

*В.И.Муштаев
В.М.Ульянов
А.С.Тимонин*



**Сушка
в условиях
пневмо-
транспорта**



Серия
„Процессы и аппараты
химической и нефтехимической
технологии”

В.И. Муштаев

В.М. Ульянов

А.С. Тимонин

Сушка в условиях пневмо- транспорта



МОСКВА
«ХИМИЯ», 1984

6П7.1
 М 893
 УДК 66.047:621.547

Муштаев В. И., Ульянов В. М., Тимонин А. С.
 Сушка в условиях пневмотранспорта. М.: Химия,
 1984. — 232 с., ил.

В книге изложены основы теории и расчеты сушки дисперсных материалов в условиях пневмотранспорта, используемого в химической промышленности. На основе законов термодинамики рассмотрен метод расчета состояния сушильного агента и поверхности высушиваемого материала. Описаны технологические схемы и конструкции сушилок, работающих в режиме пневмотранспорта. Большое внимание уделено методам интенсификации процесса сушки, проблемам экологии и сбережения энергии, технико-экономическому обоснованию выбора способа сушки и конструкции сушилок.

Книга предназначена для инженерно-технических и научных работников, занимающихся разработкой, проектированием и эксплуатацией сушильных установок в химической промышленности; может быть полезна также аспирантам и студентам при исследовании тепло- и массообмена, гидродинамики газовзвесей, расчетах и проектировании сушильных аппаратов для химической технологии.

232 с., 90 рис., 9 табл., 178 литературных ссылок.

Рецензент: докт. техн. наук, проф. Н. Н. Липатов.

М 2801020000—175 55.85
 050 (01)—84

© Издательство «Химия», 1984 г.

Содержание

Предисловие	5
Основные условные обозначения	7
Глава 1. Статика процесса сушки	9
1.1. Характеристика сушки в условиях пневмотранспорта	9
1.2. Основные физические свойства влажного газа	10
1.3. Классификация форм связи влаги с материалом	13
1.4. Состояние равновесия между влажным газом и материалом	17
1.5. Допустимая температура нагрева высушиваемого материала	22
1.6. Характеристики дисперсных материалов	23
1.7. Материальный и тепловой балансы конвективной сушки	31
Глава 2. Кинетика процесса сушки	35
2.1. Общая характеристика массопереноса	35
2.2. Кривые кинетики сушки	36
2.3. Основные закономерности массопереноса	39
2.4. Методы расчета, основанные на анализе кинетики сушки	47
2.5. Тепло- и массообмен между поверхностью материала и газовой средой	51
2.6. Анализ процесса сушки на диаграмме состояния влажного газа	54
Глава 3. Динамика процесса сушки	68
3.1. Дифференциальные уравнения тепло- и массопереноса	69
3.2. Метод приближенного расчета скорости перемещения фронта испарения	74
3.3. Эффективные коэффициенты тепло- и массообмена	79
3.4. Движущая сила процесса сушки	81
3.5. Общая схема расчета процесса конвективной сушки	88
Глава 4. Гидродинамика потоков газовзвесей дисперсных материалов в сушильных аппаратах	91
4.1. Анализ сил, действующих на частицу в потоке газа	91
4.2. Гидродинамическое сопротивление при движении частиц в потоке газа	94
4.3. Гидродинамика потоков газовзвесей в прямых каналах	99
4.4. Гидродинамика закрученных потоков газовзвесей	105
4.5. Экспериментальное исследование гидродинамических характеристик закрученных потоков газовзвесей	111
4.6. Движение газовзвеси материала в неизотермических условиях	119
Глава 5. Аппаратурно-технологическое оформление процессов сушки дисперсных материалов	122
5.1. Технологические и технико-экономические аспекты выбора способа сушки	122
5.2. Основные направления в конструировании пневмосушилок	133
1*	3

5.3. Спиральные пневмосушилки и эффективные системы пылеулавливания	144
5.4. Спиральные пневмосушилки безуносного типа	151
5.5. Сушка с рециркуляцией материала	164
5.6. Сушка с рекуперацией тепла	173
Глава 6. Техника сушки дисперсных материалов в режиме пневмотранспорта и в замкнутом цикле теплоносителя	177
6.1. Экологические и энергетические проблемы сушки дисперсных материалов в условиях пневмотранспорта	177
6.2. Термодинамика процесса сушки в замкнутом цикле газа	180
6.3. Термодинамика процесса сушки в среде перегретого пара	186
6.4. Исследование сушки полимерных материалов в замкнутом цикле теплоносителя	194
6.5. Примеры расчета пневмосушилок	199
<i>Литература</i>	220
Предметный указатель	226

ПРЕДИСЛОВИЕ

Сушка является заключительной стадией многих технологических процессов, которая в значительной степени определяет энерго- и материалоемкость производства, качество готового продукта и уровень загрязнения окружающей среды.

Большинство продуктов химической промышленности обрабатывается в дисперсном состоянии с применением какого-либо жидкого носителя (воды, органического растворителя или разбавителя). Для получения дисперсных продуктов в сухом виде применяют, главным образом, конвективную сушку как наиболее экономически целесообразную, легко поддающуюся автоматизации, обеспечивающую высокую интенсивность процесса. Из конвективных сушилок в химической технологии следует выделить класс пневматических сушилок различных типов, в которых сушильный агент выполняет функции как теплоносителя, так и несущей среды. Достоинствами сушки дисперсных материалов в условиях пневмотранспорта являются непрерывность процесса, высокая интенсивность, простота автоматизации, дешевизна оборудования.

В настоящее время развитие химической промышленности характеризуется созданием как крупнотоннажных, так и малотоннажных производств с широким ассортиментом продукции. В этих условиях особое значение имеет точность расчетов при проектировании вновь создаваемых сушилок большой единичной мощности.

Уточненные расчеты при условии минимизации габаритных размеров аппаратов и общих затрат на сушку возможны только на основе детального изучения реального процесса. Поэтому в книге наибольшее внимание уделено определению кинетических характеристик сушки и вопросам гидродинамики. Для материалов с большим внутридиффузионным сопротивлением дается точное и приближенное решение динамики внутреннего тепло- и массопереноса, а для материалов с малым внутридиффузионным сопротивлением разработана единая процедура расчета на основе решения внешней задачи тепло- и массообмена с учетом сорбционных свойств и энергии связи влаги с материалом.

На основе современных представлений о характере движения газовых взвесей авторами дан общий подход к расчету гидродинамики дисперсных двухфазных потоков.

Аппаратурно-технологическое оформление процессов сушки рассмотрено с учетом вопросов интенсификации, экономической эффективности, рационального использования энергии, производственной и экологической безопасности, повышения качества

продукта. Проанализированы тенденции развития сушильной техники с учетом этих требований.

Постановление ЦК КПСС и Совета Министров СССР в 1972 г. «Об усилении охраны природы и улучшении использования природных ресурсов» и принятые в последующие годы Верховным Советом СССР законы об использовании земли, водных богатств и охране атмосферного воздуха являются основными и руководящими документами для всех отраслей народного хозяйства в их практической деятельности. В связи с этим большое значение приобретают работы по созданию безотходных и энергосберегающих технологий, позволяющих комплексно использовать все вещества, содержащиеся в сырье и полупродуктах, рационально использовать энергию и уменьшать загрязнение окружающей среды. Создание безотходных производств предполагает применение рециклов или полностью замкнутых циклов на всех стадиях технологического процесса, в том числе и на стадии сушки. Теории и технике сушки дисперсных материалов в замкнутом цикле теплоносителя в книге посвящена отдельная глава.

При создании книги использованы современные представления и достижения теории и практики сушки дисперсных материалов в условиях пневмотранспорта, нашедшие отражение в трудах ведущих советских и зарубежных ученых и специалистов.

Авторы выражают признательность за ценные советы и замечания чл.-корр. АН УССР, проф. А. А. Долинскому, д. т. н. проф. В. Е. Бабенко, сделанные ими при подготовке рукописи, и заслуженному деятелю науки и техники РСФСР, д. т. н. проф. Н. Н. Липатову, сделанные им при рецензировании рукописи.

Замечания и пожелания читателей будут приняты авторами с благодарностью.

Основные условные обозначения

- a — коэффициент температуропроводности;
- α — коэффициент теплоотдачи;
- β — коэффициент массоотдачи;
- β_s — доля поверхности, занятой твердой фазой;
- β_T — объемная концентрация;
- c — удельная теплоемкость;
- C — влагосодержание материала;
- C_H — концентрация пара;
- d — диаметр частицы;
- D — коэффициент диффузии; диаметр (по смыслу);
- Δ — изменение потенциала или параметра;
- Δ_H — движущая сила по какому-либо параметру;
- δ — толщина;
- δ_T — относительный коэффициент термодиффузии;
- E — модуль упругости;
- ϵ — коэффициент фазового превращения; относительная порозность слоя (по смыслу);
- ϵ_M — относительная пористость материала;
- ϵ_s — доля свободной поверхности;
- f — фактор формы (коэффициент несферичности);
- f_T — коэффициент трения;
- F — сила;
- Φ — коэффициент формы;
- Φ_T — фактор термообработки;
- φ — относительная влажность газа;
- g — ускорение свободного падения;
- H, h — высота;
- i — коэффициент скольжения;
- l — удельная энтальпия;
- j — удельный поток массы;
- K, k — коэффициенты (см. по тексту);
- κ — относительный коэффициент сушки;
- l — длина, характерный размер;
- L — расход сухого газа;
- λ — коэффициент теплопроводности;
- $\lambda_{тр}$ — коэффициент трения;
- m — масса частицы;
- m_H — число единиц переноса по какому-либо параметру;
- M — масса, расход вещества;
- μ — коэффициент динамической вязкости;
- μ_M — массовая расходная концентрация материала в газе;
- ν — кинематический коэффициент вязкости;
- P — общее давление сушильного агента;
- p — парциальное давление пара;
- Π — параметр;
- Ψ — фактор формы (коэффициент сферичности);
- q — удельная теплота;
- Q — количество, расход тепла;
- r — удельная теплота парообразования; радиус (по смыслу);
- R — радиус; универсальная газовая постоянная (по смыслу);
- $R_H, R_{г.}$ — газовая постоянная соответственно для газа или пара;
- ρ — плотность;
- s_d — удельная поверхность материала (дисперсность);
- S — площадь поверхности;
- σ — коэффициент поверхностного натяжения; удельный расход вещества (по смыслу);
- t — температура газа;

СТАТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ

1.1. ХАРАКТЕРИСТИКА СУШКИ
В УСЛОВИЯХ ПНЕВОТРАНСПОРТА

Дисперсные материалы, к которым относятся зернистые, порошкообразные, гранулированные, дробленые твердые, а также диспергированные жидкие и пастообразные продукты, в химической технологии высушивают, главным образом, конвективным способом. В конвективных сушильках тепло поступает от газообразного сушильного агента (нагретого воздуха, топочных газов или смеси их с воздухом), непосредственно соприкасающегося с поверхностью материала. Пары влаги уносятся тем же сушильным агентом. Если соприкосновение высушиваемого материала с кислородом воздуха недопустимо или если пары удаляемой влаги взрыво- и огнеопасны, то сушильным агентом служат инертные к высушиваемому материалу газы (азот, диоксид углерода, гелий и др.) или перегретый пар.

Характерной чертой сушки в условиях пневмотранспорта является то, что сушильный агент служит не только теплоносителем, но и транспортирующей средой для дисперсного материала, поэтому большое значение приобретают вопросы гидродинамики потоков газозвесей.

В простейшем виде процесс сушки в условиях пневмотранспорта осуществляется в трубах-сушильках таким образом, что сушильный агент, нагретый до предельно допустимой температуры для конкретного материала, транспортирует частицы твердой фазы по трубе, а в результате взаимодействия горячего газа и влажных частиц происходит активная сушка. В конце пневмотракта устанавливают разделительное устройство, например циклон, фильтр, в котором высушенный материал выделяется из отработанного теплоносителя.

Для сушки материалов, требующих повышенной влажности сушильного агента и невысоких температур, применяют устройства, обеспечивающие возврат части отработанного воздуха, а также сушилки с промежуточным подогревом воздуха между отдельными ступенями (или зонами) и одновременной рециркуляцией его.

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

$t_{м.т}$ — температура мокрого термометра;
 θ — температура материала;
 τ — время;
 u — относительная скорость;
 u_v — скорость вращения;
 v — абсолютная скорость частицы;
 V — объем, объемный расход;
 w — скорость газа; влажность материала на общую массу (по смыслу);
 W — масса, расход испаряемой влаги, массовая скорость газа;
 W_T — массовая скорость твердой фазы;
 X — влагосодержание газа;
 ξ — коэффициент гидродинамического сопротивления;
 y — массовая доля компонента;
 ζ — коэффициент местного сопротивления.

Безразмерные соотношения и комплексы (числа, критерии)

$$\text{Архимеда } Ar = \frac{ga^3}{\mu^2} (\rho_m - \rho) \rho = \frac{ga^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_m - \rho}{\rho}$$

$$\text{Био } Bi = \frac{\alpha R}{\lambda_m}$$

$$\text{Био диффузионный } Bi_d = \frac{\beta R}{k}$$

$$\text{Фруда } Fr = \frac{w^2}{gl}$$

$$\text{Гухмана } Gu = \frac{T - T_{м.т}}{T}$$

$$\text{Нуссельта тепловой } Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$$

$$\text{Нуссельта диффузионный } Nu_d = \frac{\beta d}{D}$$

$$\text{Полидисперсности } \sigma_d = \frac{d_{max}}{d_0}$$

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

$$\text{Прандтля диффузионный } Pr_d = \frac{\nu}{D}$$

$$\text{Рейнольдса } Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{u d}{\nu}$$

Индексы

ап — аппарата, вх — условия входа; г — газовая фаза; д — десорбция; диффузионный (по смыслу); дп — дополнительный; ж — жидкая фаза; и — испарение; 0 — начальное состояние; к — конечное состояние; кр — критический; м — материал, частица; н — насыщенный; нс — насыпной; п — паровая фаза; пр — потери; р — равновесное значение; рц — рецикл; с — связанный; сл — слой; см — смесь; т — твердая (сухая) фаза; эк — эквивалентный.

Особое значение приобретает сушка в условиях пневмотранспорта дисперсных материалов, обладающих малым внутридиффузионным сопротивлением перемещению влаги внутри материала, так как при этом виде сушки можно достичь наибольших коэффициентов тепло- и массоотдачи по сравнению с другими видами сушки. Это обусловлено наибольшими относительными скоростями сушильного агента и высушиваемого дисперсного материала. Поэтому актуальной задачей при создании пневматических сушилок является повышение относительной скорости твердой и газообразной фаз, создание специфических гидродинамических режимов работы таких устройств (закрутка, пульсации, завихрение и т. д.).

1.2. ОСНОВНЫЕ ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ВЛАЖНОГО ГАЗА

Обычно газ, находящийся в контакте с жидкостью, содержит определенное количество пара. Смесь сухого газа с парами воды или другой жидкости называется влажным газом. Влажный газ характеризуется следующими параметрами: температурой, давлением, объемом, плотностью, влажностью, теплоемкостью и энтальпией. При небольших давлениях и умеренных температурах, характерных для конвективной сушки, влажный газ и его компоненты подчиняются законам идеального газа. В соответствии с законом Дальтона давление, при котором находится парогазовая смесь, есть сумма парциальных давлений сухого газа и пара

$$P = p + p_n \quad (1-1)$$

Пар называется свободным, или перегретым при определенной температуре T и давлении p , если он не может конденсироваться при этих условиях. Максимально возможное содержание пара в газе, выше которого наблюдается конденсация, соответствует условиям насыщения: парциальное давление пара p_n при определенной температуре T . Явление насыщения удобно для характеристики влажности газа. Различают относительную и абсолютную влажность газа. Относительной влажностью газа называется отношение фактического количества паров жидкости в газе к максимально возможному при одинаковых температурах и общем давлении, т. е.

$$\varphi = G_n / G_n \quad (1-2)$$

Используя уравнение идеального газа для пара в свободном и насыщенном состоянии

$$pV = G_n R_n T; \quad p_n V = G_n R_n T \quad (1-3)$$

получим выражение относительной влажности газа через парциальные давления свободного и насыщенного пара

$$\varphi = p / p_n \quad (1-4)$$

Под абсолютной влажностью или влагосодержанием понимают количество пара, содержащегося в 1 кг сухого газа, т. е.

$$X = G_n / L \quad (1-5)$$

Выразим парциальные составляющие соотношения (1-5) через уравнения состояния идеальных газов

$$G_n = \frac{pV}{R_n T}; \quad L = \frac{p_r V}{R_r T} \quad (1-6)$$

Тогда соотношение (1-5) при подстановке уравнений (1-6) с учетом выражений (1-1) и (1-4) преобразуется к виду

$$X = \frac{R_r}{R_r} \cdot \frac{p}{p_r} = \frac{R_n}{R_r} \cdot \frac{p}{P-p} = \frac{R_n}{R_r} \cdot \frac{p_n \varphi}{P-p_n \varphi} \quad (1-7)$$

Удельную теплоемкость влажного газа принимают аддитивной суммой теплоемкостей сухого газа и пара. При этом различают удельную теплоемкость, отнесенную к 1 кг парогазовой смеси

$$c_{см} = \frac{c_r + c_n X}{1 + X} \quad (1-8)$$

и удельную теплоемкость влажного газа, отнесенную к 1 кг сухого воздуха

$$c = c_{см} = c_r + c_n X \quad (1-9)$$

Последнюю обычно используют при расчетах процессов сушки.

Энтальпию парогазовой смеси можно также выразить по правилу аддитивности как сумму энтальпий газовой и паровой компонент. Если влагосодержание газа X , то энтальпия влажного газа

$$I = I_r + I_n X \quad (1-10)$$

Энтальпия пара, который в общем случае находится во влажном газе в перегретом состоянии, равна [78]

$$I_n = c_{ж} t_n + r_{t_n} + c_n (t - t_n) \quad (1-11)$$

где t — температура перегретого пара; t_n — температура насыщения, соответствующая парциальному давлению пара в парогазовой смеси; r_{t_n} — удельная теплота парообразования при температуре насыщения.

Энтальпия пара при температуре насыщения

$$I_{п.н} = c_{ж} t_n + r_{t_n} \quad (1-12)$$

Согласно первому закону термодинамики (по правилу аддитивности), для изолированной системы справедливо также равенство

$$I_{п.н} = r_0 + c_{п} t_n \quad (1-13)$$

где r_0 — удельная теплота парообразования при 0 °С.

Тогда с учетом формул (1-12) и (1-13) уравнение (1-11) примет вид

$$I_n = r_0 + c_{п} t \quad (1-14)$$

С учетом последнего выражения уравнение энтальпии влажного газа (1-10) можно записать как

$$I = c_{п} t + (r_0 + c_{п} t) X \quad (1-15)$$

Уравнение (1-15) является основным при построении диаграмм состояния влажного воздуха (Л. К. Рамзина, Молье и др.). На

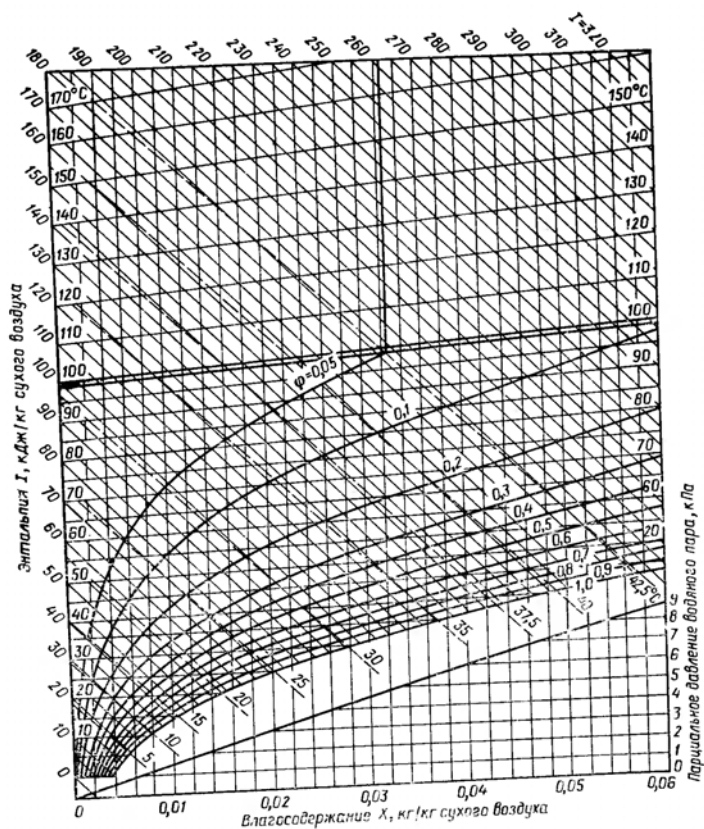


Рис. 1-1. Диаграмма $I-X$ для влажного воздуха при 100 кПа.

рис. 1-1 приведена диаграмма $I-X$ Л. К. Рамзина для влажного воздуха, построенная для условий среднего атмосферного давления Московской области (100 кПа).

По диаграмме $I-X$ легко определить состояние влажного газа; энтальпию, температуру, влагосодержание, относительную влажность, температуру мокрого термометра, парциальное давление пара. Диаграмма $I-X$ удобна также для графического изображения изменения состояния парогазовой смеси в процессах сушки, конденсации и других процессов. При расчете гидродинамических характеристик сушилок, трубопроводов и вспомогательного оборудования требуется знать

объемные значения материальных потоков при соответствующих параметрах парогазовой смеси. Очевидно, объемный расход парогазовой смеси

$$V = \frac{L(1+X)}{\rho} \quad (1-16)$$

Плотность парогазовой смеси ρ можно представить как сумму концентрации сухого газа и пара жидкости, находящихся в данном объеме

$$\rho = C_r + C_n \quad (1-17)$$

Учитывая, что для газов при малых давлениях справедливо уравнение состояния идеальных газов, запишем

$$\rho = \frac{P-p}{R_r T} + \frac{p}{R_n T} \quad (1-18)$$

Преобразуем равенство (1-18), используя соотношения (1-4) и (1-7), тогда получим

$$\rho = \frac{P}{T} \cdot \frac{1+X}{R_r + R_n X} \quad (1-19)$$

где R_r , R_n — газовая постоянная соответственно для газа и пара.

1.3. КЛАССИФИКАЦИЯ ФОРМ СВЯЗИ ВЛАГИ С МАТЕРИАЛОМ

Удаление жидкости из влажного материала сопровождается нарушением связи ее с телом, на что затрачивается определенная энергия. Поэтому классификацию форм связи влаги с материалом удобно строить по энергии связи.

Работа отрыва 1 моля воды L при изотермически обратимом процессе без изменения состава выразится так [60]

$$L = -\Delta F = RT \ln \frac{p_n}{p} = -RT \ln \varphi \quad (1-20)$$

где ΔF — изменение свободной энергии; φ — относительное давление пара, равное отношению давления пара материала при данном влагосодержании C к давлению пара воды p_n (давление насыщенного пара при температуре T).

Согласно уравнению Гиббса—Гельмгольца имеем

$$dI = dF - T \frac{\partial \Delta F}{\partial T} \quad (1-21)$$

где I — энтальпия изотермического процесса или теплота диссоциации (отрыва) связанной воды.

Дифференцируя (1-20) по T , находим

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

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

$$Q_1(C) = RT \frac{\partial \ln p}{\partial T}$$

Q_0 — теплота испарения свободной воды.

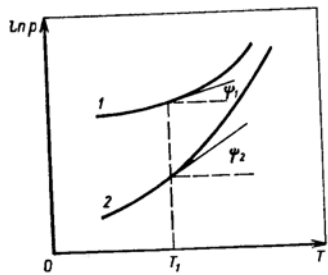


Рис. 1-2. Зависимость давления пара свободной (1) и связанной (2) воды от температуры.

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

$$\frac{\partial \ln p}{\partial T} > \frac{\partial \ln p_n}{\partial T} \quad (1-22)$$

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

На рис. 1-2 приведена зависимость $\ln p$ от температуры для связанной и свободной влаги.

Предполагается, что в небольшом интервале температур

$$Q = RT^2 \frac{\partial \ln \varphi}{\partial T} = \text{const}$$

Отсюда получаем зависимость между давлением пара связанной воды, температурой и теплотой испарения

$$p = p_n \exp\left(-\frac{Q}{RT}\right) \quad (1-23)$$

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

Химически связанная влага. К этому виду относится вода гидрата, прочно связанная с веществом в виде гидроксильных ионов (ионная связь), и вода молекулярных соединений типа кристаллогидратов, связанная слабее (молекулярная связь). Химически связанная влага может быть удалена из материала в результате химического взаимодействия или прокалывания. Поэтому при сушке химически связанная влага не удаляется.

Адсорбционно связанная влага. Известно, что молекулы и ионы, расположенные на поверхности того или иного вещества, энергетически не насыщены, ибо в той части силового поля этих молекул, которое направлено во внешнюю среду по отношению к поверхности раздела фаз, не имеется ионов или молекул, на притяжение которых могла бы расходоваться энергия этого поля. Указанное обстоятельство служит причиной появления поверхностной энергии, присущей всем веществам.

На поверхности твердого тела образуется мономолекулярный слой адсорбированной влаги под действием молекулярного силового поля поверхностных молекул. Этот слой наиболее сильно связан с телом. Последующие слои связанной жидкости (полимолекулярные слои) удерживаются менее прочно, а свойства ее постепенно приближаются к свойствам свободной жидкости.

Энергия связи влаги может быть рассчитана по зависимости (1-20).

Капиллярно связанная влага. Энергия связи этой влаги обусловлена адсорбционной связью полимолекулярного слоя у стенок капилляра и более низким давлением пара над вогнутым мениском в капилляре по сравнению с давлением пара над плоской поверхностью свободной влаги. Над выпуклым мениском и над каплей давление пара выше, чем над плоской поверхностью. Понижение или повышение давления зависит от радиуса капилляра или капли r и может быть приближенно определено по формуле Томпсона—Кельвина

$$p_r = p_n \exp\left(-\frac{2\sigma_{жрп}}{r p_n \rho_{ж}}\right) \quad (1-24)$$

Понижение давления пара или его повышение заметно только в том случае, если радиус капилляра или капли $r < 10^{-7}$ м. Такие размеры микрокапилляров характерны для очень тонкопористых материалов или для капель при очень тонком диспергировании жидкости. В капиллярах радиусом $r > 10^{-7}$ м давление пара над мениском практически равно давлению его над плоской поверхностью. Капилляры таких размеров носят название макрокапилляров. Влага макрокапилляров и макропор не имеет связи с материалом и называется свободной или несвязанной влагой, которую можно удалить механическими способами [59, 60].

Осмотически связанная влага. Осмотический характер связи наиболее ярко выражен в разбавленных растворах, где в отличие от энергетического связывания влаги химическими и молекулярными силами связь определяется величиной энтропии [60].

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

$$-\Delta F = -\Delta I + T \Delta S \quad (1-25)$$

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

Физико-механически связанная влага. Это влага, свободно удерживаемая в объеме пор тела, а также захваченная (иммобилизационная) при формировании тела в процессе его увлажнения. Эту влагу можно удалить механическими способами, причем процесс обезвоживания лимитируется, главным образом, гидравлическим сопротивлением пор тела, подобным сопротивлению фильтрующей перегородки и осадка при фильтрации.

Следует отметить, что резкой границы между отдельными формами и видами связи влаги с телом не существует: одна форма связи постепенно уменьшается и начинает преобладать другая.

На рис. 1-3 представлена схема последовательного удаления влаги различных форм и видов, экспериментально полученная М. Ф. Казанским [35] при сушке тонких капиллярнопористых материалов. На кривой сушки $C = f(\tau)$, совмещенной с термо-

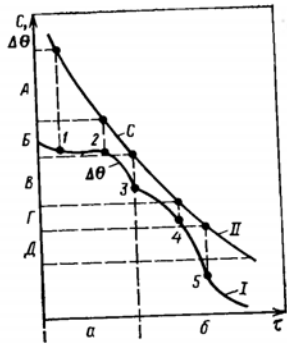


Рис. 1-3. Термограмма (I) и кривая сушки (II) капиллярнопористых материалов (1—5—сингулярные точки):
 а — область влажного состояния вещества; б — область гигроскопического состояния вещества; А—Д — интервалы существования различных форм связи влаги.

граммой процесса $\Delta\theta = f(\tau)$, показаны сингулярные точки (1—5), отвечающие определенному виду связи влаги с сухим веществом.

Метод М. Ф. Казанского позволяет в общем виде увязать классификацию видов влаги в материале с кинетикой процесса ее удаления. Проблема связи влаги с материалом

является одной из наиболее сложных при рассмотрении процесса сушки. Бесспорно, что на связь влаги с материалом решающее влияние оказывает его дисперсность и физико-химические свойства.

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

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

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

К капиллярно-пористым коллоидным телам относятся материалы, в которых жидкость имеет различные формы связи, присутствующие как капиллярно-пористым, так и коллоидным телам. Для этих материалов характерны свойства первых двух видов, стенки их капилляров эластичны и при поглощении жидкости набухают, а при высушивании дают усадку (глина, торф, пище-

вые продукты, полимерные материалы типа полибутилметакрилата или поливинилбутирала).

Согласно классификации Б. С. Сажина [109], влажные материалы как объекты сушки различаются по внутренней структуре, причем в качестве определяющей характеристики принимается критический радиус пор, т. е. радиус наиболее тонких пор, из которых необходимо удалить влагу для достижения заданной конечной влажности. Термин «пора» при этом понимается условно и может применяться как к действительно пористым материалам, так и к непористым. Значения критического радиуса пор рассчитывают по функции распределения пор по радиусам $f(R)$, получаемым из кривых гигротермического равновесия.

При сушке влага удаляется из пористых материалов последовательно, сначала из крупных пор, а затем из более мелких, при этом существует однозначная взаимосвязь между влажностью материала и наибольшим радиусом пор, заполненных жидкостью, устанавливаемая следующим соотношением [60]:

$$C = \frac{p_{ж}}{p} \int_{R_{\min}}^R f(R) dR$$

где R_{\min} — минимальный радиус поры для данного материала; R — текущий радиус на кривой распределения пор по размерам, соответствующий данной влажности материала C .

1.4. СОСТОЯНИЕ РАВНОВЕСИЯ МЕЖДУ ВЛАЖНЫМ ГАЗОМ И МАТЕРИАЛОМ

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

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

Для гигротермического равновесия, когда $p = p_m$ и $p_n = p_{ж}$, относительная влажность газа равна

$$\varphi = \frac{p}{p_n} = \frac{p_m}{p_n} = \frac{p_m}{p_{ж}} = \varphi' \quad (1-26)$$

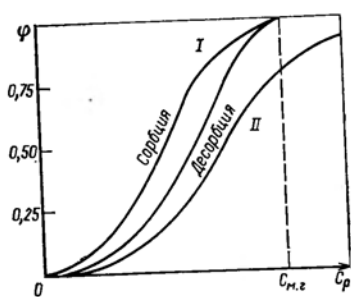


Рис. 1-4. Изотермы сорбции и десорбции капиллярнопористых (I) и коллоидных (II) материалов.

где φ' — относительная влажность газа в материале (или на границе контакта с поверхностью тела) при температуре материала; $p_{ж}$ — давление насыщенного пара свободной жидкости при температуре материала.

Давление насыщенного пара зависит только от температуры, т. е. $p_{н} = p_{ж} = f(\theta)$ и берется из таблиц равновесия пар — жидкости. Давление насыщенного

водяного пара (в кПа) можно с высокой точностью ($\pm 0,15\%$) рассчитать по формуле

$$p_{н} = \frac{2}{15} \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{\theta + 233,84} \right) \quad (1-27)$$

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

На рис. 1-4 изображены типичные кривые изотерм сорбции для капиллярно-пористых материалов кривая I, пересекающая прямую $\varphi = 1,0$ в точке, соответствующей максимальной гигроскопической влажности; для коллоидных тел кривая II, асимптотически приближающаяся к прямой $\varphi = 1,0$. Изотермы сорбции и десорбции имеют S-образную форму.

Согласно анализу, проведенному А. В. Лыковым на основе изучения большого экспериментального материала по испарению различных жидкостей из пористых сорбентов, начальный участок изотермы (в интервале φ от 0 до 0,1) имеет характерную для мономолекулярной адсорбции выпуклость к оси влажности тела C_p . Поглощение жидкости сопровождается значительным выделением тепла. На участке в интервале φ от 0,1 до 0,9 кривые обращены выпуклостью к оси относительной влажности газа φ , что характерно для полимолекулярной адсорбции. Поглощение жидкости на этом участке также сопровождается выделением тепла, но значительно в меньшем количестве. На участке изменения φ от 0,9 до 1,0 жидкость поглощается без выделения тепла и является в основном капиллярной. В точке пересечения кривой изотермы с прямой $\varphi = 1,0$ достигается максимальная гигроскопическая влажность $C_{м.г}$.

Дальнейшее поглощение жидкости происходит при соприкосновении материала с жидкостью вследствие заполнения макрокапилляров и пор, а также осмотического поглощения через полупроницаемые стенки замкнутых клеток. Свойства такой жидкости не отличаются от свойств свободной жидкости, и давление ее пара практически равно давлению насыщения при тем-

пературе материала. Из кривых сорбции следует также, что если влажность материала меньше максимальной гигроскопической, то давление пара жидкости в материале меньше давления насыщения свободной жидкости и является функцией влажности и температуры материала: $p_m = f(C_p, \theta)$.

Таким образом, можно выделить две области состояния материала: 1) область влажного состояния (влажная зона), когда давление паров жидкости в материале равно давлению насыщения свободной жидкости при температуре материала (эта область соответствует влагосодержаниям $C > C_{м.г}$) и 2) область гигроскопического состояния (зона связанной воды), когда давление пара жидкости над поверхностью материала заметно отличается от давления насыщения и зависит от его влажности и температуры (область $C \leq C_{м.г}$). Границей между ними служит максимальная гигроскопическая влажность. Это деление на зоны условно, так как для реального процесса часто при среднем значении влажности, превышающем максимальную гигроскопическую, влажность на поверхности материала может быть близкой к равновесной.

Сушка многих химических продуктов происходит в области гигроскопического состояния, при этом трудно разграничить периоды, соответствующие различным видам связи влаги с материалом. Потому для расчета процесса пользуются кривыми сорбции—десорбции, полученными экспериментально при различных температурах.

На практике применяют статический и динамический методы получения изотерм сорбции—десорбции. Статические методы основаны на длительном выдерживании образцов исследуемого материала в среде с определенной температурой и влажностью. При этом происходит выравнивание температуры и влажности по всему объему образца. Динамические методы предусматривают определение влажности материала, средней по объему, при равновесии окружающего влажного газа фактически с поверхностью тела. В последнем случае условия равновесия приближаются к динамическому равновесию между газом и материалом в реальных сушилках.

Из известных динамических методов измерения изотерм сорбции—десорбции перспективны хроматографические [139], основанные на анализе газа, пропускаемого через исследуемый материал.

На рис. 1-5 приведены изотермы сорбции и десорбции паров воды для ПВХ С-70, полученные статическим [32] и динамическим (хроматографическим) [32, 94] методами.

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

Для расчетов процессов сушки необходимо иметь изотермы десорбции, полученные в достаточно широком интервале температур.

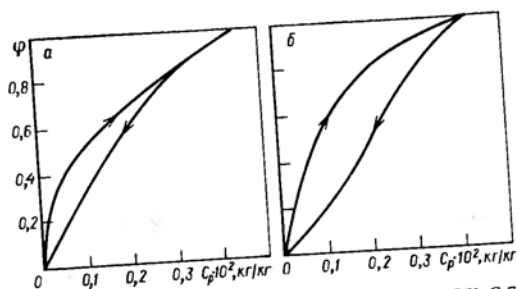


Рис. 1-5. Изотермы сорбции и десорбции паров воды для ПВХ С-70, полученные при 23 °С статическим (а) и динамическим (б) методами.

На рис. 1-6 приведены изотермы десорбции паров воды из некоторых синтетических смол, полученные в практическом интервале температур, т. е. в пределах стеклообразного состояния полимерных материалов [32].

Значительные различия температурной зависимости между сополимерами винилового (МА-50, СХН-60) и акрилового (М-14, БМК-5) рядов объясняются разной степенью растворимости воды в полимерной фазе. Виниловые сополимеры набухают меньше, их можно отнести к капиллярно-пористым телам; акриловые

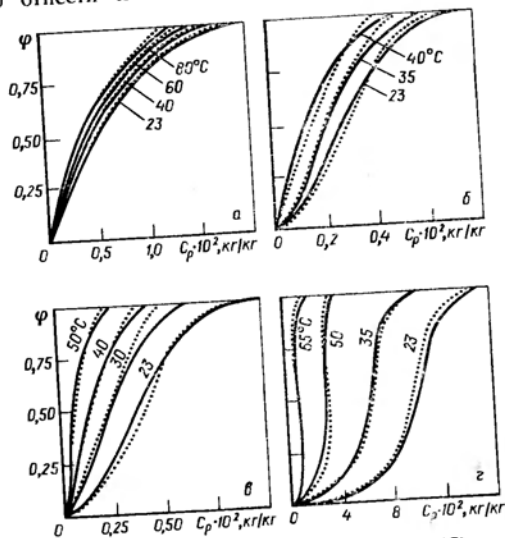


Рис. 1-6. Изотермы десорбции воды из синтетических смол: а — СХН-60; б — ВХВД-40; в — БМК-5; г — М-14.

сополимеры более аморфны, набухают в большей степени и относятся к капиллярно-пористым коллоидным телам.

Для многих других материалов изотермы сорбции—десорбции можно найти в литературе [59, 60, 81], однако для расчета процессов сушки наибольший интерес представляют функциональные зависимости гигротермического равновесия.

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

Эксперименты Я. М. Миниовича [73], проводимые с сырой фиброй и керамической массой, а также другими материалами, показали, что в интервале температур 20—90 °С и относительной влажности воздуха φ от 0,1 до 0,9 уравнение изотермы десорбции можно принять в виде

$$\lg C_p = A\varphi + \lg(B + CT) \quad (1-28)$$

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

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

$$\frac{1}{C_p} = \frac{1}{C_{м.г}} + B \ln \varphi \quad (1-29)$$

где $C_{м.г}$ — максимальное гигроскопическое влагосодержание древесины, %; B — коэффициент, зависящий от температуры.

Соотношение (1-29) справедливо в интервале φ от 0,1 до 1,0. Максимальное гигроскопическое влагосодержание $C_{м.г}$ обратно пропорционально абсолютной температуре.

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

$$C_p = \frac{a\varphi}{b - \varphi} \quad (1-30)$$

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

Для большой группы полимерных материалов нами проведена математическая обработка кривых сорбции и десорбции по ряду эмпирических формул. В результате выяснилось, что наиболее подходящим для описания кривых является уравнение следующего вида [32]:

$$\frac{1}{1 - \varphi} = \exp [C_p^{p+q\theta} \cdot \exp(m + n\theta)] \quad (1-31)$$

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

Численные значения коэффициентов m, n, p, q и средние относительные погрешности Δ при расчете равновесных условий по уравнению (1-31) приведены в табл. 1-1.

Таблица 1-1. Коэффициенты m , n , p , q и средние относительные погрешности Δ уравнения (1-31)

Марка полимера	m	n	p	q	Δ , %
ПВХ С-70	8,2943	0,0122	1,3148	0,00038	7
МА-20	10,8588	-0,1032	2,3687	-0,02766	12
МА-50	7,3128	0,0079	1,517	0,0012	5
СХН-60	7,7302	-0,0232	1,6023	-0,00618	4
М-14	15,514	0,0688	9,16	-0,0764	2

Точность полученных уравнений вполне достаточна для практических расчетов движущей силы процессов сушки.

1.5. ДОПУСТИМАЯ ТЕМПЕРАТУРА НАГРЕВА ВЫСУШИВАЕМОГО МАТЕРИАЛА

Интенсификация процесса сушки связана в первую очередь с повышением температуры сушильного агента. Поэтому естественно, что температурный режим сушки назначается с учетом допустимой температуры нагрева материала, т. е. температуры при которой высушенный продукт получается стандартного качества, обладает наилучшими технологическими свойствами и т. п.

Допустимая температура нагрева материала, зависящая от свойств продукта и технологии его получения, определяется такими характеристиками, как:

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

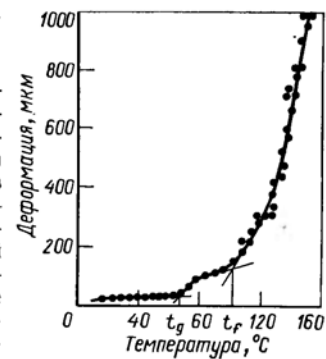
2) термостойкость, т. е. способность материала противостоять нагреву до температуры, при которой происходит необратимое изменение качества (ухудшение физической или химической структуры);

3) термостабильность — способность материала длительно выдерживать нагревание при определенной температуре без изменения свойств продукта, например без его разложения.

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

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

Рис. 1-7. Термомеханическая кривая сополимера А-15.



Для определения температурных переходов полимерных материалов применяют методы термомеханики [39], основанные на измерении деформации образцов полимера в зависимости от температуры под действием постоянной нагрузки, обеспечивающей давление и, соответственно, напряжение в образце, в течение определенного времени. Температурный интервал для исследований обычно берется от стеклообразного состояния до температуры течения или термической деструкции [38].

Температуры стеклования и течения, соответствующие переходу полимера из стеклообразного в высокоэластическое и из высокоэластического в вязкотекучее, находят по точкам перегиба кривых деформации к восходящему участку. На рис. 1-7 в качестве примера приведена термомеханическая кривая для сополимера А-15. Этот рисунок иллюстрирует метод касательных для нахождения температур перехода. Как видно из рисунка, температура стеклования t_g данного сополимера составляет 69°C , а температура течения t_f — примерно 100°C .

1.6. ХАРАКТЕРИСТИКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

При расчете сушилок, работающих в режиме пневмотранспорта и взвешенного состояния дисперсного материала, необходимо знать относительную скорость высушиваемого материала и сушильного агента. Определяющее влияние на этот параметр оказывают такие характеристики дисперсных материалов, как размер и форма частиц, распределение их по гранулометрическому составу, плотность и структура.

Дисперсность — термодинамическая величина, характеризующая поверхность раздела фаз (в процессах сушки — это удельная поверхность материала)

$$s_d = S/V_M \quad (1-32)$$

Величина, обратная s_d , называется приведенным размером тела

$$R_V = V_M/S = 1/s_d \quad (1-33)$$

Объем и поверхность тела равны

$$V_M = k_1 l^3 \quad S = k_2 l^2$$

где l — определяющий линейный размер; k_1 и k_2 — коэффициенты пропорциональности, зависящие от геометрической формы тела.

Тогда соотношения (1-32) и (1-33) можно переписать в функции коэффициента формы тела:

$$s_d = \frac{k_2 l^2}{k_1 l^3} = \frac{\Phi}{l} \quad (1-34) \quad R_V = l/\Phi \quad (1-35)$$

где $\Phi = k_2/k_1$ — коэффициент формы тела.

Для тел изометрической и канонической форм коэффициент формы можно легко рассчитать по соотношениям (1-32) и (1-34). Например, принимая для шара диаметром d и куба со стороной соответственно $l = d$ и $l = a$, получаем $\Phi = 6$. Для цилиндров и дисков диаметром d и высотой h

$$s_d = 2/h + 4/d \quad (1-36)$$

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

$$\Phi = s_d d = \frac{2d}{h} + 4 \quad (1-37)$$

В этом случае при $d \ll h$ получим $\Phi \approx 4$. Если принять за определяющий размер высоту ($l = h$), то

$$\Phi = s_d h = 2 + \frac{4h}{d} \quad (1-38)$$

В этом случае при $d \gg h$ получим $\Phi \approx 2$. Формула (1-37) удобна для длинных цилиндров (волокнистый материал), а формула (1-38) — для коротких цилиндров (диски, пластинчатый или чешуйчатый материал).

Ниже приведены расчетные значения коэффициента формы Φ для некоторых изометрических тел (за определяющий размер принята длина ребра):

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

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

$$d_s = \sqrt[3]{6V_M/\pi} \quad (1-39)$$

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

$$\psi = \frac{S_{сф}}{S_M} = \frac{\pi d_s^2}{S_M} \quad (1-40)$$

Подставляя d_s из (1-39), получим

$$\psi = 4,83 \frac{V_M^{2/3}}{S_M} \quad (1-41)$$

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

$$f = \frac{S_M}{S_{сф}} = 0,207 \frac{S_M}{V_M^{2/3}} \quad (1-42)$$

Между ψ и f существует очевидная связь

$$f = 1/\psi \quad (1-43)$$

При гидродинамических расчетах не имеет принципиального значения, каким образом выражен фактор формы. Следует только помнить, что всегда $\psi \leq 1$, а $f \geq 1$, причем для шара $\psi = f = 1$.

Из соотношений (1-34) и (1-40) или (1-42) можно найти удельную поверхность частиц неправильной формы

$$s_d = \frac{6}{\psi d_s} = \frac{6f}{d_s} \quad (1-44)$$

Из соотношений (1-34) и (1-44) получим связь для изометрических и канонических тел — между коэффициентом сферичности (несферичности) и коэффициентом формы

$$\psi = \frac{6l}{\Phi d_s} \quad \text{или} \quad f = \frac{\Phi d_s}{6l} \quad (1-45)$$

С помощью соотношений (1-45) можно рассчитать фактор формы. Расчетные значения его для некоторых изометрических и канонических тел приведены ниже:

Форма частиц	ψ	Форма частиц	ψ
Тетраэдр	0,670	Диск	
Куб	0,806	$h = d/2$	0,827
Октаэдр	0,846	$h = d/6$	0,594
Додекаэдр	0,912	$h = d/20$	0,323
Икосаэдр	0,937	$h = d/30$	0,220
Призма		Цилиндр	
$a \times a \times 2a$	0,767	$h = d$	0,438
$a \times 2a \times 2a$	0,761	$h = 1,5d$	0,800
$a \times 2a \times 3a$	0,725	$h = 5d$	0,691
		$h = 10d$	0,580

Для частиц неправильной формы коэффициент сферичности находят экспериментально. При оценке ψ можно руководствоваться данными разных исследователей [3, 54, 55, 76, 83], приведенными ниже:

Форма частиц (материал)	ψ	Форма частиц (материал)	ψ
Округлые, окатанные, без резких выступов (глина, шамот, речной песок, короткие цилин-		Пробка	0,69
		Пыль угольная естественная	0,65

дрпки и т. д.)	0,83— 0,86	угольная размель- ченная	0,69— 0,73
Острозернистые, шеро- ховатые, продолговатые (антрацит, неокатанный песок и т. д.)	0,65	колосниковая оплавленная, сфе- рическая	0,89
Песок		колосниковая агре- гатированная	0,55
круглый	0,83	Слюда (хлопья)	0,28
угловатый	0,73	Спиральи Ариольда про- волочные	0,20
остроугольный	0,60	Стекло дробленое, не- оплавленное	0,65
среднее значение для песка всех типов	0,75	Поливинилхлорид сус- пензионный	0,62— 0,68
Порошок вольфрамо- вый	0,89	Силикагель	0,18— 0,33
Железные катализатор	0,578	Алюмосиликагель	0,25— 0,55
Сополимер бутилмет- акрилата с метакрило- вой кислотой	0,96	Кольца Рашига, седла Берля	0,3
Сополимер винилхло- рида с акрилонитрилом	0,42		

Реальные дисперсные системы состоят, как правило, из частиц разного размера, поэтому при анализе процессов с полидисперсными материалами должно быть известно распределение частиц по размерам, т. е. гранулометрический состав материала. Он определяется методами ситового, седиментационного, микроскопического и других методов анализа. Результаты анализа можно представить в виде таблиц или графиков — дифференциальных или интегральных кривых распределения, причем аргументом является размер частиц δ , а функцией (q или Q) — содержание частиц данного размера, выраженное через массу, объем или число частиц (рис. 1-8).

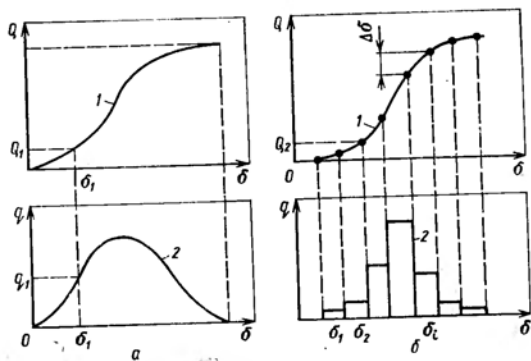


Рис. 1-8. Интегральная (1) и дифференциальная (2) кривые распределения частиц по размерам;
а — при непрерывном распределении; б — при дискретном распределении.

Если распределение дискретно, то для каждой фракции рассчитывают среднегеометрическую или среднеарифметическую величину двух граничных размеров (например, размеров ячеек смежных сит)

$$\delta_i = \sqrt{\delta_1 \delta_2} \quad (1-46) \quad \delta_i = \frac{\delta_1 + \delta_2}{2} \quad (1-47)$$

Функция распределения Q обозначает содержание частиц размерами меньше δ , функция $q dQ$ — содержание частиц размерами от δ до $\delta + d\delta$ [54]. Из рис. 1-8 видно, что эти функции связаны между собой соотношениями

$$q_1 = \frac{dQ_1}{d\delta} \quad Q_1 = \int_0^{\delta_1} q d\delta \quad (1-48)$$

В случае дискретного распределения эти соотношения имеют вид

$$q_i = \frac{\Delta Q_i}{\Delta \delta_i}; \quad Q_i = \sum q_i \Delta \delta_i = \sum y_i \quad (1-49)$$

где $y_i = q_i \Delta \delta_i$ — доля частиц размером δ_i , вычисленным по формулам (1-46), (1-47).

В инженерной практике оперируют усредненными параметрами, условно заменяя полидисперсную систему идеализированной монодисперсной (состоящей из частиц эквивалентного диаметра), поверхность которой равна поверхности реальной смеси. Тогда, пользуясь соотношениями (1-44), (1-48) и (1-49), представим среднюю удельную поверхность полидисперсной системы в виде

$$\bar{s}_d = \int_0^{\delta_{\max}} s_d q d\delta = \frac{6}{\psi} \int_0^{\delta_{\max}} \frac{q}{\delta} d\delta \quad (1-50)$$

или

$$\bar{s}_d = \sum s_d q_i \Delta \delta_i = \frac{6}{\psi} \sum \frac{q_i \Delta \delta_i}{\delta_i} = \frac{6}{\psi} \sum \frac{y_i}{\delta_i} \quad (1-51)$$

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

$$\bar{s}_d = \frac{6}{\psi d_3} \quad (1-52)$$

Тогда из уравнений (1-50)–(1-52) получим выражение для среднего эквивалентного диаметра смеси

$$d_3 = \frac{1}{\int_0^{\delta_{\max}} \frac{q}{\delta} d\delta} \quad (1-53)$$

или

$$d_3 = \frac{1}{\sum \frac{y_i}{\delta_i}} \quad (1-54)$$

Для расчетов по уравнениям (1-50) и (1-53) необходимо представить функцию q в явном виде. Уравнения (1-51) и (1-54) удобны в случае представления y_i в долях массы или объема анализируемой пробы. Если кривая распределения выражена через число частиц в пробе (например, при микроскопическом анализе, заключающемся в измерении и подсчете частиц), то величину y_i целесообразно выразить в долях числа частиц Δn_i

$$y_i = \frac{V_i \Delta n_i}{\sum V_i \Delta n_i} \quad (1-55)$$

где V_i — объем частиц функции i .

Подставив (1-55) в (1-54), получим

$$d_s = \frac{1}{\sum \delta_i \sum \delta_i \Delta n_i} = \frac{\sum \delta_i^3 \Delta n_i}{\sum \delta_i^2 \Delta n_i} = d_{s,2} \quad (1-56)$$

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

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

$$\bar{s}_d = \frac{s_{d0} + s_{dk}}{2}, \quad \text{если } \frac{s_{d0}}{s_{dk}} \leq 2 \quad (1-57)$$

или

$$\bar{s}_d = \frac{s_{d0} - s_{dk}}{\ln(s_{d0}/s_{dk})}, \quad \text{если } \frac{s_{d0}}{s_{dk}} > 2 \quad (1-57a)$$

Плотность, т. е. масса единицы объема субстанции, в дисперсных системах может характеризовать как отдельные частицы, так и их совокупность, в зависимости от конкретно описываемого процесса.

Насыпная плотность — это плотность свободно насыпанного слоя дисперсного материала

$$\rho_{nc} = G_m/V_0 \quad (1-58)$$

Плотность частиц дисперсного материала определяется массой материала в единице объема частицы

$$\rho_m = G_m/V_m \quad (1-59)$$

Плотностью частиц материала оперируют при всех гидродинамических расчетах.

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

$$\rho_t = G_T/V_T \quad (1-60)$$

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

$$\rho_V = G_T/V_M \quad (1-61)$$

Объемная плотность удобна при расчетах тепло- и массообмена.

Важными характеристиками состояния дисперсных систем являются относительная пористость частиц ϵ_m и порозность неподвижного слоя ϵ_0 . Используя эти параметры, можно установить связь между плотностями дисперсных систем.

Относительная пористость — это отношение объема пустот в частице к объему частицы

$$\epsilon_m = \frac{V_m - V_T}{V_m} \quad (1-62)$$

Порозность слоя — это отношение пустот между частицами в слое к объему слоя

$$\epsilon_0 = \frac{V_0 - V_M}{V_0} \quad (1-63)$$

где V_0 — объем неподвижного слоя.

Используя соотношения (1-58), (1-59) и (1-63), найдем связь между плотностью частиц и насыпной плотностью материала

$$\epsilon_0 = 1 - \frac{V_M}{V_0} = 1 - \frac{G_M \rho_{nc}}{\rho_M G_M} = 1 - \frac{\rho_{nc}}{\rho_M}$$

откуда

$$\rho_{nc} = \rho_M (1 - \epsilon_0) \quad (1-64)$$

Для большинства сыпучих материалов среднее значение порозности неподвижного слоя ϵ_0 составляет 0,4. Из соотношений (1-60)—(1-62) имеем

$$\rho_V = \rho_T (1 - \epsilon_m) \quad (1-65)$$

Преобразуем (1-59)

$$\rho_m = \frac{G_T + W}{V_m} = \frac{G_T}{V_m} + \frac{CG_T}{V_m} = \rho_V (1 + C)$$

Получим

$$\rho_V = \frac{\rho_m}{1 + C} \quad (1-66)$$

Подставляя (1-65) в (1-66), имеем

$$\rho_m = \rho_T (1 - \epsilon_m) (1 + C) \quad (1-67)$$

Формулы (1-65)—(1-67) позволяют рассчитывать ρ_V и ρ_m в зависимости от пористости и влажности частицы, а это дает возможность находить начальные плотности при известных конечных и, наоборот, по начальным плотностям определять конечные. Из этих формул видно также, что если в процессе сушки нет усадки материала, то $\rho_V = \text{const}$, а $\rho_m = \text{var} = f(C)$.

При расчетах процессов сушки плотность необходимо усреднять (среднеарифметически или среднегеометрически) по начальным и конечным значениям, аналогично усреднению удельной поверхности.

Если в исходном материале много влаги (суспензия, шлам, паста), так что частички твердого вещества отделены одна от дру-

гой, то изменение плотности материала (до момента образования скелета, тела) будет определяться только изменением его влажности. Действительно, исходя из равенства

$$V_M = V_T + V_J$$

имеем

$$\frac{G_M}{\rho_M} = \frac{G_T}{\rho_T} + \frac{W}{\rho_J} = \frac{G_T \rho_J + W \rho_T}{\rho_T \rho_J}$$

Отсюда

$$\rho_M = \frac{\rho_T \rho_J (1 + C)}{\rho_J + C \rho_T} \quad (1-68)$$

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

$$\rho_{M, \text{кр}} = \frac{\rho_T \rho_J (1 + C_{\text{кр}})}{\rho_J + C_{\text{кр}} \rho_T} \quad (1-69)$$

причем

$$C_{\text{кр}} = \frac{W_{\text{кр}}}{G_T} = \frac{(V_M - V_T)_{\text{кр}} \rho_J}{G_T}$$

откуда с учетом (1-62) получим

$$C_{\text{кр}} = \epsilon_M \frac{\rho_J}{\rho_{V_{\text{кр}}}} \quad (1-70)$$

Совмещая уравнения (1-69) и (1-70), после преобразований получим

$$\rho_{M, \text{кр}} = \rho_T (1 - \epsilon_M) + \rho_J \epsilon_M \quad (1-71)$$

Таким образом, критическую плотность материала можно рассчитывать по плотностям твердой и жидкой фаз, пользуясь принципом аддитивности. В момент образования агломерата составляющие частички стремятся к максимально плотной упаковке, что обусловлено уменьшением свободной энергии системы [120]. При правильной гексагональной укладке сферических монодисперсных частичек в агломерате относительная пористость достигает 0,2595. Для полидисперсных сферических частичек ϵ_M может достигать 0,15—0,2, для частичек неправильной формы $\epsilon_M \approx 0,4$.

При изменении состояния частицы от суспензии до агломерата размер ее изменяется в соответствии с плотностью и влажностью

$$d = d_0 \sqrt[3]{\frac{\rho_{M_0} (1 + C)}{\rho_M (1 + C_0)}} \quad (1-71a)$$

При этом конечный размер $d_{\text{кр}}$ ограничен значением $C_{\text{кр}}$.

Если частицы суспензии способны деформироваться, то плотность и размер агломератов будут изменяться и после достижения критической влажности. В подобных случаях конечный размер частицы можно найти из экспериментальных данных по зависимости типа

$$d_{\text{кр}} = B (1 - k_{\text{yc}}) d_0 \quad (1-72)$$

где k_{yc} — коэффициент усадки частицы; B — коэффициент, зависящий от физических свойств материала и среды, а также от температуры сушки.

На основании этих данных можно найти конечное значение плотности материала

$$\rho_{M, \text{к}} = \rho_0 \left(\frac{d_0}{d_{\text{к}}}\right)^3 \left(\frac{1 + C_{\text{к}}}{1 + C_0}\right) \quad (1-73)$$

Для обширной группы материалов (глина, кожа, торф, зерно и т. д.) А. В. Лыков предложил формулу, позволяющую определить изменение линейных размеров тела в зависимости от влагосодержания

$$d_{\text{к}} = d_0 (1 + k'_{\text{yc}} C)^n \quad (1-74)$$

где n — постоянная для данного материала; k'_{yc} — коэффициент линейной усадки, отнесенной к разности средних влагосодержаний.

1.7. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВЫЙ БАЛАНСЫ КОНВЕКТИВНОЙ СУШКИ

Для расчета требуемой продолжительности сушки и габаритов аппарата необходимо знать общебалансовые соотношения материальных и тепловых потоков в процессе конвективной сушки.

Материальный баланс. Влагосодержание можно выражать отношением массы влаги, содержащейся в материале, к массе абсолютно сухого тела

$$C = W/G_T \quad (1-75)$$

Такое выражение влагосодержания удобно для расчета материальных потоков, так как масса сухой части материала в процессе сушки не изменяется. Если задана влажность материала w в процентах от общей его массы, то целесообразно сделать пересчет по формуле

$$C = \frac{w}{100 - w} \quad (1-76)$$

Уравнение материального баланса сушки обычно составляют для материальных потоков, проходящих через сушилку. Используя соотношение (1-75), можно рассчитать производительность сушилки: по абсолютно сухому продукту

$$G_T = \frac{G_{M, \text{к}}}{1 + C_{\text{к}}} \quad (1-77)$$

по испаряемой влаге

$$W = G_T (C_0 - C_{\text{к}}) \quad (1-78)$$

по исходному материалу

$$G_{M_0} = G_{M, \text{к}} + W \quad (1-79) \quad \text{или} \quad G_{M_0} = G_T (1 + C_0) \quad (1-80)$$

В отсутствие утечек или подсосов масса сухой части сушильного агента в процессе сушки также не изменяется. Тогда материальный баланс по влаге выразится следующим образом:

$$L (X_{\text{к}} - X_0) = G_T (C_0 - C_{\text{к}}) \quad (1-81)$$

откуда получается соотношение для удельного расхода газа по отношению к сухому веществу твердой фазы

$$\sigma = \frac{L}{G_T} = \frac{C_0 - C_K}{X_K - X_0} \quad (1-82)$$

Расход газа, согласно уравнениям (1-78) и (1-81), равен

$$L = \frac{G_T(C_0 - C_K)}{X_K - X_0} = \frac{W}{X_K - X_0} \quad (1-83)$$

Разделив уравнение (1-83) на W , получим удельный расход газа, отнесенный к испаряемой влаге

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{X_K - X_0} \quad (1-84)$$

В сушильках некоторых типов в зону сушки вводят дополнительно пар или газ для технологических целей. В этом случае материальный баланс должен учитывать дополнительные потоки, так как от них зависит расход сушильного агента, требуемого для сушки. Очевидно, при вводе дополнительного количества газа

$$L \approx \frac{W}{X_K - X_0} - L_{д.п} \quad (1-85)$$

при вводе дополнительного количества пара

$$L = \frac{W + W_{д.п}}{X_K - X_0} \quad (1-86)$$

Тепловой баланс. Согласно закону сохранения энергии, приход тепла в сушилку должен быть равен расходу, т. е.

$$Q_{и} + Q_{д.п} + LI_{исх} + c_T G_T \theta_0 + c_{ж} C_0 G_T \theta_0 = LI_K + c_T G_T \theta_K + c_{ж} C_K G_T \theta_K + Q_c + Q_{п.т} \quad (1-87)$$

где $Q_{и}$ — тепло, подводимое к сушильному агенту в источнике (топке, калорифере); $Q_{д.п}$ — тепло, дополнительно вводимое непосредственно в сушилку; $LI_{исх}$, LI_K — тепло соответственно исходного и отработанного сушильного агента; $c_T G_T \theta_0$, $c_T G_T \theta_K$ — тепло твердой фазы соответственно исходного и высушенного материала; $c_{ж} C_0 G_T \theta_0$, $c_{ж} C_K G_T \theta_K$ — тепло жидкой фазы соответственно исходного и высушенного материала; Q_c — тепло, затрачиваемое на удаление связанной влаги; $Q_{п.т}$ — потери тепла.

Из уравнения (1-87) выразим тепло источника

$$Q_{и} = L(I_K - I_{исх}) + c_T G_T (\theta_K - \theta_0) + c_{ж} G_T (C_K \theta_K - C_0 \theta_0) + Q_c + Q_{п.т} - Q_{д.п} \quad (1-88)$$

Приведем уравнение (1-88) к удельным затратам, для этого разделим его на $W = G_T(C_0 - C_K) = L(X_K - X_0)$, тогда

$$q_{и} = \frac{I_K - I_{исх}}{X_K - X_0} + \frac{c_T(\theta_K - \theta_0) + c_{ж}(C_K \theta_K - C_0 \theta_0)}{C_0 - C_K} + q_c + q_{п.т} - q_{д.п} \quad (1-89)$$

Преобразуя второе слагаемое уравнения (1-89), получаем

$$q_{и} = \frac{I_K - I_{исх}}{X_K - X_0} + q_m - c_{ж} \theta_0 + q_c + q_{п.т} - q_{д.п} \quad (1-90)$$

Между тем, удельные затраты тепла источника можно выразить, как

$$q_{и} = l(I_0 - I_{исх})$$

или с учетом (1-84) имеем

$$q_{и} = \frac{I_0 - I_{исх}}{X_K - X_0} \quad (1-91)$$

Совмещая уравнения (1-90) и (1-91), получаем

$$\frac{I_K - I_0}{X_K - X_0} = (q_{д.п} + c_{ж} \theta_0) - (q_m + q_c + q_{п.т}) = \Delta \quad (1-92)$$

где Δ — изменение энтальпии сушильного агента; при $\Delta > 0$ энтальпия сушильного агента увеличивается, при $\Delta < 0$ — уменьшается, при $\Delta = 0$ величина $I_0 = I_K = \text{const}$, что соответствует случаю «теоретической» сушки [41].

Из уравнения (1-92) видно, что Δ представляет собой тангенс угла наклона прямой, соединяющей точки начального и конечного состояния газа на диаграмме $I-X$. Пользуясь этим, можно определить начальные или конечные параметры сушильного агента графическим построением, например по правилу треугольников [70, 87].

Параметры начального и конечного состояний газа можно рассчитать аналитически по заданным начальной и конечной температурам и начальному влагосодержанию газа. Согласно уравнениям (1-14) и (1-15), энтальпия влажного газа (на 1 кг сухого газа) равна:

для начальных условий

$$I_0 = c_T t_0 + I_{пр} X_0 \quad (1-93) \quad \text{где} \quad I_{п_0} = r_0 + c_{п} t_0 \quad (1-93a)$$

для конечных условий

$$I_K = c_T t_K + I_{п.к} X_K \quad (1-94) \quad \text{где} \quad I_{п.к} = r_0 + c_{п} t_K \quad (1-94a)$$

Решая совместно уравнения (1-92), (1-93) и (1-94), получим

$$I_K = \frac{c_T t_K \Delta + I_{п.к}(X_0 \Delta - I_0)}{\Delta - I_{п.к}} \quad (1-95)$$

Из уравнения (1-92) найдем

$$X_K = \frac{I_K - I_0}{\Delta} + X_0 \quad (1-96)$$

Для расчета Δ необходимо определить удельные затраты; q_m , $q_{д.п}$, q_c и $q_{п.т}$. Удельный расход тепла на нагрев материала в первом приближении оценивается по формуле

$$q_m = \frac{(c_T + c_{ж} C_K)(\theta_K - \theta_0)}{C_0 - C_K} \quad (1-97)$$

Конечная температура материала θ_K обычно принимается либо на 5—15 °С ниже t_K (для прямотока) или t_0 (для противотока) в зависимости от конечной влажности продукта, либо на основании опытных данных. Для точного определения θ_K (при заданной t_K) или t_K (при заданной θ_K) необходимо по изотермам десорбции построить на диаграмме $I-X$ действительные

рабочую и равновесную линии от начала до конца процесса. Однако для этого нужно знать расход газа, который при составлении и решении уравнений теплового и материального балансов является искомой величиной. Это построение можно выполнить после решения балансовых уравнений и таким образом проверить и уточнить принятые предварительно конечные температуры газа и материала.

Удельные затраты дополнительно вводимого тепла рассчитывают по формуле

$$q_{д.п} = Q_{д.п}/W \quad (1-98)$$

Общее количество $Q_{д.п}$ определяют по уравнению теплопередачи от греющих элементов к дисперсному потоку газозвеси

$$Q_{д.п} = \alpha S_{гр} (t_{гр} - t_{г.т}) \quad (1-99)$$

где $t_{гр}$ и $t_{г.т}$ — температура греющего элемента и потока газозвеси.

Тепло от дополнительно вводимого газа или пара рассчитывают по уравнению баланса

$$q_{д.п} = \frac{c_{г.п} L_{д.п} (t_{д.п.0} - t_{к})}{W} \quad (1-100)$$

или

$$q_{д.п} = \frac{c_{п} W (t_{п.0} - t_{к})}{W} \quad (1-101)$$

где $t_{д.п.0}$ и $t_{п.0}$ — начальная температура дополнительного газа или пара соответственно.

Если вводимый газ или пар находится под избыточным давлением, то $t_{д.п.0}$ и $t_{п.0}$ рассчитывают с учетом адиабатического расширения.

Потери тепла в окружающую среду в начале расчета неизвестны, так как они зависят от габаритов и формы аппарата. Практически принимают 120—600 кДж/кг (меньшее значение берут для крупнотоннажных сушилок). После определения габаритов сушилки необходимо определить потери тепла в окружающую среду через найденную поверхность обмена по формуле

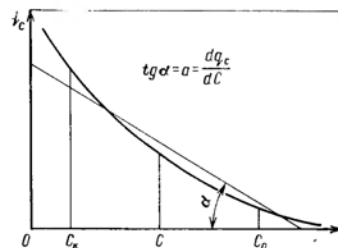
$$q_{п.т} = \frac{Q_{п.т}}{W} = \frac{K S_{ап} (t - t_{окр})}{W} \quad (1-102)$$

где K — коэффициент теплопередачи через стенку сушилки и изоляцию (обычно не более 1,2 Вт/(м²·К); $t = (t_0 + t_k)/2$ — средняя температура газа в сушилке; $S_{ап}$ — наружная поверхность аппарата; $t_{окр}$ — температура окружающей среды.

Энергия связи влаги с материалом согласно функции (1-20) есть функция температуры и влагосодержания тела. В общем случае величина \bar{q}_c с высокой точностью (особенно на ЭВМ) рассчитывается как среднеинтегральная

$$\bar{q}_c = \frac{\int_{C_0}^{C_K} q_c(C) dC}{\int_{C_0}^{C_K} dC} \quad (1-103)$$

Рис. 1-9. Зависимость локальных значений удельной энергии связи влаги с материалом q_c от влагосодержания C .



Учитывая, что температура влияет меньше, чем влагосодержание материала на величину энергии связи, для приближенных расчетов предложено [77, 78] выражать удельную теплоту связи как функцию только влагосодержания материала, т. е. $q_c = f(C)$. Кроме того, при графическом построении сложная кривая этой зависимости заменяется прямой линией, которая проводится с минимальной погрешностью (рис. 1-9). Получают упрощенную зависимость для расчета средней теплоты связанной влаги

$$\bar{q}_c \approx \frac{a}{2} (C_0 - C_K), \text{ если } C_0 \leq C_{м.г} \quad (1-104)$$

$$\bar{q}_c \approx \frac{a}{2} \frac{(C_{м.г} - C_K)^2}{C_0 - C_K}, \text{ если } C_0 > C_{м.г} \quad (1-105)$$

где $a = dq_c/dC$ — тангенс угла наклона спрямленной линии $q_c = f(C)$.

Представляет практический интерес то, что для большинства продуктов органического происхождения, имеющих гигроскопическую влагу, величина a постоянна и равна 4200 кДж/кг [77].

Глава 2

КИНЕТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ

2.1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МАССОПЕРЕНОСА

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

В начальный момент времени τ_0 влажность материала постоянна во всем объеме и равна C_0 . В последующие моменты времени ($\tau_1, \tau_2, \dots, \tau_k$) вследствие испарения влажность материала у поверхности понижается, и в теле возникают градиенты влажности ($\text{grad } C \neq 0$). Под их действием влага перемещается от центра тела к поверхности, испаряется и в виде пара диффундирует в ядро газовой фазы.

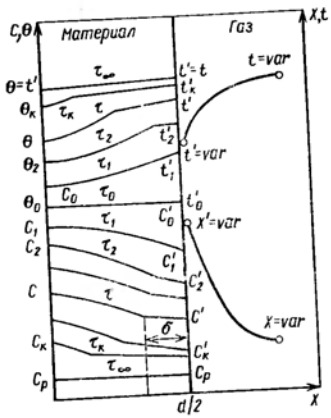


Рис. 2-1. Схема перемещения влаги из твердой фазы в газовую.

Согласно теории углубления зоны испарения, разработанной А. В. Лыковым, во влажном теле в процессе сушки образуются зона испарения и влажная зона, изменяющиеся во времени, причем распределение влагосодержания и температур во влажной зоне удовлетворительно описывается уравнением параболы, а в зоне испарения — линейным законом [60]. Испарение происходит не только на поверхности ($x = d/2 - \delta$), но и по всей толщине поверхностного слоя. Наибольшее количество жидкости испаряется на поверхности влажной зоны; по мере приближения к поверхности тела ($x = d/2$) испарение постепенно уменьшается. В зоне испарения преобладает адсорбционная влага, во влажной зоне — капиллярная жидкость, испарение здесь происходит с поверхности менисков жидкости. Естественно, что у поверхности влажной зоны ($x = d/2 - \delta$) газ полностью насыщен ($\varphi = 1$); в зоне испарения влажный газ находится в равновесии с материалом. Таким образом, можно связать параметры материала в бесконечно тонком поверхностном слое с параметрами равновесного ему слоя газа, находящегося с ним в контакте, при температуре поверхности материала ($t' = \theta$). Действительно, в соответствии с законами равновесия

$$C' = C_p = f(\varphi', t')$$

Между тем,

$$X' = X_p = \frac{R_r}{R_n} \cdot \frac{p'_n \varphi'}{P - p'_n \varphi'} \quad (2-1)$$

где $p'_n = f(t')$ — давление насыщенного пара; $\varphi' = p'/p'_n$ — относительная влажность газа; p' , t' — соответственно парциальное давление пара и температуры газа, находящегося в контакте с поверхностью тела.

Предельное минимальное значение равновесной влажности тела во всем его объеме достигается при $\tau \rightarrow \infty$, так как $\text{grad } C \rightarrow 0$. Как видно из схемы (см. рис. 2-1), процесс массопередачи при сушке является неустановившимся.

2.2. КРИВЫЕ КИНЕТИКИ СУШКИ

Под кинетикой процесса сушки обычно понимают изменение средних по объему высушиваемого тела влажности \bar{C} и температуры $\bar{\theta}$ с течением времени τ . Изменение среднеобъемной влажности

материала во времени $\bar{C} = f(\tau)$ графически изображается кривой I (рис. 2-2), называемой кривой сушки. В общем случае кривая сушки состоит из нескольких участков, соответствующих различным периодам сушки.

Взяв первую производную функции $C = f(\tau)$, получают скорость сушки, под которой понимают изменение влагосодержания материала в единицу времени. Следует отличать скорость сушки $dC/d\tau$ от скорости массопередачи, или интенсивности испарения $dW/Sd\tau$, которая в данном случае определяет массу влаги, испаряемой с единицы поверхности высушиваемого материала в единицу времени. Между величинами $dC/d\tau$ и $dW/Sd\tau$ существует взаимосвязь. С учетом соотношений (1-32) и (1-33) можно записать:

$$i = \frac{dW}{Sd\tau} = -\frac{\rho_V}{s_d} \cdot \frac{dC}{d\tau} = -\rho_V R_V \frac{dC}{d\tau} \quad (2-2)$$

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

Периоду падающей скорости сушки соответствует одна из линий между точками C и D (I, 2, 3, 4 или 5). От точки C скорость сушки начинает уменьшаться. Это обусловлено следующими причинами. С уменьшением влажности материала внутридиффузионное сопротивление увеличивается и в некоторый момент достигает значения, соизмеримого с внешнедиффузионным сопротивлением. Общее сопротивление диффузии возрастает, а скорость сушки падает. Кроме того, влажность материала у поверхности, уменьшаясь по мере сушки, может приблизиться к гигроскопическому значению; при этом концентрация пара у поверхности

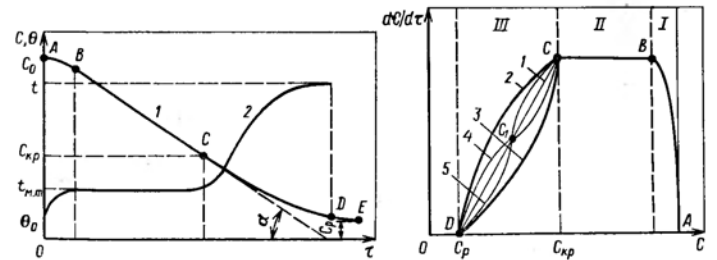


Рис. 2-2. Кривые сушки (I) и нагрева (2) высушиваемого материала.

Рис. 2-3. Кривая скорости сушки: I — прогрев материала; II, III — периоды постоянной и падающей скорости.

испарения снижается, приближаясь к концентрации пара в окружающей среде. Вследствие уменьшения разности концентраций скорость внешнего массопереноса (от поверхности тела в окружающую среду) снижается, и скорость сушки убывает. Уменьшение скорости сушки на участке CD может быть вызвано либо первой причиной, либо второй, либо той и другой одновременно.

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

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

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

Таким образом, зависимости $C = f(\tau)$ и $\theta = f(\tau)$ имеют важное значение для анализа процесса сушки. Они могут быть получены из расчета или опытов. Опытное их определение сравнительно несложно при постоянных параметрах сушильного агента ($t, X = \text{const}$), однако в реальных аппаратах $t, X = \text{var}$, причем закон изменения t и X по длине аппарата определяется совокупностью гидродинамических, массо- и теплообменных параметров процесса. Это в значительной степени затрудняет снятие кривых процесса. Это в значительной степени затрудняет снятие кривых кинетики в условиях, соответствующих работе реального аппарата; кроме того, полученные зависимости справедливы только для тех условий, в которых проведен опыт.

Расчетные методы определения продолжительности сушки или связанных с ней величин основаны на закономерностях массопереноса (уравнениях массопередачи, массопроводности, массоотдачи) или на полуэмпирических зависимостях, полученных

при некоторых допущениях (например, в отношении скорости сушки).

Рассмотрим основные закономерности массопереноса применительно к процессу сушки.

