

*П. Г. Романков
Н. Б. Рашковская*



**Сушка
во взвешенном
состоянии**

П. Г. Романков

Н. Б. Рашковская

Сушка во взвешенном состоянии

Изд. 3-е, переработанное
и дополненное

ГЕЛЬПЕРИН Н. И., НОСОВ Г. А.
Основы техники кристаллизации расплавов, 1975.

ОСТРОВСКИЙ Г. М., ВОЛИН Ю. М.
Моделирование сложных химико-технологических схем, 1975.

БРАЙНЕС Я. М.
Введение в теорию и расчеты химических и нефтехимических реакторов,
Изд. 2-е, 1976.

КУНИИ Д., ЛЕВЕНШПИЛЬ О.
Промышленное псевдооживление. Пер. с англ., 1976.

ПЕРЛМУТТЕР Д.
Устойчивость химических реакторов. Пер. с англ., 1976.

САТТЕРФИЛД Ч.
Массопередача в гетерогенном катализе. Пер. с англ., 1976.

СНАГОВСКИЙ Ю. С., ОСТРОВСКИЙ Г. М.
Моделирование кинетики гетерогенных каталитических процессов, 1976.

СОКОЛОВ В. И.
Центрифугирование, 1976.

ОЛЕВСКИЙ В. М., РУЧИНСКИЙ В. Р.
Роторно-пленочные тепло- и массообменные аппараты, 1977.

АКСЕЛЬРУД Г. А., МОЛЧАНОВ А. Д.
Растворение твердых веществ, 1977.

ГЕЛЬПЕРИН Н. И., ПЕБАЛК В. Л., КОСТАНЯН А. Е.
Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической
промышленности, 1977.

ЖОРОВ Ю. М.
Моделирование физико-химических процессов нефтепереработки
и нефтехимии, 1978.



ЛЕНИНГРАД
«ХИМИЯ»
Ленинградское отделение
1979

6П7.1

Р69

УДК 66.047.7 : 66-912

Романков П. Г., Рашиковская Н. Б.

Р69 Сушка во взвешенном состоянии. — Изд. 3-е, перераб. и доп. — Л.: Химия, 1979. — 272 с., ил. — (серия «Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии»).

В книге рассматриваются основы гидродинамики, теплообмена и кинетики процесса сушки материалов во взвешенном состоянии. Основное внимание уделено сушке в псевдооживленном слое (кипящем и фонтанирующем) сыпучих, жидких и пастообразных материалов на пилотных и промышленных установках. Рассмотрена сушка в пневмосушилках и комбинированных аппаратах. В 3-м издании (2-е изд. — 1968 г.) шире представлены современные конструкции высокопроизводительных аппаратов для сушки материалов во взвешенном состоянии, приводятся данные о действующих промышленных установках, имеются рекомендации по выбору сушилок и их масштабированию. Книга содержит ряд примеров расчета сушилок.

Книга рассчитана на инженеров и техников, работающих в химической и смежных отраслях промышленности. Она может быть использована также научными работниками, студентами и аспирантами химико-технологических вузов.

272 с., 117 рис., 39 табл., библиография — 233 ссылки.

6П7.1

Р 31402—112 112.79.2801020000
050(01)—79

© Издательство «Химия», 1979

Оглавление

Предисловие	8
Глава I. Гидродинамика взвешенного слоя	9
1. Общие сведения	9
2. Классификация гидродинамических режимов и аппаратов, используемых для процессов сушки	13
3. Основные расчетные зависимости	15
Кипящий слой	15
Фонтанирующий слой	19
Вибропсевдооживленный слой	39
Импульсное псевдооживление	41
Восходящий пневмотранспорт гетерогенного потока	42
4. Структура слоя и перемешивание частиц	45
Кипящий слой	45
Фонтанирующий слой	49
Литература	58
Глава II. Тепло- и массообмен, кинетика процесса сушки	60
1. Основные задачи тепло- и массопереноса во взвешенном слое	60
2. Период постоянной скорости сушки	67
3. Период падающей скорости сушки	70
4. Кинетические зависимости	74
5. Особенности тепло- и массообмена в пневмосушилках	83
6. Интенсификация процессов тепло- и массообмена	85
7. Теплообмен между взвешенным слоем и поверхностью	88
8. Обезвоживание растворов, суспензий и паст в псевдооживленном слое	98
9. Сушка на инертных телах	114
Литература	116

<i>Глава III. Конструкции сушилок</i>	119		
1. Сушилки непрерывного действия	120		
Пневматические сушилки	120		
Вихревые сушилки	129		
Аэрофонтанные сушилки	131		
Сушилки псевдоожиженного слоя	131		
Сушилки взвешенного слоя с механическими побудителями и измельчителями	140		
Комбинированные сушилки	144		
Сушилки виброаэрокипящего слоя	153		
2. Сушилки периодического действия	156		
3. Сушилки полунепрерывного действия	159		
4. Аппараты для обезвоживания и грануляции паст, растворов и суспензий	162		
<i>Литература</i>	167		
<i>Глава IV. Сушка сыпучих материалов во взвешенном состоянии</i>	169		
1. Минеральные продукты и топливо	169		
Известковые и рудные материалы, песок	169		
Шихта	171		
Топливные материалы	171		
Минеральные соли	176		
2. Полимерные материалы и некоторые органические продукты	188		
3. Крахмал	197		
4. Продукты медицинской промышленности	199		
5. Материалы, высушиваемые в пневмосушильках	200		
6. Дегидратация гипса	200		
<i>Литература</i>	202		
<i>Глава V. Сушка пастообразных материалов, растворов и суспензий</i>	204		
1. Сушка на слое высушиваемого материала	205		
Данные лабораторных исследований	205		
Данные промышленных испытаний	213		
2. Сушка на инертных телах	222		
Данные лабораторных исследований	222		
Данные промышленных испытаний	228		
<i>Литература</i>	239		
<i>Глава VI. Расчет сушилок взвешенного слоя</i>	241		
1. Методические указания и мотивы выбора сушильных устройств	241		
2. Методика расчета сушилок взвешенного слоя	247		
3. Примеры	251		
Пример 1. Расчет многосекционного аппарата с перекрестным током	251		
		Пример 2. Расчет аппарата для сушки адипиновой кислоты	253
		Пример 3. Расчет сушилки для пастообразного красителя прямого черного 3 производительностью 200 кг/ч	257
		Пример 4. Расчет среднего размера гранул и распределения гранулометрического состава	261
		Пример 5. Расчет аппарата для обезвоживания раствора сульфата цинка	262
		Пример 6. Расчет пневматической сушилки	264
		<i>Литература</i>	268
		<i>Предметный указатель</i>	269

В промышленной практике широко распространены процессы сушки, в которых обработка материалов осуществляется во взвешенном состоянии. Внедрение в химическую и смежные отрасли промышленности этого прогрессивного технологического метода взаимодействия между твердой и газообразной фазами позволяет интенсифицировать процесс сушки, автоматизировать его и, следовательно, повысить не только эффективность работы аппаратов и создать установки большой производительности, но и увеличить производительность труда.

Настоящая книга является третьим, переработанным и дополненным изданием книги «Сушка во взвешенном состоянии» (изд. 2-е, Л., Химия, 1968). В ней рассматриваются основы гидродинамики, теплообмена и кинетики процесса сушки во взвешенном состоянии, а также современные конструкции аппаратов, используемых в промышленности для сушки сыпучих, жидких и пастообразных материалов. Основное внимание уделено сушилкам псевдооживленного слоя (кипящего и фонтанирующего), описаны также комбинированные и пневматические сушилки. Наряду с результатами научно-исследовательских работ приводятся обширные сведения о работе ряда действующих промышленных установок, даются рекомендации по выбору сушилок и их масштабированию.

Книга иллюстрирована расчетными примерами, часть которых решена с использованием ЭВМ.

Книга может быть использована при выборе метода сушки и его конструктивного оформления, при расчете и проектировании сушилок, с целью анализа и совершенствования процесса сушки.

Все замечания и пожелания читателей авторы примут с благодарностью.

Гидродинамика взвешенного слоя

1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Взвешенным слоем называют состояние двухфазной системы мелкозернистый твердый материал — газ (жидкость), которое характеризуется перемещением твердых частиц относительно друг друга.

Слой частиц твердого материала при прохождении через него потока газа (или жидкости) может оставаться неподвижным (плотным); в этом случае каждая частица соприкасается с другой и объем слоя постоянен даже при некотором возрастании скорости потока газа w (рис. 1.1, а). Дальнейшее увеличение w приводит к тому, что частицы начинают вибрировать (рис. 1.1, б), затем вибрация усиливается и некоторые частицы из глубины слоя передвигаются к его поверхности (рис. 1.1, в). При этом высота слоя H почти не меняется (рис. 1.2, участок а—б'). Гидравлическое сопротивление слоя Δp с повышением скорости потока газа увеличивается по степенному закону, причем показатель степени n зависит от значения критерия Рейнольдса Re (с возрастанием Re величина n изменяется от 1,0 до 2,0).

При определенной скорости потока газа $w_{кр}$ слой несколько разбухает, и в результате передвижения частиц из нижней части слоя к поверхности в нем образуются каналы (рис. 1.1, г). С последующим повышением скорости потока газа до так называемой критической ($w_{кр}$) слой еще больше увеличивается в объеме (рис. 1.1, д) и значение Δp уменьшается (рис. 1.2, участок б'—б). Теперь даже незначительное возрастание скорости w приводит к разрыву слоя мелкими продолговатыми газовыми прослойками (рис. 1.1, е), все твердые частицы приходят в движение — начинается псевдооживление (рис. 1.2, точка б). При дальнейшем увеличении скорости потока газа (рис. 1.2, участок б—с) гидравлическое сопротивление Δp остается почти неизменным и равным весу слоя, приходящемуся на единицу площади, а порозность (доля свободного объема) и высота слоя увеличиваются. Некоторый скачок гидравлического сопротивления в момент расширения слоя объясняется перестройкой его структуры — на преодоление сил сцепления между твердыми частицами необходима затрата энергии.

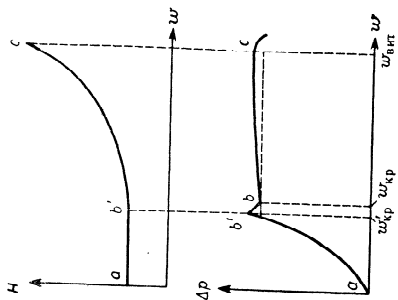
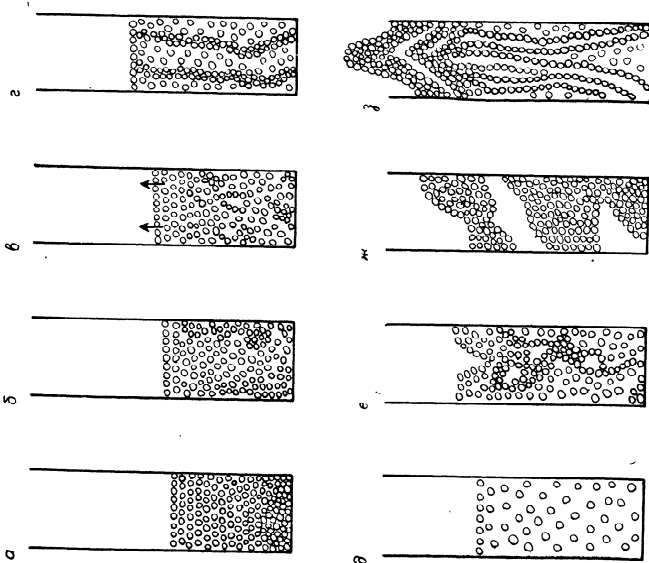


Рис. 1.1. Характер изменения структуры слоя ($\alpha-\beta$) в зависимости от скорости потока газа [1].

Рис. 1.2. Изменение высоты H и гидравлического сопротивления Δp в зависимости от скорости потока газа w .



В слое мелких частиц, а также частиц, склонных к слипанию, газовые пузыри сливаются во время движения вверх и могут образовывать каналы, через которые значительная часть газа проходит, не контактируя с материалом. Если слой состоит из частиц разных размеров, то сначала во взвешенное состояние переходят самые мелкие частицы, которые, поднимаясь вверх, тоже приводят к образованию каналов.

При сравнительно высоких скоростях газа (чаще всего в слоях большой высоты) газовые пузыри сливаются по горизонтали и заполняют все сечение аппарата, разрывая слой и образуя «поршни» (рис. 1.1, ж). Эти скопления частиц подбрасываются вверх и снова падают вниз, причем гидравлическое сопротивление слоя колеблется. Амплитуда пульсаций возрастает с увеличением высоты слоя и скорости потока газа. Зернистый материал просыпается через поднимающиеся газовые прослойки небольшими агрегатами или отдельными частицами. Для сушки такой режим использовать нежелательно, поскольку при нем контакт между фазами ухудшается.

Когда скорость потока газа будет выше скорости витания (уноса) частиц, $w_{\text{вит}}$, образуется газовая струя, проходящая через слой то вдоль его оси, то вблизи стенки аппарата (рис. 1.1, з), при этом частицы начинают уноситься газовым потоком — наступает режим пневмотранспорта. Вследствие уменьшения веса слоя значение Δp понижается.

Переход плотного слоя в псевдооживленный и характер «кипения» зависят от многих факторов, в том числе и от конструкции аппарата. Наиболее благоприятные условия образования псевдооживленного слоя наблюдаются при шарообразной форме частиц и их однородном фракционном составе, причем устойчивое псевдооживление имеет место при увеличении порозности слоя по сравнению с неподвижным на 0,15. Для плотного слоя, состоящего из сферических частиц, Федоров [2] рекомендует принимать порозность $\epsilon = 0,4$; тогда начало устойчивой работы соответствует $\epsilon = 0,55$. Устойчивое псевдооживление в плотной фазе наблюдается до $\epsilon = 0,75$. Особенностью плотной фазы является неподвижность слоя в целом относительно стенок аппарата. При увеличении скорости потока газа ($\epsilon \approx 0,9$) достигается состояние слоя, называемое разбавленной фазой.

Крупные частицы одинакового размера склонны к образованию слоя с барботажем крупных пузырей. Добавление к такому слою порции более мелких частиц несколько увеличивает однородность псевдооживления, газовые пузыри становятся меньше. Твердые частицы, склонные к слеживанию или агрегированию, образуют в области, близкой к началу псевдооживления, слой со сквозными каналами. Газ проходит по этим каналам, оставляя практически неподвижной основную массу частиц твердого материала.

Своеобразный характер носит псевдооживление в конических и цилиндрических аппаратах, имеющих незначительные размеры

малого основания и достаточно большие (40—60°) углы в вершине конуса (рис. 1.3). Ожижающий агент, проходя преимущественно по оси аппарата, увлекает твердые частицы и фонтаном выбрасывает их к периферии, после чего они сползают вниз вдоль боковой поверхности конуса.

Разновидностью аппаратов фонтанирующего слоя является аппарат расширяющегося сечения с тангенциальным вводом газа

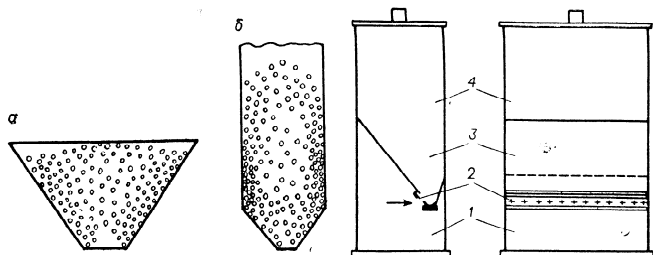


Рис. 1.3. Фонтанирующий слой в коническом (а) и цилиндроконическом (б) аппаратах.

Рис. 1.4. Аппарат фонтанирующего слоя с тангенциальным вводом газа:

1 — газораспределительная камера; 2 — беспровальная газораспределительная решетка; 3 — рабочая часть аппарата; 4 — сепарационное пространство.

в слой (рис. 1.4). В таких аппаратах хорошо псевдоожижаются высоковолажные и волокнистые материалы.

Псевдоожижение зернистых материалов возможно также с помощью механического воздействия (мешалка, вибратор). Твердые частицы при этом могут интенсивно перемещаться в слое, который будет увеличивать свой объем, приобретать текучесть и т. д. Количество газа, используемого в данном случае лишь в качестве теплоносителя, рассчитывается по тепловому балансу аппарата.

Многочисленные наблюдения показали, что с увеличением скорости потока ожижающего газа выше некоторого значения стабильность и однородность псевдоожиженного слоя, имеющего постоянное по высоте сечение (кипящего), уменьшаются, объем газовых пузырей возрастает по мере их подъема. Псевдоожиженные слои небольшой высоты обычно более однородны из-за отсутствия благоприятных условий для образования и роста пузырей.

При низких скоростях потока газа более однородный и стабильный слой образуют крупные твердые частицы, а при высоких — мелкие частицы.

2. КЛАССИФИКАЦИЯ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ РЕЖИМОВ И АППАРАТОВ, ИСПОЛЪЗУЕМЫХ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ СУШКИ

Ориентировочная классификация областей работы сушилок взвешенного слоя по гидродинамическому режиму ясна из рис. 1.5, на котором приведена зависимость скорости потока газа w от диаметра частиц d при различной порозности слоя: от $\epsilon = 0,4$, соот-

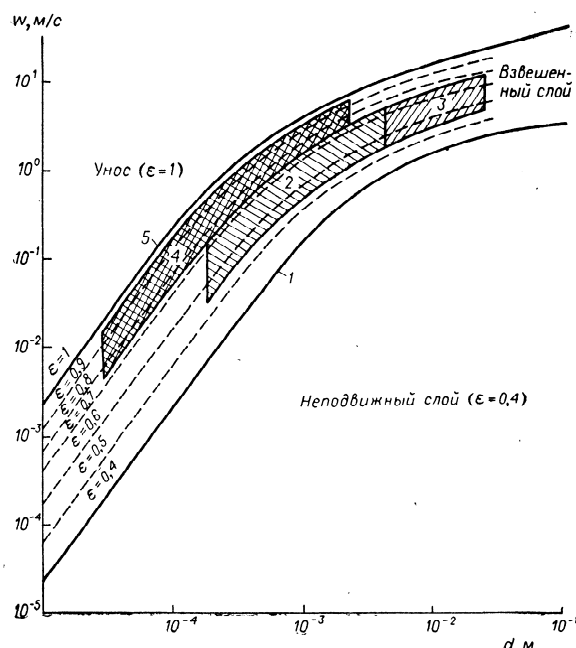


Рис. 1.5. Области работы (ориентировочно) сушилок с продуванием газа через слой:

1 — зависимость $w_{кр}$ от d при $\epsilon = 0,4$; 2 — область работы сушилок кипящего слоя; 3 — увеличение области работы в аппаратах фонтанирующего слоя; 4 — область работы аэрофонтанных сушилок; 5 — зависимость $w_{внт}$ от d при $\epsilon = 1$.

ветствующей неподвижному свободно насыпанному слою, до $\epsilon = 1$, соответствующей условиям витания одиночной частицы в неограниченном объеме (при плотности материала $\rho_m = 900 \text{ кг/м}^3$ и температуре потока газа $t = 100^\circ\text{C}$).

Между кривыми 1 и 5 заключена область взвешенного слоя.

В определенном интервале порозности ($\epsilon = 0,55 \div 0,75$) работают промышленные сушилки кипящего слоя. Эта область (2) охватывает частицы диаметром от 30—40 мкм до 6—7 мм; для аппаратов фонтанирующего слоя она может быть расширена (3) до 25—30 мм.

При порозности слоя $\epsilon = 0,75 \div 0,9$ работают аэрофонтанные сушилки (4). В сушилках этого типа удается обрабатывать материалы, содержащие частицы диаметром от нескольких микронов до нескольких миллиметров. При порозности, близкой к единице, но при скоростях, несколько превышающих скорость витания частиц, работают трубы-сушилки.

Благодаря простоте конструктивного оформления аппараты кипящего слоя постоянного или несколько расширяющегося по высоте сечения нашли широкое применение в промышленности.

Недостатки таких аппаратов:

- 1) невозможность повышения скорости сверх значения, соответствующего верхней границе существования кипящего слоя;
- 2) трудность обработки полидисперсных систем;
- 3) недостаточно интенсивный гидродинамический режим в прирешеточной зоне.

Указанные недостатки ограничивают возможности повышения производительности этих аппаратов, и в ряде отраслей промышленности применяют аппараты со слоями расширяющегося по высоте сечения.

Преимущества таких аппаратов:

- 1) закономерное изменение скорости снизу вверх дает возможность одновременно обрабатывать твердые частицы разных размеров и в режимах различной интенсивности;
- 2) высокие скорости в нижней части аппарата позволяют высушивать вещества, длительный контакт которых с решеткой недопустим, а также комкующиеся и слипающиеся материалы.

За сравнительно короткий срок было предложено большое число конструкций аппаратов фонтанирующего слоя и аппаратов кипящего слоя несколько расширяющегося сечения. Классификация приведена в [3].

К аппаратам кипящего слоя следует отнести:

- 1) аппараты, имеющие угол наклона между стенками до 20° ; движение частиц в таких аппаратах носит хаотический характер [4, 5];
- 2) аппараты фонтанирующего слоя с восходящим движением твердой фазы по их оси и нисходящим вдоль стенок; угол раствора конуса — от 20° до 180° [6];
- 3) аппараты фонтанирующего слоя с восходящим движением твердой фазы вдоль одной стенки и нисходящим вдоль другой [7];
- 4) аппараты с восходящим движением твердой и газообразной фаз — пневмосушилки.

3. ОСНОВНЫЕ РАСЧЕТНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ

Для практических целей очень важно определить гидравлическое сопротивление слоя Δp , критическую скорость потока газа $w_{кр}$, при которой плотный слой переходит в псевдооживленное состояние, скорость витания (уноса) $w_{вит}$, при которой происходит унос частиц из аппарата, скорости $w_{н. у. р}$ и $w_{к. у. р}$, соответствующие началу и окончанию устойчивой работы, а также порозность слоя ϵ .

Кипящий слой

Диапазон существования и характерные скорости. Газ является не только теплоносителем, но и оживающим агентом, обеспечивая движение и перемешивание частиц. Поэтому необходимо рассмотреть условия существования различных модификаций взвешенного слоя.

Пневмотранспорт возможен при всех скоростях потока газа, превышающих скорость витания частиц, которые движутся вместе с газовым потоком.

Система с псевдооживленным (кипящим) слоем имеет две границы, соответствующие ее промежуточному положению между неподвижным слоем, продуваемым газом, и пневмотранспортом, нижняя граница которого ($w_{вит}$) теоретически является верхним пределом существования кипящего слоя [8].

Предложено много зависимостей, которые приведены в [3], для описания основных закономерностей перехода неподвижного слоя в кипящий.

Приравняв гидравлическое сопротивление взвешенного слоя к потере напора при движении потока через слой, Горощко, Розенбаум и Тодес после некоторых преобразований получили уравнение для определения критической скорости псевдооживления [9]:

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{150 \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} + \sqrt{\frac{1,75}{\epsilon^3} Ar}} \quad (1.1a)$$

При беспорядочной засыпке слоя можно в среднем принять $\epsilon = 0,4$. Тогда:

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}} \quad (1.16)$$

Следует отметить, что Рождественским с соотр. [53] получено более точное уравнение:

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{75 \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} + \sqrt{\left(75 \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3}\right)^2 + \frac{1,75}{\epsilon^3} Ar}} \quad (1.1b)$$

Авторами [9] предложена обобщенная полуэмпирическая интерполяционная формула для описания всего диапазона существования взвешенного слоя

$$Re = \frac{Ar \epsilon^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar \epsilon^{4,75}}} \quad (1.2)$$

При $\varepsilon = 0,4$ формула (I.2) приводится к выражению (I.1), а при $\varepsilon = 1,0$ дает значение критерия Рейнольдса для скорости витания:

$$Re_{\text{внт}} = \frac{Ag}{18 + 0,61 \sqrt{Ag}} \quad (I.3)$$

Удобной характеристикой диапазона существования взвешенного слоя может служить соотношение

$$\frac{\omega_{\text{внт}}}{\omega_{\text{кр}}} = K_{\text{макс}} \quad (I.4)$$

Для установления непосредственной зависимости $K_{\text{макс}}$ от критерия Архимеда Ag можно воспользоваться уравнениями для определения скоростей начала псевдооживления и витания.

Исходя из уравнений (I.1) и (I.3) и учитывая, что $Re_{\text{внт}}/Re_{\text{кр}} = \omega_{\text{внт}}/\omega_{\text{кр}}$, получаем:

$$K_{\text{макс}} = \frac{1400 + 5,22 \sqrt{Ag}}{18 + 0,61 \sqrt{Ag}} \quad (I.5)$$

При этом в области ламинарного режима (для мелких частиц) величина Ag мала и

$$K_{\text{макс}} \rightarrow 1400/18 = 77,7 \quad (I.6)$$

В области развитого турбулентного режима (большие значения Ag)

$$K_{\text{макс}} \rightarrow 5,22/0,61 = 8,56 \quad (I.7)$$

Этот анализ относится только к монодисперсным системам или смесям узкого гранулометрического состава. В случае широких фракций мелкие частицы воздействуют на крупные, что приводит к снижению значения $\omega_{\text{кр}}$, определяемого для наиболее крупных частиц. Поэтому формулы, по которым рассчитываются скорость витания и критическая скорость, не могут быть использованы для установления предельно допустимого отношения размеров наибольшей и наименьшей частиц в смеси $(d_{\text{макс}}/d_{\text{мин}})_{\text{пр}}$, выше которого мелкие частицы будут вынесены из слоя раньше, чем крупные перейдут в псевдооживленное состояние, — так называемого максимального числа полидисперсности $D_{\text{макс}}$.

Для нахождения $K_{\text{макс}}$ и $D_{\text{макс}}$ следует воспользоваться предложенной нами [3] функциональной зависимостью между критериями Архимеда Ag и Лященко Ly (рис. I.6).

По рис. I.6 при заданном значении Ag можно определить $Ly_{\text{внт}}$ и $Ly_{\text{кр}}$, а по ним — диапазон псевдооживленного состояния для частиц данного размера:

$$K_{\text{макс}} = \sqrt[3]{Ly_{\text{внт}}/Ly_{\text{кр}}} \quad (I.8)$$

Рис. I.6 может быть использован для определения $D_{\text{макс}} = f(Ly)$ [6]. Поскольку кривые 1 и 2 можно рассматривать при-

менительно к полидисперсной системе в качестве зависимостей $Ag_{\text{кр}} = f(Ly)$ и $Ag_{\text{внт}} = f(Ly)$, то величина $D_{\text{макс}}$, отвечающая данному значению Ly :

$$D_{\text{макс}} = (d_{\text{макс}}/d_{\text{мин}})_{\text{пр}} = \sqrt[3]{Ag_{\text{кр}}/Ag_{\text{внт}}} \quad (I.9)$$

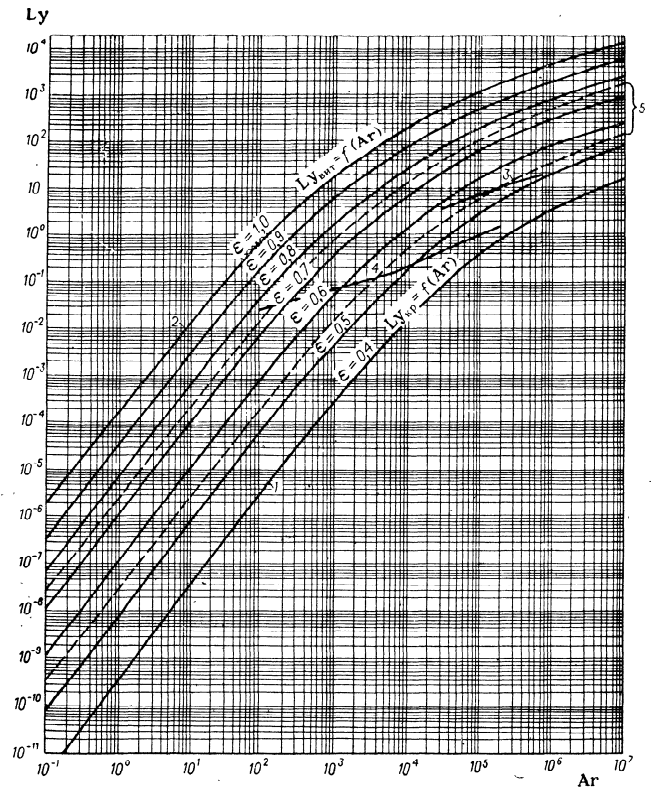


Рис. I.6. Зависимость $Ly = f(Ag, \varepsilon)$:

1 — $\varepsilon = 0,4$; 2 — $\varepsilon = 1$; 3 — оптимальные значения Ly [2]; 4 — оптимальные значения скоростей [33]. Область 5 между пунктирными линиями — ориентировочная область работы сушилок кипящего слоя.

Значения $D_{\text{макс}}$, полученные при различных числах Ly , приведены на рис. I.7, они монотонно возрастают от 8,56 для мелких

частиц (ламинарный режим) до 77,3 для крупных частиц (развитый турбулентный режим).

На практике обычно реализуется не весь диапазон скоростей. На рис. 1.6 линия 3 соответствует значениям Lu , при которых обеспечивается наилучшее перемешивание частиц при $Ar = 4,8 \cdot 10^4 \div 7,5 \cdot 10^6$. Как следует из рисунка, порозность слоя при этом $\varepsilon = 0,57 \div 0,51$, а число псевдооживления $K_w = \omega/\omega_{кр}$ лежит в пределах 3,4—2.

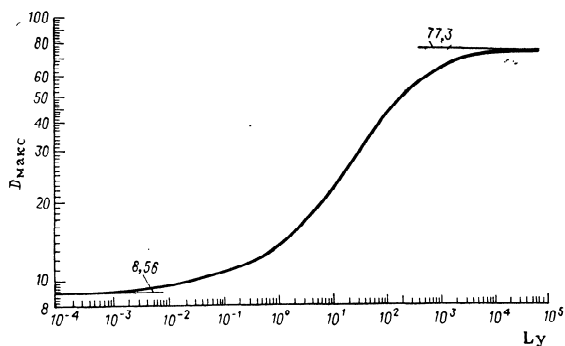


Рис. 1.7. Зависимость $D_{\max} = f(Lu)$ [6].

Уравнение для расчета оптимального режима кипящего слоя имеет вид:

$$Re_{\text{опт}} = m Ar^n \quad (1.10)$$

Постоянные m и n принимают различные значения в зависимости от технологических особенностей того или иного процесса.

Перепад давления. Для поддержания слоя твердых частиц в псевдооживленном состоянии необходим непрерывный обмен энергией между ними и газом. Энергия, отдаваемая газом, затрачивается на преодоление сил трения частиц друг о друга и газа об их поверхность, сил трения частиц и газа о стенки аппарата, а также на изменение кинетической энергии газа и расширение слоя. Наибольшая часть энергии затрачивается на преодоление сил трения газа о поверхность частиц [6].

Исходя из условий равенства силы гидродинамического давления и силы, противодействующей псевдооживлению частиц газовым потоком в поле сил тяжести, получено соотношение [6];

$$\Delta p_{\text{сл}} = \int_0^{M_T} \frac{g}{S_{\text{сл}}} dM_T \quad (1.11)$$

Здесь $\Delta p_{\text{сл}}$ — перепад давления в кипящем слое; g — ускорение свободного падения; $S_{\text{сл}}$ — площадь поперечного сечения слоя; M_T — эффективная масса псевдооживленного твердого материала.

$$dM_T = (\rho_T - \rho_{\text{ср}}) (1 - \varepsilon) S_{\text{сл}} dz \quad (1.12)$$

где ρ_T и $\rho_{\text{ср}}$ — плотность твердых частиц и среды, соответственно; z — текущее значение координаты по высоте слоя.

Подставив значение dM_T в (1.11), имеем:

$$\Delta p_{\text{сл}} = g (\rho_T - \rho_{\text{ср}}) \int_0^H (1 - \varepsilon) dz \quad (1.13)$$

Считая порозность ε неизменной по высоте H слоя в рабочем состоянии или принимая ее усредненное значение, получаем:

$$\Delta p_{\text{сл}} = (\rho_T - \rho_{\text{ср}}) g (1 - \varepsilon) H \quad (1.14)$$

Из уравнения (1.13) следует, что $\Delta p_{\text{сл}}$ не зависит от скорости. Тогда выражение (1.13) справедливо и для слоя в момент начала псевдооживления:

$$\Delta p_{\text{сл}} = (\rho_T - \rho_{\text{ср}}) g (1 - \varepsilon_0) H_0 \quad (1.15)$$

где ε_0 — порозность неподвижного слоя (как отмечалось выше, для частиц округлой формы принимается в среднем равной 0,4); H_0 — высота неподвижного слоя.

Для аппаратов с вертикальными или слегка наклонными стенками формулы (1.14) и (1.15) подтверждены экспериментально.

Пик давления, наблюдаемый при переходе зернистого материала в псевдооживленное состояние в аппаратах со слоями постоянного поперечного сечения, значителен и зависит от формы и состояния поверхности твердых частиц и плотности их упаковки.

Фонтанирующий слой

В технике фонтанирования, как и для кипящего слоя, большое значение имеют исследования граничных режимов — условий перехода слоя сыпучего материала при продувании его газом от режима фильтрации к режиму фонтанирования. Важно также определить область устойчивой работы аппарата.

Перепад давления в аппаратах фонтанирующего слоя с нижним подводом газа. Типичная кривая зависимости гидравлического сопротивления Δp конического и цилиндрикоконического слоев от скорости потока газа w приведена на рис. 1.8. На участке OA слой неподвижен и сохраняет первоначальную структуру. Изменение Δp подчиняется зависимостям, описывающим фильтрацию через неподвижный слой. Участок EE' характеризует режим развитого фонтанирования; Δp на этом участке постоянно, но меньше чем для слоев постоянного по высоте сечения. Между точками A и E происходит перестройка структуры слоя и формируется

центральный фонтан. Гидравлическое сопротивление слоя за точкой A еще более возрастает, а затем резко падает. В точке E , при скорости потока газа, называемой критической ($w_{кр. ф}$), струя газа прорывается на поверхность слоя. При фонтанировании имеет место аномально высокий пик давления в точке B , величина его может в 2—3 раза превышать $g\rho_n H_0$. При уменьшении расхода (скорости) газа от точки E изменение Δp показано штриховой линией EFO . Как видно из рис. 1.8, пик имеет место также при уменьшении w и связан с необходимостью затраты энергии на перестройку слоя. Мнения различных авторов по вопросу природы пика давления различаются.

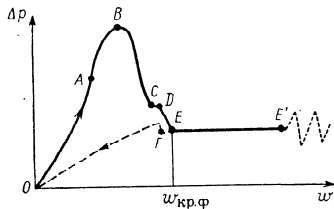


Рис. 1.8. Зависимость гидравлического сопротивления фонтанирующего слоя от скорости потока газа [5].

не достигнет значения $0,5 H_0$, а затем резко снижается до точки D ; когда газовая струя прорывается на поверхность слоя, его сопротивление падает до точки E . Гольцикером и авторами, а затем Рабиновичем с сотрудниками методом кино съемки показано, что после образования газовой полости у входного отверстия часть газа прорывается через слой в виде пузырей, следующих друг за другом с определенной частотой [3, 5, 11]. Сопротивление слоя при этом резко снижается. С увеличением скорости газа частота образования пузырей растет, и в точке E они сливаются в сквозной канал. При подъеме газовых пузырей материал за их кормой обрушивается и периодически перекрывает отверстие для входа газа. Поэтому на участке BE наблюдались резкие пульсации сопротивления слоя.

Механизм начальной стадии формирования фонтанирующего слоя изучался Гольцикером и авторами [3] в двухмерной модели конического аппарата с расстоянием между стенками 22 мм (4—5 диаметров зерна). Для визуализации деформаций, возникающих в слое под влиянием сил давления газа, слой был разделен горизонтальными прослойками из окрашенных частиц того же материала (алюмосиликатный катализатор). Кинограмма показала, что сначала деформировался верхний слой частиц. С увеличением w деформации распространялись вниз, пока не достигли нижнего основания слоя. Затем у входного отверстия образовывалась газовая подушка и слой несколько приподнимался. Ана-

логичную картину наблюдали Рабинович с сотрудниками [6] в двухмерной модели при небольшом расстоянии между плоскими стенками, но результаты отличались от полученных в аппарате с большим расстоянием между плоскими стенками и свидетельствующими о том, что возмущения слоя начинаются у его нижнего основания и распространяются вверх с увеличением расхода газа.

