890, p. 625.
138. Nestle R. «Verdampfungserscheinungen an Quecksilberteilchen und ihr Einfluß auf die Messung des elektrischen Elementarquantums» Zeitschrift für Physik Bd. 77, s. 174—197, 1932.
139. Nukiyama S. and Tanasawa I. «Experiment on Atomization of Liquid by Means of Air Stream» Society of Mechanical Engineers Japan. Transactions v. 4, n. 14, and 15, Feb—Rep. I p. 86—93, May. Rep. II p. 138—43, 1938.
140. Nukiyama S. and Tanasawa I. «Experiment on Atomization of Liquid by Means of Air Stream» Society of Mechanical Engineers Japan. Transactions v. 5, n. 18, Rep. III—IV, p. 63—75, Feb. 1939.
141. Perroud P., Harpe A. «Heat transfer to Liquids in suspension in a turbulent gas stream» Commissariat à l'Energie Atomique Centra etudes nucléaires No 1422, Grenoble, France 59 p., 1960.
142. Rosin P. und Rammler E. «Die Kornzusammensetzung des Mahlproduktes im Lichte der Wahrscheinlichkeitslehre» Kolloid Zeitschrift. Bd 67, Heft 1, p. 16—26, 1934.
143. Ranz W. E., Marshall W. R. «Evaporation From Drops» Chemical Engineering Progress v. 48 Mar. n. 3, p. 141—6 Apr. n. 4, p. 173—80, 1952.
144. Rayleigh J. W. «Further observations upon liquid jets, in continuation of those recorded» Royal Society's «Proceedings» v. 34, for March and May, p. 130—145, 1883.
145. Richardson E. G. «Evaporation of Liquid Drop. into Gas Stream» — Proceeding of General Discussion on Heat Transfer Sept. 11—13—Institution of Mechanical Engineers—London 496 p., 1951.
146. Ritchey B. B. «Controls process for top quality» Food Engineering. v. 31, n. 11, p. 77—78, 1959.
147. Soo S. L., Tien C. L., Kadambi V. «Determination of Turbulence Characteristics of Solid Particles in Two-Phase Stream by Optical Autocorrelation» Review of Scientific Instruments. v. 30, n. 9, p. 821—4, 1959.
148. Taylor G. A. «The mechanics of swirl atomisers» Proceeding of the 7-th International Congress for appl. Mechanics. v. 2, part 1, London, p. 280—285, 1948.
149. Telford J. W., Thorndike N. S. and Bowen E. G. «The coalescence between small water drops» Quarterly Journal Royal Meteorological Society. v. 81, n. 348, p. 241—250, 1955.
150. Walton W. H., Woolcock A. «The suppression of airborne dust by water spray» Aerodynamic Capture Particles Oxford, London a. o. Pergamon Press p. 129—153, 1960.
151. Wenzel L., White R. «Drying Granular Solids in Superheated

ОГЛАВЛЕНИЕ:

Предисловие	3	
Г л а в а I. Общие сведения	5	
Особенности распылительной сушки	5	
Основные свойства теплоносителей	7	
Материалный и тепловой баланс конвективной сушилки	14	
Графо-аналитический расчет сушилок	20	
Г л а в а II. Теория и основы проектирования распылителей	29	
Общие положения о распылении	29	
Характеристики полидисперсных систем	32	
Расчет и проектирование распылителей	43	
Центробежные механические форсунки	43	
Пневматические форсунки	57	
Центробежные дисковые распылители	72	
Специальные случаи распыления	104	
Распыление перегретых растворов	104	
Распыление жидкости ультразвуком	109	
Г л а в а III. Расчет процессов и основы проектирования сушильных камер	111	
Общие положения	111	
Расчет испарения одиночной капли	112	
Движение капель и частиц в потоке газа	118	
Расчет испарения системы полидисперсных капель	125	
Закономерности движения и взаимодействий капель в полидисперсной системе	130	
Определение размеров и основы проектирования сушильных камер	133	
Г л а в а IV. Основы технологий и схемы распылительной сушки	186	
Основы технологии распылительной сушки	186	
Некоторые существующие схемы распылительной сушки	200	
Принципы и схемы интенсификации распылительной сушки	217	
Г л а в а V. Основы расчета и проектирования элементов схем распылительной сушки	245	
Устройства для вывода сухого продукта из сушильной камеры	245	
Устройства для выделения сухого продукта из потока теплоносителя	250	
Центробежные пылеотделители (циклоны)	251	
Мокрые пылеуловители	256	
Фильтры	265	
Электрофильтры	266	
Акустические осадители частиц	266	
Воздухоподогреватели	267	
Топки	275	
Г л а в а VI. Измерения и автоматизация при распылительной сушке	289	
Измерения дисперсности капель	289	
Измерения дисперсности твердых частиц	297	
Измерения скорости движения дисперсной фазы	299	
Измерения температуры дисперсной фазы	303	
Измерения температуры и влажности дисперсной среды	306	
Автоматизация распылительных сушилок	311	
Общие принципы автоматизации распылительных сушилок	313	
Л и т е р а т у р а	322	



Лыков Михаил Васильевич
Леончик Борис Иосифович
Распылительные сушкин

Редактор издательства А. Л. Таирова
Технический редактор Н. Ф. Демкина
Корректор З. М. Пивоварова
Переплет и суперобложка С. Г. Абелина

Сдано в производство 9/XII 1965 г.
Подписано к печати 12/VII 1966 г.
Т-10804 Тираж 4000 экз. Пол. л. 21,75
(1 эклейка) Бум. л. 10,88
Уч.-изд. л. 22,5 Темплан 1966 г., № 167
Формат 60 × 90^{1/16} Цена 1 р. 59 к. Зак. № 1769

Издательство «МАШИНОСТРОЕНИЕ»,
Москва, Б-66, 1-й Басманный пер., 3

Экспериментальная типография ВНИИПП
Комитета по печати при Совете Министров СССР
Москва И-51. Цветной бульвар, 30.