2.3. ОСНОВНЫЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ МАССОПЕРЕНОСА

Скорость массопередачи через поверхность раздела твердой и газовой фаз S с учетом неразрывности потока массы выразится следующим образом:

$$j = \frac{dW}{Sd\tau} = K_T(\bar{C} - C_p) = K(C_{п.р} - C_p) \quad (2-3)$$

где K_T — коэффициент массопередачи в твердой фазе, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; K — коэффициент массопередачи в газовой фазе, $\text{м}/\text{с}$; $(\bar{C} - C_p)$ — движущая сила по твердой фазе, $\text{кг}/\text{кг}$; $(C_{п.р} - C_p)$ — движущая сила по газовой фазе, $\text{кг}/\text{м}^3$; C_p — объемная концентрация пара в газовой фазе, $\text{кг}/\text{м}^3$.

В действительности при сушке многих материалов, особенно капиллярно-пористых, испарение влаги происходит не со всей геометрической поверхности тела, а только с поверхности менисков жидкости, заключенной в порах и капиллярах (рис. 2-4). В процессе сушки мениски отступают в глубь материала, причем для смачивающих жидкостей этот процесс в широких порах идет быстрее, чем в узких (так как в последних отрицательное капиллярное давление больше), поэтому происходит отсос влаги из широких пор в узкие через соединяющие их каналы. Поверхность и конфигурация менисков также непрерывно изменяются. Таким образом, истинную поверхность испарения определить невозможно, поэтому скорость массопередачи (интенсивность испарения) относят к геометрической поверхности тела, условно считая ее поверхностью испарения. В уравнении (2-3) движущая сила по газовой фазе выражена через объемные концентрации пара на поверхности тела и в окружающей среде; она может быть выражена также через парциальное давление пара p или через абсолютную влажность газа X .

Согласно уравнению состояния идеальных газов, концентрация пара пропорциональна его парциальному давлению

$$C_p = \frac{p}{R_p T} \quad (2-4)$$

Поэтому разность $(C_{п.р} - C_p)$ в уравнении (2-3) можно заменить разностью $(p_p - p)$ по соотношению

$$C_{п.р} - C_p = \frac{p_p - p}{R_p T} \quad (2-5)$$

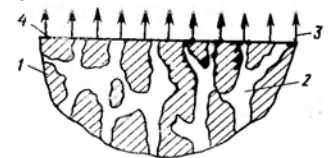


Рис. 2-4. Фрагмент капиллярнопористого тела:
1 — скелет твердого тела; 2 — пора (капилляр); 3 — поток пара; 4 — геометрическая поверхность тела.

где p_p — парциальное давление пара, равновесное влажности материала; p — парциальное давление пара в окружающей среде.

Подставляя выражение (2-5) в уравнение (2-3), получим

$$j = K_p (p_p - p) \quad (2-6)$$

где $K_p = K/R_p T$ — коэффициент массопередачи по газовой фазе, кг/(м²·с·Па).

При выражении движущей силы через абсолютные влажности газа X воспользуемся соотношением

$$X = \frac{R_p}{R_n} \cdot \frac{p}{P-p} \quad (2-7)$$

откуда

$$p = \frac{PX}{\frac{R_p}{R_n} + X} \approx \frac{R_n}{R_p} PX \quad (2-8)$$

Тогда

$$j = K_p \frac{R_n}{R_p} P (X_p - X) = K_x (X_p - X) \quad (2-9)$$

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

Таким образом, в зависимости от выбранных единиц измерения движущей силы уравнение массопередачи процесса сушки по газовой фазе можно записать в виде (2-3), (2-6) или (2-9). При этом коэффициенты K , K_p , K_x связаны между собой соотношением

$$K_x = K_p \frac{R_n}{R_p} P = K \frac{P}{R_p T} = K_p T \quad (2-10)$$

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

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \beta (C_n' - C_n) \quad (2-11)$$

Коэффициент массоотдачи β изменяется вдоль поверхности испарения; если под β понимать среднее его значение, то уравнение (2-11) запишется в виде

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \beta (C_n' - C_n) \quad (2-12)$$

С учетом соотношений (2-4) и (2-8) это уравнение можно представить следующим образом:

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \frac{\beta}{R_n T} (p' - p) = \beta_p (p' - p) \quad (2-13)$$

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \beta_p \frac{R_n}{R_p} P (X' - X) = \beta_x (X' - X) \quad (2-14)$$

где $\beta_p = \beta/R_n T$ — коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности парциальных давлений пара у поверхности испарения и в ядре газовой фазы, кг/(м²·с·Па); β_x — коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности влажностей сушильного агента, кг/(м²·с).

Газовые постоянные для пара и сушильного агента рассчитывают через универсальную газовую постоянную R

$$R_n = \frac{R}{M_n}; \quad R_p = \frac{R}{M_p} \quad (2-15)$$

где M_n , M_p — молярная масса соответственно пара и сушильного агента (газа), кг/кмоль.

В период постоянной скорости сушки испарение влаги из материала происходит так же, как и со свободной поверхности жидкости. Сопrotивление массопроводности внутри материала существенно не влияет на процесс сушки, скорость которой полностью определяется диффузией во внешней области. Поэтому коэффициент массопередачи в газовой фазе равен коэффициенту массоотдачи

$$K = \beta; \quad K_p = \beta_p; \quad K_x = \beta_x$$

а равновесные параметры $C_{n,n}$, p_p , X_p , t_p — равны соответствующим параметрам насыщенного пара у поверхности материала

$$C_{n,p} = C_{n,n}; \quad p_p = p'; \quad X_p = X'; \quad t_p = t' = t_{m,\tau}$$

Уравнения массопередачи в газовой фазе (2-3), (2-6) и (2-9) трансформируются в уравнения массоотдачи

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \beta (C_{n,n} - C_n) \quad (2-16)$$

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \beta_p (p_p - p) \quad (2-17)$$

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \beta_x (X_n - X) \quad (2-18)$$

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

$$\frac{dQ}{Sd\tau} = \alpha (t - t') \quad (2-19)$$

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

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

$$\frac{dQ}{Sd\tau} = \alpha (t - t') = \frac{dW}{Sd\tau} r \quad (2-20)$$

т. е. все подводимое к высушиваемому материалу тепло расходуется на испарение жидкости. Из уравнения (2-20) получаем еще одну модификацию уравнения массоотдачи для периода постоянной скорости сушки

$$\frac{dW}{Sd\tau} = \frac{\alpha}{r} (t - t') = \beta_t (t - t') \quad (2-21)$$

где $\beta_t = \alpha/r$ — коэффициент массоотдачи, отнесенный к разности температур окружающей среды и поверхности тела, кг/(м²·с·К).

Для однородных влажных тел в изотермических условиях процесс массопереноса в твердой фазе описывается уравнением, аналогичным уравнению молекулярной диффузии (уравнение Фика)

$$\vec{j} = D \text{grad } C_V \quad (2-22)$$

где \vec{j} — плотность потока влаги (количество влаги, проходящей через единичную площадку, нормальную к вектору этого потока, в единицу времени), кг/(м²·с); D — коэффициент диффузии, м²/с; C_V — объемная концентрация влаги в материале, кг/м³.

В связи с этим уравнение (2-22) при анализе процессов сушки преобразуют, используя соотношение

$$C_V = C \rho_V \quad (2-23)$$

к виду

$$\vec{j} = D \rho_V \text{grad } C \quad (2-24)$$

или (в скалярной форме) к виду

$$j = -D \rho_V \frac{\partial C}{\partial n} = -D \rho_V \left(\frac{\partial C}{\partial x} + \frac{\partial C}{\partial y} + \frac{\partial C}{\partial z} \right) = -D \rho_V \nabla C \quad (2-25)$$

где $\partial C / \partial n$ — изменение влагосодержания по нормали к изоконцентрационной поверхности в рассматриваемой точке; ∇ — оператор Гамильтона.

Можно показать, что

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = \text{div} (D \text{grad } C) \quad (2-26)$$

Уравнение (2-26) называется дифференциальным уравнением массопроводности. Скалярная форма этого уравнения в декартовых координатах имеет вид

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial C}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D \frac{\partial C}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(D \frac{\partial C}{\partial z} \right) \quad (2-27)$$

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

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) = D \nabla^2 C \quad (2-28)$$

Дифференциальное уравнение массопроводности аналогично дифференциальному уравнению теплопроводности

$$c_m \rho_V \frac{\partial \theta}{\partial \tau} = \text{div} (\lambda \text{grad } \theta) \quad (2-29)$$

Коэффициент D в уравнении (2-26) является аналогом коэффициента теплопроводности λ . Однако полностью уравнения тождественны только при $c_m \rho_V = 1$.

В общем случае j является функцией координат точки тела и времени: $j = f(x, y, z, \tau)$. Для точек поверхности тела поня-

тия плотности потока массы и скорости массопередачи тождественны, т. е.

$$j_S = \frac{dW}{dS d\tau} \quad (2-30)$$

где j_S — плотность потока массы в твердой фазе у поверхности тела, зависящая от положения рассматриваемой точки на поверхности тела: $j_S = j_S(S)$.

Средняя скорость массопередачи на поверхности высушиваемого тела (интенсивность сушки), очевидно, равна

$$\frac{dW}{S d\tau} = \frac{1}{S} \int_0^S j_S(S) dS \quad (2-31)$$

Уравнение массопроводности (2-24) является одним из основных уравнений кинетики сушки. Применимость его для описания массопереноса в твердой фазе проверена экспериментально С. П. Рудобаштой с соавторами [107], показавшими справедливость этого уравнения в изотермических условиях.

В неизотермических условиях сушки возникают температурные перепады по толщине материала, вызывающие дополнительные потоки влаги, что обусловлено термодиффузией. Явление термодиффузии при сушке впервые обнаружено А. В. Лыковым. Термодиффузионный поток наблюдается как в жидкой, так и паровой фазе и складывается из ряда элементарных потоков (термокапиллярного течения во всем объеме пор, термокапиллярного пленочного движения вдоль стенок пор, термодиффузии пара и других). С учетом термодиффузии уравнение массопроводности записывается в виде

$$\sum \vec{j} = \vec{j} + \vec{j}_{\text{тд}} = -D \rho_V \text{grad } C - D_{\text{тд}} \rho_V \text{grad } \theta = -D \rho_V (\text{grad } C + \delta_{\text{тд}} \text{grad } \theta) \quad (2-32)$$

где $\sum \vec{j}$ — суммарный поток влаги в материале, кг/(м²·с); $\vec{j}_{\text{тд}}$ — термодиффузионный поток, кг/(м²·с); $D_{\text{тд}}$ — коэффициент термодиффузии (термической массопроводности) — количество влаги, проходящей через единичную площадку, нормальную вектору потока влаги, за единицу времени, из расчета на единицу плотности сухого материала при градиенте температуры, равном единице, и градиенте влажности, равном нулю; м²/(с·К); $\delta_{\text{тд}} = D_{\text{тд}} / D$ — относительный коэффициент термодиффузии, К⁻¹.

Для процессов сушки характерен взаимосвязанный массоперенос: удаление влаги и одновременный нагрев влажного материала. Взаимосвязь процессов обусловлена тем, что массообменные коэффициенты зависят от температуры, а тепловые — от концентрации влаги в материале; кроме того, температура непосредственно входит во второе слагаемое правой части уравнения (2-32), учитывающее термодиффузионный поток.

В связи с этим предложено рассматривать сушку как чисто массообменный процесс [107, 108], считая температурное поле высушиваемого материала специально вызванным наложением. Влияние этого поля на кинетику массопередачи можно учесть, используя экспериментально полученные функции взаимосвязи

между среднеемными температурой и влажностью материала $\theta = \varphi(C)$ в условиях, приближенных к условиям работы проектируемого аппарата. В соответствии с этой зависимостью можно записать следующие приближенные соотношения:

$$D = f_1(C, \theta) \approx f_1[C, \varphi(C)] = D(C) \quad (2-33)$$

$$\delta_{\text{тд}} = f_2(C, \theta) \approx f_2[C, \varphi(C)] = \delta_{\text{тд}}(C) \quad (2-34)$$

$$\text{grad } \theta \approx \varphi'(C) \text{ grad } C \quad (2-35)$$

С учетом соотношений (2-33)–(2-35) дифференциальное уравнение неизоотермической массопроводности принимает вид

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = \text{div}(D^* \text{grad } C) \quad (2-36)$$

где $D^* = D(C) [1 + \delta_{\text{тд}}(C) \varphi'(C)]$ — функция только влажности.

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

Уравнение (2-36) можно использовать без привлечения уравнения для поля температур. В результате число кинетических коэффициентов сокращается с девяти до трех (D , $\delta_{\text{тд}}$, β), а в условиях, когда термодиффузией можно пренебречь, — до двух (D , β).

Для решения дифференциального уравнения массопроводности (2-36) необходимо знать краевые условия: распределение влагосодержания в материале в начальный момент времени (начальное условие), условия массообмена у поверхности (граничное условие) и форму тела. Начальную влажность материала обычно принимают равномерной

$$C(x, y, z, \tau = 0) = C_0 = \text{const} \quad (2-37)$$

Граничное условие может быть задано следующим образом. Из объема высушиваемого тела к его поверхности S за время $d\tau$ вследствие массопроводности подводится влага массой dW . При этом средняя по поверхности S плотность потока массы определяется уравнением

$$\frac{dW}{S d\tau} = -D_S \rho_V \frac{\partial C}{\partial n}, \quad (2-38)$$

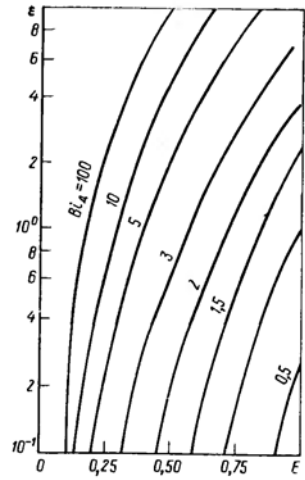
где D_S — среднее по поверхности S значение коэффициента массопроводности m^2/c ; $\partial C / \partial n$ — изменение влагосодержания в направлении, нормальном к поверхности тела.

От поверхности тела в окружающую среду конвективной диффузией за то же время $d\tau$ отводится количество влаги (пара) dW , определяемое уравнением массоотдачи (2-12). Поскольку влага на поверхности S не накапливается, то, очевидно, должно выполняться равенство

$$-D_S \rho_V \frac{\partial C}{\partial n} = \beta (C_n^* - C_n) \quad (2-39)$$

Это уравнение описывает граничное условие.

Рис. 2-5. График регуляризации уравнения (2-40) для шара.



Дифференциальное уравнение массопроводности (2-36) записывают в наиболее удобной для данной формы тела системе координат (для пластины берут декартовы координаты, для цилиндра — цилиндрические, для шара — сферические).

Уравнение массопроводности (2-36) и граничное условие (2-39) с кинетическими коэффициентами D и β и коэффициентом распределения A_p , зависящими от потенциала переноса (влажности), называют нелинейными; наоборот, при постоянных D , β , A_p говорят о линейных уравнениях. В настоящее время отсутствуют точные аналитические решения нелинейного уравнения массопроводности для практически важных случаев массообмена. В связи с этим применяются приближенные методы, точность которых оказывается достаточной для инженерной практики.

При постоянных значениях D , β и A_p решение может быть получено методом разделения переменных, методом источников, операционным методом и методом конечных интегральных преобразований. Решение системы уравнений (2-36), (2-37), (2-39), полученное классическим методом разделения переменных при постоянных значениях D , β , A_p , C_p применительно к среднеемной влажности в шаре, неограниченных пластинах и цилиндре, имеет вид

$$E = \frac{\bar{C} - C_p}{C_0 - C_p} = \sum_{n=1}^{\infty} B_n \exp(-\mu_n^2 F_0 A) \quad (2-40)$$

где B_n , μ_n — коэффициенты, зависящие от формы тела и критерия $Вi_d$.

Значения коэффициентов B_n и μ_n приведены в книге А. В. Лыкова [61].

Коэффициенты μ_n представляют ряд возрастающих дискретных чисел ($0 < \mu_1 < \mu_2 < \dots$), поэтому сходимость ряда (2-40) быстро увеличивается с возрастанием критерия Фурье. Начиная с некоторого момента времени процесс с достаточной точностью описывается первым членом ряда. Этот режим сушки можно называть регулярным.

На ЭВМ исследована сходимость ряда (2-40) [88].

На рис. 2-5 в качестве примера приведен график зависимости относительной погрешности ϵ , возникающей при решении (2-40)

в результате отбрасывания кратных экспонент, от величины Bi_d и E для шара.

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

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

$$\bar{C} = B_1 \exp\left(-\mu_1^2 \frac{D\tau}{R^2}\right) (C_0 - C_p) + C_p \quad (2-41)$$

Значения коэффициентов B_1 и μ_1 определяются критерием Bi_d

$$Bi_d = \frac{\beta R}{D \rho_v A_p} \quad (2-42)$$

где A_p — тангенс угла наклона линии равновесия $C = A_p C_p$.

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

Для инженерной практики разработан зональный метод расчета [88, 108]: весь интервал изменения влажности в твердой фазе от C_0 до C разбивается на ряд интервалов, причем каждому соответствует определенная «зона» аппарата. Считают, что в лю-бом i -ом интервале коэффициенты массопроводности D_i , массоотдачи β_i , распределения A_{pi} и концентрации пара C_{ni} в ядре потока сушильного агента постоянны:

$$D_i, \beta_i, A_{pi}, C_{ni} \quad (2-43)$$

Время пребывания материала в i -й зоне аппарата, необходимое для изменения его влажности от \bar{C}_{0i} до \bar{C}_0 , определится решением системы (2-36), (2-37), (2-39) и (2-43), т. е. уравнением (2-40). Интервал изменения влажности в зоне ($\bar{C}_{0i} - \bar{C}_{i1}$) следует брать в соответствии с графиками регуляризации (см. рис. 2-5) таким образом, чтобы решение лежало в регулярной области.

В этом случае трансцендентное уравнение (2-40) превращается в простое алгебраическое, из которого определяют время τ_i :

$$\tau_i = \frac{R^2}{\mu_i^2 D_i} \ln \frac{B_1}{E_i} \quad (2-44)$$

где R — половина толщины пластины либо радиус цилиндра или шара; μ_1 — первый корень соответствующего характеристического уравнения, вычисленный для $Bi_d = \beta_1 R / D_i A_{pi} \rho_v$; B_1 — первый предэкспоненциальный множитель, вычисленный при μ_1 и Bi_d ; E_i — относительное изменение влажности в первой зоне.

$$E_i = \frac{C_{ni} - C_{pi}}{C_{0i} - C_{pi}}$$

Формула (2-44) получена при условии равномерного начального распределения влагосодержания в теле, однако уже во второй зоне начальное распределение не является равномерным, а равно конечному распределению предыдущей зоны. Можно показать, что с учетом неравномерного начального распределения необходимое время пребывания материала во второй и последующих зонах аппарата выразится уравнением

$$\tau_i = \frac{R^2}{\mu_i^2 D_i} \ln \frac{1}{E_i} \quad (2-45)$$

где $E_i = \frac{C_{ni} - C_{pi}}{C_{0i} - C_{pi}}$.

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

$$\tau \geq \sum_{i=1}^n \tau_i \quad (2-46)$$

2.4. МЕТОДЫ РАСЧЕТА, ОСНОВАННЫЕ НА АНАЛИЗЕ КИНЕТИКИ СУШКИ

Пользуясь законом сохранения энергии и массы вещества, можно установить взаимосвязь средних интегральных значений влагосодержания \bar{C} и температуры θ с интенсивностями тепло- и массообмена j_n и q_n , а следовательно, и со скоростью сушки в виде уравнения баланса тепла. Все тепло, подведенное к телу, равно теплу, потраченному на испарение влаги, и теплу, затраченному на его нагрев.

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

$$(c_s m_s + c_{ж} m_{ж}) \frac{d\bar{\theta}}{d\tau} \quad (2-47)$$

где $\bar{\theta}$ — средняя температура тела.

Количество тепла, потраченное на испарение влаги, равно

$$r \frac{dm_{ж}}{d\tau} = r m_{\tau} \frac{d\bar{C}}{d\tau} \quad (2-48)$$

где r — удельная теплота испарения влаги.

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

$$S \frac{1}{S} \int q_n dS = S \bar{q}_n \quad (2-49)$$

Суммируя (2-47) и (2-48) и приравнявая к (2-49), а затем разделив обе части равенства на объем абсолютно сухого тела V_T , получим

$$\bar{q}_n = (c_T + c_{ж\bar{C}}) \rho_T R_V \frac{d\bar{\theta}}{d\tau} + \rho_T R_V r \frac{d\bar{C}}{d\tau} \quad (2-50)$$

где R_V — отношение объема абсолютно сухого тела V_T к поверхности влажного тела S .

Поскольку теплоемкость влажного тела $c = c_T + c_{ж\bar{C}}$, можно записать

$$\bar{q}_n = \rho_T R_V r \frac{d\bar{C}}{d\tau} \left(1 + \frac{c}{r} \frac{d\bar{\theta}}{d\bar{C}} \right) \quad (2-51)$$

или

$$\bar{q}_n = \rho_T R_V r \frac{d\bar{C}}{d\tau} (1 + Rb) \quad (2-52)$$

так как второе слагаемое в скобках уравнения (2-51) представляет собой критерий Ребиндера.

Выражение (2-52) является основным уравнением кинетики сушки. Чтобы воспользоваться основным уравнением кинетики сушки, необходимо знать зависимость влагосодержания тела от времени. Эту зависимость можно получить, решая систему дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса. Задача является достаточно сложной, так как существенно нелинейна. Поэтому на практике при кинетических расчетах используют приближенные уравнения.

А. В. Лыков предложил метод замены действительной кривой скорости сушки в период падающей скорости, имеющей сложный вид, прямой. В результате такой замены первая критическая точка смещается вправо или влево в зависимости от характера кривой скорости сушки (рис. 2-6). Уравнение кривой скорости тогда будет иметь вид:

$$-\frac{dC}{d\tau} = K(C - C_p) \quad (2-53)$$

где

$$K = \frac{N}{C_{к.п} - C_p} = \kappa N$$

48

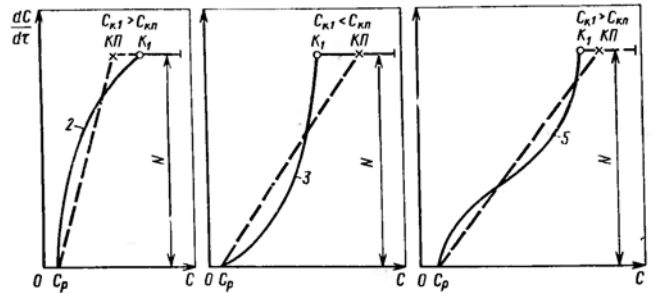


Рис. 2-6. Графический метод определения приведенной критической влажности ($KП$ — критическое приведенное влагосодержание).

K — коэффициент пропорциональности, названный коэффициентом сушки, зависит от режима сушки; κ — относительный коэффициент сушки, зависит от свойств материала и начальной его влажности.

Интегрирование уравнения (2-53) дает

$$\frac{C - C_p}{C_{к.п} - C_p} = \exp(-\kappa N \tau) \quad (2-54)$$

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

$$\lg(C - C_p) = \lg(C_{к.п} - C_p) - \frac{1}{2,3} \kappa N \tau \quad (2-55)$$

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

Для определения относительного коэффициента сушки в практических расчетах используется весьма простая зависимость [60]

$$\kappa = 1,8/C_0 \quad (2-55a)$$

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

$$-\left(\frac{1}{N} \cdot \frac{dC}{d\tau}\right) = \frac{(C - C_p)^n}{A + B(C - C_p)^n} \quad (2-56)$$

где A , B , n — постоянные, определяемые из опыта.

Согласно теории Г. К. Филоненко, коэффициент n характеризует форму связи влаги с материалом и не зависит от размеров и формы образца. Коэффициенты A и B зависят от толщины материала.

Для определения времени сушки по этому уравнению необходимо знать четыре постоянные, что затрудняет его практическое использование.

Более совершенным является двухзональный метод расчета, предложенный В. В. Красниковым [51]. Сущность метода состоит в том, что кривая скорости сушки заменяется ломаной прямой. Таким образом, период падающей скорости сушки делится на две зоны, в каждой из которых скорость сушки уменьшается от влагосодержания по линейному закону. Выражения для приведенной скорости сушки принимают вид:

I зона второго периода ($C_{к2} < C < C_{к1}$)

$$-\left(\frac{1}{N} \cdot \frac{dC}{dt}\right) = 1 - \kappa_1 (C_{к1} - C) \quad (2-57)$$

II зона второго периода

$$-\left(\frac{1}{N} \cdot \frac{dC}{dt}\right) = \kappa_2 (C - C_p) \quad (2-58)$$

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

$$C_{к2} = \frac{1 - \kappa_1 C_{к1} + \kappa_2 C_p}{\kappa_2 - \kappa_1} \quad (2-59)$$

Особый интерес представляет обработка экспериментальных кривых сушки различных материалов, проведенная В. В. Красниковым [51]. В результате обработки установлено, что произведение $N\tau$ при данной влажности материала не зависит от режима сушки. Обобщенная кривая $(C - C_p) - N\tau$ для сушки прессованной бумаги представлена на рис. 2-7.

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

Для технологии сушки важно знать температуру материала. В периоде постоянной скорости температура материала равна температуре мокрого термометра, если тепло, необходимое для испарения влаги и нагрева материала, подводится от воздуха. При дополнительном подводе тепла теплопроводностью или излучением температура поверхности материала будет выше температуры мокрого термометра.

В работе [60] на основе эмпирических зависимостей для определения относительного температурного коэффициента сушки, полученных при

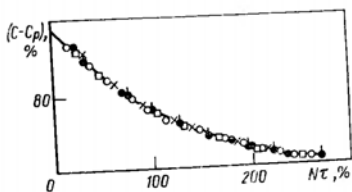


Рис. 2-7. Обобщенная кривая кинетики сушки по В. В. Красникову.

сушке торфофлит и сукна, найдено приближенное уравнение температурной кривой в виде

$$\bar{\theta} = t - \frac{Ta}{mC_0} \{1 - \exp[-m(\bar{C} - C_p)]\} \quad (2-60)$$

где a и m — постоянные, определяемые экспериментально.

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

$$\bar{\theta} = t - \frac{Ta}{C_0} (\bar{C} - C_p) \quad (2-61)$$

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

$$b = -\frac{d\bar{\theta}}{dC} = \frac{Ta}{C_0}$$

Такая зависимость характерна при сушке капиллярно-пористых тел.

2.5. ТЕПЛО- И МАССОБМЕН МЕЖДУ ПОВЕРХНОСТЬЮ МАТЕРИАЛА И ГАЗОВОЙ СРЕДОЙ

При сушке дисперсных материалов в условиях, когда можно считать, что каждая частица омывается потоком сушильного агента (характерно для сушки в условиях пневмотранспорта) критерии Bi и Bi_d в ряде случаев оказываются меньше 0,1. Это свидетельствует о пренебрежимо малом внутридиффузионном сопротивлении переносу тепла и влаги (по сравнению с внешнедиффузионным).

При сушке в гигроскопической области концентрация пара у поверхности испарения непрерывно убывает, что приводит к уменьшению движущей силы процесса и, следовательно, скорости массопередачи в соответствии с уравнениями (2-16)—(2-18). Коэффициент массопередачи по газовой фазе в этом случае, как и для периода постоянной скорости, равен коэффициенту массопередачи. Коэффициенты скорости обмена теплом и массой для частиц с малым внутридиффузионным сопротивлением ($Bi < 0,1$; $Bi_d < 0,1$) зависят только от сопротивления пограничного слоя газа, т. е. от его толщины, степени турбулизации и физических свойств. Толщина и гидродинамическое состояние пограничного слоя зависят от относительной скорости газа [24, 56]. Для описания физических свойств парогазовой смеси, окружающей частицу, используется критерий Прандтля. Поэтому коэффициенты тепло- и массообмена обычно связывают с внешними условиями через критериальные зависимости

$$Nu = f(Re, Pr) \quad (2-62); \quad Nu_d = f(Re, Pr_d) \quad (2-63)$$

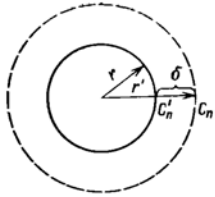


Рис. 2-8. К расчету интенсивности массоотдачи от сферической частицы через парогазовую пленку в окружающую среду.

Рассмотрим конкретный вид этих уравнений.

Уравнения массоотдачи. Для оценки интенсивности массоотдачи рассмотрим перенос влаги от сферической частицы радиусом R через прилегающую к ней парогазовую пленку толщиной $\delta = R' - R$ в окружающую среду

(рис. 2-8). Пусть концентрация пара около частицы C_n' , а на границе пленки C_n , причем $C_n' > C_n$. Тогда в соответствии с законом молекулярной диффузии Фика от всей поверхности шара через пленку в радиальных направлениях установится поток массы пара, определяемый выражением

$$\frac{dW}{dt} = -DS \frac{dC_n}{dR} = D4\pi R^2 \frac{dC_n}{dR} \quad (2-64)$$

Разделив переменные и проинтегрировав дифференциальное уравнение (2-64), получим

$$W = \frac{4\pi D (C_n' - C_n)}{\frac{1}{R} - \frac{1}{R'}} \quad (2-65)$$

В соответствии с основным законом массоотдачи это же количество влаги для шаровой поверхности равно

$$W = \beta 4\pi R^2 (C_n' - C_n) \quad (2-66)$$

Приравняв соотношения (2-65) и (2-66), получим

$$\beta = \frac{D}{R \left(1 - \frac{R}{R'}\right)} = \frac{2D}{d \left(1 - \frac{d}{d'}\right)} \quad (2-67)$$

где d и d' — диаметры среды и пограничного слоя.

Из уравнения (2-67) видно, что чем меньше d' (т. е. δ), тем больше β . Если относительного движения газа нет, то $\delta \rightarrow \infty$, $d' \rightarrow \infty$ и β имеет минимальное значение

$$\beta_{\min} = \frac{2D}{d} \quad (2-68)$$

Тогда

$$Nu_{d,\min} = \frac{\beta_{\min} d}{D} = 2 \quad (2-69)$$

Таким образом, значение $Nu_d = 2$ следует считать предельно минимальным, поэтому уравнение (2-63) обычно представляют в виде

$$Nu_d = 2 + f(Re, Pr_d) \quad (2-70)$$

Нами были обработаны данные по массообмену, полученные разными авторами, и найдено обобщенное уравнение, пригодное для инженерной практики.

$$Nu_d = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr_d^{0,33} \quad (2-71)$$

средняя погрешность которого не превышает 7% для чисел Re в пределах 0—70 000. Из рис. 2-9 видно, что кривая, построенная по обобщенному уравнению (2-71), хорошо укладывается в области опытных данных по массообмену, полученных разными исследователями [5, 14, 15, 17, 153, 154, 158, 159, 160, 161, 168, 169, 174, 176].

В тех случаях, когда в процессе сушки изменяются размеры частиц, относительная скорость газа или другие параметры процесса, необходимо производить усреднение коэффициента массообмена от начала до конца процесса.

Уравнения теплоотдачи. При умеренных температурах соблюдается пропорциональность процессов тепло- и массообмена, т. е. подобие полей температур и концентраций в пограничном слое парогазовой смеси. Допуская аналогию между процессами тепло- и массообмена, можно принять $Nu_d = Nu$. Тогда, решая совместно основные уравнения тепло- и массообмена, можно получить соотношение

$$\frac{\alpha}{\beta} = c \nu \quad (2-72)$$

известное как формула Льюиса.

Строго говоря, аналогия не является полной, так как теплообмен значительно в меньшей степени влияет на гидродинамику пограничного слоя, чем массообмен. Ряд авторов [52, 152, 174], указывая на неполноту аналогии, предложили уточненные соот-

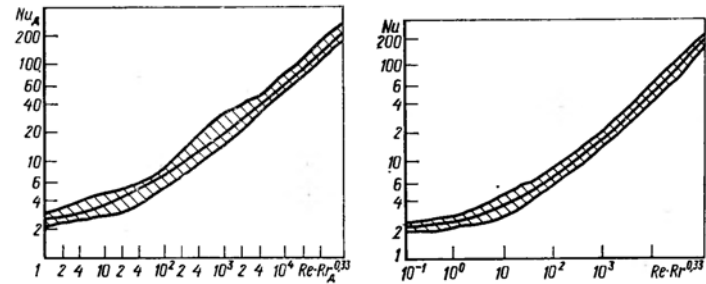


Рис. 2-9. Аппроксимация опытных данных разных исследователей по массообмену между одиночными каплями (частицами) и газом (область опытных данных заштрихована).

Рис. 2-10. Расчетная корреляция опытных данных разных исследователей по теплообмену между одиночными частицами и газом (область опытных данных заштрихована).

ношения между коэффициентами α и β . В частности, Кришер [52] предложил формулу, учитывающую переносные свойства для случаев больших градиентов концентраций и температур

$$\frac{\alpha}{\beta} = c_p \frac{P - p_n}{P} \quad (2-73)$$

При $p_n \rightarrow 0$ формула (2-73) превращается в соотношение Льюиса.

Для многих практических случаев факторами, нарушающими аналогию, можно пренебречь и принять $Nu \approx Nu_d$, что дает основание пользоваться для расчета коэффициентов теплообмена критериальными зависимостями, полученными при исследовании массообмена. Таким образом, обобщенное критериальное уравнение (2-71) представлено нами [93] в следующем виде:

$$Nu = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr^{0,33} \quad (2-74)$$

На рис. 2-10 представлена кривая, построенная по уравнению (2-74), которая хорошо согласуется с опытными данными по теплообмену, полученными рядом исследователей [7, 8, 11, 22, 34, 53, 71, 147, 164, 174].

В условиях высоких температур аналогия между тепло- и массообменом в значительной мере нарушается: при одних и тех же значениях чисел Рейнольдса $Nu \neq Nu_d$, и соотношения (2-72), (2-73) не соблюдаются. Расхождение это тем больше, чем больше относительная скорость движения фаз. Для указанных условий в результате обработки данных разных исследователей А. В. Нестеренко [80] получил уравнение

$$Nu = 2 + 1,05 Re^{0,5} Pr^{0,33} Gu^{0,175} \quad (2-75)$$

справедливое для значений $Re > 1000$.

В уравнении (2-75) параметрический критерий Гухмана

$$Gu = \frac{T - T_{m,t}}{T} \quad (2-76)$$

учитывает влияние массообмена на теплообмен.

При изменении параметров процесса коэффициенты теплообмена усредняются, как и в случае массообмена.

Как видно из уравнений (2-74)–(2-75), предельное значение $Nu_{min} = 2$. Эта величина получается из анализа теплообмена теплопроводностью через пограничную пленку сферической частицы, аналогично рассмотренному выше случаю массообмена.

2.6. АНАЛИЗ ПРОЦЕССА СУШКИ НА ДИАГРАММЕ СОСТОЯНИЯ ВЛАЖНОГО ГАЗА

При различных процессах изменения состояния термодинамическая система получает от окружающей среды или, наоборот, отдает ей энергию в виде теплоты и механической работы, поэтому внутренняя энергия системы U изменяется. Согласно первому

принципу термодинамики, бесконечно малое изменение внутренней энергии системы dU складывается из полученного системой количества теплоты и произведенной работы dL

$$dU = dQ - dL \quad (2-77)$$

где $dL = pdV$ — элементарная работа расширения.

Для определения внутренней энергии системы уравнение (2-77) необходимо проинтегрировать; при этом в выражение для U войдет некоторая постоянная интегрирования U_0

$$U = \int (dQ - dL) + U_0 \quad (2-78)$$

Уравнение (2-78) показывает, что внутренняя энергия системы определяется с точностью до аддитивной постоянной. Поскольку интерес представляет не абсолютное значение внутренней энергии системы, а ее изменение в результате происходящих термодинамических процессов, значение постоянной интегрирования U_0 оказывается не существенным и может быть выбрано произвольно.

Для процессов, в которых давление p постоянно и $dp = 0$, и $pdV = d(pV)$, бесконечно малое количество тепла dQ можно представить в виде полного дифференциала

$$dQ = d(U + p dV) = dI \quad (2-79)$$

где $I = U + pV$ — энтальпия или тепловая функция системы.

Изменение энтальпии в процессах, происходящих при постоянном давлении, равно количеству тепла, полученному системой. Если система теплоизолирована ($dQ = 0$), то ее энтальпия при изобарно-адиабатическом процессе неизменна: $I = \text{const}$.

Энтальпия, подобно внутренней энергии U , является аддитивной величиной и определяется из термодинамических соотношений также с точностью до аддитивной постоянной. В термодинамике эту постоянную выбирают произвольно; для воды при 273,15 К (0 °С) и давлении насыщенных паров $p_0 = 610$ Па энтальпию принимают равной нулю.

Как показано в гл. 1, в области влажного состояния давление жидкости не зависит от влажности материала и равно давлению насыщения свободной жидкости при температуре материала, т. е. $p_n = p_n = p_m$ при $t_n = \theta$.

Рассмотрим контакт газа и свободной жидкости в замкнутой термодинамической системе в изобарно-адиабатических условиях процесса испарения, когда температура жидкости $t_n > 0$ °С. Предположим, что передача тепла от газа к поверхности испарения происходит конвекцией, и газ в начале процесса взаимодействия способен воспринимать молекулы испаряющейся жидкости. В зависимости от соотношения между температурами газов и жидкости, а также от влагосодержания газа будет наблюдаться изменение температуры жидкости и газа, а также испарение жидкости с поверхности.

Так как в условиях взаимодействия газа и жидкости процесс теплообмена осложняется переносом массы, то изобарно-адиабатический процесс превращается в процесс с переносом массы.

тические условия системы, выраженные уравнением (2-79), должны быть соответственно изменены, и основное уравнение для рассматриваемого случая принимает вид

$$dQ = d(U + pV) - I_{жк} = dW = dI - I_{жк} = dW = 0 \quad (2-80)$$

где $I_{жк} = c_{жк}t_{жк}$ — энтальпия жидкости; dW — изменение массы жидкости, отнесенной к единице массы сухой части газа.

Величина dW характеризует перенос массы влаги в виде молекул с поверхности испарения в другую фазу — во влажный газ, влагосодержание которого изменяется на бесконечно малую величину dX . Таким образом, в данном случае $dW \equiv dX$, и дифференциальное уравнение (2-80) принимает вид

$$dI = I_{жк} dX \quad (2-81)$$

После интегрирования в пределах некоторых состояний 1 и 2 (рис. 2-11) получим

$$I_2 - I_1 = I_{жк} (X_2 - X_1) = c_{жк} t_{жк} (X_2 - X_1) \quad (2-82)$$

Независимо от того, в каком направлении пойдет процесс в начале взаимодействия (будет ли происходить испарение с поверхности или конденсация пара влаги на поверхности), между жидкостью и газом через определенный промежуток времени установится термодинамическое и молекулярное равновесие. Таким образом, при соприкосновении влажного газа с поверхностью свободной жидкости в условиях изобарно-адиабатического процесса наблюдаются одновременно три физических явления [59, 60, 78]: непрерывное испарение жидкости, увеличивающее влагосодержание газа; отбор из влажного газа тепла, необходимого для испарения жидкости; повышение (понижение) температуры жидкости до значения, которое остается примерно постоянным на протяжении всего процесса насыщения газа.

При полном насыщении температура газа становится равной температуре жидкости, соответствующей предельному равновесному состоянию жидкости и газа. Поэтому температуру жидкости в изобарно-адиабатическом процессе называют температурой адиабатического насыщения газа. При некоторых условиях темпера-

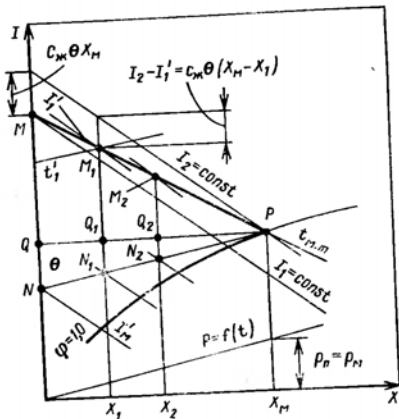


Рис. 2-11. Процесс сушки при $\theta = t_{жк} > 0^\circ\text{C}$.

тура смоченного термометра соответствует температуре испаряющейся жидкости. Поэтому температуру адиабатического насыщения газа называют также температурой мокрого термометра. Энтальпию жидкости можно принять постоянной ($I_{жк} = \text{const}$), равной энтальпии при температуре мокрого термометра ($I_{жк} = c_{жк}t_{м.т} = \text{const}$).

С учетом сказанного уравнение (2-82) можно видоизменить, получив соотношение

$$\frac{I_2 - I_1}{X_2 - X_1} = c_{жк} t_{м.т} = c_{жк} \theta = \text{const} \quad (2-83)$$

которое будет уравнением прямой линии, характеризующей изменение состояния влажного газа, взаимодействующего с поверхностью свободной жидкости в условиях изобарно-адиабатического процесса при конвективном подводе тепла от воздуха.

Дифференциальное уравнение процесса теплообмена при адиабатическом насыщении воздуха можно выразить в виде баланса тепла

$$[r_\theta + c_{п}(t - \theta)] dX = -(c_r + c_{п}X) dt \quad (2-84)$$

где r_θ — удельная теплота парообразования при температуре θ ; X , t — текущие параметры воздуха на прямой, характеризующей процесс адиабатического насыщения.

Левая часть уравнения (2-84) представляет собой тепло, расходуемое на испарение воды в количестве dX и подогрев образовавшегося пара на температуру dt (от θ до t). Правая часть — это тепло, поступающее от воздуха при изменении его температуры на dt .

Интегрирование уравнения (2-84) в пределах от t до θ и от X до X_m (где $X_m = X'$ — влагосодержание насыщенного воздуха при температуре θ) дает возможность вычислить θ

$$\theta = t - \frac{r_\theta (X_m - X)}{c_r + c_{п} X_m} \quad (2-85)$$

Поскольку X_m и r_θ однозначно зависят от θ , уравнение (2-85) выражает связь между состоянием воздуха с параметрами t , X и соответствующей температурой θ , произвольно взятой на кривой $\varphi = 1$. Энтальпию влажного воздуха $I_{жк}$, характеризуемого параметрами t_1 и X_1 (в любой точке кривой адиабатического увлажнения), как это следует из соотношения (2-83), можно выразить уравнением

$$I_2 - I_{жк} = c_{жк} \theta (X_2 - X_1)$$

Так как $I_2 = I_m = \text{const}$, следовательно, с учетом (1-71) получим

$$I_{жк} = I_m - c_{жк} \theta (X_m - X_1) = c_r \theta + (r_\theta + c_{п} \theta) X_m - c_{жк} \theta (X_m - X_1) \quad (2-86)$$

Практически построение на диаграмме $I - X$ прямой $t_{м.т} = \text{const}$, характеризующей изменение состояния воздуха при адиабатическом насыщении, выполняют на основании следующих рассуждений. Если адиабатически увлажнять газ от нулевого

влагосодержания до состояния насыщения, то приращение энтальпии газа в соответствии с уравнением (2-82) будет, очевидно, равно энтальпии испарившейся влаги

$$I_2 - I_1 = c_{ж} \theta X \quad (2-87)$$

Если состояние насыщенного газа изображается некоторой точкой P , т. е. полюсом, характеризующим предельное состояние адиабатического насыщения воздуха (см. рис. 2-11), то для определения начального состояния при адиабатическом увлажнении необходимо на диаграмме $I - X$ найти точку, в которой $X = 0$ и $I = I_1$. Если затем через точку P провести линию $I_2 = \text{const}$ до пересечения с осью ординат и от точки пересечения в масштабе, выбранном для энтальпий, отложить отрезок, равный $c_{ж} \theta X_M$, то полученная точка M будет искомой, а прямая MP будет, очевидно, линией постоянной температуры мокрого термометра ($t_{м.т} = \text{const}$), или линией адиабатического охлаждения. Эту линию называют также линией равновесных энтальпий [78], так как в рассматриваемом процессе количество тепла, подаваемого на испарение влаги, пропорционально температуре газа, называемой равновесной температурой.

Из уравнения (2-81) следует, что наклон линии адиабатического увлажнения газа в графической интерпретации характеризуется дифференциальным уравнением вида

$$\frac{dI}{dX} = \frac{dI_p}{dX} = I_{жк} = c_{ж} \theta = c_{ж} t_{м.т} = \text{const} \quad (2-88)$$

Рассмотрим реальный процесс сушки материалов в сушилках конвективного типа. Исследования показывают, что для материалов с большим начальным влагосодержанием характерны два периода процесса: постоянной скорости, когда внутридиффузионное сопротивление пренебрежимо мало по сравнению с внешним сопротивлением и интенсивность процесса определяется только внешними условиями тепло- и массообмена и убывающей скорости, когда внутридиффузионное сопротивление преобладает и определяет интенсивность испарения с поверхности.

На начальной кратковременной стадии первого периода сушки происходит нагрев (или охлаждение) материала, и температура его поверхности быстро достигает температуры мокрого термометра $\theta \approx t_{м.т}$, которая остается примерно постоянной на протяжении всего первого периода. Тогда температуру поверхности испарения в первом периоде можно выразить из уравнения (2-20) следующим образом:

$$\theta \approx t_{м.т} = t - \frac{r_{тМ}}{\alpha} \cdot \frac{dW}{S d\tau} \quad (2-89)$$

Масса влаги, удаленной из материала при изменении его влагосодержания от C_1 до C_2 , равна

$$W = L(X_2 - X_1) = -G_T(C_1 - C_2) \quad (2-90)$$

Введем в уравнение (2-90) массовый индекс, определяемый как отношение массы сухого газа к массе сухого материала (1-82)

$$\sigma = \frac{L}{G_T} = -\frac{dC}{dX} = \text{const} \quad (2-91)$$

Расход тепла, необходимого для удаления W кг влаги, определится из уравнения теплового баланса

$$Q_{п} = W r_{тМ} \quad (2-92)$$

С учетом соотношения (2-90) получим

$$Q_{п} = r_{тМ} L(X_2 - X_1) = -r_{тМ} G_T(C_1 - C_2) \quad (2-93)$$

Удельный расход тепла на испарение, отнесенный к 1 кг сухого материала, с учетом (2-91) будет равен

$$q_{п} = \frac{Q_{п}}{G_T} = r_{тМ} \sigma (X_2 - X_1) = -r_{тМ} (C_1 - C_2) \quad (2-94)$$

В дифференциальной форме тепловой баланс можно представить в виде

$$dq_{п} = r_{тМ} dX = -r_{тМ} dC \quad (2-95)$$

Теплоту парообразования $r_{тМ}$ с достаточной точностью можно считать по уравнению, полученному из соотношений (1-12) и (1-13)

$$r_{тМ} = r_{тМ} = r_{тМ} + c_{п} \theta - c_{ж} \theta \quad (2-96)$$

Ее можно получить и как отношение отрезков $M_1 N_1$ и $P Q_1$ на диаграмме $I - X$ (см. рис. 2-11), умноженное на соответствующие масштабы для энтальпий и влагосодержаний

$$r_{тМ} = r_{тМ} = \frac{M_1 N_1}{P Q_1} \cdot \frac{m_I}{m_X} \quad (2-97)$$

В результате проведенного анализа первого периода сушки можно сделать следующие выводы. Реальный процесс сушки материала в первом периоде (в зоне влажного состояния вещества) с большим приближением можно рассматривать как изобарно-адиабатический, происходящий в термодинамической системе взаимодействия влажного газа с поверхностью свободной жидкости. На диаграмме $I - X$ (см. рис. 2-11) процесс развивается в пределах треугольника MNP . С одной стороны, процесс ограничен изотермой NP ($\theta = \text{const}$), характеризующей теплофизические параметры влажного газа на поверхности испарения материала

$$\theta = t_{м.т} = \text{const}; I_{п} = f(X) \quad p_{п} = p_{п} = \text{const}; \varphi = 1 = \text{const}$$

С другой стороны, процесс ограничен линией адиабатического насыщения газа MP ($\theta = \text{const}$). Линия MP пересекает ряд изотерм от начального состояния в точке M до полюса в точке P , отображая процесс охлаждения газа при теплообмене с одновременным увеличением его энтальпии, когда температура поверхности испарения $\theta = t_{м.т} = \text{const} > 0$. Прямая MP является

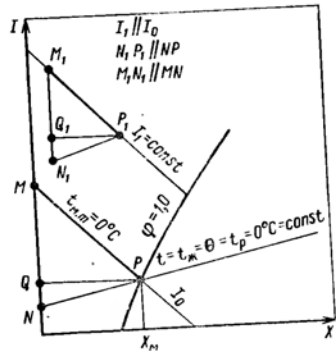


Рис. 2-12. Процесс сушки при $t_{ж} > 0^\circ\text{C}$.

также геометрическим местом точек, характеризующих теплофизические параметры газа (t, I, X, φ, p).

Из уравнения (2-82) следует, что в изолированном объеме при конвективном теплообмене, осложненном переносом массы, изобарно-адиабатический процесс взаимодействия газа с поверхностью жидкости ($t_{ж} = \text{const} = 0$) характеризуется соотношением

$$I_1 = I_2 = I = \text{const}$$

В самом деле, при теплообмене с жидкостью парогазовая смесь охлаждается, и тепло газа расходуется на испарение влаги. Убыль тепла воздуха при понижении его температуры компенсируется теплом, содержащимся в образовавшихся парах влаги, переходящих в виде молекул с поверхности жидкости в парогазовую смесь. Таким образом уравновешивается баланс расхода и поступления тепла в процессе взаимодействия. Уравнение наклона линии изменения параметров воздуха будет иметь вид

$$\frac{dI}{dX} = \frac{dI_p}{dX} = 0 \quad (2-98)$$

Предельное равновесное состояние газа наступит, когда парогазовая смесь в процессе взаимодействия охладится до температуры поверхности жидкости, т. е. до $t_p = 0$. Точка P (единственная на диаграмме $I-X$, характеризующая равновесное состояние) будет находиться на изотерме $t = \text{const} = 0$ (рис. 2-12).

Например, расход тепла воздуха на испарение 1 кг влаги при $t_{ж} = 0$ равен $r_0 = 2495$ кДж/кг и может быть представлен на диаграмме $I-X$ отношением отрезков MN и PQ, умноженных на соответствующие масштабы. Отрезок MN характеризует изменение температуры влажного воздуха при взаимодействии с поверхностью испарения, а PQ — приrost влагосодержания воздуха в процессе взаимодействия. Таким образом,

$$r_0 = \frac{MN}{PQ} \cdot \frac{m_I}{m_X} = 2495 \text{ кДж/кг}$$

Пусть изменение состояния воздуха в процессе взаимодействия с поверхностью жидкости (при $t_{ж} = \text{const} = 0$) ограничено отрезком на любой изоэнтальпе (например, $I_1 = \text{const}$). Тогда расход тепла на испарение 1 кг влаги определится отношением отрезков M_1N_1 и P_1Q_1 (найденным из подобия треугольников MNP и $M_1N_1P_1$, в которых стороны NP и N_1P_1 параллельны, так как

N_1P_1 лежит на прямой, проведенной параллельно изотерме $t' = \theta = \text{const} = 0$ через точку P_1)

$$r_0 = \frac{M_1N_1}{P_1Q_1} \cdot \frac{m_I}{m_X} = 2495 \text{ кДж/кг}$$

Масса удаленной влаги, отнесенная к 1 кг сухого материала, определяется по уравнению (2-91), а удельный расход тепла в соответствии с уравнением (2-95) составит

$$dq_{th} = r_0 \sigma dX = -r_0 dC \quad (2-99)$$

Рассмотренный процесс полностью аналогичен процессу «теоретической» сушки, введенному Л. К. Рамзиным для использования метода графоаналитического расчета по диаграмме влажного воздуха. Процесс «теоретической» сушки рассматривается для случая, когда температура поверхности материала $\theta = \text{const} = 0$ и уравнение баланса тепла в сушильной камере при взаимодействии воздуха и влажного материала (внутренний теплообмен в «теоретической» сушилке) выражается простым равенством

$$I I_1 = I I_2; \quad I_1 = I_2 = I = \text{const} \quad (2-100)$$

где I — удельный расход сухого воздуха, кг/кг влаги.

Расчет «действительного» процесса для любых вариантов схемы реальной сушилки проводится на диаграмме I

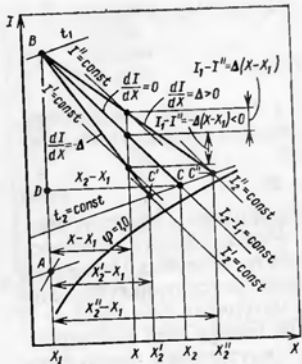


Рис. 2-13. К расчету «действительного» процесса сушки.

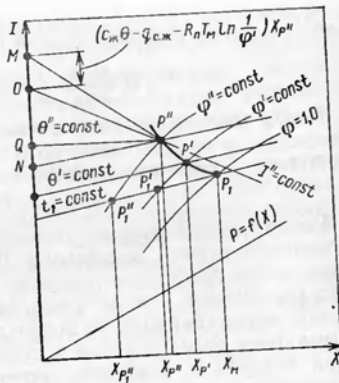


Рис. 2-14. Процесс сушки области гигроскопического состояния материала.

Когда влажность материала, уменьшаясь при сушке, переходит через значение критического влагосодержания (максимального гигроскопического состояния), начинается второй период сушки — падающей (убывающей) скорости. Этот период характеризуется следующими особенностями:

- 1) возрастает внутридиффузионное сопротивление, поэтому количество влаги, подводимой к поверхности испарения, уменьшается, и интенсивность процесса убывает;
- 2) температура материала, изменяясь во времени, непрерывно увеличивается от значения, равного температуре мокрого термометра, до температуры окружающего сушильного агента — при достижении материалом состояния, равновесного с состоянием газа [78];
- 3) равновесное состояние влажного газа и материала характеризуется кривой десорбции и определяется сопряженными значениями относительной влажности газа и равновесного влагосодержания материала [78].

На диаграмме влажного газа изотерма десорбции (рис. 2-14) может быть изображена в виде изотермы влажного газа при заданной температуре * ($t_1 = \text{const}$). Точки пересечения прямой $t_1 = \text{const}$ с соответствующими кривыми относительной влажности газа $\varphi = \text{const}$ (от $\varphi = 0$ до $\varphi = 1$) характеризуют равновесие между окружающим газом и поверхностью испарения в полном соответствии с изотермой десорбции. Так, точка P_1 сопряжения изотермы $t_1 = \text{const}$ и $\varphi = 1$ характеризует состояние равновесия газа и поверхности испарения при максимальном гигроскопическом

* Температура t_1 является изотермой процесса десорбции данного материала, полученной при экспериментальном исследовании.

ском влагосодержании материала $C_{м.г.}$. Точка P_1 сопряжения изотермы $t_1 = \text{const}$ с линией $\varphi' = \text{const}$ характеризует равновесное состояние при влагосодержании материала C_p , точка P_1' сопряжения изотермы $t_1 = \text{const}$ и $\varphi'' = \text{const}$ — равновесие при влагосодержании материала C_p' и т. д.

Необходимо отметить, что все точки $P_1, P_1', P_1'', \dots, P_1^i$, являясь геометрическим местом изотермы $t = \text{const}$ (принятой за температуру замкнутой среды при экспериментальном исследовании), не могут быть взяты за действительные при рассмотрении процесса испарения влаги в период убывающей скорости сушки, когда температура материала не постоянна, а повышается во времени вследствие уменьшения влагосодержания материала. Исключение составляет лишь полюс P_1 , характеризующий конечное состояние материала в первый период процесса (при $C_{м.г.}$) и начальное — в период убывающей скорости сушки.

Зная изменение температуры материала в период убывающей скорости сушки, можно определить ряд полюсов на диаграмме влажного газа, сопрягая действительную изотерму $\theta = t' = \text{const}$ с соответствующим значением $\varphi' = \text{const}$ — относительной влажностью газа, являющейся функцией влагосодержания материала C (полюсы P' и P'' на рис. 2-14).

Расход тепла на удаление влаги в период убывающей скорости увеличивается, так как сушка происходит в зоне связанной влаги. Испарение влаги и перенос ее в газовую фазу осложняется затратой дополнительной энергии, расходуемой на разрушение связи влаги с сухим скелетом вещества и на изменение объема пара при его перемещении с поверхности испарения в окружающую среду. Если принять за основу расчета изопроцессный процесс изменения состояния газа, взаимодействующего с материалом при температуре, равной 0°C , то дополнительное количество тепла, которое требуется, чтобы внести соответствующую поправку на отклонение от линии изопроцессного процесса, будет равно

$$q_{д. п} = c_{ж}t_{ж} - q_{с. ж} - R_{п}T_{м} \ln \frac{1}{\varphi'} \quad (2-105)$$

где $c_{ж}t_{ж}$ — энтальпия жидкости при температуре поверхности испарения θ ; $c_{ж}t_{ж} = c_{ж}\theta$; $q_{с. ж}$ — теплота связанной жидкости, т. е. тепло, которое необходимо затратить на преобразование связанной воды при $p_{с. ж}$ и $T_{м}$ в свободную жидкость при $p_{н}$ и $T_{м}$; $R_{п}T_{м} \ln(1/\varphi')$ — дополнительное тепло, которое затрачивается на совершение работы расширения 1 кг пара при изменении давления пара от $p_{н}$ до p .

Исходя из уравнения (2-105), можно заключить, что при изменении энтальпии воздуха в процессе взаимодействия с влажным материалом в зоне связанной влаги влагосодержание его изменяется на величину $(X_2 - X_1)$, и уравнение баланса тепла имеет вид

$$\frac{I_2 - I_1}{X_2 - X_1} = c_{ж}t_{ж} - q_{с. ж} - R_{п}T_{м} \ln \frac{1}{\varphi'} \quad (2-106)$$

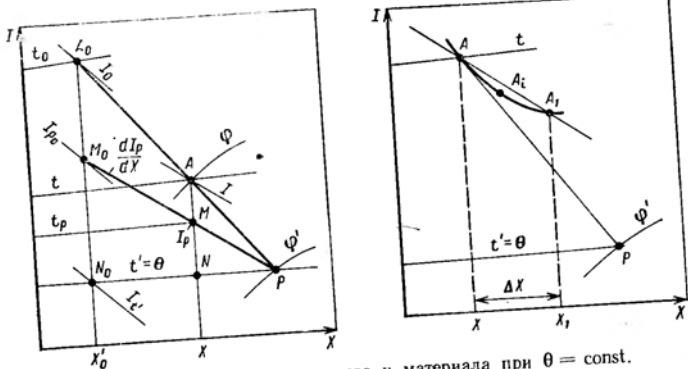


Рис. 2-15. Процесс взаимодействия газа и материала при $\theta = \text{const}$.
 Рис. 2-16. Определение свойств касательной и кривой изменения состояния газа.

шительного агента и заданной производительности рассчитать минимально допустимую влажность продукта и другие варианты. Из уравнения (2-111) видно, что изменение состояния газа в процессе контакта его с влажным материалом изображается на диаграмме $I-X$ некоторой кривой линией. Рассмотрим секущую, проведенную через точки A и A_1 на подобной кривой, отстоящие одна от другой на некотором расстоянии (рис. 2-16). Когда точка A_1 стремится к точке A , секущая AA_1 стремится к касательной AP , наклон которой выражается уравнением (2-112), т. е. к условиям взаимодействия газовой смеси с материалом при $\theta = \text{const}$. Используя это свойство касательной, можно представить взаимодействие газа и материала при $\theta = \text{var}$ в виде ряда последовательных элементарных актов контакта газа с материалом при постоянной температуре последнего в пределах каждого бесконечно малого изменения состояния парогазовой смеси, но со скачкообразным изменением температуры материала при переходе к следующему акту взаимодействия. Таким образом, можно построить на диаграмме $I-X$ график изменения состояния газа и материала для всего процесса взаимодействия. Этот метод построения называется полюсным [78]. Полюс P соответствует равновесному состоянию материала и сушильного агента в процессе сушки, когда температура газа равна температуре материала на поверхности, а парциальное давление паров влаги в газе равно парциальному давлению их на поверхности материала. В общем случае полюс перемещается, так как влажность и температура материала изменяются с течением времени. Текущее местонахождение полюса можно найти после определения новой относительной влажности материала и его температуры при малом изменении влагосодержания газа (рис. 2-17).

Чтобы связать изменение температуры материала с изменением параметров сушильного агента, совместим уравнения (2-112) и (2-113). В результате имеем

$$d\theta = \frac{\sigma d(I_p - I)}{c_r + c_m C} \quad (2-117)$$

С учетом уравнения (2-107) получим

$$d\theta = \frac{\sigma(c_m \theta - qc - dI/dX) dX}{c_r + c_m C} \quad (2-118)$$

Можно выразить $d\theta$ и через текущие значения энтальпий. Из подобия треугольников AMP и A_0M_0P (см. рис. 2-15) следует:

$$\frac{d(I_p - I)}{I_p - I} = \frac{dX}{X' - X} \quad (2-119)$$

Тогда из уравнения (2-117) с учетом пропорции (2-119) получим

$$d\theta = \frac{\sigma(I_p - I)}{c_r + c_m C} \cdot \frac{dX}{X' - X} \quad (2-120)$$

При построении графика изменения состояния газа и материала на диаграмме $I-X$ можно пользоваться любым из уравнений (2-117), (2-118) или (2-120).

Полюсный метод построения процесса (по газу и материалу) точен. Для инженерного расчета часто бывает достаточно найти связь между началом и концом сушки, не строя всей кривой. Эту связь можно установить графически (рис. 2-18), проведя прямую,

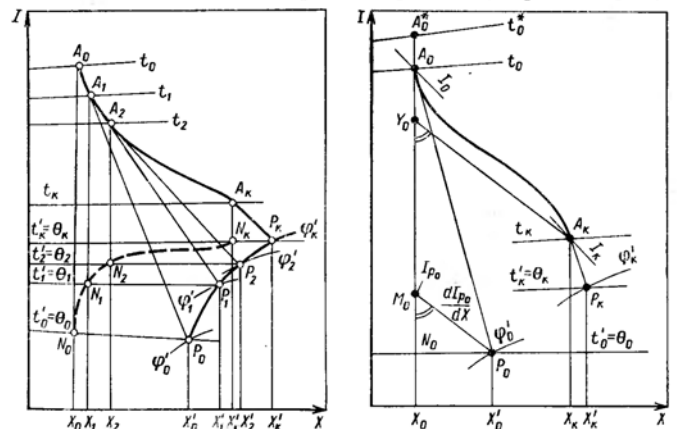


Рис. 2-17. Построение на диаграмме $I-X$ кривых изменения состояния газа и материала в процессе сушки:

$A_0, A_1, A_2, \dots, A_k$ — изменение состояния сушильного агента; $P_0, P_1, P_2, \dots, P_k$ — изменение состояния газа, находящегося в равновесии с поверхностью материала; $N_0, N_1, N_2, \dots, N_k$ — изменение энтальпии сушильного агента при температуре поверхности материала.

Рис. 2-18. Связь между начальными и конечными параметрами сушильного агента и материала.

параллельную линии равновесных энтальпий в начале процесса, до пересечения в точке Y_0 с вертикалью X_0 (влагосодержанием газа в начале контакта). Используя основное свойство энтальпии как потенциальной функции, можно найти отрезок A_0Y_0 , т. е. положение точки A_0 на вертикали X_0

$$A_0Y_0 = \frac{1}{\sigma} (c_T + c_{ж}C_R) (\theta_R - \theta_0) + \int_0^k (q_c - q_0) dX \quad (2-121)$$

Если принять энергию связи средней для всего процесса, то уравнение (2-121) упрощается

$$A_0Y_0 = \frac{1}{\sigma} (c_T + c_{ж}C_R) (\theta_R - \theta_0) + \bar{q}_c \Delta X \quad (2-122)$$

В общем случае величина \bar{q}_c с высокой точностью рассчитывается как среднеинтегральная по уравнению (1-103).

Для приближенных расчетов предложено [78], пренебрегая температурной зависимостью энергии связи (температура влияет меньше, чем влагосодержание материала), выразить удельную теплоту связи как функцию только влагосодержания материала, т. е. $q_c = f(C)$. Кроме того, сложную кривую этой зависимости заменить прямой линией, которую следует проводить с минимальной погрешностью. Тогда среднюю теплоту связанной влаги можно рассчитывать по уравнениям (1-104) и (1-105).

Дополнительные поступления или расходы тепла в системе можно учесть, введя в уравнение (2-122) член $\pm \sum q_{ди} (X_k - X_0) = Q_{ди}$. Можно также учесть их коррекцией положения точки A_0 относительно вертикали $X_0 = \text{const}$ через общий тепловой баланс по сушильному агенту [78]

$$t_0^* = t_0 \pm \frac{Q_{ди}}{\bar{c}L} \quad (2-123)$$

где t_0^* — начальная температура газа с учетом прихода или расхода дополнительного тепла; \bar{c} — средняя удельная теплоемкость сушильного агента, отнесенная к 1 кг сухого газа

$$\bar{c} = c_T + c_{ж} \bar{X} = c_T + c_{ж} \frac{X_0 + X_R}{2} \quad (2-124)$$

Глава 3

ДИНАМИКА ПРОЦЕССА СУШКИ

При выборе оптимального режима сушки и рациональной конструкции аппарата в первую очередь следует обеспечить условия, необходимые для получения требуемых технологических свойств высушиваемого материала. Эта задача связана с нахождением нестационарных полей влагосодержания и температуры в процессе сушки любого продукта, т. е. с решением системы дифференциальных уравнений влаго- и теплопереноса.

3.1. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОСА

В общем случае система дифференциальных уравнений имеет вид [60]:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = k_{11} \nabla^2 C + k_{21} \nabla^2 \theta + k_{13} \nabla^2 P \quad (3-1)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = k_{21} \nabla^2 C + k_{22} \nabla^2 \theta + k_{23} \nabla^2 P \quad (3-2)$$

$$\frac{\partial P}{\partial \tau} = k_{31} \nabla^2 C + k_{32} \nabla^2 \theta + k_{33} \nabla^2 P \quad (3-3)$$

коэффициенты k_{ij} равны

$$k_{11} = D; \quad k_{12} = D\delta; \quad k_{13} = k_p/\rho_0$$

$$k_{21} = \frac{r\varepsilon}{c} D; \quad k_{22} = a + \frac{r\varepsilon}{c} D\delta; \quad k_{23} = \varepsilon r \frac{D}{c} \delta_p$$

$$k_{31} = -\frac{\varepsilon D}{c_p}; \quad k_{32} = -\frac{\varepsilon D}{c_p} \delta; \quad k_{33} = D_p - \frac{\varepsilon D}{c_p} \delta_p$$

где k_p — коэффициент фильтрационного переноса влаги; δ_p — относительный коэффициент фильтрационного переноса влаги; $D_p = k_p/(c_p\rho_0)$ — коэффициент конвективной фильтрационной диффузии; c_p — коэффициент емкости влажного газа в пористом теле; ∇ — оператор Гамильтона.

В случае отсутствия общего градиента давления система уравнений (3-1)—(3-3) упрощается, так как исключается последнее уравнение из системы, а в первых двух уравнениях исключаются последние члены.

Для простейших случаев (неограниченная пластина, цилиндр, шар) упрощенная система дифференциальных уравнений тепло- и влагопереноса при условии постоянства коэффициентов тепло- и влагопереноса, стационарного переноса и при соответствующих граничных и начальных условиях решена А. В. Лыковым и Ю. А. Михайловым [66].

Дальнейшей ступенью познания закономерностей распространения полей влагосодержания и температуры послужило открытие Т. К. Шервудом [147] наличия подвижной зоны испарения при сушке капиллярно-пористых тел.

А. В. Лыков, глубоко изучив это явление, предложил решать систему дифференциальных уравнений тепло- и влагопереноса при сушке капиллярно-пористых тел

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D_2 \nabla^2 C + D_2 \delta_2 \nabla^2 \theta + \varepsilon(C) \frac{\partial C}{\partial \tau} \quad (3-4)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \nabla^2 C + \frac{\varepsilon(C)r}{c} \frac{\partial C}{\partial \tau} \quad (3-5)$$

как задачу с подвижными границами [62, 65].

В случае предположения, что в зоне испарения жидкообразная влага не перемещается, а во влажной зоне перемещается только жидкообразная влага, критерий фазового превращения

и переносные коэффициенты изменяются скачкообразно и описываются разрывными функциями (δ — функции Дирака и H — функции Хевисайда); при этом задача значительно упрощается. В этом случае систему уравнений (3-4) и (3-5) можно решать не как задачу с подвижными границами, а как задачу с постоянными границами при скачкообразном изменении критерия фазового превращения. Аналитическое решение дифференциальных уравнений (3-4) — (3-5) при разрывном значении критерия фазового превращения представляет определенные трудности. Однако численными методами задача решается до конца.

Описание переноса массы и тепла дифференциальными уравнениями параболического типа приводит к парадоксу о бесконечной скорости распространения возмущений концентрационных и температурных полей. Этого недостатка лишены гиперболические уравнения. Имеется ряд работ [23, 62—65, 79, 113а], в которых сделана попытка описать процессы переноса тепла и массы гиперболическими уравнениями. Такой способ возможен для случая сушки капиллярно-пористых тел при малых значениях критерия Ребиндера.

Запишем уравнение для источника пара в системе дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса [60]

$$\vec{j}_2 = -\text{div} \vec{j}_1 = \varepsilon(C) \rho_T \frac{\partial C}{\partial \tau} \quad (3-6)$$

где \vec{j}_1 — вектор плотности потока пара, равный

$$\vec{j}_1 = \vec{j}_{1M} + \vec{j}_{1F} = -(D_1 \rho_T \nabla C + D_1 \rho_T \delta_1 \nabla \theta) - k_p \nabla P$$

$\vec{j}_{1M} = -(D_1 \rho_T \nabla C + D_1 \rho_T \delta_1 \nabla \theta)$ — вектор плотности потока, обусловленный диффузией и термодиффузией влаги; $\vec{j}_{1F} = -k_p \nabla P$ — вектор плотности потока, обусловленный градиентом давления (фильтрационный перенос).

Если $\vec{j}_{1M} \ll \vec{j}_{1F}$, то уравнение (3-6) запишется в виде

$$\varepsilon(C) \rho_T \frac{\partial C}{\partial \tau} = -\text{div} \vec{j}_{1F} \quad (3-7)$$

Имеем

$$\nabla P = \frac{\partial P}{\partial \theta} \cdot \frac{\partial \theta}{\partial n}$$

Полагаем, что для тел, имеющих $Rb \ll 1$, зависимостью $\partial P / \partial \theta$ от координат можно пренебречь. В таком случае получим

$$\text{div} k_p \nabla P = k_p \frac{\partial P}{\partial \theta} \text{div} \left(\frac{\partial \theta}{\partial n} \right) \quad (3-8)$$

Применительно к телам канонической формы, допускающим сведение задачи к одномерной модели (бесконечная пластина, цилиндр, шар), правую часть уравнения (3-8) можно привести к виду

$$k_p \frac{\partial P}{\partial \theta} \cdot \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial \theta}{\partial x} \right) = k_p \frac{\partial P}{\partial \theta} \cdot \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial \theta}{\partial x} \frac{\partial \tau}{\partial x} \right) \quad (3-9)$$

Производная $\partial x / \partial \tau$ имеет смысл скорости распространения фронта испарения. Допуская, что $\partial x / \partial \tau$ не зависит от координаты и обозначив $\partial x / \partial \tau = v_s$, получим из (3-9) выражение

$$k_p \frac{\partial P}{\partial \theta} \cdot \frac{1}{v_s} \cdot \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial \theta}{\partial \tau} \right) = k_p \frac{\partial P}{\partial \theta} \cdot \frac{1}{v_s^2} \cdot \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2}$$

Тогда согласно (3-7) имеем

$$\varepsilon(C) \rho_T \frac{\partial C}{\partial \tau} = k_p \frac{\partial P}{\partial \theta} \cdot \frac{1}{v_s^2} \cdot \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} \quad (3-10)$$

Из уравнений (3-10) и (3-2) получим

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a v_s^2 \theta + \frac{r}{c} \cdot \frac{k_p}{\rho_T} \cdot \frac{\partial P}{\partial \theta} \cdot \frac{1}{v_s^2} \cdot \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} \quad (3-11)$$

При испарении $\partial C / \partial \tau < 0$, тогда из уравнения (3-11) имеем

$$\frac{1}{a} \cdot \frac{\partial \theta}{\partial \tau} + \frac{r}{c} \cdot \frac{k_p}{\rho_T} \cdot \frac{\partial P}{\partial \theta} \cdot \frac{1}{v_s^2} \cdot \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} = v_s^2 \theta$$

Обозначим

$$\frac{r k_p}{\lambda} \cdot \frac{\partial P}{\partial \theta} = \gamma \quad (3-12)$$

тогда

$$\frac{1}{a} \cdot \frac{\partial \theta}{\partial \tau} + \frac{\gamma}{v_s^2} \cdot \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} = v_s^2 \theta \quad (3-13)$$

Это уравнение гиперболического типа.

Значительно сложнее осуществить переход к гиперболическому уравнению в случае переноса массы. Однако в отдельных случаях это возможно.

Запишем точное выражение для источника влаги

$$I_2 = \varepsilon(C) \rho_T \frac{\partial C}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial n} \left\{ D_1 \rho_T \frac{\partial C}{\partial \tau} + D_1 \rho_T \delta_1 \frac{\partial \theta}{\partial n} + k_p \frac{\partial P}{\partial n} \right\} = \frac{1}{v_s^2} \left\{ D_1 \rho_T \frac{\partial^2 C}{\partial \tau^2} + \left(D_1 \rho_T \delta_1 + k_p \frac{\partial P}{\partial \theta} \right) \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} \right\} \quad (3-14)$$

Подставим в уравнение (3-4) вместо последнего члена выражение для источника влаги из выражения (3-14). Для случая бесфильтрационного переноса $\vec{j}_{1F} = 0$ можно пренебречь рядом членов выражений, тогда для малых температурных градиентов внутри тела ($Bi < 0,1$) получим

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + \frac{D_1}{v_s^2} \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial \tau^2} = D_2 v_s^2 C \quad (3-15)$$

Уравнение (3-15) гиперболического типа.

Дальнейшее преобразование уравнения (3-13) позволяет получить связь между потоком тепла по поверхности тела и ско-

ростью его изменения. Усредним уравнение (3-13) по объему

$$\frac{1}{V} \int_{(V)} \frac{1}{a} \cdot \frac{\partial \theta}{\partial \tau} dV + \frac{1}{V} \int_{(V)} \frac{\gamma}{v_s^2} \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} dV = \frac{1}{V} \int_{(V)} v^2 \theta dV = \frac{1}{V} \int_{(V)} \frac{1}{\lambda} \operatorname{div} q dV \quad (3-16)$$

Так как

$$v^2 \theta = \operatorname{div} (v \theta) = \frac{1}{\lambda} \operatorname{div} q; \quad q = \lambda v \theta$$

Переходя к усреднению уравнения (3-16) по поверхности, имеем

$$\frac{1}{V} \int_{(V)} \frac{1}{a} \cdot \frac{\partial \theta}{\partial \tau} dV + \frac{1}{V} \int_{(V)} \frac{\gamma}{v_s^2} \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} dV = \frac{1}{V} \int_{(S)} \frac{1}{\lambda} q dS = \frac{S}{V} \cdot \frac{1}{\lambda} \bar{q}_s = \frac{1}{R_V \lambda} \bar{q}_s$$

или

$$\frac{c \rho_T}{\lambda} \cdot \frac{d \bar{\theta}}{d \tau} + \frac{\gamma}{v_s^2} \cdot \frac{d^2 \bar{\theta}}{d \tau^2} = \frac{1}{R_V \lambda} \bar{q}_s$$

Окончательно получим

$$\bar{q}_s = c \rho_T R_V \frac{d \bar{\theta}}{d \tau} + \frac{\lambda \gamma R_V}{v_s^2} \cdot \frac{d^2 \bar{\theta}}{d \tau^2} \quad (3-17)$$

Усредним $\partial^2 \theta / \partial \tau^2$ через q

$$c \rho_T \frac{\partial \theta}{\partial \tau} = -\operatorname{div} q; \quad c \rho_T \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} = -\operatorname{div} \frac{dq}{d \tau}$$

$$\frac{1}{V} \int_{(V)} \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} dV = -\frac{1}{c \rho_T V} \int_{(V)} \operatorname{div} \frac{dq}{d \tau} dV; \quad \frac{1}{c \rho_T V} \int_{(S)} \frac{dq}{d \tau} dS = \frac{1}{c \rho_T} \cdot \frac{S}{V} \cdot \frac{d \bar{q}_s}{d \tau}$$

Тогда

$$\frac{d^2 \bar{\theta}}{d \tau^2} = \frac{1}{c \rho_T R_V} \cdot \frac{d \bar{q}_s}{d \tau}$$

Уравнение (3-17) с учетом этого соотношения запишется в виде

$$\bar{q}_s = c \rho_T R_V \frac{d \bar{\theta}}{d \tau} + \gamma \frac{a}{v_s^2} \cdot \frac{d \bar{q}_s}{d \tau} \quad (3-18)$$

Уравнение (3-18) можно записать как

$$\bar{q}_s = c \rho_T R_V \frac{d \bar{\theta}}{d \tau} + \gamma V e^2 \frac{d \bar{q}_s}{d F o}$$

где $V e = a / (R_V v_s)$ — число Верона; $F o = a \tau / R_V^2$ — число Фурье.