Первая попытка теоретически обосновать причину появления пика давления и определить его величину сделана Гельперным и Айнштейном [6]. Авторы считали, что конический слой теряет устойчивость, когда достигается равенство между силами давления газа на верхний ряд частиц и их весом. В отличие от слоя дисперсных частиц с постоянным по высоте сечением, где градиент давления dp/dh постояен по высоте слоя и для $w = w_{кр. ф}$ равен $g\rho_n$, в слое расширяющегося сечения равенство $dp/dh = g\rho_n$ возможно только в том сечении, где $w = w_{кр. ф}$. При $w_0 = w_{кр}$ это сечение совпадает с нижним основанием слоя и с увеличением расхода газа смещается вверх. На часть слоя, расположенную ниже сечения, где $w = w_{кр}$, действуют силы давления газа, превышающие ее вес, и в ней возникают избыточные силы, которые передаются на верхнюю часть слоя. Это объясняет, почему в действительности конический или цилиндрический слой теряет устойчивость при $w < w_{кр}$.

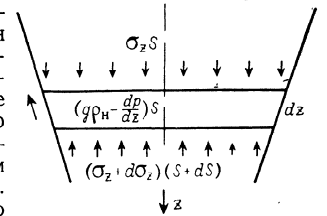


Рис. 1.9. Схема напряжений в коническом слое с фильтрацией.

Аналитические зависимости Баскакова и Гельперина [12] получены на основании гипотезы, что конический слой теряет устойчивость, когда сумма вертикальных проекций сил давления газа на полную поверхность слоя уравновешивают его вес. Эта гипотеза была затем распространена и на цилиндро-конический слой.

В работах [13] предложена гипотеза, что конический слой теряет устойчивость, когда силы давления газа на поверхность условного конуса с углом раствора $180^\circ - 2\varphi$ и диаметром основания, равным D_0 , уравновешивают вес материала в объеме этого конуса.

Таким образом, различные авторы рассматривали явление начала фонтанирования на основе частных гипотез. Поскольку эта задача типична для механики зернистых материалов, Гольцикером и авторами [3, 11] механизм потери устойчивости и конического фильтрующего слоя был рассмотрен с этих позиций. Принято, что градиент давления не зависит от высоты сечения

$$dp/dz = \text{const} \quad (1.16)$$

и введены постоянные, не зависящие от высоты, коэффициента трения f_0 и бокового давления λ . Тогда с учетом изменения сечения по

высоте баланс напряжений σ_z в коническом слое (рис. 1.9) дает

$$\sigma_z S + \left(g\rho_n - \frac{dp}{dz} \right) S dz = \sigma_z S + d(\sigma_z S) + f_0 \lambda \Pi \sigma_z / dz$$

откуда

$$\frac{d\sigma_z}{dz} = \left(g\rho_n - \frac{dp}{dz} \right) - \frac{f_0 \lambda \Pi}{S} + \frac{1}{S} \frac{dS}{dz} \sigma_z \quad (1.17)$$

Применив геометрические соотношения

$$\frac{\Pi}{S} = \frac{\pi D}{\pi D^2/4} = \frac{4}{D}$$

и

$$\frac{1}{S} \frac{dS}{dz} = \frac{\pi}{\pi D^2/4} \frac{D}{dz} = -\frac{2}{D} \operatorname{tg} \frac{\varphi}{2}$$

получим

$$\frac{d\sigma_z}{dz} = \left(g\rho_n - \frac{dp}{dz} \right) + \frac{2}{D} \left(\operatorname{tg} \frac{\varphi}{2} - 2\lambda f_0 \right) \sigma_z \quad (1.18)$$

При отсутствии продувки ($dp/dz = 0$) знак производной зависит от знака второго слагаемого и, задаваясь граничными условиями, казалось бы, можно определить ход кривой напряжений по высоте. Но даже и в этом простейшем случае сказать что-либо о ходе зависимости $\sigma_z(z)$ трудно, поскольку при $\sigma_z(0) = 0$ неизвестно его асимптотическое стремление, а также возможна зависимость λf_0 от z .

Если рассматривать (1.18) с учетом продувки и считать $dp/dz \neq \text{const} = f(z)$, то уравнение (1.18) примет вид линейного неоднородного уравнения первого порядка

$$dy/dz = \psi(z) + By \quad (1.19)$$

где знак при B неизвестен.

Общее решение имеет вид:

$$y(z) = t^{Bz} \int_0^z \psi(z) t^{-Bz} dz \quad (1.20)$$

Этот результат обобщенного подхода к задаче с позиций механики сыпучих материалов интересен тем, что рассмотренные ранее условия начала фонтанирования и соответствующие решения вытекают из него как частные случаи при определенных допущениях в свойствах засыпки.

Так, например, условие начала фонтанирования [6], согласно которому

$$dp/dz = g\rho_n$$

при $z = 0$ здесь имеет вид $\varphi(0) = 0$, т. е. напряжения в засыпке должны стать равными нулю при соблюдении условия псевдооживления на верхней границе.

Если же вместо идеально сыпучей среды рассматривать идеально связанный слой, то при некотором значении скорости как при цилиндрической, так и при конической засыпке изменится направление сил трения, что соответствует переходу производной $d\sigma_z/dz$ через нулевое значение; получающееся тогда из (1.19) равенство дает фактически условие начала фонтанирования, приведенное в работе [14] (при добавлении в правую часть слагаемого, учитывающего связность). Таким образом, условие начала фонтанирования в [14] соответствует допущению о жестко связанных между собой частицах (фильтрующая пробка). Количественная оценка распределения напряжений в слое конической засыпки представляет существенные трудности. Основной причиной этих трудностей является то, что если напряжения, возникающие под действием газового потока, не зависят от характера взаимодействия частиц друг с другом и поэтому легко определимы, то обратная зависимость (влияние газового потока на напряжения, возникающие за счет взаимодействия частиц друг с другом) весьма существенна и пока практически не изучена. С целью проверки гипотез, выдвинутых различными авторами, было проведено экспериментальное исследование на плоской модели конического аппарата. Поскольку все продольные размеры такого аппарата во много раз больше его толщины, то модель можно было считать двумерной.

Ниже представлены рисунки шести кадров из серии съемок 20 последовательных моментов потери устойчивости фильтрующей конической засыпки. Стрелкой указана наиболее характерная точка на кривой фонтанирования, соответствующая изображенному рядом кадру. На рис. 1.10, а точка 5 соответствует фильтрующему слою — индикаторные линии не деформированы. При переходе в точку 8 (рис. 1.10, б) происходит легкая деформация верхней и отчасти второй сверху индикаторных линий. В точке 10 (рис. 1.10, в), соответствующей пику кривой фонтанирования, наблюдаются значительные деформации, убывающие сверху вниз. На рис. 1.10, г деформированы уже все индикаторные линии. Далее в точке 15 (рис. 1.10, д) деформация верхних линий еще больше усиливается, а в нижней части возникает «каверна» — объем с разреженной концентрацией интенсивно перемещающихся частиц; прорыв этой «каверны» с ростом скорости газа, поднимающегося вверх, зафиксирован на рис. 1.10, е и соответствует точке 17.

На основании приведенных опытов можно утверждать, что в слое зернистого материала конической формы возникают деформации, идущие сверху вниз; это происходит не во всем слое, а с осесимметричным центральным элементом его и не только в момент, соответствующий $\Delta\rho_{\text{макс}}$, но и в диапазоне скоростей вблизи $\Delta\rho_{\text{макс}}$. Наконец, после деформации всех индикаторных линий наступает приподнятие слоя вниз и образуется «каверна» (пузырь), распространяющаяся кверху.

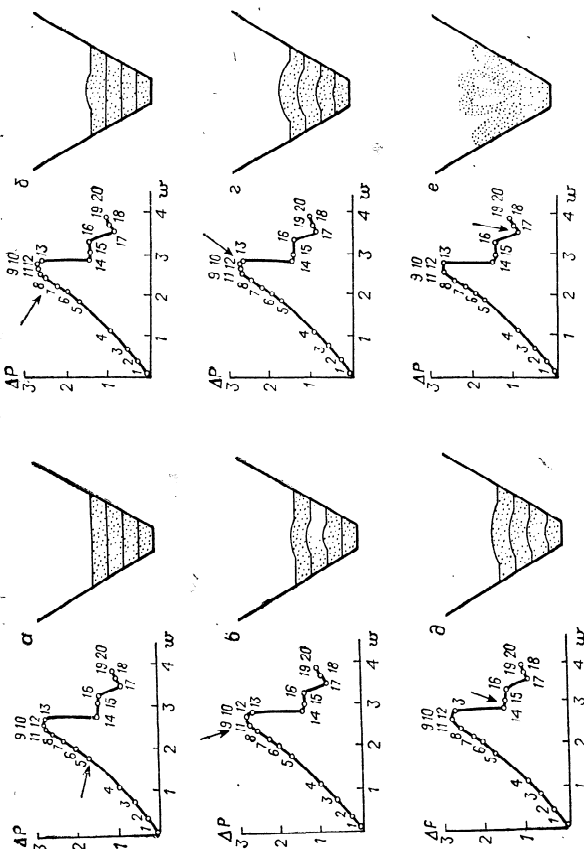


Рис. 1.10. Кривые фонтанирования и рисунки с фотографией последовательных моментов потери устойчивости и начала фонтанирования в плоском коническом (70°) слое.
Значения ΔP даны в кПа, w — в м/с.

Для максимального перепада давлений в слое было выведено соотношение [3, 11]:

$$E_{\text{и макс}} = \frac{A}{2} \frac{1}{\text{Re}_{\text{кр}}} \frac{D}{d_3} \frac{1}{2 \operatorname{tg} \frac{\varphi}{2}} \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right) + \frac{B}{2} \frac{D}{d_3} \frac{1}{6 \operatorname{tg} \frac{\varphi}{2}} \left[\left(\frac{D}{d_0} \right)^3 - 1 \right] - \frac{1}{2} \left[\left(\frac{D}{d_0} \right)^4 - 1 \right] \quad (1.21)$$

Оценка показала, что последний член уравнения (1.21) приблизительно на два порядка меньше первых двух, поэтому в дальнейшем он опущен.

Примем, что фильтрация происходит, как описано выше, но не в конусе с углом, равным углу раскрытия диффузора, а внутри некоторого «эффективного» конуса с меньшим углом α_3 . Выражение (1.21) будет действительно при замене D и φ на D_3 и α_3 , которые связаны с исходными параметрами аппарата соотношениями:

$$\left. \begin{aligned} D_3 &= KD \quad (K < 1) \\ \operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2} &= K' \operatorname{tg} \frac{\varphi}{2} \quad (K' < 1) \end{aligned} \right\} \quad (1.22)$$

При учете неполноты раскрытия потока получаем:

$$E_{\text{и макс}} = \frac{A}{2} \frac{1}{\text{Re}_{\text{кр}}} \frac{K}{K'} \frac{D}{d_3} \frac{1}{2 \operatorname{tg} \frac{\varphi}{2}} \left(K \frac{D}{d_0} - 1 \right) + \frac{B}{2} \frac{K}{K'} \frac{D}{d_3} \frac{1}{6 \operatorname{tg} \frac{\varphi}{2}} \left(K^3 \frac{D^3}{d_0^3} - 1 \right) \quad (1.23)$$

В рамках сделанных допущений целесообразно предположить, что по крайней мере в пределах второй автомодельной области $\alpha_3 = \text{const}$, т. е. и K , и K' зависят от угла раствора конуса φ . Тогда получение полуэмпирической формулы сводится к подбору такого значения параметра $\operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}$, которое обеспечит из всех опытов минимальный разброс значений множителя. Вблизи среднего значения расчеты методом последовательных приближений позволили подобрать: $\operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2} = 0,025$, что соответствует $\alpha_3 \approx 3^\circ$. При этом значении $\operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}$ получается среднее значение $B = 61,6$. После подстановки $\operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}$ и B в выражение (1.23) и преобразований

с учетом $D_3 = d_0 + 2H_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}$ получено следующее полуэмпирическое выражение

$$E_{\text{макс}} = 24,2 \frac{H_0}{d_0} \left[1 + 0,1 \frac{H_0}{d_0} + 0,0033 \left(\frac{H_0}{d_0} \right)^2 \right] \quad (1.24)$$

применимое при $Ag > 10^6$.

В дальнейшем было показано [15], что при получении формулы для определения $\Delta p_{\text{макс}}$ следует использовать при расчете $Re_{\text{кр}}$ не критическую скорость псевдооживления, а скорость начала фонтанирования $\omega_{\text{кр.ф}}$.

В режиме устойчивого фонтанирования общий перепад давления газа всегда меньше, чем в псевдооживленном слое того же материала при одинаковых значениях H_0 . Исходя из баланса сил, действующих на элементарный кольцевой слой высотой dH в периферийной области, получим, что отношение перепадов давлений в фонтанирующем и псевдооживленном слоях равно 0,75. Если считать, что избыточное давление по оси фонтана изменяется в вертикальном направлении по закону косинуса, то это отношение будет равным 0,64 [5]. Таким образом, максимальное значение $\Delta p_{\text{ф}}/(g\rho_n H_0) = 0,64 \div 0,75$, что подтверждено экспериментально.

Полученные различными авторами зависимости приводятся в [3, 5]; анализ этих формул показал, что в оценке влияния отдельных факторов на величину гидравлического сопротивления развитого фонтанирующего слоя нет определенной ясности. Зависимости у отдельных авторов получены в сравнительно узких пределах изменения переменных и на моделях малых размеров, что снижает их надежность. Для практических целей рекомендуется [5] формула:

$$\Delta P_{\text{ф}} = (0,64 \div 0,75) g\rho_n H_0 \quad (1.25)$$

Скорости газа при фонтанировании в аппаратах с нижним подводом газа. В технике фонтанирования, как и в технике псевдооживления, весь теоретический интервал скоростей газового потока, превышающий $\omega_{\text{кр}}$ и определяющий диапазон существования системы, реализуется довольно редко. Это связано с тем, что возникают различные неустойчивые режимы, обуславливающие сужение практически пригодного интервала скоростей. Поэтому было проведено систематическое исследование природы и границ неустойчивых режимов при фонтанировании в конических и цилиндрических аппаратах [15].

Опыты, проведенные на плоской модели с прозрачными стенками, показали, что ядро фонтанирующего слоя имеет форму насадки Вентури. При незначительном превышении критической скорости в суженной части под давлением материала, опускающегося из периферийной зоны, происходят периодические обрушения стенок ядра в области сужения; в результате внизу возникает

воздушная подушка, ее верхняя граница неустойчива, частицы отрываются, а разбавленная зона постоянно перемещается кверху, вновь вырываясь наружу в виде фонтана. По мере того как с возрастанием скорости газового потока увеличивается «несущая» способность струи, обрушивающийся в нее материал не образует пробки, а выносится кверху.

Поскольку эти неустойчивые режимы фонтанирования (пульсации, поршневание) наступают непосредственно после переходной зоны и существуют в довольно широком интервале скоростей газового потока, то именно скорость перехода от пульсаций к спокойному фонтанированию (точка E , рис. 1.8) и является началом устойчивого фонтанирования.

Критерий Рейнольдса $Re_{\text{внт}}$ для зернистых материалов, использованных в опытах, на установках с аппаратами цилиндрикоконической формы был равен 20—2460, диаметр нижнего основания конуса d_0 изменялся от 26 до 76 мм, диаметр цилиндрической части $D_{\text{сеп}}$ — от 112 до 220 мм, угол раствора конуса φ — от 16 до 70°.

Экспериментально полученная зависимость гидравлического сопротивления слоя от скорости воздуха в нижнем сечении аппарата показана на рис. 1.11. Из нее следует, что явление фонтанирования характеризуется тремя скоростями: 1) критической скоростью начала фонтанирования $\omega_{\text{кр.ф}}$, соответствующей максимальному перепаду давления $\Delta p_{\text{макс}}$; 2) скоростью начала устойчивого фонтанирования $\omega_{\text{н.у.ф}}$, при которой наступает хорошее перемешивание слоя; 3) скоростью конца устойчивого фонтанирования $\omega_{\text{к.у.ф}}$, при превышении которой начинается поршнеобразование.

Критическая скорость фонтанирования или потери устойчивости слоя ($\omega_{\text{кр.ф}}$) зависит от высоты слоя (рис. 1.11), физических характеристик материала и газа, а также от геометрических характеристик установки. В результате обработки экспериментальных данных была получена зависимость:

$$Re_{\text{кр.ф}} = 0,364 Re_{\text{внт}} \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{0,82} \left(\operatorname{tg} \frac{\varphi}{2} \right)^{0,1} \quad (1.26)$$

где D — диаметр верхнего сечения слоя.

Из (1.26) следует, что угол раствора конуса φ в исследованных пределах оказывает небольшое влияние на скорость начала фонтанирования.

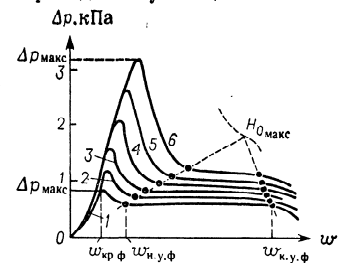


Рис. 1.11. Зависимость гидравлического сопротивления слоя от скорости воздуха в нижнем сечении аппарата (материал СГ-1, $d_0 = 1,41$ мм, $D_{\text{сеп}} = 220$ мм, $d_0 = 53$ мм, $\varphi = 28^\circ$): значения H_0 (в мм): 1 — 100; 2 — 130; 3 — 160; 4 — 190; 5 — 200; 6 — 250.

Переход к режиму устойчивого фонтанирования происходит в точке E (рис. 1.8). Соответствующие ей значения скорости начала устойчивого фонтанирования ($\omega_{н. у. ф.}$) отмечены точками в левой части рис. 1.11. Знание $\omega_{н. у. ф.}$ весьма важно для практических целей, но теоретически определить эту величину достаточно сложно, поскольку она зависит от характеристик частиц. Поэтому обычно ее определяют экспериментально. Ряд опытных корреляций приведен в работе [5]. Их анализ показывает, что влияние отдельных факторов оценивается многими исследователями по-разному: различны показатели степени при H_0 , нет ясности в оценке влияния диаметра и плотности частиц и т. д. Рабиновичем и Клименко [16] сопоставлены результаты расчетов по формуле Матура [10] с экспериментальными данными других авторов и обнаружено хорошее согласование. Формула имеет вид:

$$\omega_{н. у. ф.} = \frac{\delta}{D} \left(\frac{d_0}{D} \right)^{0,33} \left(2gH_0 \frac{\rho_T - \rho_{CP}}{\rho_{CP}} \right)^{0,5} \quad (1.27)$$

В работе [15] показано, что $\omega_{н. у. ф.}$ возрастает с увеличением высоты исходного слоя и приблизительно в два раза превышает критическую скорость фонтанирования $\omega_{кр. ф.}$. Значение $\omega_{н. у. ф.}$ может быть определено из соотношения:

$$Re_{н. у. ф.} = 0,706 Re_{внт} \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{0,82} \left(\operatorname{tg} \frac{\varphi}{2} \right)^{0,1} \quad (1.28)$$

На основании визуальных наблюдений за поведением слоя установлено, что оптимальными можно считать следующие значения φ и D/d_0 :

$$\varphi = 30 \div 50; \quad D/d_0 = 2 \div 4$$

Физические свойства частиц учтены в формуле (1.28) через скорость витания.

Скорость конца устойчивого фонтанирования ($\omega_{к. у. ф.}$) является предельно допустимой, поскольку при незначительном ее превышении нарушается устойчивая форма ядра, оно сверху заполняется материалом и фонтанирование вырождается в псевдооживление с поршнями. Дальнейшее незначительное увеличение скорости приводит к уносу материала из аппарата. Так как из аппарата могут быть вынесены недосушенные частицы, то эта скорость и характеризует конец устойчивого фонтанирования.

После рабочей зоны для мелких частиц ($Ag < 10^4$) наблюдается пульсация слоя с довольно высокой частотой, но малой амплитудой, для крупных частиц — поршневой режим. На рис. 1.8 окончание режима устойчивого фонтанирования характеризуется точкой E' , на рис. 1.11 — правыми точками на кривых фонтанирования. Помимо факторов, влияющих на $\omega_{н. у. ф.}$, на величину $\omega_{к. у. ф.}$ оказывают влияние также высота аппарата $H_{анп}$ и диаметр сепарационного пространства $D_{сеп.}$

В результате обработки опытных данных получено уравнение

$$Re_{к. у. ф.} = 0,1763 Re_{внт} \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{-0,087} \left(\frac{H_{анп}}{d_0} \right)^{0,6} \times \left(\frac{D_{сеп.}}{d_0} \right)^{0,94} \left(\operatorname{tg} \frac{\varphi}{2} \right)^{-1,323} \quad (1.29)$$

справедливое в тех же пределах, что и (1.28).

Из рис. 1.11 следует, что с увеличением высоты слоя значение $\omega_{к. у. ф.}$ уменьшается и при некоторой (максимальной) высоте рабочая зона отсутствует. Для приближенной оценки имеется зависимость:

$$\frac{H_{0\max}}{d_0} = 0,06 \left(\frac{H_{анп}}{d_0} \right)^{0,66} \left(\frac{D_{с.п.}}{d_0} \right) \left(\operatorname{tg} \frac{\varphi}{2} \right)^{-1,15} \quad (1.30)$$

Сводка формул ряда исследователей для определения $H_{0\max}$ приведена в работе [5].

Оптимальная область работы при фонтанировании может быть найдена следующим образом. Уравнения (1.26) и (1.28) можно записать в виде:

$$Re_{кр.} = K_1 Re_{внт} \quad (1.31)$$

где

$$K_1 = 0,364 \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{0,82} \left(\operatorname{tg} \frac{\varphi}{2} \right)^{0,1} \quad (1.32)$$

и

$$Re_{н. у. ф.} = K_2 Re_{внт} \quad (1.33)$$

где

$$K_2 = 0,706 \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{0,82} \left(\operatorname{tg} \frac{\varphi}{2} \right)^{0,1} \quad (1.34)$$

Из уравнений (1.32) и (1.34) имеем: $K_2 \approx 2K_1$. Зависимость для K_2 от геометрических характеристик слоя D/d_0 и $\operatorname{tg} \frac{\varphi}{2}$, построенная по экспериментальным данным, приведена на рис. 1.12. Выбрав φ и оптимальное значение D/d_0 или H_0/d , по графику находят K_2 и, пользуясь соотношением (1.33), получают значение $\omega_{н. у. ф.}$. На рис. 1.13 показана область оптимальной работы фонтанирующего слоя (III). Как показали наблюдения, она соответствует значениям K_2 от 0,7 до 1,2.

Применение цилиндрических аппаратов с центральным подводом газа ограничено областью небольших производительностей, так как увеличение верхнего сечения слоя при возрастании производительности приводит к значительному повышению высоты слоя и его гидравлического сопротивления. В связи с этим вопрос масштабирования может быть решен или с помощью установки внутреннего конуса (см. рис. III.51), или путем выполнения аппаратов в виде желобов прямоугольного сечения в плане (рис. I.14) с подводом газа через щель. Такая форма аппарата

имеет то преимущество, что упрощаются условия моделирования, поскольку повысить производительность можно либо увеличением длины аппарата при неизменной высоте слоя, либо путем параллельной установки необходимого количества секций.

В работе [17] предложено аналитическое описание движения газа в системе, включающей аппарат фонтанирующего слоя прямоугольного сечения (рис. 1.14). С использованием теории автоколебаний расхода газа, разработанной для вентиляторов и компрессоров, выведено уравнение, описывающее нестационарный расход

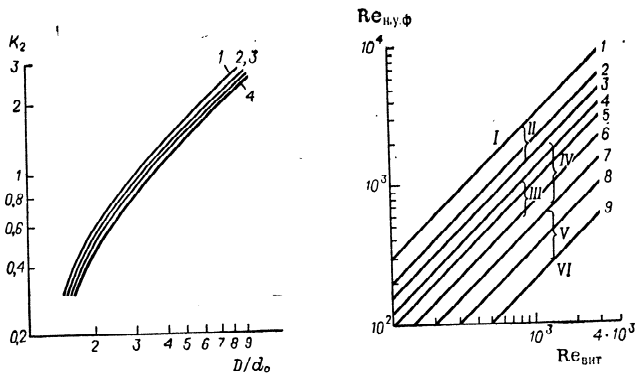


Рис. 1.12. График для определения K_2 по уравнению (1.34); значения φ : 1 — 70°, 2 — 40°, 3 — 30°, 4 — 16°.

Рис. 1.13. Области работы фонтанирующего слоя:

I, VI — отсутствие фонтанирования; II — плохое фонтанирование; III — зона оптимального фонтанирования; IV — рабочая зона; V — плохое фонтанирование. Значения K_2 : 1 — 3; 2 — 2; 3 — 1,6; 4 — 1,2; 5 — 1; 6 — 0,7; 7 — 0,5; 8 — 0,3; 9 — 0,2.

газа, а из него получена зависимость для расчета частоты колебаний ω расхода газа:

$$\omega = \left[\frac{k^* - b^*}{k^* L_a C_a} - \left(\frac{1}{2k^* C_a} - \frac{b}{2L_a} \right)^2 \right]^{0,5} \quad (1.35)$$

где L_a — общая акустическая масса системы; C_a — акустическая емкость системы; k^* — тангенс угла наклона характеристики сети в рабочей точке; $b^* \equiv \frac{d\varphi}{dQ_1} \Big|_{Q_1=Q_1^*}$ — тангенс угла наклона характеристики дутьевого устройства в рабочей точке; Q_1 — объемный расход газа; Q_1^* — равновесное значение объемного расхода газа; $\varphi(Q_1)$ — характеристика дутьевого устройства.

Пulsации скорости газа в щели аппарата записывались на фотобумагу с помощью платинового термоанемометра и шлейф-

ного осциллографа. Ширина щели аппарата изменялась от 3 до 22 мм, длина аппарата была равна 260 и 800 мм.

Исследования показали, что амплитуда пульсаций скорости газа растет с увеличением ширины щели и уменьшается с возрастанием средней скорости газа.

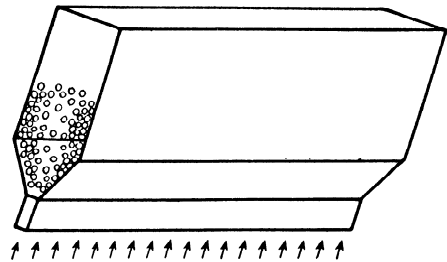


Рис. 1.14. Схема аппарата фонтанирующего слоя прямоугольного сечения с вертикальным вводом газа.

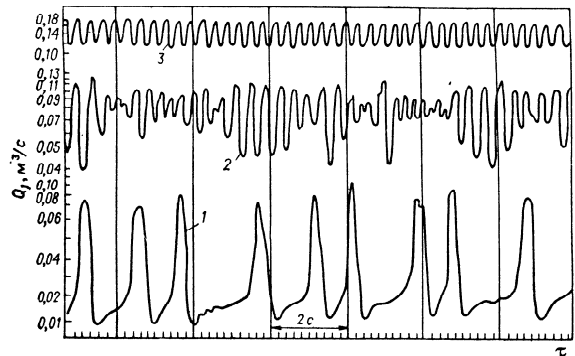


Рис. 1.15. Осциллограммы пульсации скорости:

1 — поршневание; 2 — переходный режим; 3 — устойчивое фонтанирование.

Расшифровка осциллограмм и параллельные визуальные наблюдения за поведением слоя материала позволили установить количественные границы различных режимов фонтанирования (рис. 1.15): поршневание — до 1,5 Гц; переходный режим — от 1,5 до 3 Гц; устойчивое фонтанирование — свыше 3 Гц. Частоты колебаний расхода газа для различных режимов работы аппарата, измеренные экспериментально, согласуются с рассчитанными по

уравнению (1.35). Таким образом, можно аналитически определить режимы фонтанирования.

Исследования, выполненные в ИТТФ АН УССР [5], показали, что допустимая скорость газов в аппарате прямоугольного сечения (см. рис. 1.14) значительно выше, чем в цилиндрическом. Анализируя кривые фонтанирования, можно сделать вывод, что значения $w_{н.у.ф}$ и $w_{к.у.ф}$ на 50—100% больше, чем в цилиндрическом аппарате. При высоких значениях расхода газа унос из аппарата прямоугольного сечения оказался меньше, видимо, из-за более устойчивой «шапки», а сопротивление развитого фонтанирующего слоя было таким же, как и в осесимметричном аппарате.

Характеристика фонтанирующего слоя в различных аппаратах. К недостаткам аппаратов фонтанирующего слоя с нижним подводом газа следует отнести значительную высоту фонтана, что обуславливает повышенный пылевынос из аппарата, а также трудность обработки высоковлажных и волокнистых материалов.

Предложенный Митевым и авторами аппарат [7] является разновидностью аппаратов фонтанирующего слоя. Ввод газа производится тангенциально в слой через вертикально установленную беспровальную решетку (см. рис. 1.4). Решетка может иметь сплошную по длине аппарата щель или быть перфорированной. Аппарат большой производительности составляется из отдельных ячеек и в случае необходимости может быть разделен на секции вертикальными перегородками.

Исследование аппарата такого типа проводилось Сарапкиным, Митевым и авторами [18]. Использовались две модели — из органического стекла и из металла, с размерами 250 × 400 × 600 мм. Решетки были щелевыми (ширина щели изменялась от 1 до 10 мм), а также перфорированными. Исследовались материалы монофракционного состава и полидисперсные ($10^5 \leq \Delta g \leq 10^7$). Эффективные диаметры частиц определялись из соотношений:

$$d_i = \sqrt[3]{\frac{6m}{\pi n \rho_m}}$$

для полидисперсных материалов

$$d_s = \frac{1}{\sum x_i/d_i}$$

где m — масса фракции; n — число частиц; ρ_m — плотность частиц; x_i — массовая концентрация частиц диаметром d_i .

Гидродинамические характеристики слоя исследовались с использованием автоматической записи давления в слое в зависимости от расхода газа ($\Delta p_{сл} = Q$), полученной с помощью двухкоординатного потенциометра ПДП-4 с применением тензодатчиков — преобразователей малых давлений, позволяющих получить электрический сигнал линейной характеристики достаточной

ТАБЛИЦА 1.1

Материал	Эквивалентный диаметр частиц, мм	Кажущаяся плотность материала, кг/м ³
Пшено	2,0	1393
Полистирол	1,74	1020
Алюмосиликатный катализатор	3,49	1160
Горох	5,23	1422
Горох + пшено	4,23	1400

силы для непосредственной записи прибором перепадов давлений. Записывались кривые псевдооживления различных зернистых материалов, свойства которых приведены в табл. 1.1, при разных высотах слоя и живых сечениях газораспределительных решеток.

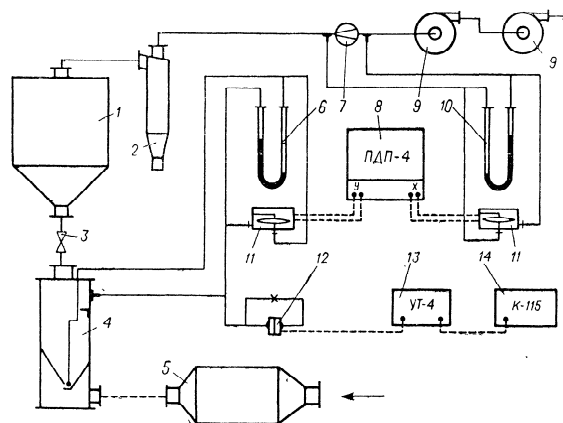


Рис. 1.16. Схема установки:

1 — демпферная емкость; 2 — циклон; 3 — задвижка; 4 — аппарат; 5 — электрокалорифер; 6, 10 — дифманометры; 7 — диафрагма; 8 — потенциометр; 9 — вентилятор; 11 — датчики; 12 — тензодатчик; 13 — тензостанция; 14 — осциллограф.

Схема установки показана на рис. 1.16. Воздух нагревался в электрокалорифере, его температура при поступлении в аппарат автоматически регулировалась. Температуры воздуха в слое, на выходе из аппарата и на входе в него измерялись термопарами и записывались с помощью потенциометра типа ЭПП-09М.

Методика записи кривых псевдооживления заключалась в том, что слабые импульсы давления в слое преобразовывались в электрический сигнал с помощью датчика малых давлений (рис. 1.17).

Принцип его работы основан на применении тензометрических сопротивлений, включенных в мостовую схему. Малые перепады

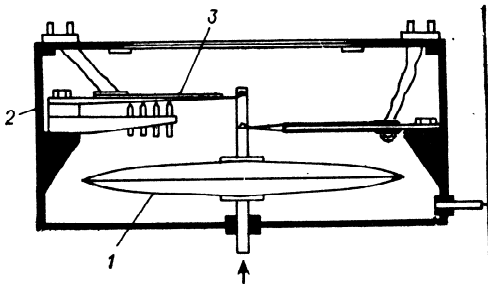


Рис. 1.17. Дифференциальный датчик-преобразователь давления:
1 — мембрана; 2 — корпус; 3 — пружины с тензосопротивлениями.

давлений, подаваемые на диафрагму 1 и герметичный корпус 2, вызывают значительные деформации диафрагмы, что приводит к изгибу пружин 3, разбалансу электрического моста и возник-

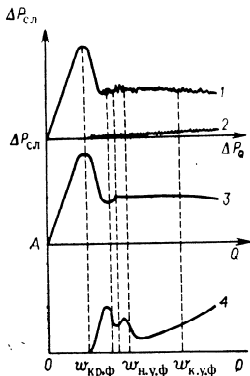


Рис. 1.18. Определение характерных точек на кривой $\Delta p_{сл} = \varphi(Q)$:

1 — зависимость гидравлического сопротивления работающего аппарата от показаний дифманометра расходной диафрагмы; 2 — то же для незаполненного аппарата; 3 — зависимость гидравлического сопротивления слоя от расхода воздуха; 4 — зависимость амплитуды пульсаций от расхода воздуха;
 $Q_{кр}$ соответствует $\omega_{кр.ф}$; $Q_{н.у.ф}$ соответствует $\omega_{н.у.ф}$; $Q_{к.у.ф}$ соответствует $\omega_{к.у.ф}$.

новению напряжения разбаланса. Сигнал от датчика-преобразователя давления подается на соответствующую координату двухкоординатного потенциометра ПДП-4. Подключая один датчик-преобразователь к диафрагме, служащей для измерения расхода, а другой к аппарату, снимали показания дифманометров у диа-

фрагмы Δp_Q и в слое $\Delta p_{сл}$ с записью в виде $\Delta p_{сл} = f(\Delta p_Q)$ (рис. 1.18).

При исследовании полученных кривых $\Delta p_{сл} = f(\Delta p_Q)$ и соответственно $\Delta p_{сл} = \varphi(Q)$ было обнаружено шесть режимов: I — фильтрация при изменении расхода газа от 0 до $Q_{кр.ф}$; II — поршневание при последующем незначительном увеличении расхода (на поверхности слоя появляются пузыри, сливающиеся затем в один большой пузырь, соответствующий сечению аппарата и подбрасывающий слой); III — фонтанирование при дальнейшем увеличении расхода (наблюдаются застойные зоны); IV — переходный режим, при котором в низу слоя начинается круговое — в вертикальной плоскости — движение материала, а в верхней части появляются всплески (амплитуда пульсаций велика); V — устойчивое фонтанирование (амплитуда пульсаций уменьшается и остается постоянной в пределах от $Q_{н.у.ф}$ до $Q_{к.у.ф}$ (застойные области отсутствуют, весь слой равномерно перемешивается в вертикальной плоскости); VI — пульсационно-поршневой режим, при расходе газа выше $Q_{к.у.ф}$ (начинается раскачивание слоя по ширине, происходят резкие выбросы частиц из слоя, гидравлическое сопротивление заметно падает вследствие проскока воздуха, амплитуда пульсаций возрастает).

В результате обработки экспериментальных данных получены зависимости для определения скорости начала устойчивого фонтанирования

$$Re_{н.у.ф} = 11,3 Re_{внт} \Gamma^{-0,8} \quad (1.36)$$

и скорости окончания устойчивого фонтанирования

$$Re_{к.у.ф} = 50,9 Re_{внт}^{0,85} \Gamma^{-0,8} \quad (1.37)$$

Значение Γ берется из табл. 1.2.