Если $R b \ll 1$, то

$$\bar{q}_s = \gamma V e^2 \frac{d \bar{q}_s}{d F o} = \frac{\alpha \gamma}{v_s^2} \cdot \frac{d \bar{q}_s}{d \tau} \quad (3-19)$$

Из этого уравнения следует, что затраты тепла на испарение пропорциональны второй производной средней температуры по

времени; поток тепла на поверхности тела равен сумме теплоты нагрева и теплоты испарения, которая пропорциональна скорости изменения потока тепла на поверхности во времени. Коэффициент пропорциональности в этом случае зависит от скорости перемещения поверхности испарения (числа Верона). Между тем, используя основное уравнение кинетики сушки (2-52), можно установить связь между коэффициентом κN , критериями $B i$, $F o$, $R b$. Проведем эти рассуждения. Если $b = -d \bar{\theta} / d C = \operatorname{const}$, то при $R b \ll 1$

$$\bar{q}_s = R_V \rho_T r \frac{d \bar{C}}{d \tau} = \bar{a} (t - \theta_s) \quad (3-20)$$

при $\theta_s = \theta$

$$\frac{\bar{q}_s}{\bar{a}} \approx t - \theta = b (\bar{C} - \bar{C}_p) \quad (3-21)$$

Продифференцируем уравнение (3-21) по τ . Тогда с учетом (3-20)

$$\frac{d \bar{q}_s}{d \tau} = b \frac{d \bar{C}}{d \tau} = \frac{b}{R_V \rho_T r} \bar{q}_s \quad \bar{q}_s = \frac{R_V \rho_T r}{\bar{a} b} \cdot \frac{d \bar{q}_s}{d \tau} \quad (3-22)$$

Коэффициент пропорциональности зависит от коэффициента теплообмена и температурного коэффициента (или от числа Нуссельта и числа Ребиндера). Скорость сушки однозначно определяется скоростью изменения потока тепла, подводимого к поверхности тела. К этому же результату можно прийти другим путем.

С учетом уравнения скорости сушки (2-53) уравнение (3-20) запишется в виде

$$\bar{q}_s = R_V \rho_T r \kappa N (\bar{C} - \bar{C}_p) \quad (3-23)$$

Продифференцируем это уравнение по τ

$$\frac{d \bar{q}_s}{d \tau} = R_V \rho_T r \kappa N \frac{d \bar{C}}{d \tau} \quad (3-24)$$

Из уравнений (3-23) и (3-24) получим

$$\bar{q}_s = \frac{1}{\kappa N} \cdot \frac{d \bar{q}_s}{d \tau} \quad (3-25)$$

В этом случае коэффициент пропорциональности между потоком тепла на поверхности и скоростью его изменения будет равен величине, обратной относительному коэффициенту сушки κ и значению постоянной скорости сушки N .

Из уравнений (3-21) и (3-25) имеем

$$\kappa N = \frac{\bar{a} b c}{R_V \rho_T r} = \frac{\bar{a}}{c \rho_T R_V} R b \quad (3-26)$$

Умножив левую и правую части уравнения (3-26) на τ , получим

$$\kappa N \tau = \frac{\bar{a} \tau}{c \rho_T R_V} R b = B i F o R b \quad (3-27)$$

где $B i = \bar{a} R_V / \lambda$ — число Био; $F o = a \tau / R_V^2 = \lambda \tau / (c \rho_T R_V^2)$ — число Фурье.

Комбинируя выражения (3-19), (3-25) и (3-27), получаем

$$\gamma Vc^2 = \frac{1}{Lu} = \frac{1}{Bi Rb} \quad (3-28)$$

Уравнение (3-28) устанавливает связь между числом Верона, Био, Ребиндера, Лыкова. Зная число Верона, можно определить скорость углубления поверхности испарения. Это важно для технологии сушки, так как именно в этой зоне возникают наибольшие градиенты влагосодержания, температуры, давления, обуславливающие величину внутренних напряжений в материале, степень усадочных деформаций и возможность его растрескивания.

Для расчета скорости движения зоны испарения по зависимости (3-28) необходимо знать уравнение кинетики сушки, уравнение температурной кривой, температурную зависимость давления насыщенного пара и значение коэффициента k_p .

Нами проведено приближенное решение уравнения (3-28) для определения скорости углубления зоны испарения на основе экспериментальных данных по кинетике сушки капиллярно-пористых тел, позволяющее оценить эту скорость для тел канонической формы (бесконечная пластина, бесконечный цилиндр и сфера). В частности, такое решение для случая сушки суспензионного ПВХ приведено ниже (см. рис. 3-3).

3.2. МЕТОД ПРИБЛИЖЕННОГО РАСЧЕТА СКОРОСТИ ПЕРЕМЕЩЕНИЯ ФРОНТА ИСПАРЕНИЯ

Достаточно строгое решение задачи нахождения скорости перемещения фронта испарения можно получить при некоторых допущениях на основе экспериментальных данных по кинетике процесса сушки для материалов, которые имеют глобулярную структуру. Для подобных материалов в качестве модели капиллярно-пористого тела может служить система, состоящая из компактно уложенных сферических частичек. Геометрия пор и поведение капиллярной жидкости при разной степени их заполнения в такой модельной системе подробно рассмотрены А. В. Лыковым в монографии [60].

В случае гексагональной укладки сфер (наиболее вероятная для многих полимерных или композиционных материалов) поры представляют собой сообщающиеся ячейки тетраэдрической и ромбоэдрической формы. Поровым пространством служат капиллярные трубки с кривой осью, совпадающей с ходом поверхности сферических частиц. Поперечными сечениями капилляров являются криволинейные треугольники, площади которых изменяются от некоторого максимума до минимума.

Когда жидкость заполняет все поровое пространство, объем которого при гексагональной укладке однородных сфер составляет 25,95%, наблюдается обычное капиллярное состояние (рис. 3-1, а). По мере удаления жидкости в поверхностных порах образуются мениски, которые продвигаются внутрь. Капилляр-

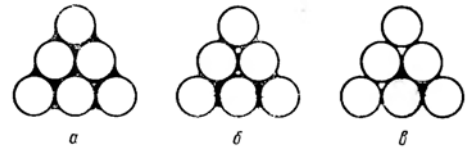


Рис. 3-1. Состояние жидкости в капиллярно-пористом теле, образованном сферическими частицами:
а — капиллярное (полное заполнение); б — канатное (защемленный воздух); в — капиллярно-разобценное (защемленная вода).

ное давление увеличивается, достигая максимума при вступлении мениска в наиболее узкую часть поры. Затем мениск продвигается в расширение, образуемое следующей ячейкой. В этот момент возникает неустойчивое состояние, когда происходит резкое расширение мениска и перераспределение жидкости по жидкостным манжетам между ближайшими сферами. При этом недостаток жидкости восполняется воздухом, захватываемым в виде пузырьков в ячейках (защемленный воздух — рис. 3-1, б). Клинья жидкости сообщаются между собой; следовательно, имеется возможность непрерывного перехода от одной жидкой пленки к другой. Это состояние жидкости называется канатным.

При последующем испарении и удалении влаги происходит очередное продвижение мениска в глубь ячейки и повторное перераспределение воды с увеличением воздушного пузырька и уменьшением жидкости в манжете и так до тех пор, пока жидкость не распределится дискретными разобценными кольцами в точках соприкосновения сферических частичек (капиллярно-разобценное состояние или состояние защемленной жидкости — рис. 3-1, в). Такое состояние наступает при уменьшении содержания жидкости до 22,6% от объема пор [60]. Таким образом происходит постепенное уменьшение зоны капиллярного состояния и увеличение зоны капиллярно-разобценного состояния.

В этой модели изложенная выше концепция А. В. Лыкова [60] о скачкообразном изменении критерия фазового превращения очевидна и наглядна. В зоне капиллярного состояния испарение жидкости невозможно — это влажная зона, где $\epsilon = 0$. В зоне капиллярно-разобценного состояния невозможно перемещение жидкой фазы, и перенос влаги осуществляется только в виде пара — это зона испарения, где $\epsilon = 1$. Граница раздела между сравнительно узкой зоной канатного состояния и зоной защемленной жидкости является фронтом испарения, на котором наблюдается скачкообразное изменение критерия фазового превращения от 0 до 1.

Рассмотренная модель позволяет оценить распределение влаги отдельно по зонам влажного состояния и испарения. Влажная зона соответствует капиллярному состоянию, и содержание в ней воды определяется только пористостью материала (зону канатного состояния можно не принимать в расчет ввиду ее малости).

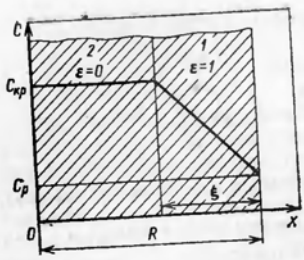


Рис. 3-2. Распределение влагосодержания C_x по толщине капиллярно-пористого тела при сушке с углублением зоны испарения $\xi = f(\tau)$
1 — зона испарения; 2 — влажная зона.

Очевидно, что влагосодержание будет постоянно по всему объему этой зоны и равно критическому или максимальному влагосодержанию набухания: $C_2 = C_{кр} = C_{\max}$. В зоне испарения влагосодержание убывает от $C_{кр}$ во фронте зоны испарения до C_p на поверхности тела, однако распределение влагосодержания по объему неизвестно. Можно предположить, что распределение влаги зависит от теплофизических характеристик влажного материала и будет изменяться при изменении условий сушки и размеров самой этой зоны. Учитывая сложный характер зависимости, А. В. Лыков рекомендует в качестве первого приближения принимать для зоны испарения линейный закон распределения влагосодержания [60].

Приняв последний постулат в качестве основного допущения, можно найти зависимость среднего влагосодержания капиллярно-пористого тела от координаты фронта поверхности фазового превращения x или от глубины зоны испарения ξ (рис. 3-2). Тогда продифференцировав эту зависимость по времени и решив ее совместно с дифференциальным уравнением кинетики сушки (2-53), можно определить скорость углубления фронта испарения $v_s = d\xi/d\tau$ для любого момента времени или любой координаты относительно центра тела.

На рис. 3-2 схематически показано распределение влагосодержания $C(x)$ по толщине капиллярно-пористого тела характерным размером R (R — половина толщины пластины, радиус цилиндра или радиус сферы) с углублением зоны испарения. Очевидно, что среднеобъемное влагосодержание тела можно представить аддитивной суммой средних влагосодержаний двух зон

$$\bar{C}(\tau) = \frac{\bar{C}_1 V_1 + \bar{C}_2 V_2}{V} \quad (3-29)$$

где V — объем тела, V_1, V_2 — объемы зоны испарения и влажной зоны соответственно.

Как было показано $\bar{C}_2 = C_{кр} = \text{const}$ (3-30)

В соответствии с линейным законом распределения влаги в зоне испарения влагосодержание слоя, определяемого некоторой координатой x [$(R - \xi) \leq x \leq R$], следует рассчитывать как

$$C_1(x) = (C_{кр} - C_p) \frac{R-x}{\xi} + C_p \quad (3-31)$$

Тогда среднееинтегральное значение влагосодержания материала в зоне испарения выразится как

$$\bar{C}_1 = \frac{1}{V_1} \int_{(V_1)} C(x) dV \quad (3-32)$$

При выражении объемов в виде функций размеров тела преобразованием (3-29)–(3-32) получена следующая универсальная зависимость для тел канонической формы:

$$\bar{C}(\tau) = C_{кр} - \frac{C_{кр} - C_p}{1 + \Gamma} \left[\Gamma - \sum_{i=1}^{\Gamma} \left(1 - \frac{\xi}{R}\right)^i \right] \quad (3-33)$$

где Γ — постоянная формы, равная для неограниченной пластины 1, для неограниченного цилиндра 2 и для сферы 3.

В результате дифференцирования (3-33) по $d\tau$ и комбинирования с уравнением (2-53) получено

$$v_s = \frac{d\xi}{d\tau} = R\kappa N \frac{f(X)}{f'(X)}; \quad f(X) = 1 + \sum_{i=1}^{\Gamma} X^i \quad (3-34)$$

где $X = x/R$ — безразмерная координата.

Для оценки применимости теоретических выводов по внутреннему переносу влаги были обработаны обоими способами экспериментальные данные по кинетике сушки суспензионного ПВХ. Для расчетов были использованы данные Б. В. Дедкова, который проводил опыты по кинетике сушки и нагрева пластин, спрессованных из влажных порошков ПВХ до плотности единичного зерна [29].

На рис. 3-3 приведены результаты расчетов по формулам (2-53), (3-28) и (3-34) для тел разной формы в виде графиков безразмерной скорости перемещения фронта испарения $v'_s = v_s/(R\kappa N)$ против безразмерной координаты X , а на рис. 2-3, б — графики безразмерной координаты против безразмерного времени $\tau' = \kappa N \tau$, т. е. кинетика углубления зоны испарения. Из сравнения кривых можно сделать вывод, что скорости углубления зоны испарения, рассчитанные двумя разными способами, вполне со-

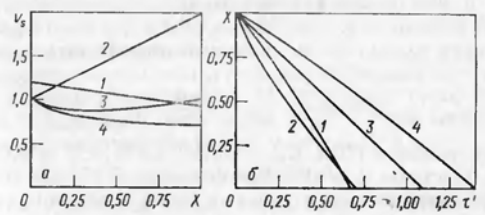


Рис. 3-3. Углубление зоны испарения в суспензионном ПВХ:
а — безразмерная скорость [$v'_s = f(X)$]; б — кинетика [$X = f(\tau')$]; 1 — расчет по зависимости (3-28); 2 — то же, по (3-34) — неограниченная пластина; 3 — то же по (3-34) — неограниченный цилиндр; 4 — то же по (3-34) — сфера.

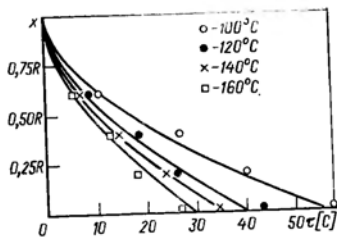


Рис. 3-4. График углубления зоны испарения в фильтровальной бумаге.

поставимы. Следовательно, вышеприведенные зависимости приемлемы для практических целей.

В то же время кинетика движения фронта испарения заметно зависит от формы тела. Для сферы скорость минималь-

на. Очевидно, при сведении задачи к одномерной модели для получения связи (3-28) необходимо учитывать влияние формы тела на условия фильтрационного переноса вдоль координаты.

Для определения периода движения зоны испарения воспользуемся зависимостью безразмерной координаты X зоны испарения от времени

$$\tau_x = -\frac{1}{\kappa N} \ln \frac{1 + \sum_{i=1}^{\Gamma} X^i}{1 + \Gamma} \quad (3-35)$$

Момент исчезновения границы зоны 2 соответствует координате $X = 0$. Из этого условия и находится длительность существования границы раздела двух зон

$$\tau_x = \frac{1}{\kappa N} \ln(1 + \Gamma) \quad (3-36)$$

Для сравнительной оценки τ_x определим время периода падающей скорости из уравнения кинетики сушки (2-54). При $\bar{C} \rightarrow C_p$, принимая $\bar{C} = 1,1C_p$, получаем

$$\tau = -\frac{1}{\kappa N} \ln \frac{0,1}{(C_{кр}/C_p) - 1}$$

В большинстве случаев $C_{кр} \gg C_p$, тогда время второго периода равно

$$\tau = \frac{1}{\kappa N} \ln \frac{C_{кр}}{0,1C_p}$$

Относительная длительность существования фронта зоны испарения будет

$$\tau'_x = \frac{\tau_x}{\tau} = \frac{\ln(1 + \Gamma)}{\ln C_{кр} - \ln(0,1C_p)} \quad (3-37)$$

Для суспензионного ПВХ $C_{кр} = 0,103$ кг/кг, $C_p = 0,003$ кг/кг. Тогда для пластины $\tau'_x = 0,1$, для цилиндра 0,19, для сферы 0,23, т. е. время существования границы зоны испарения составляет 10—20% от времени второго периода сушки.

Качественное экспериментальное подтверждение приведенных выше рассуждений проведено в работе [114]. Визуализация зоны испарения основана на свойстве хлористого кадмия изменять

окраску в присутствии влаги. Движение границы раздела окраски материала регистрировалось с использованием микроскопа. В качестве модельного тела применили фильтровальную бумагу, пропитанную хлористым кадмием. Экспериментальные кривые приведены на рис. 3-4.

Характер зависимости координаты зоны испарения от времени имеет экспоненциальный характер, что совпадает с расчетной зависимостью, приведенной на рис. 3-3 для бесконечной пластины.

3.3. ЭФФЕКТИВНЫЕ КОЭФФИЦИЕНТЫ ТЕПЛО- И МАССОБМЕНА

В случае высокоинтенсивной сушки дисперсных материалов, содержащих незначительное количество связанной влаги, основное сопротивление переносу тепла и влаги сосредоточено в пограничном слое системы газ — твердое тело. Поэтому на практике довольно часто эту задачу решают как внешнюю, используя эффективные значения межфазных коэффициентов тепло- и массообмена. При этом $\beta_{эф}$ и $\alpha_{эф}$ как бы косвенно учитывают внутреннее сопротивление диффузии влаги и тепла.

Уравнения (2-71), (2-74) и (2-75) справедливы для условий адиабатического испарения жидкостей, т. е. когда тепло, подводимое к высушиваемому материалу от газа, полностью возвращается в газовую фазу с испарившейся влагой. В этих условиях наблюдается эквивалентный теплообмен, обусловленный следующей взаимосвязью между количеством испарившейся жидкости и количеством затраченного тепла:

$$\frac{dQ}{S d\tau} = \alpha (t - t') = \frac{dW}{S d\tau} r \quad (3-38)$$

В реальных условиях процесса конвективной сушки тепло, подводимое газом к частице, расходуется на испарение жидкости, нагрев материала и преодоление энергии связи влаги с материалом. С испарившейся влагой тепло частично возвращается в газовую фазу. Таким образом, действительные коэффициенты тепло- и массообмена будут меньше эквивалентных и определяться некоторым эффективным значением [142].

Для установления связи между эквивалентным и эффективным коэффициентами тепло-массообмена рассмотрим баланс при обмене теплом материала и газа.

Пусть за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$ к продукту подводится тепло в количестве dQ . Это тепло распределится на испарение жидкости в количестве dQ_n , нагрев материала dQ_m и преодоление энергии связанной влаги dQ_c , т. е.

$$dQ = dQ_n + dQ_m + dQ_c \quad (3-39)$$

Разделив уравнение (3-39) на удельную теплоту испарения, получим;

$$\frac{dQ}{r} = \frac{dQ_n}{r} + \frac{dQ_m + dQ_c}{r} \quad \text{или} \quad dW_{\Sigma} = dW_n + dW_{л.ф} \quad (3-40)$$

где $dW_{\text{э}}$ — количество влаги, которое испарилось бы при эквивалентном обмене; $dW_{\text{н}}$ — количество фактически испарившейся жидкости вследствие неэквивалентности обмена; $dW_{\text{дф}}$ — дефицит испарения вследствие неэквивалентности обмена.

Выразим $dW_{\text{э}}$ и $dW_{\text{н}}$ через основное уравнение массообмена (2-12)

$$dW_{\text{э}} = \beta S (C'_n - C_n) d\tau \quad (3-41) \quad dW_{\text{н}} = \beta_{\text{эф}} S (C'_n - C_n) d\tau \quad (3-42)$$

и подставим в уравнение (3-40):

$$\beta S (C'_n - C_n) d\tau = \beta_{\text{эф}} S (C'_n - C_n) d\tau + dW_{\text{дф}}$$

откуда

$$\beta_{\text{эф}} = \beta - \frac{dW_{\text{дф}}}{S (C'_n - C_n) d\tau} \quad (3-43)$$

В уравнении (3-43) дефицит испаренной влаги равен

$$dW_{\text{дф}} = \frac{dQ_{\text{м}} + dQ_{\text{с}}}{r} = \frac{(c_{\text{т}} + c_{\text{ж}}C) G_{\text{т}} d\theta + q_{\text{с}}L dX}{r_0 + c_{\text{н}}t - c_{\text{ж}}\theta} \quad (3-44)$$

Подставив (3-44) в (3-43), получим

$$\beta_{\text{эф}} = \beta - \frac{(c_{\text{т}} + c_{\text{ж}}C) G_{\text{т}} d\theta + q_{\text{с}}L dX}{S(r_0 + c_{\text{н}}t - c_{\text{ж}}\theta)(X' - X) d\tau}$$

или, учитывая, что $S = s_d G_{\text{т}} / \rho V$ и $\sigma = L / G_{\text{т}}$

$$\beta_{\text{эф}} = \beta - \frac{\rho_V [(c_{\text{т}} + c_{\text{ж}}C) d\theta + q_{\text{с}}\sigma dX]}{\rho s_d (r_0 + c_{\text{н}}t - c_{\text{ж}}\theta)(X' - X) d\tau} \quad (3-45)$$

Рассуждая аналогичным образом, можно показать, что эффективный коэффициент теплоотдачи равен

$$\alpha_{\text{эф}} = \alpha - \frac{\rho_V [(c_{\text{т}} + c_{\text{ж}}C) d\theta + \sigma q_{\text{с}} dX]}{s_d (t - t') d\tau} \quad (3-46)$$

Уравнениями массоотдачи (2-12) или теплоотдачи (2-19) можно пользоваться и в случаях неэквивалентного обмена при постановке в них эффективных коэффициентов тепло- и массообмена. Решая уравнения (2-12) или (2-19) совместно с уравнением (3-45) или (3-46) соответственно, можно найти длительность сушки или требуемый объем рабочей зоны сушилки [142], пользуясь для нахождения коэффициентов тепло- и массообмена зависимостями (2-71) или (2-74), справедливыми в случае эквивалентного тепло- и массообмена.

Для аппаратов со стесненными потоками дисперсной фазы или при высокой концентрации материала в газе (полувзвешенный, псевдооживленный, вихревой слой) или при изменении структуры высушиваемого материала коэффициенты тепло- и массообмена часто оказываются меньше рассчитанных по эффективным значениям, обусловленным неэквивалентностью обмена. Это объясняется неоднородной структурой двухфазного потока газозвеси, вследствие чего тепло- и массообмен осуществляется между газом и конгломератами частиц или между частицами и газовыми пузырьками, и изменением механизма внутреннего тепло- и массопереноса в частицах в течение процесса сушки.

Поэтому на практике предпочитают пользоваться экспериментально найденными значениями или зависимостями для эффективных коэффициентов тепло- и массообмена. Известны также попытки обобщения многочисленных экспериментальных данных. Так, для межфазного теплообмена в аппаратах с кипящим слоем материала Н. И. Гельперин с авторами [16] предложили обобщенные корреляционные зависимости, полученные в результате обработки данных многих исследователей

$$Nu = 0,016 (Re/\epsilon)^{1,3} Pr^{0,33}; \quad Re/\epsilon < 200 \quad (3-47)$$

$$Nu = 0,4 (Re/\epsilon)^{0,67} Pr^{0,33}; \quad Re/\epsilon > 200 \quad (3-48)$$

По нашему мнению [93], этими уравнениями можно пользоваться для оценки коэффициентов теплообмена также применительно к другим аппаратам с высокой концентрацией дисперсной фазы в потоке газозвеси. Для более точных расчетов целесообразно пользоваться опытными данными, полученными для конкретных видов продуктов и сушилок. В частности, при разработке комбинированной спирально-вихревой пневмосушилки [92] нами проведено исследование тепло- и массообмена при сушке некоторых полимерных материалов [96].

Для исследования взяли сополимеры марок М-14 и СХН-60, отличающихся между собой дисперсностью, плотностью и формой частиц и сорбционными свойствами. При обработке экспериментальных данных для расчета гидродинамических факторов использовали зависимости, представленные в [133]. Движущую силу процесса сушки в спиральном канале и вихревой камере рассчитывали полюсным методом [78] с применением ЭВМ ЕС-1010. При решении использовали уравнения изотерм десорбции для сополимеров М-14 и СХН-60, полученные в работе [32].

В результате машинной обработки экспериментальных данных получены следующие зависимости для расчета эффективных значений межфазных коэффициентов тепло- и массообмена:

для спирального канала

$$Nu = 0,0859 Re^{0,46} Pr^{0,33} \quad (3-49); \quad Nu_{\text{д}} = 0,145 Re^{0,5} Pr^{0,33} \quad (3-50)$$

для вихревой камеры

$$Nu = 1,61 \cdot 10^{-3} Re^{0,23} Pr^{0,33} \quad (3-51); \quad Nu_{\text{д}} = 7,9 \cdot 10^{-4} Re^{0,48} Pr^{0,33} \quad (3-52)$$

Пределы изменения чисел Re , входящих в уравнения (3-48) и (3-50), составили от 40 до 410; для уравнений (3-51) и (3-52) $Re = 112-511$. Среднеквадратичная погрешность уравнений (3-49)—(3-52) составляет 29, 13, 30 и 28% соответственно.

3.4. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ПРОЦЕССА СУШКИ

Движущей силой процесса конвективной сушки является разность между равновесной и рабочей концентрациями влаги в сушильном агенте. Как отмечалось выше, равновесная концентрация определяется влагосодержанием бесконечно тонкого слоя газа

на поверхности контакта твердой и газовой фаз, равновесного с поверхностным слоем продукта; рабочая концентрация определяется влажностью газа в потоке. Таким образом, движущая сила процесса сушки в зависимости от способа выражения концентрации равна

$$\Delta C_n = C'_n - C_n \quad (3-53); \quad \Delta X = X' - X \quad (3-54)$$

Движущую силу можно выразить также через разность температур, парциальных давлений или энтальпий парогазовой смеси в потоке и на поверхности продукта [93], т. е. в общем случае

$$\Delta \Pi = |\Pi' - \Pi| \quad (3-55)$$

где Π' , Π — параметры сушильного агента (C_n , X , p , t , I) на поверхности контакта фаз и в потоке газа соответственно.

Вследствие выравнивания концентраций и температур в процессе сушки движущая сила изменяется вдоль сушильного тракта, поэтому ее нужно вычислять совместно с кинетикой сушки материала, движущегося с потоком несущего газа, или рассчитывать среднеинтегральной величиной на весь процесс

$$\bar{\Delta \Pi} = \left| \frac{\Pi_k - \Pi_0}{\int_0^k \frac{d\Pi}{\Pi' - \Pi}} \right| = \left| \frac{\Pi_k - \Pi_0}{m_{\Pi}} \right| \quad (3-56)$$

где $m_{\Pi} = \int_0^k \frac{d\Pi}{\Pi' - \Pi}$ — число единиц переноса.

Для точного расчета движущей силы следует построить на диаграмме состояния влажного газа графики действительного изменения состояния сушильного агента в потоке и зоне контакта с высушиваемым материалом. Для этого можно применить полюсный [78] или пошаговый [93] методы с учетом сорбционных свойств и нагрева материала. Однако графоаналитический метод построения линий изменения состояния влажного газа в сушилке, несмотря на удобство и доступность при инженерных расчетах, часто вызывает чисто технические затруднения из-за малого масштаба диаграммы влажного газа.

Наиболее точно задача решается на ЭВМ. Решению подлежат следующая система дифференциальных уравнений [93] с уравнениями связи, начальными и граничными условиями:

$$\frac{dt'}{dX} = - \frac{\sigma}{c_r + c_n C} \frac{I_p - I}{X' - X} \quad (3-57)$$

$$\frac{dI_p}{dX} = c_n t' - q_c \quad (3-58)$$

$$\frac{dI}{dX} = \frac{dI_p}{dX} - \frac{c_r + c_n C}{\sigma} \frac{dt'}{dX} + q_{лт} - q_{нт} \quad (3-59)$$

$$\frac{dC}{dX} = -\sigma \quad (3-60)$$

$$t = \frac{I - r_0 X}{c_r + c_n X} \quad (3-61)$$

$$X = X_0 + \frac{1}{\sigma} (C_0 - C) \quad (3-62)$$

$$X' = \frac{R_r}{R_n} \frac{\psi' p_n}{P - \psi' p_n} \quad (3-63)$$

$$\psi' = f_1(C, t') \quad (3-64)$$

$$p_n = f_2(t') \quad (3-65)$$

$$q_c = q_{c, ж} + R_n T' \ln \frac{1}{\psi'} \quad (3-66)$$

$$\Delta X = X' - X \quad (3-67)$$

$$\Delta t = t - t' \quad (3-68)$$

$$\bar{\Delta X} = (X_k - X_0) \int_0^k \frac{dX}{X' - X} \quad (3-69)$$

$$\bar{\Delta t} = (t_0 - t_k) \int_0^k \frac{dt}{t' - t} \quad (3-70)$$

$$C_0 \leq C < C_k; \quad C|_{X=X_0} = C_0 \quad (3-71)$$

$$t'|_{X=X_0} = t' = 0; \quad t|_{X=X_0} = t_0 \quad (3-72)$$

$$I_p|_{X=X_0} = I_{p_0} = c_r t'_0 + (r_0 + c_n t'_0) X_0 + (c_{ж} t'_0 - q_{c_0}) (X'_0 - X_0) \quad (3-73)$$

$$I_0|_{X=X_0} = I_0 = c_r t_0 + (r_0 + c_n t_0) X_0 \quad (3-74)$$

Функции (3-64) и (3-65) должны быть заданы в явном виде. Для воды, например, пригодна формула (1-27).

Для описания изотерм десорбции необходимо подобрать наиболее подходящую зависимость из представленных выше (1-28) — (1-31), либо найти другую — более точную.

В процессе расчета уточняется величина удельной энергии связанной влаги на всю испарившуюся влагу и сравниваются полученные значения $t'_k = \theta_k$ и t_k с заданными при решении общего теплового баланса. При значительном расхождении корректируются эти параметры либо величина удельного расхода газа.

Локальные и среднеинтегральные величины движущей силы процесса сушки существенно зависят от гидродинамической обстановки в аппарате, обуславливающей перемешивание потоков дисперсной и газовой фаз. Представленная система уравнений (3-57) — (3-74) справедлива для описания процесса сушки в режиме идеального вытеснения газа и материала. При продольном перемешивании часть материала и сушильного агента возвращается к входным или проскальзывает к выходным сечениям аппарата, смешиваясь с компонентами потока и изменяя их параметры.

Решение системы (3-57)—(3-74) при наличии перемешивания потоков дает правильный ответ только в отношении конечных параметров газа и материала, так как в соответствии с первым законом термодинамики изменение потенциальных функций от каких-либо начальных состояний до конечных не зависит от пройденного пути. В связи с этим решение будет справедливым также для аппаратов с идеальным перемешиванием потоков газозвесей, так как в режиме идеального перемешивания среднее значение движущей силы равно разности конечных параметров газа и материала.

Действительно, если $\Pi' - \Pi = \Pi'_k - \Pi_k = \text{const}$, то интегрирование уравнения (3-56) дает

$$\bar{\Delta}_{\Pi} = \left| \frac{\Pi_k - \Pi_0}{\Pi'_k - \Pi_k} \int_0^1 d\Pi \right| = |\Pi'_k - \Pi_k| \quad (3-75)$$

В общем случае для учета гидродинамической ситуации в сушильном аппарате система (3-57)—(3-74) должна быть дополнена уравнениями, выражающими кинетику изменения параметров газа и материала в условиях перемешивания потоков.

Для характеристики перемешивания потоков в аппаратах промежуточного типа предложен ряд моделей: диффузионная (псевдодиффузионная), ячеечная (псевдосекционная), циркуляционная (псевдоциркуляционная), комбинированная (смешанного типа), классификация и описание которых приведены в монографии [42, 43, 44, 70].

Для сушильных аппаратов с осевой симметрией потоков газозвесей можно использовать диффузионную двухпараметрическую модель, учитывающую перемешивание потоков газовой и дисперсной фаз в продольном и радиальном направлении

$$\frac{\partial C_{\Pi}}{\partial \tau} = -w \frac{\partial C_{\Pi}}{\partial x} + D_{I_r} \frac{\partial^2 C_{\Pi}}{\partial x^2} + \frac{D_{r_r}}{R} \cdot \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial C_{\Pi}}{\partial R} \right) \quad (3-76)$$

$$\frac{\partial x_M}{\partial \tau} = -w \frac{\partial x_M}{\partial x} + D_{I_r} \frac{\partial^2 x_M}{\partial x^2} + \frac{D_{r_r}}{R} \cdot \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial x_M}{\partial R} \right) \quad (3-77)$$

где D_{I_r} , D_{r_r} — коэффициенты продольного и радиального перемешивания по газовой фазе; D_{I_T} , D_{r_T} — коэффициенты продольного и радиального перемешивания по дисперсной фазе; w — скорость потока газа; $x_M = G_M^*/V$ — концентрация материала в газе; G_M^* , V — удерживающая способность и объем аппарата; x , R — продольная и осевая координаты.

Используя уравнения связи и равновесия, можно записать уравнения (3-76), (3-77) через обобщенный параметр сушильного агента

$$\frac{\partial \Pi}{\partial \tau} = -w \frac{\partial \Pi}{\partial x} + D_{I_r} \frac{\partial^2 \Pi}{\partial x^2} + \frac{D_{r_r}}{R} \cdot \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial \Pi}{\partial R} \right) \quad (3-78)$$

$$\frac{\partial \Pi'}{\partial \tau} = -w \frac{\partial \Pi'}{\partial x} + D_{I_r} \frac{\partial^2 \Pi'}{\partial x^2} + \frac{D_{r_r}}{R} \cdot \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial \Pi'}{\partial R} \right) \quad (3-79)$$

Коэффициенты перемешивания представляют в виде безразмерных комплексов — критериев Пекле ($Pe = w/D_I$, $Pe_r = wR/D_r$), зависимости которых от размеров аппаратов и гидродинамических режимов для газовой и твердой фаз устанавливают экспериментально.

В зависимости от типа или конструкции аппарата перемешивание по твердой и газовой фазам может быть различным. Диффузионная модель может учитывать это обстоятельство. Например, если концентрация субстанции (параметры компонента) не изменяются по поперечному сечению потока, т. е. $D_r = 0$ и $\partial \Pi^{(1)}/\partial R = 0$, то двухпараметрическая модель обращается в однопараметрическую

$$\frac{\partial \Pi^{(1)}}{\partial \tau} = -w \frac{\partial \Pi^{(1)}}{\partial x} + D_I \frac{\partial^2 \Pi^{(1)}}{\partial x^2} \quad (3-80)$$

В отсутствие продольного перемешивания ($D_I = 0$) приходим к модели идеального вытеснения

$$\frac{\partial \Pi^{(1)}}{\partial \tau} = -w \frac{\partial \Pi^{(1)}}{\partial x} \quad (3-81)$$

Если $D_I \rightarrow \infty$ (т. е. $Pe \rightarrow 0$), то диффузионная модель трансформируется в модель идеального перемешивания, согласно которой изменение концентрации вещества (параметра сушильного агента) во времени есть величина постоянная

$$\frac{d\Pi^{(1)}}{d\tau} = \frac{1}{\bar{\tau}_{r,T}} (\Pi_0^{(1)} - \Pi_k^{(1)}) = \text{const} \quad (3-82)$$

где $\bar{\tau}_{r,T}$ — среднее время пребывания в аппарате соответствующей фазы ($\bar{\tau}_r = V/V_r$; $\bar{\tau}_T = G_M^*/G_M$).

При использовании ячеечной (псевдосекционной) модели поток условно разбивается на ряд последовательно соединенных ячеек (секций), в каждой из которых происходит идеальное перемешивание в отсутствие перемешивания между ячейками. Число ячеек n характеризует модель реального потока: при $n \rightarrow \infty$ ячеечная модель трансформируется в модель идеального вытеснения, а при $n \rightarrow 1$ — в модель идеального смешения. В общем случае при равенстве объемов ячеек имеем систему из n дифференциальных уравнений

$$\frac{1}{n} \cdot \frac{\partial \Pi^{(i)}}{\partial \tau} = \tau_n (\Pi_{i-1}^{(1)} - \Pi_i^{(1)}) \quad (i = 1, 2, \dots, n) \quad (3-83)$$

Связь между распределением по C -кривой и числом ячеек n определяется соотношением

$$C = \frac{\Pi^{(1)}}{\Pi_0^{(1)}} = \frac{n (\tau/\bar{\tau}_{r,T})^{n-1} \exp(-n \frac{\tau}{\bar{\tau}_{r,T}})}{(n-1)!} \quad (3-84)$$

Между диффузионной и ячеечной моделями существует связь, которая выражается через дисперсию σ^2 в следующем виде:

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} = \frac{2}{Pe} \left[1 - \frac{1 - \exp(-Pe)}{Pe} \right] \quad (3-85)$$

При $n > 10$ достаточно точно соотношение

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} = \frac{2}{\text{Pc}} \quad (3-86)$$

Ячеичная модель удобна для экспериментального исследования аппаратов методом вымывания меченого вещества. Применительно к пневмотрубам-сушилкам В. И. Муштаев получил следующую эмпирическую зависимость для определения числа псевдосекций:

$$n = 7\omega^{0,34} (H/D)^{0,3} \quad (3-87)$$

Анализ изменения величины движущей силы в зависимости от степени перемешивания удобно проводить при помощи псевдоциркуляционной модели, позволяющей учитывать перемешивание как газовой, так и дисперсной фаз. Расчет движущей силы процесса сушки можно свести к расчету без рециркуляции при условии дополнительной увязки характеристик газа и материала с характеристиками рецикла [93]. В этом случае задача сводится к нахождению характеристик смеси во входном сечении аппарата и корректировке начальных условий системы уравнений (3-57) — (3-74).

Действительно, представим аппарат с перемешиванием фаз как аппарат с рециркуляцией по газу и материалу. Кратности рециркуляции по газовой и дисперсной фазам соответственно равны

$$r_{\text{г}} = L_{\text{рц}}/L \quad (3-88) \quad r_{\text{т}} = G_{\text{рц}}/G \quad (3-89)$$

где $L_{\text{рц}}$, $G_{\text{рц}}$ — количества сухого газа и материала соответственно, находящегося в рецикле.

При выражении $L_{\text{рц}}$, L , $G_{\text{рц}}$ и $G_{\text{т}}$ через параметры сушильного агента и равновесного материалу газа в общем виде получаются следующие соотношения [93]:

$$n_{\text{см}_0} = \bar{n}_0 = \frac{\Pi_0 + r_{\text{г}}\Pi_{\text{к}}}{1 + r_{\text{г}}} \quad (3-90)$$

$$n_{\text{см}_0}^{(1)} = n_0^{(1)} = \frac{\Pi_0^{(1)} + r_{\text{т}}\Pi_{\text{к}}^{(1)}}{1 + r_{\text{т}}} \quad (3-91)$$

Из соотношений (3-90) и (3-91) видно, что если $r_{\text{г}} \rightarrow 0$ и $r_{\text{т}} \rightarrow 0$, то $\bar{n}_0 \rightarrow \Pi_0$ и $\bar{n}_0^{(1)} \rightarrow \Pi_0^{(1)}$, т. е. аппарат в гидродинамическом отношении приближается к аппаратам идеального вытеснения. Если $r_{\text{г}} \rightarrow \infty$ и $r_{\text{т}} \rightarrow \infty$, то $\bar{n}_0 \rightarrow \Pi_{\text{к}}$ и $\bar{n}_0^{(1)} \rightarrow \Pi_{\text{к}}^{(1)}$, что соответствует приближению к режиму идеального смешения. Следовательно, в первом случае знаменатель $\Pi' - \Pi$, входящий в подынтегральную функцию соотношения (3-56), является величиной переменной, и число единиц переноса имеет минимальное значение. Во втором случае разность $\Pi' - \Pi = \Pi_{\text{к}}' - \Pi_{\text{к}} = \text{const}$ имеет минимальную величину, а число единиц переноса максимально.

Таким образом, движущая сила процесса сушки может изменяться от максимальной в режиме идеального вытеснения до минимальной — в режиме идеального перемешивания. Для аппа-

ратов промежуточного типа движущая сила имеет среднее значение между максимальным и минимальным и зависит от степени перемешивания.

Реальные аппараты могут быть описаны с помощью комбинированных моделей, учитывающих локальные зоны идеального вытеснения, перемешивания, циркуляции, проскальзывания, застоя, байпасирования фаз и т. д. [42, 43].

К аппаратам идеального вытеснения относятся пневмосушилки, имеющие отношение высоты к диаметру рабочей зоны $H/D > 8-10$ [6, 144]. К ним можно отнести пневматические сушилки с явно выраженной протяженностью сушильного тракта.

При сушке высоковлажных материалов без большой погрешности можно принять изменение параметров газа и материала по закону прямой линии. В этом случае уравнение (3-56) интегрируется с получением среднелогарифмической величины движущей силы по начальным и конечным параметрам сушильного агента и материала. Таким образом, движущая сила по температуре для прямого тока равна

$$\bar{\Delta}_t = \frac{(t_0 - t_0') - (t_{\text{к}} - t_{\text{к}}')}{\ln [(t_0 - t_{\text{к}}') / (t_{\text{к}} - t_0')]} \quad (3-92)$$

Более точные результаты получаются, если пренебречь начальным периодом прогрева материала и за начальную температуру его принять температуру мокрого термометра $t_{\text{м.т}}$, т. е.

$$\bar{\Delta}_t = \frac{(t_0 - t_{\text{м.т}}) - (t_{\text{к}} - t_{\text{к}}')}{\ln [(t_0 - t_{\text{к}}') / (t_{\text{к}} - t_{\text{м.т}})]} \quad (3-93)$$

При выражении через концентрации

$$\bar{\Delta}_x = \frac{(X_{\text{м.т}}' - X_0) - (X_{\text{к}}' - X_{\text{к}})}{\ln [(X_{\text{м.т}}' - X_0) / (X_{\text{к}}' - X_{\text{к}})]} \quad (3-94)$$

Для противотока соответственно имеем

$$\bar{\Delta}_t = \frac{(t_0 - t_{\text{к}}') - (t_{\text{к}} - t_{\text{м.т}})}{\ln [(t_0 - t_{\text{к}}') / (t_{\text{к}} - t_{\text{м.т}})]} \quad (3-95)$$

$$\bar{\Delta}_x = \frac{(X_{\text{к}}' - X_0) - (X_{\text{м.т}}' - X_{\text{к}})}{\ln [(X_{\text{к}}' - X_0) / (X_{\text{м.т}}' - X_{\text{к}})]} \quad (3-96)$$

Уменьшение движущей силы, вызванное перемешиванием, может быть учтено коэффициентом использования движущей силы при идеальном вытеснении [141]

$$K_{\text{д.с}} = \Delta_{\text{П}}^{\text{в}} / \Delta_{\text{П}}^{\text{б}} \quad (3-97)$$

где $K_{\text{д.с}}$ — коэффициент использования движущей силы; $\Delta_{\text{П}}^{\text{в}}$ — движущая сила в реальном аппарате; $\Delta_{\text{П}}^{\text{б}}$ — движущая сила в аппарате идеального вытеснения.

Таким образом, действительную движущую силу процесса сушки можно представить как произведение движущей силы и коэффициента использования движущей силы при идеальном

вытеснении. Коэффициент $K_{л.с}$ учитывает гидродинамический режим в аппарате и зависит от скорости газа и частиц, плотности потока материала, габаритов и конструктивных особенностей сушильной камеры, что, в свою очередь, сказывается на гидродинамических характеристиках потоков материала и газа. Количественное значение степени использования движущей силы $K_{л.с}$ можно определить экспериментально на ряде модельных и промышленных установок при рабочих режимах сушки.

3.5. ОБЩАЯ СХЕМА РАСЧЕТА ПРОЦЕССА КОНВЕКТИВНОЙ СУШКИ

Изложенные выше основные теоретические положения конвективной сушки позволяют сформулировать общие принципы построения математических моделей процессов сушки дисперсных материалов во взвешенном состоянии. Это можно сделать, составляя и анализируя алгоритмы расчета, представляемые в виде блок-схем.

На рис. 3-5 показаны два основных варианта, имеющих значение для практики: расчет нового типоразмера сушилки и оценка эффективности аппарата, имеющегося в наличии или в каталоге стандартного оборудования, применительно к сушке нового материала или для изменившихся условий технологии старого продукта.

Представленные на рисунке блок-схемы алгоритмов расчета изображены в виде ориентированных графов, вершины которых обозначают события или действия, а дуги — последовательность переходов или обратные связи.

При расчете нового типоразмера сушильного аппарата (рис. 3-5, а) на основе информации, полученной на стадии научно-исследовательских и опытно-технологических работ, форму-

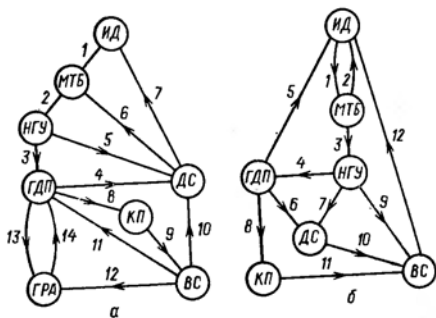


Рис. 3-5. Блок-схемы алгоритмов расчета процесса сушки:
а — расчет сушильного аппарата; б — оценка эффективности сушильного аппарата;
ИД — исходные данные; МТБ — материальный и тепловой балансы; НГУ — началь-
ные и граничные условия; ГДП — гидродинамические параметры; ДС — движущая
сила; КП — коэффициент переноса; ВС — время сушки; ГРА — геометрические размеры
аппарата; 1-14 — номера, показывающие последовательность расчета.

лируются исходные данные (ИД), в которые входят тип и производительность сушилки, свойства высушиваемого материала как объекта сушки (влажность, гранулометрический состав, теплофизические характеристики, гигроскопические свойства, допустимая температура нагрева) и требования к качеству готового продукта (влажность, гранулометрический состав, структурные и морфологические характеристики).

Технологические и технико-экономические показатели процесса и качество готового продукта в большой степени зависят от правильного выбора температурного режима сушки. Для улучшения технико-экономических показателей температура сушильного агента на выходе из сушилки должна быть по возможности низкой, но не ниже температуры, определяемой условиями равновесия высушиваемого материала с влажным воздухом для достижения требуемой остаточной влажности продукта. Температура сушильного агента на входе в аппарат должна быть как можно выше. Ограничение вносит возможность перегрева материала выше допустимой температуры для сохранения качественных показателей. При выборе температуры сушильного агента целесообразно руководствоваться технологическим фактором термообработки [93] — обобщенным технологическим параметром, характеризующим соотношением между температурой сушильной среды и критической температурой превращения высушиваемого материала (температурой размягчения, плавления, химического или структурного превращения), между продолжительностью контакта и характеристическим временем превращения материала

$$\Phi_{\tau} = \frac{t}{t_{кр}} \cdot \frac{\tau - \tau_p}{\tau} \quad (3-98)$$

где t — температура среды; $t_{кр}$ — критическая температура изменения свойств материала; τ — время термического воздействия, или время пребывания материала в зоне сушки; τ_p — время, характеризующее термостабильность материала (индукционный период физико-химических, структурных или химических превращений вещества, период релаксации и т. п.).

Формула (3-98) имеет смысл при $0 < \tau_p \leq \tau$; причем если $\tau_p \geq \tau$, то $\Phi_{\tau} \leq 0$ — термообработка проходит без последствий для продукта. Если $\tau_p \rightarrow 0$ или $\tau \gg \tau_p$, то

$$\Phi_{\tau} = t/t_{кр} \quad (3-99)$$

т. е. величина фактора термообработки зависит только от температуры среды и критической температуры превращения вещества.

На следующем этапе расчета сушильного аппарата решаются уравнения материального и теплового баланса (МТБ), чтобы определить общесбалансовые величины, необходимые для последующих расчетов.

Входящая в уравнение (1-97) удельная теплота связанной влаги \bar{q}_c рассчитывается среднеинтегральной величиной по уравнению (1-103), однако вид функции $q_c(C)$, входящей в подынтегральное выражение, обычно неизвестен. Также неизвестны точная величина удельных тепловых потерь $\bar{q}_{пт}$ и изменение температуры

высушиваемого материала $\Delta\theta = \theta_k - \theta_0$. По этой причине параметрами \dot{q}_c , $\dot{q}_{шт}$ и θ_k приходится задаваться либо рассчитывать их по приближенным соотношениям. Таким образом, на первом этапе решения уравнений МТБ имеют дело с неопределенностями, которые устраняются на последующих этапах расчета.

Следующим этапом построения полной математической модели является задание или вычисление начальных и граничных условий (НГУ): θ_0 , φ_0 , X_0 , t_0 и др., необходимых для расчета гидродинамических параметров (ГДП) и движущей силы (ДС) процесса сушки.

В результате гидродинамических расчетов уточняется гидродинамическая модель перемешивания потоков газа и высушиваемого материала, определяются скоростью дисперсной и газовой фаз, необходимые при расчете ДС, коэффициентов переноса (КП) и геометрических размеров аппарата (ГРА).

Данные расчета ГДП и НГУ используются при расчете движущей силы, который осуществляется решением системы уравнений (3-57)–(3-74). В процессе решения этих дифференциальных уравнений рассчитывается точная величина \dot{q}_c по формуле (1-105) и уточняется конечная температура материала θ_k . При отклонении их значений более чем на 5 % от заданных или при превышении θ_k предельно допустимой температуры нагрева для данного материала производится уточнение ИД и повторный расчет МТБ (обратная связь по дугам 6, 7).

Для расчета коэффициентов переноса (КП) на основе данных ГДП в зависимости от типа аппарата могут быть использованы теоретически обобщенные или экспериментальные уравнения (2-71), (2-74), (2-75), (3-45)–(3-52).

Данные расчета КП и ДС используются при вычислении времени сушки (ВС), например из основного уравнения массообмена (2-12)–(2-14) или теплообмена (2-19). В случае необходимости решается внутренняя задача. Полученное при этом время сушки сравнивают со временем пребывания материала, полученным в результате расчета ГДП для аппаратов объемного типа (дуга 11), либо непосредственно используется при расчете геометрических размеров аппаратов (ГРА) с явно выраженной протяженностью сушильного тракта (дуга 12). Дуги 13 и 14 между ГДП и ГРА показывают зависимость геометрических размеров аппарата от гидродинамики, а также возможность обратной связи при необходимости корректировки ГРА под требования машиностроительных стандартов или особенностей конструкции.

Расчетом ГРА заканчивается расчет собственно сушильного аппарата. Вспомогательное оборудование подбирается на основании данных ИД, МТБ и ГДП. Таким образом, разобранная нами блок-схема алгоритма расчета позволяет построить математическую модель для поиска оптимальных конструкторских решений на ЭВМ.

Алгоритм расчета процесса сушки при оценке эффективности типового аппарата (рис. 3-5, б) имеет качественное отличие уже в ИД, в состав которых входят ГРА и расход воздуха. Кроме того, могут быть более жесткие ограничения, связанные с возможностями

источников тепла и тяго-дутьевого оборудования, установленного на типовом аппарате.

В зависимости от ситуации оценить эффективность можно по нескольким вариантам: например, определение производительности аппарата по заданному расходу и температуре сушильного агента, либо требуемой температуре воздуха по заданному его расходу и производительности по продукту, либо минимально допустимой влажности продукта по заданной производительности и параметрам сушильного агента, либо другие варианты.

На стадии решения общеплановых соотношений дается первичная оценка применимости аппарата. Анализ подлечит уравнение энергетического баланса (2-115), из которого определяется σ , ΔI или ΔX в зависимости от постановки задачи. Дуга 2 на блок-схеме (рис. 3-5, б) показывает возможность корректировки ИД для достижения поставленной цели.

Если сушилка удовлетворяет заданию по МТБ, то далее проводится расчет НГУ и ГДП. Если для заданной нагрузки по высушиваемому материалу гидравлическое сопротивление аппарата превышает напор установленного тяго-дутьевого оборудования, то следует вернуться к ИД для их корректировки (дуга 5), либо увеличить установленную мощность вентиляторов. Последний этап — расчет кинетики сушки для определения ВС. Если ВС превышает время пребывания материала в зоне сушки, определяемое из гидродинамических расчетов, то необходима дополнительная корректировка ИД (обратная связь по дуге 12).

Рассмотренная схема легко поддается математическому моделированию для поиска оптимальных технологических вариантов. В частности, она была проверена нами при обработке на ЭВМ результатов исследования по тепло- и массообмену в сушилках спирально-вихревого типа [96]. Из схемы видно также, что для точного расчета процесса сушки в условиях пневмотранспорта большое значение имеет знание гидродинамических соотношений для дисперсных двухфазных потоков.

Глава 4

ГИДРОДИНАМИКА ПОТОКОВ ГАЗОВЗВЕСЕЙ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В СУШИЛЬНЫХ АППАРАТАХ

4.1. АНАЛИЗ СИЛ, ДЕЙСТВУЮЩИХ НА ЧАСТИЦУ В ПОТОКЕ ГАЗА

В основе всех гидродинамических расчетов дисперсных двухфазных потоков лежит второй закон Ньютона

$$m \frac{d\vec{v}}{dt} = \sum \vec{F} \quad (4-1)$$

где \vec{v} — вектор скорости частицы; $\sum \vec{F}$ — вектор равнодействующей сил, действующих на частицу.

Очевидно, при движении частицы в условиях тепло- и массообмена с окружающей средой более корректным исходным динамическим уравнением является уравнение для движения тела переменной массы

$$\frac{d}{dt}(m\vec{v}) = \vec{v}_1 \frac{dm}{dt} + \sum \vec{F} \quad (4-2)$$

где m , \vec{v} — текущие масса и скорость частицы соответственно; \vec{v}_1 — скорость отделяющейся (или присоединяющейся) массы после отделения (до присоединения).

При движении в потоке газозвеси частица вращается, поэтому можно принять допущение о равномерном распределении плотности потока отделяющейся массы пара по поверхности частицы. Тогда $\vec{v}_1 = 0$ и уравнение (4-2) запишется в виде

$$\frac{d}{dt}(m\vec{v}) = \sum \vec{F} \quad (4-3)$$

Для решения уравнений (4-2) или (4-3) их следует дополнить уравнением кинетики сушки движущейся частицы, выражаемым в общем случае уравнением массоотдачи (2-12), в котором изменение массы испарившейся влаги можно выразить через общее изменение массы частицы или изменение ее влагосодержания как

$$dW = m_T dC = dm \quad (4-4)$$

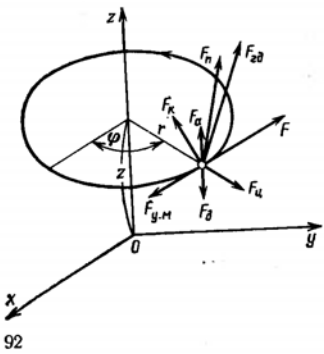
где m_T — масса сухого вещества частицы.

В сумму уравнений (4-1)–(4-3), составляющую равнодействующую, входят силы гидродинамического сопротивления, тяжести, центробежная, поперечная и другие в зависимости от организации потока газозвеси. При подстановке действующих сил в соответствующее уравнение и разложении их на составляющие получаются системы дифференциальных уравнений различной структуры и сложности в зависимости от организации потока газозвеси. Однако, несмотря на различия в структуре, динамике потоков газозвеси присущи общие закономерности, позволяющие описать процесс единой системой уравнений.

Для примера рассмотрим наиболее сложный случай закрученного потока газозвеси, когда на частицу, движущуюся во вращающемся потоке газа, действуют следующие силы (рис. 4-1)

$$\vec{F}_n = m\omega [\omega r] \quad (4-5)$$

Рис. 4-1. Схема действия сил на частицу при движении в закрученном потоке газа.



гидродинамического сопротивления

$$F_{гд} = \xi S_{мд} \rho \frac{(\vec{v} - \vec{\omega})^2}{2} \quad (4-6)$$

тяжести

$$\vec{F}_g = m\vec{g} \quad (4-7)$$

переносная Кориолиса

$$\vec{F}_K = 2m[\omega \vec{u}] \quad (4-8)$$

поперечная Магнуса—Жуковского

$$\vec{F}_{М. Ж} = \rho u \oint_S \text{rot}_n \vec{u} dS \quad (4-9)$$

подъемная Архимеда

$$\vec{F}_A = m\vec{g} \frac{\rho}{\rho_m} \quad (4-10)$$

Кроме того, при взаимодействии частицы со стенками аппарата и соседними частицами действуют следующие силы:

трения скольжения

$$\vec{F}_{т. с} = f \vec{F}_n \quad (4-11)$$

трения качения

$$\vec{F}_{т. к} = \frac{2f'}{d} \vec{F}_n \quad (4-12)$$

удара частицы о стенку

$$\vec{F}_{у. ст} = f(1 + k_n) m \frac{v_n}{\Delta\tau} \quad (4-13)$$

удара частицы о другую частицу

$$\vec{F}_{у. м} = (1 - k^2) \frac{mm'}{2(m + m')} \frac{(\vec{v} - \vec{v}')^2}{\Delta\tau} \quad (4-14)$$

где r , ω — радиус-вектор и угловая скорость движения частицы; f , f' — коэффициент трения соответственно скольжения и качения; k — коэффициент восстановления скорости после соударения; k_n — коэффициент восстановления нормальной составляющей скорости; v_n — нормальная составляющая скорости к моменту удара; $\Delta\tau$ — длительность контакта; m' , v' — масса и скорость соударяемой частицы; S — путь обтекания газа вдоль поверхности частицы.

Подставив действующие силы в уравнение (4-2) и разложив их на составляющие, получим в цилиндрических координатах систему дифференциальных уравнений, описывающую движение частицы с изменяющейся массой:

$$\begin{aligned} & m \left[\frac{d^2 r}{dt^2} - r \left(\frac{d\varphi}{dt} \right)^2 \right] + \frac{dr}{dt} \cdot \frac{dm}{dt} = \\ & = -\xi S_{мд} \rho \frac{(v_r - \omega r)^2}{2} + m \frac{v_\varphi^2}{r} \pm \rho u_\varphi \oint \text{rot}_n u_\varphi dS \pm \\ & \pm (1 - k^2) \frac{mm'}{2(m + m')} \cdot \frac{(v_r - v_r')^2}{2} + v_{1r} \frac{dm}{dt} \end{aligned} \quad (4-15)$$

$$\begin{aligned}
& m \left(r \frac{d^2\varphi}{dt^2} + 2 \frac{dr}{dt} \cdot \frac{d\varphi}{dt} \right) + r \frac{d\varphi}{dt} \cdot \frac{dm}{dt} = \\
& = \xi S_{\text{мд}} \rho \frac{(v_\varphi - w_\varphi)^2}{2} \pm \rho u_r \oint_S \text{rot}_n u_r dS + 2m \frac{v_\varphi u_\varphi}{r} \pm \\
& \pm (1 - k^2) \frac{mm'}{2(m+m')} \cdot \frac{(v_\varphi - v_\varphi')^2}{r \lg \Delta\varphi} \pm v_{1\varphi} \frac{dm}{dt} \quad (4-16) \\
& m \frac{d^2z}{dt^2} + \frac{dz}{dt} \cdot \frac{dm}{dt} = -mg + mg \frac{\rho}{\rho_m} \pm \xi S_{\text{мд}} \rho \frac{(v_z - w_z)^2}{2} \pm \\
& \pm \rho \sqrt{u_z^2 + u_\varphi^2 + u_z'^2} \oint_S \text{rot}_n \sqrt{u_z^2 + u_\varphi^2 + u_z'^2} dS \pm \\
& \pm (1 - k^2) \frac{mm'}{2(m+m')} \cdot \frac{(v_z - v_z')^2}{\Delta z} \pm v_{1z} \frac{dm}{dt} \quad (4-17)
\end{aligned}$$

При скольжении частицы по плоской или криволинейной поверхности стенки аппарата систему уравнений (4-15)–(4-16) необходимо дополнить составляющими сил трения (4-11), (4-12), а в момент касания частицы стенки аппарата система дополняется силой трения вследствие удара — (4-13). Чтобы решить уравнения (4-15)–(4-17), их нужно дополнить уравнением кинетики сушки движущейся частицы и условиями однозначности. Необходимо также знать величины коэффициентов ξ , f , f' , k , k_n или их функциональные зависимости. Кроме того, необходимо знать функцию частот соударений частиц, которая определяется концентрацией материала в несущем газе. Таким образом, точное решение дифференциальных уравнений движения одной частицы оказывается возможным при условии решения уравнений для всей совокупности движущихся частиц. В этом случае для реального материала необходимо иметь еще и функцию распределения частиц по размерам.

Дифференциальные уравнения движения решаются численными методами на ЭВМ или на основе экспериментального определения гидродинамических характеристик потоков газозвесей в зависимости от принятых допущений, количества и полноты имеющейся информации. Примеры таких решений, в основном для постоянной массы частиц, имеются в ряде работ [89, 114, 137]. В определенных условиях, как будет показано ниже, возможны и аналитические решения.

4.2. ГИДРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ПРИ ДВИЖЕНИИ ЧАСТИЦ В ПОТОКЕ ГАЗА

Движение частиц в двухфазном потоке в значительной мере определяется гидродинамической силой $F_{\text{гд}}$, зависящей от относительной скорости движения фаз и коэффициента гидродинамического сопротивления

$$F_{\text{гд}} = \xi S_{\text{мд}} \rho u^2 / 2 \quad (4-18)$$

где $S_{\text{мд}} = \pi d^2 / 4$ — миделево сечение частицы.

Т а б л и ц а 4-1. Формулы для вычисления коэффициента гидродинамического сопротивления

Формула	Интервал чисел	Авторы
$\xi = 24\text{Re}^{-1} + 3,6\text{Re}^{-0,317}$	0—700	Шиллер, Науман [175]
$\xi = 24\text{Re}^{-1} + 4\text{Re}^{-0,333}$	0—700	Л. С. Клячко [46]
$\xi = \frac{24\text{Re}^{-1}}{0,843 \lg(1/0,065f)}$	0,05 >500	Петтидзон, Христиансен [173]
$\xi = 31,2\text{Re}^{-1}$	1—5	С. А. Каганович [33]
$\xi = 13,65\text{Re}^{-0,5}$	5—10	
$\xi = 10,85\text{Re}^{-0,5}$	10—200	
$\xi = 24\text{Re}^{-1}$	0—1	В. П. Ромадин [104]
$\xi = 13\text{Re}^{-0,5}$	10—1000	
$\xi = 0,48$	>1000	
$\xi = 24\text{Re}^{-1}$	0—2	Гиффен, Мурашов [157]
$\xi = 0,4 + 40\text{Re}^{-1}$	2—500	
$\xi = 0,44$	>500	
$\xi = 24\text{Re}^{-1} + 0,248(1 + \sqrt{1 + 194/\text{Re}})$	0—200 000	Р. Б. Розенбаум, О. М. Толес [101]
$\xi = 4,3(\lg \text{Re})^{-2}$	5—2000	Б. Н. Лобаев [58]
$\xi = 37,8\text{Re}^{-0,6}$	30—400	З. Р. Горбис, В. А. Бахтиозин [18]
$\xi = 24\text{Re}^{-1}$	0—2	М. Лева [55]
$\xi = 18,5\text{Re}^{-0,6}$	2—500	
$\xi = 0,44$	>500	
$\xi = 0,47 + 24\text{Re}^{-1}$	1—1000	О. Крншер [52]
$\xi = 24\text{Re}^{-1}(1 + 0,065\text{Re}^{0,7})^{0,667}$	0—200 000	Г. А. Адамов [1]
$\xi = 24\text{Re}^{-1}(1 + 0,17\text{Re}^{0,667})$	<1000	Л. М. Левин [57]
$\xi = 25,6\text{Re}^{-1}$	0—1	Г. Л. Бабуха, А. А. Шрайбер [4]
$\xi = 26,3\text{Re}^{-0,8}$	1—10	
$\xi = 12,3\text{Re}^{-0,5}$	20—700	
$\xi = 0,44$	>700	
$\xi = \left(\frac{24,47}{\text{Re} \lg(15,38/f)} + \frac{4,565f}{\text{Re}^{0,33}} - \frac{0,491f}{\text{Re}^{0,5}} \right) \{ 1 - \text{th} [0,0128\text{Re}(f - 0,9805)] + 2,86(f - 0,8531) \text{th} \times [0,01282\text{Re}(f - 0,9805)] + (7,76 - 2,86f - 4,88/f) \text{th} [0,00104\text{Re}(f - 0,9038)] \}$	0—20 000	И. А. Вахрушев [12, 13]
$\xi = 24\text{Re}^{-1}$ при $f = 1,15—1,5$	0,05—1	З. Р. Горбис [20]

Продолжение табл. 4-1

Формула	Интервал чисел	Авторы
$\xi = 9,8Re^{-0.5}$ при $f = 1,15-1,2$	1-30	
$\xi = 19Re^{-0.5}$ при $f = 1,4-1,5$	1-45	
$\xi = 3,54Re^{-0.2}$ при $f = 1,15-1,2$	30-400	
$\xi = 6Re^{-0.2}$ при $f = 1,4-1,5$	45-300	
$\xi = 1,1$ при $f = 1,15-1,2$	>400	
$\xi = 1,8$ при $f = 1,4-1,5$	>300	
$\xi = 0,4 + 24Re^{-1} + 4Re^{-0.5}$	0-30 000	Брауэр, Мьюс [150]
$\xi = 0,36 + 24Re^{-1} + 5,48Re^{-0.573}$	400-10 000	

Коэффициент гидродинамического сопротивления, в свою очередь, также является функцией относительной скорости, т. е.

$$\xi = f(Re) \quad (4-19)$$

Функцию (4-19) не удастся представить одним аналитическим уравнением для всего интервала изменения чисел Рейнольдса, что объясняется сложным характером обтекания частицы потоком газа. Известно много интерполяционных формул, более или менее точно описывающих эту функцию в ограниченном интервале чисел Re (табл. 4-1).

Зависимости вида $\xi = ARe^{-1}$, $\xi = A + BRe^{-1}$ или $\xi = const$ позволяют легко решить дифференциальное уравнение движения частицы (4-1), но в узких интервалах изменения Re , поэтому при переходе границы интервала решение приходится изменять, что очень неудобно для практики. Кроме того, не все из указанных в табл. 4-1 уравнений учитывают такие существенные факторы, как форма частиц и условия стесненности движения.

Предложены универсальные формулы [1, 12, 13, 101], удовлетворительно описывающие функцию (4-19) в более широком интервале чисел Re вплоть до кризиса сопротивления. Все эти зависимости несмотря на существенные различия в структуре и степени сложности по величинам относительных погрешностей относятся к практическим формулам.

Наибольшей точностью (равно как и сложностью) характеризуется формула И. А. Вахрушева [12], которая к тому же непосредственно учитывает влияние формы частиц при расчете коэффициента гидродинамического сопротивления. Условия стесненности двухфазного потока учитываются в этой формуле при расчете числа Re подстановкой вместо вязкости сплошной фазы вязкости суспензии, которая зависит от концентрации дисперсной фазы. Однако формулы для расчета вязкости даются в зависимости от режима обтекания, поэтому при подстановке Re в универсальную зависимость необходимо точно знать интервал его изменения.

Формула О. М. Тодеса [101] имеет наименьшую точность, но охватывает более широкий интервал чисел Re . Впоследствии О. М. Тодес с авторами [21] предложили учитывать условия стесненности дисперсного потока подстановкой в универсальную формулу поправочного коэффициента $(1 - \beta_T)^n$, имеющего смысл симплекса «взвешивающей скорости» [20, 72], в котором показатель степени n принят равным 4,75 для всех режимов обтекания

$$Re = \frac{Ar(1 - \beta_T)^{4.75}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar(1 - \beta_T)^{4.75}}} \quad (4-20)$$

Используя соотношение [72]

$$Ar = 3/4 \xi Re^2 \quad (4-21)$$

формулу (4-20) можно преобразовать к виду (4-19)

$$\xi = \left(0,248 + \frac{24}{Re} + 0,248 \sqrt{1 + \frac{194}{Re}} \right) (1 - \beta_T)^{4.75} \quad (4-22)$$

Таким образом, влияние стесненности движения частиц вследствие высокой концентрации твердой фазы в потоке можно учесть выражением, аналогичным (4-22), т. е. умножением функций ξ , представленных в табл. 4-1, на коэффициент k_1

$$\xi = k_1 \varphi(Re) \quad (4-23)$$

где

$$k_1 = (1 - \beta_T)^{4.75} = \varepsilon^{4.75} \quad (4-24)$$

Анализ известных универсальных зависимостей показывает, что решение с их помощью дифференциального уравнения движения частиц затруднительно; в некоторых случаях получаются чрезвычайно сложные и громоздкие решения.

При нахождении универсальной зависимости, пригодной для инженерной практики, по нашему мнению, необходимо руководствоваться следующими соображениями. Во-первых, точность расчета в интервале чисел Re до кризиса сопротивления должна быть того же порядка, что и при расчете по известным формулам [1, 12, 101, 150], т. е. приемлемой для практических расчетов. Во-вторых, влияние формы частиц и стесненности их движения следует учитывать непосредственно в формуле, чтобы не усложнять интегрирования дифференциального уравнения движения.

В результате анализа и обработки опытных и расчетных данных разных авторов получена следующая формула [130], в значительной мере учитывающая рассмотренные соображения:

$$\xi = k_1 k_2 (0,462 k_3 + 30/Re) \quad (4-25)$$

С учетом соотношения (4-21) имеем

$$Re = \frac{\sqrt{367 + k_3 Ar/k_1 k_2} - 19,15}{0,588 k_3} \quad (4-26)$$

где k_1 — коэффициент, учитывающий условия стесненности движения частиц вследствие их взаимодействия; k_2 — коэффициент, учитывающий условия стесненности вследствие влияния стенок; k_3 — коэффициент, учитывающий влияние формы частиц.

Коэффициент k_1 рассчитывают по формуле (4-24), т. е. стесненность движения частиц учитывается аналогично тому, как это учитывается формулой (4-22). Коэффициент k_2 определяют по формуле

$$k_2 = 1/M^2 \quad (4-27)$$

где M — поправочный множитель, зависящий от отношения размера частиц к диаметру аппарата и от режима обтекания.

Для расчета M предложено много зависимостей [19, 45, 99, 100, 102, 136, 144], но ни одна из них не является универсальной, поэтому коэффициент k_2 следует применять осторожно. Для ламинарного режима можно применить корреляционные зависимости Р. Б. Розенбаума [102]

$$M = (1 - 0,6d/D) (1 - d/D)^2 \quad (4-28)$$

и З. Р. Горбиса [19]

$$M = (1 - d/D)^{2,5} \quad (4-29)$$

а для турбулентной области — корреляции А. С. Кеммера [45]

$$M = [1 - (d/D)^2]^{1,5} \quad (4-30)$$

и Р. Б. Розенбаума [102]

$$M = [1 + 2,1 (1 - d/D) d/D] (1 - d/D) \quad (4-31)$$

Коэффициент, учитывающий форму частиц, рассчитывают через фактор формы (коэффициент сферичности ψ или коэффициент несферичности f)

$$k_3 = 11 - 10\psi = 11 - 10/f \quad (4-32)$$

Для идеального случая при осаждении сферических частиц в безграничной среде имеем $\beta_r = 0$, $k_1 = 1$; $M = 1$, $k_2 = 1$; $f = 1$, $k_3 = 1$.

Тогда

$$\xi = 0,462 + 30/Re \quad (4-33)$$

или

$$Re = \frac{\sqrt{367 + Ar} - 19,15}{0,588} \quad (4-34)$$

Расчеты по формулам (4-26), (4-34) и зависимостям О. М. Тодеса [21, 101] и З. Р. Горбиса [20] показывают довольно высокую сходимость результатов. Максимальное расхождение не превышает 15%. Учет формы частицы по формуле (4-32) дает высокую сходимость с опытными данными И. А. Вахрушева [12, 13], З. Р. Горбиса [20] и Петтиджона—Христиансена [173].

Выражение (4-32) хорошо учитывает отклонения от сферической формы тел изометрической формы или округлых частиц неправильной формы. Для цилиндрических и дисковых (пластинчатых) частиц, например свойственных некоторым волокнистым и чешуйчатым материалам, характер обтекания существенно отличается во всем интервале изменения Re , поэтому для них формулы (4-25) и (4-32) непригодны. Обработкой экспериментальных данных Лаппла и Шеферда [166] получены следующие зависимости [130] для цилиндрических частиц

$$\xi = k_1 k_2 (1,18 + 6/Re) \quad (4-35)$$

для дисков

$$\xi = k_1 k_2 (1,19 + 20/Re) \quad (4-36)$$

Формула (4-35) справедлива для интервала $Re = 0-200\,000$, $\Delta\xi = 3,5\%$ и $\Delta\xi_{\max} = 37\%$; формула (4-36) — для $Re = 0-1\,000\,000$, $\Delta\xi = 1,8\%$ и $\Delta\xi_{\max} = 38\%$.

Простая структура формул (4-25), (4-35) и (4-36) позволяет легко интегрировать дифференциальное уравнение движения частиц дисперсного двухфазного потока и находить аналитические решения гидродинамики сушилок, работающих в режиме пневмотранспорта, а также размеры их пневмотрактров, не прибегая к дорогостоящим экспериментальным исследованиям.

4.3. ГИДРОДИНАМИКА ПОТОКОВ ГАЗОВЗВЕСЕЙ В ПРЯМЫХ КАНАЛАХ

Для удобства анализа и сравнения величины, характеризующие потоки газовзвесей, сведены на основе данных И. М. Разумова [100] в табл. 4-2.

В сушилках с движением газовзвесей в прямых каналах дисперсный поток может перемещаться вертикально вверх или вниз прямотоком или противотоком по отношению к газовому потоку. В некоторых случаях возможен и горизонтальный прямоток. При этом частицы материала на нестабилизированном участке движения могут разгоняться или тормозиться газом в зависимости от направления и величины векторов скоростей газа и материала. Все эти варианты при некоторых допущениях имеют аналитическое решение [130].

Для вертикального дисперсного двухфазного потока с учетом действия на частицы только сил тяжести и гидродинамического сопротивления среды уравнение движения имеет вид

$$m \frac{dv}{dt} = \pm mg \pm \xi S_{\text{мд}} \rho \frac{u^2}{2} \quad (4-37)$$

где знаки первого и второго слагаемых зависят от направления векторов движения, силы тяжести и относительной скорости частиц и среды. Для интегрирования дифференциального уравнения (4-37) воспользуемся формулами (4-25), (4-35) и (4-36). Введем обозначения, соответствующие используемой формуле

$$a = \frac{0,346 k_1 k_2 k_3}{d} \cdot \frac{\rho}{\rho_m - \rho}; \quad b = \frac{65}{k_3} \cdot \frac{v}{d} \quad (4-38a)$$

$$a = \frac{0,885 k_1 k_2}{d} \cdot \frac{\rho}{\rho_m - \rho}; \quad b = 5,08 \frac{v}{d} \quad (4-38б)$$

$$a = \frac{0,893 k_1 k_2}{d} \cdot \frac{\rho}{\rho_m - \rho}; \quad b = 16,8 \frac{v}{d} \quad (4-38в)$$

Приведем уравнение (4-37) к виду

$$dv/dt = \pm g \pm au^2 \pm abu \quad (4-39)$$

Таблица 4.2. Количественные соотношения потоков газозвесей дисперсных материалов

Величина	Формула	Единица измерения
Массовая скорость твердой фазы	$W_T = \beta_T \rho_M v$	кг/(м ² ·с)
Массовая скорость газообразной фазы	$W_G = (1 - \beta_T) \rho w$	кг/(м ² ·с)
Массовая скорость дисперсного потока	$W_{II} = \beta_T \rho_M v + (1 - \beta_T) \rho w$	кг/(м ² ·с)
Массовая расходная концентрация	$\mu_M = M_T / M_G$	кг/с/(кг/с)
Объемная расходная концентрация	$\mu_V = V_T / V_G = \mu_M \rho / \rho_M$	м ³ /с/(м ³ /с)
Массовый расход твердого материала	$M_T = v S k$	кг/с
Истинная массовая концентрация	$k = M_T / (v S)$	кг/м ³
Связь между расходом и объемной концентрацией	$M_T = (1 - \epsilon) \rho_M v S = \beta_T \rho_M v S$	кг/с
Связь между порозностью и объемной концентрацией	$\beta_T = 1 - \epsilon$	м ³ /м ³
Объемная концентрация твердого материала	$\beta_T = M_T / (v \rho_M S)$	м ³ /м ³
Связь между объемной и массовой концентрациями	$\beta_T = k / \rho_M$	—
Коэффициент скольжения фаз	$i = w / v$	—
Связь между расходной массовой и объемной концентрациями	$\mu_M = \beta_T \rho_M v / (\rho w) = kv / (\rho w)$	—
То же, через коэффициент скольжения фаз	$\mu_M = \beta_T \rho_M / (\rho i) = k / (\rho i) = \mu_T i$	—
Связь между расходной массовой и объемной концентрациями	$k = \mu_T \rho_M i$	кг/м ³
Связь между истинной массовой и объемной расходной концентрациями	$\mu_1 = M_T / V_G$	кг/с/(м ³ /с)
Текущая массовая концентрация твердого материала	$\mu_1 = kv / w = k / i$	кг/м ³
Связь между текущей и истинной массовыми концентрациями	$\mu_1 = \mu \rho$	кг/м ³
Связь между текущей и расходной массовыми концентрациями		

Дискриминант этого уравнения имеет вид $\Delta = \pm 4ag - a^2b^2$ (4-40)

где знак «+» ставится, когда направления векторов сил тяжести и сопротивления совпадают ($\pm g, \pm \xi$), знак «-» соответствует противоположному направлению векторов ($\pm g, \mp \xi$).

Обозначим дополнительно

$$c = \sqrt{|\Delta|}; \quad A = (ab + c)/(2a) \\ B = (ab - c)/(2a); \quad D = (a^2b^2 + c^2)/(2a) \quad (4-41)$$

Уравнение (4-39) имеет два решения в зависимости от знака дискриминанта.

Если $\Delta < 0$, то

$$\tau = \frac{1}{c} \ln \frac{(u + A)(X_0 + B)}{(u + B)(u_0 + A)} \quad (4-42)$$

$$v = w \pm u; \quad u = \frac{(u_0 + B)A - (u_0 + A)B \exp c\tau}{(u_0 + A) \exp c\tau - (u_0 + B)} \quad (4-43)$$

$$I = \pm w\tau \pm \left[\frac{1}{a} \ln \frac{(u_0 + A) \exp c\tau - (u_0 + B)}{A - B} - A\tau \right] \quad (4-44)$$

При $\Delta > 0$

$$\tau = \frac{2}{c} \arctg \frac{c(u_0 - u)}{(D + abu_0) + (b + 2u_0)au} \quad (4-45)$$

$$v = w \pm u; \quad u = \frac{cu_0 - (D + abu_0) \operatorname{tg}(c\tau/2)}{c + a(b + 2u_0) \operatorname{tg}(c\tau/2)} \quad (4-46)$$

$$I = \pm w\tau \pm \left\{ \left[\frac{1}{a} \ln \frac{c + a(b + 2u_0) \operatorname{tg}(c\tau/2)}{c \sqrt{1 + \operatorname{tg}^2(c\tau/2)} + 2a^2(b + 2u_0)} \right] - \frac{D + abu_0}{a(b + 2u_0)} \tau \right\} \quad (4-47)$$

В уравнениях (4-43) и (4-46) знак «+» соответствует противоположному направлению векторов абсолютной и относительной скоростей газа ($\pm w, \mp u$), знак «-» ставится при совпадении направлений векторов ($\pm w, \pm u$). В уравнениях (4-44) и (4-47) знак «+» у первого слагаемого ставится при совпадении векторов скоростей газа и частиц ($+w, +v$), знак «-» при противоположном направлении векторов ($-w, +v$). Знак «+» у второго слагаемого ставится в случае, если векторы абсолютной и относительной скоростей частицы направлены противоположно ($+v, -u$), знак «-» соответствует совпадению направлений этих векторов ($+v, +u$). Направление вектора абсолютной скорости частицы берется всегда положительным.

С помощью уравнений (4-42)–(4-47) можно рассчитать все параметры движения частиц на нестабилизированном участке дисперсного потока (разгон или торможение). Конечную относительную скорость следует ограничивать значением, приблизительно на 5% отличающимся от скорости витания. Если при этом $u < u_b$, то принимают $u_k = 0.95u_b$; если $u > u_b$, то $u_k = u_b/0.95$.

На стабилизированном участке частицы движутся без ускорения, т. е. с постоянной скоростью. Уравнение движения в этом случае имеет вид

$$m \frac{dv}{dt} = mg - \xi S_{\text{мид}} \rho \frac{u^2}{2} \quad (4-48)$$

где $u = u_b = \text{const}$.

Интегрирование уравнения (4-48) даст простую формулу для расчета скорости витания

$$u_b = (c - ab)/(2a) \quad (4-49)$$

или с учетом (4-41)

$$u_0 = -B \quad (4-50)$$

Иногда в пневматических сушилках начальный разгонный участок выполняется в виде диффузора (трубы Вентури), и скорость газа в трубе изменяется от максимальной до минимальной постоянной. Скорость газа может изменяться также вследствие изменения его температуры вдоль аппарата. Для расчета скорости движения частиц в этих случаях целесообразно разбить участок разгона на небольшие, но конечные, отрезки и рассчитывать параметры движения по тем же формулам (4-42)—(4-47), приняв для каждого отрезка скорость газа постоянной, равной среднему значению. Более точный анализ движения газозвеси материала в неизотермических условиях рассмотрен в конце главы.

При горизонтальном движении газозвеси сила тяжести уравновешивается подъемной силой. В этом случае движение частицы определяется гидродинамическим сопротивлением среды, и уравнение движения запишется в виде

$$m \frac{dv}{dt} = \xi S_{\text{мл}} \rho \frac{u^2}{2} \quad (4-51)$$

Решение дифференциального уравнения (4-51) имеет вид

$$\tau = \frac{1}{ab} \ln \frac{u_0(u+b)}{u(u_0+b)} \quad (4-52)$$

$$v = \omega - u; \quad u = \frac{bu_0}{(u_0+b) \exp ab\tau - u_0} \quad (4-53)$$

$$l = (\omega + b) \tau - \frac{1}{a} \ln \frac{(u_0+b) \exp ab\tau - u_0}{b} \quad (4-54)$$

Конечную относительную скорость при расчетах по формулам (4-52)—(4-54) следует ограничивать относительной скоростью движения частиц на стабилизированном участке, которая отличается от скорости витания при вертикальном движении газозвеси. По данным разных авторов [37, 136, 148], коэффициент скольжения может колебаться в пределах 1,1—6,7 в зависимости от дисперсности материала и скорости газового потока. Для определения коэффициента скольжения можно воспользоваться эмпирической зависимостью, приведенной в монографии [10]

$$i = \frac{\omega}{v} = 1 + \left(c \frac{\rho_M}{\rho} - 1 \right)^{2/3} \left(\frac{d}{D} \right)^{2/3} \left(1 + \frac{200}{Fr - Fr_B} \right) \quad (4-55)$$

где c — опытный коэффициент; для различных материалов (стеклянные шарики, кварцевый песок, пшеница, гранулы полиамида и др.) составляет 0,014—0,05; $Fr = \omega^2/(gD)$; $Fr_B = u_B^2/(gD)$ — число Фруда.

Для горизонтальных участков пневмосушилок важно знать также критическую скорость газового потока, при которой частицы транспортируются, не оседая на дно канала. Критическую скорость потока газа можно рассчитать по эмпирической формуле М. И. Соловьева [113]

$$\omega_{кр} = 5,6D^{0,34} d^{0,36} (\rho_M/\rho)^{0,5} \mu_M^{0,25} \quad (4-56)$$

или по эмпирической формуле М. П. Калинушкина с соавторами [136]

$$\omega_{кр} = a \sqrt{(\rho_M/1000) + BI^2} \quad (4-57)$$

где a — коэффициент, зависящий от размера частиц:

d , мм	0—1	1—10	10—20	40—80
a	10—16	16—20	20—22	22—25

Коэффициент B зависит от сыпучих свойств материала и равен (2—5) 10^{-5} . Меньшие значения берутся для сухих высокодисперсных продуктов.

Общее падение давления при движении газозвеси в режиме пневмотранспорта обычно представляют в виде суммы сопротивлений при движении чистого газа Δp_r и сопротивления Δp_m , обусловленного наличием в потоке транспортируемого материала [3, 19, 58, 136]

$$\Delta p = \Delta p_r + \Delta p_m \quad (4-58)$$

В свою очередь

$$\Delta p_r = \Delta p_1 + \Delta p_2 \pm \Delta p_3 \quad (4-59)$$

где Δp_1 — потери напора за счет трения газового потока

$$\Delta p_1 = \lambda_{тр} (l/D) (1 - \beta_r) \rho \omega^2/2 \quad (4-60)$$

Δp_2 — потеря напора за счет местных сопротивлений (сужений, расширений, поворотов и т. п.);

$$\Delta p_2 = \sum \xi (1 - \beta_r) \rho \omega^2/2 \quad (4-61)$$

Δp_3 — статический напор газового потока;

$$\Delta p_3 = \rho (1 - \beta_r) gl \quad (4-62)$$

В уравнении (4-59) составляющая Δp_3 имеет знак «+» в случае восходящего потока, знак «−» в случае нисходящего потока и равна нулю при горизонтальном движении газа. Суммируя слагаемые уравнения (4-59), получаем

$$\Delta p_r = (1 - \beta_r) \rho \left[\left(\lambda_{тр} \frac{l}{D} + \sum \xi \right) \frac{\omega^2}{2} \pm gl \right] \quad (4-63)$$

Коэффициент трения $\lambda_{тр}$ для гладких труб можно рассчитать по одной из следующих формул [41, 82, 83, 93, 106]:

$$\lambda_{тр} = 0,3164 Re^{-0,25} \quad \text{при } Re = 3 \cdot 10^3 - 3 \cdot 10^5 \quad (4-64)$$

$$\lambda_{тр} = 0,0052 + 0,5 Re^{-0,32} \quad \text{при } Re = 3 \cdot 10^3 - 3 \cdot 10^6 \quad (4-65)$$

$$\lambda_{тр} = 0,303 (\lg Re - 0,9)^{-2} \quad \text{при } Re > 5 \cdot 10^3 \quad (4-66)$$

где Re выражается через скорость газа и диаметр трубы.

Коэффициенты местных сопротивлений ξ , а также значения $\lambda_{тр}$ для шероховатых труб берутся из таблиц, графиков и номограмм, приведенных в общетехнической литературе [41, 82, 83, 93, 106].

Потерю давления Δp_m можно представить в виде суммы следующих сопротивлений [3, 20, 83, 93, 100]:

$$\Delta p_m = \Delta p_4 \pm \Delta p_5 + \Delta p_6 + \Delta p_7 + \Delta p_8 \quad (4-67)$$

где Δp_4 — сопротивление, обусловленное трением между частицами и стенками, между газом и частицами и между самими частицами.

Это сопротивление можно рассчитать через модифицированный коэффициент сопротивления $\lambda_{\text{тр}}^*$ по уравнениям [100]

$$\Delta p_4 = \lambda_{\text{тр}}^* (l/D) \rho_m \beta_{\text{т}} v^2 / 2 \quad (4-68); \quad \lambda_{\text{тр}}^* = 27 \text{Fr}^{-0.75} \quad \text{при } D/d > 20 - 25 \quad (4-69)$$

или по уравнению И. Г. Фадеева [138]

$$\lambda_{\text{тр}}^* = 4,25 (D/d)^{0.5} \text{Fr}^{-0.75} \quad \text{при } D/d < 20 - 25 \quad (4-70)$$

Число Фруда в зависимостях (4-69) и (4-70) рассчитывают через диаметр и скорость частиц.

В случае горизонтального потока авторы работы [2] рекомендуют коэффициент сопротивления $\lambda_{\text{тр}}^*$ определять по формуле, полученной для сферических гранул полистирола

$$\lambda_{\text{тр}}^* = \frac{0,0147}{\text{Fr} - 9,279} + 0,000789 \quad (4-71)$$

где число Фруда отнесено к скорости частиц и диаметру трубы.

Потери давления на поддержание взвешенного материала на стабилизированном участке движения

$$\Delta p_5 = \rho_m \beta_{\text{т}} g l \quad (4-72)$$

Слагаемое Δp_5 имеет знак «+» при восходящем потоке газозвеси и знак «-» при нисходящем потоке. При горизонтальном движении $\Delta p_5 = 0$. На нестабилизированном участке движения (разгон, торможение) статическую составляющую напора Δp_6 Б. И. Броунштейн предложил подсчитывать по формуле [9]

$$\Delta p_6 = \frac{(\rho_m - \rho) G_m}{\rho_m S_{\text{сп}}} \cdot \frac{u_{\text{в}}}{2} \ln \frac{(v_{\text{к}} - w - u_{\text{в}})(v_0 - w + u_{\text{в}})}{(v_{\text{к}} - w + u_{\text{в}})(v_0 - w - u_{\text{в}})} \quad (4-73)$$

Динамическая потеря напора на нестабилизированном участке

$$\Delta p_7 = \frac{G_m (v_{\text{к}} - v_0)}{S_{\text{сп}}} \quad (4-74)$$

Слагаемое Δp_8 выражает потери энергии, вызванные местными сопротивлениями и связанные с присутствием в потоке твердой фазы. Движение двухфазных потоков в коленах, поворотах, сужениях и в других подобных случаях изучено мало [93]. Потерю напора в коленах можно выразить через скоростной напор несущего газа [3]

$$\Delta p_8 = \lambda_{\text{м.к}} \rho v^2 / 2 \quad (4-75)$$

где $\lambda_{\text{м.к}}$ — коэффициент трения материала в коленах.

Для колена с радиусом закругления $R \geq 2,5 A$. И. Карпов предложил зависимость [40]

$$\lambda_{\text{м.к}} = a \mu_m \text{Fr}^{-0.75} \quad (4-76)$$

Коэффициент a зависит от конфигурации и положения колена. При изменении направления потока с вертикального на горизонтальное

$$a = 6,9 (d/R)^{0.5} \quad (4-77)$$

для противоположного направления

$$a = 4,1 (d/R)^{0.5} \quad (4-77a)$$

4.4. ГИДРОДИНАМИКА ЗАКРУЧЕННЫХ ПОТОКОВ ГАЗОВЗВЕСЕЙ

При рассмотрении потоков газозвесей с криволинейной траекторией наиболее обоснованным является подход к изучению дискретной и сплошной фаз как к сплошным средам в отдельности, а всего потока газозвеси в целом как гетерогенной системы с макродискретностью. Этот подход подробно рассмотрен З. Р. Горбисом в работе [20]. Такой же подход встречается в работах А. М. Дзядзио [26] и М. А. Дементьева [30]. В основу математического описания положено понятие гетерогенной элементарной ячейки. Применение этого подхода к описанию потоков газозвесей в криволинейных каналах позволяет получить дифференциальные уравнения, на основе которых, используя методы теории подобия, можно получить уравнения в обобщенных переменных. Эта задача рассмотрена нами в работе [118].

Для вывода основных уравнений примем следующие допущения:

1) газозвесь в криволинейном канале транспортируется в устойчивом режиме;

2) скорость «чистого» газа выше скорости элементарной ячейки газозвеси;

3) газозвесь представляет собой двухкомпонентную механическую смесь, в которой отсутствуют фазовые переходы, истирание и дробление.

Уравнение сплошности. Для вывода этого уравнения выделим в объеме потока газозвеси элементарную гетерогенную ячейку с объемом $\Delta V = R \Delta \varphi \Delta R \Delta z$. Площади поверхностей, ограничивающих элементарную ячейку, имеют следующие значения: $S_1 = S_2 = \Delta R \Delta z$; $S_3 = (R + \Delta R) \Delta \varphi \Delta z$; $S_4 = R \Delta \varphi \Delta z$; $S_5 = S_6 = R \Delta \varphi \Delta R$. Схема потоков представлена на рис. 4-2. Обозначим массовую скорость твердой фазы через $W_{\text{т}}$, а газовой — через W и выразим ее через объемную концентрацию, плотность и скорость каждой из фаз, тогда $W_{\text{т}} = \beta_{\text{т}} \rho_m v$, $W = \epsilon \rho w$.

Рассмотрим течение газозвеси через объем ΔV за время Δt в направлении оси φ . Приток массы компонентов смеси составит

$$M_{\varphi}^* + M_{\text{мф}}^* = (W + W_{\text{т}})_{\varphi} \Delta R \Delta z \Delta t$$

Расход компонентов смеси в этом направлении

$$M_{\varphi}^* + M_{\text{мф}}^* = (W + W_{\text{т}})_{\varphi + \Delta \varphi} \Delta R \Delta z \Delta t$$

Тогда избыток массы в объеме ΔV в направлении оси φ

$$\{[W_{\text{т}}(\varphi + \Delta \varphi) - W_{\text{т}}(\varphi)] + [W(\varphi + \Delta \varphi) - W(\varphi)]\} \Delta R \Delta z \Delta t \quad (4-78)$$

Разложим функции $W(\varphi + \Delta \varphi)$ и $W_{\text{т}}(\varphi + \Delta \varphi)$ в ряд Тейлора, ограничившись двумя первыми членами ряда

$$W = (W + \Delta W) = W(\varphi) + \frac{\Delta \varphi}{1!} \cdot \frac{\partial W}{\partial \varphi} + \dots$$

$$W_{\text{т}}(\varphi + \Delta \varphi) = W_{\text{т}}(\varphi) + \frac{\Delta \varphi}{1!} \cdot \frac{\partial W_{\text{т}}}{\partial \varphi} + \dots$$

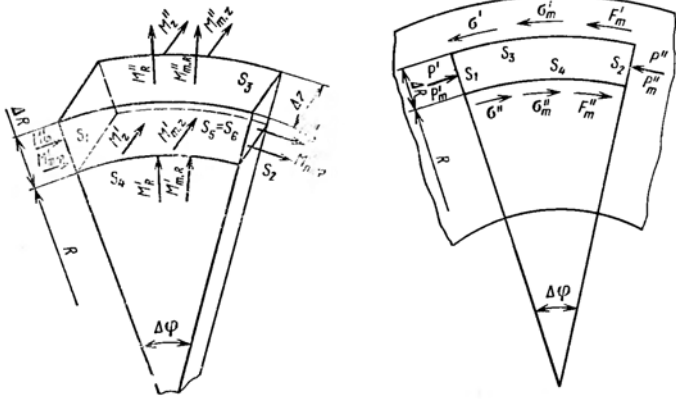


Рис. 4-2. К выводу уравнения сплошности.

Рис. 4-3. К выводу уравнения движения.

Подставим полученные уравнения в выражение (4-78) и найдем величину избытка газозвеси в объеме ΔV в направлении оси φ

$$\Delta W_\varphi + \Delta W_{T\varphi} = [\partial W / (R \partial \varphi) + \partial W_T / (R \partial \varphi)] \Delta V \Delta t$$

Аналогично рассмотрим приток и расход компонентов смеси через поверхности S_3 и S_4 за время Δt в направлении оси R

$$M'_R + M''_{mR} = (W + W_T)_R R \Delta \varphi \Delta z \Delta t$$

$$M''_R + M''_{mR} = (W + W_T)_R (R + \Delta R) \Delta \varphi \Delta z \Delta t$$

Избыток дисперсной среды составит [после разложения функций $W(R + \Delta R)$ и $W_T(R + \Delta R)$ в ряд Тейлора и отбрасывания второго порядка малости]

$$\Delta W_R + \Delta W_{TR} = (\partial W / \partial R + \partial W_T / \partial R) \Delta V \Delta t$$

Приход и расход газозвеси через поверхности S_5 и S_6

$$M'_z + M''_{mz} = (W + W_T)_z R \Delta R \Delta \varphi$$

$$M''_z + M''_{mz} = (W + W_T)_{z+\Delta z} R \Delta R \Delta \varphi$$

После аналогичных преобразований избыток газозвеси в объеме ΔV за время Δt в направлении оси z будет равен

$$\Delta W_z + \Delta W_{Tz} = (\partial W / \partial z + \partial W_T / \partial z) \Delta V \Delta t$$

Просуммировав избытки массы твердого и газа в объеме за время Δt по каждому направлению, получим уравнение сплошности для криволинейного канала

$$\frac{\partial \beta_T \rho_M}{\partial t} + \frac{\partial W_{T\varphi}}{R \partial \varphi} + \frac{\partial W_{TR}}{\partial R} + \frac{\partial W_{Tz}}{\partial z} + \frac{\partial \epsilon \rho}{\partial t} + \frac{\partial W_\varphi}{R \partial \varphi} + \frac{\partial W_R}{\partial R} + \frac{\partial W_z}{\partial z} = 0$$

Заменяя W_T и W их значениями, получаем

$$\partial \beta_T \rho_M / \partial t + \text{div}(\beta_T \rho_M v) + \partial \epsilon \rho / \partial t + \text{div}(\epsilon \rho w) = 0$$

Для случая $\rho_M = \text{const}$ и несжимаемого газа при соблюдении допущений $\partial \beta_T \rho_M / \partial t = 0$; $\partial \epsilon \rho / \partial t = 0$ имеем

$$\text{div}(\beta_T \rho_M v) + \text{div}(\epsilon \rho w) = 0 \quad (4-79)$$

Уравнения движения. Рассмотрим тот же выделенный объем газозвеси и силы, действующие на поверхности S_1, S_2, S_3, S_4 (рис. 4-3), при движении объема в направлении оси φ :

для газа

$$P' = \rho \varphi \epsilon \Delta R \Delta z; \quad P'' = \rho_{\varphi+\Delta \varphi} \epsilon \Delta R \Delta z$$

$$\sigma' = \sigma_{R+\Delta R} \epsilon (R + \Delta R) \Delta \varphi \Delta z; \quad \sigma'' = \sigma_R \epsilon R \Delta \varphi \Delta z$$

для твердых частиц

$$F'_M = \rho_{M\varphi} \beta_T \Delta R \Delta z; \quad F''_M = \rho_{M\varphi+\Delta \varphi} \beta_T \Delta R \Delta z$$

$$\sigma'_M = \sigma_{mR+\Delta R} \beta_T (R + \Delta R) \Delta \varphi \Delta z; \quad \sigma''_M = \sigma_{mR} \beta_T R \Delta \varphi \Delta z$$

$$F'_M = F_{mR+\Delta R} \beta_T (R + \Delta R) \Delta \varphi \Delta z; \quad F''_M = F_{mR} \beta_T R \Delta \varphi \Delta z$$

Далее определим суммарные величины действующих усилий на элементарный объем, воспользовавшись разложениями в ряд Тейлора и преобразованиями, аналогичными изложенным выше

$$\Delta \sigma = \frac{\partial \sigma_R \epsilon}{\partial R} \Delta V; \quad \Delta \sigma_M = \frac{\partial \sigma_{mR} \beta_T}{\partial R} \Delta V; \quad \Delta P = - \frac{\partial \rho \epsilon}{R \partial \varphi} \Delta V$$

$$\Delta P_M = - \frac{\partial \rho_{M\varphi} \beta_T}{R \partial \varphi} \Delta V; \quad \Delta F_M = \frac{\partial F_{mR} \beta_T}{\partial R} \Delta V$$

Ряд полученных величин можно выразить через известные силы. В соответствии с законом Ньютона для несжимаемой жидкости

$$\frac{\partial \sigma_R \epsilon}{\partial R} \Delta w = \nu \rho \frac{\partial^2 w \epsilon}{\partial R^2} \Delta w \quad (4-80)$$

Суммарную силу торможения твердых частиц в режиме устойчивого пневмотранспорта можно рассматривать как силу торможения частиц о стенку

$$\frac{\partial F_{mR} \beta_T}{\partial R} \Delta V = f_{T\varphi} \rho_M \beta_T \frac{v_{M\varphi}^2}{R} \Delta V \quad (4-81)$$

Равнодействующую сил газа, действующую у поверхности твердой частицы на границе ячейки, можно определить как силу сопротивления движению

$$\frac{\partial \sigma_{mR} \beta_T}{\partial R} \Delta V = \frac{3}{4} \xi \rho \beta_T \frac{(w_\varphi - v_\varphi)^2}{d_0} \Delta V \quad (4-82)$$

В данном случае взят ньютоновский закон обтекания для частиц шарообразной формы. В общем случае это может быть стоксовский или переходный режим обтекания для частиц любой формы при соответствующей зависимости $\xi = f(Re, \psi)$, например (4-25).

Инерционные силы, действующие на элементарный объем, имеют значения

$$I_\varphi = \frac{D(\rho \varepsilon w_\varphi)}{dt} \Delta V; \quad I_{M\varphi} = \frac{D(\rho_M \beta_T v_\varphi)}{dt} \Delta V$$

Для случая равновесия элементарной ячейки запишем уравнение движения газозвеси в цилиндрической системе координат в направлении оси φ , имея в виду, что сила

$$\frac{1}{4} \varepsilon \rho \beta_T \frac{(w_\varphi - v_\varphi)^2}{d_\varphi} \Delta V$$

является внутренней для элементарного объема ΔV

$$\frac{D(\rho \varepsilon w_\varphi)}{dt} + \frac{D(\rho_M \beta_T v_\varphi)}{dt} = \nu \rho \frac{\partial^2 w_\varphi \varepsilon}{\partial R^2} - f_{T\rho} \rho \beta_T \frac{v_\varphi^2}{R} - f_{T\rho} \rho \varepsilon \frac{w_\varphi^2}{R} - \frac{\partial p_\varphi \varepsilon}{R \partial \varphi} - \frac{\partial p_{M\varphi} \beta_T}{R \partial \varphi} - \rho_M \beta_T \frac{v_{R\varphi}^2}{R} - \rho \varepsilon \frac{w_{R\varphi}^2}{R} \quad (4-83)$$

Рассматривая равновесие ячейки с учетом приведенных выше рассуждений, запишем уравнение движения газозвеси в цилиндрической системе координат в направлении оси R

$$\frac{D(\rho \varepsilon w_R)}{dt} + \frac{D(\rho_M \beta_T v_R)}{dt} = -\nu \rho \frac{1}{R^2} \frac{\partial^2 w_R \varepsilon}{\partial \varphi^2} - \frac{\partial p_R \varepsilon}{\partial R} - \frac{\partial p_{MR} \beta_T}{\partial R} + \frac{\rho_M \beta_T v_R^2}{R} + \frac{\rho \varepsilon w_R^2}{R} \quad (4-84)$$

Проводя аналогичные рассуждения и рассматривая равновесие элементарного объема газозвеси при движении в направлении оси z , можно записать уравнение движения

$$\frac{D(\rho \varepsilon w_z)}{dt} + \frac{D(\rho_M \beta_T v_z)}{dt} = \nu \rho \frac{\partial^2 w_z \varepsilon}{\partial R^2} + \frac{\partial p_{Mz} \beta_T}{\partial z} \mp \mp f_{T\rho} \rho \beta_T \frac{v_\varphi^2}{R} \mp f_{T\rho} \rho \varepsilon \frac{w_\varphi^2}{R} - \rho_M \beta_T g_z - \rho \varepsilon g_z \quad (4-85)$$

Знак «плюс» в 3-м и 4-м членах правой части уравнения (4-85) означает, что элементарная ячейка опускается на дно спирального канала, а знак «минус» — поднимается.

Таким образом, уравнения (4-83)—(4-85) представляют собой систему уравнений, описывающих движение газозвеси по спиральному каналу. Данная система может быть составлена для каждого из компонентов.

Уравнение энергии. Учитывая, что для дисперсных потоков в спиральных и вихревых сушилках с двухфазных теплоносителей характерны умеренные скорости движения, пренебрегаем изменением давления и кинетической энергией компонентов. Полагая также, что внутренние источники и стоки энергии отсутствуют, в соответствии с первым законом термодинамики для изобарных процессов можно констатировать, что количество переданного

Рис. 4-4. К выводу уравнения энергии.

элементу ΔV за время Δt тепла ΔQ_0 , равно изменению энтальпии его компонентов

$$\Delta Q_0 = \left(\rho_M \beta_T c_M \frac{\partial \theta}{\partial t} + \rho \varepsilon c \frac{\partial t}{\partial t} \right) \Delta V \Delta t \quad (4-86)$$

В сушилке данной конструкции тепло в основном передается кондукцией ΔQ_K и конвекцией $\Delta Q_{кон}$. Исходя из фазовой структуры потока газозвеси, а также принимая, что исходные гипотезы применялись только для каждого из компонентов, можно записать

$$\Delta Q_0 = \Delta Q_K + \Delta Q_{кон} = (\Delta Q_M + \Delta Q_K) + (\Delta Q_M + \Delta Q)_{кон} \quad (4-87)$$

Рассмотрим элементарный объем газозвеси (рис. 4-4) с нанесенными тепловыми потоками, проходящими через поверхности выделенного объема. Тепло, передаваемое кондукцией через поверхность S_1 , имеет значение

$$Q_K(\varphi) = \left[-\lambda_M \beta_{\varphi S} \frac{\partial \theta}{R \partial \varphi} - \lambda \varepsilon_{\varphi S} \frac{\partial t}{R \partial \varphi} \right] \Delta R \Delta z \Delta t$$

через поверхность S_2 (можно ограничиться двумя членами ряда) имеет значение

$$Q_K(\varphi + \Delta \varphi) = Q_K(\varphi) + \frac{\Delta \varphi}{11} \cdot \frac{\partial}{\partial \varphi} [Q_K(\varphi)] + \dots$$

Тогда количество тепла, которое остается в объеме ΔV за время Δt при движении потока тепла в направлении оси R , составит

$$\Delta Q_K(\varphi) = \frac{1}{R} \left\{ \frac{\partial}{\partial \varphi} \left[\lambda_M \beta_{\varphi S} \frac{\partial \theta}{R \partial \varphi} \right] + \frac{\partial}{\partial \varphi} \left[\lambda \varepsilon_{\varphi S} \frac{\partial t}{R \partial \varphi} \right] \right\} \Delta V \Delta t \quad (4-88)$$

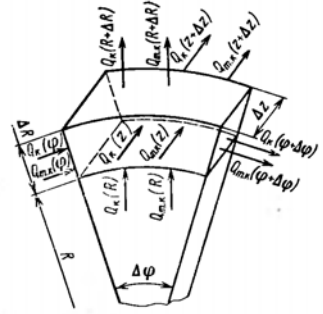
Проводя аналогичные рассуждения относительно тепловых потоков через поверхности S_3 , S_4 и S_5 , S_6 , запишем выражения для определения количества тепла, которое остается в объеме ΔV за время Δt при движении потока тепла в направлении оси R

$$\Delta Q_K(R) = \frac{\partial}{\partial R} \left(\lambda_M \beta_{RS} \frac{\partial \theta}{\partial R} + \lambda \varepsilon_{RS} \frac{\partial t}{\partial R} \right) \Delta V \Delta t \quad (4-89)$$

в направлении оси z

$$\Delta Q_K(z) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_M \beta_{zS} \frac{\partial \theta}{\partial z} + \lambda \varepsilon_{zS} \frac{\partial t}{\partial z} \right) \Delta V \Delta t \quad (4-90)$$

Комбинируя уравнения (4-87)—(4-90) и приравняв полученное значение выражению (4-86), получаем уравнение изменения



энергии в элементарном объеме ΔV за время Δt (в результате кондукции)

$$\Delta Q_k = \frac{1}{R} \left[\frac{\partial}{\partial \varphi} \left(\lambda_m \beta_{\varphi S} \frac{\partial \theta}{R \partial \varphi} \right) + \frac{\partial}{\partial \varphi} \left(\lambda_{\varepsilon \varphi S} \frac{\partial t}{R \partial \varphi} \right) \right] +$$

$$+ \left[\frac{\partial}{\partial R} \left(\lambda_m \beta_{RS} \frac{\partial \theta}{\partial R} \right) + \frac{\partial}{\partial R} \left(\lambda_{\varepsilon RS} \frac{\partial t}{\partial R} \right) \right] +$$

$$+ \left[\frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_m \beta_{zS} \frac{\partial \theta}{\partial z} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{\varepsilon zS} \frac{\partial t}{\partial z} \right) \right]$$

или

$$\Delta Q_k = \text{div } \beta_{\lambda} \lambda_m \text{ grad } \theta + \text{div } \varepsilon_S \lambda \text{ grad } t \quad (4-91)$$

Аналогично рассмотрению кондуктивной составляющей потока тепла через элементарный объем рассмотрим конвективную составляющую потока за время Δt . Как и при выводе уравнения сплошности, воспользуемая массовыми скоростями компонентов W и W_T . Количество тепла, которое остается в элементарном объеме ΔV при передаче тепла конвекцией по каждому из направлений

$$\Delta Q_{\text{кон}}(\varphi) = Q_{\text{кон}}(\varphi) - Q_{\text{кон}}(\varphi + \Delta \varphi)$$

$$\Delta Q_{\text{кон}}(R) = Q_{\text{кон}}(R) - Q_{\text{кон}}(R + \Delta R)$$

$$\Delta Q_{\text{кон}}(z) = Q_{\text{кон}}(z) - Q_{\text{кон}}(z + \Delta z)$$

Представляя второе вычитаемое каждого выражения в виде ряда Тейлора, ограничиваясь двумя первыми членами ряда и выражая тепловые потоки через массовые скорости компонентов, их теплоемкость и температуру, получим

$$\Delta Q_{\text{кон}}(\varphi) = - \frac{1}{R} \frac{\partial}{\partial \varphi} (W_T c_M \theta + W c t)_{\varphi} \Delta V \Delta t$$

$$\Delta Q_{\text{кон}}(R) = - \frac{\partial}{\partial R} (W_T c_M \theta + W c t)_R \Delta V \Delta t$$

$$\Delta Q_{\text{кон}}(z) = - \frac{\partial}{\partial z} (W_T c_M \theta + W c t)_z \Delta V \Delta t$$

Имея в виду, что c , c_M не зависят от координат, а W_T , θ , W , t являются функциями координат, найдем уравнение суммарного количества тепла в объеме ΔV за время Δt , переданного конвекцией

$$\Delta Q_{\text{кон}} = - \left[\frac{1}{R} \left(c_M W_{T\varphi} \frac{\partial \theta}{\partial \varphi} + c W_{\varphi} \frac{\partial t}{\partial \varphi} + c_M \theta \frac{\partial W_{T\varphi}}{\partial \varphi} + c t \frac{\partial W_{\varphi}}{\partial \varphi} \right) + \right.$$

$$+ \left(c_M W_{TR} \frac{\partial \theta}{\partial R} + c W_R \frac{\partial t}{\partial R} + c_M \theta \frac{\partial W_{TR}}{\partial R} + c t \frac{\partial W_R}{\partial R} \right) +$$

$$\left. + \left(c_M W_{Tz} \frac{\partial \theta}{\partial z} + c W_z \frac{\partial t}{\partial z} + c_M \theta \frac{\partial W_{Tz}}{\partial z} + c t \frac{\partial W_z}{\partial z} \right) \right] \Delta V \Delta t$$

Заменим массовую скорость ее значением и получим

$$\Delta Q = - \left[c_M \beta_{\tau \rho_M} \left(v_{\varphi} \frac{\partial \theta}{R \partial \varphi} + v_R \frac{\partial \theta}{\partial R} + v_z \frac{\partial \theta}{\partial z} \right) + \right.$$

$$\left. + c \varepsilon \rho \left(w_{\varphi} \frac{\partial t}{R \partial \varphi} + w_R \frac{\partial t}{\partial R} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} \right) \right] \Delta V \Delta t \quad (4-92)$$

Подставим уравнения (4-91) и (4-92) в (4-87), а ΔQ_k заменим ее значением из (4-86). Проведя некоторые преобразования, получим уравнение энергии потока газозвеси в криволинейном канале

$$c_M \rho_M \beta_{\tau} \frac{D\theta}{dt} + c \rho \varepsilon \frac{Dt}{dt} = \text{div } \beta_{\tau S} \lambda_m \text{ grad } \theta + \text{div } \varepsilon_S \lambda \text{ grad } t \quad (4-93)$$

Если λ_m , λ и $\beta_{\tau S}$, ε_S не зависят от направления, то уравнение (4-93) упрощается

$$c_M \rho_M \beta_{\tau} \frac{D\theta}{dt} + c \rho \varepsilon \frac{Dt}{dt} = \beta_{\tau S} \lambda_m V^2 \theta + \varepsilon \lambda V^2 t \quad (4-94)$$

Это уравнение аналогично уравнению энергии при движении газозвеси в прямых трубах.

Дифференциальные уравнения (4-79), (4-83)—(4-85) и (4-93) приближенно описывают движение газозвеси в криволинейных каналах и энергию потока. В общем случае эта система уравнений не может быть решена. Для частного случая эти уравнения следует дополнить условиями однозначности:

- 1) геометрические условия для канала и частиц
 $D = \text{const}$, $\Delta_{\tau}/D = \text{const}$, $\psi = \text{const}$, $d_0 = \text{const}$, $h/b = \text{const}$
- 2) физические условия
 $\partial \rho_M / \partial \tau = 0$, $0 < \mu < \mu_{\text{кр}}$, $\rho = p/(gRT)$, $\Delta p \ll p$
- 3) граничные условия
 при $R = R_1$, $R = R_2$ w_{φ} , w_R , $w_z = 0$
- 4) временные условия — в общем случае процесс нестационарный.

Уравнения гидродинамики газозвеси в криволинейных каналах позволяют получить вместе с условиями однозначности критериальные уравнения в неявном виде для определения параметров Ei , i , β_{τ}

$$Eu = f_1(\text{Ho}, \text{Ho}_M, \text{Re}, \text{Fr}_{\tau}, \mu_M, \rho_M/\rho, d_0/D, \psi, h/b, f_{\tau}) \quad (4-95)$$

$$i = f_2(\text{Ho}, \text{Ho}_M, \text{Re}, \text{Fr}_{\tau}, \mu_M, \rho_M/\rho, d_0/D, \psi, h/b, f_{\tau}) \quad (4-96)$$

$$\beta_{\tau} = f_3(\text{Ho}, \text{Ho}_M, \text{Re}, \text{Fr}_{\tau}, \mu_M, \rho_M/\rho, d_0/D, \psi, h/b, f_{\tau}) \quad (4-97)$$

4.5. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ЗАКРУЧЕННЫХ ПОТОКОВ ГАЗОВЗВЕСЕЙ

Для практических целей достаточно эффективным является путь экспериментального определения гидродинамических характеристик закрученных потоков газозвесей. В этом случае составляют упрощенные математические модели и применяют методы теории подобия. Такой подход был положен нами при исследовании спиральных каналов с вертикальной плоскостью закрутки. За основу была принята упрощенная модель движения частицы по криволинейному каналу, главными силами в которой являются сила гидродинамического сопротивления и центробежная сила.

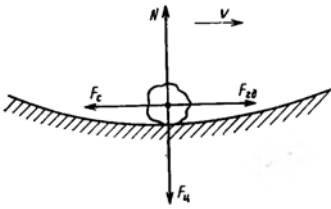


Рис. 4-5. Схема равновесия сил, действующих на частицу в криволинейном потоке.

Схема равновесия сил, действующих на частицу, показана на рис. 4-5.

Согласно этой схеме, центробежная сила $F_{ц}$ уравновешивается силой нормального

давления N (реакцией от вогнутой стенки канала), а сила гидродинамического сопротивления $F_{гд}$ уравновешивается силой сопротивления движению F_c . Последнюю можно рассматривать как результирующую всех сил, тормозящих движение частицы в криволинейном канале (силы трения скольжения и трения качения при вращении частиц, силы, возникающие при изменении скорости частиц, вызванном их столкновением между собой и о стенку аппарата, и т. д.).

Заметим, что при совпадении направления силы тяжести и центробежной силы первой можно пренебречь, так как $F_g \ll F_{ц}$. В остальных случаях силу тяжести можно рассматривать как составляющую силы F_c . При этом можно записать

$$F_c = -\psi N = \psi F_{ц} \quad (4-98)$$

где ψ — коэффициент сопротивления, учитывающий совокупность сил, тормозящих движение частицы (соударение и трение частиц друг о друга и о стенку, поперечная, кориолисова и др.).

Уравнения движения частицы диаметром d и массой m на вертикальной стенке криволинейного канала запишутся в виде

$$m \frac{dv}{dt} = \xi \frac{\pi d^2}{4} \rho \frac{(w-v)^2}{2} \quad (4-99) \quad mv^2/R = -N \quad (4-100)$$

Движение в радиальном направлении ограничено спиральной перегородкой, поэтому основной составляющей абсолютной скорости движения частицы являются тангенциальная скорость. Таким образом с учетом соотношения (4-98) уравнение движения можно рассматривать как

$$m \frac{dv}{dt} = \xi \frac{\pi d^2}{4} \rho \frac{(w-v)^2}{2} - \psi \frac{mv^2}{R} \quad (4-101)$$

Для условий равновесия на основании принципа Даламбера уравнение (4-101) можно записать в виде

$$\frac{\pi d^2}{4} \rho \frac{(w-v)^2}{2} = K \frac{\pi d^3}{6} \rho_m \frac{v^2}{R} \quad (4-102)$$

где K — приведенный коэффициент, характеризующий соотношение сил (факторов) торможения и гидродинамического сопротивления при движении частицы

$$K = \psi/\xi \quad (4-103)$$

В результате преобразований уравнения (4-102) с учетом того, что $u = w - v$, получаем выражение для определения относитель-

Рис. 4-6. Зависимость приведенного коэффициента сопротивления от скорости газа для частиц ПВХ различных диаметров:

1 — $d = 360$ мкм; 2 — 250; 3 — 180; 4 — 130; 5 — 80; 6 — 56 мкм.

ной скорости частицы при движении газовой взвеси по криволинейному каналу

$$u = \frac{w}{1 + \sqrt{\frac{3}{4} \frac{1}{K} \frac{R}{d} \frac{\rho}{\rho_m}}} \quad (4-104)$$

В уравнении (4-104) неизвестной величиной является приведенный коэффициент сопротивления K , который определяли экспериментально, измеряя среднюю скорость движения отдельных проб суспензионного ПВХ в спиральном пневмоканале. В результате получены следующие эмпирические зависимости:

$$\text{при } w \leq 20 \text{ м/с} \quad K = 2,04 \cdot 10^{-2} Re^{-0,329} Fr^{0,54} \quad (4-105)$$

$$\text{при } w > 20 \text{ м/с} \quad K = 2,5 \cdot 10^{-3} d^{-0,8} \quad (4-106)$$

В условиях опытов число Re изменялось от 33 до 700, число Fr — от $2,3 \cdot 10^4$ до $7,8 \cdot 10^8$.

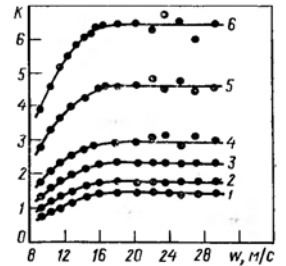
Зависимость приведенного коэффициента сопротивления от скорости воздуха для разных фракций ПВХ показана на рис. 4-6. Из кривых видно, что при скорости воздуха более 20 м/с коэффициент сопротивления для частиц всех диаметров остается практически постоянной величиной, т. е. при высоких скоростях имеется область автомодельного режима.

На последующем этапе исследования была подвергнута проверке гипотеза о необходимости оперировать в уравнении (4-102) не осредненными, а локальными значениями скоростей частиц (близкими к мгновенным) на участке стабилизированного движения в канале постоянной кривизны [89]. Для этого были изменены условия и методика эксперимента.

В экспериментах использовали фракции частиц суспензионного ПВХ и сополимеров на основе ВХ со средними диаметрами 8, 90, 140, 225, 280 и 360 мкм. Скорости частиц измеряли на четырех радиусах канала: 285, 245, 195 и 155 мм. Скорость воздуха изменяли в интервале от 10 до 28 м/с.

На рис. 4-7 графически представлены некоторые результаты эксперимента. Из рис. 4-7, а, б видно быстрое вырождение зависимости $K = f(R, d)$ с увеличением R и d . Причем коэффициент сопротивления в большей степени зависит от радиуса вращения. В рассматриваемом примере $K \sim d^{-4}$ и $K \sim d^{-0,7}$.

Из рис. 4-7, в также можно видеть вырождение зависимости, начинающееся в интервале чисел Re от 200 до 500. Интересно, что в случае прямолинейного движения коэффициент гидродинами-



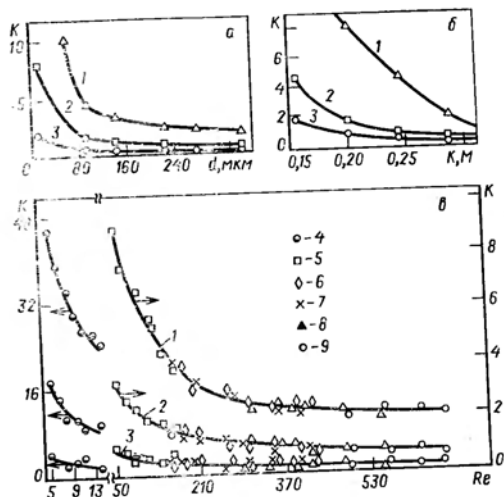


Рис. 4-7. Зависимость приведенного коэффициента сопротивления: а — от диаметра частицы при $\omega = 28$ м/с; 1 — $R = 0,155$ м; 2 — $0,20$ м; 3 — $R = 0,285$ м; б — от радиуса вращения при $\omega = 28$ м/с; 1 — $d = 8$ мкм; 2 — 90 мкм; 3 — $d = 360$ мкм; в — от числа Рейнольдса; 1 — $R = 0,155$ м; 2 — $0,20$ м; 3 — $R = 0,285$ м; 4 — $d = 8$ мкм; 5 — 90 ; 6 — 140 ; 7 — 225 ; 8 — 280 ; 9 — 360 мкм.

ческого сопротивления ξ становится практически постоянным при $Re > 500$ [166].

В результате обработки экспериментальных данных получено следующее уравнение для расчета приведенного коэффициента сопротивления при криволинейном движении дисперсного материала в спиральном канале

$$K = 1,76 \cdot 10^{13} Re^{-3,4} Fr^{1,37} (d, R)^{4,1} \quad (4-107)$$

Расчеты по зависимости (4-107) дают заниженные значения K по сравнению с формулами (4-105) и (4-106), поэтому скорости частиц, рассчитываемые по уравнению (4-102), получаются выше.

Этот факт можно объяснить тем, что движение отдельных частиц носит во многом случайный характер, обусловленный разнообразием действующих сил и неравноценностью гидродинамических условий по поперечному сечению канала. Вследствие этого частицы даже в пределах одной фракции тормозятся в большей или меньшей степени, и компактное в начале движения облако частиц быстро размывается по мере продвижения вдоль криволинейного канала, т. е. происходит нормальное распределение по скоростям их движения. Естественно, что в переднем фронте облака наиболее вероятно находится та часть фракции, которая имеет статистически максимальную скорость.

Таким образом, совокупность зависимостей (4-105), (4-106) и (4-107) можно использовать для приближенной оценки распре-

ления частиц по скоростям при движении дисперсного потока в спиральном канале и расчета коэффициента продольной диффузии твердой фазы.

Основной недостаток методик измерения скоростей дисперсных потоков, примененных в работах [28, 89], заключается в невозможности количественной оценки влияния концентрации твердой фазы в потоке газозвеси на скорость движения твердой фазы. Поэтому при исследовании гидродинамики криволинейных каналов больших радиусов закругления нами разработана схема измерения, основанная на регистрации изменения во времени оптической плотности дисперсного потока при пересечении им светового луча, что позволило судить о концентрации в газе взвешенных в газе частиц материала.

После математической обработки данных экспериментов на ЭВМ БЭСМ-4М получены следующие критериальные зависимости в функции коэффициента скольжения:

$$i = \omega/v = 5,79 Re^{-0,46} Fr^{0,29} \mu_M^{0,043} \quad (4-108)$$

для сополимера СХН-60

$$i = 15,8 Re^{-1,11} Fr^{0,55} \mu_M^{0,063} \quad (4-109)$$

для полиметилметакрилата

$$i = 3,33 Re^{-0,18} Fr^{0,19} \mu_M^{0,049} \quad (4-110)$$

В зависимостях (4-108)—(4-110) число Фруда выражается через скорость газа и радиус спирали, число Рейнольдса — через скорость газа и средний диаметр частиц.

Значительное различие значений коэффициентов и показателей степеней уравнений (4-108)—(4-110) обусловлено природой дисперсного материала. Для получения более общих зависимостей необходима количественная оценка физико-химических и структурно-морфологических свойств материалов (полидисперсность, форма частиц, плотность, адгезионность и электростатические свойства) и варьирование этих характеристик при проведении экспериментов.

В этом отношении представляло практический интерес обобщить данные по гидродинамике, полученные в экспериментах с суспензионным ПВХ и сходными с ним по структуре продуктами.

Связь между коэффициентом скольжения дисперсной и газовой фаз и приведенным коэффициентом скольжения легко устанавливается из соотношения (4-102)

$$i = 1 + \sqrt{\frac{K}{0,75} \frac{\rho_M d}{\rho R}} \quad (4-111)$$

В зависимости (4-111) подкоренное выражение является безразмерной величиной. Анализ выражения $\rho_M d / \rho R$ показывает, что это не что иное, как модифицированный критерий Стокса, характеризующий условия осаждения дисперсной фазы в вихревом потоке

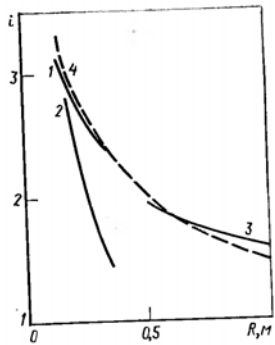


Рис. 4-8. Зависимость коэффициента скольжения i от радиуса R криволинейного канала для суспензионного ПВХ при $\omega = 25$ м/с, $d = 150$ мм, $\mu_m = 0,1$, построенные по уравнениям:

1 — (4-106); 2 — (4-107); 3 — (4-108); 4 — (4-113).

газа. В связи с этим при обработке результатов экспериментов, полученных в работах [28, 89], ввели новый комплекс — молифицированное число Стокса

$$\text{Stk} = \frac{\rho_m d}{\xi \rho R} \quad (4-112)$$

Коэффициент гидродинамического сопротивления ξ рассчиты-

вали по формуле (4-11), в которой условия стесненности потока, вызванные пристенным эффектом, не учитывались, а число Рейнольдса выражали через средний диаметр частиц и скорость газа. Условия стесненности потока учитывали расходной концентрацией материала в газе. Число Фруда рассчитывали для всего потока: по скорости газа и радиусу вращения потока газозвеси. В результате обработки экспериментальных данных на ЭВМ получено критериальное уравнение

$$i = 6,38 \text{Re}^{-0,23} \text{Fr}_c^{0,15} \text{Stk}^{0,26} \mu_m^{0,08} \quad (4-113)$$

которое с точностью до 9 % описывает скольжение дисперсной и газовой фаз в интервале $R = 0,15-1,0$ м, $\omega = 4,8-36$ м/с, $\mu_m = 0,025-1,0$ и $d = 8-360$ мкм для округлых или комковатых частиц с фактором формы $f = 1,2-1,6$.

На рис. 4-8 показаны для сравнения зависимости коэффициента скольжения от радиуса вращения потоков газозвесей, построенные по уравнениям (4-106), (4-107), (4-108), (4-111) и (4-113). Из рисунка видно, во-первых, что графики, построенные по зависимостям (4-106) и (4-108), полученным для разных интервалов радиусов вращения, хорошо стыкуются. Во-вторых, результаты аппроксимации (4-113) хорошо согласуются с графиками зависимостей (4-106) и (4-108). График зависимости (4-107), как и следовало ожидать, проходит несколько ниже.

При исследовании гидродинамики закрученных потоков газозвесей с горизонтальной плоскостью вращения сделана попытка [133] учесть количественные характеристики дисперсных материалов через возможно большее число показателей физико-химических и структурно-морфологических свойств.

На основе детального рассмотрения всей совокупности дифференциальных уравнений (4-15)–(4-17) и информации о гидродинамике потоков, полученной нами в работах [28, 89, 114], в числе наиболее действенных гидродинамических факторов для аппаратов спирального и вихревого типов с горизонтальной плоскостью крутки потока определены входные характеристики потока газа

(скорость ω , расход L , плотность ρ и вязкость μ), входные характеристики дисперсного материала (расход G_m , плотность ρ_m , диаметры частиц средний d и максимальный d_{max} , форма частиц, выражаемая через фактор формы f), характерные геометрические размеры, например определяющие радиус вращения потока газозвеси (радиус спирали канала или вихревой камеры).

В результате обработки экспериментальных данных для спирального канала получены следующие критериальные уравнения для определения коэффициента скольжения фаз:

$$i = 5 \cdot 10^{-2} \text{Re}_d^{0,15} \text{Fr}_c^{0,18} \mu_m^{0,12} (\rho_m/\rho)^{0,27} \quad (4-114)$$

с учетом полидисперсности материала

$$i = 0,826 \text{Re}_d^{0,13} \text{Fr}_c^{0,18} \text{Stk}^{0,45} \mu_m^{0,15} \sigma_d^{0,43} \quad (4-115)$$

для вихревой камеры

$$i = 33,6 \text{Fr}_c^{0,18} \text{Stk}^{0,12} \mu_m^{0,47} \sigma_d^{0,5} f^{-0,33} \quad (4-116)$$

Уравнения (4-114) и (4-115) получены при следующих интервалах изменения критериев и симплексов

$$\text{Re}_d = 50 \div 810; \quad \text{Fr}_c = 80 \div 720; \quad \mu_m = 0,01 \div 0,35;$$

$$\text{Stk} = 0,122 \div 0,889; \quad \sigma_d = 2,34 \div 4,89$$

а уравнение (4-116) в следующем диапазоне:

$$\text{Fr}_c = 466 - 1467; \quad \text{Stk} = 0,26 - 1,22; \quad \mu_m = 0,007 - 0,062$$

$$\sigma_d = 2,34 - 4,89; \quad f = 1,7 - 2,4; \quad H/D = 0,39 - 0,54$$

$$h/H = 0,13 - 0,30; \quad \Sigma b/D_0 = 0,053 - 0,08$$

Экспериментальные данные, использованные для получения уравнений (4-114) и (4-115), были подсчитаны в соответствии с зависимостью (4-96), что позволило получить следующее обобщенное критериальное уравнение для определения коэффициента скольжения фаз в спиральном канале:

$$i = 2,6 \cdot 10^{-3} \text{Re}^{0,42} \text{Fr}_c^{0,18} \mu_m^{0,12} (\rho_m/\rho)^{0,27} (d/D_{\text{эк}})^{0,19} \quad (4-117)$$

Экспериментальные данные во всем интервале изменения параметров потока газозвесей более точно описываются зависимостью (4-117). Для определения времени пребывания твердой фазы в вихревой камере получена критериальная зависимость

$$\theta = \frac{\tau_m}{\tau_r} = 125 \rho^{0,66} \text{Re}^{0,53} \left(\frac{H}{D}\right)^{1,16} \left(\frac{H}{H-h}\right)^{0,72} \left(\frac{\Sigma b}{D_0}\right)^{2,01} \quad (4-118)$$

Гидравлическое сопротивление спирального канала определяется суммой потерь напора, обусловленных трением газового потока о стенки канала и присутствием твердой фазы в потоке.

В общем случае потери напора описываются следующим уравнением:

$$\sum_{i=1}^n \Delta p_{cmi} = \sum_{i=1}^n \Delta p_{0i} (1 + K\mu_m) \quad (4-119)$$

где

$$\sum_{i=1}^n \Delta p_{0i} = \sum_{i=1}^n \xi_{0i} \frac{\rho \omega^2}{2} \cdot \frac{l_i}{D_{0i}} \quad (4-120)$$

В зависимости (4-120) коэффициент сопротивления имеет тот же смысл, что и в уравнении (4-60). Коэффициент сопротивления для гладкого спирального канала постоянного сечения можно рассчитать по следующей зависимости [116]:

$$\xi_0 = 2,65 \text{Re}^{-0,33} (R/b)^{-0,5} \quad (4-121)$$

Интервал изменения параметров

$$\text{Re} = 8000 - 45000; \quad (R/b) = 9 - 22$$

Коэффициент пропорциональности K (коэффициент Гастерштадта) в уравнении (4-119) является комплексным коэффициентом, учитывающим присутствие твердой фазы в потоке и влияние ее на гидравлическое сопротивление спирального канала. Физический смысл его аналогичен физическому смыслу коэффициентов λ_{tr}^* и $\lambda_{m,к}$ в уравнениях (4-68) и (4-75). Находят его из соотношения [116]

$$K = 8,4 \cdot 10^{-8} (d_{cp})^{-1,17} \text{Re}_v^{1,27} (D_{0к}/d_{cp})^{0,61} \quad (4-122)$$

Интервал изменения параметров

$$\text{Re}_v = 9 \div 1128; \quad D_{0к} = (25,4 \div 66,7) 10^{-3} \text{ м}$$

$$d_{cp} = (0,125 \div 2,8) 10^{-2} \text{ м}$$

Гидравлическое сопротивление вихревой камеры рассчитывают в зависимости от соотношения геометрических размеров по коэффициенту местного сопротивления, отнесенному к входной скорости газа.

Коэффициент сопротивления ненагруженной камеры [133]

$$\xi_0 = 206 \left(\sum b/D_0 \right)^{1,86} \quad (4-123)$$

При загрузке камеры, равной удерживающей способности ее при заданном режиме, коэффициент гидравлического сопротивления с точностью $\pm 15\%$ можно найти из соотношения [49]

$$\xi_m = (\sim b/D)^{0,33} (D_0/D)^{-0,2} [90 \left(\sum h_i/D \right)^{1,2} + C] \quad (4-124)$$

Интервал изменения параметров составляет

$$\sum h_i/D = 0,055 - 0,20; \quad D_0/D = 0,25 - 0,45; \quad b/D = 0,2 \div 0,6$$

Величина коэффициента C в уравнении зависит от диаметра камеры и определяется зависимостью

$$C = 4,4 \exp(-4,6D) \quad (4-125)$$

где $D = 0,12 - 0,82$.

118

При непрерывной подаче материала в аппарат коэффициент сопротивления находят из соотношения

$$\xi_m = (1 + 0,6\mu_m) \xi_0 \quad (4-126)$$

где $\mu_m = 0 - 0,6$.

4.6. ДВИЖЕНИЕ ГАЗОВЗВЕСИ МАТЕРИАЛА В НЕИЗОТЕРМИЧЕСКИХ УСЛОВИЯХ

В большинстве работ, посвященных изучению гидродинамики сушилок для дисперсных материалов, работающих в режиме пневмотранспорта, а также использующих принцип закрученного потока взаимодействующих фаз, рассматривается движение одиночной частицы или совокупности частиц в изотермических условиях, а полученные результаты обобщаются на весь поток газозвеси. Весьма ограничено число работ, учитывающих неизоотермичность, а также изменение массы частиц в результате сушки. Ниже приводится выполненное нами решение задачи движения одиночной частицы переменной массы в горизонтальном участке трубы-сушилки [117].

Запишем уравнение движения шарообразной частицы переменной массы в горизонтальной трубе в режиме пневмотранспорта

$$m \frac{dv}{dt} = \xi \frac{\pi d^2 \rho}{8} (w - v)^2 - v \frac{dm}{dt} \quad (4-127)$$

Масса влажной частицы, выраженная через влагосодержание

$$m = m_r (1 + C) \quad (4-128)$$

откуда

$$\frac{dm}{dt} = m_r \frac{dC}{dt} \quad (4-129)$$

Подставляя (4-128) и (4-129) в (4-127), получаем

$$m_r (1 + C) \frac{dv}{dt} = \xi \frac{\pi d^2 \rho}{8} (w - v)^2 - v m_r \frac{dC}{dt} \quad (4-130)$$

Для решения уравнения (4-130) необходимо знать зависимости влагосодержания и изменения влагосодержания от времени. Для определения зависимости $dC/dt = f(\tau)$ проведем следующие рассуждения. Изменение температуры сушильного агента связано с количеством испарившейся влаги. Поскольку при сушке дисперсных материалов в период постоянной скорости критерий Ребиндера намного меньше единицы, запишем уравнение теплового баланса

$$- [G_r c_r + (W_0^n + W) c_n] dt = r dW \quad (4-131)$$

Интегрируя (4-131) с учетом того, что теплоемкость пара и абсолютно сухого воздуха в интервале $20 - 300^\circ\text{C}$ мало зависят от температуры, получим

$$t = t_0 - \frac{r}{c_n} \ln \frac{G_r c_r + c_n (W_0^n + W)}{G_r c_r + c_n W_0^n} \quad (4-132)$$

Изменение количества испарившейся влаги в первый период сушки можно найти из уравнения массоотдачи

$$dW_r d\tau = \beta_{1r} S (t - t_{m, \tau}) \quad (4-133)$$

119

Заменяв значение текущей температуры в уравнении (4-133) зависимостью (4-132), получим

$$\frac{dW}{dt} = \beta_{II} S \left[t_0 - t_{m.т} - \frac{r}{c_n} \ln \frac{G_r c_r + c_n (W_0^n + W)}{G_r c_r + c_n W_0^n} \right] \quad (4-134)$$

Выразив количество испарившейся влаги и изменение количества испарившейся влаги через влагосодержание, а также разделив числитель и знаменатель выражения, стоящего под знаком логарифма, на G_r в уравнении (4-132), получим

$$\frac{dC}{dt} = - \frac{6\beta_{II}}{d\rho_T} \left[t_0 - t_{m.т} - \frac{r}{c_n} \ln \frac{c_r + c_n X_0 + c_n \mu_T C_0 + c_n \mu_T C}{c_r + c_n X_0} \right] \quad (4-135)$$

Так как $S/G_T = 6/d\rho_T$, уравнение (4-135) можно проинтегрировать, тогда получим зависимость влагосодержания материала от времени. Подставив в уравнение (4-130) значение dC/dt из выражения (4-135), получим

$$m_T (1 + C) \frac{dv}{dt} = \xi \frac{\pi d^2 \rho}{8} (w - v)^2 + m_T v \frac{6\beta_{II}}{d\rho_T} \times \left[t_0 - t_{m.т} - \frac{r}{c_n} \ln \frac{c_r + c_n X_0 + c_n \mu_T C_0 + c_n \mu_T C}{c_r + c_n X_0} \right] \quad (4-136)$$

Для решения уравнения (4-136) вместо C нужно подставить его значение, полученное в результате интегрирования выражения (4-135) в интервале влагосодержаний от C_0 до $C_{кр}$.

Коэффициент массоотдачи β_{II} определяется по критериальным зависимостям при средних температурах сушильного агента и теплового пограничного слоя. Значения $t_{m.т}$ и r , являющиеся функциями температуры, можно при вычислении принимать как средние значения, или при более строгой постановке задачи из следующих выражений:

$$r = r_0 + (c_n - c_{ж}) t \quad (4-137)$$

$$t_{m.т} = t - \frac{r}{c_n} \left(\frac{c_r + c_n X_n}{c_r + c_n X} - 1 \right) \quad (4-138)$$

$$X_n = \frac{R_r}{R_n} \frac{P_n}{P - P_n} \quad (4-139)$$

$$\lg P_n = \frac{R_r}{R_n} + \frac{7,5 t_{m.т}}{238 + t_{m.т}} \quad (4-140)$$

$$X = \mu_T (C_0 - C) \quad (4-141)$$

Система уравнений (4-130)–(4-141) легко решается методом итерационных процедур на ЭВМ. Так как процесс сушки является неизотермическим, при его протекании будут изменяться плотность, скорость и вязкость сушильного агента в соответствии с выражениями

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0}{T}; \quad w = w_0 \frac{T}{T_0}; \quad \mu = \mu_0 \frac{T_0 + C}{T + C} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1/2}$$

где C — константа Сюзерленда; для воздуха $C = 84$.

Для определения температуры сушильного агента и высушиваемого материала в период падающей скорости сушки запишем уравнение теплового баланса

$$- [G_r + c_n (W_0^n + W)] dt = r dW + [G_r c_r + (W_0^n - W) c_{ж}] d\theta \quad (4-142)$$

Выразив количество испарившейся влаги через влагосодержание и разделив обе части уравнения на G_r , получим

$$- [c_r + c_n X_0 + \mu_T c_n (C_0 - C)] dt = (\mu_T c_r + c_{ж} \mu_T C) d\theta - \mu_T dC \quad (4-143)$$

где $X_0^n = W_0^n/G_r$ — отношение начального количества влаги в твердом теле к расходу абсолютно сухого газа.

Если вынести в правой части уравнения (4-143) за скобки член $\mu_T dC$, то правая часть уравнения преобразуется к виду

$$(Rb - 1) \mu_T dC$$

Приравнявая это выражение к левой части уравнения (4-143), получим

$$- [c_r + c_n X_0 + c_n \mu_T (C_0 - C)] dt = (Rb - 1) \mu_T dC \quad (4-144)$$

В случае конвективной сушки значения Rb для дисперсных материалов можно заменить эмпирической зависимостью, предложенной в работе [60]

$$Rb = B(C)^k \quad (4-145)$$

где B и k — постоянные, не зависящие от режима сушки, а определяемые физико-механическими свойствами высушиваемого материала.

Подставив выражение (4-145) в уравнение (4-144), разделив переменные и проинтегрировав, получим зависимость температуры сушильного агента от влагосодержания в период падающей скорости сушки

$$t = t_{к1} + \int_{C_{кр}}^C \frac{\mu_T [B(C)^k - 1] dC}{c_r + c_n X_0 + c_n \mu_T (C_0 - C)} \quad (4-146)$$

Для ряда дисперсных материалов при равновесном влагосодержании 0,02–0,03 кг/кг с достаточной для инженерных методов расчета точностью можно считать, что критерий Rb значительно меньше единицы, тогда зависимость температуры сушильного агента от влагосодержания будет иметь вид

$$t = t_{к1} - \frac{r}{c_n} \ln \frac{c_r + c_n X_0 + c_n \mu_T (C_0 - C)}{c_r + c_n X_0 + c_n \mu_T (C_0 - C_{кр})} \quad (4-147)$$

Для определения действительной температуры материала в период падающей скорости сушки правую часть уравнения (4-143) можно преобразовать и одно из слагаемых приравнять значению Rb из выражения (4-145)

$$\frac{(c_r + c_{ж} C) d\theta}{r dC} = B(C)^k \quad (4-148)$$

Разделив переменные и проинтегрировав уравнение (4-148), получим:

$$0 = t_{м.т} + Br \int_{C_{кр}}^{C_k} \frac{C^k dC}{c_T + c_{ш}C} \quad (4-149)$$

Таким образом, на основании приведенных рассуждений можно рассчитать скорость движения частицы переменной массы в неизо-термических условиях при сушке в периодах постоянной и падающей скорости, температуру сушильного агента и температуру дисперсного материала.

Глава 5

АППАРАТУРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЕ ОФОРМЛЕНИЕ ПРОЦЕССОВ СУШКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ

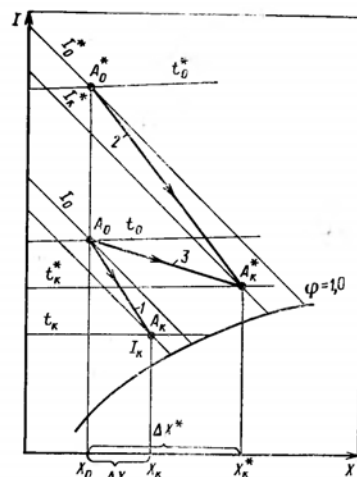
5.1. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ И ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ АСПЕКТЫ ВЫБОРА СПОСОБА СУШКИ

Во многих процессах химической технологии целевые вещества, выходящие из реакционной зоны, разбавлены жидкой фазой. Анализ последующих стадий химического производства вплоть до получения продукта в товарной форме показывает возможность выделения целевого вещества из реакционной массы в зависимости от физико-химических и структурно-механических свойств исходного материала (его компонентов) и требований к качественным показателям готового продукта [93].

Энергетически выгодно большую часть воды из реакционной массы удалять механическим способом для получения влажных порошков, пригодных к сушке во взвешенном состоянии. Механическое обезвоживание в сочетании с отмывкой вводится в технологический цикл выделения во всех случаях, когда требуется целевой продукт высокой чистоты. Осадки после центрифуг или фильтров в зависимости от физико-химических и структурно-механических свойств продуктов могут в значительной степени различаться по влажности, консистенции, дисперсности и т. д., что обуславливает применение разных типов сушильного оборудования в химической технологии. Однако во всех случаях при выборе способа сушки и аппаратного оформления процесса следует руководствоваться следующими принципами [93]:

минимизация стоимости сушки, т. е. уменьшение затрат энергии, капитальных затрат, расходов на обслуживание и ремонт;

Рис. 5-1. Термодинамическое изображение процесса сушки на диаграмме $I-X$ для разных термических разновидностей: 1 — умеренная температура воздуха; 2 — высокая температура воздуха; 3 — умеренная температура воздуха при дополнительном подводе тепла.



полная безопасность процесса, включая защиту окружающей среды от загрязнений вредными веществами; обеспечение технологичности процесса, т. е. учет факторов, касающихся, например, организации движения материала и газа в системе, простоты обслуживания и ремонта, а также и специфических требований, например получения продукта с заданными дисперсностью, гранулометрическим составом, плотностью и прочностью частиц, получения неплящущего продукта.

Одним из основных критериев при выборе способа сушки является стоимость стадии сушки в общей технологической цепочке получения химической продукции. Естественно, предпочтение следует отдавать способу, обеспечивающему минимальные капитальные и эксплуатационные затраты (энергетические, на обслуживание, амортизацию, ремонт и т. д.), входящие в себестоимость сушки.

Минимизация затрат на стадии сушки означает в первую очередь уменьшение энергозатрат и эффективное использование энергии. Это связано, прежде всего, с достижением минимально возможной влажности материала на стадии, предшествующей сушке, с применением максимально возможной температуры сушильного агента и максимальных температурных перепадов в сушилках.

Уменьшение общего количества сушильного агента может быть достигнуто также подводом дополнительного тепла непосредственно в зону сушки через специальные греющие элементы. В этой связи полезно проанализировать некоторые термические разновидности процесса конвективной сушки на диаграмме $I-X$.

На рис. 5-1 представлено термодинамическое изображение процесса сушки на диаграмме $I-X$ трех термических разновидностей: при умеренной температуре воздуха, при высокой температуре воздуха и при умеренной температуре воздуха и дополнительном подводе тепла.

Из сравнения графиков видно, что процессы 1 и 2 существенно неравноценны по расходам воздуха. С учетом обратной пропор-

циональности между удельным расходом воздуха и разностью влажосодержаний его в начале и конце процесса сушки низкотемпературный режим требует больше воздуха. Однако ввод дополнительного тепла при умеренной температуре теплоносителя (кривая 3) существенно уменьшает потребление воздуха и делает расход последнего сопоставимым с расходом воздуха при высокотемпературной сушке.

Для термочувствительных материалов высокотемпературная сушка допустима в аппаратах с идеальным вытеснением сушильной и сушимой сред. В аппаратах с полным перемешиванием приходится применять теплоноситель с умеренной температурой, чтобы избежать локальных перегревов частиц. В последнем случае для повышения эффективности процесса целесообразно вводить в зону сушки дополнительное тепло.

Этот технологический прием в последние годы успешно применяют западноевропейские и японские фирмы («Ниро Атомайзер», «Эшер Висс», «Нара» и др.) для сушки ПВХ, сополимеров ВХ и АВС-пластиков. Так, по данным фирмы «Ниро Атомайзер», размещение обогреваемых поверхностей в кипящем слое суспензионного ПВХ позволяет вводить в процесс до 80 % требуемого тепла и, таким образом, уменьшать расход воздуха в 4—5 раз по сравнению с расходом его для обычной сушки в кипящем слое при умеренной температуре теплоносителей [75].

Важнейшим источником уменьшения себестоимости высушиваемого продукта является интенсификация процесса сушки, т. е. эффективное использование объема сушилки. Чем меньше размеры аппарата при одной и той же производительности, тем он менее металлоемок, требует меньших капитальных и других затрат. Возможности интенсификации сушильных аппаратов видны из формул для расчета объема рабочей зоны сушилки [93]

$$V_{p.з} = \frac{cL(t_0 - t_k)}{\alpha \beta_T s_d \Delta X} \quad (5-1)$$

или

$$V_{p.з} = \frac{L(X_k - X_0)}{\beta_X \beta_T s_d \Delta X} \quad (5-2)$$

Из формул (5-1) и (5-2) видно, что для уменьшения объема рабочей зоны необходимо уменьшить параметры, входящие в числитель, и увеличить параметры, входящие в знаменатель. Учитывая, что α и $\beta_X \sim d^{0.5}$, а $s_d \sim d^{-1}$, запишем пропорциональность для объема рабочей зоны

$$V_{p.з} \sim d^{0.5} a^{-0.5} \beta_T^{-1} \Delta t^{-1} X L \quad (5-3)$$

Из пропорциональности (5-3) видно, что для уменьшения габаритов сушилки нужно стремиться к уменьшению размеров частиц высушиваемого материала и увеличению концентрации его в рабочей зоне, т. е. в общем случае — к увеличению поверхности фазового контакта. Кроме того, необходимо увеличивать относи-

тельную скорость дисперсной и газовой фаз, увеличивать движущую силу процесса сушки и уменьшать расход воздуха на сушку.

При разработке технологии сушки и конструкций аппаратов стремятся к усилению всех перечисленных факторов или части из них. Так, для увеличения дисперсности прибегают к тонкому диспергированию исходного материала при сушке методом распыления или к измельчению влажного материала в мельницах или дезагрегаторах, встроенных в пневмосушилку.

Увеличение скорости газа для повышения относительной скорости дисперсной и газовой фаз не всегда оправдано. Для сушилок кипящего слоя увеличение скорости не дает нужного эффекта, так как в этих сушилках относительная скорость фаз и пределы существования кипящего слоя ограничены скоростью витания частиц материала. Кроме того, повышение скорости газа способствует уменьшению концентрации твердой фазы в объеме аппарата. Для прямых пневмосушилок увеличение скорости газа эффективно только на начальном участке разгона (0,5—2 м), далее относительная скорость быстро уменьшается, приближаясь к скорости витания частиц.

Эффективное увеличение относительной скорости достигается при закручивании потока газовой фазы материала, при встречных или пересекающихся потоках газовой фазы, при наложении вибраций или акустических колебаний на высушиваемый материал в зоне сушки. Закручивание потоков особенно эффективно при сушке тонкодисперсных материалов; для них относительная скорость может превышать скорость витания частиц на несколько порядков.

Наиболее благоприятные условия для интенсификации, достигаемой увеличением концентрации материала в газовой фазе, создаются в сушилках кипящего слоя. Чем меньше относительная порозность слоя, тем эффективнее эти аппараты.

Увеличение концентрации материала в рабочей зоне пневмосушилок может быть достигнуто двумя способами: применением рециркуляции высушенного продукта и уменьшением скорости высушиваемых частиц, т. е. торможением их, обусловленным закручиванием потока сушильного агента в зоне сушки. Первый способ целесообразно применять при сушке паст, так как при смешении с сухим продуктом пастообразный материал приобретает сыпучие свойства и способность легко транспортироваться воздушным потоком. Во втором способе сушильный тракт в пневмосушилке выполняется в виде спирального канала или вихревой камеры. В них эффект концентрирования, достигаемый торможением частиц в закрученном потоке, сочетается с эффектом увеличения относительной скорости дисперсной и газовой фаз.

Существенно влияет на интенсификацию сушки движущая сила процесса, определяемая в общем случае разностью потенциалов (температур или концентраций влаги) газа и материала

$$\bar{\Delta t} \sim (t - \theta) \quad (5-4) \quad \bar{\Delta X} \sim (X' - X) \quad (5-5)$$

Как видно из пропорциональности (5-4), движущая сила находится в прямой зависимости от разности температур газа и продукта. Величина этой разности существенно зависит от гидродинамической обстановки в аппарате. Для аппаратов идеального перемешивания движущая сила минимальна, для аппаратов идеального вытеснения она максимальна и может более чем на порядок превышать движущую силу в аппаратах идеального перемешивания. Кроме того, идеальное вытеснение позволяет применить сушильный агент с более высокой температурой и тем самым уменьшить его расход. Наиболее благоприятные условия интенсификации увеличением движущей силы создается в аппаратах, работающих в режиме пневмотранспорта.

Объем рабочей зоны находится в прямой зависимости от расхода газа. Расход сушильного агента — балансовая величина, зависящая от количества тепла, требуемого для десорбции заданного количества влаги. Выше указывалось, что расход сушильного агента можно уменьшить, повысив его температуру или дополнительно подведя тепло непосредственно в зону сушки через нагревательные элементы.

При выборе способа сушки для конкретного материала необходимо принимать во внимание весомость каждого параметра, входящего в соотношение (5-3), и учитывать свойства высушиваемого материала как объекта сушки [93].

Например, если ориентироваться только на движущую силу процесса сушки, то пневматические сушилки с идеальным вытеснением дисперсной и газовой фаз кажутся предпочтительнее сушилок с идеальным перемешиванием, так как обеспечивают максимальную движущую силу и возможности повышения начальной температуры и, следовательно, уменьшения требуемого расхода воздуха.

Однако, если обратиться к концентрации дисперсной фазы, то оказывается, что этот член пропорции (5-3) может вносить совершенно разный вклад в величину объема рабочей зоны аппарата в зависимости от способа сушки. Так, в пневмосушилках при сушке полимерных материалов концентрация в пределах 10^{-5} — 10^{-3} м³/м³, в то время как сушилки кипящего и фонтанирующего слоя при обычных режимах псевдооживления (порозность слоя $\epsilon = 0,55$ — $0,95$) обеспечивают концентрацию от 0,05 до 0,45 м³/м³. Следовательно, сушилки кипящего слоя могут быть интенсивнее пневмосушилок более чем на 2—3 порядка.

Для сравнения представим себе, что мы уменьшили размер частиц высушиваемого материала или увеличили относительную скорость газа и материала на один порядок; как видно из пропорциональности (5-3), интенсивность сушки изменится лишь в $\sqrt{10} \approx 3$ раза. Вероятно, можно найти такие экстремальные условия, при которых совокупность факторов (диаметр частиц, относительная скорость фаз, движущая сила процесса, расход воздуха) будет превалировать над влиянием концентрации дисперсной фазы или способствовать увеличению ее в рабочей зоне пневмо-

сушилки. Но даже и в этом случае достоинства сушилок кипящего слоя несомненны, особенно при реализации термической разновидности процесса сушки с дополнительным подводом тепла в слой высушиваемого материала.