Изменение амплитуды и частоты пульсаций давления в различных гидродинамических режимах позволило выбрать в качестве критерия характеристики режима псевдоожившния величину δ (в %):

$$\delta = \frac{\Delta(\overline{\Delta p_{сл}})}{\overline{\Delta p_{сл}}} 100 \quad (1.38)$$

где $\Delta(\overline{\Delta p_{сл}})$ — амплитуда пульсаций, усредненная по характерному промежутку Δl ; $\overline{\Delta p_{сл}}$ — средний перепад давлений слоя в данном промежутке.

Наименьшим значениям δ соответствует область устойчивого фонтанирования (рис. 1.19).

Влияние полидисперсности исследовалось на равновесной смеси гороха ($d_s = 5,23$ мм) и пшена ($d_s = 2,0$ мм). Критерий Архимеда рассчитывался по среднему эквивалентному диаметру. Область существования нормального режима лежала между областями, определяемыми для каждого материала в отдельности, причем даже при $\omega_{к.у.ф}$ наблюдалось хорошее перемешивание.

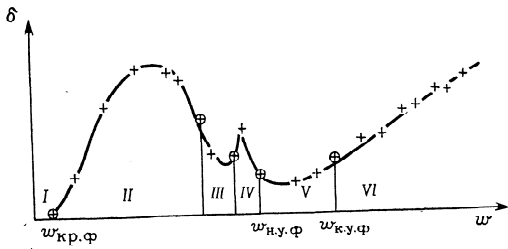


Рис. 1.19. Зависимость δ от w :
I—VI — режимы фонтанирования (пояснения даны в тексте).

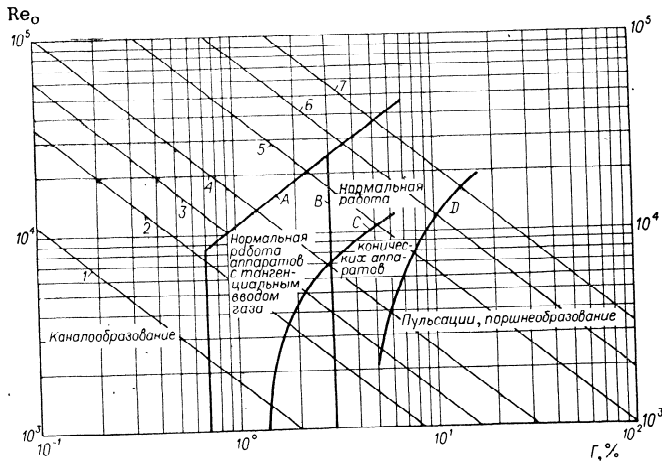


Рис. 1.20. Зависимость Re_0 от Γ для аппаратов фонтанирующего слоя (конического и с тангенциальным вводом газа).

Кривая	$Re_{внт}$	Ag	Кривая	$Re_{внт}$	Ag
1	182	$1,8 \cdot 10^4$	5	3990	$5,9 \cdot 10^6$
2	528	$1,18 \cdot 10^5$	6	7960	$2,42 \cdot 10^7$
3	980	$3,8 \cdot 10^5$	7	13100	$6,56 \cdot 10^7$
4	1660	$1,07 \cdot 10^6$			

Гидравлическое сопротивление слоя в области устойчивого фонтанирования определяется из соотношения:

$$\Delta p = K H_0 (1 - \varepsilon_0) \rho_m \quad (1.39)$$

Здесь $K = f(H_0, \Gamma)$ — коэффициент, зависящий от высоты неподвижного слоя (H_0), отношения площади сечения отверстий решетки к площади поперечного сечения верха слоя (Γ , в %), а также от гидродинамического режима процесса: каналообразование

$$K = 0,8 (0,92 H_0 + 0,5)$$

нормальная работа

$$K = 0,8 (0,92 H_0 + 0,5) \div (0,92 H_0 + 0,5)$$

пульсации и поршневание

$$K = 0,92 H_0 + 0,5$$

Результаты исследований различных областей работы аппаратов фонтанирующего слоя (конических и с тангенциальным вводом газа) и границы их существования приведены в табл. 1.2. Там же дано отношение гидравлических сопротивлений аппарата и слоя.

ТАБЛИЦА 1.2

Гидродинамический режим	Границы существования		Отношение гидравлических сопротивлений аппарата и слоя	
	I	II	I	II
Каналообразование	$\Gamma < 0,7$	$\Gamma < 3$	7—8	> 1
Нормальная работа	$\Gamma = 0,7 \div (3,9 \times 10^{-3} Ag^{0,445} + 1,1)$	$\Gamma = 3 \div (1,09 \times 10^{-3} Ag^{0,507} + 4,1)$	~ 1	0,4—0,6
Пульсации	$\Gamma = (3,9 \times 10^{-3} Ag^{0,445} + 1,1) \div (5 \times 10^{-3} Ag^{0,445} + 1,4)$	$\Gamma = (1,09 \times 10^{-3} Ag^{0,507} + 4,1) \div (2 \times 10^{-3} Ag^{0,507} + 8)$	0,6—1	$< 0,3$
Поршневание	$\Gamma > 5 \times 10^{-3} Ag^{0,445} + 1,4$	$\Gamma > 2 \times 10^{-3} Ag^{0,507} + 8$	0,6—1	$< 0,3$

Примечание. I — аппарат с тангенциальным вводом газа; II — конический аппарат.

На рис. 1.20 приведена зависимость Re_0 , определяемого по скорости газа в отверстиях решетки w_0 в начале соответствующего режима, от Γ для аппаратов фонтанирующего слоя с тангенциальным вводом газа и конических. Область между линиями A и C

соответствует нормальной работе аппаратов с тангенциальным вводом газа, а между линиями B и D — нормальной работе конических аппаратов. Левее линии A для первых и линии B для вторых лежит область каналообразования, соответственно правее линий C и D — область пульсаций. Для аппаратов конической формы при $\Gamma > 15\%$ начинается поршневой режим.

В аппарате с закрученным потоком теплоноситель равномерно распределяется по слою при помощи газораспределительной решетки, выполненной в виде щелей таким образом, чтобы обеспечивался тангенциальный подвод газа в слой и продвижение зернистого материала по винтовой траектории в кольцевом пространстве между наружной стенкой и внутренним конусом (см. рис. III.21). В работе [19] при исследовании гидравлического сопротивления аппарата использовались газораспределительные решетки, имеющие различную ширину и высоту щели (ширина 1,0—12 мм, высота 4—20 мм). Результаты экспериментов удовлетворительно описываются зависимостями, приведенными в литературе [20].

Для исследования гидравлического сопротивления двухфазного потока в зависимости от расхода воздуха и для определения скорости, соответствующей началу гидродинамически устойчивой работы слоя, были использованы дисперсные материалы различной плотности и размеров. Скорость газа в щелях, соответствующая началу устойчивого режима фонтанирования, аппроксимируется уравнением:

$$Re_{н.у.ф} = A Re_{вит} \Gamma^{-0,8} \quad (1.40)$$

где $A = 30 Ag^{-0,16}$. Уравнение (1.40) применимо при $0,127 \cdot 10^6 \leq Ag \leq 16,2 \cdot 10^6$ и $540 \leq Re_{вит} \leq 650$.

Было исследовано поле скоростей для однофазного и двухфазного потоков. Измерения, проведенные с помощью шарового зонда, позволили построить профили скоростей газового потока и получить все составляющие вектора скорости. Установлено, что профили относительных компонент скорости ($w_z/w_{вит}$, $w_r/w_{вит}$, $w_\theta/w_{вит}$) по сечению аппарата не зависят от скорости газа в щелях. Наличие твердой фазы приводит к снижению составляющих вектора скорости.

Наличие градиента скорости по сечению и по высоте аппарата создает благоприятные условия для закручивания потока твердых частиц. Их движение носит нестационарный характер, поскольку в аппарате расширяющегося сечения величины сил, действующих на частицу, меняются, достигая максимального значения вблизи наружной стенки аппарата.

Гидродинамика в аппарате с локальным фонтанированием в псевдоожоженном слое (см. рис. III.47) изучена Соколовским и др. [21]. Формулы для определения первой критической скорости локального фонтанирования $w_{ф1}$, т. е. скорости начала ста-

бильной работы факела, при которой он сверху перекрыт слоем движущихся частиц, имеет вид:

$$w_{ф1} = w_{вит} + 1,42 \sqrt{gH_0} \left(\frac{w_{вит}}{w_{пс}} \right)^{0,86} \left(\frac{d_c}{d_0} \right)^{0,31} \left(\frac{l_c}{d_c} \right)^{0,105} \quad (1.41)$$

Для определения второй критической скорости $w_{ф2}$, соответствующей образованию сквозного факела авторами работы [22] получено соотношение:

$$w_{ф2} = w_{вит} + 4,85 \sqrt{gH_0} \left(\frac{w_{вит}}{w_{пс}} \right)^{0,28} \left(\frac{d_c}{d_0} \right)^{0,33} \left(\frac{l_c}{d_c} \right)^{0,2} \quad (1.42)$$

В формулах (1.41) и (1.42) использованы следующие условные обозначения: $w_{вит}$ и $w_{пс}$ — скорости витания и псевдоожожения; H_0 — высота неподвижного слоя; d_0 и d_c — диаметры форсунки и сопла; l_c — расстояние между соплами; g — ускорение свободного падения.

Критические скорости $w_{ф1}$ и $w_{ф2}$ ограничивают диапазон внутреннего фонтанирования, когда происходит полное гидродинамическое и тепловое гашение факела слоем.

Поскольку уравнения (1.41) и (1.42) проверены в широком диапазоне изменения параметров, они могут быть использованы при проектировании промышленных аппаратов с локальными зонами фонтанирования в псевдоожоженном слое.

Вибропсевдоожоженный слой

Возникающие при вибрации силы инерции, в отличие от гидродинамических сил среды, пропорциональны не поверхности, а массе частиц. Поскольку при виброожожении колебательное движение частиц преобладает над поступательным, частицы интенсивно перемещаются друг относительно друга и порозность несколько ниже, чем в случае кипящего слоя. Продольное перемещение частиц можно осуществить в режиме полного вытеснения, что позволяет получить равномерно высушенный продукт. При виброожожении силы действуют на частицы периодически: после отрыва частиц от решетки их кинетическая энергия быстро убывает вследствие трения и соударений друг о друга и они падают на решетку. Так как при вибропсевдоожожении газом кипящий слой образуется при $w < w_{кр}$, он меньше зависит от параметров среды. Такой слой отличается равномерной структурой и отсутствием газовых пузырей. Теплота к материалу может быть подведена через расположенные в слое нагреватели [23].

Состояние виброкипящего слоя можно охарактеризовать с помощью критерия K_ω , величина которого при условии, что поток газа направлен по нормали к решетке, определяется из выражения:

$$K_\omega = \frac{A\omega^2}{g \pm \frac{p_c - p}{m}} \quad (1.43)$$

где A — амплитуда; ω — частота; g — ускорение свободного падения; p_c и p — сила сопротивления среды и сила гидродинамического давления потока; m — масса частицы.

Положительный знак в выражении (1.43) берется при $p_c > p$, отрицательный — при $p_c < p$. В случае $p_c = p$ слой ведет себя так же, как в вакууме, т. е. переходит в псевдооживленное состояние при $A\omega^2 = g$.

При вертикальной вибрации в неподвижной среде различают вибровязкий ($0 < K_\omega \leq 1$), виброкипящий ($1 < K_\omega < 3$) и виброфонтанирующий ($K_\omega > 3$) слои.

Даже при отсутствии вынужденного потока газа в вибропсевдооживленном слое при определенных условиях могут возникать значительные токи газовой среды, обусловленные пульсациями давления газа. Такая неустановившаяся фильтрация газовой среды, интенсивность которой зависит от параметров вибрации, размера и плотности частиц, высоты слоя, способствует псевдооживлению материала.

Авторами работы [24] были получены осциллограммы давления газа под слоем материала, из которых следует, что обычно пульсации несимметричны как по величине, так и по продолжительности периодов положительных и отрицательных перепадов давления Δp . Кроме того, периодически могут изменяться амплитудные значения перепадов давления.

При погружении теплообменных поверхностей в слой происходит существенное изменение гидродинамической обстановки.

Исходя из условий постоянной порозности слоя сыпучего материала при его подъеме и падении, была предложена феноменологическая модель [25], где слой рассматривается как поршень с вертикальным отверстием. Поршень движется в вертикально стоящем цилиндре, совершающем вертикальные гармонические колебания. Описание условной модели включает систему трех исходных уравнений, отражающих движение цилиндра для промежутка времени, в течение которого материал не лежит на плоскости, состояние воздуха между материалом и плоскостью в момент времени τ и количество воздуха, проникающего через слой.

Эмпирическая зависимость между перепадом давления в начале псевдооживления, параметрами вибрации и свойствами частиц предложена в работе [26]:

$$\Delta p_{0в} = \Delta p_0 (A\omega^2/g)^{-n} \quad (1.44)$$

где $\Delta p_{0в}$ и Δp_0 — соответственно перепады давления в начале псевдооживления в условиях вибрации и без вибрации. Показатель степени n зависит от свойств частиц [26].

Скорость начала псевдооживления в условиях вибрации всегда меньше, чем без вибрации.

Исследование структуры виброкипящего слоя, проведенное с помощью емкостного датчика, показало, что наложение вертикальной вибрации улучшает структуру слоя, причем наиболее

удовлетворительные результаты получаются при ускорениях вибрации $A\omega^2 = (2 \div 3)g$. При увеличении ускорения более $4g$ структура слоя ухудшается.

В результате обработки данных по изменению порозности слоя в зависимости от ускорения вибрации и скорости воздуха получено уравнение для определения порозности слоя:

$$\frac{\varepsilon - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_0} = 1 - \exp[-0,96(\omega - \omega_{0в})^{0,4}] \quad (1.45)$$

Импульсное псевдооживление

Импульсный режим псевдооживления осуществляют по двум вариантам [6].

1. Периодически прекращается или уменьшается подача газа. В период полного дутья количество газа достаточно для псевдооживления, а после прекращения или уменьшения дутья образуется неподвижный или слабо псевдооживленный слой. Существенным недостатком этого варианта являются значительные инерционные усилия, вызывающие увеличение динамических нагрузок на аппарат.

2. Газ подается не по всему сечению слоя, а по некоторой его доле. При этом участие всего зернистого материала в процессе псевдооживления обеспечивается использованием либо вращающейся газораспределительной решетки с радиальной щелью или рядом отверстий, либо вращением под неподвижной решеткой сплошного диска с секторным или иным вырезом.

Для выяснения условий, обеспечивающих устойчивый режим псевдооживления при пульсирующей подаче газа, в Томском политехническом институте были проведены исследования при стационарном (частота пульсаций $\omega = 0$) и синусоидальном пульсирующем движении ($3,35 < \omega < 10$ Гц) оживляющего агента через слой различных материалов; при $\omega < 3,35$ Гц за период одного импульса газовой струи материал успевал осесть на решетку и частично уплотниться. При $\omega > 10$ Гц эффективность пульсирующих воздействий заметно снижалась, хотя их положительное влияние проявлялось до $\omega = 25$ Гц [27].

При пульсирующем газовом потоке каждой стадии расширения слоя предшествует его уплотнение. В этом состоянии слой обладает текучестью, хорошо проницаем для газов и более тяжелых частиц, а вынос легких частиц незначителен. Расширение слоя сопровождается прорывом через него мелких газовых пузырей, способствующих интенсивному перемешиванию частиц и стабилизирующих режим кипения.

Локшиным [28] получен общий вид зависимости для определения гидравлического сопротивления импульсно оживляемого слоя

$$\frac{\Delta p}{\rho_0 g H_0} = 1,8 Fr^{0,7} Str^{0,2} Re^{-0,15} \quad (1.46)$$

применимой при $0,5 \leq Re \leq 10$, $2 \leq Str \leq 22$, $0,5 \leq Fr \leq 3,0$. Здесь $Re = \omega_n d_s / \nu$; $Fr = \omega^2 / (gd_s)$; $Str = d_s f_n / \omega_n$; $\omega_n = \omega / \psi$ — пульсационная скорость оживающего агента; ρ_n — плотность слоя; f_n , ψ — соответственно частота и скважность прерывания потока газа; H_0 — начальная высота слоя.

В уравнении (1.46) комплекс $\frac{\Delta p}{\rho_n g H_0}$ отражает влияние перепада гидростатического давления на движение слоя, а критерий Рейнольдса Re , Фруда Fr и Струхалия Str учитывают влияние сил трения, тяжести и неустановившийся характер движения слоя.

Восходящий пневмотранспорт гетерогенного потока

В пневмосушилках высушиваемый материал и сушильный агент образуют восходящий гетерогенный поток. Для сплошной фазы характерно выравнивание профиля скорости, турбулизация пристенного слоя вследствие проникновения в него частиц дисперсной фазы. Движение частиц дисперсной фазы находится под воздействием большого числа факторов: веса частиц, силы динамического давления, столкновения частиц со стенками канала и друг с другом, электростатических сил, вращения частиц и т. д.

Обычно рассматривают два периода движения одиночной частицы. В периоде разгона на участке L_p частица увеличивает скорость от начальной (часто принимаемой равной нулю) до скорости стабилизированного движения. Вместе со скоростью движения частиц монодисперсного материала меняются и прочие зависящие от нее характеристики: коэффициент скольжения φ_w , представляющий собой отношение скорости сплошной фазы w к скорости частицы u , истинные массовая μ (в кг/кг) и объемная β (в м³/м³) концентрации материала. Они переменны до тех пор, пока переменна скорость частицы. В период стабилизации движения на участке L_c эти величины постоянны.

При движении полидисперсного материала можно говорить о постоянстве по длине L_c лишь φ_w для каждой фракции отдельно. Различие в φ_w для частиц отдельных фракций приводит к изменению по длине трубы зависящих от него величин: дисперсного состава и истинных концентраций твердой фазы μ и β . Поэтому в каждом сечении трубы — сушилки будут находиться частицы с различной температурой и влагосодержанием. Это значительно осложнит описание процесса сушки, поскольку приемлемое для изотермического течения описание некоторым образом осредненного движения становится недопустимо грубым в случае неизоотермического течения и сильно искажает качественную картину.

Строгая теория движения полидисперсного материала пока не разработана. Первым приближением может служить подход, основанный на том, что движение частиц главным образом определяется их весом, аэродинамическим сопротивлением и столкновениями. Допустив, что частицы данной фракции имеют одинаковую ско-

рость, движение одномерное, столкновения частиц только парные (т. е. поток запылен относительно слабо) и турбулентные пульсации несущей среды не учитываются, движение частиц данной фракции может быть описано уравнением [29]:

$$\frac{du_i}{dL} = \frac{3}{4} \zeta_i \frac{\rho_r}{d_i \rho_i u_i} (w - u_i) - \frac{g}{u_i} - \frac{3}{4} \frac{w \rho_r}{u_i} \sum_{j=1}^n E_{ji} (1 + K_{nji}) \times \\ \times \frac{\mu_j (d_i + d_j)^2}{\rho_i d_i^3 + \rho_j d_j^3} \frac{u_j - u_i}{u_j} |u_j - u_i| \quad (1.47)$$

Здесь E_{ji} — коэффициент осаждения; K_n — коэффициент восстановления нормальной составляющей скорости при столкновении частиц [30]. Значение E_{ji} рекомендуется брать из литературы [29, 30].

Уравнение (1.47) может быть решено при известной функции $u_i(0)$.

Первое слагаемое правой части уравнения (1.47) характеризует аэродинамическое сопротивление, второе — силы тяжести, третье — эффекты столкновений частиц. Учет последнего слагаемого важен потому, что оно объясняет рост неравномерности отработки частиц. Как показано в [30], вследствие столкновений мелкие частицы притормаживаются, а крупные ускоряются. В итоге время пребывания мелких частиц возрастает, а крупных — уменьшается, длины разгонных участков оказываются соизмеримыми.

Входящий в уравнение (1.47) коэффициент аэродинамического сопротивления ζ зависит от режима движения частицы и фактура формы.

Для частиц сферической формы

$$\zeta = \begin{cases} 25,5 Re^{-1} & (Re < 1) \\ 26,3 Re^{-0,8} & (1 \leq Re \leq 13) \\ 12,3 Re^{-0,5} & (13 \leq Re \leq 800) \\ 0,44 & (800 \leq Re \leq 10^5) \end{cases}$$

Коэффициент сопротивления частиц неправильной формы больше, чем для сферических частиц, его зависимость от Re так же сложна, как и для сферических частиц. Рекомендации к его определению изложены в литературе [29—31].

Величину потерь давления при транспорте дисперсных потоков обычно оценивают по уравнению, в основе которого лежит принцип аддитивности [29—33]. Такой способ, как отмечено в [31], является в известной мере условным, поскольку составляющие общей потери давления не являются независимыми друг от друга.

При полном учете всех слагаемых имеем:

$$\Delta p_{общ} = \Delta p_{тр} + \Delta p_{т} + \Delta p_{н} + \Delta p_{р} + \Delta p_{у} + \Delta p_{с} + \Delta p_{м} + \Delta p_{м.т} \quad (1.48)$$

где $\Delta p_{тр}$ — потери на преодоление сил вязкого трения несущей среды; Δp_t — потери, вызванные взаимодействием частиц со стенками капала; Δp_b — потери на поддержание во взвешенном состоянии всех частиц, одновременно находящихся в трубе, в расчете на 1 м² площади ее поперечного сечения; Δp_p — потери на разгон частиц от u_0 до u (на изменение количества движения частиц твердой фазы); Δp_y — потери, вызванные ускорением газовой фазы при неизотермическом течении (при охлаждении газа $\Delta p_y < 0$); Δp_c — потери, вызванные самотягой (при восходящем движении горячего теплоносителя играют роль подъемной силы, т. е. $\Delta p_c < 0$); Δp_m — потери на преодоление местных препятствий среды; $\Delta p_{м.т}$ — потери на преодоление местных препятствий при прохождении твердой фазы.

Значение Δp_t обычно невелико, и его можно не учитывать. Величины Δp_y и Δp_c имеют для труб - сушилок отрицательное значение и неучет этих слагаемых приведет к некоторому запасу в расчете $\Delta p_{общ}$.

Поскольку в основе ряда слагаемых $\Delta p_{общ}$ лежит допущение об их пропорциональности удельной кинетической энергии несущей среды в форме закона Дарси

$$\Delta p = \lambda \frac{L}{D} \frac{\rho \omega^2}{2} = \zeta \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (1.49)$$

то для унификации такой же вид записи может быть принят для всех слагаемых. Тогда [31]:

$$\Delta p_{общ} = \zeta_{общ} \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (1.50)$$

Здесь

$$\zeta_{общ} = \zeta_0 + \zeta_b + \zeta_p + \zeta_n$$

где $\zeta_0 = \lambda \frac{L}{D}$; λ — коэффициент трения, определяемый как для чистого газа, $\zeta_b = 2F\Gamma\mu_b$; μ_b — истинная массовая концентрация твердой фазы в трубе, кг/кг; $\Gamma = gD/\omega^2$ — критерий Фруда для газа. Значение ζ_p определяют по формуле [30]:

$$\zeta_p = 2\mu \left[0,95 \left(1 - \frac{\omega_{вит}}{\omega} \right) - \frac{u_n}{\omega} \right] \quad (1.51)$$

где u_n — начальная скорость частиц; $\omega_{вит}$ — скорость витания частиц; ω — скорость газа; μ — массовая расходная концентрация частиц.

Коэффициент ζ_n учитывает суммарно потери Δp_m и $\Delta p_{м.т}$:

$$\zeta_n = \zeta_0 + \zeta_t$$

где ζ_0 — коэффициент местного препятствия при протекании газа; ζ_t — то же, при протекании твердой фазы. Приблизительно $\zeta_t \approx \mu \zeta_0$ [34].

Как показывают расчеты линий пневмотранспорта, максимальную долю общей потери давления составляют статические потери, поскольку истинная концентрация твердой фазы в трубе превышает расходную в несколько раз. Чтобы избежать большого накопления материала в трубе, приходится увеличивать скорость транспортирующего агента. При малых скоростях газа вследствие неравномерности скоростного поля в сечении трубы возможно выпадение частиц из восходящего потока. Для обеспечения надежного вертикального восходящего прямого тока необходимо, чтобы скорость газа превышала скорость витания частиц на 70—100% [33].

4. СТРУКТУРА СЛОЯ И ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ЧАСТИЦ

Под структурой взвешенных дисперсных систем понимается распределение в пространстве и времени концентрации одной фазы в другой. Для взвешенного слоя это будет величина и распределение концентрации твердой фазы по слою.

В настоящее время для локальных концентрационных измерений (как усредненных, так и флуктуационных) в дисперсных системах используются прямые методы (емкостной, по электропроводности и по перепаду давлений) и косвенный (пьезометрический — по скоростям и числу соударяющихся частиц).

Сравнительная простота пьезометрической методики позволила применить ее для изучения движения частиц как в кипящем, так и в фонтанирующем слоях.

Кипящий слой

Как показывает анализ, порозность кипящего слоя является сложной функцией размера, формы и плотности частиц, физических свойств и скорости псевдоожижающей среды. Теоретически такую связь установить не удается, а из имеющихся многочисленных аппроксимаций опытных данных наибольшее распространение получило соотношение [9]:

$$\varepsilon = A\Gamma^{-0,21} (18Re + 0,36Re^2)^{0,21} \quad (1.52)$$

где $A\Gamma = \frac{gd^3 \rho_m - \rho}{\nu^2 \rho}$; $Re = \frac{\omega d}{\nu}$; ω — скорость газа, рассчитанная на полное сечение аппарата.

Более детальные исследования [35] порозности псевдоожиженного слоя показывают, что ее локальное значение изменяется как по высоте, так и по радиусу слоя (рис. 1.21 и 1.22). Из рис. 1.21 следует, что при относительно небольших скоростях газа псевдоожиженный слой в основном объеме имеет практически равномерную порозность за исключением зоны, непосредственно прилегающей к решетке, где сказывается динамическое воздействие струй воздуха, и верхней зоны слоя, в котором происходит выброс

твердой фазы из основной массы слоя. Помимо пространственной неравномерности наблюдаются пульсации порозности во времени (рис. 1.23).

Анализ показывает, что в кипящем слое твердые частицы имеют тенденцию перемещаться не только индивидуально, но и отдельными группами (пакетами), которые также совершают случайное движение по объему слоя, постепенно обмениваясь частицами.

Исходя из случайного характера перемещения твердой фазы и рассматривая кипящий слой как целое, часто полагают, что перемещение частиц дисперсной фазы можно считать аналогичным диф-

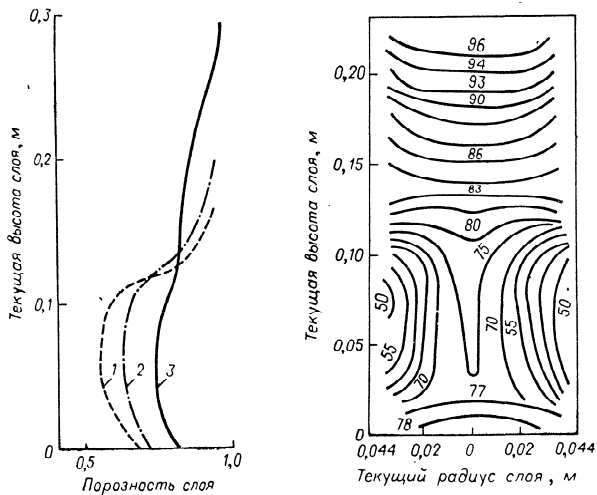


Рис. 1.21. Результаты измерения порозности псевдооживленного слоя по высоте аппарата при различной скорости воздуха:
1 — 0,227 м/с; 2 — 0,596 м/с; 3 — 0,984 м/с.

Рис. 1.22. Порозность в различных точках псевдооживленного слоя (скорость воздуха — 0,98 м/с).

Цифры у кривых — значения порозности слоя ϵ , выраженные в %.

фузионному переносу. Диффузионная модель пригодна лишь для высоких слоев и при скоростях газа, незначительно превышающих скорость начала псевдооживления. При больших скоростях частицы совершают циркуляционные движения, поднимаясь вверх в центральной зоне слоя со скоростями, близкими к скорости газа, и опускаясь вниз по периферии со скоростями, примерно на порядок меньшими (рис. 1.24, а). Описанный характер имеет цир-

куляция в нешироких слоях; в слоях же широких и низких движение часто принимает характер очаговой циркуляции (рис. 1.24, б).

Для таких слоев Тодес с соавторами [22] предлагает двухпараметрическую модель перемешивания. Для переноса меченой примеси с концентрацией $c(\vec{r}, \tau)$ уравнение имеет вид:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = -\vec{v} \nabla c + D \nabla^2 c \quad (1.53)$$

где под $\vec{v}(\vec{r}, \tau)$ понимается скорость циркуляции потоков твердой фазы в аппарате; D — коэффициент диффузии (смешения).

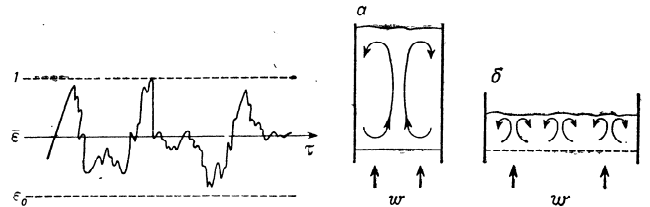


Рис. 1.23. Изменения мгновенного значения локальной порозности псевдооживленного слоя (36).

ϵ_0 — порозность неподвижного слоя; $\bar{\epsilon}$ — усредненная по времени порозность псевдооживленного слоя.

Рис. 1.24. Циркуляционный характер движения дисперсного материала в псевдооживленном слое:

а — одноконтурная циркуляция дисперсной фазы; б — многоконтурная циркуляция дисперсной фазы.

Поскольку перенос теплоты внутри кипящих слоев, псевдооживляемых газами, осуществляется в основном перемешиванием нагретых частиц (объемная теплоемкость которых на 3 порядка выше объемной теплоемкости газа), то для внутреннего теплообмена в этом случае также применима двухпараметрическая модель:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = -\vec{v} \nabla \theta + D \nabla^2 \theta \quad (1.54)$$

где D имеет смысл коэффициента температуропроводности.

Модель, описываемая уравнением (1.53), наиболее адекватна для крупных промышленных аппаратов с отношением $H/D_{\text{app}} < 1$, в которых возникает ряд зацепленных циркуляционных контуров в горизонтальном направлении.

Авторы [22] рекомендуют решать уравнения типа (1.53) на ЭЦВМ с использованием метода Монте-Карло. Предварительно должно быть задано поле циркуляционных скоростей. Проведенные расчеты показали, что процесс выравнивания концентраций в аппарате при чистой диффузии происходит значительно медленнее.

Лукиным, Банных, Жуковым и Тагаповым [37, 38] исследовались локальные гидродинамические характеристики мелкозернистого кипящего слоя с помощью малогабаритного датчика, представляющего собой сочетание пьезоэлемента, измеряющего силовое воздействие твердых частиц, и конденсаторного измерителя порозности. Датчик позволяет учитывать влияние порозности агрегатов на амплитуду сигнала с пьезоэлемента, по которой рассчитывается скорость движения. Измерительный комплекс дает возможность проводить отдельно измерение порозности слоя в режиме автоматической обработки информации с помощью ЭЦВМ-3000. Экспериментальные исследования были выполнены

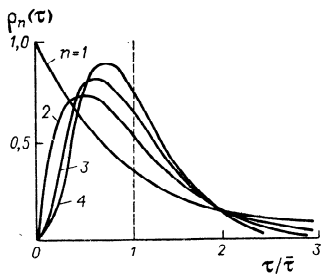


Рис. 1.25. Плотность распределения дисперсной фазы по времени пребывания в аппарате из слоев полного перемешивания.

в нижней части аппарата и у его стенок. Эта неравномерность сохраняется и при переходе в плотную фазу слоя. Наличие поперечной неравномерности приводит к тому, что изменение средней порозности по высоте слоя в центральной части аппарата и на периферии носит разный характер — при скорости 0,2 м/с в центре средняя порозность выше, чем при 0,4—0,6 м/с, в то время как на периферии происходит монотонное ее увеличение. При переходе к агрегатному режиму система становится статистически неопределяемой; такой режим обеспечивает большую эффективность работы аппарата, поскольку в этом случае масштабы флуктуаций меньше.

В результате моделирования псевдооживленного слоя как «диссипативной структуры» получены [37] теоретические оценки функции плотности вероятности пульсаций относительной скорости движения фаз, которые удовлетворительно согласуются с экспериментальными данными.

При полном перемешивании твердой фазы в аппарате плотность ее распределения по времени пребывания описывается выражением:

$$\rho_n(\tau) = \frac{1}{\tau} \exp(-\tau/\bar{\tau}) \quad (1.55)$$

в аппарате диаметром 300 мм, в котором воздухом ожижалась узкая фракция песка (125—250 мкм). Скорость воздуха изменяли от 0,2 до 0,6 м/с, что позволило исследовать как пузырьковый, так и агрегатный режимы. Результаты исследований локальной порозности подтвердили описанный выше неоднородный характер псевдооживления. Зоны слоя отличаются плотностями распределений, вид которых зависит от режима псевдооживления. При пузырьковом режиме ($w < 0,2$ м/с) ожижение слоя начинается

Уравнению (1.55) соответствует кривая $n = 1$ на рис. 1.25. Более равномерное распределение твердой фазы по времени пребывания достигается при секционировании аппаратов по ходу перемешиваемой фазы.

Анализ приводит к следующим формулам для плотности распределения дисперсного материала по суммарному времени пребывания в последовательно соединенных аппаратах полного перемешивания [39]: при одинаковых значениях среднего времени пребывания в каждом аппарате

$$\rho_n(\tau) = \frac{\tau^{n-1} e^{-\tau/\bar{\tau}}}{(n-1)! (\bar{\tau}/n)^n} \quad (1.56)$$

при различных значениях среднего времени пребывания в каждом аппарате

$$\rho_n(\tau) = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{\tau}_i^{n-2} e^{-\tau/\bar{\tau}_i}}{\prod_{j=1, j \neq i}^n (\bar{\tau}_i - \bar{\tau}_j)} \quad (1.57)$$

Кривые, построенные по уравнению (1.56), иллюстрируют увеличение степени равномерности времени пребывания с увеличением числа слоев (рис. 1.25).

Соотношения (1.55)—(1.57) подтверждаются экспериментами с мечеными частицами, импульсно вводимыми в первый псевдооживленный слой. Число меченых частиц подсчитывается в потоке материала, непрерывно выгружаемого из последнего слоя. Отношение числа меченых частиц Δn в пробе, отбирасмой в течение интервала времени Δt , к общему числу частиц в исходном импульсе в пределе дает плотность распределения $\rho_n(\tau)$.

Фонтанирующий слой

В основе изучения структуры фонтанирующего слоя лежит неоднородность его различных областей. Все исследования фонтанирующего слоя представляют собой наблюдения ядра путем измерения его границ и измерения концентрации частиц в ядре.

В исследованиях всех авторов была принята двухзонная модель, по которой частицы в ядре потока поднимаются, а в периферийной зоне опускаются в плотном слое.

Относительно очертаний границ ядра и концентрации существует мнение, что ядро расширяется и имеет место разреженная зона у входа и «загущения» в зоне фонтана.

Косвенные методы определения границ ядра фонтанирующего слоя развиты в работе [6]. Для границ (ширины) [40, 41] и концентрации ядра [42] известны эмпирические корреляции. Так, например, в [41] показано, что диаметр струи зависит от скорости

в степени 0,5. В пределах узкого диапазона изменения скорости авторы работы [33] наблюдали примерно линейную зависимость. В виде критериальной степенной зависимости были обработаны данные по измерению пьезодатчиком порозности ядра Мухленовым и Горштейном [42]:

$$\epsilon_{я} = 2,17 \left(\frac{Re}{\Lambda r} \right)^{0,33} \left(\frac{H_0}{d} \right)^{0,5} \left(\operatorname{tg} \frac{\Psi}{2} \right)^{-0,6} \quad (1.58)$$

Для расчета аппаратов с фонтанирующим слоем необходимо знать закономерности движения и перемешивания частиц, порядок скоростей частиц, их распределение по объему слоя. Сводка ряда работ приведена в [3].