Вопрос широкого применения и распространения способа сушки в кипящем слое связан в первую очередь со способностью дисперсного материала качественно псевдооживаться (без пузырей, каналообразования, отложений на газораспределительной решетке, чрезмерного пылеуноса) или условиями, необходимыми для качественного псевдооживления. В этом отношении представляло интерес оценить условия и пределы существования качественного псевдооживленного слоя. Такая оценка дана нами [134] для аппарата кипящего слоя производительностью 10 т/ч при сушке модельного материала, плотность и форма частиц которого соответствуют суспензионному ПВХ, но дисперсность широко варьируется. Оценивали площадь газораспределительной решетки и гидравлическое сопротивление сушилки в зависимости от дисперсности материала, которую характеризовали средним размером частиц, и порозности слоя для материала со свободной и связанной влагой.

Для расчета скорости псевдооживления воспользовались универсальной формулой (4-25), которая применительно к кипящему слою имеет вид

$$Re = \frac{\sqrt{367 + kgAg\epsilon^{1,75}} - 19,15}{0,588k_3} \quad (5-6)$$

Гидравлическое сопротивление слоя рассчитывали по формуле для аппарата с постоянным поперечным сечением

$$\Delta p_{сл} = \rho_m (1 - \epsilon) gH \quad (5-7)$$

Высоту слоя рассчитывали, исходя из площади решетки и объема слоя, обеспечивающего требуемое для сушки время пребывания частиц в сушилке. Причем для непористого материала решали задачу внешнего тепло- и массообмена; требуемый объем определяли по формуле (5-1). Для случая пористого материала продолжительность сушки находили из решения сопряженной задачи внутреннего тепло- и массопереноса. Результаты расчета представлены графически на рис. 5-2 для разных степеней псевдооживления при $\epsilon = 0,65$ — $1,0$.

Кривые зависимости площади псевдооживленного слоя от диаметра частиц в полулогарифмических координатах имеют гиперболическую форму. Верхние ветви гипербол соответствуют минимально допустимым размерам частиц; дальнейшее уменьшение размера частиц требует чрезмерного увеличения площади решетки, при сохранении же площади неизбежен вынос частиц из слоя. Нижние (горизонтальные) ветви соответствуют размерам частиц, для которых требуемая площадь слоя минимальна и мало изменяется с увеличением диаметра частиц. Нижние ветви кривых отвечают оптимальной области размеров частиц, для которых требуется аппарат минимальных габаритов.

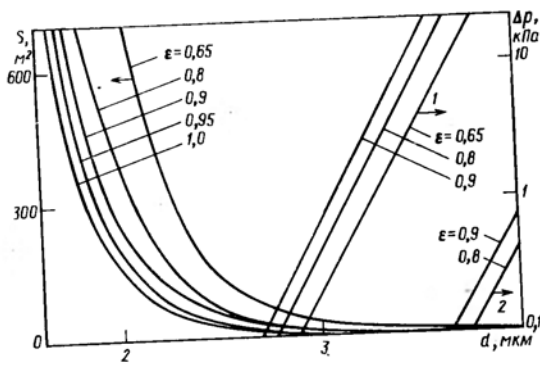


Рис. 5-2. Зависимости площади S и гидравлического сопротивления Δp псевдооживленного слоя от его порозности ϵ и диаметра высушиваемых частиц d .
1 — пористый материал; 2 — непористый материал.

Как видно из графиков, для выбранного модельного материала минимально допустимый размер частиц лежит в пределах 100—150 мкм, а область оптимальных размеров начинается выше примерно 500 мкм. Между 100 и 500 мкм существует переходная область, для которой существенно изменяется требуемая площадь решетки в зависимости от диаметра частиц материала, но псевдооживленный слой можно еще применять для сушки. Эту область дисперсности материала можно назвать гидродинамически переходной. Для материалов с более высокой дисперсностью способ сушки в кипящем слое совершенно не приемлем, для них более подходит сушка в условиях пневмотранспорта.

Ограничение максимального размера частиц высушиваемого материала связано, очевидно, с гидравлическим сопротивлением псевдооживленного слоя, т. е. энергозатратами на дутье и техническими возможностями тяго-дутьевого оборудования. Согласно формуле (5-7), гидравлическое сопротивление слоя не зависит непосредственно от размера частиц, но зависит от высоты слоя, которая является функцией времени сушки, связанного с размерами частиц и их внутридиффузионным сопротивлением. Предельное гидравлическое сопротивление псевдооживленного слоя в сушилках кипящего слоя можно установить из следующих соображений.

Суммарный напор двух вентиляторов при последовательной схеме обычно не превышает 10—12 кПа [105]. Гидравлическое сопротивление вспомогательного оборудования (калориферов, циклонов и т. п.) и коммуникаций — не менее 2 кПа. Гидравлическое сопротивление газораспределительной решетки (из опыта работы промышленных установок наиболее удачных конструкций) составляет, по данным Уайтхеда [97], 25—50 % гидравлического сопротивления кипящего слоя. С учетом этого максимальное

гидравлическое сопротивление слоя должно быть ограничено пределами 5—8 кПа.

Как видно из рис. 5-2, графическая зависимость гидравлического сопротивления кипящего слоя от диаметра высушиваемых частиц в логарифмических координатах имеет вид прямой линии. При сушке непористого материала пятикратное увеличение размеров частиц приводит к десятикратному повышению гидравлического сопротивления слоя. Установленному выше допустимому гидравлическому сопротивлению соответствует достаточно высокий предельный размер частиц материала; 40—70 мм. Даже для схемы с одним вентилятором предельный размер может быть принят не менее 20 мм. Для пористых материалов предельный размер частиц существенно ниже. В зависимости от внутридиффузионного сопротивления, требуемой остаточной влажности, порозности слоя и возможностей тяго-дутьевого оборудования он составляет 1—5 мм. Таким образом, кусковой материал, получающийся иногда вследствие уплотнения осадка фильтрации, должен быть измельчен перед сушкой.

Применение сушилок кипящего слоя ограничивается также допустимой шириной распределения частиц высушиваемого материала по размерам. Действительно, во избежание отложения продукта на газораспределительной решетке скорость псевдооживления рассчитывают, ориентируясь на максимальный размер частиц. Поэтому возможен преждевременный вынос частиц меньших размеров из слоя и их недосушивание. При окончательном выборе способа сушки в кипящем слое необходимо оценить, исходя из расчета, количество мелкой фракции материала, выносимой из слоя, и сравнить с допустимым уносом.

Пневмосушилки разных типов целесообразно применять для высокодисперсных материалов, к которым необходимо отнести все материалы с частицами размером менее 100 мкм, а во многих случаях и материалы с гранулометрическим составом до 500 мкм. Пневмосушилки часто могут оказаться предпочтительнее и для сушки полидисперсных материалов, нормальное псевдооживление которых затруднительно.

Для анализа технических возможностей пневмосушилок обратимся к рис. 5-3, который показывает изменение коэффициента скольжения, характеризующего относительную скорость дисперсной и газовой фаз, в зависимости от радиуса закрутки потока для частиц разных диаметров. График построен по формуле (4-113) для спирального канала с экстраполированием до радиуса закрутки потока 100 м.

Если считать коэффициент скольжения фаз в сушилках с закрученными потоками мерой активности гидродинамического режима, то из графика видно резкое снижение активности с увеличением радиуса закрутки потока. Коэффициенты скольжения асимптотически приближаются при $R \approx 100$ м к значениям, соответствующим скоростям витания, т. е. к области гидродинамических режимов, характерных для проточных пневматиче-

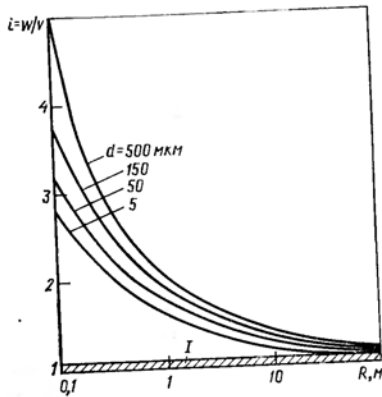


Рис. 5-3. Зависимость коэффициента скольжения i от радиуса закрутки потока R и диаметра частиц материала d (I — область, соответствующая скоростям витания частиц размером от 5 до 500 мкм).

ских труб-сушилок. Применение закрученных потоков имеет практический смысл, если активность гидродинамики повышается хотя бы в 1,5 раза по сравнению с активностью при прямых потоках. Из графика видно, что этот предел соответствует радиусу канала приблизительно 6,5 м.

Интересно, что такой максимальный радиус найден

в работе [89] аналитически из условия приблизительного равенства относительных скоростей газа и материала при криволинейном и прямолинейном движении.

Из рис. 5-3 видно также, что большим диаметрам частиц соответствуют более высокие значения коэффициентов скольжения. Это означает, что в закрученном потоке газовзвеси происходит сепарация частиц высушиваемого материала по размерам, причем более крупные частицы подвергаются более интенсивному воздействию сушильной среды и дольше задерживаются в зоне суши, т. е. наряду с активизацией гидродинамического режима в аппаратах с закрученными потоками создаются благоприятные условия для однородного высушивания материала, что немаловажно для качества продукта. Сепарационный эффект и коэффициент скольжения фаз уменьшаются с увеличением радиуса закрутки потока газовзвеси.

Поскольку радиус вращения потока газовзвеси влияет на производительность сушилок, это может быть причиной ее ограничения, так как с увеличением требуемого для десорбции влаги расхода сушильного агента неизбежно возрастают габариты аппарата, что приводит к снижению активности гидродинамического режима. Кроме того, существенно изменяются условия моделирования при переходе на крупномасштабный аппарат.

Для оценки требуемого напора тяго-дутьевого оборудования рассмотрим зависимости гидравлического сопротивления пневмосушилок спирального и вихревого типов от радиуса закрутки потока и расходной концентрации материала в несущем газе. Эти графики (рис. 5-4 и 5-5) построены для нескольких разновидностей аппаратов с закрученными потоками по формулам и данным, приведенным в работах [29, 49, 93, 133].

Из рис. 5-4 видно, что увеличение радиуса закрутки потока способствует снижению гидравлического сопротивления спиральных пневмосушилок и повышению сопротивления аппаратов вихревого типа. Это объясняется тем, что в цилиндрических полых аппаратах сравнительно много дополнительной энергии затрачивается на вихреобразование и перемешивание газа, причем эти затраты растут пропорционально увеличению радиуса вихря. В криволинейных каналах основную роль играет импульс энергии, поступающий на первоначальный поворот газового потока: с увеличением радиуса кривизны канала требуется меньшая величина этого импульса. При бесконечном радиусе кривизны криволинейный поток трансформируется в обычный прямой пневмотранспорт.

Что касается влияния расходной концентрации материала на гидравлическое сопротивление пневмосушилок с закрученными потоками газовзвесей, то эта зависимость более сильно выражена для спиральных сушилок (см. рис. 5-5), причем при нагрузке, соответствующей $\mu_m > 0,15$, гидравлическое сопротивление становится больше сопротивления вихревых камер.

Вихревые камеры практически нечувствительны к нагрузке. Наблюдается некоторое повышение перепада давлений согласно зависимости Л. М. Кочетова [49], который исследовал вихревые сушилки с вертикальной плоскостью закрутки потока. Для вихревых камер с горизонтальной плоскостью закрутки потока, по нашим данным [133], наблюдается тенденция к падению гидравлического сопротивления аппарата с увеличением нагрузки. В обоих случаях гидравлическое сопротивление ненагруженных камер значительно выше нагруженных. Так, согласно зависимостям

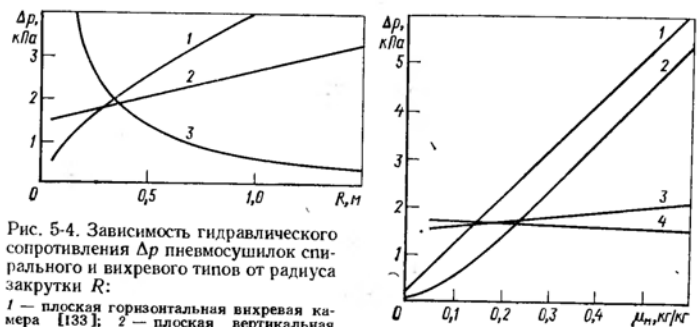


Рис. 5-4. Зависимость гидравлического сопротивления Δp пневмосушилок спирального и вихревого типов от радиуса закрутки R :

1 — плоская горизонтальная вихревая камера [133]; 2 — плоская вертикальная вихревая камера [49]; 3 — плоский вертикальный спиральный канал [28].

Рис. 5-5. Зависимость гидравлического сопротивления Δp пневмосушилок спирального и вихревого типов от расходной концентрации материала μ_m :

1 — плоский вертикальный спиральный канал [28, 93]; 2 — плоский горизонтальный спиральный канал [133]; 3 — плоская вертикальная вихревая камера [49]; 4 — плоская горизонтальная вихревая камера [133].

Л. М. Кочетова, разность перепадов гидравлических сопротивлений для пустых и загруженных камер может превышать 100%.

Этот факт может показаться странным, так как в присутствии дисперсного материала в газе обычно повышается гидравлическое сопротивление потоков, поскольку увеличиваются затраты энергии на перемещение материала. Однако в вихревых камерах это повышение сопротивления в значительной мере компенсируется снижением скорости крутки потока, что обусловлено тормозящим действием дисперсной фазы.

Из рассмотрения рис. 5-4 и 5-5 следует, что спиральные пневмосушилки предпочтительнее вихревых камер при высоких производительностях, когда требуется аппарат большого диаметра, и расходной концентрации до 0,15—0,2 кг/кг. Кроме того, спиральные сушилки имеет смысл применять при необходимости сушки материала в условиях идеального вытеснения дисперсной и газовой фаз.

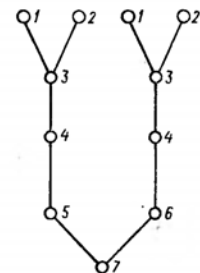
К достоинствам вихревых сушилок следует отнести возможность выдержки высушиваемого материала в зоне сушки в течение времени, на 1—2 порядка превышающем время пребывания материала в спиральных сушилках. Это имеет решающее значение для сушки материалов с трудноудаляемой остаточной влагой. Однако часто оказывается целесообразным, особенно при сушке термочувствительных полимерных материалов, комбинировать различные виды аппаратов с закрученными потоками газозвесей, чтобы достигнуть наибольшей эффективности процесса. Например, как показано ниже, сочетание спирального канала с вихревой камерой позволило создать принципиально новые аппараты [92, 131], в которых интенсивно высушиваются многие материалы при оптимальных внешних условиях.

Рассмотренные в первых четырех главах вопросы статки, кинетики, динамики и гидродинамики в сочетании с изложенными в этой главе технологическими и технико-экономическими вопросами выбора способа сушки дают основание предложить определенную стратегию разработки аппаратно-технологического оформления процесса сушки. Эта стратегия представлена на рис. 5-6 в виде дерева целей, изображающего связанный ациклический граф, каждая вершина которого обозначает определенный этап разработки технологии сушки.

На первом этапе проводят анализ технических требований к высушиваемому материалу, технологии его получения и экологической ситуации. Результатом анализа является информация о способе синтеза и показателях качества готового продукта (содержание остаточной влаги и летучих, гранулометрический состав, требования к структуре и морфологии частиц), известных свойствах продукта (сыпучесть, теплостойкость, термостабильность, токсичность, пожаро- и взрывоопасность), мощности производства (малый, средний, крупный тоннаж), источниках энергий точки освоения производства (природный газ, пар, электроэнергия).

Рис. 5-6. Дерево целей, отображающее стратегию разработки аппаратно-технологического оформления процесса сушки:

1 — анализ технических требований к высушиваемому материалу, технологии его получения и экологической ситуации; 2 — исследование материала как объекта сушки; 3 — выбор способа сушки; 4 — экспериментальная проверка на стендовой (пилотной) установке; 5 — подбор и оценка эффективности работы типового сушильного аппарата; 6 — разработка новой конструкции или типоразмера сушильного аппарата; 7 — проектирование установки.



На этапе исследования высушиваемого материала как объекта сушки (2) получают и анализируют информацию о теплофизических, термомеханических, структурно-морфологических и сорбционных характеристиках. На основе информации, полученной на этапах 1 и 2, выбирают способ сушки (3). На этом этапе анализируют технологические и технико-экономические показатели процесса, в результате чего обосновывают тип аппарата и режим сушки. Следующий этап — экспериментальная проверка на стендовой или пилотной установке (4), в ходе которой уточняют исходные данные на проектирование стадии сушки: выбирают окончательно тип сушилки и типоразмер аппарата, режим сушки, подбирают материал с требуемой коррозионной стойкостью, рассчитывают экономическую эффективность выбранного аппаратного оформления процесса и др.

Полученная на четвертом этапе информация обычно вполне достаточна для масштабного перехода, который может быть осуществлен по двум вариантам: подбор и оценка эффективности типового сушильного аппарата (5) и разработка новой конструкции (6). Подбор типового аппарата в этой схеме стоит на первом месте, так как на разработку нового аппарата требуется больше затрат средств и времени. Новый типоразмер целесообразно разрабатывать для крупнотоннажных производств или при невозможности экономически целесообразного подбора стандартного оборудования. Последний этап — проектирование установки (7). Для этой стадии используют информацию всех предыдущих этапов разработки.

5.2. ОСНОВНЫЕ НАПРАВЛЕНИЯ В КОНСТРУИРОВАНИИ ПНЕВМОСУШИЛОК

Наиболее простыми пневмосушилками являются пневмотрубы, в которых осуществляется прямолинейное, чаще всего восходящее движение материала совместно с потоком транспортирующего газа. Поток газозвеси перемещается в режиме, близком к режиму идеального вытеснения. Пребывание материала в зоне сушки одновременно находящегося в системе материала невелико. Все эти особенности позволяют использовать пневмотрубы для сушки обширной группы дисперсных материалов химической промышлен-

ности (порошкообразные, зернистые, гранулированные и т. д.), в том числе и взрывоопасных.

Трубы-сушилки могут быть самых разнообразных конструкций, в зависимости от свойств высушиваемого материала и требований к высушенному продукту. К наиболее простым относятся одноступенчатые трубы-сушилки. На рис. 5-7 представлена схема пневматической трубы-сушилки ТС-1-375 конструкции НИИхиммаша, разработанная для сушки кремнефтористого аммония [110]; производительность сушилки 2 т/ч.

Влажный материал из бункера с ворошителем 2 двухшнековым питателем 1 подается в нижнюю часть трубы-сушилки 3, где подхватывается воздухом, подогретым в калорифере 8, и транспортируется вверх. В процессе транспортирования материал высушивается, а воздух насыщается влагой и охлаждается. В циклоне 4 и батарейном циклоне 5 продукт выделяется из воздуха и выгружается через двойные секторные затворы 7, а отработанный очищенный воздух отсасывается вентилятором 6 в атмосферу.

Конструктивными особенностями данной сушилки являются расширитель (аэрофонтан) в средней части трубы и «карман» в нижней ее части. Расширитель создает условия нестационарности гидродинамического режима, т. е. интенсифицирует процесс сушки, а также способствует задержанию крупной фракции материала в зоне сушки. Карман играет роль сепаратора и ловушки для крупных комков материала, предохраняя их от перегрева и разложения. Под циклонами установлены двойные секторные затворы для устранения подсосов в систему пылеулавливания.

В химической промышленности применяют также многоступенчатые трубы-сушилки. Преимуществом этих сушилок является то, что, создавая на каждой ступени наиболее благоприятный режим сушки, можно высушить материал до низкой остаточной влажности при минимальных затратах тепла. На первой ступени сушки происходит, как правило, сьем основного количества влаги.

Для этого в сушилку подается сушильный агент с максимально возможной температурой. Температура отработанного газа при этом сравнительно низкая. Вторая ступень используется для окончательной сушки материала. Температура сушильного агента, выходящего из нее, сравнительно высока,

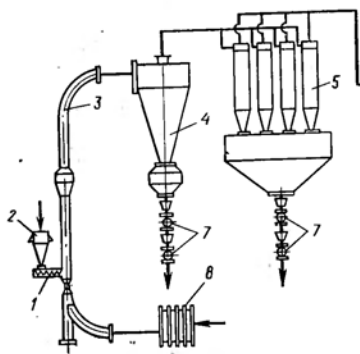


Рис. 5-7. Схема пневматической сушилки ТС-1-375.

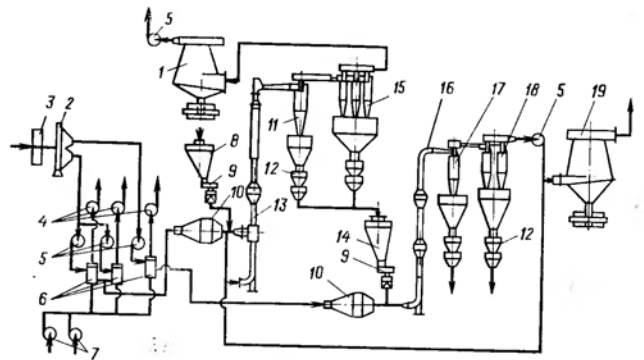


Рис. 5-8. Схема пневматической двухступенчатой сушилки ТС-2-600: 1, 19 — циклоны-промыватели; 2 — масляный фильтр; 3 — паровые калориферы; 4 — дымососы Д-8; 5 — вентиляторы ВВД-11; 6 — воздухоподогреватели (огневой калорифер); 7 — вентиляторы ЦПТ-40 № 8; 8 — бункер исходного продукта; 9 — питатели; 10 — фильтр; 11, 17 — циклоны; 12 — двойные пылевые затворы; 13 — труба-сушилка 1-й ступени; 14 — бункер подсушенного продукта; 15, 18 — батарейные циклоны; 16 — труба-сушилка 2-й ступени.

что обеспечивает достаточный прогрев материала и хорошее качество сушки.

Считается, что оптимальное число ступеней для многоступенчатых сушилок равно двум. Если материал не высушивается в двух ступенях, то во избежание роста капитальных и эксплуатационных затрат целесообразно использовать сушилку другого типа.

На рис. 5-8 представлена схема установки двухступенчатой трубы-сушилки ТС-2-600 конструкции НИИхиммаша производительностью 3 т/ч суспензионного ПВХ. Каждая ступень установки имеет самостоятельную систему подогрева, подачи и очистки теплоносителя. Подобные установки в различных вариантах выпускаются фирмами «Бюттнер», «Шильде», «Краусс Маффай Империл» (ФРГ) и др. Сушилки могут быть применены для сушки минеральных солей, полимерных материалов, красителей.

Несмотря на относительную конструктивную простоту пневмотруб-сушилок, их аппаратно-технологическое оформление продолжают совершенствовать. Так, применяя рециркуляцию газа и продукта, сепарацию и измельчение высушиваемого материала, можно значительно расширить пределы использования одноступенчатых пневмосушилок. В качестве примера можно привести пневматическую трубу-сушилку фирмы «Барр-Мерфи» (Англия), схема которой приведена на рис. 5-9 [147 а]. Особенностью этой пневмосушилки является кольцевой изгиб пневмотракта в верхней части, который обеспечивает сепарацию крупных частиц и комков материала к внешней стенке, затем по спускной трубе они попадают в измельчитель, встроенный в нижний начальный участок пневмотракта. Измельченный материал вновь поступает в су-

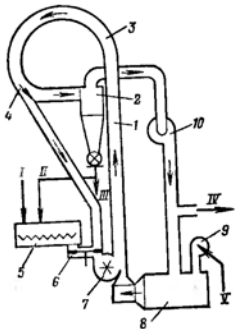


Рис. 5-9. Схема пневматической трубы-сушилки фирмы «Барр-Мерфи» (Англия): I — влажный материал; II — ретур; III — сухой продукт; IV — сброс; V — воздух; 1 — труба-сушилка; 2 — циклон; 3 — кольцевой канал; 4 — клапан для регулирования рецикла крупной фракции продукта; 5 — смеситель; 6 — питатель; 7 — дезинтегратор; 8 — топка; 9 — топочный вентилятор; 10 — основной вентилятор.

шильный тракт, при этом достигается однородное высушивание продукта.

При необходимости сушки материала до низкого остаточного влагосодержания предусмотрен ретур (возврат) части сухого продукта на смешение с исходным материалом. В этом случае для полного использования тепла и влагоемкости сушильного его рециркуляция с возможностью сме-

агента предусмотрена

шения со свежим теплоносителем. Как отмечалось выше, интенсификация тепло- и массообмена в потоках газозвеси может быть достигнута искусственным увеличением относительной скорости движения частиц в газе при воздействии силы, не оказывающей влияния на газовую среду. Наиболее простым и радикальным способом увеличения относительной скорости движения частиц в газе является использование центробежной силы, возникающей при движении газозвеси по криволинейному пути.

Применительно к пневмотранспорту закручивание может быть осуществлено по винтовой траектории (объемной спирали) или по траектории плоской спирали. Двигаясь по криволинейной траектории, частицы материала отбрасываются на внешнюю стенку канала, соударяясь между собой и стенкой; при этом скорость их движения уменьшается, что приводит к концентрированию газозвеси и интенсификации межфазного тепло- и массообмена [93].

Постоянный контакт частиц со стенкой может служить причиной налипания их на стенки при сушке липких материалов. В этом случае перед вводом в спиральный канал материал целесообразно подсушивать на прямом начальном участке пневмотранспорта. В то же время движение частиц в пристенной области позволяет создать в сушилке благоприятные условия для контактного подвода дополнительного тепла к материалу. Дисперсная фаза, двигаясь в пристенной зоне аппарата, активно воздействует на пограничный слой, турбулизируя его, что способствует значительному повышению коэффициента теплоотдачи от стенки к газозвеси. Поскольку концентрация дисперсного материала в пристенной зоне значительно выше, чем в прямых пневмотрубах, то и коэффициент кондуктивного теплообмена намного выше. Коэффициент теплоотдачи от стенки аппарата к газозвеси может достигать 230–350 Вт/(м²·К) [50]. Указанные возможности реализованы, например в сушилках фирм «Карл Фишер» и «Рурхимия» (ФРГ).

На рис. 5-10 приведена схема установки, разработанной фирмой «Карл Фишер» для сушки полиэтилена, поливинилхлорида, полистирола и других полимерных материалов, в которой предварительная подсушка материала в прямой пневмотрубе сочетается с досушкой его в спиральном канале [151].

Установка работает следующим образом. Материал, подаваемый питателем 7, транспортируется потоком нагретого газа по восходящему 5 и нисходящему 4 участкам прямого пневмотракта. После этого материал движется вместе с газом в спиральном канале 3, обеспечивающим более длительную и интенсивную обработку продукта. Направляющая спираль расположена вокруг восходящего участка пневмотрубы; угол подъема витков 30–45°. В спиральный канал может поступать дополнительный поток нагретого газа, отбираемого непосредственно от калорифера. Кроме того, на наружной трубе спирального канала можно установить паровую рубашку для контактного подвода тепла.

Интересной конструкцией, эффективно использующей контактную теплоотдачу в условиях закрученного потока, является сушилка системы «Рурхимия» [165]. Она представляет собой (рис. 5-11) вертикальную трубу 1 диаметром до 2 м и длиной до 25 м. Коаксиально размещена внутренняя труба — вытеснитель 4, снабженный спиральными поверхностями в виде четырехзаходного винта. Вытеснитель вращается со скоростью до 10 об/мин

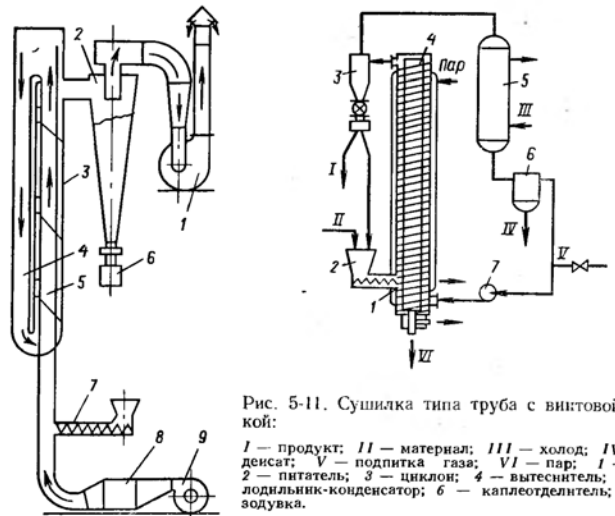


Рис. 5-11. Сушилка типа труба с винтовой вставкой:

I — продукт; II — материал; III — холод; IV — конденсат; V — подпитка газа; VI — пар; 1 — труба; 2 — питатель; 3 — циклон; 4 — вытеснитель; 5 — холодильник-конденсатор; 6 — каплеотделитель; 7 — газозудка.

Рис. 5-10. Сушилка с двойной трубой и винтовой вставкой:

1, 9 — вентиляторы; 2 — циклон; 3 — спиральный канал; 4 — нисходящий пневмотракт; 5 — восходящий пневмотракт; 6 — затвор; 7 — питатель; 8 — калорифер.

для предотвращения налипания материала на стенки аппарата. Наружная труба и вытеснитель обогриваются паром. Материал, подаваемый питателем 2, транспортируется потоком газа по спиральной траектории в пространстве между трубами и винтовой лентой. Высушенный продукт выносится в циклон 3, где отделяется от транспортирующего газа, который циркулирует в системе, осушаясь в холодильнике-конденсаторе 5. Газ нагревается главным образом за счет тепла, подводимого к вытеснителю. Часть тепла передается материалу кондуктивной теплопередачей. Отсутствие калорифера и относительно небольшие расходы газа делают такие аппараты особенно эффективными при сушке химических материалов от органических растворителей в замкнутом цикле инертного газа.

Сушилки системы «Рурхимия» используются при сушке полиолефинов. Производительность таких установок по полиэтилену и полипропилену при начальном влагосодержании 0,3—0,4 кг/кг достигает 3000—6000 кг/ч. Однако конечное влагосодержание продукта сравнительно высоко (до 0,5—1%), что объясняется большой относительной влажностью газа. Поэтому при необходимости сушки до более низкой остаточной влажности материал подвергают досушке в другом аппарате.

Аналогичные конструкции разрабатываются и в нашей стране. На основании исследований А. М. Розенкранца, проведенных в МИТХТ под руководством Н. И. Гельперина, определены оптимальные типы винтовых вставок, области применения сушилок данного типа, разработан метод их расчета [103].

Недостатками сушилок с винтовыми вставками являются высокое гидравлическое сопротивление (до 20 кПа и более) и негерметичность спиральных каналов, что вызывает проскоки газовой фазы и уменьшение движущей силы процесса сушки. Кроме того, затруднена чистка внутренних поверхностей. Для разборки аппаратов требуются большие габариты производственных помещений.

От этих недостатков свободны спиральные сушилки с каналами, размещенными в одной плоскости. На рис. 5-12 представлена пневмосушилка для дисперсных материалов фирмы «Проктор-Марк» [170], сушильный тракт которой выполнен в виде плоской спирали в вертикальной плоскости. Спиральный канал переменного сечения образован закручивающейся к центру спиральной лентой 10. В нижних витках спирального канала имеются щели для сепарации и возврата крупных частиц во внешние витки на досушку. Газовзвесь с последнего витка спирали через поворотное устройство поступает в циклон 7. Съемная плоская крышка 2 облегчает осмотр и чистку спирального канала.

Вытянутая по вертикали форма спирали и переменное сечение канала создают значительную нестационарность гидродинамического режима движения газовзвеси, способствуя интенсивному протеканию тепло- и массообмена. Следует отметить, однако, что щели в нижних витках спирали, способствуя досушке крупных частиц материала, снижают движущую силу процесса, что вы-

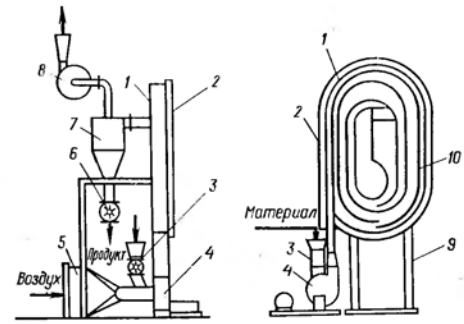


Рис. 5-12. Спиральная пневмосушилка с плоским каналом фирмы «Проктор-Марк»: 1 — корпус; 2 — крышка; 3 — питатель; 4, 8 — вентиляторы; 5 — калорифер; 6 — секторный затвор; 7 — циклон; 9 — рама; 10 — спиральная лента.

звано рециркуляцией части газа и материала, и могут служить причиной перегрева последнего.

Вихревые и циклонные сушилки, относящиеся к аппаратам с закрученными потоками газовзвесей отличаются от спиральных тем, что газовзвесь движется не по каналу, а в полном цилиндрическом или цилиндро-коническом корпусе и совершает вращательное или спиралеобразное движение, что достигается тангенциальным подводом ее или применением газораспределительного устройства, обеспечивающего интенсивное закручивание потоков.

Достоинствами сушилок этого класса являются простота конструкции и довольно длительное время пребывания материала в зоне сушки, которое на порядок больше, чем в пневматических спиральных сушилках, что позволяет высушивать в них тонкопористые материалы с высокой энергией связи влаги и до низкого остаточного влагосодержания. К недостаткам можно отнести снижение движущей силы процесса сушки вследствие интенсивного перемешивания и высокое гидравлическое сопротивление, поэтому, как было показано выше, ограничение по верхнему пределу мощности для них более существенно, чем для спиральных пневмосушилок. Последний недостаток можно частично устранить секционированием аппарата или компоновкой сушилок в блоки по параллельной схеме [93].

Одной из наиболее простых по конструкции сушилок с закрученным потоком теплоносителя является циклонная сушилка конструкции НИИХиммаша [110]. Она представляет собой вертикальный цилиндрико-конический аппарат с тангенциальным вводом газовзвеси в верхнюю часть цилиндра, снабженного опущенной почти до дна выводной трубой. Поток дисперсного материала движется спиралеобразно вниз и выносится газом через выводную трубу в систему пылеулавливания. Такая конструкция позволяет

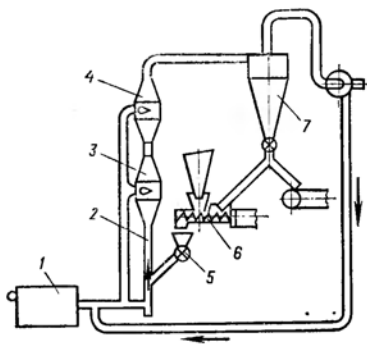


Рис. 5-13. Пневмосушилка фирмы «Далглиш».

обеспечить нестационарные условия взаимодействия фаз (и, следовательно, высокую интенсивность тепло- и массообмена), а также гарантированное время пребывания материала в аппарате, достаточное для высушивания продуктов со слабосвязанной влагой.

Циклонные сушилки компактнее труб-сушилок: в то же время эквивалентная длина сушильного тракта у них весьма значительна, что обусловлено нестационарностью условий тепло- и массообмена. Под эквивалентной длиной понимают длину сушильного тракта такой одноступенчатой трубы-сушилки, эффект сушки в которой тот же, что и для рассматриваемой циклонной сушилки. Так, эквивалентная длина сушилки ЦС-600 составляет более 40 м, что позволяет осуществлять в циклонных сушилках более глубокую сушку и с большей интенсивностью, чем в одноступенчатых трубах-сушилках [110]. Недостатком циклонных сушилок является то, что их можно успешно применять только для хорошо сыпучих материалов, не обладающих заметными адгезионно-когезионными свойствами. Для подобных материалов необходим прямой участок пневмотранспорта для их подсушки, либо нужно менять рециркуляцию продукта.

Примером такого технического решения может служить сушилка, разработанная фирмой «Далглиш» [177]. Сушилка (рис. 5-13) предназначена для сушки различных дисперсных материалов, в том числе пастообразных и термочувствительных. Сушилка состоит из вертикальной трубы 2, в средней части которой имеются биконические расширители 3 и 4. Расширители снабжены тангенциальными газоходами, по которым поступает дополнительный поток нагретого газа. Влажный материал питателем 6 подается через загрузочную воронку и секторный затвор 5 в нижнюю часть трубы 2 и транспортируется вверх потоком воздуха, нагретого в топке 1. Закручивание газа в расширителях способствует тому, что крупные частицы, требующие большего времени сушки, дольше задерживаются в аппарате, контактируя с потоками свежего горячего газа, поступающего в расширители через тангенциальные газоходы, что приводит к выравниванию остаточного влагосодержания высушенного продукта. Продукт отделяется в циклоне 7, его можно частично возвращать на смешение с исходным материалом для снижения начального влагосодержания

и уменьшения адгезионных свойств. Установка может работать как с полным выбросом сушильного агента, так и с частичной рециркуляцией его. Сушилки выпускаются различной производительности от 45 до 1000 кг/ч по испарившейся влаге. Высота их 7—25 м.

Вихревые сушилки более компактны по сравнению с циклонными, характеризуются лучшей сепарирующей и большей удерживающей способностью. На рис. 5-14 показана вихревая сушилка системы «Конвекс» [162, 163]. Аппарат с вертикальной осью закрутки газозвеси представляет собой цилиндрическую вихревую камеру 3, снабженную входным патрубком 1 и съемной крышкой 4. Отверстие в днище камеры соединяет ее с улиткой 6 и выходным патрубком 7. Отбойное кольцо 5, имеющее экранный выступ овальной формы, выполнено сменным для регулирования удерживающей способности камеры. Труба 2 служит для перекрытия мертвой зоны вихря. Газозвесь влажного материала входит тангенциально в вихревую камеру и закручивается. Частицы больше определенного критического размера сепарируются, образуя вращающееся кольцо. Вновь вводимый материал постоянно вытесняет циркулирующие во внутренних слоях частицы, которые захватываются воздухом и выносятся через центральное отверстие в улитку, из которой через выходной патрубок выводятся наружу. Вместо улитки можно установить циклонный сепаратор.

Циркулирующее кольцо газозвеси характеризуется высокой концентрацией материала, поэтому удельная поверхность контакта фаз в аппарате возрастает. Кроме того, сепарационное действие центробежного поля способствует более длительному нахождению крупных частиц в зоне сушки, что обеспечивает равномерное остаточное влагосодержание материала.

При необходимости глубокой сушки сушилки «Конвекс» можно смонтировать последовательно по 2—3 или смонтировать так, чтобы высушиваемый материал двигался из первой камеры в последнюю, а газ наоборот, — из последней в первую. Сушилки данного типа можно применять для сушки большого числа продуктов. Так, хорошие результаты получены [163] при

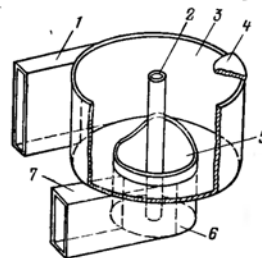


Рис. 5-14. Вихревая сушилка системы «Конвекс».

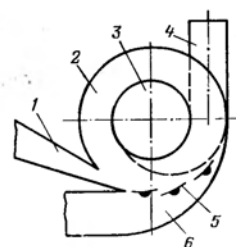


Рис. 5-15. Вихревая камера конструкции НИИХиммаша.

сушке древесной щепы, суспензионного ПВХ, а также ряда продуктов с очень тонкопористой структурой.

Вихревые сушилки, разработанные в НИИХиммаше [50], отличаются от сушилки «Конвекс» в основном горизонтальным расположением оси цилиндрической (в форме диска) вихревой камеры. Они имеют ряд модификаций, расширяющих возможность применения их для сушки самых разнообразных продуктов. Базовая конструкция вихревой камеры НИИХиммаша схематично представлена на рис. 5-15.

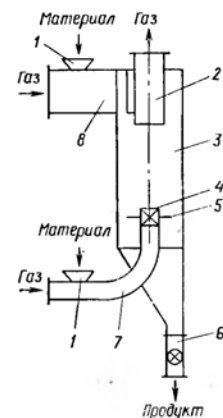
В нижней части корпуса 2 расположено жалюзийное устройство, состоящее из нескольких вогнутых пластин 5, поворачивающихся вокруг неподвижных осей. К жалюзийному устройству примыкает газораспределительный короб 6. В камере можно расположить дополнительный тангенциальный газоход 1 для пневматической подачи материала в аппарат. В центральной части торцовой стенки аппарата имеется отверстие 3, к которому примыкает улиткообразный канал 4 для вывода газовзвеси.

Влажный порошкообразный материал подается питателем в боковую часть камеры и под действием газовых струй, истекающих в камеру через тангенциальные щели, образованные пластинами 5, вовлекаются во вращательное движение. Отбрасываемый к стенке материал образует в аппарате кольцевой вращающийся слой, который пронизывают струи газа, выходящего через тангенциальные щели. Скорость истечения газа 50—80 м/с, максимальная скорость движения материала в аппарате не превышает 10 м/с. Это обеспечивает большие относительные скорости движения фаз и, следовательно, высокую интенсивность процессов тепло- и массопереноса; значение коэффициента теплоотдачи в вихревых камерах примерно на порядок выше, чем в пневмотрубах.

Толщина слоя материала, накапливаемого в аппарате, возрастает с увеличением размера частиц обрабатываемого материала. В промышленных аппаратах толщина кольцевого вращающегося слоя достигает 100—150 мм. Это позволяет накапливать в аппарате большое количество материала и обеспечивать достаточно длительное время пребывания его в камере. Среднее время пребывания материала в вихревых камерах 10—20 с, для частиц материала размером 0,1—0,2 мм, достигает 2—3 мин для частиц размером 3—4 мм. Различие между временем пребывания крупных и мелких частиц дает возможность использовать вихревые камеры для обработки полидисперсных материалов с удовлетворительной равномерностью сушки.

Известен ряд модификаций описанной базовой конструкции вихревой сушилки НИИХиммаша, позволяющих обрабатывать материалы с повышенной адгезионной способностью, жидкой или пастообразной консистенции, а также кусковые и агрегированные материалы. Для этого внутри камеры помещают мешалку со скребками или измельчитель типа дисембратор, или насыпают засадку в виде гранул из инертного материала [93, 110].

Рис. 5-16. Сушилка со встречными закрученными потоками теплоносителя ВЗП.



Эффективность использования сушилок вихревого типа в установках сушки существенно снижается вследствие громоздкости современного пылеотделительного оборудования — циклонов и фильтров. Поэтому на современном этапе развития сушильной техники стремятся к созданию сушильных аппаратов безуносного типа.

Так, фирма «Шильде» (ФРГ) разработала ряд конструкций аппаратов безуносного типа [156, 177]. Отличительной особенностью их является вертикальная вихревая камера с большим отношением высоты к диаметру. Кроме того, предусмотрен тангенциальный ввод газа через ряд сопел, расположенных равномерно по высоте камеры. Автоматически управляемые клапаны позволяют подавать газ поочередно на отдельные группы сопел и тем самым формировать кольцеобразное или спиралеобразное движение материала, а также регулировать время пребывания его в аппарате. Высушенный продукт и отработанный газ выводятся раздельно.

В НИИХиммаше разработана вихревая сушилка безуносного типа со встречными закрученными потоками ВЗП [110]. Известно много модификаций аппаратов данного типа, например, рассмотренные в работах [98, 111, 112, 145]. В МТИ под руководством Б. С. Сажина отработан ряд типовых конструкций ВЗП разного назначения. Основы теории и методы расчета представлены в книге [112]. Типичная конструкция аппарата со встречными закрученными потоками теплоносителя представлена на рис. 5-16.

Аппарат представляет собой вертикальную цилиндрическую камеру 3, в нижнюю часть которой по аксиальной трубе 7 подводится первичный поток теплоносителя, закручиваемый при помощи лопастного завихрителя 4 с вытеснителем, предотвращающим проскок материала по центральной части камеры. На трубе ввода первичного потока ниже завихрителя укреплен отбойная шайба 5. Вторичный поток теплоносителя вводится в верхнюю часть камеры тангенциально к цилиндрической поверхности аппарата. Ввод вторичного потока может быть сосредоточенным (через один тангенциальный канал 8, как показано на рис. 5-16) и рассредоточенным (по нескольким тангенциальным каналам-соплам, которые могут быть наклонены к вертикальной оси аппарата). Отработанный в аппарате теплоноситель выводится через выхлопную трубу 2, расположенную аксиально в верхней части аппарата. Дисперсный материал может подаваться в аппарат с первичным, со вторичным, а также с обоими потоками теплоносителя одно-

временно через питатели 1. Высушенный дисперсный материал выводится из нижней камеры через выгрузное устройство 6.

Влажный дисперсный материал образует с подаваемым в камеру воздухом газовзвесь, которая закручивается лопаточным или тангенциальным завихрителем. Причем первичный закрученный поток газовзвеси направлен вверх по центральной части аппарата, а вторичный, закрученный в ту же сторону, направлен вниз. Частицы дисперсного материала из внутреннего потока под действием центробежных сил отбрасываются к периферии аппарата и транспортируются вторичным потоком в нижнюю часть камеры, откуда удаляются в бункер.

Взаимодействие двух встречных закрученных потоков создает благоприятные условия для разделения дисперсной и газовой фаз, что обуславливает высокую эффективность пылеулавливания в этих аппаратах.

Совместными усилиями специалистов МИХМа, НИИПолимеров и НИИХиммаша разработан ряд высокоэффективных сушильных аппаратов спирального и вихревого типов для широкого круга полимерных материалов с целью отработки наиболее рациональной технологии сушки их. Рациональная технология сушки, по мнению авторов, должна быть основана на двух основных принципах: 1) условия сушки должны соответствовать или быть близкими к балансовым условиям; 2) каждому изменению состояния высушиваемого материала должны соответствовать наиболее подходящие гидродинамические и термодинамические условия. Первый принцип требует не только соблюдения соответствия необходимых для сушки количеств газа и тепла, но и соответствия времени, требуемого для сушки, времени пребывания высушиваемого материала в зоне сушки. Второй принцип предполагает максимальную интенсивность внешнего тепло- и массообмена, когда сопротивление переносу тепла и влаги лимитируется внешним пограничным слоем, или обеспечение времени пребывания, необходимого для завершения процесса удаления связанной влаги, когда сопротивление переносу сосредоточено внутри частиц материала.

5.3. СПИРАЛЬНЫЕ ПНЕВМОСУШИЛКИ И ЭФФЕКТИВНЫЕ СИСТЕМЫ ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЯ

Оба упомянутых технологических принципа нашли отражение при разработке технологии и аппаратного оформления одноступенчатой сушки суспензионного ПВХ и подобных ему продуктов, так как большинство из известных способов сушки этого полимерного материала предусматривает двухступенчатую сушку даже в случае применения псевдооживленного слоя. Переход на одноступенчатую сушку позволяет уменьшить число аппаратов установки, снизить ее металлоемкость, тепловые потери и энергозатраты на тяго-дутьевое оборудование.

Эта задача решена применением спиральной пневмосушилки конструкции и МИХМа и НИИПолимеров [122], показанной на

Рис. 5-17. Пневмосушилка с плоским бифилярным каналом.

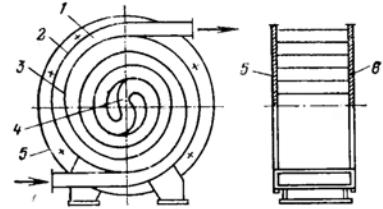


рис. 5-17. Сушильный тракт в ней выполнен в виде плоской бифилярной спирали, расположенной в вертикальной плоскости. Сушильный спиральный канал 1 прямоугольного сечения образован спиральными лентами 2 и 3, стенкой 5 и крышкой 6. Спиральные ленты навиты концентрически так, что образуют в центре плавный S-образный переход 4, а на периферии корпуса — входной и выходной патрубки. Влажный материал, взвешенный в газе, транспортируется от входного патрубка к выходному и высушивается, проходя путь от периферии к центру, а затем от центра к периферии.

Изменение кривизны траектории частиц создает условия нестационарности гидродинамического режима и интенсификации тепло- и массообмена при идеальном вытеснении фаз, т. е. при максимальной движущей силе процесса сушки. Бифилярная навивка канала обеспечивает рекуперацию тепла по длине сушильного канала и снижение тепловых потерь в окружающую среду. Кроме того, при такой навивке выравнивается и существенно увеличивается движущая сила процесса по сравнению с движущей силой в других типах сушилок с идеальным вытеснением фаз.

Действительно, начальные витки канала находятся в контакте с выходными, поэтому заключительная стадия процесса конвективной сушки протекает в условиях дополнительного подвода тепла через спиральную перегородку. Вследствие перераспределения тепла процесс сушки на диаграмме $I-X$ изобразится с уменьшением энтальпии сушильного агента в начале процесса и увеличением в конце. Таким образом, движущая сила стремится к сохранению постоянной величины на всем протяжении процесса сушки, и для завершения процесса сушки не требуется подвода свежего теплоносителя и второй ступени сушки.

Спиральная пневмосушилка испытана в опытной установке для сушки суспензионного поливинилхлорида (рис. 5-18) [27].

Воздух нагнетается воздуходувкой 2 типа ЯАЗ-206, обеспечивающей расход $320 \text{ м}^3/\text{ч}$ при напоре до 25 кПа. Воздух нагревается в паровом калорифере 3 и трехсекционном электронагревателе 4. Температура воздуха на входе в сушилку регулируется выключением секций электронагревателя. ПВХ влажностью 19—36% подается из вертикального конического дозатора 7 шнеком в инжектор 6, где он смешивается с сушильным агентом, при этом дезагрегируются комки. Привод шнека осуществляется от электродвигателя постоянного тока, соединенного с регулятором ПМУ,

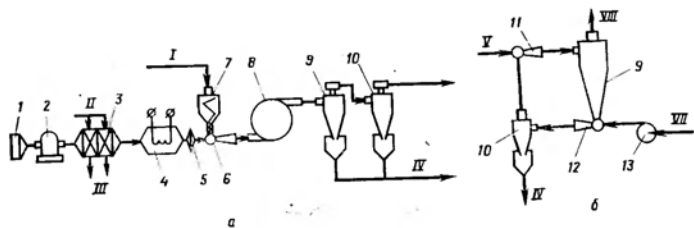


Рис. 5-18. Принципиальная технологическая схема опытной установки для сушки суспензионного ПВХ в спиральной пневмосушилке (а) и схема узла улавливания сухого продукта в циклонах с эжекционной разгрузкой (б):

1 — влажный материал; 11 — пар; 111 — конденсат; 112 — сухой продукт; 113 — газозвесь продукта; 12 — уловленный продукт; 13 — воздух; 1111 — очищенный воздух; 1 — воздушный фильтр; 2 — воздуходувка; 3 — калорифер паровой; 4 — электронагреватель; 5 — искрогаситель; 6 — инжектор; 7 — дозатор; 8 — спиральная пневмосушилка; 9 — основной циклон; 10 — дополнительный циклон; 11 — верхний эжектор; 12 — нижний эжектор; 13 — вентилятор.

позволяющим изменять силу тока в обмотках возбуждения, т. е. регулировать число оборотов шнека. Газозвесь поступает в сушилку 8. Спиральный канал сушилки имеет длину 11,4 м при поперечном сечении 40×130 мм. Диаметр сушилки 780 мм. Сухой продукт улавливается в двух последовательно установленных циклонах 9 и 10.

При температуре воздуха на входе 140—165 и на выходе 60—70 °С ПВХ высушивается до конечной влажности 0,1—0,4 % за один проход. Производительность сушилки по сухому продукту составляет 45 кг/ч при высоких технико-экономических показателях [27].

В процессе проведения опытов по сушке ПВХ наблюдался значительный пылеунос с отработанным теплоносителем, превышающий допустимую норму выброса в атмосферу, несмотря на установленный последовательно второй циклон. Обычно в производственных условиях применяют громоздкие схемы пылеулавливания, включающие циклоны (одиночные и батарейные), рукавные фильтры, скрубберы. При таком аппаратурном оформлении узла пылеулавливания требуются значительные производственные площади и затраты на обслуживание.

Причина низкой эффективности циклонов заключается, по нашему мнению, в наличии осевого обратного вихря в циклоне, который тем интенсивнее и распространяется тем ближе к нижней части циклона, чем больше скорость закручивания газовой струи. Этот вихрь срывает частицы, осевшие на стенку циклона, и увлекает их с собой. Уменьшение скорости закручивания потока приводит к уменьшению обратного вихря, но при этом снижается эффективность осаждения частиц на стенки. Увеличение скорости способствует увеличению зоны распространения и повышению интенсивности обратного вихря и, таким образом, также снижает эффективность улавливания.

Ослабление обратного вихря, по крайней мере в нижней (наиболее опасной в отношении срыва частиц со стенок) части циклона, возможно при обеспечении стока части газа через нижний выгрузной патрубков циклона. В связи с этим на опытной установке высушенного продукта в циклонах с эжекционной разгрузкой, показанной на рис. 5-18, б.

Газозвесь материала из сушилки поступает в основной циклон 9, под которым установлен эжектор 12. Под действием прогоняемого отдельным вентилятором 13 потока воздуха в камере эжектора создается разрежение, поэтому из циклона 9 материал отсасывается вместе с частью газа в виде газозвеси. Далее газозвесь поступает в дополнительный циклон 10, где отделяется твердая фаза. Продукт выгружается, а воздух с остаточным содержанием пыли возвращается вместе с основным потоком газозвеси в основной циклон 9. Так как установка (см. рис. 5-18, а) работает под избыточным давлением, для подсоса возвращаемого воздуха перед циклоном 9 установили дополнительно верхний эжектор 11. Как показали испытания этой схемы, при отсосе 20—30% воздуха, поступающего в основной циклон, ПВХ в выбросах после циклона 9 практически отсутствовал (концентрация пыли в газе составляла от 0 до 1 мг/м³).

Схема пылеулавливания с эжекционным отсосом из циклона испытана в промышленных условиях на пневмотрубе-сушилке Дзержинского ПО «Капролактам». Эта сушилка имела неудовлетворительно работавшую громоздкую систему улавливания в составе циклона-разгрузителя, группового циклона и рукавного фильтра (концентрация пыли ПВХ на выбросе превышала 140 мг/м³). Новую схему (рис. 5-19) смонтировали на второй ступени сушилки 1. При этом были демонтированы и удалены из старой схемы одиночный циклон-разгрузитель диаметром 3 м и рукавный фильтр ФВЦ-180. В качестве основного циклона 3 оставили групповой циклон ЦН-15 (500 мм, 4 шт.). Дополнительно смонтировали циклон 2 (ЦН-15, 500 мм), эжектор 4, вентилятор 5 (ВД-4), калорифер 6 и фильтр воздуха 7. Результаты испытания при сушке разных полимерных материалов приведены в табл. 5-1.

Как видно из таблицы, запыленность воздуха, выбрасываемого в атмосферу, значительно ниже установленных регламентами

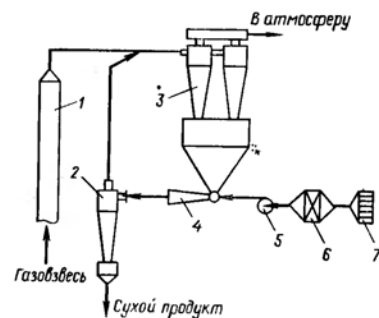


Рис. 5-19. Схема пылеулавливания ПВХ с эжекционным отсосом из циклонов на промышленной пневмотрубе-сушилке Дзержинского ПО «Капролактамы».

Таблица 5-1. Результаты испытания схемы пылеулавливания ПВХ с эжекционным отсосом из циклонов на промышленной установке сушилки Дзержинского ПО «Капролактам»

Смола	Расход воздуха, м ³ /ч		Средний размер частиц, мкм	Запыленность воздуха		Эффективность улавливания, %
	на сушку	на эжекцию		на входе, г/м ³	на выходе, мг/м ³	
ПВХ С-63	10 000	3200	100	95	5—12	99,99
	10 000	0	100	95	1000	99,02
ВА-15	11 000	3200	25	68	13—28	99,97
	11 000	0	25	68	1000—1500	99,55
ПВХС-64Н	10 200	3200	22	45	8—87	99,92
	10 200	0	22	45	1000—1500	97,68

норм для различных производств ПВХ (60—140 мг/м³). Даже при сушке высокодисперсных марок смол (сополимеры винилхлорида с винилацетатом марки ВА-15 и поливинилхлорида марки ПВХ С-64Н) достигнута эффективность улавливания в одном циклоне, превышающая эффективность рукавных фильтров и скрубберов.

Высокие технико-экономические показатели спиральных сушилок с бифилярным каналом позволяют получить значительный экономический эффект при их использовании для производства продуктов химической, пищевой, сельскохозяйственной и других отраслей промышленности.

На основе проведенных исследований по сушке ПВХ и сополимеров ВХ на опытной установке спиральной пневмосушилки Дзержинским филиалом НИИХиммаша разработаны проекты двух типоразмеров сушильных установок производительностью 300 кг/ч для сополимера ВХВД-40 и 3 т/ч для суспензионного ПВХ. Опытно-промышленный образец испытан с положительным результатом на Волгоградском ПО «Химпром».

Принципиальная технологическая схема установки сушилки сополимера ВХВД-40 (грануляционно-сушильного агрегата) на базе спиральной пневмосушилки с бифилярным каналом приведена на рис. 5-20. Как видно из схемы, в установке применен узел пылеулавливания с эжекционным отсосом из основных циклонов 7. Влажный кусковой материал перед сушкой 3 подвергается грануляции в блоке дозировки и грануляции 1. Предусмотрен также ретур сухого продукта для уменьшения связности исходного материала или, при необходимости, увеличения глубины сушки сополимера.

В промышленности освоены спиральные пневмосушилки данного типа как малотоннажные (до 200 кг/ч при сушке химреактивов на Московском химическом заводе имени Войкова), так и крупнотоннажные (5 т/ч при сушке отрубей на Ильингорском комбикормовом заводе). Бифилярное размещение спирального канала позволяет сохранять высокую интенсивность процесса при расходе воздуха 30—35 тыс. м³/ч и выше, что обеспечивает применение

сушилок данного типа для средне- и крупнотоннажных производств, где они могут дать большой экономический эффект. Гидравлическое сопротивление этих сушилок невелико и составляет 100—2500 Па при длине спирального канала от 10 до 25 м.

Время пребывания высушиваемого материала в спиральном канале исчисляется несколькими секундами, что может оказаться недостаточным для термолабильных материалов с длительным вторым периодом сушки (при наличии влаги с высокой энергией связи). Для таких материалов рациональна конструкция пневмосушилки, в которой спиральный канал идеального вытеснения присоединен к вихревой камере идеального перемешивания фаз. Такая комбинация позволяет использовать высокотемпературный сушильный агент для удаления свободной и слабосвязанной влаги материала в спиральном канале с последующей досушкой продукта в вихревой камере достаточно охладившимся сушильным агентом в течение более длительного времени при «мягких» температурных условиях.

Эта идея реализована в пневмосушилке [129], схема которой изображена на рис. 5-21.

Пневмосушилка состоит из сушильного канала 3 прямоугольного сечения, закрученного в форме спирали, с входным патрубком 1. Канал образован спиральным листом 2, боковой стенкой 7 и съемной крышкой 12, устанавливаемой на прокладке 14 и крепящейся к корпусу шпильками 11. Выход спирального канала является одновременно входом в сепаратор-досушитель, который содержит дисковую сушильную камеру 6, образованную стенкой 7, крышкой 12 и последним витком спирального листа 2.

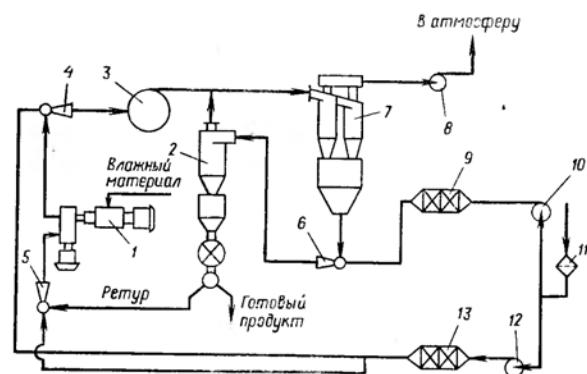


Рис. 5-20 Принципиальная технологическая схема грануляционно-сушильного агрегата для сополимера ВХВД-40 на базе спиральной пневмосушилки производительностью 300 кг/ч:

1 — блок дозировки и грануляции; 2 — блок разгрузки; 3 — сушилка; 4 — инжектор; 5, 6 — эжекторы; 7 — группа циклонов; 8, 10, 12 — вентиляторы; 9, 13 — калориферы; 11 — фильтр воздуха.

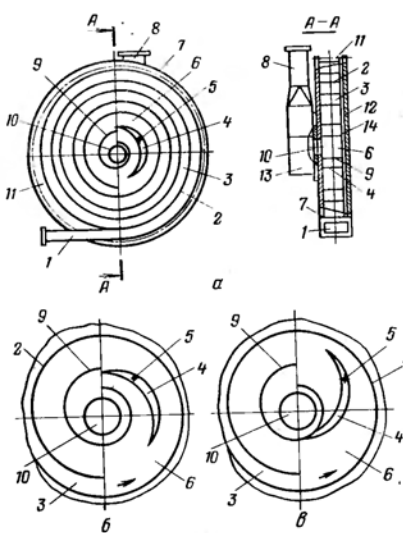


Рис. 5-21. Комбинированная спирально-вихревая сушилка: а — общий вид (разрезы); б — положение заслонки, обеспечивающей минимальное и максимальное (в) время пребывания материала в вихревой камере.

К стенке 7 приварен направляющий спиралевидный элемент 9, а в промежутке между ними и спиральным листом 2 имеется поворотная заслонка 4 серповидной формы, укрепленная на поворотной оси 5. В стенке 7 имеется отверстие 10 для выхода газовзвеси материала. К внешней стороне стенки 7 прикреплена улитка 13 с выхлопным патрубком 8.

Газ со взвешенным в нем высушиваемым материалом поступает че-

рез патрубок 1 в спиральный канал 3, в котором происходит подсушка материала. Газовзвесь материала, выходя из канала 3, попадает в дисковую сушильную камеру 6. Частицы материала распределяются по периферии вихревой камеры в виде вращающегося кольцевого слоя, толщина и порозность которого зависят от угла поворота заслонки 4. Газ и высушиваемый материал выходят через спиралевидный элемент 9, отверстие 10, улитку 13 и патрубок 8.

На рис. 5-21, б показано положение заслонки 4, при котором обеспечивается минимальное время пребывания материала в вихревой камере. При аэродинамическом обтекании серповидной заслонки возникают силы, направляющие газ и частицы материала непосредственно в элемент 9, далее в улитку 13 и выхлопной патрубок 8.

На рис. 5-21, в положение заслонки соответствует максимальному времени пребывания материала в камере досушки 6. Под воздействием сил инерции частицы материала, особенно крупной фракции, «перескакивают» через зазор между верхним концом заслонки и внешним краем элемента 9 и эжектируются струей газа, истекающей в камеру 6 из спирального канала 3.

Возможность регулирования в широких пределах времени пребывания материала в зоне досушки имеет особенно большое значение при сушке трудносохнущих полимерных материалов, так как создаются условия для максимального использования потенциальных возможностей сушильного агента, т. е. можно

значительно снизить удельные энергозатраты на сушку. В этой сушилке оказалось возможным сушить чувствительные к теплу материалы практически на границе полного насыщения газа парами влаги.

Описанная конструкция пневмосушилки испытана на установке, аналогичной приведенной на рис. 5-18, при сушке ПВХ, ПММА и сополимеров ВХ и акрилатов марок МА-20, МА-50, СХН-60, ПБМА, М-40БМ и других с хорошими показателями процесса сушки и качества продукта.

Для оценки сепарирующей способности комбинированной спирально-вихревой сушилки в процессе отработки технологических параметров сушки сополимера СХН-60 из вихревой камеры через зонд отбирали пробы продукта. В последних определяли влажность и гранулометрический состав при различных положениях регулирующей заслонки 4 (см. рис. 5-21): в двух крайних и трех промежуточных положениях. Причем при каждом фиксированном положении заслонки пробы отбирали из двух крайних зон вращающегося кольцевого слоя материала: периферийной и внутренней.

Результаты анализа гранулометрического состава и влажности отобранных образцов показали, что закономерное снижение дисперсности и увеличение влажности материала в периферийной зоне кольцевого слоя по сравнению с внутренней зоной, обусловлено перераспределением частиц по крупности (независимо от положения заслонки). Влажность материала имеет меньшие значения при положениях заслонки, обеспечивающих большую задержку продукта в сушилке.

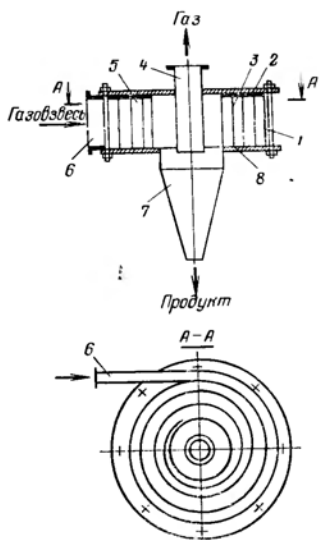
5.4. СПИРАЛЬНЫЕ ПНЕВМОСУШИЛКИ БЕЗУНОСНОГО ТИПА

Технологические схемы на базе пневмосушилок, как правило, содержат пылеотделительное оборудование, габариты которых могут превышать габариты сушилки. Поэтому актуальной задачей является разработка сушильных аппаратов безуносного типа, сочетающих процесс сушки и разделения.

Специалистами МИХМ, НИИполимеров и НИИхиммаша разработан ряд модификаций пневмосушилок спирального и спирально-вихревого типа, общим признаком которых является наличие пневмоканала прямоугольного сечения, изогнутого по длине в форме спирали Архимеда и расположенного в горизонтальной плоскости, и сепарирующей (циклонной) камеры.

На рис. 5-22 показана модификация пневмосушилки с плоским спиральным каналом в горизонтальной плоскости, плавно переходящим в сепарирующую камеру, конструктивно оформленную в виде циклона [93]. Аппарат состоит из корпуса 1, в котором днище 8, крышка 2 и спиральная лента 3 образуют спиральный канал 5, плавно переходящий в сепарирующую камеру 7. Спиральный канал сверху уплотнен прокладкой и закрыт крышкой, которая закреплена шпильками. Газовзвесь материала через

Рис. 5-22. Пневмосушилка с плоским спиральным каналом и сепаратором.



штуцер 6 подается в спиральный канал, в котором происходят процессы тепло- и массообмена. Из спирального канала газозвесь поступает в сепарирующую камеру, в которой происходит интенсивное разделение твердой и газовой фаз потока, достигаемое предварительным закручиванием потока в спиральном канале. Сухой продукт выводится через отверстие в конической части камеры (например, через секторный затвор), а газ — через патрубок 4. Достоинство данной сушилки в том, что она компактна и относится к аппаратам безуносного типа. Причем эффективность ее оказалась значительно выше эф-

фективности типовых циклонов при одинаковом диаметре сепарирующей части.

Так, при сушке суспензионного ПВХ эффективность разделения дисперсной и газовой фаз в этой сушилке достигает 99,99%, что в большинстве случаев позволяет исключить из технологических схем установок циклоны, а в некоторых случаях отказаться от санитарной очистки отработанного сушильного агента перед выбросом его в атмосферу. Таким образом, оказывается возможным существенно уменьшить общие энергетические затраты на сушку.

Недостатком спиральных пневмосушилок с плоской спиралью и закруткой к центру (к сепарирующей камере) является более существенное ограничение верхнего предела производительности по сравнению с ограничением, характерным для бифилярного расположения спирали. С ростом производительности повышается расход сушильного агента и соответственно возрастают проходное сечение канала, диаметр сепаратора и максимальный предельный радиус сушилки. Расчет показывает, что практическое использование сушилок этого типа с приемлемым радиусом 1,5—2 м ограничено расходом сушильного агента 12—15 тыс. м³/ч.

Спиральная пневмосушилка описанного типа пока находит применение в опытных и малотоннажных производствах. Так, в НИИполимеров с 1975 г. успешно эксплуатируется сушилка этого типа производительностью 15—30 кг/ч в опытном производстве сополимеров ПВХ, ПММА, М-40 БМ, М-14 и М-90. На опыт-

ном заводе НИИУИФ подобная сушилка производительностью до 120 кг/ч внедрена в 1974 г. Она используется для сушки таких продуктов, как фосфаты калия. На Московском химическом заводе имени Войкова спиральная сушилка работает с 1974 г. на сушке химических реактивов — производительность 120 кг/ч. Аналогичные установки в качестве опытных используются для сушки пищевой продукции.

Гидравлическое сопротивление этих сушилок 1500—3000 Па, причем 30—40% его приходится на сопротивление циклонного сепаратора. Длина спирального канала в зависимости от высушиваемого материала составляет 10—20 м, что обеспечивает время пребывания материала в сушилке 1—2 с.

В начале главы было показано, что в спиральных каналах происходит сепарация частиц по размерам: крупные частицы, имея меньшую скорость движения, дольше задерживаются в зоне сушки. Эффект задержки можно существенно усилить, если увеличить путь движения крупных частиц. Эта задача нашла оригинальное решение в конструкции аппарата, в котором спиральный канал снабжен секционированной эквидистантной перегородкой с регулируемыи заслонками на концах секций [90].

Устройство сушилки показано на рис. 5-23.

В корпусе 1 установлены спиральная перегородка 5, патрубок 7 для ввода газа, эквидистантная секционированная перегородка 8, патрубок 3 для вывода крупнодисперсной или тяжелой фракции, шарнирные заслонки 6, патрубок 9 для ввода исходных полидисперсных материалов в виде газозвеси, циклон 4 с выхлопным патрубком 2 для выхода очищенного газа.

Исходный материал через патрубок 9 подается в спиральный канал, в котором происходит перераспределение и переход частиц по фракциям пропорционально центробежному фактору разделения во внешнюю часть спирального канала, отделенную перегородкой 8. Такое перераспределение обеспечивается действием центробежной силы и созданием зазоров между спиральной 5 и эквидистантной 8 перегородками. Перешедшие фракции подхватываются потоком газа, который подается через патрубок 7. Тяжелую фракцию можно вывести из аппарата отдельно с частью газа через патрубок 3. Остальная часть газозвеси (с легкой фракцией) разделяется в циклоне 4.

Из рисунка видно, что траектория крупных частиц, движущихся у внешней стенки канала, в 1,5—2 раза длиннее траектории мелких, что повышает равномерность сушки материала. Конструкция аппарата позволяет совместить сушку с классификацией готового продукта.

При рассмотрении термолабильных полимерных материалов с длительным вторым периодом целесообразен такой же подход к проблеме, что и при разработке комбинированной спирально-вихревой сушилки [129], описанной выше. Эта задачу применительно к аппаратам безуносного типа удалось решить, разра-

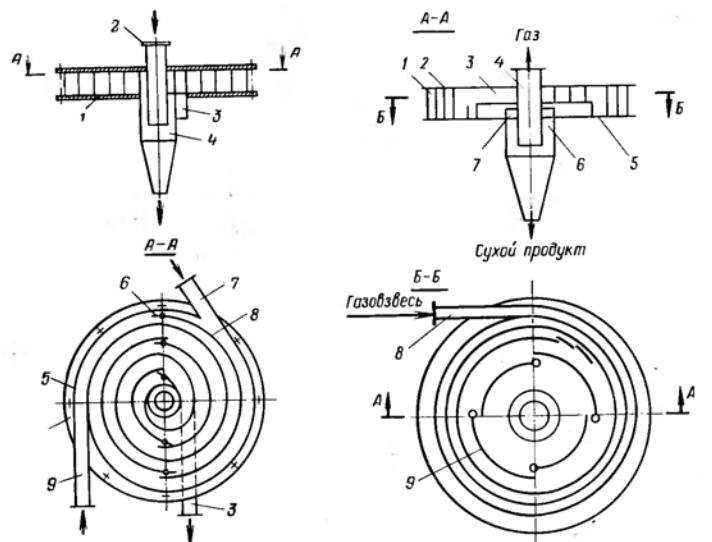


Рис. 5-23. Спиральная пневмосушилка с эквидистантной перегородкой в канале.

Рис. 5-24. Комбинированная спирально-вихревая пневмосушилка с сепаратором (КСВ).

1 — сушильный спиральный канал; 2 — крышка; 3 — вихревая камера; 4 — выхлопная труба; 5 — днище; 6 — циклонная камера; 7 — порожек; 8 — патрубок; 9 — элементы регулирования.

ботав комбинированную спирально-вихревую пневмосушилку (КСВ) [92, 95], конструкция которой показана на рис. 5-24.

В пневмосушилке имеется сушильный спиральный канал 1 прямоугольного сечения, образованный вертикальной спиральной перегородкой, плоским днищем 5 и съемной крышкой 2. В центре пневмосушилки установлена разгрузочная циклонная камера 6, образующая с последним витком спирали вихревую камеру 3, в которой размещены элементы регулирования 9, представляющие собой противоположащие секции спирали, установленные на шарнирах. Между вихревой и циклонной камерами имеется съемный порожек 7. Изменяя высоту порожка, можно регулировать общее время пребывания всего материала в сушилке. Время пребывания в вихревой камере отдельных фракций материала регулируется положением элементов 9.

Газовзвесь высушиваемого полидисперсного материала поступает в спиральный сушильный канал 1, где происходит подсушка материала, а затем попадает в центральную часть сушилки (вихревую камеру 3), где более мелкие фракции, проходя между секциями элементов регулирования 9, отнесаются направленным стоком к выходу из пневмосушилки в осадительный циклон 6,

а более крупные фракции некоторое время циркулируют между секциями 9 и последним витком спирали.

Подбирая величины зазоров между концами секций 9, устанавливают оптимальное время пребывания каждой фракции в пневмосушилке, что позволяет обеспечивать равномерную сушку всех фракций, интенсифицировать тепло- и массообмен и повышать качество готового продукта.

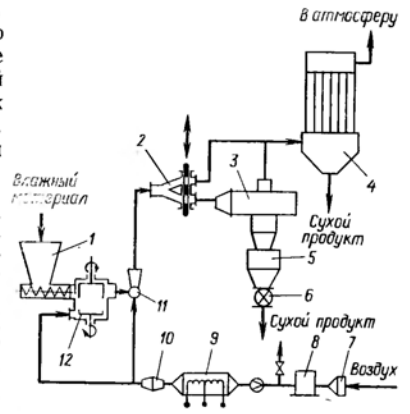
На базе КСВ смонтированы экспериментальные лабораторные и опытные установки сушки, на которых проведены комплексные исследования гидродинамики и тепломассообмена процессов сушки на сушилках спирального и вихревого типа и отработана технология сушки широкого круга полимерных материалов [95]. Принципиальная технологическая схема лабораторной установки представлена на рис. 5-25. Конструктивно установка оформлена в виде стэнда, на котором можно испытывать различные пневмосушилки (спирального, вихревого или комбинированного типа) без существенных изменений в схеме обвязки вспомогательного оборудования.

Воздух, засасываемый из атмосферы через воздушный фильтр 7 воздуходувкой 8 типа ЯАЗ-206 подается в трехсекционный электронагреватель 9 и далее через искрогаситель 10 поступает в подсушиватель-дезагрегатор 12 и смеситель 11. Влажный материал подается шнековым дозатором 1 в подсушиватель-дезагрегатор 12, в котором комки материала разрушаются под действием вращающейся мешалки и струи воздуха, вдуваемого через тангенциальный патрубок. Одновременно с дезагрегацией происходит подсушка материала с поверхности и ослабление его адгезионно-когезионной способности. Таким образом, в подсушивателе-дезагрегаторе 12 образуется однородная газовзвесь, которая поступает в смеситель 11, где смешивается с основным потоком сушильного агента и уносится им в пневмосушилку 3.

Отсекателем 2 можно прекратить поступление газовзвеси в исследуемый аппарат, направив поток в рукавный фильтр 4. Отсечка потока газовзвеси производится клапаном,

Рис. 5-25. Принципиальная технологическая схема экспериментальной лабораторной установки сушилок спирального и вихревого типа:

1 — дозатор; 2 — отсекающий; 3 — пневмосушилка; 4 — фильтр рукавный; 5 — бункер; 6 — затвор секторный; 7 — фильтр воздушный; 8 — воздуходувка; 9 — электронагреватель; 10 — искрогаситель; 11 — смеситель; 12 — подсушиватель-дезагрегатор.



полотно которого соединено с пружиной и удерживается в открытом состоянии защелкой, связанной с электромагнитом. При срабатывании отсекающего 2 отключаются дозатор 1 и воздуходувка 8.

На основе исследований гидродинамики плоских горизонтальных вихревых камер установлено, что время пребывания высушиваемого материала в камере досушки комбинированной спирально-вихревой сушилки (см. рис. 5-24) можно регулировать в пределах от 10 с до 2 мин, что оказалось достаточным для сушки многих трудносохнувших сополимеров ВХ и акрилатов без применения рециркуляции продукта. Гидравлическое сопротивление комбинированной спирально-вихревой сушилки составляет 3—6 кПа, т. е. выше сопротивления спиральной сушилки с сепаратором (см. рис. 5-22), что естественно, так как в КСВ к сопротивлению спирального канала и циклонной камеры добавляется сопротивление вихревой камеры.

Поскольку в спиральных сушилках безуносного типа достигается высокая эффективность разделения дисперсной и газовой фаз, представляло интерес изучить возможности вычисления эффективности разделения при проектировании или выборе аппарата данного типа.