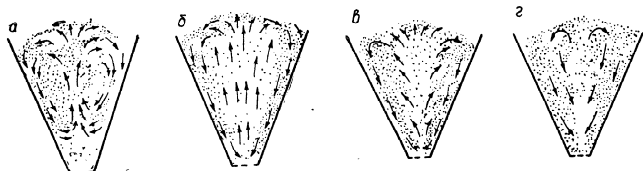


Рис. 1.26. Схема циркуляции частиц в фонтанирующем слое:

а, б — обмен внизу и наверху (*а* — отжатие слоя, *б* — отжатие отсутствует); *в, г* — подмешивание по всей высоте (*в* — из ядра в периферийную зону, *г* — из периферийной зоны в ядро).

Анализ имеющихся в литературе формул по определению диаметра центрального ядра позволил сделать следующие выводы: диаметр ядра увеличивается пропорционально корню квадратному из массовой скорости газов и уменьшается с увеличением плотности частиц в степени 0,4—0,5; он не зависит от угла раскрытия конуса, диаметра входного отверстия и размера частиц.

Некоторые результаты исследований [41—43] свидетельствуют о линейной зависимости между скоростью движения частиц у стенки и скоростью газа. Знание скоростей частиц у стенки позволило в ряде случаев скоррелировать величины, характеризующие циркуляцию, с геометрическими характеристиками слоя и аппарата.

На механизм циркуляции твердых частиц в фонтанирующем слое имеются различные точки зрения.

Предлагавшиеся различными авторами варианты представлены на рис. 1.26. На схемах *а* и *б* изображены случаи, когда принимается, что обмен между ядром и периферией происходит лишь внизу и наверху; различие в том, что в схеме *а* предполагается некоторое отжатие слоя от решетки, а в случае, изображенном на схеме *б*, этот эффект отсутствует. На схеме *в* показано, что подмешивание происходит по всей высоте слоя из ядра в периферийную зону; в то же время на схеме *г* [41, 42] предполагается обратное направление обмена по высоте.

Гольцикером и авторами [3, 11] визуальным и с помощью фотографии изучались форма и структура ядра фонтанирующего слоя при $\varphi = 0 \div 70^\circ$ и $d = 1,5 \div 6$ мм. Установлено следующее: 1) концентрация частиц в нижней части ядра значительно понижена; 2) поперечное сечение ядра на высоте около 50 мм сжимается, а затем вновь расширяется; 3) непосредственно над слоем концентрация частиц понижена, а на высоте нескольких десятков миллиметров имеется уплотнение — своеобразная «шапка» частиц.

Первые две особенности могут быть объяснены на основе аналогии с истечением струи из пазадки в более плотную среду. Это имеет большое практическое значение, так как приводит к отсутствию контакта твердой фазы с решеткой, позволяет избежать нежелательных явлений перегрева частиц.

Вблизи разреженной зоны наблюдается резкое сужение ядра слоя, весьма напоминающее сечение трубы Вентури.

Была изучена также зависимость угла раствора ядра от скорости газового потока путем фотографирования слоя при разных выдержках. Обнаружено, что угол раствора конуса ядра, начиная с высоты, при которой наступает расширение, не очень велик ($8,5$ — 18°); изменение этого угла, как и абсолютных значений ширины ядра, с увеличением скорости газа закономерно, ввиду чего можно считать, что прямо пропорциональная зависимость ширины струи от скорости газа для фонтанирования не подтверждается. Это можно объяснить нечеткостью определения в ряде работ границ между фонтанирующим ядром и периферийной зоной. Позонную структуру фонтанирующего слоя исследовали, наблюдая за образованием зон при переходе от кипящего слоя к фонтанирующему, т. е. постепенно увеличивая угол раствора в двухмерной модели. Установлено, что при углах 0 — 20° наблюдается типичное псевдооживление в узких колонках — подъем частиц в центре с вихреобразным опусканием по стенкам. С увеличением угла раствора ядро имеет весьма четкие очертания, частицы опускаются по стенкам вихреобразно, причем некоторая их доля подмешивается в ядро по всей высоте. При угле раствора конуса 40° непосредственно между зоной интенсивного движения частиц вниз имеется зона медленно движущихся частиц (у стенки). Следовательно, если восходящее движение частиц происходит в одной зоне — ядре, то нисходящее — в двух зонах, отличающихся по порядкам скоростей. Таким образом, наиболее полно структуру фонтанирующего слоя отображает трехзонная модель, что подтверждается данными Баскакова по теплообмену [14].

В ряде работ развиваются представления о наличии оптимального угла раствора конуса, при котором некоторый показатель эффективности процесса имеет наиболее благоприятное значение. Как зависимость эффективности процесса от угла конусности, так и значение оптимального угла объясняются наличием структурных зон и в основном тем, в какой зоне протекает процесс. По данным большого числа исследователей, оптимальным углом раствора

конуса для большинства технологических процессов следует считать 40—45°.

Помимо исследований на плоской модели, были проведены опыты с коническим слоем в аппарате цилиндрикоконической формы. Порозность измеряли емкостным датчиком [11]. Из рассмотрения полученных данных можно сделать следующие выводы.

1. Профиль концентрации твердой фазы в фонтанирующем слое симметричен относительно оси слоя, и при измерениях в пределах высоты насыпанного неподвижного слоя максимальное значение порозности практически не меняется по высоте.

2. Профиль порозности вблизи оси имеет ярко выраженный параболический характер с плоской вершиной. Распределение порозности по сечению фонтанирующего слоя на разных высотах подтверждает сделанный на основании изучения двухмерного слоя вывод о трехзонной структуре фонтанирующего слоя.

3. С изменением скорости газа на входе профиль порозности в данном сечении меняется незначительно.

4. В периферийной зоне порозность слоя в пределах погрешности опыта не отличается от порозности неподвижного слоя.

Наряду со структурными измерениями было исследовано движение и перемешивание частиц в фонтанирующих слоях. Перемешивание характеризуется отношением $\tau_{ц}$ — времени циркуляции и $\bar{\tau}$ — среднего времени пребывания, т. е.

$$k = \bar{\tau} / \tau_{ц} \quad (1.59)$$

определяет интенсивность перемешивания.

Среднее время пребывания находится из соотношения

$$\bar{\tau} = G_{сл} / G \quad (1.60)$$

где $G_{сл}$ — масса слоя; G — производительность.

Величина $\tau_{ц}$ определяется как время, в течение которого частица проходит через все основные участки слоя. При отсутствии подмешивания из периферийной зоны в ядро требование, чтобы за время циркуляции частица проходила все основные участки слоя, удовлетворяется автоматически и может быть оценено по времени опускания частиц в периферийной зоне. При наличии зоны, где происходит подмешивание, частица, опускающаяся в периферийной зоне, может перейти в ядро в любой точке по вертикали; в результате ей, возможно, придется пройти несколько циклов, прежде чем удовлетворится требование обхода всех основных участков слоя. Таким образом, при наличии обмена для получения порядка величины $\tau_{ц}$ необходимо помимо порядков скоростей частиц в ядре и периферийной зоне знать еще и порядки величин коэффициентов обмена.

Определив $\tau_{ц}$ и $\bar{\tau}$, можно оценить величину k . Если $k > 10$, то фонтанирующий слой работает в режиме полного перемешивания.

Исследования, выполненные рядом авторов [44—46], также показывают, что аппарат фонтанирующего слоя при непрерывной загрузке материала по твердой фазе приближается к аппаратам полного перемешивания.

С целью изучения как пространственного распределения частиц с различными скоростями, так и распределения числа частиц по скорости, была применена фотосъемка при различных выдержках [11]. Измерение скоростей частиц проводилось по длине бликов. Полученная таким образом «карта» скоростей частиц в сечении слоя приведена на рис. 1.27. Из этого рисунка следует, что скорости частиц в фонтанирующем ядре более чем на порядок превышают скорости в пристеночной зоне периферийного слоя, а в промежуточной зоне выше всего лишь в несколько раз. Изучение влияния различных параметров фонтанирующего слоя на скорость частиц в пристеночной области и оценка значения коэффициентов обмена между зонами проводилась для конического слоя со смешанными конусами. Углы конусности были равны 30; 40; 50 и 60°, скорость воздушного потока составляла 5—9 м/с. Материал имел сферическую (гранулированный силикагель с размером частиц 3,2 мм) и неправильную (частицы поливинилформала со средним размером 1,5—4 мм) формы [11]. После установления соответствующего гидродинамического режима в верхнюю часть пристеночной области вблизи прозрачного участка стенки при помощи пневматического инжекционного устройства вводились подкрашенные частицы. Время прохождения частицами базы — отмеченного специальными знаками отрезка длины стенки конуса (по образующей) — измерялось при помощи секундомера.

По результатам измерений рассчитывалось среднее значение скорости частиц у стенки. Оказалось, что скорости частиц у стенки возрастают с увеличением расхода газа от 2—3 до 7—8 см/с, поэтому при фотографировании плоской модели пристеночный слой выглядел неподвижным.

Следует остановиться еще на некоторых макрокинетических характеристиках фонтанирующего слоя.

При отсутствии обмена между периферийной зоной и ядром можно было бы, используя ориентировочные значения высоты фонтанирующего слоя $H_{сл} = 0,2-1,0$ м и скорости частиц

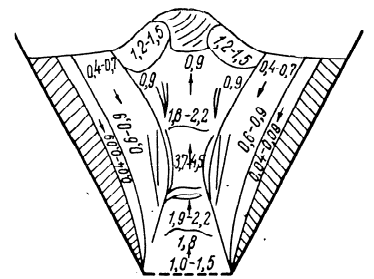


Рис. 1.27. Схема распределения частиц в сечении фонтанирующего слоя по скоростям.

у стенки $w_{ст} = 0,01 \div 0,10$ м/с, принять, что время циркуляции не превысит

$$\tau_{ц} \approx \frac{H_{сл}}{w_{ст}} = \frac{20 \div 100}{1 \div 10} \leq 100 \text{ с}$$

а в среднем $\tau_{ц} = 50$ с (2—100 с). Однако ввиду наличия обмена необходимо, чтобы $\tau_{ц}$ являлось временем, в течение которого частица пройдет через все активные зоны аппарата, а не только по наиболее протяженному контуру стенка—ядро. Чтобы учесть, какое количество частиц движется за один цикл по менее протяженному контуру, необходимо рассчитать коэффициенты обмена между периферийной зоной и ядром через промежуточную зону.

Используя данные, при которых проводились опыты, оценим величину коэффициента обмена, принимая его постоянным по высоте фонтанирующего слоя. Обмен внизу происходит (из-за отжата слоя от решетки) на высоте $\sim 0,05$ м. Согласно [11], получим:

$$K = \frac{\rho_m c_{тв} w_{ст}}{2r_0} \left[2r_0 \lg \frac{\Phi}{2} + 1g^2 \frac{\Phi}{2} (h_1 + h_2) \right] =$$

$$= \frac{1200 \cdot 0,5 \cdot 0,05}{2 \cdot 0,025} [2 \cdot 0,025 \cdot 0,364 + 0,132 (0,3 + 0,05)] = 38,64 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

Через боковую поверхность ядра переносится:

$$K \cdot 2\pi r_0 (h_1 - h_2) = 38,64 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 0,025 (0,3 - 0,05) = 1,35 \text{ кг/с}$$

В то же время до самого низа периферийной зоны доходит:

$$\rho_m c_{тв} \omega S_{ниж} = \rho_m c_{тв} \omega \pi (r_{ниж}^2 - r_0^2) =$$

$$= 1200 \cdot 0,5 \cdot 0,05 \cdot 3,14 (0,0432^2 - 0,025^2) = 0,172 \text{ кг/с}$$

Таким образом, $\sim 13\%$ материала проходит все зоны по высоте аппарата за один цикл, а 87% , т. е. в 6 раз больше, за то же время пройдет меньшее расстояние. Однако учитывая распределение частиц по длине проходимого пути, целесообразно примерно трехкратное повторение циркуляции частицы, чтобы получить значение характеристического времени циркуляции:

$$\tau_{ц} = 3H_{сл}/w_{ст} \quad (1.61)$$

Множитель 3 принят, поскольку не доходящие донизу частицы затрачивают на этот неполный цикл время, меньшее чем $H_{сл}/w_{ст}$ в среднем в 2 раза. Тогда в наиболее часто встречающихся случаях ($H_{сл}$ порядка 0,5—0,8 м) при $w_{ст} = 5 \div 8$ см/с получим $\tau_{ц} \approx 0,5$ мин.

Величина $\bar{\tau}$ будет зависеть от типа выбранного процесса. Поскольку значение $k \geq 10$ характерно для аппарата полного перемешивания, то, следовательно, при $\bar{\tau} \geq 5$ мин фонтанирующий слой работает в этом режиме.

Перемешивание в аппарате прямоугольного сечения (см. рис. 1.14) изучали Ойгенблик и Бабенко с сотрудниками [47],

регистрируя кривые отклика в различных точках фонтанирующего слоя на концентрационные возмущения и сравнивая полученные экспериментальные поля с расчетными. Были рассмотрены две модели — диффузионная (1) и циркуляционная (11).

При использовании диффузионной модели было принято, что перемешивание материала происходит только в активной зоне. Считая, что сушка идет только во втором периоде, авторы [47] получили уравнение для определения относительного влагосодержания ω , представляющего собой отношение среднего влагосодержания материала на выходе из аппарата к начальному:

$$\omega(p, \xi) = M \exp(\lambda_1 \xi) + N \exp(\lambda_2 \xi) \quad (1.62)$$

$$\lambda_1 = \frac{Pe}{2(1 - \sqrt{1 + 4p^*/Pe})}$$

$$\lambda_2 = \frac{Pe}{2(1 + \sqrt{1 + 4p^*/Pe})}$$

$$M = \frac{Pe}{\lambda_1 - Pe - (\lambda_1/\lambda_2)(\lambda_2 - Pe) \exp(\lambda_1 - \lambda_2)}$$

$$N = -M \frac{\lambda_1}{\lambda_2} \exp(\lambda_1 - \lambda_2)$$

Для циркуляционной модели было выведено следующее уравнение для относительного влагосодержания в активной зоне:

$$\omega_1(p, \xi) = \frac{1}{(1+r) \exp[p^* \xi / (1+r)] - r \exp[p^* (\xi - 1) / (1+r)]} \quad (1.63)$$

В уравнениях (1.62) и (1.63) $p = \kappa$; κ — коэффициент скорости сушки; $p^* = \frac{\kappa}{1 + \kappa/\beta} \bar{\tau}$; β — обменный поток между зонами; $\xi = \omega L/D$ — коэффициент перемешивания; ω — скорость потока; D — эффективный коэффициент диффузии; r — поток циркуляции.

Эксперименты по получению кривых вымывания проводились на аппарате длиной 1 м с углом наклона стенок 20° . Оказалось, что в широком диапазоне изменения параметров циркуляционная и диффузионная модели практически с одинаковой точностью соответствуют экспериментальным кривым вымывания [47].

Были получены также зависимости влажности материала на выходе из аппарата, определенные по формулам (1.62) и (1.63). Сравнение их с экспериментальными данными (47) показало достаточно хорошую сходимость.

Вакар, Бабенко и Соловьева [48] рассмотрели вопрос о распределении времени пребывания высушиваемого материала в фонтанирующем слое инертных тел; хотя отбор проб из различных точек слоя показал, что материал и инертные тела при скоростях теплоносителя, в 2—3 раза превышающих критическую, хорошо перемешаны по всему объему слоя, функция распределения

времени пребывания материала в зависимости от кинетики измельчения может существенно отличаться от таковой для аппарата полного перемешивания.

Приближенно о спектре распределения времени пребывания можно судить, сопоставляя влажности материала в слое $u_{вн}$ и на выходе из аппарата $u_{к}$. Очевидно, $u_{вн} = u_{к}$ только в аппарате полного перемешивания, и при $u_{вн} > u_{к}$ спектр распределения времени пребывания уже. На рис. 1.28 сравниваются внутренние и конечные влажности при сушке на инертных телах и без них в предположении, что процесс идет в периоде падающей скорости. Принято, что функция распределения времени пребывания может быть аппроксимирована выражением, полученным для каскада n аппаратов смешения. Как следует из рис. 1.28, сушилка с фонтанирующим слоем инертных тел обеспечивает спектр распределения времени пребывания в интервале вытеснения — каскад двух ячеек, т. е. лучшее распределение, чем в обычном проточном аппарате фонтанирующего слоя.

Митев [49] исследовал распределение частиц по времени пребывания в аппаратах с тангенциальным вводом газа в слой (см. рис. 1.4) и показал, что в них достигается практически полное перемешивание дисперсной твердой фазы. Так как в ряде случаев необходимо, чтобы обработка материала была более равномерной, автор провел исследование для определения наименьшего числа секций, обеспечивающих заданное время задержки τ_3 , т. е. время, необходимое для сушки материала. Опытные данные обрабатывались в виде зависимости:

$$n = f(\tau_3/\bar{\tau}) \quad (1.64)$$

где $\bar{\tau}$ — среднее расходное время пребывания.

В результате обработки опытных данных уравнение (1.64) приведено к виду

$$n = A \exp K\tau_3/\bar{\tau} - B \quad (1.65)$$

Коэффициенты A, B, K уравнения (1.65) зависят от степени обработки материала:

Степень обработки	A	B	K
0,995	3,88	2,92	3,03
0,99	3,83	2,92	2,68
0,95	2,74	2,2	2,47
0,90	2,2	1,83	2,26

Основой для расчетов аппаратов фонтанирующего слоя с тангенциальным вводом газа, как и всех аппаратов, работающих со взвешенным слоем зернистого материала, является знание законов движения потоков в них, что позволяет определить скорости газа и дисперсного материала, интенсивность циркуляции твердой фазы, время пребывания в активной зоне и т. д.

В работе [50] сделана попытка оценить величины, характеризующие режимы фонтанирования в аппаратах с тангенциальным вводом газа. Предложена физическая модель с использованием уравнений баланса массы и количества движения, позволяющая оценить расходы газа в восходящем и нисходящем потоках.

Экспериментальное исследование циркуляции зернистой фазы в таком аппарате проводилось Сомовым, Сарапкиным, Митевым и авторами [51]. Для опытов использовалась плоская прозрачная модель аппарата ($20 \times 250 \times 600$ мм), причем ширина входной щели менялась от 2 до 20 мм. В качестве дисперсной фазы применялся полистирол ($\rho_m = 645$ кг/м³, $\rho_{нас} = 373$ кг/м³) четырех фракций: 1—2, 2—3, 3—4 и 4—5 мм. Методика исследования была основана на наблюдении за характером движения меченых (подкрашенных) частиц того же материала, импульсно (в количестве 2—3%) вбрасываемых в слой. О характере движения судили по кадрам киноплёнки, снятой в отраженном свете. Для снятия зарядов статического электричества частицы покрывали тонким слоем алюминиевой пудры, а модель с двух сторон обрабатывали раствором антистатика.

В результате обработки опытных данных получена зависимость:

$$n = 1860 (\bar{d})^{0,36} G_{сл}^{-0,78} \quad (1.66)$$

где $n = \frac{G_m}{G_{сл}} 60$ — интенсивность циркуляции; G_m — масса твердого материала; $G_{сл}$ — масса слоя.

Зависимость (1.66) справедлива в условиях: $1,44 \leq d \leq 4,5$; $0,025 \leq G_{сл} \leq 0,145$.

Как следует из уравнения (1.66), с увеличением массы слоя и, таким образом, его высоты кратность циркуляции значительно снижается (с 214 до 55 мин⁻¹), а уменьшение диаметра частиц с 4,5 до 2,5 мм приводит к незначительному снижению кратности циркуляции (с 99,4 до 82,4 мин⁻¹).

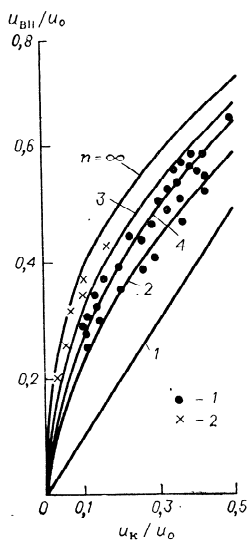


Рис. 1.28. Сравнение внутренних и конечных влажностей при сушке на инертных телах (1) и без них (2).

Развитием исследования [51] явилась работа Штейдла, Сарапкина и авторов [27], посвященная вопросу колебаний в фонтанирующем слое применительно к модели аппарата, представленного на рис. 1.4.

ЛИТЕРАТУРА

1. Сийрде Э. К., Уус Э. Г., Пааль Э. Л., Валликиви В. Э. — Труды Таллинск. политехн. ин-та. Сер. А, 1960, № 185, с. 287.
2. Федоров И. М. Теория и расчет процесса сушки. М.—Л., Госэнергоиздат, 1955.
3. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Л., Химия, 1968.
4. Ridgway K. — Chem. Proc. Eng., June 1965.
5. Рабинович М. И. Тепловые процессы в фонтанирующем слое. Киев, Наукова думка, 1977.
6. Гельперин Н. И., Айништейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдооживления, М., Химия, 1967.
7. Митев Д. Т., Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Авт. свид. СССР № 208539.
8. Гольцикер А. Д., Рашковская Н. Б., Романков П. Г. — В кн.: Применение кипящего слоя в химической промышленности. Л., ЛДНТП, ч. II, 1965, с. 72.
9. Горюшко В. Д., Розенбаум Р. Б., Тодес О. М. — Изв. вузов. Нефть и газ, 1958, № 1, с. 125.
10. Mathur K. V., Gishler P. E. — Amer. Inst. Chem. Eng. J., 1955, v. 1, № 2, p. 157.
11. Гольцикер А. Д. Автореф. канд. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1967.
12. Баскаков А. П., Гальперин Л. Г. — ИФЖ, 1965, т. 9, № 2, с. 217.
13. Гельперин Н. И. и др. — Химия и технол. топлив и масел, 1968, № 11, с. 35.
14. Баскаков А. П., Лумми А. П. — ИФЖ, 1966, т. 10, № 1, с. 16.
15. Фунг Ван Фюнг, Романков П. Г., Рашковская Н. Б. — ЖПХ, 1969, т. XLII, № 3, с. 609.
16. Клименко Ю. Г., Рабинович М. И. — Теплофизика и теплотехника (Киев), 1972, вып. 22, с. 57.
17. Волков А. И., Романков П. Г., Фролов В. Ф., Алексеев В. М. — ЖПХ, 1971, т. XLIV, № 1, с. 99.
18. Сарапкин А. П., Чунаев С. В., Митев Д. Т. и др. Редколл. ЖПХ, Л., 1973, Деп. в ВИНТИ, 127—74 Деп.
19. Константинова И. А., Митев Д. Т., Николаев Г. И. и др. — В кн.: Труды ЛенНИИГипрохима, 1976, вып. 24, с. 122.
20. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М.—Л., Госэнергоиздат, 1960.
21. Соколовский А. А., Грошев Г. Д., Гаджиев С. Ш. — В кн.: Тепломассообмен в дисперсных системах. Минск, 1976, с. 161.
22. Тодес О. М., Шейнина Л. С., Файницкий М. З., Пузрин М. А. — В кн.: Труды ЛенНИИГипрохима, 1977, вып. 28, с. 101.
23. Членов В. А., Михайлов Н. В. Сушка сыпучих материалов в вибрирующем слое. М., Стройиздат, 1967.
24. Сапожников Б. Г., Сыромятников Н. И. Хим. машиностр. (МИХМ), 1977, вып. VI, с. 32.
25. Kroll M. — Forschung auf dem Gebiete des Ingenieurwesens, 1954, Bd. 20, № 1, S. 204.
26. Миштаев В. И., Чевиленко В. А., Коротков Б. М. — ТОХТ, 1974, т. VIII, № 6, с. 866.
27. Штейдл Г., Сарапкин А. П., Рашковская Н. Б., Романков П. Г. — ТОХТ, 1977, т. XI, № 2, с. 246.
28. Локшин Ю. X. Автореф. канд. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1977.
29. Шрайбер А. А., Глянченко В. Д. Термическая обработка полидисперсных материалов в двухфазном потоке. Киев, Наукова думка, 1976.
30. Бабуха Г. Л., Шрайбер А. А. Взаимодействие частиц полидисперсного материала в двухфазных потоках. Киев, Наукова думка, 1972.
31. Горбис З. П. Теплообмен и гидродинамика дисперсных сквозных потоков. М., Энергия, 1970.
32. Пневмотранспортные установки. Справочник. Под ред. Б. А. Аннинского. Л., Машиностроение, 1969.
33. Разумов И. М. Псевдооживление и пневмотранспорт сыпучих материалов. М., Химия, 1972.
34. Дзядио А. М., Кеммер А. С. Пневматический транспорт на зерноперерабатывающих предприятиях. М., Колос, 1967.
35. Беранек Я., Сокол Д. Техника псевдооживления. Пер. с чешск. М., Гостоптехиздат, 1962.
36. Таганов И. Н., Малхасян Л. Г., Романков П. Г. — ТОХТ, 1967, т. I, № 5, с. 661.
37. Лукин Н. И. Автореф. канд. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1977.
38. Бачных П. Г., Жуков В. Н., Лукин Н. И., Таганов И. Н. Авт. свид. СССР № 501352.
39. Фролов В. Ф. Автореф. докт. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1974.
40. Михайлик В. Д. — В кн.: Исследование тепло- и массообмена в технологических процессах и аппаратах. Минск, Наука и техника, 1966.
41. Malek M. A. e. a. — Ind. Eng. Chem., P. D. D., 1963, v. 2, № 1, p. 30.
42. Мухленов И. П., Горштейн А. Е. — ЖПХ, 1964, т. XXXVII, № 3, с. 609.
43. Эльперин И. Т., Забродский С. С. и др. — В кн.: Вопросы интенсификации переноса тепла и массы. Минск, Наука и техника, 1967, с. 232.
44. Галкин О. Н., Таганов И. Н. и др. — ТОХТ, 1968, т. II, № 6, с. 884.
45. Таганов И. Н. Автореф. докт. дисс., Минск, ИТМО ЛН БССР, 1970.
46. Van Velzen D., Flamm H. J., Langenkamp H. — Can. J. Chem. Eng., 1974, t. 52, № 2, p. 145.
47. Бабенко В. Е., Ойгенблик А. А., Назаров В. П., Кузнецов Л. П. — ТОХТ, 1972, т. VI, № 3, с. 115.
48. Вакар В. К., Бабенко В. Е., Соловьева Т. А. — В кн.: Техника и технология сушки (Тезисы докладов на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки ... Калинин, 1977). Киев, 1977, с. 30.
49. Митев Д. Т. ЛТИ, Л., Деп. в ОНИИТЭХИМ (г. Черкассы), № 1616/78 Деп.
50. Штейдл Г., Сарапкин А. П., Николаев Г. И., Митев Д. Т. — ТОХТ, 1978, т. XII, № 1, с. 92.
51. Сарапкин А. П., Сомов А. М., Митев Д. Т. и др. Редколл. ЖПХ, Л., 1973. Деп. в ВИНТИ, № 1960—74 Деп.
52. Мартюшин И. Г. — Цветные металлы, 1961, № 6, с. 32.
53. Рождественский О. И., Вяликова Л. Г., Барабанова Г. Г. — Изв. вузов. Хим. и хим. технол., 1977, т. XX, № 7, с. 1234.

Тепло- и массообмен, кинетика процесса сушки

1. ОСНОВНЫЕ ЗАДАЧИ ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОСА ВО ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ

Развитие техники сушки различных материалов (сыпучих, пастообразных, растворов) во взвешенном состоянии требует расчетных уравнений, позволяющих определить длительность процесса и размеры сушильного аппарата.

Теоретически наиболее полно изучен процесс сушки твердых капиллярно-пористых тел — частный случай совместного тепло-массообмена, протекающего одновременно и взаимосвязанно внутри высушиваемого влажного материала. Аналитическая теория переноса теплоты и массы внутри капиллярно-пористого материала, разработанная акад. АН БССР А. В. Лыковым и его школой [1], в настоящее время в значительной мере закончена. Следует отметить, что это относится к случаю, когда кинетические коэффициенты переноса можно считать постоянными.

Большей частью коэффициенты уравнений зависят от искомым функций (температуры, влагосодержания). Учет такой зависимости приводит к нелинейным уравнениям переноса, которые могут быть решены лишь численными методами. Кроме того, физическая модель процесса переноса, применяемая при выводе дифференциальных уравнений, позволяет однозначно определить вид безразмерных переменных, которые должны использоваться при обобщении соответствующих экспериментальных данных.

Важным моментом при практическом применении результатов теории является вопрос о задании граничных условий, сама же теория внутреннего переноса не позволяет найти их или оценить. Они должны быть заданы независимо при анализе конкретной задачи. Так, например, при конвективной сушке, как правило, используются условия третьего рода. Интенсивный обдув теплоносителем (при значении критерия Био $Bi \geq 20$) обеспечивает предельный случай, когда условия третьего рода переходят в условия первого рода и потенциалы переноса в окружающей среде и на поверхности материала становятся практически равными.

Формулирование тех или иных граничных условий по существу сильно формализует внешнюю задачу, т. е. задачу о нахожде-

нии полей потенциалов переноса и скоростей в среде, окружающей влажный материал. Теория конвективного тепло- и массообмена в настоящее время не столь разработана, как теория внутреннего переноса. Трудности здесь связаны с интегрированием системы уравнений конвективного переноса для трех пограничных слоев [2], в которых поля скоростей и потенциалов в общем случае не совпадают. В зависимости от гидродинамических условий обтекания пограничные слои могут быть частично турбулизованы, что в значительной степени усложняет и без того математически сложную задачу внешнего обмена.

Ввиду трудностей аналитического рассмотрения совместного переноса импульса, теплоты и массы в пленке теплоносителя вблизи влажной поверхности величины коэффициентов внешнего обмена в граничных условиях третьего рода в большинстве случаев определяются в настоящее время из экспериментально получаемых уравнений в обобщенных переменных.

Во взвешенном слое гидродинамическая обстановка около поверхности влажной частицы очень сложная. Обтекание отдельной частицы осложнено неопределенностью скоростей ее поступательного и вращательного движений в переменных полях скоростей и потенциалов переноса. Видимо, поэтому удовлетвори- тельной теории процессов тепло- и массообмена, осуществляемых во взвешенном состоянии, пока нет.

Общность математических закономерностей переноса теплоты и массы позволяет в ряде случаев использовать полученные для теплообмена зависимости применительно к массообмену. Такой подход целесообразен еще и потому, что тепловые характеристики материалов значительно меньше изменяются в процессе сушки, чем массообменные, и для большинства материалов известны либо сравнительно просто определяемы.

Вследствие интенсивного перемешивания твердых частиц их температура θ (или концентрация влаги в них u) практически постоянна по всему объему псевдооживленного слоя. Температура газа t (концентрация влаги в нем x) быстро изменяется в так называемой активной зоне (высотой h_a) вблизи распределительной решетки и практически неизменна в остальной части слоя.

Следует иметь в виду, что измерение температур газа и частиц достаточно сложно. Температуру частиц оценивают косвенно по показаниям обнаженной термопары в псевдооживленном слое (или при внезапном прекращении дутья приравнивают ее температуре газа на выходе из слоя t_2 при достаточной его высоте H ($H \geq h_a$) либо вычисляют из теплового баланса.

Процесс переноса теплоты (влаги) складывается из следующих основных стадий [3]: 1) перенос в газовой фазе; 2) перенос на границе газ—частица; 3) перенос внутри частицы.

Скорость процесса зависит от скорости каждой из стадий и в первую очередь от наиболее медленной, так называемой лимитирующей стадии. Если лимитирующей является первая стадия,

задача называется балансовой, если вторая — внешней, если последняя — внутренней. Когда скорости процесса переноса на каких-либо двух или всех трех стадиях сопоставимы по величине, задача называется сложной, и расчет ведется с учетом скоростей этих стадий.

В процессах сушки во взвешенном слое высота слоя обычно значительно превышает высоту активной зоны ($H \gg h_a$), поэтому при удалении влаги с поверхности частиц задача всегда является балансовой, т. е. процесс определяется скоростью подвода теплоты к материалу. В пневмосушилках в этом случае лимитирующей стадией может быть перенос влаги и теплоты на границе частицы, т. е. имеет место внешняя задача. И, наконец, в случае пористых материалов, особенно при глубокой их сушке, процесс может проходить в условиях внутренней или сложной задач переноса.

Для расчета процессов тепло- и массообмена в условиях балансовой задачи вполне достаточно уравнений теплового и материального балансов (см. гл. VI).

В условиях внешней задачи переноса сопротивление переносу сосредоточено в пограничной пленке около твердой частицы.

Процессы межфазного тепло- и массообмена в псевдооживленном слое протекают в условиях внешней задачи только в случае достаточно крупных частиц или высоких скоростей теплоносителя, когда $H < h_a$, например при сушке кристаллических материалов.

Изменения температуры оживающего агента и концентрации влаги в нем можно найти, решая совместно уравнения теплового и материального балансов и теплоотдачи (массообмена):

$$dQ = -wcpS dt = \alpha (t - \theta) dF \quad (II.1)$$

$$[dW = wS dx = \beta (x^* - x) dF \quad (II.2)$$

(под x^* понимается концентрация влаги в теплоносителе, равновесная с концентрацией в твердых частицах).

В уравнениях (II.1) и (II.2) приняты следующие условные обозначения: Q — расход теплоты; w , c , ρ — соответственно скорость, теплоемкость и плотность газа; S — площадь поперечного сечения аппарата; t — температура газа; α — коэффициент теплоотдачи; θ — температура материала; F — площадь поверхности, через которую происходит обмен теплотой (влажностью); W — расход влаги; x — влагосодержание газа; β — коэффициент массообмена.

Заменяя dF/S через $[\alpha (1 - \epsilon)/d] dH$ и интегрируя полученные выражения, находим при условии постоянства температуры частиц θ по объему (высоте) слоя

$$\frac{t - \theta}{t_1 - \theta} = \exp \left[-\frac{\alpha}{wcp} \frac{6(1 - \epsilon)}{d} H \right] \quad (II.3)$$

$$\frac{x^* - x}{x^* - x_1} = \exp \left[-\frac{\beta}{w} \frac{6(1 - \epsilon)}{d} H \right] \quad (II.4)$$

т. е. температура газа и его влагосодержание экспоненциально изменяются по высоте слоя. Индекс 1 относится к начальным условиям; ϵ — порозность слоя; d — диаметр твердой частицы.

Коэффициенты межфазного теплообмена α и массообмена β можно рассматривать как функцию кондуктивной или диффузионной (перенос через пограничную пленку, окружающую частицу, путем молекулярной тепло- или массопроводности) и конвективной составляющих [3]:

$$\left. \begin{aligned} \alpha &= f(\alpha_k, \alpha_{\text{конв}}) \\ \beta &= f(\beta_d, \beta_{\text{конв}}) \end{aligned} \right\} \quad (II.5)$$

Оценка α_k дается выражениями [3]

$$\alpha_k = \frac{2\lambda}{d(1 - d/d_0)}$$

или

$$Nu_k = \frac{\alpha_k d}{\lambda} = \frac{2}{d(1 - d/d_0)} \quad (II.6)$$

где d_0 — диаметр шарообразной пленки, окружающей частицу диаметром d .

Аналогичное равенство получается при переносе вещества:

$$Nu_d = \beta_d d / D_d$$

где D_d — коэффициент диффузии.

В случае единичной твердой частицы в неподвижной среде ($d_0 \rightarrow \infty$) выражение (II.6) переходит в «закон предельного числа Нуссельта»:

$$(Nu_k, Nu_d)_{d_0 \rightarrow \infty} = (Nu_k)_{\text{мин}} (Nu_d)_{\text{мин}} = 2 \quad (II.7)$$

Во взвешенном слое максимальная толщина пленки ограничена. Тогда

$$d/d_0 = (1 - \epsilon)^{1/3}$$

а для ансамбля частиц

$$Nu_k (Nu_d) = \frac{2}{1 - (1 - \epsilon)^{1/3}} \quad (II.8)$$

При наиболее плотной укладке сферических частиц, когда $\epsilon = 0,259$, $Nu_k (Nu_d) = 21$.

С учетом конвективной составляющей получим:

$$Nu (Nu_d) = 2 + 0,74 Re^{0,5} Pr^{0,33} \quad (II.9)$$

Входящие в Nu и Nu_d коэффициенты α и β описываются выражениями:

$$\left. \begin{aligned} \alpha &= (\alpha_k)_{\text{мин}} + \alpha_{\text{конв}} \\ \beta &= (\beta_d)_{\text{мин}} + \beta_{\text{конв}} \end{aligned} \right\} \quad (II.10)$$

Из анализа экспериментальных данных по теплообмену в зернистых слоях следует, что при больших значениях критерия

Рейнольдса Re (и при больших ϵ) коэффициенты теплоотдачи к газовой фазе выше, чем для одиночной закрепленной частицы, поскольку выше степень турбулизации пограничного слоя. В условиях стесненного движения и недостаточно развитой турбулентности α понижается [3].