Анализ дифференциальных уравнений (см. гл. 4), описывающих движение потоков газозвесей дисперсных материалов по криволинейным траекториям, показывает, что на эффективность разделения оказывают влияние характеристики дисперсного материала, параметры потока газа, геометрическая форма и соотношения размеров элементов конструкции аппарата. Аналитическое решение системы дифференциальных уравнений для закрученных потоков газозвесей требует множества грубых допущений, что не избавляет от необходимости определения ряда эмпирических коэффициентов. Поэтому в данном случае экспериментальное определение эффективности с применением теории подобия предпочтительнее аналитического, в связи с чем нами исследована эффективность разделения дисперсной и газовой фаз [135].

Для исследования взяли спирально-вихревую сушилку с сепаратором (см. рис. 5-24) и смонтировали ее в установке (см. рис. 5-25), позволяющей варьировать все необходимые параметры процесса. Концентрацию материала в воздухе на входе в аппарат рассчитывали по расходу материала и воздуха. Концентрацию пыли на выбросе определяли методом изокINETического отсоса проб запыленного воздуха через фильтр Петрянова АФА-ВП-10 [140].

В качестве исследуемых дисперсных материалов использовали поливинилхлорид марки ПВХ С-70 и сополимер винилхлорида с акрилонитрилом марки СХН-60, различающихся между собой дисперсностью, плотностью и формой частиц.

На основе анализа дифференциальных уравнений движения в сочетании с теорией анализа размерностей получена зависимость в виде

$$\eta = AR_{\text{вх}}^{\alpha_1} F_1^{\alpha_2} Stk^{\alpha_3} \sigma^{\alpha_4} f^{\alpha_5} \mu_m^{\alpha_6} \left(\frac{D_K}{D_{\text{ц}}} \right)^{\alpha_7} \left(\frac{h}{H} \right)^{\alpha_8} \quad (5-8)$$

где $\eta = (C_{\text{вх}} - C_{\text{вых}})/C_{\text{вх}}$ — эффективность разделения дисперсной и газовой фаз; $C_{\text{вх}}$, $C_{\text{вых}}$ — концентрация материала в газе на входе в аппарат и выходе из него; f — фактор формы частиц; μ_m — расходная концентрация материала.

В уравнении (5-8) число Рейнольдса рассчитывают по условиям входа газа в вихревую камеру (см. рис. 5-24); число Фруда — по скорости газа на входе в вихревую камеру и диаметру камеры D_K ; число Стокса, характеризующее условия осаждения частиц в аппарате, выразили для всего интервала гидродинамических режимов как

$$Stk = \frac{\rho_m d_p}{\xi \rho D_K} \quad (5-9)$$

Коэффициент гидродинамического сопротивления определяли согласно уравнению (4-25). При обработке результатов в качестве независимых переменных использовали гидродинамические параметры, входящие в выражение (5-8). Неизвестные показатели этих параметров определяли методом регрессионного анализа как коэффициенты линейного уравнения, полученного логарифмированием этого выражения.

Расчет проводили на ЭВМ БЭСМ-4. В результате получено уравнение для эффективности улавливания твердой фазы в КСВ с точностью $\pm 1,2\%$ в виде

$$\eta = 96,4 Stk^{0,345} \sigma^{-1,54} f^{-2,17} \left(\frac{D_K}{D_{\text{ц}}} \right)^{0,504} \quad (5-10)$$

С помощью уравнения (5-10) можно подобрать оптимальные соотношения диаметров вихревой и циклонной камер и скоростей несущего газа.

Исходя из потребностей производства сополимеров акрилового ряда М-40 БМ, М-90, ПММА, ПБМА, М-14, БМК-5 и других, в НИИХиммаше разработаны два типоразмера комплектных установок сушки на базе комбинированных спирально-вихревых сушилок КСВ-250 и КСВ-600, которые могут найти применение в технологии сушки многих других продуктов химической промышленности.

На основе опыта их эксплуатации НИИХиммаш совместно с МИХМ и НИИПолимеров разработал типовой ряд пяти типоразмеров (по диаметру циклонной части КСВ-200, 400, 600, 800 и 1000 мм) сушилок этой разновидности для нужд народного хозяйства.

Принципиальная технологическая схема установки КСВ-250, приведена на рис. 5-26. В установке предусмотрен подсушитель-деагрегатор, поэтому воздух на сушку подается двумя потоками (основной и вспомогательный потоки). Вспомогательный поток воздуха через калорифер 9, снабженный фильтром 11, поступает в подсушитель-деагрегатор 2, в который дозатором 1 подается влажный материал. Образующаяся газозвесь материала поступает в смеситель 3, где смешивается с основным потоком воздуха и далее в сушилку 4. Выделенный в циклонной камере сушилки продукт выгружается через двойной пылевой затвор 5.

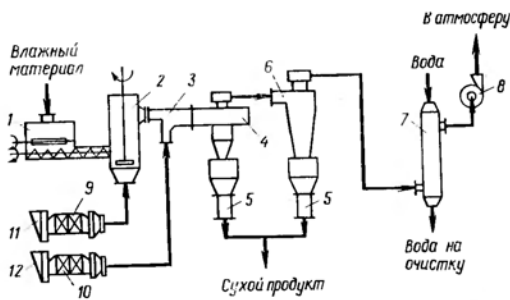


Рис. 5-26. Принципиальная технологическая схема комбинированной спирально-вихревой сушилки КСВС-250:

1 — дозатор; 2 — подсушиватель-деагрегатор; 3 — смеситель; 4 — сушилка; 5 — двойной пылевой затвор; 6 — циклон; 7 — скруббер; 8 — газодувка; 9, 10 — калориферы; 11, 12 — фильтры для воздуха.

При необходимости можно предусмотреть оборудование для санитарной очистки отработанного воздуха (циклон 6 или скруббер 7).

Установка предназначена для технологических линий малотоннажных производств сополимеров ВХ и акрилатов марок М-40БМ, М-90, ПММА, ПБМА, СХН-60, хлорированного ПВХ или других продуктов, подобных по физико-химическим и структурно-механическим свойствам указанным сополимерам.

Техническая характеристика установки КСВ-250 для сополимеров приведена ниже:

	СХН-60	М-40БМ
Производительность, кг/ч	25	75
Влажность продукта, %		
начальная	25	10
конечная	0,3	0,4
Температура сушильного агента (воздух), °С		
поступающего в сушилку	140	160
выходящего из сушилки	60	50—70
Расход сушильного агента, кг/ч	650	650
Установленная мощность электродвигателей, кВт	13,8	13,8
Скорость воздуха в спиральном канале, м/с	25—30	25—30
Длина спирального канала, м	10	10
Диаметр вихревой камеры, мм	480	480
Диаметр сепарирующей камеры, мм	250	250

Принципиальная технологическая схема комбинированной спирально-вихревой сушилки КСВ-600, приведена на рис. 5-27. Эта установка в отличие от описанной выше КСВ-250 имеет оборудование для санитарной пылеочистки отработанного воздуха и выгрузки сухого продукта. Установка КСВ-600 предназначена для сушки сополимеров акрилового ряда марок М-14 и БМК-5, а также других подобных им дисперсных материалов в мало- и среднетоннажных производствах. В качестве второй ступени сушки пневмосушилку данного типоразмера можно использовать также и в крупнотоннажных производствах. Техническая харак-

теристика установки КСВ-600 для сушки указанных сополимеров приведена ниже:

	М-14	БМК-5
Производительность, кг/ч	150	380
Влажность продукта, %		
начальная	50	10
конечная	15	2
Допустимая температура нагрева высушиваемого материала, °С	230	40
Температура сушильного агента (воздух), °С		
на входе	160	80
на выходе	60	45
Расход сушильного агента, кг/ч	3200	3800
Расход пара, кг/ч	272	172
Установленная мощность электродвигателей, кВт	49,7	49,7

Сушилка КСВ-600 эксплуатируется в производстве поливинилбутираля в Северодонецком ПО «Азот» и в производстве суспензионного ПВХ в Днепродзержинском ПО «Азот». Применение сушилки в Днепродзержинском ПО «Азот» интересно в том отношении, что это производство является крупнотоннажным (производительность установки 2,62 т/ч). Установка представляет собой реконструкцию двухступенчатой установки сушки ПВХ (1-я ступень пневмотруба-сушилка, 2-я сушилка кипящего слоя). Сушилка КСВ-600 смонтирована в качестве второй ступени взамен сушилки кипящего слоя. Причем газозвесь продукта отсасывается из основного циклона, однако разгрузка осуществляется непосредственно из КСВ. Таким образом, двухступенчатая установка рассчитана на один циклон, что позволило высвободить громоздкое пылеотделительное оборудование (рукавный фильтр), мощное тяго-дутьевое оборудование (хвостовой вентилятор) и дефицитные производственные площади.

В соответствии с принципами рациональной технологии сушки дисперсных материалов разработан еще ряд модификаций спиральных и спирально-вихревых аппаратов безуносного типа, отвечающих требованиям унификации машиностроительных конструкций и позволяющих расширить возможности выбора сушильных аппаратов.

Например, в конструкции сушилки с горизонтальным спиральным

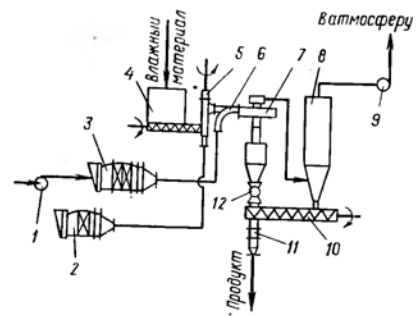


Рис. 5-27. Принципиальная технологическая схема комбинированной спирально-вихревой сушилки КСВ-600:

1 — газодувка; 2, 3 — калориферы (совместно с фильтром для воздуха); 4 — питатель винтовой; 5 — подсушиватель-деагрегатор; 6 — смеситель; 7 — сушилка; 8 — рукавный фильтр; 9 — вентилятор; 10 — конвейер винтовой; 11 — затвор двойной пылевой; 12 — питатель шлюзовой.

каналом и сепаратором циклонного типа через перфорацию в днище и жалюзи в спиральном канале продувается дополнительный воздух [91]. Это позволяет предотвратить залегание крупных частиц на днище и интенсифицировать тепло- и массообмен, поскольку возрастает относительная скорость фаз.

Модификацией КСВ является пневмосушилка с выносной вихревой камерой и подачей в нее дополнительного свежего теплоносителя [132], предназначенная для сушки крупнодисперсных и высоковлажных материалов с сильно связанной влагой.

В пневмосушилке (рис. 5-28) имеются спиральный канал 1 прямоугольного сечения с патрубком 14 для ввода газозвеси на периферийном витке и сепарационная камера 2, образованная центральным витком спирального листа 13, крышкой 4 и днищем 5. К сепарационной камере 2 через переходник 12 прикреплена цилиндрическая вихревая камера 6, которая состоит из крышки 7, обечайки 8, днища 9 и тангенциального ввода 11 для вторичного теплоносителя. В центральной части вихревой камеры 6 установлен разгрузочный циклон 10. Выхлопной патрубок 3 выведен через сепарационную камеру 2 наружу и может перемещаться вдоль оси вместе с разгрузочным циклоном 10.

Газозвесь материала подается в спиральный канал 1, где

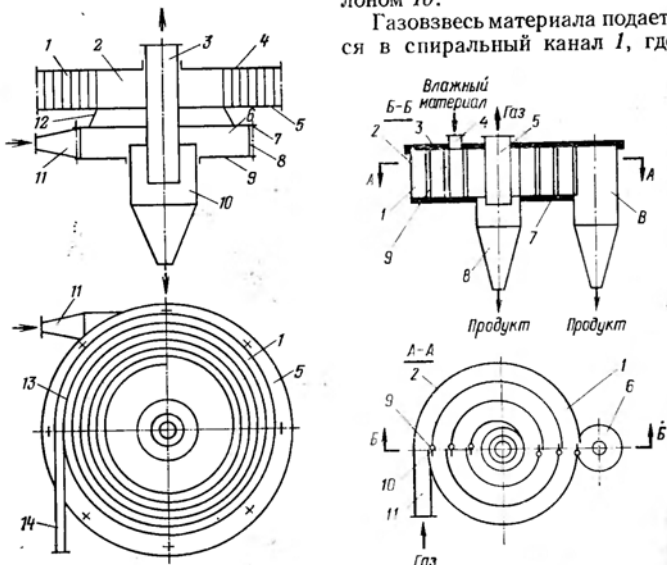


Рис. 5-28. Спиральная пневмосушилка с выносной вихревой камерой.

Рис. 5-29. Спиральная пневмосушилка для глубокой сушки и классификации полидисперсных материалов.

происходит кратковременная сушка материала в режиме идеального вытеснения при высокой температуре. Далее поток газозвеси поступает в сепарационную камеру 2, в которой происходит разделение потоков газа и материала. Газ выводится через патрубок 3, а материал через переходник 12 поступает в вихревую камеру 6, где подхватывается вторичным потоком свежего теплоносителя, поступающего через ввод 11 по ходу закрутки газозвеси.

В вихревой камере 6 происходит окончательная досушка материала в условиях, близких к идеальному перемешиванию, при длительном пребывании его в сушильной зоне. При этом температуру поступающего теплоносителя можно регулировать в зависимости от термических свойств высушиваемого материала. Высушенный материал постепенно вытесняется с периферии к внутренней части и выносится потоком газа в разгрузочный циклон 10, из которого выгружается через нижнее отверстие. Отработанные газы из камер 2 и 6 смешиваются и удаляются из пневмосушилки через общий выхлопной патрубок 3.

Эта пневмосушилка позволяет максимально использовать потенциальные возможности сушильного агента и снизить удельные энергозатраты на сушку особенно трудносохнущих материалов. Подбирая соответствующим образом количество и температуру теплоносителя как для влажного материала, так и для подсушенного, а также регулируя высоту порожка, можно найти оптимальные условия сушки полидисперсных высоковлажных материалов, интенсифицировать тепло- и массообмен и улучшить качество готового продукта.

Другая модификация сушилки [131] создана на основе описанной выше конструкции спиральной пневмосушилки с эквидистантной перегородкой [90]. В этой модификации достигается более глубокая и однородная сушка, что обусловлено прямооточным движением фаз. Кроме того, в одном аппарате совмещаются процессы сушки и классификации материала на две фракции.

Пневмосушилка (рис. 5-29) состоит из спирального канала 1 (образованного спиральной секционированной лентой 2, между секциями которой имеются щелевые зазоры 9, а на концах секций — шарнирные заслонки 10, крышкой 3 и днищем 7), патрубка 4 для ввода влажного материала, патрубка 11 для ввода сушильного агента, патрубка 5 для удаления отработанного сушильного агента, сборника 6 для крупной фракции высушенного материала и циклона 8.

Сушильный агент через патрубок 11 подается в спиральный канал 1, во внутренний виток которого через патрубок 4 вводится влажный полидисперсный материал. Частицы материала подхватываются сушильным агентом и транспортируются по спиральному каналу 1, одновременно подсушиваясь. При этом высушенная мелкая фракция по спиральному каналу 1 уносится в центральную часть сушилки в циклон 8, где отделяется от газа.

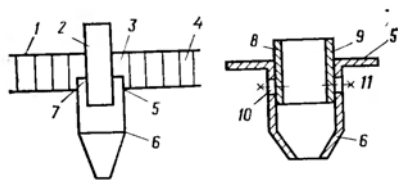


Рис. 5-30. Спирально-вихревая пневмосушилка с регулируемым переменным порогом.

Крупные фракции материала под воздействием центробежной силы инерции через щелевые зазоры 9 из внутренних витков

спирального канала перемещаются в периферийные, где попадают в поток ненасыщенного, обладающего высоким потенциалом сушильного агента; высушиваясь до низкого влагосодержания, достигают внешнего витка канала 1 и попадают в сборник 6, в котором осаждаются.

Порядочная выгрузка высушенного материала из сушилки осуществляется через нижнее отверстие циклона 8 и сборника 6. Отработанный сушильный агент удаляется из сушилки через патрубок 5. Для регулирования экспозиции сушки крупных фракций материала служат заслонки 10.

Для повышения качества регулирования времени пребывания материала в аппарате разработана спирально-вихревая пневмосушилка (рис. 5-30), имеющая регулируемый переливной порог [124]. Она содержит спиральный канал 4, вихревую камеру досушки 3 с горизонтальным дном 5, расположенную в центре аппарата, осадительный циклон 6 с переливным порогом 7, в месте соединения его с камерой 3, отводящий патрубок 2, загрузочное устройство 1, подключенное к первому витку канала 4. Переливной порог выполнен в виде цилиндра, разрезанного в диаметральной плоскости на две секции 8 и 9. В циклоне выполнены пазы 10, в которые введены шпильки 11. Секции 8 и 9 могут перемещаться в осевом направлении.

Время пребывания частиц материала в вихревой камере 3 регулируют высотой переливного порога. При необходимости сушки материала с другими параметрами чем предыдущий, изменяют высоту переливного порога, для этого цилиндр передвигают вверх или вниз. Цилиндр крепится шпильками 11, закрепленными в его секциях 8 и 9, а на боковой поверхности циклона 6 выполнены продольные пазы 10, внутри которых помещаются шпильки. Цилиндр прижимается к циклону гайками. При использовании сушилки можно значительно расширить круг материалов, имеющих различный фракционный состав и значительно сэкономить средства, затрачиваемые на изменение высоты переливного порога, а также уменьшить простой оборудования.

Для дальнейшего совершенствования процесса очистки отработанного теплоносителя разработана спиральная пневмосушилка [125] (рис. 5-31). В этом аппарате возможна сушка и пылеулавливание полидисперсных материалов с размером частиц 5—10 мкм. Пневмосушилка содержит спиральный канал 1 прямоугольного сечения, циклон 2, выхлопной патрубок 6, дополнительный патрубок 4 и завихряющее устройство 5, расположенное между выхлоп-

ным патрубком 6 и дополнительным патрубком 4. Внизу цилиндрической части циклона 2 размещен полый усеченный конус 3 соосно циклону 2. Пневмосушилка работает следующим образом. Газовзвесь движется по спиральному каналу 1 от периферии к центру; закручиваясь, она «стекает» между цилиндрической частью циклона и дополнительным патрубком 4. Основная часть твердой фазы отделяется от теплоносителя и попадает в коническую часть циклона 2, а оставшая часть твердой фазы с теплоносителем отводится через выхлопной патрубок 6.

Чтобы уменьшить выброс мелких фракций из аппарата, в патрубок 4 подается воздух, который закручивается в завихряющем устройстве 5 в том же направлении, что и основной поток. Под воздействием двух вихрей в дополнительном патрубке 4 происходит «вымывание» мелких фракций из потока, поступающего на выхлоп в патрубок 6, и вынос их в коническую часть циклона 2, где частицы осаждаются на стенку. Полый усеченный конус 3 служит для формирования границ вихрей и их стабилизации.

На рис. 5-32 изображена спиральная пневмосушилка для материалов, склонных к агломерации и содержащих адсорбционно или осмотически связанную влагу [126]. Пневмосушилка содержит спиральный канал 1 прямоугольного сечения для газовзвеси, камеру 2 досушки, осадитель 8, полый усеченный конус 6, внутри которого установлен конус 4, прикрепленный к конусу 6 кронштейнами 5, подводный дополнительный теплоноситель патрубок 7 и отводящий патрубок 3. Пневмосушилка работает следующим образом.

Газовзвесь высушиваемого дисперсного материала подается в спиральный канал 1 на периферийный виток. Двигаясь по каналу 1, материал подсушивается и попадает в центральную часть спирали, откуда «стекает» на стенки осадителя 8. Из осадителя 8 материал увлекается в камеру 2 досушки потоком теплоносителя, подаваемого в спиральный канал на периферийный виток, а также потоком дополнительного теплоносителя, подаваемого в патруб-

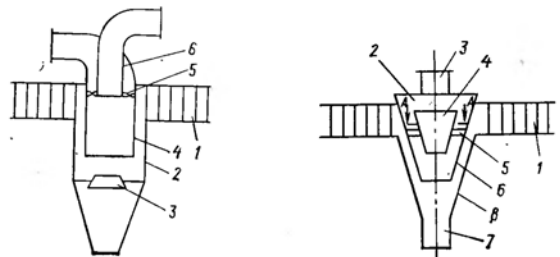


Рис. 5-31. Спиральная пневмосушилка для тонкодисперсных полифракционных материалов.

Рис. 5-32. Спиральная пневмосушилка для дисперсных материалов, склонных к агломерации.

бок 7. Высушенные частицы свободно проходят камеру 2 досушки и уносятся через отводящий патрубок 3, а агломераты частиц циркулируют внутри нее, фонтанируя в полости конуса 4. По мере циркуляции агломераты подсушиваются и начинают распадаться на отдельные гранулы. Процессу дезинтеграции агломератов способствует то, что они ударяются о кромки конуса и кронштейнов 5. Для усиления разрушительного воздействия на агломераты кромки конуса 4 и кронштейнов 5 могут быть выполнены в виде зубов пилообразной формы.

5.5. СУШКА С РЕЦИРКУЛЯЦИЕЙ МАТЕРИАЛА

При сушке некоторых трудносохнущих материалов (с высокой энергией связи влаги), когда исчерпаны все возможности повышения начальной температуры газа, необходимо увеличивать длину сушильного тракта или число ступеней, либо применять рециркуляцию материала. В последнем случае сокращаются габариты аппарата [93], поскольку интенсивно используется его рабочий объем. Частичный возврат (ретур) сухого продукта применяются также для придания исходному материалу хороших сыпучих свойств или получения низкой конечной влажности [70].

Рециркуляция материала известна давно и широко применяется в технике сушки как в нашей стране, так и за рубежом, о чем свидетельствуют многие обзоры и отдельные публикации по сушке [50, 110, 165, 172, 177].

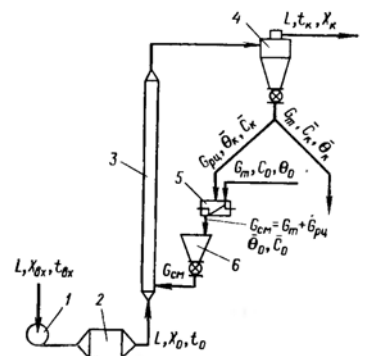
Некоторые продукты химической технологии, например сополимеры винилхлорида и акрилатов, в зависимости от способа выделения из латексов, суспензий, шламов или растворов, а также от степени механического обезвоживания и физико-химических свойств в исходном перед сушкой состоянии могут представлять собой пасты или спрессовавшиеся куски с высоким содержанием влаги (50—70%). В таком виде материалы практически несylучи, к тому же под действием сдвиговых деформаций (перемешивание, протираание, вибрация) могут переходить в пастообразное состояние, т. е. проявляют тиксотропные свойства. Придание пастообразным материалам сыпучих свойств, обеспечивающих условия дозирования и сушки, возможно в процессе сушки с рециркуляцией продукта.

Низкая теплостойкость многих сополимеров, таких как МА-50, БМК-5, ВХВД-40, не позволяет использовать высокие параметры теплоносителя, а необходимость сушки этих материалов до низкого остаточного влагосодержания ограничивает возможности пневмосушки. В этом случае ретур продукта может также оказаться эффективным технологическим приемом.

Расчет процесса сушки с рециркуляцией материала можно свести к расчету без рециркуляции при условии дополнительной увязки конечных характеристик продукта с характеристиками вновь поступающего на сушку материала.

Рис. 5-33. Схема пневмосушилки с рециркуляцией высушиваемого материала:

1 — вентилятор; 2 — подогреватель газа; 3 — пневмосушилка; 4 — циклон; 5 — смеситель; 6 — питатель.



На рис. 5-33 представлена схема пневмосушилки с рециркуляцией высушиваемого материала.

Рециркулирующий материал (расход по сухому веществу $G_{рц}$, влажность \bar{C}_k , температура θ_k) смешивается в смесителе с вновь подаваемым материалом (расход G_r , влажность C_0 , температура θ_0). Выравнивание температуры и влажности смеси не может произойти мгновенно, поэтому в общем случае исходная смесь состоит из набора компонентов, прошедших неодинаковое число раз через сушилку и имеющих различную температуру и влажность. То же можно сказать и о конечной смеси на выходе из сушилки. В высушенной смеси одни компоненты будут пересушены и перегреты, другие — недосушены, но поскольку технологически интереснее средняя конечная влажность продукта, имеет смысл характеризовать исходную и конечную смесь средними параметрами, к которым стремятся отдельные компоненты.

Обозначим через θ_0 , θ_k и \bar{C}_0 , \bar{C}_k соответственно средние температуру и влагосодержание смеси на входе в сушилку и выходе из нее и установим связь между средними, начальными и конечными параметрами. Кратность рециркуляции материала по сухой фазе

$$r_T = \frac{G_{рц}}{G_T} \quad (5-11)$$

Тогда расход смеси

$$G_{см} = G_T + G_{рц} = G_T \left(1 + \frac{G_{рц}}{G_T}\right) = G_T (1 + r_T) \quad (5-12)$$

Удельный расход газа по отношению к расходу высушиваемого продукта и смеси соответственно составит

$$\sigma = \frac{L}{G_T} \quad (5-13)$$

$$\sigma_{см} = \frac{L}{G_{см}} = \frac{L}{G_T (1 + r_T)} = \frac{\sigma}{1 + r_T} \quad (5-14)$$

Между тем

$$\sigma = \frac{C_0 - \bar{C}_k}{X_k - X_0} \quad (5-15)$$

$$\sigma_{см} = \frac{\bar{C}_0 - C_k}{X_k - X_0} \quad (5-16)$$

Разделив соотношение (5-13) на (5-14), а (5-15) на (5-16), получим:

$$\frac{\sigma}{\sigma_{см}} = 1 + r_T = \frac{C_0 - \bar{C}_K}{\bar{C}_0 - \bar{C}_K} \quad (5-17)$$

откуда

$$\bar{C}_0 = \frac{C_0 + r_T \bar{C}_K}{1 + r_T} \quad (5-18)$$

Для установления связи между средними начальной и конечной температурами смеси рассмотрим тепловой баланс при адиабатическом процессе смешения. Очевидно, что рециркулирующая смесь отдаст, а исходный продукт воспримет эквивалентное количество тепла, т. е.

$$\bar{c}_{м.к} G_{рц} (1 + \bar{C}_K) (\bar{\theta}_K - \bar{\theta}_0) = c_{м0} G_T (1 + C_0) (\bar{\theta}_0 - \theta_0) \quad (5-19)$$

где $\bar{c}_{м.к} = c_T + c_{ж} \bar{C}_K$ — теплоемкость смеси, подаваемой на рециркуляцию; $c_{м0} = c_T + c_{ж} C_0$ — теплоемкость исходного материала.

Преобразуем уравнение (5-19)

$$\frac{G_{рц}}{G_T} = r_T = \frac{c_{м0} (1 + C_0) (\bar{\theta}_0 - \theta_0)}{c_{м.к} (1 + \bar{C}_K) (\bar{\theta}_K - \bar{\theta}_0)} \quad (5-20)$$

Обозначим

$$k_{см} = \frac{c_{м0} (1 + C_0)}{c_{м.к} (1 + \bar{C}_K)} \quad (5-21)$$

Коэффициент $k_{см}$ характеризует относительное изменение теплоемкости материала, т. е. показывает, во сколько раз изменяется его теплоемкость при изменении влажности.

Тогда

$$r_T = k_{см} \frac{\bar{\theta}_0 - \theta_0}{\bar{\theta}_K - \bar{\theta}_0} \quad (5-22)$$

откуда

$$\bar{\theta}_0 = \frac{k_{см} \theta_0 + r_T \bar{\theta}_K}{k_{см} + r_T} \quad (5-23)$$

Из уравнений (5-18) и (5-23) следует, что средние значения влажности и температуры материала в начале и конце процесса связаны между собой через кратность рециркуляции r_T .

Часто рециркуляцию по материалу характеризуют числом рециркуляции r_M , равным отношению расхода смеси исходного влажного и рециркулирующего высушенного материалов к величине подачи влажного материала. Числа r_M и r_T связаны между собой соотношением

$$r_M = 1 + r_T \frac{1 + \bar{C}_K}{1 + C_0} \quad (5-24)$$

При сушке с рециркуляцией высушиваемого продукта энергия, необходимая для преодоления связи молекул влаги и материала,

определится (по аналогии с однократной сушкой) следующим образом:

$$\bar{q}_{с. см} = \frac{\int_{X_0}^{X_K} [\bar{q}_c(X) - \bar{q}_{с0}] dX}{X_K - X_0} \quad (5-25)$$

где $\bar{q}_c(X)$ — локальное значение удельной теплоты связи влаги с гомогенной смесью материала в зависимости от влагосодержания сушильного агента, Дж/кг влаги.

Согласно материальному балансу смеси

$$L dX = -G_{см} d\bar{C} \quad (5-26); \quad L(X_K - X_0) = G_{см}(\bar{C}_0 - C_K) \quad (5-27)$$

Подставляя уравнения (5-26) и (5-27) в выражение (5-25), имеем:

$$\bar{q}_{с. см} = \frac{-\int_0^K \bar{q}_c(\bar{C}) d\bar{C}}{\bar{C}_0 - \bar{C}_K} - \bar{q}_{с0} = \frac{\int_0^K d\Pi}{\bar{C}_0 - \bar{C}_K} - \bar{q}_{с0} \quad (5-28)$$

где $\bar{q}_c(C)$ — локальное значение удельной теплоты связи влаги с гомогенной смесью материала в зависимости от его влагосодержания, Дж/кг влаги; $d\Pi = \bar{q}_c(C) d\bar{C}$ — дифференциал потенциала связи, Дж/кг твердой фазы.

После интегрирования получим

$$\bar{q}_{с. см} = \frac{\Pi_K - \Pi_0}{\bar{C}_0 - \bar{C}_K} - \bar{q}_{с0} \quad (5-29)$$

где Π_0, Π_K — потенциал связи в начале и конце сушильной зоны, Дж/кг твердой фазы.

Изменение среднего значения энтальпии газа на единицу количества связанной влаги составит

$$\Delta \bar{l}_{с. см} = \bar{q}_{с. см} (X_K - X_0) = (\Pi_K - \Pi_0) \frac{X_K - X_0}{\bar{C}_0 - \bar{C}_K} - \bar{q}_{с0} \Delta X$$

откуда с учетом (5-16) получим

$$\Delta \bar{l}_{с. см} = \frac{\Pi_K - \Pi_0}{\sigma_{см}} - \bar{q}_{с0} \Delta X \quad (5-30)$$

Количество тепла, необходимого для преодоления связи молекул влаги и материала, зависит от влагосодержания в большей степени, чем от температуры продукта, т. е. можно записать

$$q_c = q_{с. ж} + R_n T_M \ln \frac{1}{\psi} = -\frac{d\Pi}{dC} \approx \Phi(C) \quad (5-31)$$

где $\Phi(C)$ — дифференциальная теплота связи, зависящая только от влажности материала, Дж/кг влаги.

Кривые $\Phi(C) = f(\bar{C})$ и $\Pi(C) = f(\bar{C})$ будут единственными для данного материала, а теплоты связи влаги различных смесей (рециркулирующего и вновь поступающего материала) будут линейными комбинациями этих кривых. Достаточно построить кривые $\Phi(C)$ и $\Pi(C)$, чтобы по средним значениям влажности смеси исходного и конечного материала найти энергию связи [78].

Практически, если допустить, что в зависимости от влажности материала энергия связи изменяется линейно в заданных пределах, то можно получить упрощенное соотношение для определения $\bar{q}_{с. см}$

$$\bar{q}_{с. см} \approx \frac{a}{2} (\bar{C}_0 - \bar{C}_K) \quad (5-32)$$

где $a = \operatorname{tg} \alpha$ — тангенс угла наклона прямой, заменяющей кривую $\bar{q}_{с. см}(\bar{C})$.

Из соотношения (5-17) имеем

$$\bar{C}_0 - \bar{C}_K = \frac{C_0 - C_K}{1 + r_T} \quad (5-33)$$

Тогда зависимость (5-32) можно переписать в виде

$$\bar{q}_{с. см} \approx \frac{a}{2} \cdot \frac{C_0 - C_K}{1 + r_T} \quad (5-34)$$

Если $C_{кр} < \bar{C}_0$, то

$$\bar{q}_{с. см} \approx \frac{a}{2} \cdot \frac{(C_{м.г} - C_K)^2}{(1 + r_T)(C_0 - \bar{C}_K)} \quad (5-35)$$

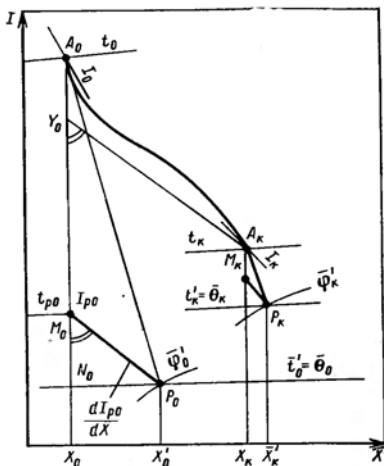
Очевидно, построение процесса взаимодействия сушильного агента с влажным материалом на диаграмме состояния влажного газа с учетом энергии связи влаги при рециркуляции материала аналогично построению процесса взаимодействия газа с влажным материалом без рециркуляции. Для этого необходимо отразить все дополнительные условия и новые характеристики материала (смеси) на диаграмме $I-X$.

На рис. 5-34 показан принцип построения данного процесса. Через точку A_0 проходит касательная, пересекающая линии $\bar{\varphi}'_0$ и $\bar{\theta}_0$ в точке P_0 . Через точку A_K проходит касательная, пересекающая линии $\bar{\varphi}'_K$ и $\bar{\theta}_K$ в точке P_K . Наклон' линии равновесных энтальпий в начале процесса в случае рециркуляции высушиваемого материала определяется уравнением

$$\frac{d\bar{I}_{г0}}{dX} = c_{н\bar{\theta}_0} - q_{с0} \quad (5-36)$$

Точки M_0 и M_K на диаграмме влажного газа соответствуют начальной и конечной скорости испарения. Влагосодержание

Рис. 5-34. Построение процесса взаимодействия газа и материала на диаграмме $I-X$ при рециркуляции материала.



материала в начале процесса сушки (\bar{C}_0) и в конце его (\bar{C}_K) связаны с уравнением (5-18) или (5-33).

При расчете процесса сушки с рециркуляцией материала задача сводится к нахождению связи между начальными и конечными параметрами сушильного агента с учетом дополнительных условий и характеристик смеси. Нами показано [78], что с учетом соотношений (5-29) и (5-36) изменение энтальпии за весь процесс составит

$$I_K - I_0 = -\frac{1}{\sigma_{см}} (c_T - c_{н\bar{C}_K})(\bar{\theta}_K - \bar{\theta}_0) + c_{н\bar{\theta}_0}(X_K - X_0) + q_{с. см}(X_K - X_0) \quad (5-37)$$

Для графоаналитического решения нужно провести через конечную точку процесса A_K прямую, параллельную P_0M_0 (см. рис. 5-34). Тем самым мы связываем начальную A_0 и конечную A_K точки процесса отрезком A_0Y_0 . Согласно рис. 5-34, имеем

$$A_0Y_0 = I_0 - I_{Y_0} = I_0 - I_K + I_K - I_{Y_0} \quad (5-38)$$

В соответствии с построением линия Y_0A_K параллельна линии равновесных энтальпий P_0M_0 , проведенной с наклоном, определяемым уравнением (5-36). Тогда

$$I_K - I_{Y_0} = \int_0^K d\bar{I}_{г0} = (c_{н\bar{\theta}_0} - \bar{q}_{с0})(X_K - X_0) \quad (5-39)$$

Так как $c_{н\bar{\theta}} - q_{с0} = \text{const}$, подставляя уравнения (5-37) и (5-39) в (5-38), получим

$$A_0Y_0 = \frac{1}{\sigma_{см}} (c_T + c_{н\bar{C}_K})(\bar{\theta}_K - \bar{\theta}_0) + q_{с. см} \Delta X \quad (5-40)$$

где $\Delta X = X_K - X_0$.

Подставив в уравнение (5-40) зависимости (5-14) и (5-23), имеем

$$A_0Y_0 = \frac{k_{см}(1 + r_T)}{\sigma(k_{см} + r_T)} \bar{c}_{м.к}(\bar{\theta}_K - \bar{\theta}_0) + q_{с. см} \Delta X \quad (5-41)$$

Технологические возможности применения ретур исследованы при сушке ряда высоковлажных сополимеров на пневмосушилках спирального типа [119]. Опыты проводили на экспериментальной установке спиральной пневмосушилки, принципиальная схема которой приведена на рис. 5-35.

Установка состоит из пневмосушилки 1, конструкция которой показана на рис. 5-22, рукавного фильтра 9 и винтового дозатора 3 с приводом от электродвигателя постоянного тока, связанного с регулятором ПМУ для изменения числа оборотов ротора. Высушенный материал выгружается из бункера сушилки через секторный затвор и распределительное устройство 8, которым можно устанавливать требуемое соотношение сухого продукта на выгрузку и ретур. Это соотношение зависит от продолжительности открытия и закрытия клапана распределительного устройства; открывание и закрывание клапана осуществляется двумя соленоидами, питаемыми с командного электрического прибора.

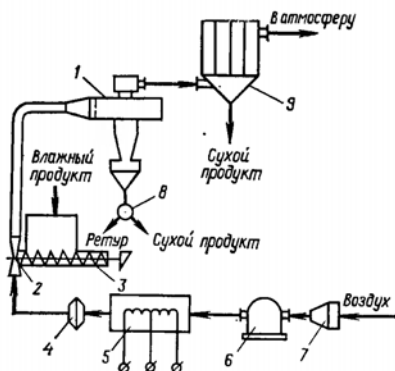


Рис. 5-35. Принципиальная технологическая схема спиральной пневмосушилки с рециркуляцией продукта:

1 — спиральная пневмосушилка; 2 — эжектор; 3 — винтовой дозатор; 4 — искрогаситель; 5 — электроподогреватель; 6 — воздухоподогреватель; 7 — фильтр; 8 — распределительное устройство; 9 — рукавный фильтр.

Сушке подвергали сополимеры СХН-60, А-15, А-15-КР, А-15-ОМ, ВХВД-40 и МА-20. Соплимеры СХН-60, А-15, ВХВД-40 и МА-20, прошедшие стадии электролитной коагуляции латекса

и механического обезвоживания на друк-фильтре, представляют собой комкообразные плохосыпучие, слипающиеся порошки влажностью 38—67%, содержащие крупные спрессовавшиеся куски размерами до 40 мм. Влажные сополимеры обладают тиксотропными свойствами, т. е. способны переходить в пастообразное состояние при перемешивании.

Сополимер А-15-КР — пастообразный или тиксотропный кусковой материал влажностью 40—45% получается при высаждении полимеризата из раствора в ацетоне изопропиловым спиртом с последующей фильтрацией и промывкой водой. Размер частиц, составляющих куски, не превышает 10 мкм, однако в массе содержится около 20% твердых, близких к кристаллическому состоянию кусков размерами от нескольких миллиметров до десятков миллиметров. Все эти материалы сушить в пневмосушилке непосредственной подачей материала невозможно. Вследствие тиксотропности материалы «разжижаются» в дозаторе и подаются в поток теплоносителя отдельными комками, налипающими на стенки канала и забивающими его, однако при смешении с 15—20% сухого продукта исходный материал приобретает сыпучие свойства.

Сополимер А-15-ОМ, получаемый омылением (щелочной обработкой в метанольной среде) сополимера А-15-Л, выделенного из латекса сухой распылением, представляет собой плохосыпучий порошок влажностью 35%. Кинетика сушки показывает, что это типичный капиллярно-пористый материал (критическая влажность составляет более 8%).

В процессе отработки технологии сушки пастообразных сополимеров с рециркуляцией продукта определяли максимально допустимую температуру воздуха на входе в сушилку, минимальную температуру воздуха на выходе и число рециркуляции, обеспечивающие требуемую конечную влажность продукта. Максимальная температура сушильного агента зависит от допустимой

температуры нагрева материала, способа сушки и конструктивных особенностей аппарата. Оптимальную температуру воздуха на входе определяли из опыта; критериями выбора служили отсутствие налипания и спекания материала в сушилке и качество получаемого сухого сополимера. Минимальную температуру воздуха на выходе устанавливали из условия достижения требуемой конечной влажности в соответствии с условиями равновесия. В отсутствие полных изотерм десорбции температуру воздуха на выходе подбирали из опыта. Минимальное число рециркуляции, при котором достигается требуемая конечная влажность сополимера, определяли экспериментально.

Сополимеры сушили в интервале чисел рециркуляции r_m от 1 (отсутствие ретура) до 2,4. На рис. 5-36 приведены графики зависимости конечной влажности продукта от числа рециркуляции для сополимеров СХН-60, А-15-КР и А-15-ОМ, выделенных разными способами (коагуляцией латекса, высаждением из раствора, распылительной сушкой латекса с последующим омылением порошка). Из графиков видно, что увеличение степени рециркуляции материала способствует более глубокому высушиванию продукта, причем во всех случаях требуемая конечная влажность достигается при числе рециркуляции $r_m > 2$. Различный ход кривых обусловлен физико-механическими свойствами продуктов и способом предшествующей обработки материала.

Оптимальные режимы сушки, обеспечивающие требуемую конечную влажность продукта, и технико-экономические показатели процесса приведены в табл. 5-2.

Из таблицы видно, что сополимеры с начальной влажностью 38—45% высушиваются при $r_m = 2—2,4$. Значительно более высокая влажность требует существенно большей степени рециркуляции продукта (для ВХВД-40 при $w_0 = 67\%$, величина $r_m = 3,2$).

Увеличение числа рециркуляции способствует некоторому ухудшению технико-экономических показателей процесса, что видно из табл. 5-4 на примере сушки сополимера А-15-КР.

Высушенный в условиях ретура продукт имеет меньшее количество комков, материал существенно измельчается вследствие истирания частиц. В качестве примера на рис. 5-37 приведены гистограммы порошков сополимеров А-15-КР, МА-20 и ВХВД-40, высушенных в статических условиях и на спиральной пневмосушилке. Во втором случае распределение расширено в сторону мелких фракций, т. е.

Рис. 5-36. Зависимость конечной влажности продукта w_k от числа рециркуляции r_m при сушке в спиральной сушилке сополимеров: 1 — СХН-60; 2 — А-15-КР; 3 — А-15-ОМ.

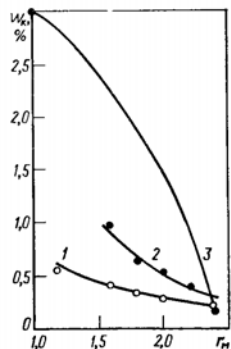


Таблица 5-2. Результаты сушки сополимеров в спиральной пневмосушилке с рециркуляцией продукта

Марка сополимера	Влажность, %		Производительность по сухому продукту, кг/ч	Температура воздуха, °С		Расход воздуха, м³/ч	Число рециркуляций	Удельный расход на 1 кг испаренной влаги		Напряжение питания сушилки, кг/(м³·ч)
	начальная	конечная		на входе	на выходе			тепла, кДж/кг	воздуха, кг/кг	
МА-20	38	0,4	6,0	135	60	200	2,0	8 280	72	58
А-15	45	0,3	3,5	140	60	200	2,0	9 565	176	60
СХН-60	48	0,3	1,4	150	90	200	2,2	20 480	172	30
А-15-КР	45	0,3	4,1	120	60	200	2,4	6 870	69	78
ВХВД-40	67	1,0	3,0	120	50	200	3,2	10 050	100	42

Таблица 5-3. Технико-экономические показатели процесса сушки сополимера А-15-КР в спиральной пневмосушилке с рециркуляцией продукта

Число рециркуляций	Влажность, %		Напряжение сушилки по влаге, кг/(м³·ч)	Удельные затраты	
	начальная	конечная		тепла, кДж/кг влаги	воздуха, кг/кг влаги
1,6	45	0,98	108	4960	50
1,8	45	0,68	89	6050	60
2,0	45	0,52	82	6540	65
2,2	45	0,39	80	6700	67
2,4	45	0,30	79	6880	69

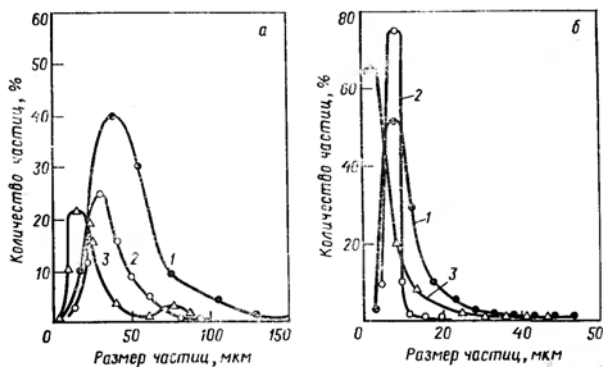


Рис. 5-37. Гистограммы порошков сополимеров А-15-КР (1), МА-20 (2) и ВХВД-40 (3), высушенных в статических условиях (а) и на спиральной пневмосушилке с рециркуляцией продукта (б).

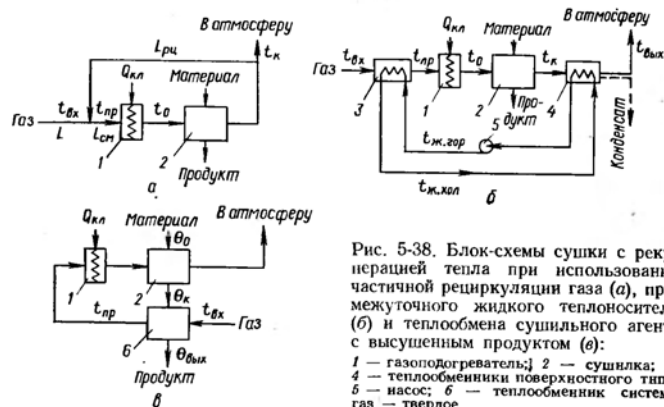


Рис. 5-38. Блок-схемы сушки с рекуперацией тепла при использовании частичной рециркуляции газа (а), промежуточного жидкого теплоносителя с высушенным продуктом (б) и теплообмена сушильного агента с высушенным продуктом (в): 1 — газоподогреватель; 2 — сушилка; 3, 4 — теплообменники поверхностного типа; 5 — насос; 6 — теплообменник системы газ — твердое.

наблюдается разрушение агрегатов частиц. Однако было отмечено, что прочные стекловидные комки не поддаются разрушению ни в дозаторе, ни в сушилке, поэтому с целью гомогенизации всего материала необходимо предусматривать перед дозатором специальное протирочное устройство, либо эту операцию проводить в самом дозаторе. Именно по второму варианту осуществлена разработка грануляционно-сушильного агрегата для сополимеров ВХ и акрилатов производительностью 300 кг/ч (см. рис. 5-20). Опыты, проведенные на грануляторе, показали возможность гомогенизации и грануляции сополимеров А-15-КР, ВХВД-40 и других с минимальным размером гранул до 1—3 мм. Твердые куски, проходя через фильтры гранулятора, размалываются в мелкую крошку.

Таким образом, проведенные исследования показали возможность и приемлемость применения ретурна продукта в технологии сушки полимерных материалов.

5.6. СУШКА С РЕКУПЕРАЦИЕЙ ТЕПЛА

В современных условиях возрастающего потребления энергии, с одной стороны, и дефицита энергетических ресурсов, с другой, все более остро ставятся вопросы рационального использования энергии, утилизации и рекуперации тепла во всех процессах химической технологии, включая сушку.

Процесс конвективной сушки неизбежно сопровождается неполным использованием энергии теплоносителя, что обусловлено условиями гигротермического равновесия между высушиваемым материалом и сушильной средой. Однако утилизация и вторичное использование тепла отработанного сушильного агента до сих пор в большинстве случаев остаются проблематичными, так как

существуют большие трудности, связанные со сравнительно невысоким потенциалом газового теплоносителя на выходе из сушилки. В этом отношении значительный интерес представляют способы утилизации и рекуперации тепла, содержащегося в отработанном сушильном агенте или в высушенном продукте, для нужд самого процесса сушки. Применительно к сушке дисперсных материалов в условиях пневмотранспорта наиболее реально рекуперацию тепла можно осуществить по трем схемам: утилизация физического тепла отходящих газов путем их частичной рециркуляции, утилизация физического тепла отходящих газов с использованием промежуточного жидкого теплоносителя и утилизация физического тепла высушенного продукта при прямом теплообмене с ним исходного сушильного агента (рис. 5-38).

Термический к. п. д. сушилки, характеризующий степень использования тепла сушильного агента, выражается в общем случае отношением тепла Q_d , отданного сушильным агентам для сушки материала (тепло десорбции), к теплу $Q_{кл}$, затраченному в газоподогревателе на нагрев сушильного агента (тепло калорифера)

$$\eta_i = \frac{Q_d}{Q_{кл}} \quad (5-42)$$

Пренебрегая изменением удельной теплоемкости парогазовой смеси в процессе сушки, т. е. принимая ее средней величиной для всего процесса, можно записать для первой схемы (рис. 5-38, а)

$$Q_d = \bar{c}_{см} L_{см} (t_0 - t_k) \quad Q_{кл} = \bar{c}_{см} L_{см} (t_0 - t_{пр})$$

а для второй и третьей схем (рис. 5-38, б, в)

$$Q_d = \bar{c} L (t_0 - t_k) \quad Q_{кл} = \bar{c} L (t_0 - t_{пр})$$

Тогда для всех трех схем сушки с рекуперацией тепла термический к. п. д. процесса можно представить приближенным равенством

$$\eta_i = \frac{t_0 - t_k}{t_0 - t_{пр}} \quad (5-43)$$

Из уравнения (5-43) очевидно, что чем выше достигается $t_{пр}$ по сравнению с $t_{вх}$, тем выше термический к. п. д. процесса. Долю вновь используемого в процессе сушки тепла удобно характеризовать коэффициентом рекуперации

$$K_{рк} = \frac{Q_{рк}}{Q_{об}} = \frac{Q_{рк}}{Q_{кл} + Q_{рк}} \quad (5-44)$$

где $Q_{рк}$ — рекуперированное тепло; $Q_{об}$ — общие затраты тепла.

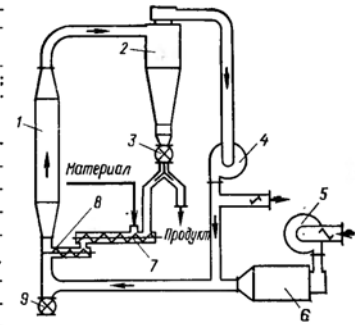
Также пренебрегая изменением удельной теплоемкости сушильного агента, можно представить выражение для коэффициента рекуперации для всех трех схем через температуры газа

$$K_{рк} \cong \frac{t_{пр} - t_{вх}}{t_0 - t_{вх}} \quad (5-45)$$

Способ рекуперации тепла частичной рециркуляцией сушильного агента прост в осуществлении и дает большой эффект осо-

Рис. 5-39. Схема пневматической трубы-сушилки с частично замкнутым циклом теплоносителя:

1 — труба-сушилка; 2 — циклон; 3, 9 — секторные затворы; 4, 5 — вентиляторы; 6 — топка; 7 — смеситель; 8 — питатель.



бенно при сушке термостабильных материалов. В случае применения в качестве газоподогревателя топки эта схема может обеспечить самоинертизацию сушильного агента, т. е. существенное снижение содержания в нем кислорода. Самоинертизация достигается рециркуляцией топочных газов при относительно малом количестве выбросов в выхлопную трубу и замене их эквивалентным количеством свежего воздуха, добавляемого в топку. Во многих случаях снижение содержания кислорода в сушильном агенте позволяет повысить его температуру без ущерба качеству продукта.

Преимущества подобной схемы анализируются в работе Нодена [172] на примере пневматической трубы-сушилки (рис. 5-39). Сравнение работы сушилок по схемам с частично замкнутым циклом с полным выбросом сушильного агента при одинаковой производительности свидетельствует о более высокой эффективности первой схемы. Так, потери тепла с выбрасываемым газом снижаются примерно в 9 раз, общее потребление тепла снижается на 28%, а термический к. п. д. возрастает от 62,4 до 87,9%.

Для характеристики степени рециркуляции сушильного агента служит кратность рециркуляции по сухому газу

$$r_r = \frac{L_{рц}}{L} \quad (5-46)$$

Используя материальный и тепловой балансы смеси рециркулянта и свежего газа, можно связать кратность рециркуляции с параметрами сушильного агента

$$r_r = \frac{X_{пр} - X_{вх}}{X_k - X_{пр}} = \frac{I_{пр} - I_{вх}}{I_k - I_{пр}} \approx \frac{t_{пр} - t_{вх}}{t_k - t_{пр}} \quad (5-47)$$

Зная кратность рециркуляции, можно из соотношения (5-47) рассчитать любой промежуточный параметр парогазовой смеси. Например, температура сушильного агента после смешения с рециркулятом равна

$$t_{пр} = \frac{r_r t_k + t_{вх}}{1 + r_r} \quad (5-48)$$

Схему рекуперации тепла с помощью промежуточного жидкого теплоносителя (см. рис. 5-38, б) целесообразно применять при сушке высоковлажных материалов и при высокой температуре отработанного сушильного агента. В этой схеме жидкий теплоноси-

тель (вода) циркулирует между двумя теплообменниками поверхностного типа, установленными в газовом тракте на входе в установку и выходе из нее. При достаточно глубоком охлаждении входящих газов происходит конденсация испарившейся влаги и дополнительная передача тепла конденсации циркулирующему жидкому теплоносителю.

Требуемое количество жидкого теплоносителя и промежуточные параметры сушильного агента и поверхности теплообменников определяются из уравнений теплового баланса и теплопередачи. Без учета тепловых потерь тепло рекуперации согласно тепловому балансу составит

$$Q_{рк} = L(I_k - I_{вх}) = c_{ж} G_{ж} (t_{ж, гор} - t_{ж, хол}) = L(I_{пр} - I_{вх}) \quad (5-49)$$

Откуда расход промежуточного теплоносителя

$$G_{ж} = \frac{L(I_{пр} - I_{вх})}{c_{ж}(t_{ж, гор} - t_{ж, хол})} = \frac{L(I_k - I_{вх})}{c_{ж}(t_{ж, гор} - t_{ж, хол})} \quad (5-50)$$

где

$$I_{пр} = c_T t_{пр} + (r_0 + c_{п} t_{пр}) X_{пр}$$

$$I_{вх} = c_T t_{вх} + (r_0 + c_{п} t_{вх}) X_{вх}$$

$$I_k = c_T t_k + (r_0 + c_{п} t_k) X_k$$

$$I_{вх} = c_T t_{вх} + (r_0 + c_{п} t_{вх}) X_{вх}$$

Тепло рекуперации по уравнению (5-49) должно обеспечиваться в теплообменниках согласно уравнению теплопередачи

$$Q_{рк} = K S_{ст} \Delta t_{ср} \quad (5-51)$$

где K — коэффициент теплопередачи через стенку теплообменника от газа к жидкости или от жидкости к газу; $S_{ст}$ — площадь поверхности стенки; $\Delta t_{ср}$ — средняя разность температур между теплоносителями.

Полнота передачи тепла характеризуется минимально достижимой разностью температур между холодным и горячим теплоносителями. Таким образом, температуры теплоносителей при противотоке можно представить как

$$t_{ж, гор} = t_k - \Delta t_{мин} \quad (5-52); \quad t_{пр} = t_{ж, гор} - \Delta t_{мин} \quad (5-53)$$

$$t_{ж, хол} = t_{вх} - \Delta t_{мин} \quad (5-54); \quad t_{вх} = t_{ж, хол} + \Delta t_{мин} \quad (5-55)$$

По заданным значениям $\Delta t_{мин}$ можно рассчитать требуемые поверхности теплопередачи. Теплообменники поверхностного типа способны обеспечивать реальные величины $\Delta t_{мин}$ на уровне 10—15 К. В этом случае даже при умеренных температурах сушильного агента ($t_0 = 150—200^\circ\text{C}$) можно обеспечить рекуперацию до 30% затраченного тепла.

Схему рекуперации тепла с использованием физического тепла высушенного продукта (см. рис. 5-38, в) целесообразно применять при сушке низковлажных материалов, когда большая часть подводимого в процессе сушки тепла расходуется на нагрев высушиваемого материала. В качестве теплообменника газ—твердое, обеспечивающего контакт исходного сушильного агента с высушенным продуктом, целесообразно использовать аппараты с ки-

пящим слоем или пневмосушилки с активной гидродинамикой потоков газа и материала.

Полный тепловой и материальный баланс теплообмена между дисперсной и газовой фазами можно представить в виде уравнения связи

$$I_{пр} - I_{вх} = \frac{1}{\sigma} (c_T + c_{ж} C_{ж}) (\theta_k - \theta_{вх}) \quad (5-56)$$

Между тем, баланс по газовой фазе можно записать как

$$I_{пр} - I_{вх} = c_T t_{пр} + r_0 X_{вх} + c_{п} t_{пр} X_{вх} - c_T t_{вх} - r_0 X_{вх} - c_{п} t_{вх} X_{вх} = (c_T + c_{п} X_{вх}) (t_{пр} - t_{вх}) \quad (5-57)$$

Совмещая уравнения (5-56) и (5-57), получаем

$$I_{пр} = t_{вх} + \frac{1}{\sigma} \cdot \frac{c_T + c_{ж} C_{ж}}{c_T + c_{п} X_{вх}} (\theta_k - \theta_{вх}) \quad (5-58)$$

где $\theta_{вх} = t_{вх} + \Delta t$.

Теплообменные аппараты кипящего слоя или пневмоаппараты спирального и вихревого типа легко обеспечивают конечную разность температур $\Delta t = 5—10$ К. В этом случае количество рекуперированного тепла может составить 30—40%.

Большими возможностями рекуперации тепла обладают установки сушки с полностью замкнутым циклом теплоносителя, особенно при использовании перегретого пара в качестве сушильного агента. Эти схемы описаны в гл. 6.

Глава 6

ТЕХНИКА СУШКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В РЕЖИМЕ ПНЕВМОТРАНСПОРТА И ЗАМКНУТОМ ЦИКЛЕ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

6.1. ЭКОЛОГИЧЕСКИЕ И ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЕ ПРОБЛЕМЫ СУШКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В УСЛОВИЯХ ПНЕВМОТРАНСПОРТА

Сушку в замкнутом цикле газового теплоносителя применяют в химической технологии в тех случаях, когда из продукта испаряется ценная жидкость, которую необходимо полностью вернуть в производство, или когда высушиваемый материал или растворитель являются токсичными веществами, и выбросы их в атмосферу недопустимы. Кроме того, замкнутый цикл целесообразно применять при сушке огне- и взрывоопасных продуктов, когда в качестве сушильного агента используется дорогостоящий инертный газ [70, 75, 93, 105].

В условиях научно-технической революции и бурного роста промышленного производства проблема охраны окружающей среды от загрязнений является наиболее острой. Так, в производствах поливинилхлорида даже в наиболее развитых странах до недавнего времени на каждую тонну полученного ПВХ в атмосферу выбрасывалось не менее 30 кг винилхлорида (ВХ) [48]. Такое положение не вызывало особого беспокойства до тех пор, пока ВХ считался малотоксичным веществом. Однако в начале 70-х годов появились данные о высокой канцерогенности ВХ, что резко изменило ситуацию. Законодательные органы стран — производителей ПВХ резко снизили предельно допустимую концентрацию (ПДК) ВХ в воздухе и изделиях из ПВХ, что повлекло за собой необходимость существенного усовершенствования аппаратурно-технологического оформления всех стадий получения ПВХ и сополимеров [48] как в направлении уменьшения загазованности производственных помещений и выбросов ВХ в окружающую среду так и в направлении уменьшения содержания остаточного ВХ в ПВХ-порошке. В связи с этим в химической технологии возрастает роль замкнутых циклов обрабатываемых и обрабатывающих сред, в том числе и на стадии сушки.

Схемы сушки химических продуктов с частично или полностью замкнутым циклом сушильного агента известны давно и имеют много конструктивных и технологических решений [41, 75, 87, 105], но все они основаны на конденсации испарившейся влаги и применении конденсата поверхностного типа (кожухотрубного теплообменника) или конденсатора смешения (рис. 6-1).

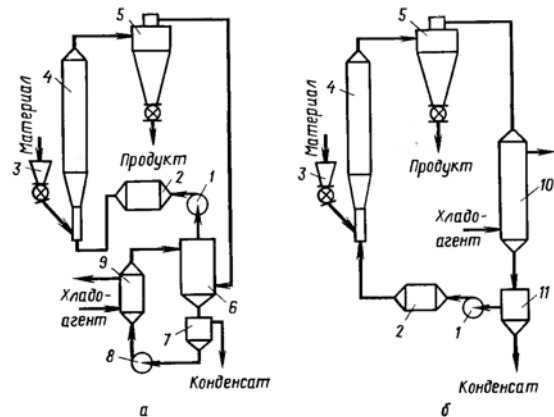


Рис. 6-1. Принципиальная схема сушки с полностью замкнутым циклом сушильного агента:

а — с использованием конденсатора смешения; б — с использованием конденсатора поверхностного типа; 1 — вентилятор; 2 — калорифер; 3 — питатель; 4 — сушилка; 5 — циклон; 6 — конденсатор смешения; 7, 11 — сборники-конденсаторы; 8 — насос; 9 — холодильник; 10 — холодильник-конденсатор.

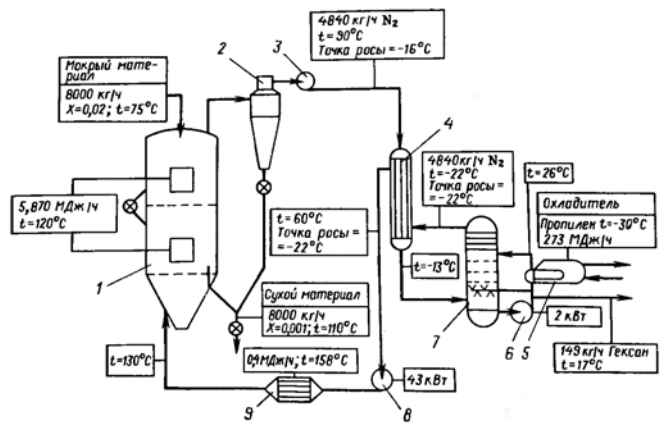


Рис. 6-2. Технологическая схема сушильной установки для полипропилена с замкнутым циклом газа и рекуператором фирмы «Ниро Атомайзер» (Дания): 1 — двухкамерная сушилка кипящего слоя; 2 — циклон; 3, 8 — вентиляторы; 4 — рекуператор; 5 — холодильник; 6 — насос; 7 — скруббер-конденсатор; 9 — калорифер.

По первой схеме, например, осуществлена сушка флотоконцентрата сланца и аминоксантной кислоты [105]. Для сушки полимерных материалов следует отметить систему «Рурхимия» для полиолефинов производительностью до 6000 кг/ч [165]. М. В. Лыков [69] предложил при испарении органических растворителей использовать перегретый водяной пар в качестве инертного газа с конденсацией смеси паров в кожухотрубном теплообменнике и последующим разделением конденсата. В МИХМе разработана аналогичная схема сушки поливинилового спирта. По второй схеме осуществляется сушка таких полимерных материалов, как полиэтилен, полипропилен и другие полиолефины [75, 110, 171].

Часто оказывается полезным при конденсации пара использовать схемы с рекуперацией тепла конденсации. Условием рекуперации тепла по первой схеме отвечает схема сушки в среде водяного пара [69]. По второй схеме представляет интерес установка фирмы «Ниро Атомайзер» для досушки полипропилена (рис. 6-2) [75]. Согласно данным этой фирмы, схема с рекуперацией тепла позволяет снизить общее потребление его на сушку с $8,17 \cdot 10^5$ до $3,77 \cdot 10^5$ и потребление холода с $6,91 \cdot 10^5$ до $2,72 \cdot 10^5$ кДж/ч.

Особый интерес представляет использование в качестве сушильного агента перегретого пара. Детальное исследование сушки перегретым паром геля кремневой кислоты, силиката кальция, активированного угля и других провели Вензел и Уайт [178]. В работе [158] описывается применение пара при сушке распыленным гексановой вытяжки соевых хлопьев. В качестве теплоно-

сителя применяется и перегретый пар растворителей, например гептан при сушке полиолефинов [167]. Басел и Грей [149] применили такой метод для сушки полипропилена, полиэтилена, поливинилового спирта и полистирола в псевдооживленном слое.

М. В. Лыков в монографиях [69, 70] приводит описание различных вариантов технологических схем установок для сушки перегретым паром разных материалов в сушилках распылительных, пневматических и с кипящим слоем. Широкие исследования в области сушки дисперсных материалов перегретым паром нашли отражение в работах советских исследователей М. В. Лыкова, Б. И. Леончика, О. Л. Данилова, А. А. Долинского, Ю. И. Воловика [25, 31, 67, 68].

Перегретый водяной пар имеет ряд существенных преимуществ перед другими теплоносителями, используемыми в качестве агентов конвективной сушки [60, 74]. Важнейшие из них следующие:

1) высокий энергетический к. п. д. процесса, обусловленный возможностью энергетического использования вторичного пара и сохранением основного пара в контуре циркуляции;

2) уменьшение требуемого количества пара в контуре циркуляции, что обусловлено более высокой удельной теплоемкостью пара по сравнению с теплоемкостью воздуха;

3) более высокая интенсивность сушки, что обусловлено увеличением коэффициента теплоотдачи от сушильного агента к материалу;

4) отсутствие кислорода в сушильной среде, что позволяет существенно повысить температуру сушки или уменьшить опасность воспламенения при сушке пожароопасных материалов;

5) улучшение качественных показателей высушенного продукта, поскольку уменьшаются градиенты влагосодержания и повышается пластичность материала (уменьшение усадочных деформаций или устранение их нежелательных последствий).

Способ сушки перегретым паром ограничивается термочувствительностью материала.

Целесообразно рассмотреть детально вопросы термодинамики сушки дисперсных материалов в замкнутом цикле теплоносителя и в среде перегретого пара, так как каждый из способов имеет свои особенности.

6.2. ТЕРМОДИНАМИКА ПРОЦЕССА СУШКИ В ЗАМКНУТОМ ЦИКЛЕ ГАЗА

Для описания процесса конденсации пара из парогазовой смеси рассмотрим принципиальную схему сушилки с замкнутым циклом сушильного агента с обоими вариантами конденсации (рис. 6-3, а, б) [93].

Отработанный газ поступает в холодильник, где охлаждается и осушается вследствие конденсации паров жидкости. Осушенный газ подается в калорифер и затем в сушилку. Мощность холодильника подбирается такой, чтобы обеспечивалась конденсация па-

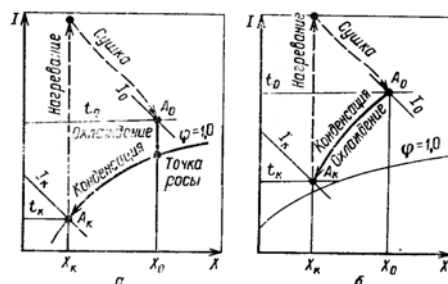


Рис. 6-3. Процесс охлаждения и осушки газа на диаграмме $I-X$ при использовании поверхностного конденсатора (а) и конденсатора смешения (б).

ров в количестве, соответствующем количеству испарившейся из материала влаги.

При использовании поверхностного конденсатора сначала газ охлаждается при $X_0 = \text{const}$ до точки росы ($\phi = 1$), а затем конденсируются пары влаги и происходит дальнейшее охлаждение газа (по линии $\phi = 1$) до температуры исходной смеси (рис. 6-3, а). Чем меньше температура хладоагента, тем выше степень осушки рециркулирующего газа. Расход хладоагента через конденсатор поверхностного типа можно определить из уравнения теплового баланса (приход тепла равен его расходу)

$$LI_0 + c_{\text{хл}}Mt_{\text{хл.о}} + Q_{\text{пт}} = LI_K + c_{\text{хл}}Mt_{\text{хл.к}} \quad (6-1)$$

отсюда

$$M = \frac{L(I_0 - I_K) + Q_{\text{пт}}}{c_{\text{хл}}(t_{\text{хл.к}} - t_{\text{хл.о}})} \quad (6-2)$$

где M — расход хладоагента; $c_{\text{хл}}$ — теплоемкость хладоагента; $t_{\text{хл.о}}$, $t_{\text{хл.к}}$ — температура хладоагента на входе в конденсатор и выходе из него.

Температурой газа на выходе из конденсатора t_K (исходное состояние перед калорифером) обычно задаются, и энтальпия парогазовой смеси

$$I_K = c_t t_K + (r_0 + c_p t_K) X_K \quad (6-3)$$

$$\text{где } X_K = \frac{R_r}{R_n} \cdot \frac{p_n}{p - p_n} \quad (6-4)$$

Требуемую поверхность теплообмена конденсатора можно рассчитать по известным методикам [41, 83, 87, 144].

При использовании конденсатора смешения газ, выходящий из сушилки, контактирует с хладоагентом, в качестве которого обычно используют охлажденный конденсат испарившейся жидкости (растворитель или разбавитель исходного высушиваемого материала). В процессе взаимодействия с холодной орошающей жидкостью парогазовая смесь охлаждается, параметры ее изменяются по некоторой кривой $A_0 A_K$ (рис. 6-3, б). При этом за бес-

конечно малый промежуток времени контакта конденсируется пар в количестве, определяемом материальным балансом

$$dM = -L dX \quad (6-5)$$

Интегрируя уравнение (6-5) в пределах от M_0 до M_K и от X_0 до X_K , получим

$$M_K - M_0 = L(X_0 - X_K) = W \quad (6-6)$$

Обозначим

$$\sigma_{жк} = \frac{M_0}{L} = \text{const} \quad (6-7)$$

где $\sigma_{жк}$ — удельный расход жидкости на орошение (плотность орошения), кг жидкости на 1 кг сухого газа.

Тогда

$$W = \frac{M_0}{\sigma_{жк}} (X_0 - X_K) \quad (6-8)$$

Согласно тепловому балансу процесса охлаждения газа в конденсаторе смешения (без учета потерь)

$$L(I_0 - I_K) = c_{жк}(M_{жк,к} - M_0 t_{ж,0}) \quad (6-9)$$

Приведя члены уравнения (6-9) к удельным тепловым затратам делением на W по уравнениям (6-6) и (6-8), после преобразования получим

$$\frac{I_0 - I_K}{X_0 - X_K} = q_{жк} + c_{жк} t_{ж,к} = \Delta \quad (6-10)$$

где Δ — изменение энтальпии сушильного агента в процессе его охлаждения и конденсации пара; $q_{жк}$ — удельная теплота орошающей жидкости;

$$q_{жк} = \frac{c_{жк} M_0 (t_{ж,к} - t_{ж,0})}{W} = \frac{c_{жк} \sigma_{жк} (t_{ж,к} - t_{ж,0})}{X_0 - X_K} \quad (6-11)$$

Из уравнения (6-10) имеем

$$X_K = X_0 - \frac{I_0 - I_K}{\Delta} \quad (6-12)$$

Энтальпию газа на выходе из скруббера можно найти графическим построением на диаграмме $I-X$ или рассчитать по основному уравнению энтальпии парогазовой смеси (6-3). Совмещая уравнения (6-3) и (6-12), получим

$$I_K = \frac{c_p t_{ж,к} \Delta + (r_0 + c_{п,к}) (X_0 \Delta - I_0)}{\Delta - (r_0 + c_{п,к})} \quad (6-13)$$

Уравнения (6-3), (6-7), (6-8), (6-10)—(6-13) выражают полный баланс массы и энергии в процессе охлаждения и конденсации пара, но не отражают кинетических особенностей процесса, а именно — движущей силы тепло- и массообмена. Движущую силу можно точно рассчитать, построив в диаграмме $I-X$ действительный процесс охлаждения и осушки газа. Это построение можно осуществить на основе простого анализа процесса взаимодействия капельки жидкости и газа [93], представляя этот процесс через диффузию и смешение пограничного слоя газа (находя-

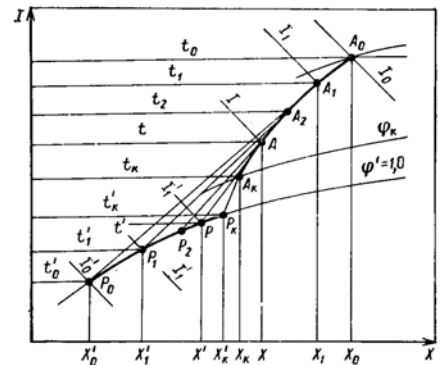


Рис. 6-4. Изображение процесса взаимодействия газа с жидкостью на диаграмме $I-X$.

щегося в равновесии с поверхностью жидкости) с окружающей парогазовой смесью.

Действительно, пусть в начальный момент газ из пограничного слоя (рис. 6-4) с параметрами t'_0, X'_0, I'_0 и $\varphi' = 1$ (точка P_0) смешивается с окружающим газом, параметры которого t_0, X_0, φ_0, I_0 (точка A_0). Процесс смешения изобразится прямой линией A_0P_0 , которая является геометрическим местом точек. Допустим, смешению подверглась такая часть газа, что параметры смеси определяются точкой A_1 (параметры t_1, X_1, I_1). При этом жидкость воспримет из газа часть тепла и влаги. В соответствии с условиями равновесия газа ($\varphi' = 1$) и поверхности жидкости параметры газа в пограничном слое изменятся и будут определяться точкой P_1 (t'_1, X'_1, I'_1). В следующий момент произойдет смешение пограничного слоя (точка P_1) с окружающим газом (точка A_1), и процесс смешения пойдет по линии A_1P_1 .

Такое построение можно продолжить до конечных параметров (точки A_K и P_K) и получить ряд точек, характеризующих изменение состояния сушильного агента и пограничного слоя газа. Соединив эти точки плавными кривыми, получим действительное изменение состояния сушильного агента (кривая $A_0A_1 \dots A_K$) и пограничного слоя газа (кривая $P_0P_1 \dots P_K$ по линии $\varphi' = 1$). Заметим при этом, что прямые $A_0P_0, A_1P_1, \dots, A_KP_K$ в пределе, т. е. при бесконечно малых расстояниях между точками кривой $A_0A_1 \dots A_K$ являются касательными к ней в точках A_0, A_1, \dots, A_K .

Для капель жидкости сопротивление переносу влаги и тепла сосредоточено в пограничном слое. Поэтому можно принять температуру внешних слоев жидкости равной средней температуре капли. При тепло- и массообмене между свободной жидкостью и газом $q_{с,ж} = 0$ и $\varphi = 1$. Следовательно, $q_c = 0$. Как было показано нами [93], с учетом $t' = t_{жк}$ изменение общей энтальпии

парогазовой смеси при бесконечно малом изменении ее состояния составит

$$dI = c_{ж} t_{ж} dX - \frac{dQ_{изб}}{L} \quad (6-14)$$

Избыточное тепло пойдет на нагрев орошающей (M_0) и сконденсировавшейся (M) жидкости

$$dQ_{изб} = dQ_{ж} = c_{ж} M_0 dt_{ж} + c_{ж} M dt_{ж} \quad (6-15)$$

Обозначим через $dy = dM/M_0$ изменение относительной массы сконденсировавшейся жидкости. Значение dy можно выразить также через удельный расход жидкости $\sigma_{ж}$ и влагосодержание газа X

$$dy = \frac{dM}{M_0} = \frac{dW}{M_0} = - \frac{L dX}{M_0} = - \frac{dX}{\sigma_{ж}} \quad (6-16)$$

Принтегрировав $dy = dM/M_0$ в пределах от начального до текущего состояния, получим

$$\int_0^y dy = \int_0^M \frac{dM}{M_0}$$

В начале процесса $y = 0$, $M = 0$, поэтому

$$y = \frac{M}{M_0} \quad (6-17)$$

где y — относительная масса сконденсировавшейся к данному моменту времени жидкости.

Интегрируя соотношение (6-16) в пределах от начального до текущего состояния получим

$$y = \frac{1}{\sigma_{ж}} (X_0 - X) \quad (6-18)$$

С учетом выражения (6-17) избыточное тепло

$$dQ_{изб} = c_{ж} M_0 (1 + y) dt_{ж} \quad (6-19)$$

а изменение общей энтальпии газа

$$dI = c_{ж} t_{ж} dX - c_{ж} \sigma_{ж} (1 + y) dt_{ж} \quad (6-20)$$

откуда

$$dt_{ж} = \frac{c_{ж} t_{ж} dX - dI}{c_{ж} \sigma_{ж} (1 + y)} \quad (6-21)$$

Равновесная энтальпия при испарении или конденсации свободной жидкости равна

$$dI_p = c_{ж} t_{ж} dX \quad (6-22)$$

Из уравнения (6-22) следует, что линия равновесных энтальпий параллельна линии температуры мокрого термометра; эта температура равна температуре жидкости. Тогда уравнение (6-21) можно представить в виде

$$dt_{ж} = \frac{d(I_p - I)}{c_{ж} \sigma_{ж} (1 + y)} \quad (6-23)$$

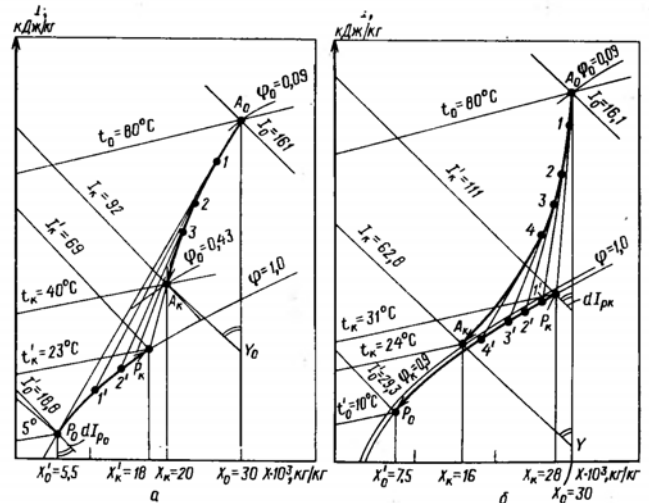


Рис. 6-5. Построение процесса взаимодействия газа (воздуха) с жидкостью (водой) на диаграмме $I-X$ для прямотока (а) и противотока (б).

С учетом пропорциональности разностей энтальпий и влагосодержаний газа в потоке и на поверхности фаз [93] получим

$$dt_{ж} = \frac{(I_p - I) dX}{c_{ж} \sigma_{ж} (1 + y) (X' - X)} \quad (6-24)$$

Из рис. 6-4 видно, что изменение общей энтальпии газа можно выразить следующим образом:

$$\frac{dI}{dX} = \frac{I' - I}{X' - X} \quad (6-25)$$

Кроме того,

$$X' = \frac{R_{г}}{R_{п}} \cdot \frac{P_{ж}}{P - P_{ж}} \quad (6-26)$$

На рис. 6.5, а дан пример построения процесса для условий прямотока. При противоточном движении газа и жидкости процедура расчета остается такой же, но начальные условия газа берут по конечным параметрам процесса осушения (рис. 6-5, б).

В ряде случаев движущую силу с достаточной для инженерной практики точностью можно рассчитать как среднелогарифмическую величину по начальным и конечным параметрам газа и жидкости в скруббере. Поэтому для ускорения расчета можно не строить действительную кривую процесса, а ограничиться нахождением конечных параметров газа и жидкости по заданным их начальным параметрам или же по заданным конечным параметрам найти начальные.

Для нахождения связи между начальными и конечными параметрами парогазовой смеси преобразуем и проинтегрируем уравнение (6-20). С учетом равенства $t_{ж} = t'$ и соотношения (6-16) получим

$$I_k - I_0 = c_{ж} \sigma_{ж} (y_0 - y_k) t'_0 - c_{ж} \sigma_{ж} (1 + y_k) (t'_k - t'_0) \quad (6-27)$$

При $y_0 = 0$ и $y = y_k$ выражение (6-18) имеет вид

$$y_k = \frac{1}{\sigma_{ж}} (X_0 - X) \quad (6-28)$$

Тогда уравнение (6-27) приводится к виду

$$I_k - I_0 = -c_{ж} t'_0 (X_0 - X_k) - c_{ж} \sigma_{ж} (1 + y_k) (t'_k - t'_0) \quad (6-29)$$

Уравнение (6-29) выражает полный баланс энергии при взаимодействии сушильного агента и жидкости в конденсаторе. Связать начало и конец процесса можно и графическим построением на диаграмме $I-X$. Для этого надо определить отрезок $A_0 Y_0$, который получается при проведении прямой через точку A_0 параллельно линии равновесных энтальпий в начале процесса (dI_p/dX). Линия равновесных энтальпий в начале процесса соответствует равновесному испарению (конденсации) жидкости при ее начальной температуре $t_{ж.о} = t'_0$. Согласно уравнению (6-22)

$$dI_{p0} = c_{ж} t'_{ж0} dX = c_{ж} t'_0 dX \quad (6-30)$$

Отрезок $A_0 Y_0$ можно выразить следующим образом

$$A_0 Y_0 = I_0 - I_{Y0} = I_0 - I_k + I_k - I_{Y0} \quad (6-31)$$

Так как линия $A_k Y_0$ параллельна линии $P_0 M_0$, то

$$I_k - I_{Y0} = c_{ж} t'_0 (X_k - X_0) \quad (6-32)$$

Подставив уравнения (6-29) и (6-32) в выражение (6-31), получим:

$$A_0 Y_0 = c_{ж} \sigma_{ж} (1 + y_k) (t'_k - t'_0) \quad (6-33)$$

Учитывая, что

$$\sigma_{ж} (1 + y_k) = \sigma_{ж} \left(1 + \frac{W}{W_0} \right) = \frac{M_0 + W}{L}$$

имеем:

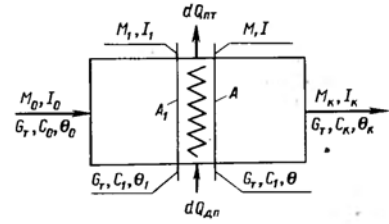
$$A_0 Y_0 = \frac{c_{ж} (M_0 + W) (t'_k - t'_0)}{L} \quad (6-34)$$

Если требуется найти t'_k при заданных параметрах в точках A_0 и A_k , то из точки A_k достаточно провести прямую параллельно линии dI_{p0}/dX и определить отрезок $A_0 Y_0$ непосредственно из диаграммы $I-X$. Далее из уравнения (6-33) или (6-34) можно найти t'_k . Точка P_k лежит на пересечении изотермы и линии $\varphi' = 1$.

6.3. ТЕРМОДИНАМИКА ПРОЦЕССА СУШКИ В СРЕДЕ ПЕРЕГРЕТОГО ПАРА

Рассмотрим материальный и тепловой балансы объекта паровой сушки со сквозным потоком паровзвеси дисперсного материала при бесконечно малом переходе из какого-либо состояния сече-

Рис. 6-6. Условное изображение объекта паровой сушки.



ния A_1 к текущему состоянию A (рис. 6-6). Очевидно, что приращение массы паровой фазы будет точно соответствовать количеству испарившейся влаги, т. е.

$$dM = M - M_1 = G_t (C - C_1) = -G_t dC \quad (6-35)$$

Тепловой баланс для рассматриваемых сечений можно записать как

$$M_1 I_1 + c_t G_t \theta_1 + c_{ж} G_t C_1 \theta_1 + Q_{дп} = M I + c_t G_t \theta + c_{ж} G_t C \theta + Q_c + Q_{пт} \quad (6-36)$$

Приведем уравнение (6-36) к удельным затратам делением на уравнение (6-35). Учитывая, что $I_1 - I - dI$, $\theta_1 = \theta - d\theta$ и $C_1 = C + dC$ после преобразований получим

$$\frac{d(MI)}{dM} - dI = (c_t + c_{ж} C) \frac{d\theta}{dC} - c_{ж} (\theta - d\theta) - q_c - q_{пт} + q_{дп} \quad (6-37)$$

Уравнения (6-35) и (6-37) включают в себя четыре переменные, из них три независимых. Задача имеет сравнительно простое и достаточное строгое решение для материалов с малым внутридиффузионным сопротивлением ($В_{дк} < 0,1$), если учитывать исходный и присоединенный (вторичный) пар отдельно, а процесс превращения связанной влаги в свободный пар рассматривать как обратимый для изолированной системы.

Введем понятие относительной массы испарившейся жидкости. На 1 кг исходного пара при переходе из состояния A_1 в состояние A из материала испарится влага в количестве

$$dy = \frac{dM}{M_0} \quad (6-38)$$

а всего к моменту A испарится

$$\int_{y_0=0}^y dy = \int_{M_0}^M \frac{dM}{M_0}; \quad y = \frac{M - M_0}{M_0} = \frac{\Delta M}{M_0} \quad (6-39)$$

Таким образом, текущее значение расхода пара с учетом вторичного можно представить как

$$M = M_0 + \Delta M = M_0 + y M_0 = M_0 (1 + y) \quad (6-40)$$

а концентрацию пара для любого состояния в объекте сушки можно всегда рассчитать по температуре и давлению, так как сухой перегретый пар при умеренных условиях подчиняется законам идеального газа, т. е.

$$pV = MR_{п} T$$

откуда

$$c_{п} = \frac{M}{V} = \frac{\rho}{R_{п}T} \quad (6-41)$$

Как было показано ранее [77, 78], в обратимых процессах энергия, необходимая для превращения 1 кг связанной влаги в 1 кг свободного пара при постоянной температуре, соответствует скрытой теплоте десорбции

$$q_{д} = r_{\theta} + q_c \quad (6-42)$$

где q_c — удельная теплота связи влаги с материалом;

$$q_c = q_{с.ж} + R_{п}T \ln \frac{p_{п}}{p}$$

где $q_{с.ж}$ — удельная теплота связанной жидкости (фазового превращения, гидратационное и другое тепло).

Рассмотрим процесс для 1 кг перегретого пара, вступающего в контакт с влажным материалом при постоянной температуре последнего ($\theta = \text{const}$). Предположим, что при переходе газозвеси из сечения A_1 в сечение A количество тепла, переходящего в материал, точно соответствует теплу превращения связанной влаги в dy кг свободного перегретого пара. Температура пара при этом условии будет соответствовать некоторой равновесной температуре t_p , необходимой при передаче тепла на испарение связанной влаги. Ей соответствует равновесная энтальпия пара I_p при данной относительной массе испарившейся влаги y .

Свободный пар находится при постоянном давлении, поэтому изменение энтальпии исходного пара будет соответствовать теплу десорбции dy кг влаги и перегреву образующихся паров от θ до t_p

$$I_{p1} - I_p^* = [r_{\theta} + q_c + c_{п}(t_p - \theta)] dy \quad (6-43)$$

где I_p^* — энтальпия исходного пара в конце контакта.

Энтальпия конечного пара с учетом ассимиляции dy кг испарившейся влаги будет

$$I_p = I_p^* + I_{п} dy \quad (6-44)$$

где $I_{п}$ — энтальпия свободного пара при t_p ;

$$I_{п} = c_{ж}\theta + r_{\theta} + c_{п}(t_p - \theta) \quad (6-45)$$

Комбинируя уравнения (6-43), (6-44) и (6-45), получим

$$dI_p = I_p - I_{p1} = (c_{ж}\theta - q_c) dy \quad (6-46)$$

или

$$\frac{dI_p}{dy} = c_{ж}\theta - q_c \quad (6-47)$$

где dI_p — изменение равновесной энтальпии пара при контакте его с влажным материалом в условиях равновесия системы влажное тело — свободный пар.

Уравнение (6-47) выражает тангенс угла наклона прямой линии в координатах энтальпия — относительная масса испарившейся жидкости ($I-y$). Оно аналогично уравнению равновесных энтальпий для случая использования в качестве сушильного агента неконденсирующегося газа-носителя. Это обстоятельство

дает нам основание построить диаграмму $I-y$ (полный аналог диаграммы влажного газа) для графической интерпретации процессов сушки в среде перегретого пара. Относительная масса вторичного пара y является аналогом влагосодержания X неконденсирующегося газа.

Рассмотрим теперь реальный процесс взаимодействия пара с материалом при $\theta = \text{const}$. За бесконечно малое время контакта $d\tau$ через поверхность контакта S испарится влага в количестве

$$dM = M_0 dy \quad (6-48)$$

При достаточно малых числах Био градиентом температур в частицах материала можно пренебречь. Тогда согласно закону Ньютона общее обмененное тепло составит

$$dQ = \alpha S (t - \theta) d\tau \quad (6-49)$$

Тепло, требуемое для испарения связанной влаги

$$dQ_{и} = \alpha S (t_p - \theta) d\tau \quad (6-50)$$

Это же тепло можно выразить через удельную теплоту десорбции

$$dQ_{и} = q_{д} dM = q_{д} M_0 dy \quad (6-51)$$

Если предположить, что в процессе этого взаимодействия вновь образующийся пар не нагревается до температуры пара в конце контакта, то, очевидно, в системе должен существовать некий избыток распределяемого тепла

$$dQ_{изб} = dQ - dQ_{и} = \alpha S (t - t_p) d\tau \quad (6-52)$$

Предположим также, что этот избыток тепла поглощается источником без влияния на температуру высушиваемого материала. Тогда мы можем связать $dQ_{изб}$ с $dQ_{и}$ на диаграмме $I-y$ без определения коэффициента теплообмена. Действительно, разделив уравнение (6-52) на уравнение (6-50), получим

$$\frac{dQ_{изб}}{dQ_{и}} = \frac{t - t_p}{t_p - \theta} \quad (6-53)$$

Выразим температуры в уравнении (6-53) из уравнений энтальпий

$$I = c_{п}t + (r_{\theta} + c_{п}t)y = c_{п}t(1+y) + r_{\theta}y \quad (6-54)$$

откуда

$$t = \frac{I - r_{\theta}y}{c_{п}(1+y)} \quad (6-55)$$

аналогично

$$t_p = \frac{I_p - r_{\theta}y}{c_{п}(1+y)} \quad (6-56) \quad \theta = \frac{I_{\theta} - r_{\theta}y}{c_{п}(1+y)} \quad (6-57)$$

Подставив (6-55), (6-56) и (6-57) в соотношение (6-53), получим

$$\frac{dQ_{изб}}{dQ_{и}} = \frac{I - I_p}{I_p - I_{\theta}} \quad (6-58)$$

Или с учетом (6-51)

$$\frac{dQ_{изб}}{M_0} = \frac{I - I_p}{I_p - I_{\theta}} q_{д} dy \quad (6-59)$$

Из уравнений (6-42) и (6-47) имеем

$$q_{\text{д}} = r_{\theta} + c_{\text{ж}}\theta - \frac{dI_{\text{п}}}{dy}$$

Но

$$r_{\theta} + c_{\text{ж}}\theta = r_{\theta} + c_{\text{п}}\theta = \frac{d}{dy} (c_{\text{п}}\theta + r_{\theta}y + c_{\text{п}}\theta y) = \frac{dI_{\theta}}{dy}$$

Тогда

$$q_{\text{д}} = \frac{dI_{\theta}}{dy} - \frac{dI_{\text{п}}}{dy} = \frac{d(I_{\theta} - I_{\text{п}})}{dy} \quad (6-60)$$

Подставив (6-60) и (6-59), получим

$$\frac{dQ_{\text{изб}}}{M_0} = d(I_{\theta} - I_{\text{п}}) \frac{I - I_{\text{п}}}{I_{\text{п}} - I_{\theta}} \quad (6-61)$$

Изменение общей энтальпии пара $dI = I - I_1$ найдем следующим образом. В конце контакта исходный пар потеряет тепло для испарения dy кг влаги и воспримет тепло нагревания присоединенного пара от температуры θ до t , а также избыток распределяемого тепла. Таким образом, начальную энтальпию пара можно выразить так

$$I_1 = I^* + q_{\text{д}} dy + \frac{dQ_{\text{изб}}}{M_0} \quad (6-62)$$

где I^* — энтальпия пара в конце контакта без учета ассимиляции dy кг влаги.

Конечную энтальпию представим как аддитивную сумму

$$I = I^* + I_{\text{п}} dy \quad (6-63)$$

В выражениях (6-62) и (6-63) $q_{\text{д}}$ и $I_{\text{п}}$ рассчитываются с учетом перегрева пара от θ до t

$$q_{\theta} = r_{\theta} + q_c + c_{\text{п}}(t - \theta) \quad I_{\text{п}} = c_{\text{ж}}\theta + r_{\theta} + c_{\text{п}}(t - \theta)$$

Тогда с учетом (6-46) изменение общей энтальпии

$$dI = I - I_1 = (c_{\text{ж}}\theta - q_c) dy - \frac{dQ_{\text{изб}}}{M_0} = dI_{\text{п}} - \frac{dQ_{\text{изб}}}{M_0} \quad (6-64)$$

Совмещая уравнения (6-61) и (6-64), получаем

$$dI = dI_{\text{п}} + d(I_{\text{п}} - I_{\theta}) \frac{I - I_{\text{п}}}{I_{\text{п}} - I_{\theta}} \quad (6-65)$$

или

$$\frac{dI - dI_{\text{п}}}{I - I_{\text{п}}} = \frac{d(I_{\text{п}} - I_{\theta})}{I_{\text{п}} - I_{\theta}} \quad (6-66)$$

Принтегрируем соотношение (6-66)

$$\int \frac{d(I - I_{\text{п}})}{I - I_{\text{п}}} = \int \frac{d(I_{\text{п}} - I_{\theta})}{I_{\text{п}} - I_{\theta}} \quad \ln \frac{I - I_{\text{п}}}{K} = \ln(I_{\text{п}} - I_{\theta}) \quad K = \frac{I - I_{\text{п}}}{I_{\text{п}} - I_{\theta}} = \text{const} \quad (6-67)$$

На диаграмме $I-y$ процесс сушки материала паром при $\theta = \text{const}$ изобразится прямой линией AP (рис. 6-7), примыкающей к полюсу (точка P), образованному пересечением изотермы и ли-

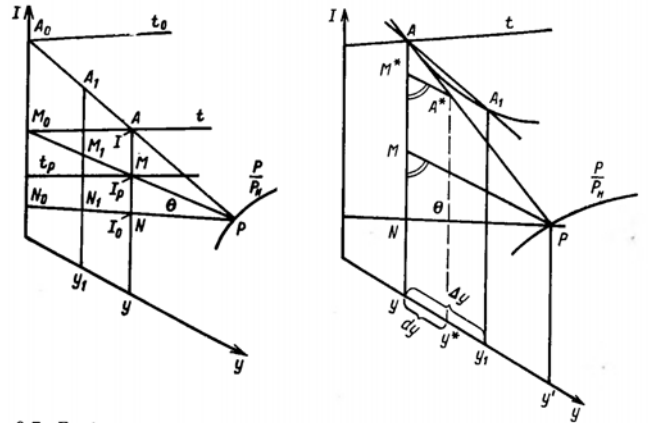


Рис. 6-7. Графическая интерпретация процесса взаимодействия пара и влажного материала при $\theta = \text{const}$ на диаграмме $I-y$.

Рис. 6-8. Касательная к кривой изменения состояния пара на диаграмме $I-y$.

нии равновесных энтальпий $dI_{\text{п}}/dy$. Уравнение (6-67) представляет узловую связь состояний пара с полюсом P .

Действительно, из подобия треугольников следует

$$K = \frac{I - I_{\text{п}}}{I_{\text{п}} - I_{\theta}} = \frac{AM}{MN} = \frac{A_1 M_1}{M_1 N_1} = \frac{A_0 M_0}{M_0 N_0} = \text{const}$$

Рассмотрим теперь общий случай взаимодействия пара и влажного материала при переменной температуре последнего. Как показано выше, уравнение (6-64) учитывает ассимиляцию dy кг пара, но не показывает конкретно распределение избыточного тепла. При взаимодействии пара с материалом при $\theta = \text{var}$ очевидно, что одной из статей расхода $dQ_{\text{изб}}$ является тепло нагрева материала. Кроме того, избыток тепла распределится и на дополнительные источники или потребители, в частности на тепло греющих элементов и тепловые потери, т. е.

$$dQ_{\text{изб}} = dQ_{\text{м}} + dQ_{\text{пт}} - dQ_{\text{дп}} = (c_{\text{т}} + c_{\text{ж}}C) G_{\text{т}} d\theta + dQ_{\text{пт}} - dQ_{\text{дп}} \quad (6-68)$$

Разделим уравнение (6-68) на M_0 . С учетом соотношения (6-38) получим

$$\frac{dQ_{\text{изб}}}{M_0} = \frac{c_{\text{т}} + c_{\text{ж}}C}{m_0} d\theta + (q_{\text{пт}} - q_{\text{дп}}) dy \quad (6-69)$$

$$m_0 = \frac{M_0}{G_{\text{т}}} \quad (6-70)$$

где m_0 — удельный расход пара на входе в объект паровой сушки.

Удельный расход пара можно выразить и через изменения относительных концентраций, комбинируя уравнения (6-35) и (6-38)

$$m_0 = - \frac{dC}{dy} \quad (6-71)$$

Подставим уравнение (6-69) в уравнение (6-64) и преобразуем с учетом (6-70) и (6-71)

$$dI = \frac{c_{ж}}{m_0} \theta dC - q_c dy - \frac{c_T}{m_0} d\theta - \frac{c_{ж}}{m_0} C d\theta - (q_{пт} - q_{дп}) dy =$$

$$= - \frac{c_{ж}}{m_0} d(C\theta) - \frac{c_T}{m_0} d\theta - (q_c + q_{пт} - q_{дп}) dy \quad (6-72)$$

В уравнении (6-72) dI , $d(C\theta)$ и $d\theta$ — полные дифференциалы, следовательно и сумма $(q_c + q_{пт} - q_{дп}) dy$ является полным дифференциалом, т. е. значения интегралов этого уравнения будут зависеть только от пределов интегрирования. Проинтегрируем уравнение (6-72) в пределах параметров от начала до конца процесса сушки

$$\int_0^k dI = - \frac{c_{ж}}{m_0} \int_0^k d(C\theta) - \frac{c_T}{m_0} \int_0^k d\theta - \int_0^k (q_c + q_{пт} - q_{дп}) dy$$

$$I_k - I_0 = - \frac{c_{ж}}{m_0} (C_k \theta_k - C_0 \theta_0) -$$

$$- \frac{c_T}{m_0} (\theta_k - \theta_0) - (q_{пт} - q_{дп}) (y_k - y_0) - \int_0^k q_c dy$$

так как обычно $q_{пт}$ и $q_{дп}$ рассчитываются или принимаются на основании опытных данных постоянными величинами. После преобразований получим

$$\Delta I = - \frac{c_T + c_{ж}C}{m_0} \Delta\theta - (q_{пт} - q_{дп} - c_{ж}\theta - q_{дп}) \Delta y - \int_0^k q_c dy \quad (6-73)$$

где $\Delta I = I_k - I_0$; $\Delta\theta = \theta_k - \theta_0$; $\Delta y = y_k - y_0 - y_k$.

Разделив уравнение (6-73) на Δy , получим выражение наклона прямой линии, соединяющей начальную и конечную точки состояния пара в диаграмме $I-y$

$$\frac{\Delta I}{\Delta y} = - \frac{c_T + c_{ж}C}{m_0} \cdot \frac{\Delta\theta}{\Delta y} - q_{пт} + c_{ж}\theta_0 + q_{дп} - \frac{\int_0^k q_c dy}{\Delta y} \quad (6-74)$$

Уравнение (6-73) или (6-74) выражает полный баланс энергии в процессе паровой сушки дисперсных материалов.

Используя полученные зависимости, можно рассчитать последовательное изменение состояния пара и высушиваемого материала или вычислить их текущие параметры. Рассмотрим на диаграмме $I-y$ текущую точку A , показывающую состояние пара (I , y) и последующую точку A_1 , отличающуюся от точки A на величину Δy (рис. 6-8).

Согласно уравнению (6-74), наклон секущей AA_1 равен

$$\frac{\Delta I}{\Delta y} = - \frac{c_T + c_{ж}C}{m_0} \cdot \frac{\theta_1 - \theta}{\Delta y} + c_{ж}\theta + q_{дп} - q_{пт} - \frac{1}{\Delta y} \int_0^k q_c dy$$

Когда точка A_1 стремится к точке A , то секущая AA_1 стремится слиться с касательной AP , а наклон ее при бесконечно малом Δy будет выражаться согласно (6-72) как

$$\frac{dI}{dy} = c_{ж}\theta - \frac{c_T + c_{ж}C}{m_0} \cdot \frac{d\theta}{dy} - q_c - q_{пт} + q_{дп} \quad (6-75)$$

Комбинируя уравнения (6-75) и (6-69), получаем

$$\frac{dI}{dy} = c_{ж}\theta - q_c - \frac{1}{M_0} \cdot \frac{dQ_{изб}}{dy} = \frac{dI_p}{dy} - \frac{1}{M_0} \cdot \frac{dQ_{изб}}{dy} \quad (6-76)$$

Сравнивая уравнения (6-76) и (6-64), видим, что наклон касательной равен наклону прямой, представляющей собой изменение энтальпии пара в контакте с материалом при мгновенном значении $\theta = \text{const}$. Это обстоятельство дает нам возможность рассчитывать изменение температуры продукта в процессе сушки, так как в общем случае положение полюса P , определяющего состояние материала на диаграмме $I-y$, изменяется. Из уравнения (6-75) имеем

$$\frac{d\theta}{dy} = \frac{m_0}{c_T + c_{ж}C} \left(c_{ж}\theta - q_c - q_{пт} + q_{дп} - \frac{dI}{dy} \right) =$$

$$= \frac{m_0}{c_T + c_{ж}C} \left[\frac{d(I_p - I)}{dy} - q_{пт} + q_{дп} \right] \quad (6-77)$$

Чтобы выразить изменение температуры материала через текущие значения энтальпий, рассмотрим на рис. 6-8 точку A^* , к которой стремится точку A при $\Delta y \rightarrow dy$. Проведем линию A^*M^* параллельно линии равновесных энтальпий MP . Из подобия треугольников AMP и $A^*M^*A^*$ следует

$$\frac{d(I_p - I)}{I_p - I} = \frac{dy}{y' - y} \quad \text{или} \quad \frac{d(I_p - I)}{dy} = \frac{I_p - I}{y' - y} \quad (6-78)$$

Подставив пропорцию (6-78) в уравнение (6-77), получим

$$\frac{d\theta}{dy} = \frac{m_0}{c_T + c_{ж}C} \left(\frac{I_p - I}{y' - y} - q_{пт} + q_{дп} \right) \quad (6-79)$$

Совместное решение уравнений (6-35), (6-75) и (6-79) на ЭВМ дает возможность точно воспроизвести изменение параметров пара и материала в процессе сушки. Для приближенных расчетов достаточно знать начальные и конечные параметры сушильного агента и высушиваемого материала. Уравнение (6-74) позволяет вычислить любой параметр пара или материала в начале или конце процесса. Для этого должны быть известны три из четырех начальных и конечных состояний пара и материала.

Таким образом, проведенный анализ процесса паровой сушки показывает, что термодинамическое описание данного процесса принципиально ничем не отличается от описания сушки в среде инертного газа, если оперировать массой испарившейся жидкости, отнесенной к исходному количеству перегретого пара.

6.4. ИССЛЕДОВАНИЕ СУШКИ ПОЛИМЕРНЫХ МАТЕРИАЛОВ В ЗАМКНУТОМ ЦИКЛЕ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

С целью подготовки и выдачи исходных данных для проектирования промышленных установок исследованы процессы сушки в замкнутом цикле теплоносителя полимерных материалов. Исследования проводили в два этапа: экспериментальная проверка технических решений и отработка технологии на опытных установках. Для экспериментальной установки с замкнутым циклом газа выбрана схема с конденсатором поверхностного типа (рис. 6-9).

В качестве сушильного аппарата 1 использована комбинированная спирально-вихревая сушилка (КСВ) — аппарат безуносного типа, т. е. в котором совмещены процессы сушки и сепарации высушенного материала от потока газа-теплоносителя [92] (см. рис. 5-24), что позволило исключить из схемы циклон. Для тонкой очистки обработанного сушильного агента установлен рукавный фильтр 4. Чтобы обеспечить возможность сушки комкующихся и липких материалов (спрессовавшихся фильтровальных осадков), между дозатором 13 и смесителем-инжектором 12 установлен подсушиватель-деагрегатор 14, снабженный мешалкой и скребком. В качестве исследуемых полимерных материалов использован ПВХ, сополимеры винилхлорида с метилакрилатом (МА-20 и МА-50), винилиденхлоридом (ВХВД-40) и акрилонитрилом (СХН-60).

Результаты опытов по сушке указанных полимерных материалов приведены в табл. 6-1. Из таблицы видно, что почти во всех опытах достигнута заданная конечная влажность продукта; конденсация в холодильнике поверхностного типа достаточно эффективна для нормальной работы установки.

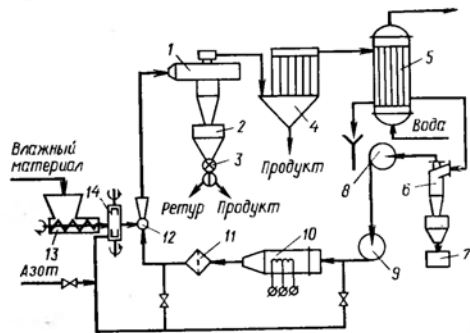


Рис. 6-9. Принципиальная технологическая схема экспериментальной установки со спирально-вихревой пневмосушилкой и замкнутым циклом теплоносителя: 1 — сушилка; 2 — бункер; 3 — секторный затвор с делителем продукта; 4 — рукавный фильтр; 5 — холодильник-конденсатор; 6 — сепаратор влаги; 7 — сборник конденсата; 8, 9 — вентиляторы; 10 — электронагреватель; 11 — искрогаситель; 12 — смеситель-инжектор; 13 — дозатор; 14 — подсушиватель-деагрегатор.

Таблица 6-1. Результаты опытов по сушке различных материалов на опытной установке с замкнутым циклом теплоносителя и адсорбцией мономеров

Параметры и показатели процесса	Материал			
	ПВХ	ВА-15	М-14	ПБМА
Влажность продукта, %				
начальная	18,0	13,0	17,2	12,0
конечная	0,3	0,29	8,0	0,5
Производительность, кг/ч	13	8	12	13
Расход газа в цикле, м ³ /ч	200	190	250	250
Температура газа, °С				
на входе в сушилку	170	116	170	100
на выходе из сушилки	70	95	80	50
после компрессора	25	34	53	45
Влагосодержание газа, г/кг				
после сушилки	36	22	32	28
после компрессора	9	14	23	19
Запыленность газа, мг/м ³				
после сушилки	25	26,2	—	—
после компрессора	0,1	0,2	—	—
Содержание ВХ в газе, мг/м ³				
перед адсорбером	90,4	—	0,01	0,035
после адсорбера	3,4	—	0	0

При проведении опытов оценивали эффективность улавливания продукта из потока теплоносителя сушилкой, рукавным фильтром и узлом конденсации; для этого измеряли запыленность газа в трех точках: на выходе из сушилки, после фильтра и после сепаратора влаги. Результаты замеров концентраций материала в газе приведены в табл. 6-1. Из таблицы видно, что сушилка КСВ с циклонным элементом в качестве сепаратора обеспечивает высокую эффективность улавливания.

Для отработки технологии сушки сополимеров винилхлорида и акрилатов, пылеочистки теплоносителя и улавливания остаточных мономеров разработана опытная установка с замкнутым циклом теплоносителя на базе пневмосушилки КСВ [92]. Принципиальная технологическая схема установки показана на рис. 6-10.

Отличительной особенностью схемы являются применение скруббера, выполняющего также роль конденсатора, и периодический сброс циркулирующего газа в конденсационно-адсорбционную систему улавливания мономеров. В качестве конденсатора сначала применили скруббер Вентури, показавший при исследовании улавливания пылей синтетических смол хорошие результаты [140]. Результаты испытаний показали, однако, что функции пылеуловителя и конденсатора с достаточно высокой эффективностью совмещает водокольцевой компрессор ВК-3, поэтому скруббер Вентури был из схемы исключен.

Установка работает следующим образом. Влажный материал дозатором 1 подается в инжектор 2, в котором смешивается с нагретым в электронагревателе 3 циркулирующим газом (азот или воздух). Образующаяся газовзвесь поступает в сушилку 4, где

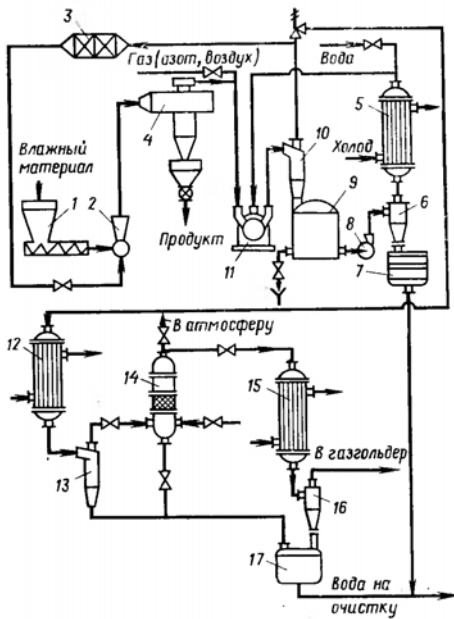


Рис. 6-10. Принципиальная технологическая схема опытной установки комбинированной спирально-вихревой сушилки с замкнутым циклом теплоносителя и узлом адсорбции мономеров:

1 — дозатор; 2 — ижектор; 3 — электроннагреватель; 4 — сушилка; 5 — холодильник; 6 — гидроциклон; 7 — фильтр; 8 — центробежный насос; 9 — водоотделитель; 10, 13, 16 — сепараторы влаги; 11 — водокольцевой компрессор; 12, 15 — холодильники-конденсаторы; 14 — адсорбер; 17 — сборник.

происходит сушка материала и выделение сухого продукта из отработанного газа. Последний отсасывается водокольцевым компрессором 11, в котором промывается водой, циркулирующей через систему охлаждения и фильтрации при помощи насоса 8. Очищенный и осушенный газ возвращается в цикл, а сконденсированная вода вместе со шламом (уловленной пылью полимера), выводится из системы на утилизацию отходов производства.

В процессе сушки в циркулирующем сушильном агенте постепенно накапливаются газообразные мономеры (ВХ, акрилаты), десорбирующиеся из полимера. При повышении заданного уровня концентрации мономера в газе по сигналу газоанализатора открывается клапан подпитки системы азотом или воздухом, который разбавляет циркулирующую парогазовую смесь. Излишек смеси при этом сбрасывается через дыхательный клапан в систему улавливания мономеров.

В системе улавливания парогазовая смесь проходит через холодильник-конденсатор 12 поверхностного типа, в котором происходит конденсация влаги, и через сепаратор 10 направляется в адсорбер 14, в котором очищается от мономеров, после чего выбрасывается в атмосферу. По мере накопления мономера адсорбер подвергается регенерации острым водяным паром. Отогнанный мономер направляется в газгольдер или ловушку.

Эффективность улавливания твердой фазы при сушке ПВХ и сополимера ВА-15 составила: сушилки 99,85%, водокольцевого компрессора с сепаратором циклонного типа 99,19%, а всей системы в целом 99,999%, что позволяет высушивать полимерные материалы без ухудшения их качества.

Эффективность улавливания ВХ в системе адсорбции при сушке ПВХ превысила 96%. Содержание ВХ на выбросе газа из адсорбера составила 3,4 мг/м³, что намного ниже ПДК для ВХ в производственных помещениях (12,5 мг/м³). Потери винилхлорида с выбрасываемыми газами составляют всего 8,5 мг/т сухого продукта.

При сушке сополимеров М-14 и ПБМА содержание мономеров в пробах воздуха, отобранных из системы перед адсорбером, составляло 0,01—0,035 мг/м³, а в газовых выбросах после адсорбера мономеры не были обнаружены. Такое незначительное накопление мономеров в системе при сушке сополимеров объясняется малой продолжительностью процессов сушки (каждый опыт проводился в течение 5—6 ч).

На установке (рис. 6-10) были проведены также опыты по сушке ударопрочного полистирола ПС-2, суспензионного ПВХ и сополимера М-14 в среде перегретого водяного пара. Содержание воздуха и инертных газов в замкнутом контуре поддерживали не более 5%, периодически продувая систему паром из внешнего источника.

Во всех опытах полимерные материалы были высушены до требуемой конечной влажности за один проход без ухудшения качества готового продукта. Следует отметить резкое (от 400 до 1 млн⁻¹) снижение содержания остаточных мономеров в высушенных полимерных порошках, что позволяет совместить дегазацию и сушку синтетических смол в одной стадии.

При проведении опытов по сушке полимерных материалов в среде перегретого водяного пара исследовали эффективность пылеулавливания комбинированной спирально-вихревой сушилки и узла мокрого пылеулавливания. Содержание пыли в потоке перегретого водяного пара определяли методом отбора и конденсации пробы запыленного пара с последующей фильтрацией полученного конденсата. Результаты измерений при сушке ПВХ приведены в табл. 6-2, из которой видно, что спирально-вихревая пневмосушилка обеспечивает полностью технологическое улавливание полимера. Для полной очистки пара от остаточной пыли достаточно одной ступени промывки водой.

Т а б л и ц а 6-2. Результаты замеров запыленности теплоносителя при сушке ПВХ перегретым паром

Параметры сушки				Запыленность пара, мг/кг пара			Эффективность улавливания, %	
M_p , кг/ч	t_0 , °C	t_k , °C	G_m , кг/ч	до сушилки	после сушилки	после скруббера	сушилки	скруббера
161	160	115	8,8	59 000	95,7	0	99,83	100
169	170	110	9,3	51 700	99,3	0	99,81	100
159	180	120	10,2	67 000	98,2	0	99,85	100

Таким образом, проведенные опыты показали как принципиальную возможность, так и целесообразность использования перегретого пара при сушке полимерных материалов.

В дальнейшем для реализации в промышленности отработывалась технология паровой сушки ПВХ и сополимеров ВХ по схеме (рис. 6-11) с полной рекуперацией тепла, предложенной НИИХиммашем и НИИПолимеров [47].

Во избежание конденсации пара-теплоносителя на холодном материале в сушилке исходный материал питателем 1 подается в дезаэратор 2 с кондуктивным теплоподводом. Материал нагревается, и при этом интенсивно испаряется поверхностная влага, пары которой вместе с воздухом эвакуируются из дезаэратора системой аспирации. Далее подогретый дезаэрированный материал поступает в смеситель-инжектор 3, в который подается перегретый в пароперегревателе 13 основной перегретый пар-теплоноситель.

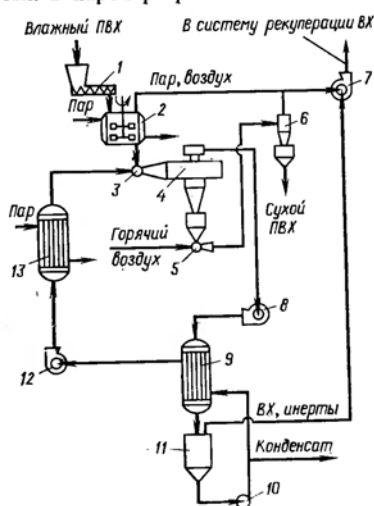


Рис. 6-11. Принципиальная технологическая схема паровой сушки ПВХ и сополимеров: 1 — питатель; 2 — дезаэратор; 3 — смеситель-инжектор; 4 — спирально-вихревая пневмосушилка; 5 — эжектор; 6 — разгрузочный циклон; 7, 8, 12 — вентиляторы; 9 — конденсатор-испаритель; 10 — центробежный насос; 11 — сборник конденсата; 13 — пароперегреватель.

Парогазовая смесь, содержащая газообразный ВХ, из систем пневмотранспорта и аспирации вентилятором 7 отсасывается в систему рекуперации мономера.

Отработанный в сушилке основной пар с присоединенным вторичным паром и десорбированным винилхлоридом вентилятором 8 отсасывается в конденсатор-испаритель 9. В нем конденсируется весь циркулирующий пар (основной и вторичный), конденсат стекает в сборник 11.

Газообразный ВХ и инертны отсасываются вентилятором 7 в систему рекуперации ВХ. Часть конденсата, отвечающая количеству испарившейся из материала влаги, непрерывно выводится из системы для вторичного использования. Остальная часть конденсата центробежным насосом 10 подается в межтрубное пространство конденсатора-испарителя 9, воспринимая там тепло конденсации и испаряется вторично, поступая обратно в контур циркуляции. Таким образом, конденсатор-испаритель в данной схеме имеет многофункциональное назначение: служит для полной конденсации пара, с тем чтобы выделить газообразный мономер и инертны, для вторичного испарения основной части конденсата и рекуперации тепла.

Применение для сушки ПВХ перегретого водяного пара и одноступенчатой сушилки спирального типа позволяет снизить себестоимость продукции на 4 руб/т по сравнению с себестоимостью при сушке воздухом в двухступенчатой пневмотрубе-сушилке ТС-2-600 при одинаковой производительности 3—3,5 т/ч. Экономия достигается сокращением расхода и более полного использования энергии, уменьшением капитальных затрат, сокращением расхода пара на стадии дегазации суспензии перед центрифугированием и сушкой и улавливанием винилхлорида на стадии сушки.

6.5. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ПНЕВМОСУШИЛОК

В качестве иллюстрации изложенного выше методического подхода к расчету процессов сушки в соответствии с представленными на рис. 3-5 блок-схемами для сушилок, работающих в режиме пневмотранспорта, ниже приведены примеры расчета по двум вариантам:

1) технологический расчет сушилки для определения технических характеристик и основных геометрических размеров аппарата по заданной производительности для конкретного продукта;

2) расчет условий сушки по заданной производительности для конкретного продукта и оценка эффективности сушилки (выбор типоразмера).

Первый вариант необходим как этап разработки нового типоразмера сушилки. Второй вариант целесообразен при наличии нормализованного или стандартизованного ряда сушилок, выпуск которых освоен на машиностроительном заводе, а также в случае освоения новой химической продукции на имеющемся оборудовании.

Примеры выполнены по упрощенным вариантам приближенного расчета (с достаточной степенью точности для широкой инженерной практики) для того, чтобы можно было последовательно проследить всю процедуру расчета. В то же время для иллюстрации выбрана довольно сложная в расчете комбинированная пневмосушилка спирально-вихревого типа, так как на ее примере удобно показать методы определения и стыковки граничных условий процесса для двух гидродинамически и термодинамически отличных сушильных зон или устройств.

Пример 1. Расчет сушильного аппарата

Расчитать комбинированную спирально-вихревую пневмосушилку для высушивания сополимера метакриловой кислоты с метилметакрилатом марки М-14 по следующим исходным данным:

Производительность по готовому продукту $G_{\text{мн}}$, кг/ч	200
Влагосодержание продукта, кг/кг	
начальная C_0	1
критическая $C_{\text{кр}}$	0,333
конечная C_k	0,111
Начальная температура материала θ_0 , °С	20
Допустимая температура нагрева материала $\theta_{\text{доп}}$, °С	200
Удельная теплоемкость сухого материала c_r , кДж/(кг·К)	1,6
Плотность частиц готового продукта $\rho_{\text{мр}}$, кг/м ³	1200
Средний эквивалентный диаметр частиц d_0 , мкм	120
Максимальный диаметр частиц $d_{\text{мах}}$, мкм	285
Фактор формы частиц f	1,7
Максимальная температура сушильного агента, обеспечиваемая источником тепла $t_{\text{ист}}$, °С	220
Начальное влагосодержание воздуха X_0 , кг/кг	0,01
Атмосферное давление P , кПа	100

Материальный и тепловой баланс, начальные и граничные условия на весь процесс

1. Общее изменение влагосодержания материала

$$\Delta C = C_0 - C_k = 1 - 0,111 = 0,889 \text{ кг/кг}$$

2. Температуру воздуха в конце процесса сушки принимаем из условия $t_k < \theta_{\text{доп}}$ и с учетом заданной величины $t_{\text{ист}}$: $t_k = 60$ °С.

3. Температуру продукта в конце процесса сушки принимаем

$$\theta_k = 0,9t_k = 0,9 \cdot 60 = 54 \text{ °С}$$

4. Равновесную относительную влажность парогазовой пленки на поверхности материала в конце процесса определяем по формуле (1-18)

$$\Phi'_k = 1 - \frac{1}{\exp \{ [\exp (m + n\theta_k)] C_k^{p+\sigma\theta_k} \}}$$

где значения коэффициентов согласно табл. 1-1 для сополимера М-14:

$$m = 15,5; \quad n = 0,07; \quad p = 9,16; \quad q = -0,07$$

$$\Phi'_k = 1 - \frac{1}{\exp \{ [(15,5 + 0,07 \cdot 54)] 0,111^{9,16 - 0,07 \cdot 54} \}} = 0,999$$

5. Давление насыщенного пара в парогазовой пленке в конце процесса

$$p'_{\text{нк}} = 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{\theta_k + 233,84} \right) =$$

$$= 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{54 + 233,84} \right) = 15,04 \text{ кПа}$$

6. Влагосодержание парогазовой пленки в конце процесса

$$X'_k = \frac{R_r}{R_p} \cdot \frac{p'_{\text{нк}} \Phi'_k}{P - p'_{\text{нк}} \Phi'_k} = \frac{0,287}{0,462} \cdot \frac{15,04 \cdot 0,999}{100 - 15,04 \cdot 0,999} = 0,1098 \text{ кг/кг}$$

7. Средняя удельная теплота связанной влаги

$$\bar{q}_c \approx 2100 \frac{(C_{\text{кр}} - C_k)^2}{\Delta C} = 2100 \frac{(0,333 - 0,111)^2}{0,889} = 116,4 \text{ кДж/кг}$$

8. Температуру воздуха в начале процесса принимаем

$$t_0 = 0,9t_{\text{ист}} = 0,9 \cdot 220 \approx 200 \text{ °С}$$

9. Начальная энтальпия сушильного агента

$$I_0 = c_r t_0 + (r_0 + c_{\text{п}} t_0) X_0 = 1,006 \cdot 200 + (2495 + 1,965 \cdot 200) \cdot 0,01 = 230,1 \text{ кДж/кг}$$

10. Удельный расход сухого газа на сушку (удельные тепловые потери принимаем $q_{\text{пт}} = 350$ кДж/кг).

$$\sigma = \frac{(r_0 + c_{\text{п}} t_k) \Delta C + (c_r + c_{\text{ж}} C_k) (\theta_k - \theta_0) - c_{\text{ж}} \theta_0 \Delta C + (\bar{q}_c + q_{\text{пт}}) \Delta C}{I_0 - c_r t_k - r_0 X_0 - c_{\text{п}} t_k X_0} =$$

$$\frac{(2495 + 1,965 \cdot 60) \cdot 0,889 + (1,6 + 4,187 \cdot 0,111) (54 - 20) - 4,187 \cdot 20 \cdot 0,889 + (116,4 + 350) \cdot 0,889}{230,1 - 1,006 \cdot 60 - 2495 \cdot 0,01 - 1,965 \cdot 60 \cdot 0,01} = 19,03$$

11. Изменение влагосодержания газа

$$\Delta X = \frac{\Delta C}{\sigma} = \frac{0,889}{19,03} = 0,0467 \text{ кг/кг}$$

12. Конечное влагосодержание газа

$$X_k = X_0 + \Delta X = 0,01 + 0,0467 = 0,0567 \text{ кг/кг}$$

В случае, если $X_k \geq X'_k$, следует увеличить θ_k в пределах $0,9t_k < \theta_k < t_k$ до величины, обеспечивающей при решении по пунктам 4—12 условие $X_k < X'_k$.

13. Производительность сушилки по сухому продукту

$$G_r = \frac{G_{\text{ни}}}{1 + C_k} = \frac{200}{1 + 0,111} = 180 \text{ кг/ч}$$

14. Производительность по исходному материалу

$$G_{\text{мо}} = G_r (1 + C_0) = 180 (1 + 1) = 360 \text{ кг/ч}$$

15. Производительность сушилки по испарившейся влаге

$$W = G_r \Delta C = 180 \cdot 0,889 = 160 \text{ кг/ч}$$

16. Расход сухого газа на сушку

$$L = \sigma G_r = 19,03 \cdot 180 = 3425 \text{ кг/ч}$$

Материальный и тепловой баланс, начальные и граничные условия для спирального канала

17. Промежуточное влагосодержание материала на выходе спирального канала (на входе в вихревую камеру) принимаем

$$C_{\text{пр}} = C_{\text{кр}} = 0,333 \text{ кг/кг}$$

18. Изменение влагосодержания материала в спиральном канале

$$\Delta C_{\text{сп}} = C_0 - C_{\text{пр}} = 1 - 0,333 = 0,667 \text{ кг/кг}$$

19. Изменение влагосодержания газа в спиральном канале

$$\Delta X_{\text{сп}} = \frac{\Delta C_{\text{сп}}}{\sigma} = \frac{0,667}{19,03} = 0,035 \text{ кг/кг}$$

20. Промежуточное влагосодержание газа

$$X_{\text{пр}} = X_0 + \Delta X_{\text{сп}} = 0,01 + 0,035 = 0,045 \text{ кг/кг}$$

21. Промежуточную температуру материала принимаем

$$\theta_{\text{пр}} \approx t_{\text{мт}} - 2 = 48 - 2 = 46 \text{ °С}$$

где $t_{\text{мт}} = 48$ °С определяем из диаграммы $I-X$ по температуре t_0 .

7 Муштаев В. И. и др.

22. Промежуточная энтальпия сушильного агента

$$I_{np} = I_0 - \frac{1}{\sigma} (c_r + c_n C_{np}) (\theta_{np} - \theta_0) + (c_n \theta_0 - q_{нт}) \Delta X_{сп} =$$

$$= 230 - \frac{1}{19,03} (1,6 + 4,187 \cdot 0,333) (46 - 20) + (4,187 \cdot 20 - 350) \cdot 0,035 =$$

$$= 216,7 \text{ кДж/кг}$$

23. Промежуточная температура сушильного агента

$$t_{np} = \frac{I_{np} - r_0 X_{np}}{c_n + c_n X_{np}} = \frac{216,7 - 2495 \cdot 0,045}{1,006 + 1,965 \cdot 0,045} = 95,8 \text{ }^\circ\text{C}$$

24. Давление насыщенного пара при θ_{np} для воды

$$p_{н. пр} = 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{\theta_{np} + 233,84} \right) =$$

$$= 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{46 + 233,84} \right) = 10,12 \text{ кПа}$$

25. Влагосодержание парогазовой пленки при промежуточных условиях

$$X'_{np} = \frac{R_r}{R_n} \cdot \frac{p'_{н. пр}}{P - p'_{н. пр}} = \frac{0,287}{0,462} \cdot \frac{10,12}{100 - 10,12} = 0,0699 \text{ кг/кг}$$

$$X'_{np} > X_{np}$$

Если $X'_{np} \leq X_{np}$, следует увеличить θ_{np} для выполнения условия $X'_{np} >$

26. Проверяем баланс для спирального канала

$$\sigma_{сп} =$$

$$= \frac{(r_0 + c_n t_{np}) \Delta C_{сп} + (c_r + c_n C_{np}) (\theta_{np} - \theta_0) - c_n \theta_0 \Delta C_{сп} + (\bar{q}_{с. сп} + q_{нт}) \Delta C_{сп}}{I_0 - c_r t_{np} - r_0 X_0 - c_n t_{np} X_0} =$$

$$= \frac{(2495 + 1,965 \cdot 95,8) 0,667 + (1,6 + 4,187 \cdot 0,333) (46 - 20) - 4,187 \cdot 20 \cdot 0,667 + 350 \cdot 0,667}{230,1 - 1,006 \cdot 95,8 - 2495 \cdot 0,01 - 1,965 \cdot 95,8 \cdot 0,01} = 19,13$$

где $\bar{q}_{с. сп} = 0$; $\sigma_{сп} \approx \sigma$ с погрешностью

$$\frac{\sigma - \sigma_{сп}}{\sigma} 100\% = \frac{|19,03 - 19,13|}{19,03} 100\% = 0,53\%$$

что допустимо.

Если $\sigma_{сп}$ и σ отличаются более чем на 1%, следует скорректировать C_{np}

или θ_{np} .

27. Производительность по промежуточному материалу

$$G_{м. пр} = G_r (1 + C_{np}) = 180 (1 + 0,333) = 240 \text{ кг/ч}$$

28. Производительность спирального канала по испарившейся влаге

$$W_{сп} = G_r \Delta C_{сп} = 180 \cdot 0,667 = 120 \text{ кг/ч}$$

Гидродинамические параметры спирального канала

29. Среднее влагосодержание газа в спиральном канале

$$\bar{X}_{сп} = \frac{X_0 + X_{np}}{2} = \frac{0,01 + 0,045}{2} = 0,0275 \text{ кг/кг}$$

30. Расходная массовая концентрация материала в газе

$$\mu_{сп} = \frac{G_{м0} + G_{м. пр}}{2L(1 + \bar{X}_{сп})} = \frac{360 + 240}{2 \cdot 3425 (1 + 0,0275)} = 0,085$$

31. Средняя температура газа в спиральном канале

$$t_{сп} = \frac{t_0 + t_{np}}{2} = \frac{200 + 95,8}{2} = 148 \text{ }^\circ\text{C}$$

32. Средняя плотность газа в спиральном канале

$$\bar{\rho}_{сп} = \frac{P}{273 + t_{сп}} \cdot \frac{1 + \bar{X}_{сп}}{R_r + R_n \bar{X}_{сп}} =$$

$$= \frac{100}{273 + 148} \cdot \frac{1 + 0,0275}{0,287 + 0,462 \cdot 0,0275} = 0,815 \text{ кг/м}^3$$

33. Число Рейнольдса для частиц по скорости газа (скорость газа принимаем $w_{сп} = 25 \text{ м/с}$)

$$Re_{ч} = \frac{w_{сп} d_p \bar{\rho}_{сп}}{\eta_{сп}} = \frac{25 \cdot 120 \cdot 10^{-6} \cdot 0,815}{2,41 \cdot 10^{-5}} = 101$$

34. Объемная плотность частиц материала

$$\rho_V = \frac{\rho_{мк}}{1 + C_k} = \frac{1200}{1 + 0,111} = 1080 \text{ кг/м}^3$$

35. Среднее влагосодержание материала в спиральном канале

$$\bar{C}_{сп} = \frac{C_0 + C_{сп}}{2} = \frac{1 + 0,333}{3} = 0,666 \text{ кг/кг}$$

36. Плотность частиц материала в спиральном канале

$$\bar{\rho}_{м. сп} = \rho_V (1 + \bar{C}_{сп}) = 1080 (1 + 0,666) = 1799 \text{ кг/м}^3$$

37. Гидродинамический коэффициент, учитывающий форму частиц

$$k_s = 11 - \frac{10}{f} = 11 - \frac{10}{1,7} = 5,12$$

38. Коэффициент гидродинамического сопротивления частицы

$$\xi = 0,462 k_s + \frac{30}{Re_{ч}} = 0,462 \cdot 5,12 + \frac{30}{101} = 2,66$$

39. Объемный расход сушильного агента в спиральном канале

$$V_r = \frac{L(1 - \bar{X}_{сп})}{\bar{\rho}_{сп}} = \frac{3425 (1 + 0,0275)}{0,815} = 4319 \text{ м}^3/\text{ч}$$

40. Диаметр циклонной камеры сушилки

$$D_{ц} \approx 0,01 \cdot V_r^{0,5} = 0,01 \cdot 4319^{0,5} = 0,657 \text{ м}$$

С учетом охлаждения газа в циклонной части принимаем $D_{ц} = 600 \text{ мм}$.

41. Средний радиус кривизны спирального канала принимаем

$$\bar{R}_{сп} = 0,72 D_{ц} (0,2 + 0,3) = 0,75 \cdot 0,6 + 0,25 = 0,7 \text{ м}$$

42. Число Фруда

$$Fr = \frac{w_{сп}^2}{g \bar{R}_{сп}} = \frac{25^2}{9,81 \cdot 0,7} = 91$$

43. Число Стокса

$$Stk = \frac{d_p \bar{\rho}_{м. сп}}{\xi R_{сп} \rho_{сп}} = \frac{120 \cdot 10^{-6} \cdot 1799}{2,66 \cdot 0,7 \cdot 0,815} = 0,142$$

44. Коэффициент скольжения дисперсией и газовой фаз в спиральном канале

$$i_{сп} = 6,38 Re_{ч}^{-0,23} Fr^{0,15} Stk^{0,26} \mu_{сп}^{0,08} = 6,38 \cdot 101^{-0,23} \cdot 91^{0,15} \cdot 0,142^{0,26} \cdot 0,085^{0,08} = 2,15$$

45. Скорость движения частиц в канале

$$v_{\text{сп}} = \frac{w_{\text{сп}}}{i_{\text{сп}}} = \frac{2,5}{2,15} = 11,65 \text{ м/с}$$

46. Относительная скорость между частицами и газом в спиральном канале

$$u_{\text{сп}} = w_{\text{сп}} - v_{\text{сп}} = 25 - 11,65 = 13,35 \text{ м/с}$$

Коэффициент переноса в спиральном канале

47. Число Рейнольдса по относительной скорости

$$Re = \frac{u_{\text{сп}} d_{\text{сп}} \bar{\rho}_{\text{сп}}}{\eta_{\text{сп}}} = \frac{13,35 \cdot 120 \cdot 10^{-6} \cdot 0,815}{2,41 \cdot 10^{-5}} = 543$$

48. Средняя температура парогазовой пленки на поверхности частицы

$$\bar{\theta}_{\text{пл. сп}} = \frac{t_0 + \theta_0 + t_{\text{пр}} + \theta_{\text{пр}}}{4} = \frac{200 + 20 + 95,8 + 46}{4} = 90 \text{ }^\circ\text{C}$$

49. Давление насыщенного пара в парогазовой пленке в начале процесса

$$p_{\text{но}} = 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{\theta_0 + 233,84} \right) = \\ = 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{20 + 233,84} \right) = 2,34 \text{ кПа}$$

50. Влажосодержание парогазовой пленки в начале процесса

$$X'_0 = \frac{R_{\text{г}}}{R_{\text{п}}} \cdot \frac{P_{\text{но}}}{P - p_{\text{но}}} = \frac{0,287}{0,462} \cdot \frac{2,34}{100 - 2,34} = 0,0149 \text{ кг/кг}$$

51. Среднее влажосодержание парогазовой пленки

$$\bar{X}_{\text{пл. сп}} = \frac{X_0 + X'_0 + X_{\text{пр}} + X'_{\text{пр}}}{4} = \frac{0,01 + 0,0149 + 0,045 + 0,0699}{4} = \\ = 0,01399 \text{ кг/кг}$$

52. Средняя плотность парогазовой пленки

$$\bar{\rho}_{\text{пл. сп}} = \frac{P}{273 + \bar{\theta}_{\text{пл. сп}}} \cdot \frac{1 + \bar{X}_{\text{пл. сп}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}} \bar{X}_{\text{пл. сп}}} = \\ = \frac{100}{273 + 90} \cdot \frac{1 + 0,01399}{0,287 + 0,462 \cdot 0,01399} = 0,95 \text{ кг/м}^3$$

53. Коэффициент диффузии пара в воздух

$$\bar{D}_{\text{пл. сп}} = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{273 + \bar{\theta}_{\text{пл. сп}}}{273} \right)^{1,5}$$

при нормальных условиях

$$P_0 = 101,325 \text{ кПа}; \quad D_0 = 2,2 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$\bar{D}_{\text{пл. сп}} = 2,2 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{101,325}{100} \left(\frac{273,90}{273} \right)^{1,5} = 3,42 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

54. Диффузионное число Прандтля

$$Pr_{\text{д}} = \frac{\eta_{\text{пл. сп}}}{\rho_{\text{пл. сп}} \bar{D}_{\text{пл. сп}}} = \frac{2,15 \cdot 10^{-5}}{0,95 \cdot 3,42 \cdot 10^{-5}} = 0,663$$

55. Диффузионное число Нуссельта

$$Nu_{\text{д}} = 0,145 Re^{0,5} \cdot Pr_{\text{д}}^{0,33} = 0,145 \cdot 543^{0,5} \cdot 0,663^{0,33} = 2,94$$

56. Коэффициент маассоотдачи

$$\beta_{\text{сп}} = \frac{Nu_{\text{д}} \bar{D}_{\text{пл. сп}}}{d_0} = \frac{2,94 \cdot 3,42 \cdot 10^{-5}}{120 \cdot 10^{-6}} = 0,837 \text{ м/с}$$

57. Удельная поверхность материала

$$s_{\text{д}} = \frac{6f}{d_0} = \frac{6 \cdot 1,7}{120 \cdot 10^{-6}} = 85000 \text{ м}^{-1}$$

58. Движущая сила процесса сушки в спиральном канале

$$\Delta X = \frac{(X'_{\text{пр}} - X_{\text{пр}}) - (X'_0 - X_0)}{\ln \frac{X'_{\text{пр}} - X_{\text{пр}}}{X'_0 - X_0}} = \\ = \frac{(0,0699 - 0,045) - (0,0149 - 0,01)}{\ln \frac{0,0699 - 0,045}{0,0149 - 0,01}} = 0,0123 \text{ кг/кг}$$

59. Время сушки в спиральном канале

$$\tau_{\text{сп}} = \frac{\sigma p_V (X_{\text{пр}} - X_0)}{\beta_{\text{сп}} s_{\text{д}} \Delta X} \cdot \frac{R_{\text{г}} (273 + \bar{\theta}_{\text{пл. сп}})}{P} = \\ = \frac{19,03 \cdot 1080 (0,045 - 0,01)}{0,837 \cdot 85000 \cdot 0,0123} \cdot \frac{0,287 (273 + 90)}{100} = 0,85 \text{ с}$$

Геометрические размеры спирального канала

60. Длина спирального канала

$$l = v_{\text{сп}} \tau_{\text{сп}} = 11,65 \cdot 0,85 = 9,9 \text{ м}$$

61. Поперечное сечение спирального канала

$$F_{\text{сп}} = \frac{V_{\text{г}}}{3600 \omega_{\text{сп}}} = \frac{4319}{3600 \cdot 25} = 0,048 \text{ м}^2$$

62. Ширина спирального канала

$$b = \sqrt{\frac{F_{\text{сп}}}{K}} = \sqrt{\frac{0,048}{3}} = 0,126 \text{ м}$$

где $K = H/b = 1,5 \div 4$ принимается в зависимости от дисперсности (меньшее соотношение берется для грубодисперсных материалов).
Принимаем ширину канала $b = 120 \text{ мм}$.

63. Высота канала

$$H = \frac{F}{b} = \frac{0,048}{0,12} = 0,4 \text{ м}$$

Материальный баланс для вихревой камеры

64. Изменение влажосодержания материала в вихревой камере

$$\Delta C_{\text{вк}} = C_{\text{пр}} - C_{\text{к}} = 0,333 - 0,111 = 222 \text{ кг/кг}$$

65. Изменение влажосодержания газа

$$\Delta X_{\text{вк}} = X_{\text{к}} - X_{\text{пр}} = 0,0567 - 0,045 = 0,0117 \text{ кг/кг}$$

или

$$\Delta X_{\text{вк}} = \frac{\Delta C_{\text{вк}}}{\sigma} = \frac{0,222}{19,03} = 0,0117 \text{ кг/кг}$$

66. Производительность вихревой камеры по испарившейся влаге

$$W_{\text{вк}} = G_{\text{г}} \Delta C_{\text{вк}} = 180 \cdot 0,222 = 40 \text{ кг/ч}$$

Гидродинамические параметры вихревой камеры

67. Расходная массовая концентрация материала в газе на входе в вихревую камеру

$$\mu_{\text{вх}} = \frac{G_{\text{м. пр}}}{L(1 + X_{\text{пр}})} = \frac{240}{3425(1 + 0,045)} = 0,067$$

68. Плотность газа на входе в камеру

$$\rho_{\text{пр}} = \frac{P}{273 + t_{\text{пр}}} \cdot \frac{1 + X_{\text{пр}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}}X_{\text{пр}}} = \frac{100}{273 + 95,8} \cdot \frac{1 + 0,045}{0,287 + 0,462 \cdot 0,045} = 0,92 \text{ кг/м}^3$$

69. Скорость газа на входе в вихревую камеру

$$w_{\text{вх}} = (2 \div 3) w_{\text{ср}} = 2,4 \cdot 25 = 60 \text{ м/с}$$

Большие значения берутся для грубодисперсных материалов.

70. Число Рейнольдса для частицы по условиям входа в вихревую камеру

$$Re_{\text{ч}} = \frac{w_{\text{вх}} d_{\text{о}} \rho_{\text{пр}}}{\eta_{\text{пр}}} = \frac{60 \cdot 120 \cdot 10^{-6} \cdot 0,92}{2,17 \cdot 10^{-5}} = 305$$

71. Коэффициент гидродинамического сопротивления частицы

$$\xi = 0,462 k_3 + 30/Re_{\text{ч}} = 0,462 \cdot 5,12 + \frac{30}{305} = 2,46$$

72. Плотность материала промежуточная

$$\rho_{\text{м. пр}} = \rho_{\text{в}} (1 + C_{\text{пр}}) = 1080 (1 + 0,333) = 1440 \text{ кг/м}^3$$

73. Диаметр вихревой камеры

$$D_{\text{к}} = D_{\text{ц}} + (0,2 \div 0,35) = 0,6 + 0,3 = 0,9 \text{ м}$$

Меньшие значения берутся для более мощных сушилок и для материалов с меньшей энергией связанной влаги.

74. Радиус вихревой камеры

$$R_{\text{к}} = \frac{D_{\text{к}}}{2} = \frac{0,9}{2} = 0,45 \text{ м}$$

75. Число Фруда

$$Fr = \frac{w_{\text{вх}}^2}{g R_{\text{к}}} = \frac{60^2}{9,81 \cdot 0,45} = 815$$

76. Число Стокса

$$Stk = \frac{\rho_{\text{м. пр}} d_{\text{о}}}{\xi \rho_{\text{пр}} R_{\text{к}}} = \frac{1440 \cdot 120 \cdot 10^{-6}}{2,46 \cdot 0,92 \cdot 0,45} = 0,17$$

77. Число полидисперсности

$$\sigma_d = \frac{d_{\text{max}}}{d_{\text{о}}} = \frac{285 \cdot 10^{-6}}{120 \cdot 10^{-6}} = 2,38$$

78. Коэффициент скольжения дисперсной и газовой фаз в вихревой камере

$$i_{\text{вк}} = 33,6 Fr^{0,18} \cdot Stk^{0,12} \mu_{\text{вх}}^{0,47} \sigma_d^{0,5} f^{-0,33} = 33,6 \cdot 815^{0,18} \cdot 0,17^{0,12} \cdot 0,067^{0,47} \cdot 2,38^{0,5} \cdot 1,7^{-0,33} = 32,9$$

79. Относительная скорость между газом и частицами

$$u_{\text{вх}} = w_{\text{вх}} \left(1 - \frac{1}{i_{\text{вк}}} \right) = 60 \left(1 - \frac{1}{32,9} \right) = 58,2 \text{ м/с}$$

80. Расход газа в условиях входа в камеру

$$V_{\text{г. вх}} = \frac{L(1 + X_{\text{пр}})}{\rho_{\text{пр}}} = \frac{3425(1 + 0,045)}{0,92} = 3890 \text{ м}^3/\text{ч}$$

81. Площадь сечения газопроводов

$$F_{\text{вх}} = \frac{V_{\text{г. вх}}}{3600 w_{\text{вх}}} = \frac{3890}{3600 \cdot 60} = 0,0156 \text{ м}^2$$

82. Суммарная ширина щелевых газопроводов

$$\sum b = \frac{F_{\text{вх}}}{H} = \frac{0,0156}{0,4} = 0,039 \text{ м}$$

83. Диаметр выхлопной трубы

$$D_{\text{вхк}} = 0,6 D_{\text{ц}} = 0,6 \cdot 0,6 = 0,36 \text{ м}$$

84. Объем вихревой камеры

$$V_{\text{к}} = \frac{\pi}{4} (D_{\text{к}}^2 - D_{\text{ц}}^2) H = \frac{3,14}{4} (0,9^2 - 0,6^2) 0,4 = 0,14 \text{ м}^3$$

85. Время обмена газа в камере

$$\tau_{\text{г}} = \frac{V_{\text{к}}}{V_{\text{г. вх}}} \cdot 3600 = \frac{0,14}{3890} \cdot 3600 = 0,129 \text{ с}$$

86. Эквивалентный диаметр газопроводов

$$D_{\text{э. вх}} = \frac{2H \sum b}{H + \sum b} = \frac{2 \cdot 0,4 \cdot 0,039}{0,4 + 0,039} = 0,071 \text{ м}$$

87. Число Рейнольдса для аппарата по условиям входа

$$Re_{\text{ап}} = \frac{w_{\text{вх}} D_{\text{э. вх}} \rho_{\text{пр}}}{\eta_{\text{пр}}} = \frac{60 \cdot 0,071 \cdot 0,92}{2,17 \cdot 10^{-5}} = 1,82 \cdot 10^5$$

88. Высота переливного порошка

$$h = (0 \div 0,3) H$$

Большие значения берутся для трудносохнущих материалов. Принимаем

$$h = 0,2 \cdot 0,4 = 0,08$$

89. Безразмерное время пребывания материала в вихревой камере

$$\tau'_{\text{вк}} = 52 i_{\text{вк}}^{0,66} Re_{\text{ап}}^{0,53} \left(\frac{H}{D_{\text{к}}} \right)^{1,16} \left(\frac{H}{H-h} \right)^{0,72} \left(\frac{\sum b}{D_{\text{вхк}}} \right)^{2,01} = 52 \cdot 32,9^{0,66} \cdot 1,82 \cdot 10^5 \cdot 0,53 \left(\frac{0,4}{0,9} \right)^{1,16} \left(\frac{0,4}{0,4-0,08} \right)^{0,72} \left(\frac{0,039}{0,36} \right)^{2,01} = 1630$$

90. Время пребывания материала в вихревой камере

$$\tau_{\text{вк}} = \tau_{\text{г}} \tau'_{\text{вк}} = 0,129 \cdot 1630 = 211 \text{ с}$$

Коэффициент переноса в вихревой камере

91. Среднее влагосодержание газа в камере

$$\bar{X}_{\text{вк}} = \frac{X_{\text{пр}} + X_{\text{к}}}{2} = \frac{0,045 + 0,0567}{2} = 0,051 \text{ кг/кг}$$

92. Средняя температура газа в камере

$$t_{\text{вк}} = \frac{t_{\text{пр}} + t_{\text{к}}}{2} = \frac{95,8 + 60}{2} = 78 \text{ }^\circ\text{C}$$

93. Средняя плотность газа в камере

$$\bar{\rho}_{\text{вк}} = \frac{P}{273 + t_{\text{вк}}} \cdot \frac{1 + \bar{X}_{\text{вк}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}} \bar{X}_{\text{вк}}} = \frac{100}{273 + 78} \cdot \frac{1 + 0,051}{0,287 + 0,462 \cdot 0,051} = 0,966 \text{ кг/м}^3$$

94. Число Рейнольдса для частицы

$$Re = \frac{u_{\text{вк}} d_{\text{ч}} \bar{\rho}_{\text{вк}}}{\eta_{\text{вк}}} = \frac{58,2 \cdot 120 \cdot 10^{-6} \cdot 0,966}{2,09 \cdot 10^{-3}} = 323$$

95. Средняя температура парогазовой пленки

$$\bar{\theta}_{\text{пл. вк}} = \frac{t_{\text{пр}} + \theta_{\text{пр}} + t_{\text{к}} + \theta_{\text{к}}}{4} = \frac{95,8 + 46 + 60 + 54}{4} = 64 \text{ }^\circ\text{C}$$

96. Среднее влагосодержание газовой пленки

$$\bar{X}_{\text{пл. вк}} = \frac{X_{\text{пр}} + X'_{\text{пр}} + X_{\text{к}} + X'_{\text{к}}}{4} = \frac{0,045 + 0,0699 + 0,0567 + 0,1098}{4} = 0,070 \text{ кг/кг}$$

97. Средняя плотность парогазовой пленки

$$\bar{\rho}_{\text{пл. вк}} = \frac{P}{273 + \bar{\theta}_{\text{пл. вк}}} \cdot \frac{1 + \bar{X}_{\text{пл. вк}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}} \bar{X}_{\text{пл. вк}}} = \frac{100}{273 + 64} \cdot \frac{1 + 0,07}{0,287 + 0,462 \cdot 0,07} = 0,995 \text{ кг/м}^3$$

98. Коэффициент диффузии пара в газовой пленке

$$\bar{D}_{\text{пл. вк}} = D_0 \frac{101,325}{P} \left(\frac{273 + \bar{\theta}_{\text{пл. вк}}}{273} \right)^{1,5} = 2,2 \cdot 10^{-5} \frac{101,325}{100} \left(\frac{273 + 64}{273} \right)^{1,5} = 3,06 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

99. Число Прандтля (диффузионное)

$$Pr_{\text{двк}} = \frac{\bar{\eta}_{\text{пл. вк}}}{\bar{\rho}_{\text{пл. вк}} \bar{D}_{\text{пл. вк}}} = \frac{2,03 \cdot 10^{-6}}{0,995 \cdot 3,06 \cdot 10^{-5}} = 0,667$$

100. Число Нуссельта (диффузионное) для вихревой камеры

$$Nu_{\text{двк}} = 7,9 \cdot 10^{-4} Re^{0,48} Pr_{\text{двк}}^{0,33} = 7,9 \cdot 10^{-4} \cdot 323^{0,48} \cdot 0,667^{0,33} = 0,011$$

101. Коэффициент массоотдачи в вихревой камере

$$\beta_{\text{вк}} = \frac{Nu_{\text{двк}} \bar{D}_{\text{пл. вк}}}{d_0} = \frac{0,011 \cdot 3,06 \cdot 10^{-5}}{120 \cdot 10^{-6}} = 0,0028$$

102. Движущая сила процесса сушки в вихревой камере

$$\bar{\Delta} X_{\text{вк}} = X'_{\text{к}} - X_{\text{к}} = 0,1098 - 0,0567 = 0,0531 \text{ кг/кг}$$

103. Время сушки в вихревой камере

$$\tau_{\text{суш. к}} = \frac{\sigma_{\text{рв}} (X_{\text{к}} - X_{\text{пр}})}{\beta_{\text{вк}} \bar{\rho}_{\text{вк}} \bar{\Delta} X_{\text{вк}}} = \frac{19,03 \cdot 1080 (0,0567 - 0,045)}{0,0028 \cdot 85000 \cdot 0,053} = 19 \text{ с}$$

$\tau_{\text{суш. к}} < \tau_{\text{вк}}$

Следовательно, время пребывания материала в вихревой камере достаточно для его сушки.

Уточнение геометрических размеров спирального канала

104. Начальный радиус спирального канала (по средней линии)

$$R_0 = \frac{D_{\text{к}} + b}{2} = \frac{0,9 + 0,12}{2} = 0,51 \text{ м}$$

105. Шаг спирали с учетом толщины стенки, принимаемой в зависимости от эрозионных свойств материала и мощности сушилки 1,5÷5 мм

$$b' + b + \delta = 0,12 + 0,002 = 0,122 \text{ м}$$

106. Число витков спирального канала

$$n = \frac{l - 2\pi b'}{2\pi (R_0 + b')} = \frac{9,9 - 2 \cdot 3,14 \cdot 0,122}{2 \cdot 3,14 (0,51 + 0,122)} = 2,05$$

Принимаем $n = 3$.

107. Корректируем длину спирального канала

$$l = 2\pi [nR_0 + b' (n + 1)] = 2 \cdot 3,14 \cdot [3 \cdot 0,51 + 0,122 (3 + 1)] = 12,65 \text{ м}$$

108. Максимальный радиус спирального канала

$$R_{\text{max}} = R_0 + nb' = 0,51 + 3 \cdot 0,122 = 0,876 \text{ м}$$

109. Средний радиус спирального канала

$$R_{\text{ср}} = \frac{R_0 + R_{\text{max}}}{2} = \frac{0,51 + 0,876}{2} = 0,693 \text{ м}$$

что близко к принятому в п. 41.