Различия в свойствах исследуемых систем и условиях экспериментов, методах измерения и обработки результатов не позволяют пока описать данные разных авторов единым уравнением. Формулы, основанные на аппроксимации опытных данных, и аналогичные представления данных по массообмену в псевдооживленных системах при $Re/\epsilon \leq 200$ имеют вид [3]: для теплообмена

$$Nu = 1,0 (Re/\epsilon)^{0,55} Pr^{0,33} \quad (II.11)$$

для массообмена

$$Nu_d = 1,8 (Re/\epsilon)^{0,95} Pr_d^{0,33} \quad (II.12)$$

Эти формулы позволяют оценить лишь тенденции изменения α и β и порядок этих величин. Значительное понижение значений коэффициентов тепло- и массообмена по сравнению с α и β для одиночной закрепленной частицы может быть вызвано несколькими причинами.

В псевдооживленном слое температура газа и материала выравниваются на небольшом расстоянии от газораспределительной решетки, и на выходе из слоя температурная разность между отходящим газом и материалом весьма мала. Неточность измерения этой разности приводит к значительной ошибке в определении средней движущей силы и, следовательно, коэффициентов теплообмена. Расчет же по среднеарифметическому значению, заведомо превышающему реально существующую движущую силу, приводит к заниженным значениям коэффициентов переноса. Кроме того, на величину движущей силы влияет продольное перемещение сушильного агента, особенно поперечная неравномерность газового потока, имеющая большое значение в крупномасштабных аппаратах.

Занижение α и β может происходить вследствие того, что активная поверхность контакта фаз может быть меньше полной поверхности частиц.

Рассмотренные факторы, приводящие к занижению значений α и β по сравнению с истинными, играют существенную роль при небольших Re .

Межфазовый обмен в фонтанирующем слое имеет особенности, обусловленные его неоднородной структурой. Поскольку скорость газов в ядре значительно больше, чем в периферийной зоне, то выше значения коэффициентов переноса. Теплообмен между газом и частицами заканчивается на сравнительно небольшом расстоянии от нижнего основания слоя. Основная масса частиц, находящихся в периферийной зоне, находится в тепловом равновесии

с газом. Частицы в ядре нагреваются до температуры более высокой, чем средняя температура слоя, и вносят с собой в периферийную часть слоя некоторое количество теплоты, которое расходуется на нагревание вновь поступающих в аппарат частиц [4]. Таким образом, межфазовый теплообмен в фонтанирующем слое протекает в осциллирующем режиме, что способствует интенсификации процесса сушки.

Результаты опытов авторов работы [5] (цилиндрикоконический слой $D = 92$ мм, $d_0 = 12$ мм, $d = 1 \div 4$ мм, $\rho_m = 930 \div 2240$ кг/м³, $H_0 = 120 \div 150$ мм) обобщены в виде зависимости:

$$Nu_{эфф} = 0,0005 Re_{н. у. ф}^{1,46} (\omega/\omega_{н. у. ф})^{1,3} \quad (II.13)$$

где $1 \leq \omega/\omega_{н. у. ф} \leq 1,5$.

Средняя разность температур вычислялась как средняя интегральная величина между температурой газов в ядре и средней температурой слоя, за поверхность межфазового теплообмена принималась общая поверхность частиц в слое, поэтому зависимость (II.13) дает значения эффективного коэффициента межфазового теплообмена $\alpha_{эфф}$. Фактические значения α в ядре фонтанирующего слоя на 1—2 порядка выше. Характер зависимости $\alpha_{эфф}$ от размера частиц $\alpha_{эфф}: d^{0,46}$ качественно согласуется с данными Эльперина и Ефремцева [6]. Зависимость $\alpha_{эфф}$ от скорости газа имеет, по данным авторов [6], более сложный характер: при $\omega/\omega_{н. у. ф} < 1,7$ значения $\alpha_{эфф}$ увеличиваются с ростом $\omega/\omega_{н. у. ф}$, а затем начинают уменьшаться. Эльперин и Ефремцев объясняют это, с одной стороны, увеличением скорости циркуляции, а с другой, уменьшением концентрации частиц в ядре, где в основном протекает межфазовый теплообмен. До $\omega/\omega_{н. у. ф} = 1,7$ преобладает первый фактор, а при $\omega/\omega_{н. у. ф} > 1,7$ — второй. Величина $\alpha_{эфф}$ зависит от начальной высоты слоя: максимальному значению $\alpha_{эфф}$ соответствует $(H_0)_{опт} = (4 \div 6) d_0$. Это, по-видимому, связано с тем, что при $H_0 < (H_0)_{опт}$ действуют кинетические факторы, при $H_0 > (H_0)_{опт}$ количество переданной слою теплоты определяется балансовым соотношением. Для максимального значения $\alpha_{эфф}$ [при $H_0 = (H_0)_{опт}$] предложена зависимость [4]:

$$(Nu_{эфф})_{макс} = 0,0003 Re_{н. у. ф}^{1,34} (\omega/\omega_{н. у. ф})^{1,34} \quad (II.14)$$

Авторами [5] получена следующая зависимость для коэффициента эффективного массообмена при удалении поверхностной влаги

$$Nu_d = 0,00022 Re_{н. у. ф}^{0,45} (\omega/\omega_{н. у. ф})^{1,45} D/H_0 \quad (II.15)$$

где коэффициент массообмена β отнесен к полной поверхности частиц в слое и средней логарифмической разности концентраций в ядре, которая примерно на 10% отличалась от средней логарифмической разности концентраций для всего слоя.

Внутренняя задача теплопереноса в псевдооживленных системах встречается редко из-за малых размеров и относительно

высокой теплопроводности твердых частиц. Массообмен же в псевдооживленных системах часто происходит в условиях внутренней задачи даже в частицах малого размера, поскольку коэффициенты диффузии вещества в твердой частице весьма малы [3].

При высоких концентрациях твердой фазы вследствие не полностью раскрытой поверхности частиц при наличии застойных зон могут возникать дополнительные сопротивления переносу. Это приведет к занижению коэффициентов массообмена по сравнению с истинными значениями, рассчитанными в предположении, что лимитирующим является внутренний перенос.

Из известных в теории теплопроводности выражений [1] можно определить текущую температуру или концентрацию вещества в произвольной точке (на текущем радиусе r), сферической частицы радиусом R . При одинаковой по объему частицы начальной температуре среды t (концентрации x) из дифференциального уравнения теплопроводности имеем: в случае теплообмена

$$\frac{\theta(r, \tau) - \theta_R}{\theta_{\text{вх}} - \theta_R} = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \frac{\sin \mu_n \frac{r}{R}}{\mu_n \frac{r}{R}} \exp(-\mu_n^2 \text{Fo}) \quad (\text{II.16})$$

в случае массообмена

$$\frac{c(r, \tau) - c_R}{c_{\text{вх}} - c_R} = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \frac{\sin \mu_n \frac{r}{R}}{\mu_n \frac{r}{R}} \exp(-\mu_n^2 \text{Fo}_d) \quad (\text{II.17})$$

В условиях внутренней задачи $A_n = 2(-1)^{n+1}$; $\mu_n = \tau n$.
Выражения для средних по объему частицы температур

$$\bar{\theta}(\tau) = \frac{3}{R^3} \int_0^R \theta(r, \tau) r^2 dr \quad (\text{II.18})$$

и вычисляемой аналогичным образом концентрации \bar{c} имеют вид:

$$\frac{\bar{\theta} - \theta_R}{\theta_{\text{вх}} - \theta_R} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp(-\mu_n^2 \text{Fo}) \quad (\text{II.19})$$

$$\frac{\bar{c} - c_R}{c_{\text{вх}} - c_R} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp(-\mu_n^2 \text{Fo}_d) \quad (\text{II.20})$$

В приведенных выражениях температура на поверхности частицы $\theta_R = t$, а концентрация влаги на поверхности c_R равна x .

При Fo и $\text{Fo}_d \gg 0,1$ с погрешностью около 1% можно ограничиться первыми членами рядов (II.19), (II.20). Тогда

$$\frac{\bar{\theta} - \theta_R}{\theta_{\text{вх}} - \theta_R} = \frac{6}{\pi^2} \exp(-\pi^2 \text{Fo}) \quad (\text{II.21})$$

$$\frac{\bar{c} - c_R}{c_{\text{вх}} - c_R} = \frac{6}{\pi^2} \exp(-\pi^2 \text{Fo}_d) \quad (\text{II.22})$$

При Fo и $\text{Fo}_d < 0,1$ можно пользоваться [3] следующими выражениями:

$$\frac{\bar{\theta} - \theta_R}{\theta_{\text{вх}} - \theta_R} = 1 + 3\text{Fo} - \frac{6}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\text{Fo}} \quad (\text{II.23})$$

$$\frac{\bar{c} - c_R}{c_{\text{вх}} - c_R} = 1 + 3\text{Fo}_d - \frac{6}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\text{Fo}_d} \quad (\text{II.24})$$

Уравнения (II.16)–(II.24) можно применять при условии независимости коэффициентов теплопроводности или эффективной диффузии от температуры и влажности материала.

Необходимо отметить, что удовлетворительная точность с экспериментами достигается при использовании слоев из монодисперсных частиц. Сведение полидисперсной смеси к условной монодисперсной со средним объемно-поверхностным диаметром, как показано в работе [7], приводит к значительному расхождению с экспериментом.

2. ПЕРИОД ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ СУШКИ

При периодической сушке зернистых материалов в период постоянной скорости можно считать температуру поверхности сохнущего материала постоянной и равной температуре мокрого термометра t_m . С другой стороны, большая разность температур на входе в слой приводит к тому, что уже на небольшой высоте от решетки (h_s) температура теплоносителя практически не отличается от температуры мокрого термометра. Причиной являются большие значения произведения α на суммарную поверхность дисперсного материала $\alpha \sum f_i$.

Если для периодической сушки только в периоде постоянной скорости принять температуру материала равной t_m и считать, что обратное перемешивание газа по высоте отсутствует, то для сферических частиц можно получить оценку условий, при которых слоем поглощается, например, более 95% подведенной с газовым теплоносителем теплоты:

$$\frac{6\alpha}{\rho_w c} \frac{1-\varepsilon}{d} H \gg 3 \quad (\text{II.25})$$

Численная оценка проводилась с использованием соотношения Кацнельсона и Тимофеевой [8]

$$\text{Nu} = 2 + 0,03\text{Pr}^{0,33}\text{Re}^{0,54} + 0,35\text{Pr}^{0,36}\text{Re}^{0,58} \quad (\text{II.26})$$

для определения коэффициента теплоотдачи к поверхности сферической частицы и графической зависимости (см. рис. 1.6) для определения скорости потока газа ω , диаметра частиц d , плотностей газа ρ , материала ρ_m и порозности ε .

В общем случае термическое сопротивление теплоотдачи от газа к материалу может оказаться столь существенным, что количество теплоты, поглощенное слоем, может иметь максимальное значение в зависимости от диаметра частицы. В данном случае оценка дает такой максимум при высоте кипящего слоя $H = 0,1$ м, $\varepsilon = 0,8$ и $d_{\text{макс}} = 3,5$ мм. При этом с ростом H значение $d_{\text{макс}}$ быстро сдвигается в сторону больших размеров частиц (нахождение $d_{\text{макс}}$ в общем виде здесь возможно, но приводит к громоздким трансцендентным соотношениям). Таким образом, оценка показывает, что в случае периодической сушки в периоде постоянной скорости термическое сопротивление внешнего теплообмена частиц начинает играть заметную роль лишь при сравнительно низких слоях и больших размерах частиц. При высоких слоях и мелких частицах слой материала поглощает практически всю теплоту, подводимую с газовым теплоносителем.

При непрерывном процессе сушки, протекающем в периоде постоянной скорости, выгружаемый из аппарата материал состоит из в различной степени обработанных частиц, и технологическая степень обработки есть средняя величина. Соответственно и температура материала в слое можно представить как результат усреднения температур доли влажных (\bar{t}_m) и сухих частиц, которые нагреваются в потоке теплоносителя, поэтому температура теплоносителя на выходе из слоя здесь превышает \bar{t}_m .

В качестве приближенной оценки работоспособности кипящего слоя можно предложить следующую модель [9]. Сушка каждой отдельной частицы осуществляется только в периоде постоянной скорости до $u_{\text{кр}} = u^* \approx 0$. Скорость сушки сферической частицы лимитируется только конвективным подводом теплоты к влажной поверхности от сушильного агента. Перемешивание материала полное. Используются указанные выше соотношения.

Анализ такой модели приводит к системе алгебраических уравнений, которая может быть сведена к системе двух трансцендентных уравнений относительно средней температуры теплоносителя и высоты кипящего слоя, необходимой для обеспечения заданной средней конечной влажности материала и заданной удельной производительности 1 м² слоя:

$$\begin{aligned} & 6\alpha \frac{1-\varepsilon}{d} (\bar{t}_r - t_m) H [1 - e^{-u_1/K}] + (\bar{t}_r - t_m) c_m \rho_m V_0 e^{-u_0/K} = \\ & = \rho c \omega [(t_1 - t_m) - (\bar{t}_r - t_m) e^{-u_1/K}] \left[1 - e^{-\frac{6\alpha}{\rho c \omega} \frac{1-\varepsilon}{d} H} \right] \end{aligned} \quad (11.27)$$

$$\bar{u} = u_1 - K [1 - e^{-u_1/K}] \quad (11.28)$$

Здесь

$$K = \frac{6\alpha(1-\varepsilon)(\bar{t}_r - t_m)H}{r\rho_m V_0 d}$$

где V_0 — скорость подачи материала; r — теплота испарения.

Уравнение (11.27) — баланс теплоты для кипящего слоя; первое и второе слагаемые — потоки теплоты соответственно на влажную и сухую долю частиц в кипящем слое. Второе уравнение — (11.28) — дает среднюю интегральную влажность материала при сушке его в периоде постоянной скорости при полном перемешивании твердой фазы. Система может решаться относительно \bar{t}_r и H при задаваемых ε и V_0 ; ω и α определяются из соотношений, приведенных выше. Легко находят затем и все другие неизвестные величины: константа скорости сушки, время достижения критической (в данном случае нулевой) влажности отдельной частицей, доля сухого материала в слое, средняя температура материала и температура газа на выходе из слоя.

При рассмотрении принятой модели предполагали, что при движении в зоне кипящего слоя частицы как бы интегрируют экспоненциальный профиль температуры газа. Анализ такой модели носит оценочный характер, поскольку, например, при определении α не учитывались вращение частиц, их возможное групповое движение и т. д. Однако численные расчеты дают правдивые зависимости процесса от всех основных параметров и правдоподобные высоты кипящих слоев.

Из приведенного анализа видно, что «балластная зона», иногда рассматриваемая как линия с точки зрения кинетики сушки и нужная только для гидравлической устойчивости слоя, отсутствует. Оказывается, что высота кипящего слоя, необходимая для осуществления процесса сушки в заданных пределах по влажности, быстро возрастает при увеличении удельной нагрузки слоя по влажному материалу и при приближении к максимальной нагрузке, определяемой из теплового баланса, высота слоя асимптотически стремится к бесконечности. Градиент температуры газа по высоте слоя при непрерывном процессе не имеет таких больших значений, как при периодическом, что происходит из-за уменьшения суммарной поверхности влажных частиц за счет наличия сухой доли, практически имеющей температуру теплоносителя.

Методика расчета по приведенной схеме в общем случае включает в себя последовательные приближения и последовательное решение двух трансцендентных уравнений. Получающиеся различные возможные варианты осуществления конкретного процесса затем оценивают, например, большей экономической целесообразностью. На практике сушку ведут при нагрузках по влажному материалу менее максимальных (из соображений гидродинамических, с целью обеспечения достаточной подвижности слоя) и со слоем такой высоты, чтобы гидравлическое сопротивление аппарата

не превышало 4—5 кПа (400—500 мм вод. ст.). В этом случае сушка в первом периоде представляет собой балансовую задачу, что может быть также проиллюстрировано данными, полученными различными исследователями [3, 10].

Когда инерционность поля влажности значительно превышает инерционность температурного поля, нагрев частиц до максимально допустимой температуры (с точки зрения сохранения физико-химических свойств материала) может наступить до достижения требуемой конечной влажности. Характеристикой инерционности материала является критерий Лыкова $Lu = a_m/a$, представляющий собой отношение коэффициента потенциально-проводности к коэффициенту температуропроводности.

Если значение Lu мало, как это наблюдается, например, для зерна ($Lu \approx 10^{-3}$), процесс сушки должен осуществляться в условиях, предотвращающих возникновение необратимых изменений, которые могут привести к ухудшению качества материала, т. е. следует применить комбинированные циклы нагрева и охлаждения — так называемый осциллирующий режим, рекомендованный Лыковым. Значительное повышение коэффициента потенциально-проводности с температурой свидетельствует о целесообразности предварительного прогрева материала перед сушкой (при условиях высокого насыщения среды влагой). После прогрева можно применять более жесткий режим сушки, не опасаясь перегрева поверхности материала.

3. ПЕРИОД ПАДАЮЩЕЙ СКОРОСТИ СУШКИ

Сушка зернистых материалов в период падающей скорости протекает при возрастающей температуре частиц. Здесь анализ должен включать совместное рассмотрение внешнего и внутреннего тепло- и массообмена. Трудности такого прямого анализа порождают различные косвенные полуэмпирические пути исследования.

Один из таких методов основан на предположении о пропорциональности скорости сушки средней текущей влажности материала в периоде падающей скорости. Коэффициент пропорциональности и критическая влажность $u_{кр}$, как правило, должны определяться экспериментально. Этот метод учитывает сложность реального процесса и иногда может с успехом применяться для расчета процесса сушки. Следует лишь подчеркнуть, что в общем случае $u_{кр}$ является кинетическим понятием и его величина зависит от соотношения между интенсивностями внешнего и внутреннего процессов тепло- и массообмена. Определенные трудности возникают при экспериментальном определении $u_{кр}$ в условиях взвешенного слоя, так как значение, полученное для периодического процесса, вряд ли справедливо для сушки того же материала при непрерывной подаче.

Вследствие этого в настоящее время для обработки экспериментальных данных по сушке зернистых материалов в период

падающей скорости в аппаратах взвешенного слоя иногда используется методика, основанная на рассмотрении интегрального эффекта сушки, т. е. средней относительной конечной влажности материала, непрерывно выгружаемого из кипящего слоя. Зависимость такой влажности от некоторых параметров процесса и физико-химических свойств высушиваемого материала представляется в качестве экспериментально получаемого соотношения. При этом обычно не учитываются массопроводные свойства материалов, вследствие чего общность такого рода соотношений пока еще далека от желаемой и ограничивается свойствами отдельных материалов.

В литературе для изотермических диффузионных процессов при $Bi_d \geq 20$, т. е. в тех случаях, когда лимитирующим является сопротивление внутренней диффузии, иногда предлагается анализ, основанный на предположении, что поток целевого компонента пропорционален разности между потенциалом переноса в окружающей среде и средним значением потенциала внутри твердой фазы. Коэффициент пропорциональности β при этом характеризует внутреннюю проводимость. Это предположение аналогично постулату так называемой двухплечной модели, широко применяемой при анализе процессов переноса в системах газ (пар) — жидкость и жидкость — жидкость. Но твердое капиллярно-пористое тело не создает возможности для конвективного перемешивания целевого компонента внутри скелета, в отличие от газовой или жидкой фаз, где такое перемешивание обычно постулируется. Таким образом, обсуждаемое допущение не соответствует физическому смыслу внутренней задачи и по существу противоречит градиентным законам переноса внутри капиллярно-пористых тел. Формальный анализ показывает, что $\beta = \frac{\pi^2}{3} \frac{D_d}{R}$ (где D_d — коэффициент внутренней диффузии, R — радиус сферической частицы). Такое выражение для β получается только после установления регулярного режима, соответствующего при $Bi_d \geq 20$ значению критерия Фурье $Fo \geq 0,1$. Однако нетрудно видеть, что при $Fo \geq 0,1$ диффузионный процесс практически заканчивается. При $0 < Fo < 0,1$, т. е. в тот интервал безразмерного времени, когда по существу происходит почти весь диффузионный перенос внутри частицы, коэффициент β является сложной функцией текущего времени, что значительно усложняет его формальное использование по сравнению с точными решениями теории теплопроводности [уравнения (II.16)—(II.24)].

Строгое решение системы уравнений, описывающих процесс массообмена во взвешенном слое, связан с большими трудностями из-за неопределенности гидродинамической обстановки вокруг отдельных частиц, зависимости кинетических коэффициентов от искомых параметров, сложности определения средней движущей силы процесса и активной поверхности частиц. В связи с этим в работах [11—13] с использованием приближенной математической

модели было предложено уравнение связи между обобщенными переменными вида

$$\frac{u_2}{u_1 - u_2} = f \left(Fo, Ag, Ko, G_m/G, \frac{t_1 - \theta_0}{\theta_0}, \Gamma_1, \Gamma_2 \right) \quad (II.29)$$

где u_1, u_2 — начальная и конечная влажность материала; G_m, G — массовые расходы материала и газа; Γ_1, Γ_2 — геометрические симплексы; θ_0 — температура поступающего материала; $Ko = \frac{r(u_1 - u_2)}{c\Delta t}$; r — теплота испарения.

В зависимость (II.29) не включены массообменные критерии вследствие трудности определения массообменных характеристик высушиваемого материала. Влияние этих критериев можно учесть коэффициентом уравнения, а их изменение — температурным симплексом.

Так, например, при исследовании процесса сушки в тарельчатой сушильной колонне диаметром 150 мм с различным числом секций (от одной до пяти) для активного угля АГК-1 ($d = 2$ и 3 мм), силикагеля различного гранулометрического состава ($d = 0,5; 0,75; 2,5$ и $4,0$ мм) и сополимера СГ-1 было получено расчетное уравнение [13]:

$$\frac{u}{u_1 - u} = A_i Ag^{-0,58} \left(\frac{cG}{c_m G_m} \right)^{-1} \left(\frac{t_1 - \theta_0}{\theta_0} \right)^{-n_i} Ko^{0,7} Fo^{-1} \quad (II.30)$$

Расход материала изменялся в опытах от 1,5 до 25 кг сухого материала в 1 ч, число псевдоожижения — от 2 до 6, температура поступающего воздуха — от 80 до 200 °С, начальная влажность материала — от 5 до 60% (на сухое вещество), высота кипящего слоя в однокамерном аппарате — от 50 до 270 мм, а в многокамерном она составляла 50 мм.

Температура поступающего материала θ_0 в опытах не менялась и была равна 20 °С. Значения A_i и n_i для силикагеля и активного угля приведены в табл. II.1.

ТАБЛИЦА II.1

Материал	Число слоев	$A_i \cdot 10^{-4}$	n_i
Силикагель	1	1,6	2,3
	2	3,6	3,5
Активный уголь	1	0,35	2,3
	2	0,78	3,5
	3	2,50	4,4
	4	4,90	4,9
	5	9,20	5,3

В уравнении (II.30) критерий Архимеда Ag определяет действительную скорость обтекания частиц материала; критерий

Коссовича Ko характеризует отношение количества теплоты, идущего на испарение влаги, к количеству теплоты, расходуемому для нагревания сухого материала: критерий Фурье Fo показывает степень прогрева твердых частей; выражение $cG/(c_m G_m)$ — отношение тепловых емкостей потоков газа (воздуха) и материала; величина $(t_1 - \theta_0)/\theta_0$ отражает температурный уровень процесса. В полученном уравнении отсутствие геометрического симплекса компенсируется наличием в критерии Fo диаметра аппарата и высоты слоя, которые входят в выражение

$$\bar{\tau} = \frac{\pi D_{app}^2 H}{4V_{под}}$$

где $V_{под}$ — объемная скорость подачи материала, м³/с.

Поскольку в кинетическое уравнение (II.30) критерий Fo (а следовательно, и высота слоя H) входит в первой степени, то эффективность процесса пропорциональна высоте кипящего слоя. При испарении поверхностной влаги «рабочей» высотой кипящего слоя является лишь относительно тонкий слой над решеткой, в котором наблюдается заметный градиент температуры. Основная же масса материала, расположенного выше этого рабочего слоя, считается балластной.

Однако тот факт, что относительная конечная влажность продукта с большим сопротивлением внутренней диффузии влаги при глубокой сушке оказалась обратно пропорциональной первой степени высоты кипящего слоя, дает основание считать, что слой работоспособен по крайней мере до исследованной высоты (270 мм). Видимо, частицы материала, получившие запас теплоты в такой «рабочей» зоне, продолжают терять влагу в верхних частях кипящего слоя за счет аккумулятивной теплоты.

Уравнению (II.30) можно придать следующий развернутый вид:

$$\frac{u}{u_1 - u} = A_i r^{0,7} \rho^{0,58} v^{1,16} c^{-1} \frac{d^{0,26} \rho_m^{1,3}}{g^{0,58} \rho_m^{0,58} \lambda_m} \times \frac{u_1^{0,7} G_m^2}{V_{сл} G t_1^{0,7} \left(\frac{t_1}{\theta_0} - 1 \right)^{n_i}} \quad (II.31)$$

Решенное относительно среднего времени пребывания уравнение (II.31) имеет следующий вид:

$$\bar{\tau} = A_i \frac{u_1 - u_2}{u_2} r^{0,7} u_1^{0,7} \frac{G_m d^{0,26} \rho_m^{1,3} \rho_{нас}}{g^{0,58} \rho_m^{0,58} \lambda_m} \frac{v^{1,16} \rho^{0,58}}{G t_1^{0,7} \left(\frac{t_1}{\theta_0} - 1 \right)^{n_i} c} \quad (II.32)$$

В этом уравнении первая группа физических величин зависит от природы испаряемой жидкости и физических свойств сушильного агента, вторая характеризует высушиваемый материал, а третья содержит параметры сушильного процесса и габариты слоя ($V_{сл} \approx D_{app}^2 H$).

Из уравнения (II.32) следует, что размер частицы (в исследованных пределах) относительно мало влияет на процесс сушки в периоде падающей скорости, так как увеличение скорости внешнего теплообмена с увеличением диаметра зерна почти компенсирует увеличение внутреннего термического сопротивления (критерия Fo).

Температура зерна и ее изменение в процессе сушки являются решающими факторами, определяющими качество продукта. При сушке в псевдооживленном слое обеспечивается значительная интенсификация процесса и более равномерный нагрев отдельных зерен, чем, например, в плотном неподвижном слое. Но так как внутренний теплообмен в зерне происходит во много раз быстрее, чем влагообмен, температура зерна сравнительно быстро достигает максимально допустимого значения. Поэтому при необходимости значительной подсушки зерна в кипящем слое рекомендуется применять один или несколько чередующихся циклов нагревания — охлаждения в зависимости от требуемого снижения влажности зерна. Такой осциллирующий режим, как уже отмечалось, был предложен Лыковым [14].

Уравнения вида (II.30) были получены и в других работах [11—13]. Такая обработка удобна тем, что не требует определения среднего температурного напора, который трудно определить с достаточной степенью точности.

Недостатком полученных зависимостей, как и всех эмпирических соотношений, является их применимость только в условиях проведения экспериментов. Поэтому далее будут рассмотрены методы экспериментального получения кинетических кривых, которые могут быть использованы для расчета промышленных аппаратов при известном для них распределении материала по времени пребывания.

4. КИНЕТИЧЕСКИЕ ЗАВИСИМОСТИ

Наиболее надежно получать кинетические зависимости сушки и нагрева влажных материалов экспериментально. Результаты опыта обычно представляют в виде графических зависимостей средних значений влажности (u) и температуры материала (θ) от времени сушки. Внешними параметрами процесса сушки и нагрева являются значения температуры, скорости и влагосодержания сушильного агента.

В периоде постоянной скорости интенсивность процесса определяется внешними условиями, в периоде падающей скорости интенсивность удаления влаги зависит от сопротивления влагопереносу внутри материала и температура наружной поверхности зерна возрастает.

Условие постоянства скорости сушки в первом периоде записывается соотношением

$$-\frac{du}{d\tau} = N \quad (II.33a)$$

что после интегрирования при начальном условии $u|_{\tau=0} = u_0$ дает линейную зависимость влажности от времени сушки:

$$u = u_0 - N\tau$$

Наиболее простой вид кривой скорости сушки во втором периоде имеет вид:

$$-\frac{du}{d\tau} = \kappa(u - u^*) \quad (II.33b)$$

где κ — коэффициент скорости сушки

$$\kappa = \kappa N \quad (II.34)$$

u^* — равновесная влажность, κ — относительный коэффициент сушки, зависящий от свойств данного материала.

Интегрирование уравнения (II.33b) при $u|_{\tau=0} = u_{кр}$ дает экспоненциальную связь влажности материала и времени. Здесь $u_{кр}$ — значение влажности, при котором для данного материала при конкретных внешних условиях заканчивается период постоянной скорости сушки.

Соотношение (II.34) означает, что влияние внешних условий и внутренних тепло- и массопереносных свойств материалов при сушке во втором периоде можно представить отдельными сомножителями.

Один из методов обобщения опытных данных основан на том, что экспериментальные кривые сушки данного материала, полученные при различных режимах процесса, но при одной и той же начальной влажности u_0 , практически совмещаются в одну кривую (рис. II.1), построенную в координатах $(u - u^*) - N\tau$, что соответствует равенству:

$$N_1\tau_1 = N_2\tau_2 = \dots = N_n\tau_n = (N\tau) = \text{const} \quad (II.35)$$

Здесь $\tau_1, \tau_2, \dots, \tau_n$ — отрезки времени сушки, в течение которых влажность материала изменяется от u_0 до некоторого одинакового для всех режимов значения u . Каждому режиму соответствует определенное численное значение константы N . Таким образом, если известна зависимость скорости сушки в первом периоде от основных режимных параметров, то с помощью обобщенной кривой можно воссоздать все семейство кривых сушки от одинаковых начальных влагосодержаний. Каждая из кривых такого семейства будет соответствовать кинетике сушки данного материала при определенных внешних параметрах.

В тех случаях, когда период постоянной скорости отсутствует ($u_0 \leq u_{кр}$), целесообразно воспользоваться несколько иным обобщением:

$$\tau_1/\tau_{m1} = \tau_2/\tau_{m2} = \dots = \tau_n/\tau_{mn} = (\tau/\tau_m) = \text{const} \quad (II.36)$$

где $\tau_{m1}, \tau_{m2}, \dots, \tau_{mn}$ — длительность процесса сушки в некотором диапазоне фиксированных значений u_0 и $u_{кр}$ при различных режимах (рис. II.2).

Значение константы в соотношении (II.36), полученное из опытов, в зависимости от режимных параметров дает возможность по обобщенной кривой сушки (построенной по единственной опытной кривой) получить кинетические кривые сушки при любых внешних условиях.

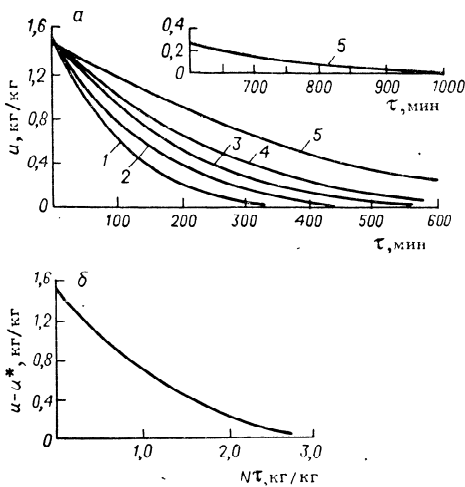


Рис. 11.1. Кривые сушки прессованной бумаги при различных значениях температуры и относительной влажности воздуха (а) и обобщенная кривая (б):
 1 - $t = 90,9^\circ\text{C}$, $\varphi = 3,8\%$; 2 - $t = 78,5^\circ\text{C}$, $\varphi = 6,1\%$; 3 - $t = 69,9^\circ\text{C}$, $\varphi = 11,2\%$; 4 - $t = 59,9^\circ\text{C}$, $\varphi = 12,9\%$; 5 - $t = 60,8^\circ\text{C}$, $\varphi = 20,6\%$.

Рассмотренные формы аппроксимации и обобщения опытных кривых сушки дают возможность определить продолжительность процесса сушки до требуемой конечной влажности. Для этого надо суммировать длительность сушки в каждом из последовательных периодов:

$$\tau_1 + \tau_2$$

где

$$\tau_1 = \frac{1}{N} (u_0 - u_{кр}); \quad \tau_2 = \frac{1}{\kappa N} \ln \frac{u_{кр} - u^*}{u_k - u^*} \quad (II.37)$$

Этот метод обобщения опытных кривых применим и для взвешенного слоя, что было показано Поповым и авторами [15].

Экспериментальное получение кинетических кривых сушки дисперсных материалов с развитой наружной поверхностью,

поглощающих значительную долю теплоты сушильного агента, затруднительно ввиду уменьшения его температуры по мере контакта со слоем влажного материала. При этом материал контактирует с сушильным агентом переменной температуры; кроме того, по мере падения скорости сушки параметры окружающей среды изменяются во времени (рис. II.3, а).

При работе с тонким слоем дисперсного материала сушильный агент не изменяет существенно свои параметры, внешние условия сушки можно считать постоянными, и полученные кинетические результаты можно относить к средним арифметическим значениям параметров среды (рис. II.3, б). Недостаток работы с тонким слоем состоит в том, что общее количество материала слишком мало, и невозможно отбирать пробы для анализа. Кроме того, характер поведения обеих фаз слоя зависит от его высоты, поэтому не всегда возможно уменьшить высоту слоя до размеров в несколько зерен.

В литературе [16] описан метод изучения кинетики сушки, в котором измерение текущей влажности материала осуществляется

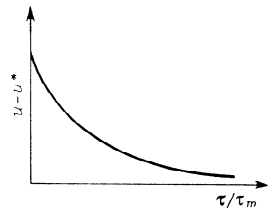


Рис. 11.2. Обобщенная кривая сушки в зависимости от времени, отнесенного к длительности сушки данного материала.

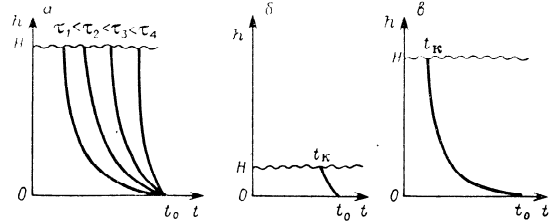


Рис. 11.3. Профили температуры сушильного агента по высоте псевдооживленного слоя:

а - периодическая сушка; б, в - непрерывная сушка в слоях малой и большой высоты соответственно.

по величине влагосодержания уходящего сушильного агента. Чувствительность психрометрического способа измерения влажности воздуха требует применения значительных порций вбрасываемого материала, что может заметно изменить температуру сушильного агента в пределах слоя; кроме того, частицы исследуемой навески контактируют с предварительно высушенными прогретыми частицами, что не соответствует условиям

непрерывной сушки, когда каждая частица контактирует с частицами, имеющими различные значения температуры и влажности.

Кинетические данные можно получить, используя метод меченых частиц. Для этого в непрерывнодействующий аппарат с псевдооживленным слоем одновременно вводится небольшая порция подкрашенных частиц, начальная влажность которых одинакова с влажностью основной массы поступающего в аппарат материала. Отбирая пробы на выходе материала (фиксируя время отбора от момента вбрасывания), отделяют подкрашенные частицы, анализируют их и получают таким образом зависимость влажности исследуемого материала от времени его сушки.

Параметры сушильного агента изменяются по высоте псевдооживленного слоя, но остаются постоянными во времени (рис. II.3, в).

В процессе сушки меченые частицы контактируют с материалом тех же параметров, что и в действительном процессе.

Наряду с достоинствами этого метода, его существенный недостаток заключается в том, что меченые частицы не удается быстро отделить от остального материала, и в процессе отбора их влажность может существенно измениться.

Бабенко, Ойгенбликом и Жигановой [17] предложен упрощенный метод получения информации о кинетике сушки отдельной частицы влажного материала в псевдооживленном слое, который основывается на допущении квазистационарного характера процесса относительно изменения температуры сушильного агента при осуществлении периодической сушки некоторой порции влажного материала, т. е. предполагается, что скорость сушки частицы в каждый отдельный момент времени соответствует мгновенному значению средней по высоте псевдооживленного слоя температуре теплоносителя, которая, в свою очередь, принимается равной температуре частиц. Очевидно, такое допущение тем более справедливо, чем мельче частицы.

Влажный материал одновременно загружается в слой, и через определенные промежутки времени отбираются пробы для анализа на влажность. Температура псевдооживленного слоя непрерывно замеряется. Полученная кривая сушки в каждой своей точке соответствует различным температурам.

Обработка кривых может проводиться различными способами. Производная du/dt в каждой точке кривой сушки относится к мгновенному значению температуры псевдооживленного слоя. Таким образом получают зависимости типа $du/dt = f(\tau, t)$. Константы N и κ зависят от условий проведения процесса и главным образом от температуры в слое материала. Для периода постоянной скорости обработка опытных данных дает:

$$N(t) = - \frac{du}{d\tau}$$

Если пренебречь равновесной влажностью, то коэффициент скорости сушки во втором периоде будет равен:

$$\kappa(t) = - \frac{1}{u} \frac{du}{d\tau} \quad (II.38)$$

Получив значение $du/d\tau$ при различных температурах из опытных кривых, находят графические зависимости $N(t)$ и $\kappa(t)$.

Следует отметить, что графическое или численное дифференцирование экспериментальных данных может привести к значительным ошибкам. Особенно это относится к начальным и конечным участкам кривых.

Этого недостатка лишен интегральный метод обработки результатов периодического эксперимента. Для определения N достаточно выделить на экспериментальной кривой сушки линейный участок и отнести полученное значение коэффициента к соответствующей площадке температурной кривой, соответствующей $t = \text{const}$.

Для второго периода интегрирование соотношения (II.38) дает выражение

$$\ln \frac{u_{кр}}{u} = \int_{\tau_{кр}}^{\tau} \kappa(t(\tau)) d\tau \quad (II.39)$$

Искомую зависимость $\kappa(t)$ представляют [17] в виде аппроксимирующего полинома, например второго порядка: $\kappa(t) = a + bt + ct^2$, подстановка которого в уравнение (II.39) дает:

$$\ln \frac{u_{кр}}{u} = a(\tau - \tau_{кр}) + b \int_{\tau_{кр}}^{\tau} t(\tau) d\tau + c \int_{\tau_{кр}}^{\tau} t^2(\tau) d\tau \quad (II.40)$$

Значения интегралов в соотношении (II.40) вычисляются по известным из эксперимента температурным кривым любым приближенным методом. Выбирая на опытных кривых сушки точки и на температурных кривых по несколько точек при одинаковом времени и вычисляя для каждой точки величины $\tau - \tau_{кр}$, $\int_{\tau_{кр}}^{\tau} t(\tau) d\tau$, $\int_{\tau_{кр}}^{\tau} t^2(\tau) d\tau$, $\ln \frac{u_{кр}}{u}$, получают систему линейных уравнений, из которых находят коэффициенты аппроксимации a , b и c .

Адекватность кинетической модели, полученной в условиях периодического режима, проверена в условиях непрерывного процесса [17].

В работе [18] теоретически и экспериментально установлено, что погрешность при замене среднеобъемной температуры тела на истинные локальные при сушке тонких материалов ($Bi < 0,5$) не превышает 8—17%, но значительно облегчает проведение

общего анализа процесса сушки. Рудобашта [19] показал незначимость коэффициентов регрессии при параметрах, характеризующих внешние условия обтекания высушиваемого материала — скорости газа и концентрации в нем пара.

Бакреневым, Романковым и Фроловым [20] было предложено получать кинетические зависимости при периодической сушке навески исследуемого продукта с принудительным поддержанием средней температуры сушильного агента в пределах слоя на постоянном уровне. Предполагалось, что для кинетики сушки и нагрева псевдооживленного материала при его быстром перемещении по объему слоя существенны лишь средние по высоте значения параметров сушильного агента, независимо от того, каковы конкретные распределения этих величин.

Поддерживать постоянство средней температуры теплоносителя во времени проще в случае работы со слоем малой высоты, при прохождении через который сушильный агент меняет свои параметры незначительно. Это позволяет считать среднее значение каждого параметра средним арифметическим между их входными и выходными величинами, но незначительное количество материала в тонком слое вызывает необходимость повторять опыт несколько раз (при разном τ) для построения одной кинетической кривой. При работе с высоким слоем средние значения параметров сушильного агента должны определяться как среднеинтегральные. Кинетические данные, полученные при работе с высоким слоем, интегрально учтут влияние на кинетику эффектов неравномерности перемешивания фаз, образования застойных зон, проскока сушильного агента, характерных для слоя реальной высоты.

Особенностью применения экспериментальных данных при глубокой сушке материалов является одновременное использование кинетических зависимостей изменения влажности материала и температур. При этом вследствие многократного их применения в алгоритме расчета такие данные должны быть представлены с максимальной простотой.

Как уже отмечалось, ввиду того, что экспериментально определять кинетику изменения влажности и температуры в непрерывном процессе довольно сложно, это можно сделать в периодическом процессе.

Обработка материала в каждом эксперименте должна вестись при неизменном гидродинамическом (w) и тепловом (\bar{t}) режимах. Чтобы исключить влияние высоты слоя и геометрии аппарата на гидродинамический режим, кинетические зависимости должны определяться при высоте слоя, близкой к рабочей, желательно в аппарате выбранной конструкции.

Применение такой методики позволяет учесть явления, которые не поддаются моделированию, например неравномерность перемешивания, проскок газа через слой и т. д.

Наиболее сложным условием эксперимента является поддержание неизменного температурного режима. Как уже указывалось, можно считать, что сушка материала происходит при неизменных тепловых условиях:

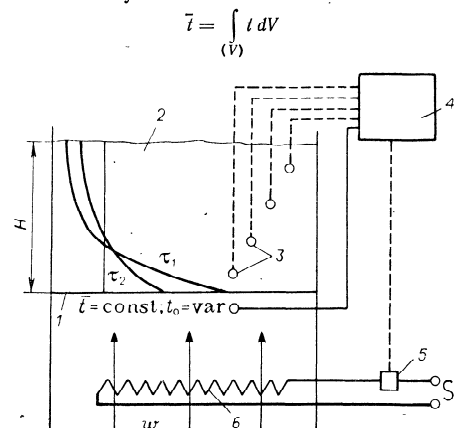


Рис. II.4. Схема регулирования среднего по высоте псевдооживленного слоя значения температуры сушильного агента (\bar{t}):

1 — распределительная решетка; 2 — слой; 3 — термопары; 4 — регулятор температуры; 5 — реле; 6 — электронагреватель воздуха.

В аппарате с постоянным поперечным сечением это условие довольно точно может быть заменено на

$$\bar{t} = \frac{1}{H} \int_0^H t dh = \frac{1}{H} \sum t_i \Delta h_i; \quad \Delta h_i = \frac{\sum t_i}{n} \quad (II.41)$$

и для поддержания постоянной средней температуры газа достаточно поставить по оси аппарата несколько термопар на одинаковом расстоянии друг от друга. Соединяя термопары последовательно, получают сигнал, пропорциональный средней температуре, который поддерживается постоянным с помощью обычной схемы регулирования (рис. II.4).

Если аппарат расширяющегося по высоте сечения может быть представлен моделью идеального вытеснения по газу, задача регулирования средней температуры газа в слое также может быть решена. В этом случае

$$\bar{t} = \frac{1}{V} \int_{(V)} t dV = \frac{1}{V} \int t S(x) dx = \frac{1}{V} \sum t_i S(h_i) \Delta h_i \quad (II.42)$$

Очевидно, для того чтобы суммарный сигнал последовательно соединенных термодатчиков был пропорционален средней температуре, необходимо [30]

$$\frac{S(h_i) \Delta h_i}{V} = \text{const} = \frac{1}{n} \quad (11.43)$$

В этом случае термодатчики должны размещаться в центрах интервалов на оси аппарата.

Одной из простейших форм обработки экспериментальных данных является степенная зависимость

$$-\frac{du}{d\tau} = A(u - u^*)^n; \quad \frac{d\theta}{d\tau} = B(\bar{t} - \theta)^m \quad (11.44)$$

что в общем случае при m и $n \neq 1$ дает:

$$u = u^* + [(u_0 - u^*)^{1-n} + (1-n)A\tau]^{-\frac{1}{1-n}} \quad (11.45)$$

$$\theta = \bar{t} - [(\bar{t} - \theta_0)^{1-m} - (1-m)B\tau]^{-\frac{1}{1-m}} \quad (11.46)$$

Равновесная влажность определяется экспериментально сушкой до достижения равновесного состояния с параметрами теплоносителя и может быть аппроксимирована

$$u^* = r\bar{t}^q \quad (11.47)$$

Параметры аппроксимации могут быть представлены следующими выражениями:

$$A = A_0 \bar{t}^{z_1} u^{z_2} \omega^{z_3}; \quad n = n_0 \bar{t}^{z_4} u^{z_5} \omega^{z_6} \quad (11.48)$$

$$B = B_0 \bar{t}^{y_1} u^{y_2} \omega^{y_3}; \quad m = m_0 \bar{t}^{y_4} u^{y_5} \omega^{y_6} \quad (11.49)$$

Так как экспериментальная методика основывалась на предположении о независимом влиянии каждого из технологических параметров на кинетику обработки материала, можно предложить простой и удовлетворительный по точности метод аппроксимации.

Зависимость от времени может быть аппроксимирована полиномом Лагранжа. Например, для влажности

$$u(\tau) = \sum_{k=1}^n \frac{\omega(\tau_k)}{(\tau - \tau_k) \omega'(\tau_k)} u_i(\bar{t}, u_0, \omega) \quad (11.50)$$

где

$$\omega(\tau) = \prod_{i=1}^n (\tau - \tau_i); \quad \omega'(\tau_i) = \prod_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n (\tau_i - \tau_j) \quad (11.51)$$

Аппроксимация $u_i(\bar{t}, \omega, u_0)$ в предположении независимости влияния каждого из аргументов

$$u_i = u_i(\bar{t}) + u_i(u_0) + u_i(\omega) \quad (11.52)$$

а каждая из зависимостей по отдельному аргументу — в виде параболы

$$\left. \begin{aligned} u_i(\bar{t}) &= a_{0i}^{(t)} + a_{1i}^{(t)}\bar{t} + a_{2i}^{(t)}\bar{t}^2 \\ u_i(\omega) &= a_{0i}^{(\omega)} + a_{1i}^{(\omega)}\omega + a_{2i}^{(\omega)}\omega^2 \\ u_i(u_0) &= a_{0i}^{(u_0)} + a_{1i}^{(u_0)}u_0 + a_{2i}^{(u_0)}u_0^2 \end{aligned} \right\} \quad (11.53)$$

Таким образом, определение коэффициентов системы (11.53) сводится к решению системы из трех линейных уравнений.

Аналогичные действия могут быть проведены для определения зависимости $\theta(\tau, \bar{t}, u_0)$.

Максимальное число экспериментов, которое надо при этом сделать, равно 8.

Сажин и Шадрин [21, 22] для определения продолжительности сушки материала предложили уравнение, учитывающее распределение пор по размерам:

$$\tau = \tau_1 + \sum_{i=1}^n \tau_i = \tau_1 + \sum_{i=1}^n \frac{1}{N_i} \frac{\rho_{ж}}{\rho_0} \int_{r_i}^{r_{i+1}} f_V(r) dr = \tau_1 + \sum_{i=1}^n K_i \Delta u_i \quad (11.54)$$

где τ_1 — время удаления свободной влаги и влаги микрокапилляров (первый период сушки); τ_i — время удаления влаги из пор радиусом от r_i до r_{i+1} ; N_i — средняя скорость удаления влаги из пор радиусом от r_i до r_{i+1} ; K_i — величина, обратная средней скорости сушки; Δu_i — влажность, соответствующая заполнению группы пор радиусом от r_i до r_{i+1} ; $\rho_{ж}$, ρ_0 — плотность жидкости и абсолютно сухого материала; f_V — функция распределения объема по радиусам.

Для расчета интенсивности испарения влаги \bar{N}_i , зависящей от размера пор в материале, авторы [21, 22] предлагают воспользоваться экспериментально полученными кривыми сушки, снятыми для модельных материалов.

Таким образом, использование зависимости (11.54) предполагает знание распределения объема пор по радиусам для данного материала и подбор модельного материала, для которого кинетическая зависимость известна.

Кинетические данные того или иного материала, полученные экспериментально, в зависимости от значений внешних параметров могут быть использованы для анализа процесса при различных условиях взаимодействия массы дисперсного материала и сушильного агента.

5. ОСОБЕННОСТИ ТЕПЛО- И МАССОБМЕНА В ПНЕВМОСУШИЛКАХ

В наиболее полно отражающей особенности межфазного тепло- и массообмена в процессах нагрева и сушки влажного полидисперсного материала модели, предложенной Шрайбером и

Глянченко [23], приняты следующие допущения: частицы шарообразны (а значит, поля температуры и влажности одномерны); движение газозвеси одномерное; процессы агрегирования и дробления отсутствуют; частицы одной фракции ведут себя одинаково; поля потенциалов переноса в каждой частице могут быть аппроксимированы степенными функциями

$$\left. \begin{aligned} t(r, \tau) &= \varphi(\tau) + \psi(\tau) r^n \\ u(r, \tau) &= \chi(\tau) + \gamma(\tau) r^m \end{aligned} \right\} \quad (11.55)$$

Поскольку поля температуры и влажности в частице $t(\tau, r)$ и $u(\tau, r)$, а также средние по объему частицы значения $\bar{t}(\tau)$ и $\bar{u}(\tau)$ формируются под влиянием большого числа факторов и расчет тепломассообмена в полной мере не может быть выполнен из-за ограниченности справочных данных по массопроводным свойствам материала, то авторы [23] предложили методику расчета, основанную на общих интегральных закономерностях тепломассообмена.

Процесс сушки состоит из нагрева, сушки при постоянной скорости и сушки при падающей скорости. Периодом прогрева частиц пренебрегать не следует, так как он соизмерим с периодом сушки.

Полагается, что влага внутри частицы перемещается только в виде жидкости (испарение идет с поверхности частиц). Поля температуры и влажности аппроксимируются по-прежнему степенными функциями.

Рассмотрим в качестве примера расчет изменения температуры частицы. Он основан на том, что перенос теплоты в частице учитывается более детально, чем массоперенос.

На первом этапе должна быть решена задача отыскания вида функций φ и ψ для каждой из стадий сушки. Для этого достаточно использовать уравнение для поля температуры $t(\tau, r)$ и уравнение для температуры, средней по объему частицы:

$$\bar{t} = \varphi + \frac{3\psi}{n+3} R^n \quad (11.56)$$

Конкретный вид функций φ и ψ зависит от теплового состояния частицы. Так, в периоде постоянной скорости сушки оно определяется граничным условием первого рода

$$t(R, \tau) = t_m$$

когда температура на поверхности равна температуре мокрого термометра.

Далее из теплового баланса частицы открывается возможность определения \bar{t}/dL и du/dL (или $\bar{t}/d\tau$ и $du/d\tau$).

В период постоянной скорости сушки (II)

$$\frac{d\bar{t}}{dL} = \frac{12(n+3)\lambda}{cpd^2w} (t_m - \bar{t}) \quad (11.57)$$

$$-\frac{d\bar{u}}{dL} = \frac{3\lambda(t_r - t_m)}{R^2 \rho_c r w} \left[\text{Bi} - (n+3) \frac{t_m - \bar{t}}{t_r - t_m} \right] \quad (11.58)$$

Здесь L — длина трубы.

В периоды прогрева (I) и падающей скорости (III) температура поверхности зависит от того, какая доля теплоты, полученной от сушильного агента, пойдет на испарение влаги, т. е. тепловое состояние частицы определяется граничным условием третьего рода:

$$\lambda \frac{\partial t(R, \tau)}{\partial r} = \alpha [t_r - t(R, \tau)] + \frac{1}{3} R \rho_c r \frac{du}{d\tau} \quad (11.59)$$

В эти периоды

$$\frac{d\bar{t}}{dL} = \frac{1}{cpw} \left[\frac{1,5Nu\lambda}{R^2} (t_r - \bar{t}) + w\rho_c \frac{d\bar{u}}{d\tau} \right] \left(1 + \frac{\text{Bi}}{n+3} \right)^{-1} \quad (11.60)$$

Задание $d\bar{u}/d\tau$ может быть осуществлено приближенно: в период прогрева (I)

$$\left(\frac{d\bar{u}}{d\tau} \right)_I = \left(\frac{du}{d\tau} \right)_{II} \frac{t(R, \tau) - t_0}{t_m - t_0} \quad (11.61)$$

в период падающей скорости (III)

$$\left(\frac{d\bar{u}}{d\tau} \right)_{III} = \left(\frac{d\bar{u}}{d\tau} \right)_{II} \frac{\bar{u} - u^*}{u_{кр} - u^*} \quad (11.62)$$

Значение $(d\bar{u}/d\tau)_{II}$ в этих уравнениях рекомендуется находить при параметрах сушильного агента, имеющих место в том сечении, где определяется $(du/d\tau)_I$ или $(du/d\tau)_{III}$.

Зависимость равновесной влажности u^* от температуры и влажности воздуха предполагается известной. Аналогичное замечание касается зависимости $u_{кр}$ от условий сушки.

Помимо уравнений, характеризующих изменение состояния частиц, в описание процесса войдут гидродинамические зависимости и балансовые соотношения. Эти уравнения приведены в гл. VI.

6. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА

Интенсификация процессов тепло- и массообмена во взвешенном слое может быть достигнута при использовании пульсационных воздействий режима осциллирования.

Исследования влияния пульсаций на кинетику сушки [24] показали, что процесс интенсифицируется лишь в периоде постоянной скорости сушки.

При высушивании ряда термочувствительных продуктов в кипящем слое теплообмен протекает интенсивнее массообмена, что может привести к перегреву зерен выше предельно допустимой температуры. Применение осциллирующего режима сушки позволяет использовать высокотемпературные теплоносители для сушки термолабильных продуктов с сохранением их качества. Наибольшее распространение режим осциллирования получил при сушке в кипящем слое пищевых продуктов (зерно, картофель, овощи и т. д.).

Достижение оптимальных технико-экономических показателей процесса при осциллирующих режимах обеспечивается применением высокотемпературных теплоносителей и соответствующим выбором температуры охлаждающего агента.

Эксперименты, проведенные при сушке пшеницы, показали, что изменение циклов охлаждения при прочих равных условиях приводит к существенному увеличению продолжительности сушки, но позволяет осуществить большой сьем влаги без перегрева материала. В случае возрастания начальной температуры теплоносителя при симметричном осциллировании и прочих равных условиях скорость сушки увеличивается в несколько раз.

При организации процесса осциллирования по симметричной схеме (что наиболее просто) температура охлаждающего воздуха подбирается из условия понижения температуры материала за один цикл охлаждения до такого уровня, чтобы не было превышено ее предельно допустимое значение $\theta_{пр}$ в конце процесса. В этом случае в течение времени τ в циклах охлаждения скорость прогрева материала замедляется, а на следующем отрезке времени ($\tau_k - \tau$) происходит охлаждение материала со все усиливающимся эффектом.

Из технико-экономических соображений температуру охлаждающего воздуха следует выбирать таким образом, чтобы количество теплоты, переданное материалу на первом этапе ($0 - \tau$), равнялось количеству теплоты, отданному охлаждающему воздуху на втором этапе ($\tau - \tau_k$). При этом общие потери теплоты с воздухом будут отсутствовать. В первом приближении, как показал анализ экспериментальных кривых кинетики прогрева зерен, оптимальная температура охлаждающего воздуха близка к среднелогарифмической температуре материала.

Результаты испытаний опытно-промышленного образца сушилки производительностью 2 т/ч сырой пшеницы подтвердили целесообразность подогрева охлаждающего воздуха до оптимальной температуры $t_{охл}$ за счет рециркуляции части отработанных газов и смешения их с наружным воздухом.

Температура зерна, нагреваемого по определенному периодическому закону, является, в частности, обратной функцией частоты колебаний температуры греющей среды, т. е. чем выше частота осциллирования, тем более высокие значения температур

теплоносителя могут быть использованы без опасности перегрева термочувствительных материалов. При выборе оптимальной частоты осциллирования следует учитывать, что для различных материалов соотношение скоростей прогрева и сушки при прочих равных условиях резко отличаются.

Сушку зерен кофе с применением режима осциллирования проводили Валье и авторы [25]. Такой режим (с чередованием периода нагрева и охлаждения через каждые 20 с) позволил значительно повысить температуру теплоносителя (120 °С по сравнению

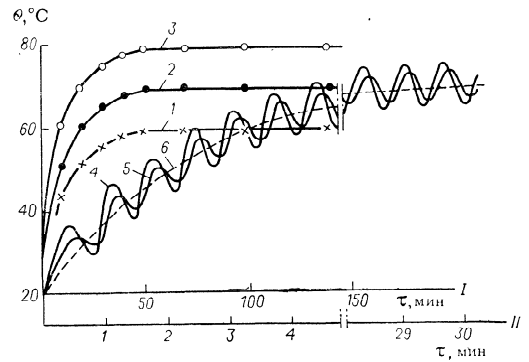


Рис. II.5. Кинетические кривые нагрева зерен кофе в кипящем слое без осциллирующего режима (кривые 1—3) и при осциллирующем режиме (кривые 4—6, $t_H = 120$ °С, $t_{охл} = 40$ °С):

1 — $t_H = 60$ °С; 2 — $t_H = 70$ °С; 3 — $t_H = 80$ °С; 4 — температура поверхностного слоя зерна; 5 — температура в центре; 6 — усредненная температура зерна; $u_0 = 0,6$ кг/кг.
Абсцисса I относится к кривым 1—3, абсцисса II — к кривым 4—6.

нию с 70—80 °С) без перегрева зерна (рис. II.5, кривые 4—6), тогда как при сушке без применения осциллирования предельная температура теплоносителя составляет 80 °С (рис. II.5, кривые 1—3).

Кинетические кривые, полученные при высушивании зерен кофе в кипящем слое при указанном выше режиме осциллирования, но при разных температурах, приведены на рис. II.6, а. Эти кривые обобщаются в одну (рис. II.6, б), причем τ_{20} — время сушки до 20% (в массе), т. е. до влажности, определяемой технологическими условиями (возможностью сохранения продукта). Эта кривая аппроксимируется выражением:

$$u - u^* = (u_0 - u^*) \exp(-1,45\tau/\tau_{20})$$

В заключение отметим, что применение осциллирующих режимов для сушки и нагрева термочувствительных материалов в псевдооживленном слое найдет широкое применение в различных

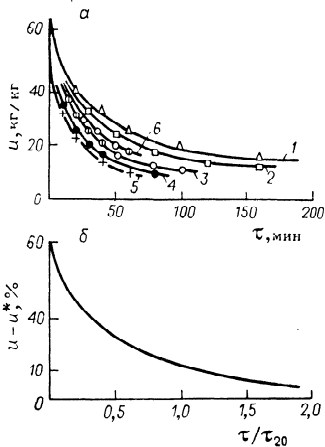


Рис. 11.6. Кривые сушки кофе в кипящем слое при осциллирующем режиме (а) и обобщенная кривая сушки (б):

1 — $t_n = 90^\circ\text{C}$, $t_{\text{охл}} = 36^\circ\text{C}$; 2 — $t_n = 100^\circ\text{C}$, $t_{\text{охл}} = 38^\circ\text{C}$; 3 — $t_n = 110^\circ\text{C}$, $t_{\text{охл}} = 40^\circ\text{C}$; 4 — $t_n = 120^\circ\text{C}$, $t_{\text{охл}} = 40^\circ\text{C}$; 5 — $t_n = 130^\circ\text{C}$, $t_{\text{охл}} = 40^\circ\text{C}$; 6 — температура слоя в периоде нагрева $t_n = 60^\circ\text{C}$, $t_{\text{охл}} = 41^\circ\text{C}$.
Дифференциальный слой 1—5; $u_0 = 0,63$ кг/кг; высота слоя 200 мм.

технологических процессах, где требуется сохранение (и даже улучшение) качества материала при высоких технико-экономических показателях.

7. ТЕПЛОБМЕН МЕЖДУ ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ И ПОВЕРХНОСТЬЮ

Обобщения имеющейся литературы по теплообмену псевдооживленного слоя с поверхностью сделаны Гельпериным и Айнштейном [10], Кунни и Левеншилем [26] и Баскаковым [52]. Сводка данных по теплообмену фонтанирующего слоя с поверхностью приведена Рабиновичем [4]. Поэтому ниже приводятся лишь некоторые основные положения и расчетные зависимости, которыми следует пользоваться при определении погруженных во взвешенный слой теплообменных поверхностей.

Благодаря высоким значениям коэффициента теплоотдачи от слоя к поверхности (или наоборот) практически весь температурный напор сосредоточен в непосредственной близости к поверхности теплообмена [10]. Таким образом, разность температур между взвешенным слоем и поверхностью теплообмена практически равна перепаду температуры в «пограничной пленке», прилегающей к поверхности теплообмена, за пределами которой, а также участка стабилизации у газораспределительной решетки, псевдо-

оживленный слой практически изотермичен. Это свойство взвешенного слоя позволяет успешно использовать его для осуществления процесса сушки при необходимости регулирования температуры в слое в узких пределах и подвода значительных количеств теплоты.

На теплообмен во взвешенном слое большое влияние оказывает скорость газа, размер твердых частиц и геометрические характеристики системы. Единой теории, объясняющей влияние всех факторов на теплообмен, пока нет, но предложены отдельные теоретические модели, представляющие собой попытки объяснить механизм теплообмена между теплообменной поверхностью и слоем. Таких моделей три [10, 26]:

- 1) теплота передается через тонкую газовую пленку толщиной $\delta_{\text{пл}}$ (пленочная теория);
- 2) теплота передается в районе точек контакта частиц с поверхностью, при этом происходит частая смена частиц у поверхности;
- 3) отвод теплоты происходит за счет теплопроводности в нестационарном режиме через «пакеты» плотной фазы, периодически сменяющиеся у поверхности (так называемая пакетная теория).

Пленочная теория. Величина коэффициента теплоотдачи α определяется соотношением:

$$\alpha = \lambda / \delta_{\text{пл}} \quad (11.63)$$

где λ — теплопроводность газа.

Во взвешенном слое толщина пленки зависит от интенсивности движения частиц и их концентрации около теплообменной поверхности. Движущиеся частицы «сдирают» пограничную пленку, что приводит к увеличению α .

Поскольку интенсивность движения частиц (а следовательно, $\delta_{\text{пл}}$ и α) определяется скоростью оживающего агента, можно описать процесс зависимостью

$$\text{Nu} = C \text{Re}^n (1 - \varepsilon)^m \quad (11.64)$$

Согласно этой модели можно подсчитать коэффициент теплообмена слоя со стенкой. В некоторых случаях наблюдается удовлетворительная сходимость расчетных и экспериментальных данных [52].

Перенос теплоты твердыми частицами. Принимается, что теплота в основном переносится твердыми частицами, которые движутся вдоль поверхности относительно короткое время и затем уходят в псевдооживленный слой, а их место занимают новые частицы, имеющие температуру этого слоя. Теплота к частицам переносится за счет их теплопроводности при контактировании с поверхностью и теплопроводностью в пределах отдельных частиц. Интенсивность процесса определяется переносом теплоты частицами, перемещающимися из основной массы взвешенного

слоя к поверхности теплообмена и обратно, причем смена частиц у поверхности обеспечивает поддержание высокого температурного градиента и, следовательно, высокие коэффициенты теплоотдачи [10]. Большую роль играет эффективная теплопроводность взвешенного слоя — высокие значения этого коэффициента обуславливают большую величину коэффициента теплоотдачи.

Пакетная теория. Псевдооживленный слой рассматривается как двухфазная система, состоящая из непрерывной и дискретной (пузыри) фаз [27]. Около теплообменной поверхности происходит непрерывная смена газовых пузырей и неустойчивых агрегатов частиц («пакетов»). Перенос теплоты от поверхности осуществляется за счет нестационарного и относительно кратковременного прогрева «пакетов». Скорость прогрева и частота смены «пакетов» определяют интенсивность локального теплообмена в данной точке поверхности.

Для расчета усредненного по поверхности и во времени коэффициента теплоотдачи аналитически получено выражение:

$$\bar{\alpha} = \sqrt{\lambda_{п} \rho_{п} c_{п} S_{п}} \quad (II.65)$$

где индекс «п» относится к пакету частиц.

Экспериментальные данные хорошо согласуются с рассчитанными по формуле (II.65) значениями $\bar{\alpha}$.

Забродский [28] получил формулу для количественного описания процесса теплообмена

$$\alpha = c_{тв} \rho_{тв} \omega_n (1 - \varepsilon) \left\{ 1 - \exp \left[- \frac{1,5 \lambda_{тв} - 0,807 d}{b + \frac{d}{6} c_{тв} \rho_{тв} \omega_n (1 - \varepsilon)^{0,33}} \right] \right\} \quad (II.66)$$

где $c_{тв}$, $\rho_{тв}$, $\lambda_{тв}$ — соответственно теплоемкость, плотность и теплопроводность частиц; ω_n — составляющая скорости частицы, нормальная к поверхности теплообмена; ε — порозность слоя; b — расстояние от поверхности теплообмена за ближайшей к ней точке сферической частицы диаметром d .

Уравнение (II.66) выведено при следующих допущениях: перепад температур в частице пренебрежимо мал; за время между двумя соприкосновениями с поверхностью теплообмена частицы успевают принять температуру ядра псевдооживленного слоя; теплообмен между поверхностью и первым рядом частиц полностью определяет интенсивность процесса в целом. Уравнение (II.66) не является строгим и предлагается лишь для объяснения ряда специфических свойств псевдооживленных систем и характера влияния отдельных параметров на процесс теплообмена.

Пакетный механизм переноса теплоты, по мнению Гельперина, Айнштейна и Баскакова [10, 52], в наибольшей степени отражает сущность этого явления в неоднородном псевдооживленном слое.

Необходимо отметить, что с изменением условий псевдооживления механизм процесса теплообмена может изменяться. Влиять

на него будет также расположение нагревателя и его геометрическая характеристика.

Скорость газа существенно влияет на теплообмен. Как следует из рис. II.7, при определенной скорости имеет место максимальное значение α , после чего при дальнейшем увеличении скорости коэффициент теплоотдачи уменьшается [10, 29].

Существование максимума на кривой $\alpha = f(\omega)$ объясняется одновременным и противоположным действием на теплообмен двух факторов: повышением интенсивности движения частиц около поверхности теплообмена и возрастанием порозности слоя с увеличением скорости газа. Первый из этих факторов приводит к увеличению α , второй вызывает его уменьшение вследствие снижения концентрации частиц у поверхности теплообмена [10]. При относительно малых скоростях преобладает первый фактор, при больших — второй.

Размер частиц существенно влияет на теплообмен. По многочисленным экспериментальным данным, как отмечается в монографии [10], в случае не очень крупных частиц α уменьшается с ростом размера частиц, т. е. $\alpha : d^m$, причем значение m колеблется в широких пределах (0,17—0,79).

Из формулы (II.66) видно, что характер изменения α с d должен зависеть от физических свойств газа и частиц.

Айнштейн [30] считает, что целесообразнее рассматривать влияние d на α не при одинаковых скоростях, а при одинаковых числах псевдооживления, Беранек и Сокол [31] — при одинаковых значениях безразмерной скорости, Митев [29] — при одинаковых относительных свободных сечениях.

После преобразования формулы (II.66) применительно к условиям максимальной интенсивности она будет иметь вид [10]:

$$\alpha_{\max} = 1,21 (1 - \varepsilon)^{2/5} \left(\frac{\lambda_{тв}}{b + d/6} \right) \quad (II.67)$$

Из формулы (II.67) следует, что максимальное значение α должно быть больше для мелких частиц.

Значения α_{\max} (рис. II.7, точки I) уменьшаются с ростом размеров частиц в соответствии с формулами (II.66) и (II.67). Для малых частиц это понижение выражено резко, с увеличением d падение α_{\max} замедляется. Это объясняется тем, что псевдооживление крупных частиц характеризуется большими скоростями потока газа, и пограничная пленка около теплообменной поверхности становится тоньше. Кроме того, для достаточно крупных

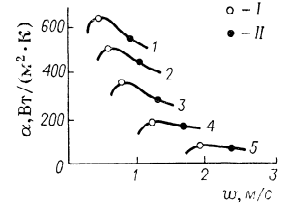


Рис. II.7. Зависимость коэффициента теплоотдачи α от скорости газа ω и диаметра частиц d [29]: I — максимальное значение α ; II — текущее значение α ; 1, 2, 3, 4 и 5 — линии изменения α соответственно при $d_1 < d_2 < d_3 < d_4 < d_5$.

частиц может проявляться влияние нестационарности их прогрева: с увеличением d будет возрастать температурный напор, что обусловит увеличение коэффициента теплоотдачи [10].

Расположение теплообменной поверхности в слое. В качестве теплообменных поверхностей во взвешенном слое могут быть использованы либо наружные стенки аппарата, либо помещенные внутрь слоя элементы. Поскольку теплообменные элементы могут иметь разнообразную форму, сопоставить получаемые для них значения α затруднительно.

Место расположения нагревателя в слое также влияет на величину коэффициента теплоотдачи.

Исследования [10] показали, что в аппаратах диаметрами 275 и 152 мм с пеношамотными газораспределительными решетками коэффициент теплоотдачи на восходящей ветви кривой зависимости $\alpha = f(\omega)$ уменьшается по мере удаления вертикальной трубки от оси: $\alpha \propto (1 - r/R_{\text{анн}})^{0,36}$, где $R_{\text{анн}} = D_{\text{анн}}/2$ — радиус аппарата; r — текущее значение расстояния от оси.

При одновременном измерении теплоотдачи для труб, расположенных в вертикальном пучке на различных расстояниях r от оси аппарата, теми же авторами [10] обнаружено расхождение с данными, полученными из опытов с одиночными трубками, по-видимому, вследствие выравнивающего влияния пучка труб на состояние слоя. В том случае, когда вертикальная трубка размещена выше участка стабилизации, α не зависит от высоты поверхности l при условии, если качество псевдооживления остается неизменным.

При изучении интенсивности теплообмена в различных точках горизонтально расположенной трубки установлено, что локальный коэффициент теплоотдачи имеет наибольшее значение на боковой части трубки, несколько меньшее — в лобовой и заметно меньшее — на тыльной части, находящейся в гидродинамической тени [10].

При теплоотдаче к поверхности горизонтальных труб, расположенных в два ряда друг над другом, для нижней трубки α больше, чем для верхней, попадающей в гидродинамическую тень нижней.

Наложение механических воздействий, например вибрации, при сравнительно низких скоростях газа улучшает однородность псевдооживленного слоя, приводит к повышению коэффициента теплоотдачи, поскольку уменьшается налипание частиц на поверхность. При больших числах псевдооживления влияние колебаний незначительно, поскольку в самом слое возникают интенсивные пульсации, вызывающие вибрацию аппаратуры.

Эксперименты показали, что пульсации существенно (до 80%) улучшают теплообмен при скорости, лишь незначительно превышающей критическую, в случае крупных частиц ($\bar{d} = 0,55$ мм). Эффект теплоотдачи снижается при увеличении скорости воздуха.

В целом коэффициент теплоотдачи от вертикальной поверхности выше, чем от горизонтальной.

Влияние вибрационного ускорения различно для частиц разных размеров. Для мелких частиц α медленно возрастает при малых ускорениях вибрации, а при высоких продолжает увеличиваться, тогда как у более крупных частиц рост α прекращается при $A\omega^2 > 4g$. Отмечается увеличение α при значениях вибрационного ускорения до $2,5g$.

Осинским [32] показано значительное увеличение коэффициента теплоотдачи от вибрирующих поверхностей к псевдооживленному слою.

При исследовании теплообмена в непродуваемом виброкипящем слое наблюдался минимум коэффициента теплоотдачи в нижней части горизонтальной трубы (как одиночной, так и пучка). Максимум α имеет место на боковых участках труб. Это свидетельствует о том, что в вибрирующем слое циркуляция частиц и газовой среды происходит преимущественно в вертикальном направлении. Поэтому наибольшая неравномерность в распределении коэффициентов теплоотдачи наблюдается для труб, расположенных в нижнем ряду пучков.

Авторами [10] показано, что экранирование может привести к значительному ухудшению теплообмена, что необходимо учитывать при размещении нагревателей в слое.

Расчетные уравнения, предложенные различными исследователями, приведены в [10, 29].