Гидравлическое сопротивление аппарата

110. Эквивалентный диаметр спирального канала

$$D_{\text{в. сп}} = \frac{2bH}{b + H} = \frac{2 \cdot 0,12 \cdot 0,4}{0,12 + 0,4} = 0,185 \text{ м}$$

111. Число Рейнольдса для канала

$$Re_{\text{сп}} = \frac{w_{\text{сп}} D_{\text{в. сп}} \bar{\rho}_{\text{сп}}}{\eta_{\text{сп}}} = \frac{25 \cdot 0,185 \cdot 0,815}{2,41 \cdot 10^{-3}} = 1,56 \cdot 10^5$$

112. Объемная концентрация материала в канале

$$\kappa = i_{\text{сп}} \mu_{\text{сп}} \frac{\bar{\rho}_{\text{сп}}}{\bar{\rho}_{\text{м. сп}}} = 2,15 \cdot 0,085 \frac{0,815}{1799} = 8,28 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{м}^3$$

113. Коэффициент трения газа в спиральном канале

$$\lambda_{\text{тр}} = 0,815 Re_{\text{сп}}^{-0,13} = 0,815 \cdot (1,56 \cdot 10^5)^{-0,13} = 0,0172$$

114. Перепад давления в канале при движении чистого газа

$$\Delta p_{\text{г}} = \lambda_{\text{тр}} \frac{l}{D_{\text{в. сп}}} \cdot \bar{\rho}_{\text{сп}} \frac{w_{\text{сп}}^2}{2} = 0,0172 \frac{12,65}{0,185} \cdot 0,815 \frac{25^2}{2} = 300 \text{ Па}$$

115. Дополнительный перепад давления в канале, обусловленный присутствием материала в потоке газа

$$\Delta p_{\text{м}} = \bar{\rho}_{\text{м. сп}} \kappa l \frac{v_{\text{сп}}^2}{R_{\text{сп}}} = 1799 \cdot 8,28 \cdot 10^{-5} \cdot 12,65 \frac{11,9^2}{0,693} = 386 \text{ Па}$$

116. Гидравлическое сопротивление спирального канала под нагрузкой

$$\Delta p_{\text{сп}} = \Delta p_{\text{г}} + \Delta p_{\text{м}} = 300 + 386 = 686 \text{ Па}$$

117. Коэффициент гидравлического сопротивления ненагруженной вихревой камеры

$$\xi_0 = 206 \left(\frac{\sum b}{D_{\text{вх}}} \right)^{1,86} = 206 \left(\frac{0,039}{0,36} \right)^{1,86} = 3,31$$

118. Коэффициент гидравлического сопротивления вихревой камеры под нагрузкой

$$\xi = 1,46 i_{\text{вк}}^{-0,12} \xi_0^{0,89} = 1,46 \cdot 32,9^{-0,12} \cdot 3,31^{0,89} = 2,79$$

119. Объемная концентрация материала в газе при условиях входа в камеру

$$\kappa_{\text{вх}} = \frac{\mu_{\text{вх}} \omega_{\text{вх}} \rho_{\text{пр}}}{(\omega_{\text{вх}} - u_{\text{вк}}) \rho_{\text{м. пр}}} = \frac{0,067 \cdot 60 \cdot 0,92}{(60 - 58,2) 1440} = 1,435 \cdot 10^{-3}$$

120. Гидравлическое сопротивление ненагруженной вихревой камеры

$$\Delta p_{\text{г. вк}} = \xi_0 \rho_{\text{пр}} \frac{\omega_{\text{вх}}^2}{2} = 3,31 \cdot 0,92 \frac{60^2}{2} = 5480 \text{ Па}$$

121. Гидравлическое сопротивление вихревой камеры при работе под нагрузкой

$$\Delta p_{\text{вк}} = \xi (1 + \kappa_{\text{вх}}) \rho_{\text{пр}} \frac{\omega_{\text{вх}}^2}{2} = 2,79 (1 + 1,435 \cdot 10^{-3}) 0,92 \frac{60^2}{2} = 4610 \text{ Па}$$

122. Плотность газа при условиях выхода

$$\rho_{\text{к}} = \frac{P}{273 + t_{\text{к}}} \cdot \frac{1 + X_{\text{к}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}} X_{\text{к}}} = \frac{100}{273 + 60} \cdot \frac{1 + 0,0567}{0,287 + 0,462 \cdot 0,0567} = 1,013 \text{ кг/м}^3$$

123. Расход газа при условиях выхода

$$V_{\text{г. к}} = \frac{L (1 + X_{\text{к}})}{\rho_{\text{к}}} = \frac{3426 (1 + 0,0567)}{1,013} = 3570 \text{ м}^3/\text{ч}$$

124. Скорость газа через поперечное сечение циклонной камеры

$$\omega_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{г. к}}}{900 \pi D_{\text{ц}}^2} = \frac{3570}{900 \cdot 3,14 \cdot 0,6^2} = 3,51 \text{ м/с}$$

125. Гидравлическое сопротивление циклонной камеры (коэффициент гидравлического сопротивления принимаем $\xi = 150$)

$$\Delta p_{\text{ц}} = \xi_{\text{ц}} \rho_{\text{к}} \frac{\omega_{\text{ц}}^2}{2} = 150 \cdot 1,013 \frac{3,51^2}{2} = 938 \text{ Па}$$

126. Общее гидравлическое сопротивление сушилки: без нагрузки

$$\Delta p_{\text{б. н}} = \Delta p_{\text{г}} + \Delta p_{\text{г. вк}} + \Delta p_{\text{ц}} = 300 + 5480 + 938 = 6718 \text{ Па}$$

под нагрузкой

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сн}} + \Delta p_{\text{вк}} + \Delta p_{\text{ц}} = 686 + 4610 + 938 = 6234 \text{ Па}$$

Тягодутьевое оборудование выбирают по большему гидравлическому сопротивлению пневмосушилки.

Пример 2. Оценка эффективного сушильного аппарата

Произвести выбор типоразмера из нормализованного ряда комбинированных спирально-вихревых пневмосушилок (КСВ) для сушки сополимера винилхлорида с винилацетатом марки ВА-15 по следующим исходным данным:

Производительность по готовому продукту, кг/ч	1000
Влагосодержание продукта, кг/кг	
начальная C_0	0,333
критическая $C_{\text{кр}}$	0,2
конечная $C_{\text{к}}$	0,005

Начальная температура материала θ_0 , °С	20
Допустимая температура нагрева материала $\theta_{\text{доп}}$, °С	60
Удельная теплоемкость сухого материала $c_{\text{т}}$, кДж/(кг·К)	1,2
Плотность частиц готового продукта $\rho_{\text{мк}}$, кг/м ³	1050
Средний эквивалентный диаметр частиц d_0 , мкм	50
Максимальный диаметр частиц d_{max} , мкм	120
Фактор формы частиц f	1,38
Максимальная температура воздуха, обеспечиваемая источником тепла $t_{\text{ист}}$, °С	170
Начальное влагосодержание воздуха X_0 , кг/кг	0,01
Атмосферное давление P , кПа	100

Материальный и тепловой баланс, начальные и граничные условия на весь процесс. Выбор типоразмера сушилки

1. Общее изменение влагосодержания материала

$$\Delta C = C_0 - C_{\text{к}} = 0,333 - 0,005 = 0,328 \text{ кг/кг}$$

2. Температура воздуха в конце процесса сушки из условия $t_{\text{к}} < \theta_{\text{доп}}$ и с учетом заданной величины $t_{\text{ист}} : t_{\text{к}} = 50$ °С.

3. Температура продукта в конце процесса сушки принимаем

$$\theta_{\text{к}} = 0,9 t_{\text{к}} = 0,9 \cdot 50 = 45$$
 °С

4. Равновесная относительная влажность парогазовой пленки на поверхности материала в конце процесса

$$\varphi'_{\text{к}} = 1 - \frac{1}{\exp \{ [\exp (m + n\theta_{\text{к}})] C_{\text{к}}^{p+q\theta} \}}$$

где коэффициенты для сополимера ВА-15 (по табл. 1-1): $m = 8,3$; $n = 0,012$; $p = 1,3$; $q = 0,0004$.

$$\varphi'_{\text{к}} = 1 - \frac{1}{\exp \{ [\exp (8,3 + 0,012 \cdot 45)] 0,005^{1,3+0,0004 \cdot 45} \}} = 0,998$$

5. Давление насыщенного пара в парогазовой пленке в конце процесса

$$p'_{\text{н. к}} = 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{\theta_{\text{к}} + 233,84} \right) = 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{45 + 233,84} \right) = 9,61 \text{ кПа}$$

6. Влагосодержание парогазовой пленки в конце процесса

$$X'_{\text{к}} = \frac{R_{\text{г}}}{R_{\text{п}}} \cdot \frac{p'_{\text{н. к}} \varphi'_{\text{к}}}{P - p'_{\text{н. к}} \varphi'_{\text{к}}} = \frac{0,287}{0,462} \cdot \frac{9,61 \cdot 0,998}{100 - 9,61 \cdot 0,998} = 0,0659 \text{ кг/кг}$$

7. Средняя удельная теплота связанной влаги

$$\bar{q}_{\text{с}} = 2100 \frac{(C_{\text{кр}} - C_{\text{к}})^2}{\Delta C} = 2100 \frac{(0,02 - 0,005)^2}{0,328} = 1,91 \text{ кДж/кг}$$

8. Температуру воздуха в начале процесса принимаем из условия

$$t_0 = (0,8 \div 0,9) t_{\text{ист}} \\ t_0 = 140$$
 °С

9. Начальная энтальпия сушильного агента

$$I_0 = c_{\text{т}} t_0 + (r_0 + c_{\text{п}} t_0) X_0 = 1,006 \cdot 140 + (2495 + 1,965 \cdot 140) 0,01 = 168,5 \text{ кДж/кг}$$

Т а б л и ц а 6-3. Геометрические характеристики комбинированных спирально-

Типоразмер	Расход воздуха $V_{ср}$, м ³ /ч	Диаметр сепарационной камеры $D_{ц}$, мм	Диаметр вихревой камеры $D_{к}$, мм	Высота спирального канала H , мм
КСВ-200-1,5	180÷220	200	350	60
КСВ-200-2	230÷300	200	350	80
КСВ-200-3	350÷450	200	350	120
КСВ-400-1,5	700÷900	400	650	120
КСВ-400-2	950÷1 200	400	650	160
КСВ-400-3	1 400÷1 800	400	650	240
КСВ-600-2	1 800÷2 200	600	900	240
КСВ-600-3	3 200÷3 800	600	900	360
КСВ-600-4	3 800÷4 400	600	900	480
КСВ-800-2	3 200÷4 100	800	1100	300
КСВ-800-3	4 900÷6 100	800	1100	450
КСВ-800-4	6 500÷8 100	800	1100	600
КСВ-1000-2	4 700÷5 900	1000	1200	360
КСВ-1000-3	7 500÷9 000	1000	1200	540
КСВ-1000-4	9 500÷12 000	1000	1200	720

вихревых сушилок

Ширина спирального канала b , мм	Диаметр выходной трубы $D_{вых}$, м	Число витков спирального канала n	Длина спирального канала l , м	Габаритные размеры, мм, не более	
				диаметр D	высота H
40	118	6	12	1000	1230
40	118	6	12	1000	1230
40	118	6	12	1000	1230
80	236	5	17	1670	2170
80	236	5	17	1670	2170
80	236	5	17	1670	2170
120	355	4	18	2150	3200
120	355	4	18	2150	3200
120	355	4	18	2150	3200
150	472	4	22	2600	4200
150	472	4	22	2600	4200
150	472	4	22	2600	4200
180	590	4	25	2960	5100
180	590	4	25	2960	5100
180	590	4	25	2960	5100

где $\rho_{ср} = 0,959$ кг/м³ — средняя плотность газа при средней температуре

$$t_{ср} = \frac{t_0 + t_{к}}{2} = \frac{140 + 50}{2} = 95^{\circ}\text{C}$$

По среднему расходу из табл. 6-3 нормализованного ряда спирально-вихревых пневмосушилок выбираем сушилку КСВ-1000-4.

Материальный и тепловой баланс спирального канала

18. Промежуточное влагосодержание материала на выходе спирального канала (на входе в вихревую камеру) из условия $C_{пр} \geq C_{кр}$ принимаем: $C_{пр} = 0,05$ кг/кг

19. Изменение влагосодержания материала в спиральном канале

$$\Delta C_{сп} = C_0 - C_{пр} = 0,333 - 0,05 = 0,283 \text{ кг/кг}$$

20. Изменение влагосодержания газа в спиральном канале

$$\Delta X_{сп} = \frac{\Delta C_{сп}}{\sigma} = \frac{0,283}{9,8} = 0,0289 \text{ кг/кг}$$

21. Промежуточное влагосодержание газа

$$X_{пр} = X_0 + \Delta X = 0,01 + 0,0289 = 0,0389 \text{ кг/кг}$$

22. Промежуточную температуру материала принимаем

$$\theta_{пр} \approx t_{м.т} - 2 = 41 - 2 = 39^{\circ}\text{C}$$

где $t_{м.т} = 41$ определяется по t_0 и X_0 из диаграммы $I-X$

23. Промежуточная энтальпия сушильного агента

$$I_{пр} = I_0 - \frac{1}{\sigma} (c_{г} + c_{ж} C_{пр}) (\theta_{пр} - \theta_0) + (c_{ж} \theta_0 - q_{пт}) \Delta X_{сп} =$$

$$= 168,5 - \frac{1}{9,8} (1,2 + 4,187 \cdot 0,05) (39 - 20) + (4,187 \cdot 20 - 150) 0,0289 =$$

$$= 163,9 \text{ кДж/кг}$$

10. Удельный расход сухого газа на сушку

$$\sigma = \frac{(r_0 + c_{п} t_{к}) \Delta C + (c_{г} + c_{ж} C_{к}) (\theta_{к} - \theta_0) - c_{ж} \theta_0 \Delta C + (q_c + q_{пт}) \Delta C}{I_0 - c_{г} t_{к} - r_0 X_0 - c_{п} t_{к} X_0} =$$

$$= \frac{(2495 + 1,965 \cdot 50) 0,328 + (1,2 + 4,187 \cdot 0,005) (45 - 20) - 4,187 \cdot 20 \cdot 0,328 + (1,91 + 150) 0,328}{168,5 - 1,006 \cdot 50 - 2495 \cdot 0,01 - 1,965 \cdot 50 \cdot 0,01} = 9,8$$

где удельные тепловые потери приняты $q_{пт} = 150$ кДж/кг

11. Изменение влагосодержания газа

$$\Delta X = \frac{\Delta C}{\sigma} = \frac{0,328}{9,8} = 0,0335 \text{ кг/кг}$$

12. Конечное влагосодержание газа

$$X_{к} = X_0 + \Delta X = 0,01 + 0,0335 = 0,0435 \text{ кг/кг}$$

Условие $X_{к} < X_{к}^*$ выполняется.

13. Производительность сушилки по сухому продукту

$$G_{т} = \frac{G_{м.к}}{1 + C_{н}} = \frac{1000}{1 + 0,005} = 995 \text{ кг/ч}$$

14. Производительность сушилки по исходному материалу

$$G_{м0} = G_{т} (1 + C_0) = 995 (1 + 0,333) = 1326 \text{ кг/ч}$$

15. Производительность по испарившейся влаге

$$W = G_{т} \Delta C = 995 \cdot 0,328 = 326 \text{ кг/ч}$$

16. Расход сухого газа на сушку

$$L = \sigma G_{т} = 9,8 \cdot 995 = 9751 \text{ кг/ч}$$

17. Объемный расход газа на сушку при средних условиях

$$V_{ср} = \frac{L}{\rho_{ср}} = \frac{9751}{0,959} = 10168 \text{ м}^3/\text{ч}$$

24. Промежуточная температура сушильного агента

$$t_{\text{пр}} = \frac{I_{\text{пр}} - r_0 X_{\text{пр}}}{c_r + c_n X_{\text{пр}}} = \frac{163,9 - 2495 \cdot 0,0389}{1,006 + 1,965 \cdot 0,0389} = 61,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Условие $t_{\text{пр}} > \theta_{\text{пр}}$ выполняется.

25. Давление насыщенного пара при $\theta_{\text{пр}}$ рассчитывается по формуле

$$p'_{\text{н. пр}} = 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{\theta_{\text{пр}} + 233,84} \right) = 0,1333 \exp \left(18,5916 - \frac{3991,11}{39 + 233,84} \right) = 7,02 \text{ кПа}$$

26. Влагосодержание паргазовой пленки при промежуточных условиях

$$X'_{\text{пр}} = \frac{R_r}{R_n} \cdot \frac{p'_{\text{н. пр}}}{P - p'_{\text{н. пр}}} = 0,622 \frac{7,02}{100 - 7,02} = 0,047 \text{ кг/кг}$$

27. Проверяем баланс для спирального канала

$$\sigma_{\text{сп}} = \frac{(r_0 + c_n t_{\text{пр}}) \Delta C_{\text{сп}} + (c_r + c_n C_{\text{пр}}) (\theta_{\text{пр}} - \theta) - c_n \theta_0 \Delta C_{\text{сп}} - (\dot{q}_{\text{с. сп}} + \dot{q}_{\text{нт}}) \Delta C_{\text{сп}}}{I_0 - c_r t_{\text{пр}} - r_0 X_0 - c_n t_{\text{пр}} X_0} = \frac{(2495 + 1,965 \cdot 61,5) 0,283 + (1,2 + 4,187 \cdot 0,05) (39 - 20) - 4,187 \cdot 20 \cdot 0,283 + 150 \cdot 0,283}{168,5 - 1,006 \cdot 61,5 - 2495 \cdot 0,01 - 1,965 \cdot 0,01 \cdot 61,5} = 9,77$$

где теплота вязанной влаги для спирального канала $\dot{q}_{\text{сп}} = 0$, $\sigma_{\text{сп}} \approx \sigma$ с погрешностью

$$\frac{|\sigma - \sigma_{\text{сп}}|}{\sigma} \cdot 100 = \frac{9,8 - 9,77}{9,8} \cdot 100 = 0,3\%$$

что допустимо.

28. Производительность по промежуточному продукту

$$G_{\text{м. пр}} = G_r (1 + C_{\text{пр}}) = 995 (1 + 0,05) = 1045 \text{ кг/ч}$$

29. Производительность спирального канала по испарившейся влаге

$$W_{\text{сп}} = G_r \Delta C_{\text{сп}} = 995 \cdot 0,283 = 281,6 \text{ кг/ч}$$

Гидродинамические параметры спирального канала

30. Среднее влагосодержание газа в спиральном канале

$$\bar{X}_{\text{сп}} = \frac{X_0 + X_{\text{пр}}}{2} = \frac{0,01 + 0,0389}{2} = 0,0245 \text{ кг/кг}$$

31. Массовая расходная концентрация материала в сушильном агенте

$$\mu_{\text{сп}} = \frac{G_{\text{м. пр}} + G_{\text{м. пр}}}{2L(1 + \bar{X}_{\text{сп}})} = \frac{1326 + 1045}{2 \cdot 9751 (1 + 0,0245)} = 0,1187 \text{ кг/кг}$$

32. Средняя температура газа в канале

$$t_{\text{сп}} = \frac{t_0 + t_{\text{пр}}}{2} = \frac{140 + 61,5}{2} = 101 \text{ } ^\circ\text{C}$$

33. Средняя плотность газа в канале

$$\bar{\rho}_{\text{сп}} = \frac{P}{273 + t_{\text{сп}}} \cdot \frac{1 + \bar{X}_{\text{сп}}}{R_r + R_n \bar{X}_{\text{сп}}} = \frac{100}{273 + 101} \cdot \frac{1 + 0,0245}{0,287 + 0,462 \cdot 0,0245} = 0,918 \text{ кг/м}^3$$

34. Объемный расход газа при средних параметрах

$$V_{\text{г. сп}} = \frac{L(1 + \bar{X}_{\text{сп}})}{\bar{\rho}_{\text{сп}}} = \frac{9751(1 + 0,0245)}{0,918} = 10882 \text{ м}^3/\text{ч}$$

35. Скорость газа в спиральном канале

$$w_{\text{сп}} = \frac{V_{\text{г. сп}}}{3600 b H} = \frac{10882}{3600 \cdot 0,18 \cdot 0,72} = 23,3 \text{ м/с}$$

где $b = 180 \text{ мм}$, $H = 720 \text{ мм}$ (см. табл. 6-3).

36. Число Рейнольдса для частицы по скорости газа

$$Re_{\text{ч}} = \frac{w_{\text{сп}} d_0 \bar{\rho}_{\text{сп}}}{\eta_{\text{сп}}} = \frac{23,3 \cdot 50 \cdot 10^{-6} \cdot 0,918}{2,16 \cdot 10^{-4}} = 49,5$$

37. Объемная плотность частиц материала

$$\rho_V = \frac{\rho_{\text{мк}}}{1 + C_{\text{к}}} = \frac{1050}{1 + 0,005} = 1045 \text{ кг/м}^3$$

38. Среднее влагосодержание материала в канале

$$\bar{C}_{\text{сп}} = \frac{C_0 + C_{\text{пр}}}{2} = \frac{0,333 + 0,05}{2} = 0,192 \text{ кг/кг}$$

39. Средняя плотность частиц материала в канале

$$\bar{\rho}_{\text{м. сп}} = \rho_V (1 + \bar{C}_{\text{сп}}) = 1045 (1 + 0,192) = 1246 \text{ кг/м}^3$$

40. Коэффициент гидродинамического сопротивления частицы

$$\xi = 0,462 \left(11 - \frac{10}{f} \right) + \frac{30}{Re_{\text{ч}}} = 0,462 \left(11 - \frac{10}{1,38} \right) + \frac{30}{49,5} = 2,34$$

41. Начальный радиус спирального канала

$$R_0 = \frac{D_{\text{к}} + b}{2} = \frac{1,2 + 0,18}{2} = 0,69 \text{ м}$$

42. Максимальный радиус спирального канала

$$R_{\text{max}} = R_0 + n(b + \delta) = 0,69 + 4(0,18 + 0,004) = 1,43 \text{ м}$$

где $\delta = 4 \text{ мм}$ — толщина спиральной перегородки.

43. Средний радиус спирального канала

$$\bar{R}_{\text{сп}} = \frac{R_0 + R_{\text{max}}}{2} = \frac{0,69 + 1,43}{2} = 1,06 \text{ м}$$

44. Число Стокса

$$Stk = \frac{d_0 \bar{\rho}_{\text{м. сп}}}{\xi R_{\text{сп}} \rho_{\text{сп}}} = \frac{50 \cdot 10^{-6} \cdot 1246}{2,34 \cdot 1,06 \cdot 0,918} = 0,0274$$

45. Число Фруда

$$Fr = \frac{w_{\text{сп}}^2}{g R_{\text{сп}}} = \frac{23,3^2}{9,81 \cdot 1,06} = 52,2$$

46. Коэффициент скольжения дисперсной и газовой фаз в спиральном канале

$$i_{\text{сп}} = 6,38 Re_{\text{ч}}^{-0,23} Fr^{0,15} Stk^{0,26} \mu_{\text{сп}}^{0,08} = 6,38 \cdot 49,5^{-0,23} \cdot 52,2^{0,15} \cdot 0,0274^{0,26} \cdot 0,1187^{0,08} = 1,55$$

47. Средняя скорость движения частиц в канале

$$v_{\text{сп}} = \frac{w_{\text{сп}}}{i_{\text{сп}}} = \frac{23,3}{1,555} = 14,98 \text{ м/с}$$

48. Время пребывания твердой фазы в канале

$$\tau_{\text{сп}} = \frac{l_{\text{сп}}}{v_{\text{сп}}} = \frac{25}{14,98} = 1,67 \text{ с}$$

49. Относительная скорость между газом и частицами в спиральном канале

$$u_{\text{сп}} = w_{\text{сп}} - v_{\text{сп}} = 23,3 - 14,98 = 8,32 \text{ м/с}$$

Коэффициент переноса и время сушки в спиральном канале

50. Число Рейнольдса для частицы по относительной скорости в спиральном канале

$$\text{Re}_{\text{сп}} = \frac{u_{\text{сп}} d_p \bar{\rho}_{\text{сп}}}{\eta_{\text{сп}}} = \frac{8,32 \cdot 50 \cdot 10^{-6} \cdot 0,918}{2,16 \cdot 10^{-5}} = 17,68$$

51. Средняя температура парогазовой пленки на поверхности частицы

$$\bar{\theta}_{\text{пл.сп}} = \frac{\theta_0 + \theta_0 + \theta_{\text{пр}} + \theta_{\text{пр}}}{4} = \frac{140 + 20 + 61,5 + 39}{4} = 65 \text{ }^\circ\text{C}$$

52. Давление насыщенного пара в парогазовой пленке в начале процесса

$$p'_{\text{н0}} = 0,1333 \exp\left(18,5916 - \frac{3911,11}{\theta_0 + 233,84}\right) = \\ = 0,1333 \exp\left(18,5916 - \frac{3911,11}{20 + 233,84}\right) = 2,35 \text{ кПа}$$

53. Влажность парогазовой пленки в начале процесса

$$X'_0 = \frac{R_{\text{г}}}{R_{\text{п}}} \cdot \frac{p'_{\text{н0}}}{P - p'_{\text{н0}}} = \frac{0,287}{0,462} \cdot \frac{2,35}{100 - 2,35} = 0,015 \text{ кг/кг}$$

54. Среднее влагосодержание парогазовой пленки в канале

$$\bar{X}_{\text{пл.сп}} = \frac{X_0 + X'_0 + X_{\text{пр}} + X'_{\text{пр}}}{4} = \frac{0,01 + 0,015 + 0,0389 + 0,047}{4} = \\ = 0,0277 \text{ кг/кг}$$

55. Средняя плотность парогазовой пленки

$$\bar{\rho}_{\text{пл.сп}} = \frac{P}{273 + \bar{\theta}_{\text{пл.сп}}} \cdot \frac{1 + \bar{X}_{\text{пл.сп}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}} \bar{X}_{\text{пл.сп}}} = \\ = \frac{100}{273 + 65} \cdot \frac{1 + 0,0277}{0,287 + 0,462 \cdot 0,0277} = 1,014 \text{ кг/м}^3$$

56. Коэффициент диффузии пара в парогазовой пленке

$$D_{\text{пл.сп}} = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{273 + \bar{\theta}_{\text{пл.сп}}}{273}\right)^{1,5} = \\ = 2,2 \cdot 10^{-5} \frac{101,325}{100} \left(\frac{273 + 65}{273}\right)^{1,5} = 3,07 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

где $D_0 = 2,2 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ — коэффициент диффузии водяного пара в воздух при нормальном давлении $P_0 = 101,325 \text{ кПа}$.

57. Диффузионное число Прандтля

$$\text{Pr}_{\text{д}} = \frac{\eta_{\text{пл.сп}}}{\rho_{\text{пл.сп}} D_{\text{пл.сп}}} = \frac{2,04 \cdot 10^{-5}}{1,014 \cdot 3,07 \cdot 10^{-5}} = 0,655$$

58. Диффузионное число Нуссельта

$$\text{Nu}_{\text{д}} = 0,145 \text{Re}_{\text{сп}}^{0,5} \text{Pr}_{\text{д}}^{0,33} = 0,145 \cdot 17,68^{0,5} \cdot 0,655^{0,33} = 0,53$$

59. Коэффициент массоотдачи от частиц в спиральном канале

$$\beta_{\text{сп}} = \frac{\text{Nu}_{\text{д}} D_{\text{пл.сп}}}{d_p} = \frac{0,53 \cdot 3,07 \cdot 10^{-5}}{50 \cdot 10^{-6}} = 0,325 \text{ м/с}$$

60. Удельная поверхность материала

$$s_d = \frac{6f}{d_p} = \frac{6 \cdot 1,38}{50 \cdot 10^{-6}} = 165 \text{ 600 м}^{-1}$$

61. Движущая сила процесса сушки в спиральном канале

$$\bar{\Delta}X_{\text{сп}} = \frac{(X'_{\text{пр}} - X_{\text{пр}}) - (X'_0 - X_0)}{\ln \frac{X'_{\text{пр}} - X_{\text{пр}}}{X'_0 - X_0}} = \\ = \frac{(0,047 - 0,0389) - (0,015 - 0,01)}{\ln \frac{0,047 - 0,0389}{0,015 - 0,01}} = 0,00643 \text{ кг/кг}$$

62. Время сушки материала в спиральном канале

$$\tau_{\text{сп.суш}} = \frac{\sigma_{\text{рв}} (X'_{\text{пр}} - X_0)}{\beta_{\text{сп}} s_d \bar{\Delta}X_{\text{сп}}} \cdot \frac{R_{\text{г}} (273 + \bar{\theta}_{\text{пл.сп}})}{P} = \\ = \frac{9,8 \cdot 1045 (0,0389 - 0,01)}{0,325 \cdot 165 \text{ 600} \cdot 0,00643} \cdot \frac{0,287 (273 + 65)}{100} = 0,83 \text{ с}$$

$\tau_{\text{вп.суш}} < \tau_{\text{сп}}$, следовательно длина канала выбранного типоразмера достаточна.

Материальный баланс и гидродинамические параметры вихревой камеры

63. Изменение влагосодержания материала в вихревой камере

$$\Delta C_{\text{вк}} = C_{\text{пр}} - C_{\text{к}} = 0,05 - 0,005 = 0,045 \text{ кг/кг}$$

64. Изменение влагосодержания газа

$$\Delta X_{\text{вк}} = \frac{\Delta C_{\text{вк}}}{\sigma} = \frac{0,045}{9,8} = 0,00459 \text{ кг/кг}$$

65. Производительность вихревой камеры по испаренной влаге

$$W_{\text{вк}} = G_{\text{т}} \Delta C_{\text{вк}} = 995 \cdot 0,045 = 44,8 \text{ кг/ч}$$

66. Массовая расходная концентрация материала на входе в вихревую камеру

$$\mu_{\text{вк}} = \frac{G_{\text{м.пр}}}{L(1 + X_{\text{пр}})} = \frac{1045}{9751(1 + 0,0389)} = 0,103 \text{ кг/кг}$$

67. Плотность газа на входе в камеру

$$\rho_{\text{пр}} = \frac{P}{273 + \theta_{\text{пр}}} \cdot \frac{1 + X_{\text{пр}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}} X_{\text{пр}}} = \\ = \frac{100}{273 + 61,5} \cdot \frac{1 + 0,0389}{0,287 + 0,462 \cdot 0,0389} = 1,018 \text{ кг/м}^3$$

68. Скорость газа на входе в вихревую камеру

$$w_{\text{вк}} = (2 \div 3) w_{\text{сп}} = 2,1 \cdot 23,3 = 50 \text{ м/с}$$

69. Число Рейнольдса для частицы по условиям входа в вихревую камеру

$$\text{Re}_{\text{вк}}^{\text{ч}} = \frac{w_{\text{вк}} d_p \rho_{\text{пр}}}{\eta_{\text{пр}}} = \frac{50 \cdot 50 \cdot 10^{-6} \cdot 1,018}{2,01 \cdot 10^{-5}} = 127,25$$

70. Коэффициент гидродинамического сопротивления частицы

$$\xi = 0,462 \left(11 - \frac{10}{f} \right) + \frac{30}{\text{Re}_{\text{вк}}^4} = 0,462 \left(11 - \frac{10}{1,38} \right) + \frac{30}{127,25} = 1,97$$

71. Плотность материала промежуточная

$$\rho_{\text{м. пр}} = \rho_{\text{г}} (1 + C_{\text{гп}}) = 1045 (1 + 0,05) = 1097 \text{ кг/м}^3$$

72. Число Фруда для камеры

$$\text{Fr}_{\text{г}} = \frac{w_{\text{вк}}^2}{g R_{\text{к}}} = \frac{50^2}{9,8 \cdot 0,6} = 425,17$$

73. Число Стокса

$$\text{Stk} = \frac{\rho_{\text{м. пр}} d_0}{\xi \rho_{\text{г}} R_{\text{к}}} = \frac{1097 \cdot 50 \cdot 10^{-6}}{1,97 \cdot 1,018 \cdot 0,6} = 0,0456$$

74. Число полидисперсности

$$\sigma_d = \frac{d_{\text{max}}}{d_0} = \frac{120 \cdot 10^{-6}}{50 \cdot 10^{-6}} = 1,667$$

75. Коэффициент скольжения фаз в вихревой камере

$$i_{\text{вк}} = 33,6 \text{Fr}_{\text{к}}^{0,18} \text{Stk}^{0,12} \mu_{\text{вк}}^{0,47} \sigma_d^{0,5} f^{-0,33} = 33,6 \cdot 425,17^{0,18} \cdot 0,0456^{0,12} \cdot 0,1034^{0,47} \cdot 1,667^{0,5} \cdot 1,38^{-0,33} = 27,5$$

76. Относительная скорость между газом и частицами

$$u_{\text{вк}} = w_{\text{вк}} \left(1 - \frac{1}{i_{\text{вк}}} \right) = 50 \left(1 - \frac{1}{27,5} \right) = 48,2 \text{ м}^3/\text{с}$$

77. Объем вихревой камеры

$$V_{\text{к}} = \frac{\pi}{4} (D_{\text{к}}^2 - D_{\text{ц}}^2) h_1 = \frac{3,14}{4} (1,2^2 - 1,0^2) \cdot 0,72 = 0,2487 \text{ м}^3$$

78. Расход газа в условиях входа в камеру

$$V_{\text{г. вх}} = \frac{L (1 + X_{\text{пр}})}{\rho_{\text{г}}} = \frac{9751 (1 + 0,0389)}{1,018} = 9951 \text{ м}^3/\text{ч}$$

79. Время обмена газа в камере

$$\tau_{\text{г}} = \frac{V_{\text{к}}}{V_{\text{г. вх}}} = \frac{0,2487}{9951} \cdot 3600 = 0,09 \text{ с}$$

80. Площадь поперечного сечения газопровода в вихревую камеру

$$F_{\text{вх}} = \frac{V_{\text{г. вх}}}{3600 w_{\text{вк}}} = \frac{9951}{3600 \cdot 50} = 0,0553 \text{ м}^2$$

81. Ширина входа в вихревую камеру

$$\sum b = \frac{F_{\text{вх}}}{H} = \frac{0,0553}{0,72} = 0,077 \text{ м}$$

82. Эквивалентный диаметр входа в камеру

$$D_{\text{э. вк}} = \frac{2H \sum b}{H + \sum b} = \frac{2 \cdot 0,72 \cdot 0,077}{0,72 + 0,077} = 0,139 \text{ м}$$

83. Число Рейнольдса для аппарата по условиям входа в вихревую камеру

$$\text{Re}_{\text{ап}} = \frac{w_{\text{вк}} D_{\text{э. вк}} \rho_{\text{г}}}{\eta_{\text{г}}} = \frac{50 \cdot 0,139 \cdot 1,018}{2,004 \cdot 10^{-5}} = 353 050$$

84. Высота переливного порошка

$$h = (0,0 \div 0,3) H = 0,1 H = 0,1 \cdot 0,72 = 0,072 \text{ м}$$

85. Безразмерное время пребывания материала в вихревой камере

$$\zeta'_{\text{вк}} = 52 \tau_{\text{вк}}^{0,66} \text{Re}_{\text{ап}}^{0,53} \left(\frac{H}{D_{\text{к}}} \right)^{1,16} \left(\frac{H}{H-h} \right)^{0,72} \left(\frac{\sum b}{D_{\text{вх}}} \right)^{2,01} = 52 \cdot 27,5^{0,66} \cdot 353 050^{0,53} \left(\frac{0,72}{1,2} \right)^{1,16} \left(\frac{0,72}{0,72 - 0,072} \right)^{0,72} \left(\frac{0,077}{0,59} \right)^{2,01} = 4100$$

86. Время пребывания материала в камере

$$\tau_{\text{вк}} = \tau_{\text{г}} \zeta'_{\text{вк}} = 0,09 \cdot 4100 = 369 \text{ с}$$

Коэффициент переноса в вихревой камере

87. Среднее влагосодержание газа в камере

$$\bar{X}_{\text{вк}} = \frac{X_{\text{пр}} + X_{\text{к}}}{2} = \frac{0,0389 + 0,0435}{2} = 0,0412 \text{ кг/кг}$$

88. Средняя температура газа в камере

$$t_{\text{вк}} = \frac{t_{\text{пр}} + t_{\text{к}}}{2} = \frac{61,5 + 50}{2} = 56 \text{ }^\circ\text{C}$$

89. Средняя плотность газа в камере

$$\bar{\rho}_{\text{вк}} = \frac{P}{273 + t_{\text{вк}}} \cdot \frac{1 + \bar{X}_{\text{вк}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}} \bar{X}_{\text{вк}}} = \frac{100}{273 + 56} \cdot \frac{1 + 0,0412}{0,287 + 0,462 \cdot 0,0412} = 1,07 \text{ кг/м}^3$$

90. Число Рейнольдса для частицы

$$\text{Re}_{\text{ч}} = \frac{u_{\text{вк}} d_0 \bar{\rho}_{\text{вк}}}{\eta_{\text{вк}}} = \frac{48,2 \cdot 50 \cdot 10^{-6} \cdot 1,07}{1,98 \cdot 10^{-5}} = 130$$

91. Средняя температура парогазовой пленки

$$\bar{\theta}_{\text{пл. вк}} = \frac{t_{\text{пр}} + \theta_{\text{пр}} + t_{\text{к}} + \theta_{\text{к}}}{4} = \frac{61,5 + 39 + 50 + 45}{4} = 49 \text{ }^\circ\text{C}$$

92. Среднее влагосодержание парогазовой пленки

$$\bar{X}_{\text{пл. вк}} = \frac{X_{\text{пр}} + X'_{\text{пр}} + X_{\text{к}} + X'_{\text{к}}}{4} = \frac{0,0389 + 0,047 + 0,0435 + 0,0659}{4} = 0,0488 \text{ кг/кг}$$

93. Средняя плотность парогазовой пленки

$$\bar{\rho}_{\text{пл. вк}} = \frac{P}{270 + \bar{\theta}_{\text{пл. вк}}} \cdot \frac{1 + \bar{X}_{\text{пл. вк}}}{R_{\text{г}} + R_{\text{п}} \bar{X}_{\text{пл. вк}}} = \frac{100}{273 + 49} \cdot \frac{1 + 0,0488}{0,287 + 0,462 \cdot 0,0488} = 1,053 \text{ кг/м}^3$$

94. Коэффициент диффузии пара в газовой пленке

$$D_{\text{пл. вк}} = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{273 + \bar{\theta}_{\text{пл. вк}}}{273} \right)^{1,5} = 2,2 \cdot 10^{-5} \frac{101,325}{100} \left(\frac{273 + 49}{273} \right)^{1,5} = 2,85 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

95. Число Прандтля диффузионное

$$Pr_{д.вк} = \frac{\nu_{пл.вк}}{\rho_{пл.вк} D_{пл.вк}} = \frac{1,96 \cdot 10^{-5}}{1,053 \cdot 2,85 \cdot 10^{-6}} = 0,653$$

96. Число Нуссельта диффузионное; рассчитывается по экспериментальным зависимостям

$$Nu_{д.вк} = 7,9 \cdot 10^{-4} Re^{0,48} Pr_{д.вк}^{0,33} = 7,9 \cdot 10^{-4} \cdot 130^{0,48} \cdot 0,653^{0,33} = 0,0071$$

97. Коэффициент массоотдачи

$$\beta_{вк} = \frac{Nu_{д.вк} D_{пл.вк}}{d_{\phi}} = \frac{0,0071 \cdot 2,85 \cdot 10^{-6}}{50 \cdot 10^{-6}} = 0,004 \text{ м/с}$$

98. Движущая сила процесса сушки в вихревой камере

$$\bar{\Delta} X_{вк} = X'_k - X_k = 0,0659 - 0,0435 = 0,0224 \text{ кг/кг}$$

99. Время, требуемое для сушки в вихревой камере

$$\tau_{вк.суш} = \frac{\sigma p_V (X_k - X_{пр})}{\beta_{вк} \bar{\Delta} X_{вк}} \cdot \frac{R_T (273 + \theta_{пл.вк})}{P} = \frac{9,8 \cdot 1045 (0,0435 - 0,0389)}{0,004 \cdot 165 \cdot 600 \cdot 0,0224} \cdot \frac{0,287 (273 + 49)}{100} = 10,2 \text{ с}$$

$\tau_{вк.суш} < \tau_{вк}$ следовательно, вихревая камера КСВ-1000-4 обеспечивает баланс условия сушки сополимера ВА-15. Гидравлическое сопротивление сушилки рассчитывают аналогично пунктам 110—126 примера 1.

ЛИТЕРАТУРА

- Адамов Г. А. — Изв. АН СССР. Metallургия и топливо, 1961, № 6, с. 168—176.
- Алиев В. С., Рустамов М. И., Пряников Е. И. Современное состояние и пути интенсификации процесса каталитического крекинга. Баку, Азербейншр, 1966. 242 с.
- Бабуха Г. Л., Рабинович М. И. Механика и теплообмен потоков полидисперсной газозвеси. Киев, Наук. думка, 1969. 218 с.
- Бабуха Г. Л., Шрайбер А. А. Взаимодействие частиц полидисперсного материала в двухфазных потоках. Киев, Наук. думка, 1972. 175 с.
- Балашов Е. В. Канд. дис. М., МИХМ, 1969.
- Бенедек П., Ласло А. Научные основы химической технологии. Пер. с нем./Под ред. П. Г. Романкова и М. И. Курочкиной. Л., Химия, 1970. 376 с.
- Березанский В. Ю. Канд. дис. Куйбышев, Индустр. ин-т, 1955.
- Бернштейн Р. С. Исследование процессов горения натурального топлива. М., Госэнергоиздат, 1948. 164 с.
- Броунштейн Б. И. — В кн.: Тр. Гос. ин-та прикладной химии и физ. химии. М., Госхимиздат, 1960. Т. 46, с. 274—279.
- Бусройд Р. Течение газа со взвешенными частицами. Пер. с англ./Под ред. З. Р. Горбиса. М., Мир, 1975. 378 с.
- Вахрушев И. А., Ботников Я. А., Зенченко Н. Г. — Хим. пром., 1961, № 11, с. 787—789.
- Вахрушев И. А. — Хим. пром., 1965, № 8, с. 614—617.
- Вахрушев И. А. — Хим. пром., 1966, № 6, с. 471—475.
- Вырубов Д. Н. — ЖТФ, 1939, № 9, с. 1923—1931.
- Вырубов Д. Н. Процессы в двигателях внутреннего сгорания. М., Машгиз, 1946. 183 с.
- Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдооживления. М., Химия, 1967. 664 с.
- Голубев В. М. Канд. дис. М., МТИ, 1975.
- Горбис З. Р., Бахтиозин В. А. — Изв. вузов. Энергетика, 1961, № 11, с. 101—104.
- Горбис З. Р. Теплообмен дисперсных сквозных потоков. Л., Энергия, 1964. 296 с.
- Горбис З. Р. Теплообмен и гидродинамика дисперсных сквозных потоков. М., Энергия, 1970. 424 с.
- Горошко В. Д., Розенбаум Р. Б., Тодес О. М. — Изв. вузов. Нефть и газ, 1958, № 1, с. 125—131.
- Гребер Г., Эрк С., Григуль У. Основы учения о теплообмене. Пер. с нем./Под ред. А. А. Гухмана. М., Издательство, 1958. 566 с.
- Губанов А. М., Изжорин Г. Л., Муштаев В. И. — Пром. теплотехника, 1980, т. 2, № 3, с. 69—78.
- Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- и массообмена. М., Высшая школа, 1974. 328 с.
- Данилов О. Л., Мальцев М. А., Смагин В. В. — Тр. Московск. энергет. ин-та. Энергетика промышленных технологических процессов. М., МЭИ, 1977. вып. 332, с. 69—73.
- Дзядзю А. М., Кеммер А. С. Пневматический транспорт на зерноперерабатывающих предприятиях. М., Колос, 1967. 295 с.
- Дедков Б. В. и др. Оборудование, его эксплуатация, ремонт и защита от коррозии в химической промышленности. М., НИИТЭХИМ, 1971, вып. 6, с. 3—7.
- Дедков Б. В. и др. Производство и переработка пластмасс и синтетических смол. М., НИИТЭХИМ, 1971, вып. 6, с. 86—90.
- Дедков Б. В. Канд. дис. М., МИХМ, 1972.
- Дементьев М. А. — Изв. ВНИИГ, 1963, т. 73, с. 25—35.
- Долинский А. А., Воловик Ю. И. — В кн.: Дальнейшее совершенствование теории, технологии и техники сушки. Всесоюз. науч.-техн. конф. Чернигов, 10—12 июня 1981. Тез. докл., Киев, 1981, с. 7—8.
- Жильцова В. Н. и др. Производство и переработка пластмасс и синтетических смол. М., НИИТЭХИМ, 1981, вып. 3, с. 33—35.
- Каганович С. А. — Изв. Всесоюз. теплотехн. ин-та, 1951, № 11, с. 15—20.
- Казакова Е. А., Денега А. И., Музыченко Л. И. — ИФЖ, 1963, № 4, с. 51—55.
- Казанский М. Ф. — ЖТФ, 1949, т. 19, с. 743—748.
- Сукмел А. С., Цветков Ф. Ф., Керимов Р. В. Теплообмен и гидравлическое сопротивление при движении газозвеси в трубах. М., Энергия, 1977. 193 с.
- Калугин Б. Ф. — ИФЖ, 1961, т. 4, № 7, с. 40—46.
- Каргин В. А., Слоимский Г. Л. Краткие очерки по физико-химии полимеров. 2-е изд. М., Химия, 1967. 232 с.
- Каргин В. А. Синтез и химические превращения полимеров. Избранные труды. М., Наука, 1981. 393 с.
- Карпов А. И. — Изв. вузов. Энергетика, 1961, № 3, с. 75—81; № 9, с. 85—87; 1962, № 8, с. 71—77.
- Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Госхимиздат, 1961. 830 с.
- Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М., Химия, 1968. 380 с.
- Кафаров В. В., Дорохов И. Н. Системный анализ химической технологии. Основы стратегии. М., Наука, 1976. 500 с.
- Кафаров В. В., Дорохов И. Н. Системный анализ химической технологии. Топологический принцип формализации. М., Наука, 1979. 394 с.
- Кеммер А. С. Канд. дис. Одесса, ОТИЛ, 1961.
- Клячко Л. С. — Отопление и вентиляция, 1934, № 4, с. 27—29.
- А. с. 754179, 1980 г. (СССР).
- Котляр И. Б., Серегина А. И. Защита окружающей среды от загрязнений винилхлоридом. Обзор. информ. Сер. Акрилаты и поливинилхлорид. М., НИИТЭХИМ, 1978. 27 с.

49. Кочетов Л. М. Канд. дис. М., МИХМ, 1969.
50. Кочетов Л. М., Сажин Б. С., Лаевская М. М. Пневматические сушилки. Обзор, информ. Хим. и нефтеперераб. машиностр. Сер. ХМ-1. М., ЦИНТИхимнефтемаш, 1973. 52 с.
51. Красников В. В. Кондуктивная сушка. М., Энергия, 1973. 288 с.
52. Кришер О. Научные основы техники сушки. Пер. с нем./Под ред. А. С. Гинзбурга. М., Издательство, 1961. 539 с.
53. Кудряшев Л. И. — Изв. АН СССР, ОТН, 1949, № 11, с. 1620—1625.
54. Кушиц Д., Левенциль О. Промышленное псевдооживление. Пер. с англ./Под ред. М. Г. Слинько и Г. С. Яблонского. М., Химия, 1976. 448 с.
55. Лева М. Псевдооживление. Пер. с англ./Под ред. Н. И. Гельперина. М., Гостоптехиздат, 1961. 400 с.
56. Левин Д. М. Термодинамическая теория и расчет сушильных установок. М., Пищепромиздат, 1958. 167 с.
57. Левин Д. М. Исследования по физике грубодисперсных аэрозолей. М., Изд-во АН СССР, 1961. 267 с.
58. Лобаев Б. Н. Расчет воздухопроводов вентиляционных, компрессорных и пневмотранспортных установок. Киев, Госстройиздат УССР, 1959. 197 с.
59. Лыков А. В. Тепло- и массообмен в процессах сушки. М., Гостоптехиздат, 1956. 464 с.
60. Лыков А. В. Теория сушки. М., Энергия, 1968. 472 с.
61. Лыков А. В. Теория теплопроводности. М., Высшая школа, 1967. 599 с.
62. Лыков А. В. — ИФЖ, 1974, т. 26, № 1, с. 18—25.
63. Лыков А. В. — ИФЖ, 1974, т. 26, № 5, с. 781—793.
64. Лыков А. В. Тепло-массообмен. Справочник. М., Энергия, 1978. 479 с.
65. Лыков А. В. Тепло-массообмен. Справочник. М., Энергия, 1972. 560 с.
66. Лыков А. В., Михайлов Ю. А. Теория тепло- и массопереноса. М., Госэнергоиздат, 1963. 535 с.
67. Лыков М. В., Леончик Б. И., Данилов О. Л. — ИФЖ, 1962, т. 5, № 12, с. 34—40.
68. Лыков М. В., Леончик Б. И., Данилов О. Л. — Изв. вузов. Энергетика, 1964, № 8, с. 70—75.
69. Лыков М. В., Леончик Б. И. Распылительные сушилки. М., Машиностроение, 1966. 332 с.
70. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. М., Химия, 1970. 432 с.
71. Ляховский Д. Н. — ЖТФ, 1940, т. 10, № 12, с. 990—1013.
72. Лященко П. В. Гравитационные методы обогащения. М., Гостоптехиздат, 1940. 358 с.
73. Минцовой Я. М. Дополнение к книге Гирша «Техника сушки». М., ОНТИ, 1937. 87 с.
74. Михайлов Ю. А. Сушка перегретым паром. М., Энергия, 1967. 200 с.
75. Ульянов В. М. — В кн.: Сушка полимерных материалов и создание новых конструкций сушильного оборудования. Всесоюз. науч.-техн. совещ. Тез. докл., Дзержинск, 25—27 сентября 1973. Дзержинск, Кн. изд-во, 1973, с. 69—71.
76. Муратова И. А. и др. Производство и переработка пластмасс и синтетических смол. М., НИИТЭХИМ, 1981, вып. 4, с. 36—40.
77. Муштаев В. И. Основные теоретические положения конвективной сушки и уточненный метод расчета сушильных аппаратов. Учебное пособие/Под ред. А. Н. Плановского. М., МИХМ, 1971. 84 с.
78. Муштаев В. И., Ефимов М. Г., Ульянов В. М. Теория и расчет сушильных процессов. Учебное пособие/Под ред. А. Н. Плановского. М., МИХМ, 1974. 152 с.
79. Муштаев В. И., Чевиленко В. А., Тимонин А. С. — ТОХТ, 1976, т. 10, № 1, с. 40—46.
80. Нестеренко А. В. — ЖТФ, 1954, т. 24, № 4, с. 729—741.
81. Никитина Л. М. Термодинамические параметры и коэффициенты массопереноса во влажных материалах. М., Энергия, 1968. 499 с.
82. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л., Химия, 1970. 624 с.
83. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Пер. с англ./Под ред. Н. М. Жаворонкова и П. Г. Романкова. Л., Химия, 1969, т. 1, 640 с.; т. 2, 504 с.
84. Пирогов Е. С. и др. — В кн.: Массообменные процессы и аппараты химической технологии/Под ред. А. Н. Плановского. М., МИХМ, 1976, вып. 69, с. 67—70.
85. Прирумов А. И. Аэродинамические основы инерционной сепарации. М., Госстройиздат, 1961. 124 с.
86. А. с. 309728, 1971 г. (СССР).
87. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. М., Химия, 1972. 496 с.
88. Плановский А. Н., Рудобахта С. П., Кормильцин Г. С. — ТОХТ, 1972, т. 6, № 3, с. 459—462.
89. Плановский А. Н. и др. — ТОХТ, 1974, т. 8, № 3, с. 407—412.
90. А. с. 571292, 1977 г. (СССР).
91. А. с. 585393, 1977 г. (СССР).
92. А. с. 601543, 1978 г. (СССР).
93. Плановский А. Н., Муштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М., Химия, 1979. 288 с.
94. Прирумов В. Ф. и др. — В кн.: Интенсификация процессов сушки и использования для этих целей новой техники. Всесоюз. науч.-техн. конф. Тез. докл., Калинин, май 1977. М., КМС ВСНТО, 1977, с. 108—112.
95. Прирумов В. Ф. и др. — Экспр.-информ. Эксплуатация, ремонт и защита от коррозии оборудования в химической промышленности. М., НИИТЭХИМ, 1978, № 10, с. 3—8.
96. Прирумов В. Ф. и др. — В кн.: Дальнейшее совершенствование теории, техники и технологии сушки. Всесоюз. науч.-техн. конф., Чернигов, 10—12 июня 1981. Тез. докл., Секция 4. М., КМС ВСНТО, 1981, с. 83—84.
97. Псевдооживление/Под ред. И. Дэвидсона и Д. Харрисона. Пер. с англ. Под ред. Н. И. Гельперина. М., Химия, 1974. 728 с.
98. Подельовитель со встречными закрученными потоками (ВЗП). Проспект Московск. текст. ин-та. М., ВДНХ, 1981. 4 с.
99. Разумов И. М. Пневмо- и гидротранспорт в химической промышленности. М., Химия, 1979. 248 с.
100. Разумов И. М. Псевдооживление и пневмотранспорт сыпучих материалов. М., Химия, 1972. 239 с.
101. Розенбаум Р. Б., Тодес О. М. — ДАН СССР, 1957, т. 115, № 3, с. 504—507.
102. Розенбаум Р. Б. — Зап. Ленинград. горн. ин-та им. Г. В. Плеханова. Л., Изд. ЛПИ, 1958, т. 36, вып. 3, с. 17—21.
103. Розенкранц А. М. Канд. дис. М., МИТХТ, 1974.
104. Ромадин В. П. Пылеприготовление. М., Госэнергоиздат, 1953. 519 с.
105. Романков П. Г., Ращковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Л., Химия, 1979. 272 с.
106. Романков П. Г., Курочкина М. И. Гидромеханические процессы химической технологии. Л., Химия, 1974. 288 с.
107. Рудобахта С. П., Плановский А. Н., Кормильцин Г. С. — В кн.: Тепло- и массоперенос. Минск, ИТМО АН БССР, 1972. Т. 9, с. 102—105.
108. Рудобахта С. П. Кинетика массопередачи в системах с твердой фазой. Учебное пособие/Под ред. А. Н. Плановского. М., МИХМ, 1976. 96 с.
109. Сажин Б. С., Шадрин Н. Е., Муравьева Т. К. — В кн.: Сушка полимерных материалов и создание новых конструкций сушильного оборудования. Всесоюз. науч.-техн. совещ. Дзержинск, 25—27 сентября 1973. Тез. докл. Дзержинск, Книжное издательство, 1973, с. 54—56.
110. Сажин Б. С., Чувашило Е. А. Типовые сушилки со взвешенным слоем материала. Обзор. информ. Сер. ХМ-1. М., ЦИНТИхимнефтемаш, 1975. 72 с.
111. А. с. 703143, 1979 г. (СССР).
112. Сажин Б. С. Основы техники сушки. М., Химия, 1984. 320 с.
113. Соловьев М. И. — ИФЖ, 1964, т. 7, № 10, с. 62—66.

- 113а. Таганов Н. Н. Моделирование процессов массо- и энергопереноса. Л., Химия, 1979. 204 с.
114. Тимонин А. С. Канд. дис. М., МИХМ, 1979.
115. Тимонин А. С. и др. — ТОХТ, 1980, т. 14, № 3, с. 386—392.
116. Тимонин А. С. и др. — В кн.: Химическое машиностроение. Сб. науч. тр. МИХМ. М., 1980, с. 65.
117. Тимонин А. С., Муштаев В. И. — ИФЖ, 1983, т. 44, № 6, с. 954—958.
118. Тимонин А. С., Муштаев В. И. — ТОХТ, 1982, т. 16, № 6, с. 811—819.
119. Ульянов В. М. и др. — В кн.: Процессы и аппараты производства полимеров, методы и оборудование для переработки их в изделия. Всесоюз. науч.-техн. конф. Тез. докл., М., 22—24 декабря 1970. М., 1970, с. 25—27.
120. Ульянов В. М., Овчинников Ю. В. — Коллоид. ж., 1971, т. 33, № 5, с. 757—763.
121. А. с. 282150, 1970 г. (СССР).
122. А. с. 344244, 1972 г. (СССР).
123. А. с. 567920, 1977 г. (СССР).
124. А. с. 870871, 1981 г. (СССР).
125. А. с. 1002762, 1983 г. (СССР).
126. А. с. 848937, 1981 г. (СССР).
127. Ульянов В. М. и др. — В кн.: Тепло- и массоперенос. Минск, ИТМО АН БССР, 1972. Т. 6, с. 434—442.
128. А. с. 444043, 1974 г. (СССР).
129. А. с. 524024, 1976 г. (СССР).
130. Ульянов В. М., Муштаев В. И., Плановский А. Н. — ТОХТ, 1977, т. 11, № 5, с. 716—723.
131. А. с. 769255, 1980 г. (СССР).
132. А. с. 779768, 1980 г. (СССР).
133. Ульянов В. М. и др. — В кн.: Дальнейшее совершенствование теории, техники и технологии сушки. Всесоюз. науч.-техн. конф., Чернигов, 10—12 июня 1981. Тез. докл., Секция I. Минск, ИТМО АН БССР, 1981, с. 181—183.
134. Ульянов В. М., Морозкина Л. П. — В кн.: Создание и внедрение современных аппаратов с активными гидродинамическими режимами для текстильной промышленности и производства синтетических волокон. Всесоюз. науч.-техн. совещ. Москва, 18—20 ноября 1981. Тез. докл. М., Изд. МТИ, 1981, с. 98—99.
135. Ульянов В. М. и др. — Там же, с. 146.
136. Успенский В. А. Пневматический транспорт материалов во взвешенном состоянии. Свердловск, Металлургия, 1952. 150 с.
137. Ушаков С. Г., Зверев Н. И. Инерционная сепарация пыли. М., Энергия, 1974. 168 с.
138. Фадеев И. Г. — Химия и технол. топлив и масел, 1969, № 8, с. 41—44.
139. Федоров Г. И., Измайлов Р. И. — Изв. АН СССР. Сер. хим., 1968, № 12, с. 2799—2801.
140. Филатов Н. Н. и др. — Пром. и сан. очистка газов, 1980, № 2, с. 3—4.
141. Фокин А. П., Плановский А. Н., Аюпян Л. А. — ИФЖ, 1965, т. 8, № 1, с. 116—119.
142. Фокин А. П., Ульянов В. М., Пирогов Е. С. — В кн.: Опыт применения распылительных сушильных установок. Киев, Наук. думка, 1976, с. 44—53.
143. Фокин А. П. и др. — В кн.: Трехфазный кипящий слой и его применение в промышленности/Под общ. ред. Г. И. Ефремова. Ярославль, Изд. Ярославского Государств. ун-та, 1977, с. 143—152.
144. Циборова Я. Процессы химической технологии. Пер. с польск./Под ред. П. Г. Романкова. Л., Госхимиздат, 1958. 932 с.
145. А. с. 478167, 1975 г. (СССР).
146. Щитников В. К. — ИФЖ, 1961, т. 4, № 4, с. 73—79.
147. Шервуд Т. Сушка твердых тел. Свердловск—Москва, Гослестехиздат, 1935. 63 с.
- 147а. Barr D. J. Closed — Proc. Eng., 1975, N 3, p. 49.
148. Barth W. — Chem. Ing Techn., 1960, Bd. 32, N 3, S. 164—171.
149. Basel L., Gray E. — Chem. Eng. Progr., 1962, v. 58, N 6, p. 57—61.
150. Brauer H., Mewes D. — Chem. Ing. Techn., 1972, Bd. 44, N 13, S. 865—867.
151. Chem. Ind., 1966, v. 18, N 4, p. 212.
152. Chilton T. H., Colburn A. P. — Ind. Eng. Chem., 1934, v. 2, N 2, p. 16—20.
153. Friedlander S. K. — AIChEJ, 1957, v. 3, N 1, p. 43—48.
154. Frössling N. — Beitrage zur Geophysik (Gerlands), 1938, Bd. 52, S. 170—216.
155. Garner F. M., Tayeban M. — Ann. Real. Soc. Espan. Fis. y Quim., 1960, v. 568, p. 497—501.
156. Geiger A. — Verfahrenstechnik, 1968, N 6, S. 57—65.
157. Giffen E. — Engineering, 1952, July 4, N 4510, p. 6—10.
158. Glaude J. B. — Coll. J. Sei., 1951, v. 25, p. 153—154.
159. Keey R. B., Glen J. B. — Trans. Inst. Chem. Eng., 1965, v. 43, p. 221—224.
160. Kinard G. E., Manning F. S., Manning W. P. — Brit. Chem. Eng., 1963, v. 8, N 5, p. 326—327.
161. Kinzer G. D., Gunn R. — J. Meteorol., 1951, v. 8, N 2, p. 71—83.
162. Пат. 3755913, 1971 г. (США).
163. Koller H., Salden D. M. — Proc. Eng., 1972, N 9, p. 104—106.
164. Kramers H. — Physika, 1946, v. 12, p. 61—69.
165. Küchenthal G., Langenbacher H. — Chem. Ind., 1964, v. 16, N 9, p. 619—622.
166. Lapple C. E., Shepherd C. B. — Ind. Eng. Chem., 1940, v. 32, N 5, p. 605—617.
167. Пат. 3007906, 1961 г. (США).
168. Maisel D. S., Sherwood T. K. — Chem. Eng. Progr., 1950, v. 46, N 3, p. 131—138.
169. Manning W. P., Gauvin W. H. — AIChE, 1960, v. 6, N 2, p. 181—190.
170. Пат. 862076, 1961 г. (Англия).
171. Moller J. T., Hansen O. — Proc. Eng., 1972, N 9, p. 84—86.
172. Noden D. — Processing, 1974, N 12, p. 25—27.
173. Pettyjohn E. S., Christiansen E. B. V. — Chem. Eng. Progr., 1948, v. 44, N 2, p. 157—172.
174. Ranz W. E., Marshall W. R. — Chem. Eng. Progr., 1952, v. 48, N 3, p. 141—146.
175. Schiller L., Naumen A. — Z. Ver. Dt. Ing., 1933, N 8, S. 77—83.
176. Steinberger R. L., Treybal R. E. — AIChE, 1960, v. 6, N 2, p. 227—232.
177. Stockburger D. — Chem. Ind., 1967, Bd. 19, N 9, S. 555—559.
178. Wenzel L., White R. — Ind. Eng. Chem., 1951, v. 43, N 8, p. 1829—1837.

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

Адсорбционно связанная влага 14, 36, 38
 Адсорбция мономолекулярная 18
 Алгоритмы расчета сушки 88 сл.

Броунштейна уравнение 104

Вахрушева уравнение 96

Вентури трубы 102

Витания скорость 101

Влага адсорбционно связанная 14, 36, 38

гидратов 14

движущая сила переноса 17

интенсивность переноса 17

испарение 39 сл.

капиллярно связанная 15

кристаллогидратов 14

макрокапилляров 15

макропор 15

микрокапилляров 38

несвязанная 15

осмотически связанная 15

свободная 15

физико-механически связанная 15

формы связи с материалом 13

химически связанная 14

Влагосодержание 10, 21

набухание 76

и относительная влажность воздуха 21

равновесное 21

распределение по толщине материала 76

Влажность

абсолютная 10

гигроскопическая 18

критическая 38, 49

равновесная 17, 18, 38

и радиус пор 17

относительная 10

Газ влажный

абсолютная влажность 10

влагосодержание 10

влажность 10

гидродинамика потоков 91 сл.

давление 10

диаграмма состояния 12, 54, 82, 123 сл., 168, 181 сл.

объем 10

относительная влажность 10

плотность 10

понятие 10

равновесие с влажным материалом 17 сл.

Газ влажный

температура 10

теплоемкость 10

удельная теплоемкость 11

физические свойства 10 сл.

энтальпия 10 сл., 33

Газовзвеси гидродинамика потоков 91 сл.

движение в неизотермических условиях 119 сл.

Гамильтона оператор 69

Гельперина уравнение 81

Гиббса — *Гельмгольца* уравнение 13, 15

Гигротермическое равновесие 17

Гидродинамика потоков газовзвесей 91 сл.

закрученный поток 92 сл., 105 сл., 111

в прямых каналах 99 сл.

Гидродинамические модели перемешивания 90

Гидродинамические режимы 10

Гидродинамическое сопротивление 94, 131, 209

Горбуса уравнение 98

Гранулометрический состав материалов 26

Давление

водяного пара 14, 18

— — — температура 14

потери 103

Дальтона закон 10

Движущая сила процесса сушки 17, 81 сл., 125, 185

Десорбция 17

изотермы 83 сл.

— для капиллярно-пористых материалов 18

— — коллоидных материалов 18

Диаграмма состояния влажного газа 12, 54, 59, 82 сл., 123 сл., 168, 181 сл.

Динамика процесса сушки 68 сл.

Дисперсность 23

Дисперсные материалы 9, 23 сл.

гидродинамика потоков 91 сл.

с малым внутридиффузионным сопротивлением 10

соотношение потоков 100

сушка 51, 122 сл.

техника сушки 177 сл.

Диффузия конвективная 40

Изотермы

десорбции 62, 83 сл.

— капиллярно-пористых тел 16

Изотермы

— коллоидных тел 16

— паров воды из синтетических смол 19

— уравнение 21

сорбции — адсорбции паров воды 19, 20

сорбции капиллярно-пористых тел 18

— коллоидных тел 18

— понятие 18

Ионная связь 14

Испарение влаги 39 сл.

зоны 76

расчет скорости 74 сл.

Казанского схема последовательного

удаления влаги 15

Камеры вихревые 118, 131 сл.

Камеры гидравлическое сопротивление 210

гидродинамические параметры 206, 217

коэффициент переноса 207, 219

материальный баланс 205, 217

Канал спиральный

геометрические размеры 205, 209

гидравлическое сопротивление 209

гидродинамические параметры 202, 214

коэффициент переноса 204, 216

материальных баланс 201, 213

продолжительность сушки 216

тепловой баланс 201, 213

Капиллярно-пористые материалы 15, 16, 18, 20, 21, 38, 39, 51, 69, 75

изотермы сорбции-десорбции 18

коллоидные 16

и термограмма сушки 16

Капиллярно связанная влага 15

Капилляры 15

Капиллярные силы 16

Карпова уравнение 104

Кинетика процесса сушки 35 сл.

кривые 36 сл.

методы расчета 48 сл.

Классификация влажных материалов Лыкова 16

— — Сажина 17

формы связи влаги с материалом 13 сл.

Коллоидные материалы 16, 18

Конденсатор 181

поверхностный 181

смешения 181

Коэффициент

Гастришадта 118

гидродинамического сопротивления 95 сл., 103, 112 сл., 157

Коэффициент

емкости влажного газа 69

использования движущей силы 87

конвективной фильтрационной

диффузии 69

массопередачи 39 сл., 44, 51, 120

несферичности 25

перемешивания 85

переноса влаги 90, 204, 207, 216

скольжения 102 сл., 115 сл., 129

сушки 49, 51

сферичности 24

теплопередачи 34, 136

усадки частиц 31

учитывающий условия стесненности движения частиц 97

— форму частиц 97 сл.

формы тела 24

эффективный массообмена 79 сл.

— теплообмена 79 сл.

Красникова двухзональный метод

расчета 50

Критерий

Био 44 сл., 51, 64, 73 сл., 189

Верона 74

Гухмана 54

Лыкова 74

Нуссельта 51 сл., 73, 81

Пекле 85

Прандтля 51 сл., 81

Рейнольдса 51 сл., 70 сл., 81, 95 сл., 111, 113, 119, 121, 157

Стокса 157

Фруда 104, 157

Фурье 73

Эйлера 111

Критическая плотность материала 30

Критический радиус пор 17

Лыкова классификация твердых влажных материалов 16

Лыкова постулат 76

Лыкова теория углубления зоны испарения 36

Лыкова уравнение 21, 31

Льюса уравнение 53

Макрокапилляры 15, 18

Массообмен 51, 79 сл.

Массоперенос 35 сл.

закономерности 39 сл.

скорость 37, 39

уравнения 69 сл.

Материалы дисперсные 9 сл., 23 сл., 91 сл.

влажность равновесная 17

влажные и радиус пор 17

высоковлажные 87

- Материалы дисперсные 9 сл., 23 сл., 91 сл.
 гранулометрический состав 26
 дисперсность 23
 капиллярно-пористые 16, 38, 39, 51, 69, 75
 — коллоидные 16
 классификация 13, 17
 коллоидные 16
 насыпная плотность 28
 область влажного состояния 19
 — гигроскопического состояния 19
 относительная пористость частиц 29
 плотность 28
 порозность слоя 28
 равновесие с влажным газом 17 сл.
 рециркуляция 164
 твердые влажные 16
 температура 22 сл., 33, 50, 121
 теплостойкость 22
 термолабильные 22
 термостабильность 22
 термостойкость 22
 тонкие капиллярно-пористые 15
 — пористые 38
 тонкодисперсные 64, 163
 Материальный баланс 31 сл., 89, 167, 177, 200, 205, 211, 213
 Микрокапилляры 15
 Модели
 гидродинамические 90
 диффузионная 84 сл.
 идеального перемешивания 85
 комбинированная 84
 псевдодиффузионная 84 сл.
 псевдосекционная 84
 псевдоциркуляционная 84 сл.
 циркуляционная 84
 ячеечная 84 сл.
 Молекулярная связь 14
 Мухтаева уравнение 86
 Набухание материала 76
 Напор тяго-дутьевого оборудования 130
 Насыпная плотность материала 28
 Объемный расход парогазовой смеси 13
 Осмотически связанная влага 15
 Относительная влажность воздуха 21
 — пористость частиц 28
 Парогазовые смеси 60
 энтальпия 11
 Парциальное давление пара 10
 Пар водяной
 давление 14, 18
 изотермы десорбции 20
 — сорбции-адсорбции 19, 20
 парциальное давление 10
 перегретый 10, 180, 186 сл.
 свободный 10
 удельный расход 191
 условия насыщения 10
 энтальпия 11
 Плотность 28
 и влажность материала 29
 критическая 30
 объемная 28
 парогазовой смеси 13
 частиц дисперсного материала 28
 Поверхность удельная 25, 27
 Полимолекулярные слои 14, 15
 Пористость частиц относительная 28
 Порозность слоя 28, 129
 Поры, критический радиус 17, 18
 Потери тепла 34
 Псевдооживленный слой 127 сл.
 Пылеулавливание 144 сл.
 Равновесная влажность материала 17
 Равновесные системы 17 сл.
 Разделительное устройство 9
 Рамзина диаграмма 12
 Растворы разбавленные 15
 Рекуперация тепла 171 сл., 179
 Рециркуляция число 166
 Рециркуляция материала 164 сл.
 Розенбаума уравнение 98
 Сажина классификация влажных материалов 17
 Скорость
 витания 101
 критическая 102
 частицы 91, 94 сл.
 Скрубберы 146, 185
 Соловьева уравнение 102
 Сорбция 17, 18
 Статика процесса сушки 9 сл.
 Стеклования температура 23
 Сушилки 9, 86, 125 сл., 133, 180
 безуносного типа 143, 151 сл.
 с винтовой вставкой 137
 вихревые 131, 132, 139, 141 сл.
 выбор типоразмера 211
 с выносной вихревой камерой 160
 геометрические характеристики 212
 гидравлическое сопротивление 131, 209
 Сушилки 9, 86, 125 сл., 133, 180
 с двойной трубой и винтовой вставкой 137
 двухступенчатые 134
 с замкнутым циклом сушильного агента 180
 — идеальным перемешиванием 126
 — кипящим слоем 126, 180
 комбинированные 150, 158 сл., 212
 конструирование 133
 коэффициент теплопередачи 34
 для материалов, склонных к агломерации 163
 объем рабочей зоны 80, 124
 одноступенчатые 134
 с перегородкой в канале 154
 — плоским бифилярным каналом 145
 — — спиральным каналом и сепаратором 152
 примеры расчета 199 сл.
 производительность 31
 с промежуточным подогревом воздуха 9
 распылительные 180
 с регулируемым порогом 162
 — рекуперацией тепла 179
 — рециркуляцией материала 165, 170
 спирально-вихревые 81, 154, 158 сл., 184, 200, 212
 спиральные 132, 138 сл., 144 сл., 151 сл., 172
 термический к. п. д. 174
 «теоретическая» 61
 для тонкодисперсных материалов 163
 с фонтанирующим слоем 126
 циклонные 139
 с частично замкнутым циклом теплоносителя 175 сл.
 эффективность 210
 Сушильный агент 9
 замкнутый цикл 178, 184 сл.
 определение параметров 33
 перегретый пар 9, 179
 с повышенной влажностью 9
 расход 32, 126, 181
 температура 22, 67, 121
 Сушка
 аппаратное оформление 122 сл.
 выбор способа 122 сл.
 высоковлажных материалов 87
 движущая сила процесса 81, 125 сл., 185
 динамика процесса 68 сл.
 с замкнутым циклом теплоносителя 177 сл., 184 сл.
 интенсификация 125
 капиллярно-пористых тел 69
 Сушка
 кинетика процесса 35 сл.
 и массообменный процесс 43
 материальный баланс 31 сл.
 огне- и взрывоопасных материалов 9
 перегретым паром 186 сл.
 полимерных материалов 146, 170 сл., 178 сл., 184 сл.
 полюсный метод построения процесса 66 сл.
 продолжительность 50, 80, 216
 расчет 88 сл.
 с рекуперацией тепла 171 сл.
 — рециркуляцией материала 164 сл.
 скорость 37
 статика процесса 9 сл.
 «теоретическая» 61
 тепловой баланс 31 сл.
 термодинамика процесса в замкнутом цикле газа 180 сл.
 термодиффузия 43
 технико-экономические показатели 172
 тонких дисперсных материалов 64
 — капиллярно-пористых материалов 15
 уравнения массоотдачи 52
 — массопередачи 40 сл., 80, 92
 — теплоотдачи 53
 характеристика процесса 9 сл.
 и экологические проблемы 177 сл.
 Температура
 адиабатического насыщения газа 56
 высушиваемого материала 121
 материала, конечная 33
 мокрого термометра 57
 нагрева материала 22 сл.
 равновесная 58
 стеклования 23
 сушильного агента 22, 121
 течения материала 23
 Тепловой баланс 31 сл., 63, 79, 177, 182, 187, 211, 213
 уравнения 89
 Теплоемкость 10 сл., 48
 Теплообмен
 дифференциальное уравнение 57
 между поверхностью материала и газовой средой 51 сл.
 эффективный коэффициент 79 сл.
 Теплоперенос, уравнения 69 сл.
 Теплостойкость материала 22
 Теплота
 и влагосодержание 35
 диссоциации 13

Теплота
 испарения свободной воды 13
 парообразования 59
 потери 34
 Термограмма сушки капиллярно-
 пористых материалов 16
 Термодинамика процесса сушки
 180 сл., 186 сл.
 Термодиффузия при сушке 43
 Термолабильные материалы 22
 Термостабильность материала 22
 Термостойкость материалов 22
 Технологический фактор обработки
 89
 Тодеса уравнение 97
 Томпсона — Кельвина уравнение 15

Уравнения
 теплопереноса дифференциаль-
 ные 69 сл.
 Тодеса 97
 Томпсона — Кельвина 15
 Фадеева 104
 Фика 42
 Филоненко 49
 энергии 108
 энтальпии влажного газа 11

Фадеева уравнение 104
 Фактор формы 24
 Физико-механически связанная вла-
 га 15
 Фика уравнение 42, 52
 Филоненко уравнение 49
 Фильтры 9, 146

Химически связанная влага 14

Циклоны 9, 146

Щукарева закон 40

Энергия
 внутренняя 55
 поверхностная 14
 потери 104
 связи влаги с материалом 13, 14,
 15, 34, 166
 уравнение 108
 Энтальпия 55
 газа 11, 33, 167, 182
 жидкости 57
 изотермического процесса 13
 пара 11, 190
 Энтропия 15

Уравнения
 Броунштейна 104
 Вахрушева 96
 Гельперина 81
 Гиббса — Гельмгольца 13, 15
 гиперболические 70
 Горбиса 98
 движения 106 сл.
 идеального газа 10
 изотермы десорбции 21
 Карпова 104
 Льюиса 53
 массопередачи 40 сл., 80, 92
 массопереноса дифференциаль-
 ные 69 сл.
 массопроводности дифференци-
 альное 42 сл.
 материального баланса 89
 Муштаева 86
 Розенбаума 98
 Соловьева 102
 сплошности 105
 теплового баланса 89
 теплообмена дифференциальное 57
 теплоотдачи 53

Виктор Иванович Муштаев
 Владимир Михайлович Ульянов
 Александр Семенович Тимошин

СУШКА
 В УСЛОВИЯХ
 ПНЕВМОТРАНСПОРТА

Редактор Л. В. Швыркова
 Художник Н. В. Носов
 Художественный редактор Н. М. Биксентеев
 Технический редактор О. В. Тюрина
 Корректор Т. С. Васина

ИБ № 1739

Сдано в наб. 16.04.84. Подписано к печати 02.10.84. Т-19427.
 Формат бумаги 60×90^{1/4}. Бумага тип. № 1. Гарнитура
 литературная. Печать высокая. Усл. печ. л. 14,5
 Усл. кр.-отт. 14,5. Уч.-изд. л. 15,82. Тираж 6000 экз.
 Заказ № 149. Цена 1 р. 20 к. Изд. № 2753

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия»,
 107076, Москва, Стромлянка, 21/2

Ленинградская типография № 6 ордена Трудового Красного
 Знамени Ленинградского объединения «Техническая книга»
 им. Евгении Соколовой Союзполиграфпрома при Государ-
 ственном комитете СССР по делам издательства, полиграфии
 и книжной торговли.
 193144, г. Ленинград, ул. Моисеенко, 10.

УВАЖАЕМЫЕ ЧИТАТЕЛИ!

В 1985 году издательство «Химия»
планирует выпустить книгу

Тучинский М. Р., Родных Ю. В. Автоматизированные системы управления производством олефинов. — М., 20 л. — 1 р.

Книга посвящена созданию систем управления с применением вычислительных машин в производстве олефинов. Описано математическое обеспечение разработки АСУ ТП и приведены математические модели основных процессов производства. Рассмотрены алгоритмы оптимизации и автоматического управления производством в целом и процессами пиролиза, разделения продуктов, гидрирования углеводородных фракций, компримирования. Даны примеры промышленных АСУ производством олефинов и оценка их технико-экономической эффективности.

Книга предназначена инженерно-техническим работникам проектных организаций и предприятий химической, нефтеперерабатывающей и нефтехимической отраслей промышленности.

Книга в свободную продажу через магазины не поступит.

Специалисты, заинтересованные в приобретении данного издания, направляют свои заказы по адресу:

107076, Москва, ул. Стромынка, 21, корп. 2.

Отдел рекламы и распространения издательства «Химия».

Книга будет выслана в адрес заказчика наложенным платежом после выхода из печати.

В письме не забудьте указать точный почтовый адрес!

Издательство «Химия»