При псевдооживлении воздухом не очень больших частиц рекомендуется соотношение [10]:

$$Nu_{\text{макс}} = 0,86Ar^{0,2}; \quad 30 \leq Ar \leq 135\,000 \quad (11.68)$$

Для пучков вертикальных труб:

$$Nu_{\text{макс}} = 0,64Ar^{0,22} (S_{\text{тр}}/d_{\text{тр}})^{0,09}; \quad 2 \leq S_{\text{тр}}/d_{\text{тр}} \leq 5 \quad (11.69)$$

В более широких пределах изменения $S_{\text{тр}}/d_{\text{тр}}$ рекомендуется формула:

$$Nu_{\text{макс}} = 0,75Ar^{0,22} (1 - d_{\text{тр}}/S_{\text{тр}})^{0,14} \quad (11.70)$$

Эти формулы не могут быть использованы при расчете $Nu_{\text{макс}}$ для крупных частиц, когда существенную роль играет фильтрационное перемешивание.

Митевым [29] проведено обобщение имеющихся данных по теплообмену между нагревателем и псевдооживленным слоем. Показано, что максимальные значения Nu получаются при оптимальных значениях $Re_{\text{опт}}$, которым соответствует относительное свободное сечение $f_{с.о}$ в пределах $0,188-0,2$. Величина $f_{с.о}$ является отношением прилегающего к данной частице свободного

сечения к ее миделеву сечению и связано с относительной скоростью следующими зависимостями:

$$\frac{\omega}{\omega_{\text{внт}}} = \frac{f_{c.o}}{1 + f_{c.o}} \sqrt{\frac{f_{c.o}}{1 + f_{c.o}} \left(1 + \frac{\zeta_c}{f_{c.o}}\right) \frac{\zeta_r}{\zeta_c}} \quad (11.71)$$

$Ar \geq 5 \cdot 10^3$ или $\zeta_i < 1$

и

$$\frac{\omega}{\omega_{\text{внт}}} = \left(\frac{1}{f_{c.o} \frac{f_{c.o}}{1 + f_{c.o}} \left(1 + \frac{\zeta_c}{f_{c.o}}\right) \frac{\zeta_r}{\zeta_c}} + 1 \right)^{-1} \quad (11.72)$$

$Ar \leq 5 \cdot 10^3$ или $\zeta_r \geq 1$

где ζ_r и ζ_c — коэффициенты лобового сопротивления частиц в неограниченном пространстве и в стесненных условиях.

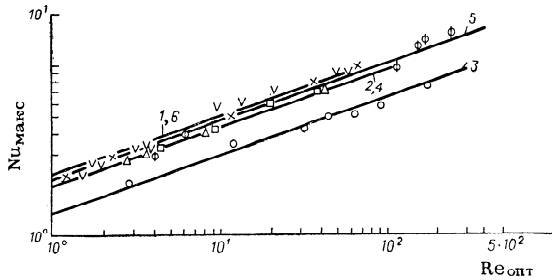


Рис. 11.8. Зависимость $Nu_{\text{макс}} = f(Re_{\text{опт}})$:

1 — шар, $d = 20$ мм; 2 — шар, $d = 60$ мм; 3 — вертикальная плоскость; 4 — цилиндр диаметром 13,3 мм и высотой 30 мм; 5 — змеевик; 6 — горизонтальные трубки.

На рис. 11.8 приведены экспериментальные данные ряда авторов по определению $Nu_{\text{макс}} = f(Re_{\text{опт}})$. Эти данные обобщаются зависимостью

$$Nu_{\text{макс}} = C (Re_{\text{опт}})^{0,33} \quad (11.73)$$

где $Re_{\text{опт}}$, как уже указывалось, определяется по соотношениям (11.63) и (11.64) при $f_{c.o} = 0,188 \pm 0,20$; C — коэффициент, зависящий от формы теплообменной поверхности. Для шара (диаметр 20 и 60 мм), горизонтальных труб и змеевиков $C = 2,2$, для вертикальной плоскости $C = 1,35$.

Для расчета можно также пользоваться значениями критерия Нуссельта, полученными по различным соотношениям, приведенным Кушни и Левеншпилем [26]:

	Nu
Наружная поверхность	0,616—1,13
Вертикальная труба и трубные пучки	0,96—1,54
Любая	0,191—0,49

Особенности теплообмена в фонтанирующем слое. При теплообмене с поверхностью зонда, погруженного в фонтанирующий слой (цилиндроконический аппарат), было найдено, что с увеличением расхода газа средние значения коэффициента теплоотдачи в центральном ядре сначала быстро возрастают (до $w = 1,5w_{н.у.ф}$), а затем их рост замедляется и при $w = 2w_{н.у.ф}$ проявляется тенденция к переходу через максимум. То же наблюдается и в периферийной зоне. Обнаружено [33], что максимум α находится на границе между ядром фонтана и периферийной зоной, т. е. в той части слоя, где происходит переход частиц из периферийной зоны в ядро потока и наоборот (см. гл. I). На основании полученных данных по теплообмену фонтанирующего слоя с одиночными зондами можно сделать следующим выводом [4]: в ядре фонтана действует тот же механизм теплообмена, что и при омывании тела двухфазным потоком в режиме пневмотранспорта, а в периферийной — тот же, что и в противоточно продуваемом движущемся слое, причем в ядре фонтана интенсивность теплообмена в 1,5—2 раза выше, чем в периферийной области.

Неоднородная структура фонтанирующего слоя и наличие в нем зон с различным механизмом теплообмена затрудняет выбор оптимальных вариантов размещения теплообменных элементов без нарушения структуры слоя. В цилиндрическом аппарате небольших размеров теплообменной поверхностью может служить поверхность его корпуса. В промышленных аппаратах вертикальные поверхности следует размещать в ядре потока или на границе с периферийной зоной, поскольку в этом случае они будут работать с максимальной тепловой нагрузкой. Вертикальные трубы можно размещать в ядре или на границе с периферийной зоной.

Горизонтальные трубы в конических слоях устанавливать нецелесообразно. При размещении их в цилиндрических слоях для определения коэффициента теплоотдачи можно воспользоваться зависимостью [4]:

$$Nu = 0,05Ar^{0,41} (w/w_{н.у.ф})^{0,52} \quad (11.74)$$

$$1,4 \cdot 10^5 \leq Ar \leq 1 \cdot 10^6; \quad 1 \leq w/w_{н.у.ф} \leq 2,5$$

Значительно удобнее поместить теплообменные поверхности в аппараты фонтанирующего слоя прямоугольного сечения как с вертикальным, так и с тангенциальным вводом газа.

Результаты опытов по теплообмену одиночной трубы в центральном ядре с погрешностью $\pm 15\%$ обобщаются зависимостью [4]:

$$Nu = 0,15Ar^{0,35} (w/w_{н.у.ф})^{0,37} \quad (11.75)$$

где Nu отнесен к диаметру частиц.

Влияние диаметра трубы на величину α не обнаружено.

Исследование теплообмена в аппарате фонтанирующего слоя с тангенциальным вводом газа (см. рис. 1.4) проведено в работе [34]. Профиль локальных значений α в сечении, соответствующем

максимальной скорости газового потока, приведен на рис. 11.9. Значение α в несколько раз выше в зоне фонтана и прилегающей к нему части слоя, но падает в зоне опускающейся плотной фазы.

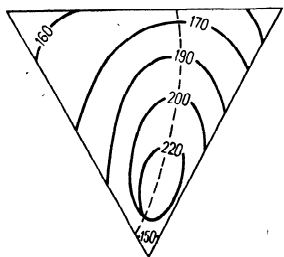


Рис. 11.9. Профиль локальных значений α .

Материал АСК. $d_s = 3,5$ мм; ---- — зона фонтана.

Оптимальной зоной размещения нагревателей является центральная часть слоя.

В случае горизонтального трубчатого нагревателя максимальное значение α соответствует скорости начала устойчивой работы ($w_{н. у. ф}$) и остается практически постоянным при увеличении скорости газа (в отличие от кипящего слоя).

Данные по теплообмену со стенкой аппарата и фонтанирующим слоем немногочисленны. В режиме развитого фонтанирования α не зависит от массовой скорости газа, с увеличением размера частиц коэффициенты теплоотдачи увеличиваются, но их значения на 10—60% ниже, чем для псевдооживленного слоя при оптимальной скорости газа. Результаты обобщены в виде формулы [4]:

$$Nu = 0,54 \left(\frac{d}{H_0} \right)^{0,17} Ar^{0,52} \left(\frac{\rho_m c_m}{\rho c} \right)^{0,45} \left(\frac{\rho}{\rho_m} \right)^{0,08} \quad (11.76)$$

где в Nu входит диаметр частиц.

Переменные изменяли в следующих пределах: $d = 0,79 \div 3,6$ мм; $\rho_m = 900 \div 2630$ кг/м³; $c = 0,46 \div 1,58$ кДж/(кг·К); $H_0 = 228 \div 456$ мм.

Клименко и Рабинович [4] провели исследование по теплообмену цилиндрической стенки с фонтанирующим слоем и предложили следующее уравнение:

$$Nu = 0,026 Ar^{0,42} Pr (D/d_0)^{0,16} \quad (11.77)$$

$$1,5 \cdot 10^5 \leq Ar \leq 7,1 \cdot 10^7; \quad 3 \leq D/d_0 \leq 7; \quad 1 \leq w/w_{н. у. ф} \leq 3$$

Значения коэффициентов теплоотдачи для конической стенки на 25—30% выше, чем для цилиндрической.

Теплообмен между закрученным двухфазным потоком и стенкой аппарата исследовался Николаевым и авторами [35]. Аппарат был снабжен водяной рубашкой. Измеряли температуру воды и воздуха на входе в аппарат и выходе из него, внутренней стенки аппарата по высоте (в пяти точках), а также слоя зернистого материала в радиальном и вертикальном направлениях. В качестве дисперсного материала использовали АСК — алюмосиликатный катализатор ($1,5 < d_s < 4,72$), полистирол ($d_s = 2,92$ мм) и

стеклянные шарики ($1,0 \leq d_s \leq 3,92$ мм). Для сравнения полученных данных в исследуемом аппарате и в кипящем слое опыты были проведены при одинаковых параметрах процесса (высоте слоя, расходе и входной температуре воздуха), для чего днище аппарата заменяли перфорированной решеткой (живое сечение 5,6%).

Кривые распределения температур соответствуют профилю распределения скоростей газового потока в слое: по мере удаления от стенки аппарата температура газа в слое сначала возрастает, а затем падает, проходя через максимум, соответствующий температуре в ядре потока. Температуру газа в слое принимали (для данного сечения) максимальной и рассчитывали ее значение по высоте слоя как среднеарифметическое (поскольку изменение t по высоте было незначительно).

Распределение температуры стенки $t_{ст}$ по высоте аппарата имеет сложный характер: в нижней части теплообменной поверхности наблюдается значительное изменение $t_{ст}$, затем оно происходит медленнее и температура остается постоянной в верхней части поверхности. За среднюю температуру стенки $\bar{t}_{ст}$ принимали ее среднеинтегральное значение.

В результате обработки экспериментальных данных установлено, что при увеличении скорости входящего газового потока коэффициент теплоотдачи возрастает монотонно, и экстремума, характерного для кипящего слоя, не наблюдается.

При исследовании влияния размера частиц было показано, что с его увеличением коэффициент теплоотдачи α сначала несколько уменьшается, а затем возрастает, но в целом этот фактор влияет слабо. Практически α не зависит и от высоты неподвижного слоя.

Расчетное уравнение имеет вид:

$$Nu = 1,9 Re^{0,5} \quad (11.78)$$

(в качестве определяющего размера в критериях Nu и Re принята высота теплообменной поверхности).

Для качественной и количественной оценки теплообмена от закрученного двухфазного потока к стенке следовало сравнить полученные данные с данными по теплообмену в кипящем слое. С этой целью целесообразно было провести опыты по теплообмену в кипящем слое в том же аппарате, для чего было заменено газораспределительное устройство. Сравнение показало, что коэффициент теплоотдачи в аппарате закрученного потока в 1,4—1,5 раза выше, чем в аппарате кипящего слоя (табл. 11.2).

Для оценки затраты энергии на единицу передаваемой теплоты был предложен коэффициент энергетического использования теплообменной поверхности в виде отношения:

$$\frac{N}{Q} = \frac{V_{вх} \Delta \rho_{общ}}{Q} \quad (11.79)$$

где N — потребляемая мощность; Q — количество передаваемой теплоты; $V_{вх}$ — объемный расход поступающего теплоносителя; $\Delta p_{общ}$ — общее гидравлическое сопротивление аппарата.

Сравнение показывает, что затраты энергии на единицу подведенной теплоты в 2 раза больше в аппарате кипящего слоя, чем в аппарате закрученного потока. Это можно объяснить двумя причинами: в условиях проведенных опытов при оптимальном гидродинамическом режиме сопротивление слоя в аппарате закрученного потока составляет 0,61 от сопротивления кипящего слоя; коэффициент теплоотдачи в кипящем слое оказался меньше в 1,4—1,5 раза.

ТАБЛИЦА 11.2

Условия опытов			$V_{вх}$, м ³ /с	$\Delta p_{общ}$, Па	Q , Вт	α , Вт/(м ² ·К)	N/Q
режим	материал	$d_э$, мм					
Закрученный по- ток	Стекло	2,32	0,0717	2990	947	223	0,226
	АСК	4,72	0,0834	3190	1010	236	0,263
Кипящий слой	Стекло	2,32	0,0717	4800	774	162	0,444
	АСК	4,72	0,0834	5780	742	151	0,65

Примечание. Опыты проводились при $H_0=0,08$ м.

Интерес представляет сравнение данных по тепло- и массообмену, выполненное Марковой [40]. При исследовании процесса сублимации нафталина с поверхностью сферы, погруженной в псевдооживленный слой кварцевого песка различного фракционного состава, не было обнаружено значительного влияния диаметра частиц зернистого материала на массообмен. Установлено, что количество сублимированного нафталина возрастает при увеличении числа псевдооживления до 7—8, а затем остается постоянным. При сопоставлении полученных данных с данными по теплообмену от металлического шарика к псевдооживленному слою кварцевого песка того же фракционного состава обнаружено различие в характере зависимостей: максимума на кривой $\beta = f(\omega)$ не наблюдается в отличие от зависимости $\alpha = f(\omega)$, что можно объяснить различием в механизмах процессов переноса теплоты и массы от поверхности тела к псевдооживленному слою материала (при теплообмене основная роль принадлежит твердым частицам, тогда как перенос массы происходит в газовую среду).

8. ОБЕЗВОЖИВАНИЕ РАСТВОРОВ, СУСПЕНЗИЙ И ПАСТ В ПСЕВДООЖИВЛЕННОМ СЛОЕ

Растворы, суспензии и пасты обезвоживают в псевдооживленном (кипящем) слое или его разновидностях (фонтанирующем, вихревом) с целью получения гранулированного или порошкообразного продукта. При необходимости получения гранул процесс обычно

осуществляют на слое высушиваемого материала с разгрузкой готового продукта из слоя, а при необходимости получения сравнительно тонкодисперсного материала и в тех случаях, когда высушиваются термочувствительные и вязкие продукты (желатина, дубитель, альгинат натрия, красители), рекомендуется сушка с использованием инертного материала (песок, фторопластовая крошка, фарфоровые шарики и др.).

Следует иметь в виду, что в последнем случае процесс более устойчив, поскольку масса слоя, состоящего практически только из инертных тел, в процессе сушки не изменяется.

При аппаратурном оформлении процесса должно быть обеспечено интенсивное перемешивание частиц как в зоне орошения, так и в прирешеточной зоне. В этом отношении перспективными являются легко масштабируемые аппараты фонтанирующего слоя.

Гранулированный продукт не слеживается при хранении, удобен при использовании из-за малого пыления, а если он является полупродуктом и гранулы обладают достаточной прочностью, то последующую технологическую операцию (обжиг, плавка и т. д.) можно проводить в псевдооживленном слое.

Рассмотрим процесс обезвоживания с получением гранулированного материала.

В реальных аппаратах взвешенного слоя одновременно находится большое число частиц, непрерывно изменяющих свои размеры, движущихся с различными скоростями в переменном температурном поле. У газораспределительной решетки они обдуваются струей горячего газа, поднимаясь вверх, несколько охлаждаются, а наверху слоя орошаются сравнительно холодным раствором. Постепенное наращивание слоя сухого материала на поверхности частиц происходит за несколько циклов при одновременном интенсивном их перемешивании. Таким образом, условия в слое можно считать одинаковыми для всех частиц, что позволяет в математическое описание вводить усредненные характеристики скорости роста гранул.

Одновременно с ростом гранул протекают и другие процессы, приводящие к изменению числа частиц в слое — агломерация (при их слипании) и дробление, вызванное возникновением температурных напряжений.

В непрерывном процессе часть гранул из слоя выводится в качестве готового продукта и для компенсации этой доли необходимо вводить в слой более мелкие частицы. В некоторых случаях они образуются в достаточном количестве непосредственно в слое, и процесс стабилизируется. Таким образом, процесс будет устойчивым при условии постоянства в слое общего числа частиц, гранулометрического состава и массы твердой фазы. Следовательно, математическая модель процесса должна включать функцию распределения гранул по размерам, а также учитывать факторы, определяющие устойчивость процесса, что необходимо для определения режима стабильной работы промышленных аппаратов.

Принципиальная схема процесса обезвоживания с неселективной выгрузкой продукта представлена на рис. II.10. Авторами работы [38] при расчете кривых распределения предложено использовать уравнение баланса числа частиц по размерам с учетом внешних (рецикл, выгрузка) и внутренних (дробление, истирание) источников. Уравнение имеет вид:

$$\frac{\partial \rho(r, \tau)}{\partial \tau} + \frac{\partial}{\partial r} (\Lambda, \rho) = -K\rho(r, \tau) + N\varphi(r, \tau) \quad (\text{II.80})$$

Первый член левой части уравнения (II.80) учитывает изменение числа частиц во времени, второй — вследствие их роста, первый член правой части — за счет выгрузки и последний — за счет подаваемого рецикла. В этом уравнении $\rho(r, \tau)$ — плотность распределения частиц по размерам (радиусам); $\Lambda = dr/d\tau$ — линейная скорость роста гранул (часто принимают, что она не зависит от d , т. е. процесс роста — нулевого порядка); $K = N/N_{\text{сл}}$ — коэффициент выгрузки, где N — количество выгружаемых гранул в единицу времени, а $N_{\text{сл}}$ — общее число частиц в слое.

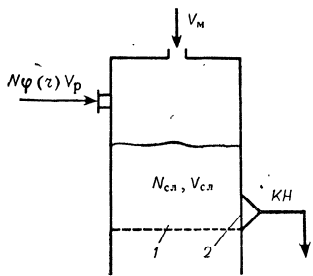


Рис. II.10. Схема материальных потоков процесса обезвоживания растворов в псевдооживленном слое:
1 — аппарат; 2 — дозатор.

нейная скорость роста гранул (часто принимают, что она не зависит от d , т. е. процесс роста — нулевого порядка); $K = N/N_{\text{сл}}$ — коэффициент выгрузки, где N — количество выгружаемых гранул в единицу времени, а $N_{\text{сл}}$ — общее число частиц в слое.

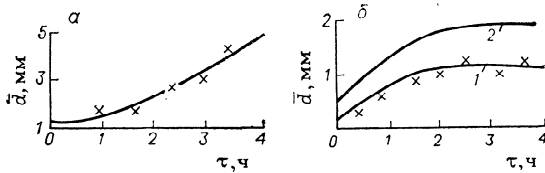


Рис. II.11. Зависимость среднего диаметра гранулы слоя от времени:

a — с преобладанием роста существующих гранул; *б* — со стабилизацией процесса зарождения гранул и их роста;
1 — в лабораторном аппарате; 2 — в промышленном аппарате.

Для стационарного процесса $\partial \rho(r, \tau)/\partial \tau = 0$. В этом случае при непрерывной выгрузке гранул поддержание постоянства числа частиц в слое обеспечивается за счет внешних или внутренних источников.

На рис. II.11 приведены кривые роста среднего диаметра гранул слоя \bar{d} от некоторого начального размера d_0 во времени: кривая *a* соответствует непрерывному росту размера частиц при обезвожи-

вании растворов мочевины и нитрофоски, т. е. образования центров гранулообразования не происходит или их недостаточно, \bar{d} возрастает непрерывно и поэтому для стабилизации процесса необходимо подавать рецикл; кривые *б* (аммиачная селитра, едкий натр, хлорид натрия) соответствуют выходу процесса на стационарный режим, когда количество выгружаемых из слоя частиц компенсируется их образованием за счет дробления внутри слоя [38]. Объем V_m твердой фазы, подаваемой с раствором в единицу времени и осаждающейся на частицах, равен:

$$V_m = \int_0^{\infty} \Lambda(\tau) \cdot 4\pi r^2 \rho(r, \tau) dr \quad (\text{II.81})$$

Постоянство объема частиц слоя выражается следующим соотношением:

$$V_{\text{сл}} = \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi r^3 \rho(r, \tau) dr = \text{const} \quad (\text{II.82})$$

Из уравнений (II.80)–(II.82) можно определить неизвестные величины $\rho(r, \tau)$, $\Lambda(\tau)$ и K для стационарного и нестационарного процессов при заданных потоках твердой фазы V_m с раствором, рецикле $N\varphi(r)$ и объеме слоя $V_{\text{сл}}$. При этом необходимо, чтобы количество подводимой в слой теплоты было достаточно для испарения вводимой с раствором влаги. Следует иметь в виду, что $\rho(r=0, \tau) = 0$, а при $r \rightarrow \infty$ $\rho(r, \tau)$, $r\rho(r, \tau)$, $r^2\rho(r, \tau)$ и $r^3\rho(r, \tau)$ достаточно быстро стремятся к нулю, поскольку частиц нулевого и бесконечно большого размера нет, несмотря на то, что формально интегрирование ведется от 0 до ∞ . Полученная система уравнений может быть применена для анализа нестационарного и стационарного рецикловых процессов.

Плотность численного распределения частиц в слое по размерам в стационарном рецикловом процессе выражается соотношением [37]:

$$\rho_* = \frac{K}{\Lambda_*} \exp\left(-\frac{Kr}{\Lambda_*}\right) \int_0^r \varphi(r_p) \exp\left(\frac{K}{\Lambda_*} r_p\right) dr_p \quad (\text{II.83})$$

из которого следует, что на гранулометрический состав частиц в слое оказывает влияние вид функции распределения частиц в рецикле $\varphi(r_p)$ и параметры процесса, от которых зависит экспонентный множитель K/Λ_* .

Для получения однородного по составу гранулированного продукта при обезвоживании растворов используется сепарирующее устройство [38].

На основании результатов, полученных по различным методикам, было установлено, что в аппаратах кипящего слоя с хорошей степенью точности линейная скорость роста $\Lambda = dr/d\tau$ может быть

признана независимой от размера частиц ($\Lambda = \text{const}$). В аппаратах фонтанирующего слоя (конических и цилиндроконических слоях) $\Lambda = ar^m$, где $m = 0,9 \div 1,0$ [39, 40].

Отклонение скорости роста от «нормальной» связано с уменьшением скорости движения крупных гранул в ядре слоя, вследствие чего время пребывания крупных гранул в зоне орошения возрастает с увеличением размера частиц и большая часть раствора успевает высохнуть на этих гранулах.

Однако вид зависимости скорости роста не дает представления о микропроцессах осаждения раствора на поверхности частиц, которые определяют и кинетику роста, и кинетику образования новых центров грануляции при безрецикловых процессах.

При выполнении эксперимента по методике, связанной с подачей моченого материала с раствором [40], было установлено наличие значительного числа агломератов в пробе, взятой из слоя в непосредственной близости от форсунки, однако в высушенном продукте число их невелико. Возникновение «пакетов» связано с попаданием раствора на гранулу в большем количестве, чем может испариться, при этом капля раствора скатывается с поверхности гранулы на соседние, образуя агломераты. После полного испарения раствора эти «пакеты» в зависимости от толщины пленки могут разрушаться либо образовывать устойчивые конгломераты.

Для определения количества материала, откладываемого на гранулу за каждый цикл ее попадания в зону массообмена, были поставлены специальные опыты по исследованию плотности орошения форсункой «зеркала» слоя и оценки времени пребывания частиц в зоне массообмена и в остальной части слоя. Замеры зоны массообмена и времени пребывания в ней материала проводились при подаче в слой окрашенного раствора, и по скорости окрашивания определялась кинетика циркуляции частиц из одной зоны в другую. Величина же самой зоны определена по изменению общего числа окрашенных частиц в зоне массообмена до и после мгновенного прекращения подачи индикатора. Оказалось, что частица находится в зоне массообмена $0,8-1,0$ с, а в остальной части слоя — около 45 с при высоте слоя примерно 400 мм.

Налимовым [40] показано, что за один цикл на частицу попадает пленка раствора толщиной $10^{-2}-1,5 \cdot 10^{-2}$ мм. Скорость роста имеет порядок $\Lambda \approx 1$ мм/ч, т. е. за 1 ч частица успевает сделать от 20 до 100 циклов. Среднее время пребывания гранул в слое обычно составляет около 1 ч. В то же время показано, что на «зеркало» слоя за время нахождения частиц на поверхности слоя, т. е. за 1 ч, попадает от 3—5 мм раствора. Физической теплоты гранулы недостаточно для испарения этого количества раствора. Очевидно, что единственным способом передачи раствора является соударение частиц вне зоны орошения, и, таким образом, зоной массообмена является не только верхняя часть слоя, но и непосредственно прилегающий к ней объем. Известно, что крупные частицы в аппаратах кипящего слоя испытывают в течение 1 с не менее

нескольких сот соударений, в результате чего и происходит передача всей массы невысушенного раствора сухим гранулам. Абсолютная величина Λ зависит от величины удельного орошения, концентрации раствора, поверхности частиц в слое, температурного режима испарения и гидродинамической обстановки.

Распространение в промышленности получили безрецикловые процессы.

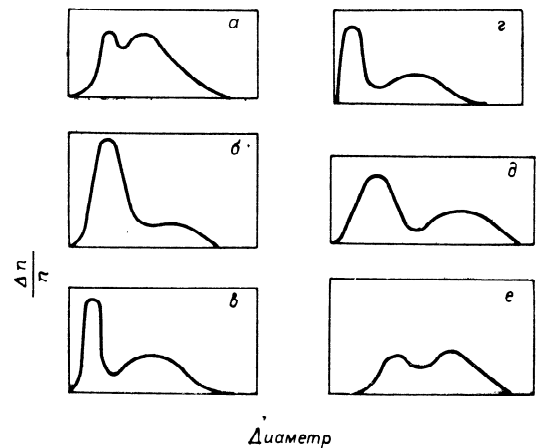


Рис. 11.12. Типичные кривые распределения [37]:

а — цинковый купорос; б — хлорид магния; в — карбамид; г — отходы атомной промышленности; д — хлорид калия; е — мочевина.

При безрецикловом процессе помимо вида зависимости скорости роста необходимо иметь информацию о новых центрах грануляции, образующихся непосредственно в слое. Микрокинетика массообмена играет решающую роль при образовании новых центров грануляции.

С целью выявления механизма образования новых центров в безрецикловом процессе был использован статистический метод анализа численных кривых распределения гранул по размерам [37].

Кривые распределения, полученные на установках различного масштаба (в том числе и промышленной), приведены на рис. 11.12, из которого видно, что типичной кривой распределения является бимодальная ее форма, независимо от способа подачи раствора (сверху на слой, снизу, сбоку) и от вида используемой форсунки.

Образование двух пиков характеризует динамическое равновесие системы, в которой протекают процессы увеличения размеров

частиц и их дробления. Образование пика в области мелких фракций свидетельствует о существовании в системе внутреннего рецикла — источника новых центров гранулообразования, происходящего вследствие дробления сравнительно крупных частиц. При непрерывном процессе в том случае, когда количество образующихся мелких частиц недостаточно для компенсации числа выгружаемых гранул, динамическое равновесие системы нарушится, и для стабилизации процесса необходимо будет либо вводить рецикл извне, либо, возможно, изменить соответствующим образом параметры процесса с тем, чтобы динамическое равновесие системы восстановилось.

Безрецикловые процессы грануляции требуют подбора определенного технологического режима для обеспечения стационарного режима обезвоживания. Исследования [41] показали, что даже незначительное увеличение температуры слоя приводит к интенсивному дроблению частиц, вследствие чего число крупных частиц в слое уменьшается.

Ввиду того, что при дроблении частиц в общем случае образуется широкий спектр частиц, с целью упрощения принята модель дробления на две в общем случае неравные части [37].

Исходя из баланса числа частиц в системе, рассмотрим функцию источников. В интересующий нас интервал частиц объемом v за единицу времени поступят частицы, образующиеся при дроблении всех частиц больших размеров $u > v$, и из этого интервала уйдут частицы, раздробившиеся до размера ω и $v - \omega$. Принимая дробление частиц следующим законом первого порядка, баланс числа частиц в этом интервале можно записать следующим образом:

$$\frac{\partial f}{\partial \tau} + \frac{\partial(\Lambda, f)}{\partial v} = 2 \int_{u=0}^{u=\infty} \rho(u, v) f(u) du - \int_{\omega=0}^{\omega=v} \rho(v, \omega) f(v) d\omega - Kf \quad (II.84)$$

где $\rho(u, v) = \rho(u, u - v)$ — симметричная вероятность дробления частиц объема u на две равные части объемом v и $u - v$ (цифра 2 в уравнении отражает эту симметричность), $f(u)$ — функция распределения частиц по объемам.

В результате интегрирования уравнения (II.84) в пределах от 0 до ∞ путем некоторых перестановок и учитывая, что $\Lambda f(0) = 0$ и $\Lambda f(\infty) = 0$, можно получить следующее соотношение [37]:

$$\int_0^{\infty} \Pi(u) f(u) du = KN \quad (II.85)$$

где $\Pi(u)$ — полная вероятность раздробления частиц объема u . Для решения уравнения (II.84) помимо величин K и Λ необходимо также знать кинетические константы дробления, которые могут быть найдены только экспериментально.

С целью качественного определения вида функции распределения авторами работы [37] было решено уравнение (II.84) с учетом некоторого идеализированного случая дробления: частицы размером $u < u_0$ не дробятся, а от частиц размером $u > u_0$ за каждый цикл их оборота внутри слоя от горячей прирешеточной зоны до холодной орошаемой поверхности (время $\bar{\tau}$) откалывается мелкий осколок объемом $v_0 \ll u_0$ и остается осколок $u - v_0$. Показано, что кривая распределения имеет бимодальный характер, что и подтверждается экспериментально.

Авторы работы [37] приводят методы экспериментального определения кинетических констант дробления с использованием уравнений для нестационарного процесса (при подаче в слой воды) и оценивают влияние роста частиц (в стационарном процессе при подаче раствора) на эти константы.

Для случая обезвоживания растворов при небольших температурах слоя и больших производительностях проведена аналитическая оценка зависимости состава слоя от температуры, высоты слоя H , удельного орошения и концентрации раствора. Дано решение уравнения (II.84) для четырех размеров частиц [42]:

$$\left. \begin{aligned} 0 < r < r_0: & \rho(r) = 0 \\ r_0 < r < r_i: & \rho(r) = \frac{KN}{\Lambda} \exp\left[-\frac{K}{\Lambda}(r - r_0)\right] \\ r_i < r < r_m: & \rho(r) = \frac{KN}{\Lambda} \exp\left[-\frac{K}{\Lambda}(r_i - r_0)\right] \cdot \\ & \cdot \exp\left[\frac{\Pi - K}{\Lambda}(r - r_i)\right] \\ r_m < r < \infty: & \rho(r) = \frac{KN}{\Lambda} \exp\left[-\frac{K}{\Lambda}(r_i + r_0) + \right. \\ & \left. + \frac{\Pi - K}{\Lambda}(r_m - r_0)\right] \exp\left[-\frac{K}{\Lambda}(r - r_m)\right] \end{aligned} \right\} \quad (II.86)$$

При этом получены выражения для определения скорости роста

$$\Lambda = \frac{K(r_m - r_0)}{\ln \Pi/K} \quad (II.87)$$

и числа частиц в слое

$$N = \frac{1}{4} \frac{V}{6 \left(\frac{\Lambda}{K}\right)^3 + 6 \left(\frac{\Lambda}{K}\right)^2 r_0 + 3 \frac{\Lambda}{K} r_0^2 + r_0^3} \quad (II.88)$$

где r_m — наименьший радиус дробящихся частиц; r_0 — величина осколка, получающегося при дроблении; N — общее число гранул в аппарате.

Как следует из теоретического анализа, с повышением температуры слоя интенсивность дробления растет пропорционально полиному второй степени ($T_{сл} - T_{крит}$), а величина осколка уменьшается. Поэтому основная масса гранул с повышением температуры

начинает интенсивно дробиться, что приводит к увеличению общей поверхности частиц в слое и, как следствие, к уменьшению величины скорости роста Λ . Согласно зависимости (II.86), первый максимум функции распределения приходится на радиус, соответствующий максимальному осколку, поэтому с увеличением $T_{сл}$ первый максимум на кривой распределения будет сдвигаться влево, в то же время амплитуда пика, пропорциональная N , возрастает в соответствии с соотношением (II.88).

С увеличением удельного орошения или концентрации раствора уменьшается интенсивность дробления Π и увеличивается абсолютное значение Λ , что приводит к перераспределению гранулометрического состава в сторону более крупных гранул.

Для практической реализации процесса рассмотрены условия существования и поведения системы в переходных процессах [42]. Математический анализ нестационарного процесса грануляции с несепарированной выгрузкой показал, что функция распределения гранулометрического состава $\rho(r, \tau)$ изменяется во времени по следующему закону:

$$\begin{aligned} \rho(r, \tau) = & \rho_0(r - \Delta_0^{\tau}) \exp \left\{ -K \int_0^{\tau} \theta(r - \Delta_{\tau'}^{\tau}) d\tau' + \right. \\ & \left. + \Pi \int_0^{\tau} [\theta(r - r_i - \Delta_{\tau'}^{\tau}) - \theta(r - r_m - \Delta_{\tau'}^{\tau})] d\tau' \right\} + \\ & + \pi \int_0^{\tau} N_2(\tau') \delta(r - \Lambda_{\tau'}^{\tau}) \exp \left\{ -K \int_{\tau'}^{\tau} \theta(r - \Delta_{\tau''}^{\tau}) d\tau'' + \right. \\ & \left. + \Pi \int_{\tau'}^{\tau} [\theta(r - r_i - \Delta_{\tau''}^{\tau}) - \theta(r - r_m - \Delta_{\tau''}^{\tau})] d\tau'' \right\} d\tau' \quad (II.89) \end{aligned}$$

где $\Delta_{\tau'}^{\tau} = \int_{\tau'}^{\tau} \Lambda(S) dS$.

При $\tau \rightarrow \infty$ функция распределения гранулометрического состава стремится к стационарному состоянию и не зависит от первоначального распределения. Длительность переходных процессов намного превосходит среднее время пребывания частиц в аппарате, что хорошо согласуется с экспериментальными данными (рис. II.13).

В уравнении (II.89) при $\tau \rightarrow \infty$

$$\begin{aligned} \rho' = & \rho_0(r - \Delta_0^{\tau}) \exp \left\{ -K \int_0^{\tau} \theta(r - \Delta_{\tau'}^{\tau}) d\tau' + \right. \\ & \left. + \Pi \int_0^{\tau} [\theta(r - r_i - \Delta_{\tau'}^{\tau}) - \theta(r - r_m - \Delta_{\tau'}^{\tau})] d\tau' \right\} \rightarrow 0 \quad (II.90) \end{aligned}$$

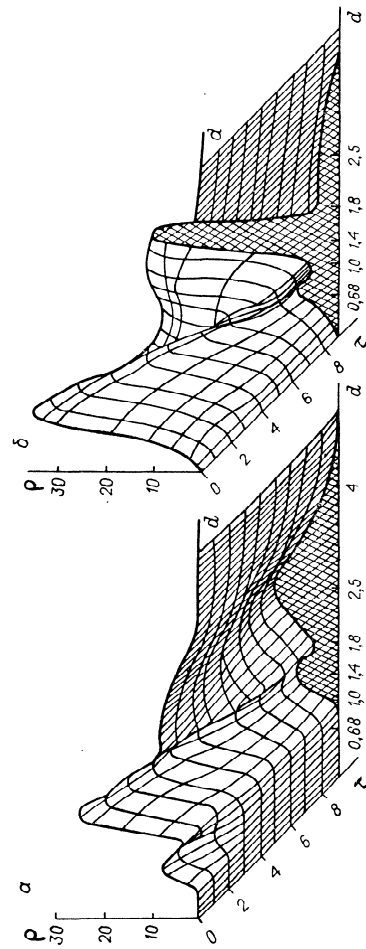


Рис. II.13. Динамика изменения гранулометрического состава во времени (ρ — функция распределения частиц по линейным размерам; d — диаметр гранул, мм; τ — время, ч): a — возмущение по температуре (0—2 ч, $t = 200^\circ\text{C}$; 2—8,5 ч, $t = 140^\circ\text{C}$); b — возмущение по высоте слоя (0—2 ч, высота слоя 650 мм; 2—8,5 ч, высота слоя 300 мм).

При реализации процесса выражение в фигурных скобках должно быть отрицательно, и первая часть уравнения, зависящая от начальных условий, затухает, т. е. система забывает свое первоначальное состояние и зависит только от внешних параметров. Переход от одного стационарного состояния к другому, соответствующий измененным режимным параметрам, приведен также на рис. II.13.

Рассмотрим влияние параметров процесса на гранулообразование для безрецикловых процессов.

Определять кинетические константы дробления можно и аналитически [43, 44]. Экспериментальные исследования процессов массообмена и температурных колебаний на поверхности гранул и внутри ее показали, что можно выделить два основных этапа — тепловой удар при попадании раствора на поверхность и вызванное им быстрое охлаждение и медленный прогрев частиц после испарения жидкости за счет теплообмена ее с горячим воздухом. Характер изменения температурного поля определяется микрокинетикой массообмена. Получено выражение, позволяющее определить величину осколка при различных температурах в слое T :

$$T(x, \tau) = T_{исх} - (T_{исх} - T_{кип}) \left[1 - \Phi \left(\frac{x}{2\sqrt{\chi\tau}} \right) \right] + K' (T_{исх} - T_{кип}) \int_{\tau_1}^{\tau} \left[1 - \Phi \left(\frac{x}{2\sqrt{\chi(\tau - \tau_1)}} \right) \right] \exp[-K(\tau - \tau_1)] d\tau \quad (II.91)$$

Величина осколка легко определяется при известном времени испарения пленки жидкости, попавшей на частицу

$$\sqrt{\tau_1} = \frac{\sqrt{\pi}}{2} \frac{r \rho_{ж} \delta \sqrt{a}}{K_1} \frac{1}{T_{исх} - T_{кип}} \quad (II.92)$$

где r — теплота парообразования, $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, δ — толщина слоя раствора на поверхности гранулы, a — коэффициент температуропроводности гранулы.

Все величины, входящие в уравнение (II.92), определяются из микрокинетики осаждения раствора на частицах, т. е. микрокинетика массопередачи определяет величину откальваемого куска.

Вероятность дробления также определяется микрокинетикой взаимодействия частиц с раствором. Экспериментальными исследованиями показано, что при температурных перепадах на грануле при попадании на ее поверхность раствора, часть гранулы, близкая к поверхности, испытывает пластическую деформацию. Остаточные напряжения в грануле накапливаются от цикла к циклу и по достижении определенного уровня вызывают ее дробление.

Аккумулируемая энергия в грануле с учетом параметров процесса:

$$\Pi(r) \approx A_{акк}(r) \approx (T_{исх} - T_{кип}) \sum (r_0 + v_r)^2 \times \left\{ 1 - \exp \left[-\kappa n \left(\frac{r_0 + v_r i}{r_0 + v_r j} - 1 \right) \right] \right\} \quad (II.93)$$

где r_0 — размер зародыша частицы; v_r — скорость прироста гранул за один оборот; κ — удельная энергия деформации, n — параметр аппроксимации.

Величина аккумулируемой энергии проходит через максимум, который находится внутри гранулы. Дробление гранул осуществляется в местах накопления максимальной энергии. Скорость дробления, как и размер откальваемого куска, зависит от ряда микрокинетических параметров (количества и концентрации попадаемого на гранулу раствора, времени цикла смены температуры на поверхности гранул, величины температурного перепада и физико-химических свойств материала).

Таким образом, в процессе грануляции микрокинетика взаимодействия раствора и гранул определяет закономерность двух конкурирующих процессов — роста и уменьшения размеров частиц. На основании выявленных микрокинетических зависимостей можно регулировать гранулометрический состав готового продукта.

Исследованиями [37] установлено, что увеличение температуры при прочих равных условиях в случае обезвоживания растворов солевых продуктов приводит к уменьшению среднего диаметра частиц в слое. Теоретическое рассмотрение процесса дробления гранул при неоднократном изменении температуры их поверхности показало, что максимальные температурные напряжения, вызывающие дробление гранул, зависят от амплитуды температурных колебаний среды на поверхности частиц, т. е. на интенсивность теплового дробления влияет перепад температур между прирешеточной зоной (зоной перегрева) и зоной действия форсунки (зоной охлаждения). Поскольку этот перепад определяет температуру слоя, то в реальном процессе увеличение температуры слоя приводит к уменьшению размеров частиц.

С увеличением удельного орошения происходит укрупнение гранул. Такое же влияние оказывает и повышение концентрации раствора, что объясняется уменьшением среднего времени пребывания материала в слое и, следовательно, числа циклов смены температуры в частице; с возрастанием высоты слоя увеличивается τ , и дробление интенсифицируется.

Процесс обезвоживания растворов с получением гранулированного продукта проводился Сульгом и авторами [45, 46] в аппарате фонтанирующего слоя с тангенциальным вводом газа, снабженным воздушным классификатором (рис. II.14).

Объектами исследования были растворы натриевой соли *m*-дисульфокислоты бензола (ДСКБ) концентрацией 50% и хлорида калия концентрацией 24%, подаваемые на слой форсунками грубого распыла. По данным гранулометрического анализа проб (определенного ситовым анализом), отобранных из слоя, проводили расчет следующих вероятностных величин: среднего взвешенного (по массе) диаметра частиц, частной характеристики крупности и основного отклонения. Для готового продукта рассчитывался средний диаметр и частная характеристика крупности. Кривые плотности распределения были построены по массовым выходам фракций.

Экспериментальное исследование работы сепаратора проводилось применительно к аппарату, показанному на рис. II.14. Был выявлен характер влияния $K_{сеп} = G_{доз}/G_{пр}$ (где $G_{доз}$ — производительность дозатора; $G_{пр}$ — производительность по готовому продукту) на процесс гранулообразования, причем обработка опытных данных проводилась с использованием уравнения, полученного в результате теоретического анализа [45]:

$$K_p = \frac{\ln \sqrt{d_i/d_{гр}} \left(\frac{1}{p_1(d_i)} - 1 \right)}{1 - \sqrt{d_i/d_{гр}}} \quad (II.94)$$

где $p_1(d_i)$ — вероятность извлечения частиц в продукт; $d_{гр}$ — граничный диаметр, мм; d_i — текущий диаметр.

Коэффициент разделения $K_p = \frac{\omega_{гр} l}{2D}$ может служить характеристикой четкости разделения в сепараторе. Здесь l — длина зоны разделения; D — стохастический коэффициент, характеризующий степень неупорядоченности движения частиц;

$\omega_{гр}$ — скорость воздуха в сепараторе.

При обработке кривых разделения по уравнению (II.94) расчетный диаметр $d_{гр}$ принимался равным опытному, а коэффициент разделения K_p вычислялся из экспериментальных кривых.

Исследования показали, что с уменьшением $G_{доз}$ при постоянстве остальных параметров форма кривой разделения изменяется. Представляет интерес также выяснение влияния коэффициента сепарации $K_{сеп}$ на гранулометрический состав слоя и продукта, поскольку эта величина получается непосредственно из опыта. Установлено, что влияние этих коэффициентов различно для каждого продукта. Так, например, уменьшение $K_{сеп}$ при обезвоживании натриевой соли *m*-дисульфокислоты бензола (ДСКБ) очень мало влияет на гранулометрический состав слоя и продукта, и процесс протекает устойчиво без сепарации (рис. II.15), тогда

110

как при обезвоживании раствора хлорида калия (рис. II.16) снижение этого коэффициента с 8,9 до 5,9 (K_p с 10,5 до 8,55) тоже незначительно влияет на состав, но дальнейшее его уменьшение до 2,7 (K_p до 5,1) уже приводит к существенному изменению гранулометрического состава слоя и продукта, происходит уменьшение количества мелких фракций и увеличение крупных.

Как показали исследования, повышение температуры слоя приводит к уменьшению среднего диаметра гранул ДСКБ (рис. II.17)

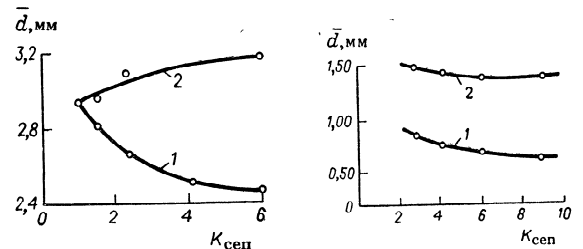


Рис. II.15. Влияние коэффициента сепарации на гранулометрический состав при обезвоживании раствора ДСКБ:

1 — $\bar{d}_{сл}$; 2 — $\bar{d}_{пр}$.

Рис. II.16. Влияние коэффициента сепарации на гранулометрический состав при обезвоживании раствора КСl:

1 — $\bar{d}_{сл}$; 2 — $\bar{d}_{пр}$.

и его увеличению для хлорида калия (рис. II.18). Такие закономерности наблюдаются не только при изменении температуры слоя, но и некоторых других параметров, что будет показано ниже. Это следует объяснить различным механизмом возникновения новых центров гранулообразования для исследуемых солей, обусловленным физико-химической их природой. Для ДСКБ с ростом температуры слоя и, следовательно, температуры поступающего теплоносителя увеличивается амплитуда температурных колебаний и температурные напряжения в грануле, что повышает вероятность теплового дробления и приводит к увеличению доли мелких фракций.

Укрупнение частиц хлорида калия происходит вследствие изменения вероятности полного увлажнения и последующего прогресса гранул с изменением рассматриваемого параметра: при увеличении температуры слоя вероятность увлажнения гранул снижается, вероятность же прогресса возрастает. При этом число частиц, прошедших цикл полного увлажнения с последующим прогревом всей массы, снижается, как и интенсивность процессов объемного дробления гранул в слое.

111

Влияние расхода раствора исследовалось путем изменения среднего времени пребывания гранул в слое, причем при значительном истирании гранул учитывалось количество вынесенного газовым потоком материала. Увеличение подачи раствора при обезвоживании раствора ДСКБ приводит к дроблению частиц, как и в случае обезвоживания растворов минеральных солей в кипящем слое [37]. При обезвоживании хлорида калия в фонтанирующем слое эффект обратный — гранулы в продукте укрупняются. Различное влияние этих факторов объясняется разными механизмами дробления.

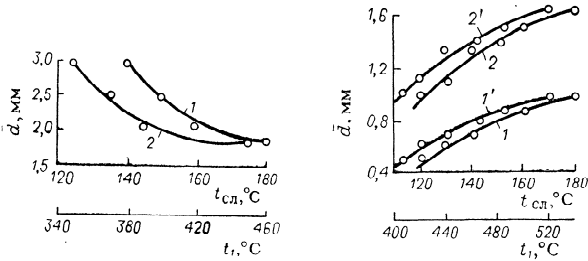


Рис. 11.17. Зависимость средних диаметров частиц слоя ($\bar{d}_{сл}$) и продукта ($\bar{d}_{пр}$) от температуры слоя ($t_{сл}$) и поступающего воздуха (t_1) при обезвоживании раствора ДСКБ ($G_p = 0,025 \text{ м}^3/\text{ч}$, $\omega = \text{const}$):

1 — $t_{сл}$; 2 — t_1 .

Рис. 11.18. Зависимость средних диаметров частиц слоя ($\bar{d}_{сл}$) и продукта ($\bar{d}_{пр}$) от температуры слоя ($t_{сл}$) и поступающего теплоносителя (t_1) при обезвоживании раствора КСl ($G_p = 0,01 \text{ м}^3/\text{ч}$, $\omega = \text{const}$):

1, 1' — слой; 2, 2' — продукт; 1, 2 — $t_{сл}$; 1', 2' — t_1 .

Повышение скорости теплоносителя приводит к уменьшению частиц слоя и продукта, видимо, потому, что возрастает интенсивность перемешивания и уменьшается агломерация гранул. Одновременно возрастает механическое дробление и дробление, обусловленное увеличением частоты смены циклов нагрев—охлаждение.

Увеличение высоты слоя при прочих равных условиях приводит к увеличению аккумулятивной слою теплоты, снижению интенсивности перемешивания, возрастанию среднего времени пребывания и к увеличению вероятности агломерации частиц. В сумме эти эффекты приводят к разукрупнению гранул ДСКБ — соли, механизм дробления которой обусловлен термическими напряжениями, и к укрупнению гранул хлорида калия, пористые гранулы которого измельчаются под действием избыточного давления, возникающего внутри образующихся мелкопористых частиц.

В результате обработки экспериментальных данных получено уравнение

$$Fo = A \left(\frac{t_1 - t_p}{t_p} \right)^m Ko^n K_{сеп}^q \quad (11.95)$$

позволяющее рассчитывать средний диаметр гранул слоя ($\bar{d}_{сл}$) и готового продукта ($\bar{d}_{пр}$). Значения коэффициента A и показателей степени уравнения (11.95) для исследованных материалов приведены в табл. 11.3.

ТАБЛИЦА 11.3

Материал и номер формулы	A	m	n	q	Средний диаметр гранул
ДСКБ (11.95)	$15,48 \cdot 10^4$ (при высоте слоя 0,3 м)	-0,7	-2,0	0,3	$\bar{d}_{сл} = \bar{d}_{пр}$
ДСКБ (11.99)	77	-0,8	-0,5	-0,1	$\bar{d}_{сл} = \bar{d}_{пр}$
КСl (11.95)	$4 \cdot 10^2$	-2,0	2,26	0,37	$\bar{d}_{сл}$
КСl (11.99)	2,7	-1,4	0,85	0,6	$\bar{d}_{сл}$
КСl (11.95)	$12 \cdot 10^3$ (при высоте слоя 0,222 м)	-2,0	1,42	0,1	$\bar{d}_{пр}$

Уравнение (11.95) применимо при следующих условиях:

а) ДСКБ: $Ko = 28 \div 50$; $(t_1 - t_p)/t_p = 2,88 \div 4,06$ (при $t_p = 90 \text{ }^\circ\text{C}$); $K_{сеп} = 1 \div 6$;

б) КСl: $Ko = 65 \div 104$; $(t_1 - t_p)/t_p = 17,75 \div 36,75$ (при $t_p = 20 \text{ }^\circ\text{C}$); $K_{сеп} = 2,7 \div 8,9$.

Для описания гранулометрического состава слоя и продукта (при отсутствии классификации) на основе теоретического анализа стационарного процесса обезвоживания и грануляции для ДСКБ [45, 46] получено уравнение, представляющее собой гамма-распределение:

$$p(d_i) = \frac{b^a}{(a-1)!} (d_i - d_{сд})^{a-1} \exp[-b(d_i - d_{сд})] \quad (11.96)$$

где a и b — параметры распределения; $d_{сд}$ — сдвиг начала координат (определяемый экспериментально); d_i — текущий диаметр.

Первый начальный момент M_1 распределения представляет собой средний диаметр слоя $\bar{d}_{сл}$. Величина M_1 может быть выражена через параметры распределения:

$$M_1 = \bar{d}_{сл} = a/b \quad (11.97)$$

Второй центральный момент распределения определяется следующим соотношением

$$M_2 = \sqrt{ab} = \sigma \quad (11.98)$$

Параметры распределения зависят от условий проведения процесса и определяются по следующим уравнениям, полученным в результате обработки экспериментальных данных:

$$b = A \left(\frac{t_1 - t_p}{t_p} \right)^m \text{Ко}^n \text{К}_{\text{сеп}}^q \quad (11.99)$$

Параметр распределения a находится из соотношения (11.97), в котором расчетное значение $\bar{d}_{\text{ср}}$ получено из уравнения (11.95). Значения A , m , n и q даны в табл. 11.3.

Для сравнения с экспериментальными данными используется соотношение $p(d_i) = G_i / \Delta l \sum G_i$; где G_i — массовая доля i -й фракции; Δl — единица длины интервала.

9. СУШКА НА ИНЕРТНЫХ ТЕЛАХ

При сушке пастообразных материалов, растворов и суспензий во взвешенном слое инертных тел процесс грануляции является промежуточной стадией. Материал образует на поверхности инертных частиц сухие оболочки, которые раскалываются при соударении инертных тел и выносятся отработанным теплоносителем в пылеулавливающую аппаратуру. В исследованиях [38, 47] отмечается, что при увеличении размеров инертных частиц до 6—12 мм высушенный продукт состоит в основном из частиц размером около 300 мкм и представляет собой чешуйки или крупинки. В этом случае значительно повышается производительность сушилки, поскольку увеличивается допустимая скорость теплоносителя.

При таком способе сушки отсутствует перегрев материала, время пребывания исчисляется минутами, поэтому он может быть применен и для термочувствительных продуктов [38, 47].

Так как соударения инертных частиц приводят к непрерывному разрушению образовавшейся сухой пленки, процесс сушки протекает в основном в первом периоде, и коэффициент теплоотдачи может быть рассчитан по уравнению, предложенному Регером и авторами [48]

$$\text{Nu} = 5,97 \cdot 10^{-2} \cdot \text{Ar}^{-0,438} \text{Re}^2 \text{Gu}^{0,61} \left(\frac{H_0}{d} \right)^{-1} \quad (11.100)$$

применим в следующих пределах: $0,31 \cdot 10^6 \leq \text{Ar} \leq 5 \cdot 10^6$; $40 \leq H_0/d \leq 55$; $935 \leq \text{Re} \leq 1700$; $0,18 \leq \text{Gu} \leq 0,292$, где $\text{Gu} = (T_c - T_m)/T_m$ — критерий Гухмана (T_c и T_m — температуры сухого и мокрого термометров, К).

Коэффициент α в критерии Нуссельта Nu определялся по количеству теплоты, необходимому для испарения влаги, считая

на всю поверхность инертных тел. Средняя разность температур рассчитывалась как среднее логарифмическое значение между температурой газа на входе и при выходе из сушилки и температурой поверхности частиц, принимаемой равной температуре мокрого термометра. Критерий Рейнольдса Re вычислялся по скорости воздуха при входе в аппарат.

Показатель степени при Re , равный 2, свидетельствует о том, что в данном случае (сушка в фонтанирующем слое ряда пигментов и красителей) процесс определялся кинетикой истирания пленки сухого материала с поверхности инертных частиц, поскольку имеет место пропорциональность квадрату скорости газа.

В некоторых случаях (при сушке вязких растворов и паст) влажный материал располагается преимущественно между инертными частицами, и фактическая поверхность массообмена во много раз превышает поверхность инертных тел. Роль последних заключается в «перемальвании» влажного материала.

Исследование Минчева и авторов [49], проведенное с использованием методов математической статистики, показало, что при высушивании ряда пастообразных материалов (медно-никелевый катализатор, лак прозрачный красный СБК, лак красный С, краситель оранжевый спирторастворимый) наибольшее влияние на конечную влажность материала оказывает температура воздуха на выходе из аппарата; температура поступающего воздуха, его скорость и масса инертных тел практически не влияют на величину этого параметра.

Плотниковой, Шульчиным и др. [50] также с использованием методов статистического планирования эксперимента проведено исследование сушки продуктов анилино-красочной промышленности на установке с фонтанирующим слоем инертных тел при тангенциальном вводе газа в слой (см. рис. 1.4). Параметрами оптимизации являлись: удельная производительность установки и слоя инертных тел по сухому продукту и по испаренной влаге; влажность высушенного материала.

В результате исследования процесса сушки ряда красителей и текстильно-вспомогательных веществ был определен оптимальный температурный режим, проверенный затем на опытно-промышленной установке. Были получены те же удельные производительности, что свидетельствует о возможности надежного масштабирования подобных аппаратов.

В работе [47] предложена математическая модель процесса сушки растворов в фонтанирующем слое инертных тел, позволяющая определить минимальную и максимальную нагрузки на аппарат. Анализ этой модели показал, что, меняя размер инертных тел и регулируя таким образом интенсивность дробления, можно значительно изменять производительность аппарата.

Математическая модель процесса сушки в псевдооживленном слое инертного носителя, перемешиваемого механической мешалкой, описана в работе [51].

При создании этой модели были сделаны допущения, что влажный материал равномерно покрывает частицы, сушка идет в периоде постоянной скорости, твердая фаза полностью перемешивается, температура газа по высоте слоя изменяется, экспоненциально приближаясь к предельному значению. Для расчета среднего влагосодержания материала, уносимого из аппарата, предложена зависимость:

$$\bar{u} = u_0 \left(1 - \frac{1 - e^{-\xi}}{\xi} \right) \quad (II.101)$$

где

$$\xi = \frac{d \rho u_0 r G_1}{6 \alpha (t_2 - \theta) G_{\text{сух}} (1 + u_0)} \quad (II.102)$$

В уравнениях (II.101) и (II.102) \bar{u} и u_0 — среднее и начальное влагосодержание материала (в расчете на сухую массу); d — размер инертной частицы; ρ — плотность пленки, покрывающей частицы; r — теплота испарения; G_1 и $G_{\text{сух}}$ — производительность по влажному и абсолютно сухому материалу; α — коэффициент теплоотдачи; t_2 и θ — температура уходящего теплоносителя и продукта.

Уравнения (II.101) и (II.102) позволяют рассчитать количество инертных тел, необходимых для получения заданного влагосодержания. При известном u_0 можно определить влагосодержание высушенного материала и из (II.102) — массу инертного носителя для проектируемой установки большой мощности.

ЛИТЕРАТУРА

1. Лыков А. В., Михайлов Ю. А. Теория тепло- и массопереноса. М.—Л., Госэнергоиздат, 1963.
2. Смольский Б. М. Внешний тепло- и массообмен в процессе конвективной сушки. Минск, БГУ, 1957.
3. Айнштейн В. Г. Межфазный теплообмен в псевдооживленных системах. Минск, ИТМО АН БССР, 1976.
4. Рабинович М. И. Тепловые процессы в фонтанирующем слое. Киев, Наукова думка, 1977.
5. Матур К. Б., Эпштейн Н. Фонтанирующий слой. Пер. с англ. Л., Химия, 1978.
6. Эльперин И. Т., Ефремов В. С. — В кн.: Исследования тепло- и массообмена в технологических процессах и аппаратах. Минск, Наука и техника, 1966, с. 192.
7. Ермакова З. В., Клюева Л. М., Гальперин Н. И. и др. — ТОХТ, 1977, т. XI, № 1, с. 70.
8. Кутателадзе С. С., Боришанский В. М. Справочник по теплопередаче. М.—Л., Госэнергоиздат, 1959.
9. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Фролов В. Ф. — ТОХТ, 1967, т. I, № 3, с. 283—288.
10. Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдооживления. М., Химия, 1967.

11. Куцакова В. Е., Романков П. Г., Рашковская Н. Б. — ЖПХ, 1964, т. 37, № 9, с. 1972.
12. Рашковская Н. Б. Автореф. докт. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1969.
13. Фролов В. Ф. Автореф. канд. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1962.
14. Лыков А. В. Теория сушки. М., Энергия, 1969.
15. Попов В. А. Автореф. канд. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1966.
16. Vaněšek V., Drbohlav R., Markvart M. Fluidized Bed Drying. London, Leonard Hill, 1965.
17. Бабенко В. Е., Ойгенблик А. А., Жиганова Э. М. и др. — ЖПХ, 1971, т. XLIV, № 3, с. 563.
18. Коновалов В. И., Романков П. Г., Соколов В. Н. — ТОХТ, 1975, т. IX, № 2, с. 203.
19. Рудобаишта С. П. Кинетика массопередачи в системах с твердой фазой. М., МИХМ, 1976.
20. Баркренев В. Ю., Романков П. Г., Фролов В. Ф. — ЖПХ, 1972, т. XLV, № 9, с. 2099.
21. Сажин Б. С. Автореф. докт. дисс. М., МЭИ, 1972.
22. Шадрина Н. Е. — В кн.: Техника и технология сушки (Тезисы докл. на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки... Калинин, 1977). Киев, 1977, с. 182.
23. Шрайбер А. А., Глянченко В. Д. Термическая обработка полидисперсных материалов в двухфазном потоке. Киев, Наукова думка, 1976.
24. Слободкин Л. С. — В кн.: Тепло- и массообмен в сушительных и термических процессах. Минск, Наука и техника, 1966, с. 116.
25. Вальс М., Романков П. Г. — В кн.: Всес. н.-т. конф. «Интенсификация процессов сушки...» (Калинин, 1977). Тезисы докладов. М., 1977, с. 98.
26. Кушни Д., Левеншиль О. Промышленное псевдооживление. Пер. с англ. М., Химия, 1976.
27. Levenspiel O., Walton J. S. — Chem. Eng. Progr. Symp. Ser., 1954, v. 50, № 9, p. 1.
28. Забродский С. С. Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленном слое. Л., Госэнергоиздат, 1963.
29. Митев Д. Т. — В кн.: Повышение эффективности теплообменных и гидродинамических процессов (Краткие тезисы докладов на Всес. н.-т. совещании. МТИ, 1977). М., 1978, с. 17.
30. Айнштейн В. Г. Автореф. канд. дисс. М., МИТХТ, 1959.
31. Беранек Я., Сокол Д. Техника псевдооживления. Пер. с чешск. М., Гостехиздат, 1962.
32. Осинский В. П., Семенов М. М. — В кн.: Сушильное оборудование. М., ВНИИХИММАШ, 1976, вып. 75, с. 138.
33. Баскаков А. П., Лумми А. П. — Хим. пром., 1963, № 11, с. 844.
34. Сомов А. М., Чунаев С. В., Николаев Г. И. и др. — В кн.: Теплообмен-В (Матер. V Всес. конф. по теплообмену). Т. IV, Теплообмен в двухфазных потоках. Минск.
35. Николаев Г. И., Рашковская Н. Б., Митев Д. Т. и др. — ЖПХ, 1976, т. XLIX, № 12, с. 2722.
36. Маркова М. Н. — ТОХТ, 1972, т. VI, № 5, с. 773.
37. Тодес О. М., Каганович Ю. Я., Налимов С. П. и др. Обезвоживание растворов в кипящем слое. М., «Металлургия», 1973.
38. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Изд. 2-е, Л., Химия, 1968.
39. Налимов С. П., Розанов О. М., Радин С. И. — ЖПХ, 1974, т. XLVII, № 11, с. 2457.
40. Налимов С. П. — ЖПХ, 1977, т. L, № 5, с. 1756.
41. Шахова Н. А. — Хим. пром., 1967, № 7, с. 459.
42. Тодес О. М., Радин С. И., Налимов С. П. — ЖПХ, 1975, т. XLVIII, № 10, с. 2230.
43. То же, 1974, т. XLVII, № 7, с. 1542.
44. То же, 1976, т. XLIX, № 6, с. 1275.

45. Сульг Е. О., Романков П. Г., Рашковская Н. Б. и др. — ТОХТ, 1971, т. V, № 5, с. 728.
46. Сульг Е. О., Митев Д. Т., Рашковская Н. Б. и др. ЖХП, 1970, т. XLIII, № 10, с. 2204.
47. Соловьева Т. А., Бабенко В. Е., Ойгенблик А. А. — ТОХТ, 1952, т. VI, № 4, с. 407; 1973, т. VII, № 3, с. 373.
48. Регер Э. О., Романков П. Г., Рашковская Н. Б. — В кн.: Процессы химической технологии. Л., Наука, 1965, с. 349; ЖПХ, 1967, т. XL, № 10, с. 2776.
49. Минчев А. Д., Романков П. Г., Рашковская Н. Б. — ЖПХ, 1969, т. XLII, № 5, с. 1092; № 9, с. 2150.
50. Плотникова Н. М., Шульчишин В. Н., Малахова С. И. и др. — В кн.: Повышение эффективности тепломассообменных и гидродинамических процессов (Краткие тезисы докладов на Всес. н.-т. совещании. МТИ, 1977). М., 1978, с. 28.
51. Чукаш Б., Патаки К., Ормош З. — В кн.: Тепломассообмен-V (Матер. V Всес. конф. по тепломассообмену). Т. VI. Тепломассообмен в дисперсных системах. Минск, 1976, с. 178.
52. Баскаков А. П., Берг Б. В., Рыжков А. Ф., Филипповский Н. Ф. Процессы тепло- и массопереноса в кипящем слое. М., Металлургия, 1978.

Глава III

Конструкции сушилок

Сушка во взвешенном состоянии до недавнего времени применялась только для сыпучих материалов (уголь, известняк, минеральные и органические соли и др.). В последнее время этот метод успешно используется для высушивания комкующихся материалов (сульфат аммония, хлорид калия, некоторые полимеры) и пастообразных веществ (пигменты, красители и др.), а также обезвоживания растворов и суспензий.

Практическое осуществление процесса и его эффективность в значительной степени зависят от конструкции аппаратов и режима их работы.

По режиму работы сушильные установки можно разделить на три основные группы: непрерывного, периодического и полунепрерывного действия.

В сушилках непрерывного действия загрузка и выгрузка материала происходят непрерывно, причем возможна полная автоматизация сушки. Эти аппараты успешно применяются в многотоннажных производствах и производствах средней мощности.

Сушильные установки периодического действия используются чаще всего в малотоннажных производствах для получения однородного по влажности продукта. Достоинствами таких сушилок являются простота конструкции и возможность регулирования режима подачи теплоносителя с различными параметрами на разных стадиях сушки.

Сушильные установки полунепрерывного действия также позволяют получать равномерно высушенный продукт. Загрузка и выгрузка материала в этих аппаратах производятся непрерывно, но процесс сушки идет периодически.

Кроме того, сушильные аппараты взвешенного слоя классифицируются по их гидродинамическому режиму, зависящему от свойств высушиваемого материала (гранулометрического состава, консистенции) и от характера связи удаляемой влаги с материалом.

1. СУШИЛКИ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Пневматические сушилки

Пневматические сушилки или трубы-сушилки (рис. III.1) давно и успешно используются во многих отраслях промышленности для удаления влаги из дисперсных материалов. Большим их достоинством является использование прямотока, вследствие чего даже для термочувствительных материалов допустимо применять высокотемпературный теплоноситель. Материал находится в таких аппаратах несколько секунд, поэтому они могут быть использованы в основном для удаления влаги с поверхности частиц.

В трубе постоянного сечения около 55% влаги удаляется на разгонном участке длиной 1—1,5 м, где движущая сила наибольшая. Этот участок составляет примерно $\frac{1}{10}$ всей высоты трубы (рис. III.2, а). При содержании влаги на поверхности частиц менее 30% уже на начальных участках трубы происходит диффузия свободной влаги [1]. Температура теплоносителя при этом быстро падает, что позволяет высушивать термочувствительные материалы. Когда влага с поверхности удалена, процесс определяется скоростью внутренней диффузии. Температура частиц повышается (зона испарения перемещается внутрь гранул), но вследствие испарения влаги (при $u_2 > 0$) не достигает температуры окружающего теплоносителя (рис. III.2, б). Варьируя температуру последнего, можно управлять процессом, но при этом необходимо иметь в виду, что колебания исходной влажности не должны превышать 10%.

Использование ретур позволяет расширить область применения этих аппаратов — высушивать не только высоковлажные материалы после фильтров и центрифуг, но и растворы и суспензии, и обходиться без дорогих распылительных сушилок. Резкое падение движущей силы массопередачи по высоте аппарата предотвращают, используя для нагрева материала, идущего снизу вверх по кольцевому пространству, теплоту от стенки внутренней трубы. По этой трубе (рис. III.3) проходит теплоноситель с температурой более высокой, чем допустима для данного мате-

риала. Несколько охлажденный теплоноситель внизу сушилки смешивается с влажным материалом, и сушка происходит в кольцевом пространстве. Повышение температуры на «холодном»

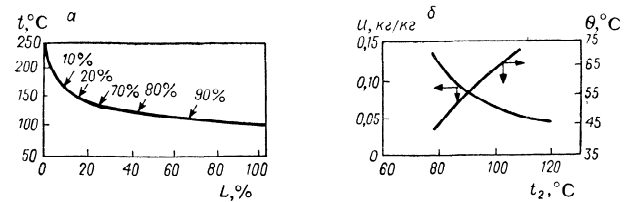


Рис. III.2. а — Изменение температуры воздуха и количества испаренной влаги (в %) по длине пневматической сушилки. б — Связь между влажностью материала u , его температурой θ и температурой уходящего теплоносителя t_2 .

Рис. III.1. Пневмосушилка:

1 — вентилятор; 2 — топка; 3 — затвор-мигалка; 4 — питатель; 5 — пневмотруба; 6 — циклон; 7 — дымосос.

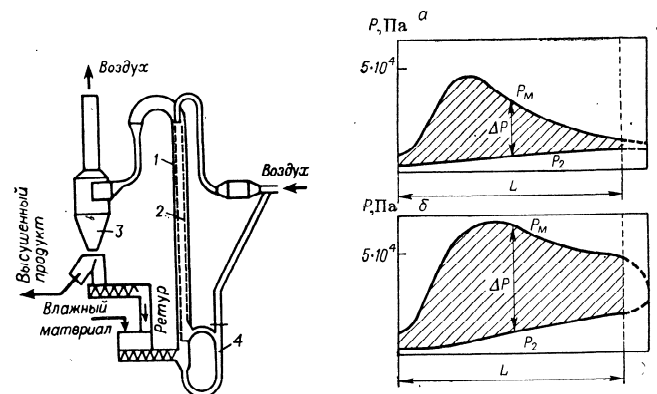


Рис. III.3. Пневмосушилка с внутренней греющей трубой:

1 — кольцевое пространство; 2 — внутренняя труба; 3 — циклон; 4 — смешение холодного и горячего воздуха.

Рис. III.4. Движущая сила процесса массопередачи ΔP в пневмосушилке:

а — обычного типа; б — с внутренней греющей трубой.

конце на 15 °С значительно увеличивает движущую силу процесса (рис. III.4). В сушилке кольцевого типа длиной 6 м, диаметрами 1,08 и 1,8 м при температуре поступающих газов 540 °С, а в зоне смешения 315 °С, производительность по испаренной влаге достигает 10 т/ч.

Чтобы увеличить время сушки материала, при ограниченной высоте трубы применяют аппараты типа «труба к трубе» (рис. III.5, а), «серпантин» (рис. III.5, б) или «спираль» (рис. III.6), а также многоступенчатые.

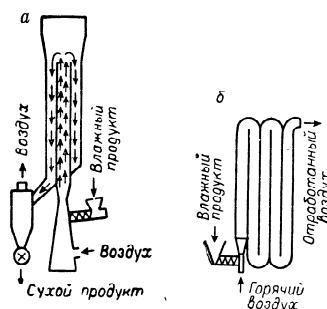


Рис. III.5. Пневмосушилки типа:
а — «труба в трубе»; б — «серпантин».

Спиральная пневмосушилка (рис. III.6) разработана совместно МИХМ и ВНИЭКИПродмаш и предназначена для сушки отрубей. Наличие в ней участков переменного сечения увеличивает

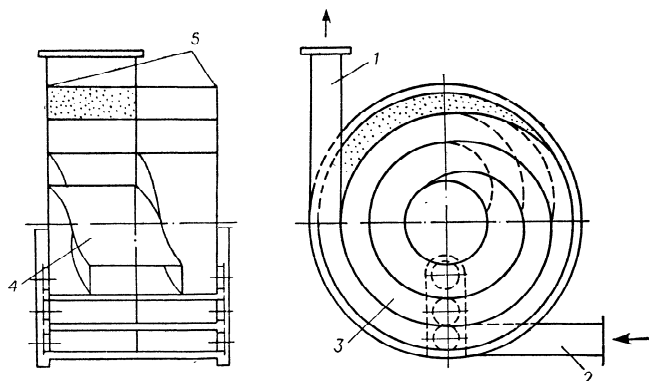


Рис. III.6. Пневмосушилка спирального типа А1-ДОС/1 (конструкция ВНИЭКИПродмаш):

1 — выходной патрубок; 2 — входной патрубок; 3 — спиральный канал; 4 — винтообразный переходник; 5 — крышки.

относительную скорость между фазами, интенсифицирует тепло- и массоперенос. Производительность установки около 5 т/ч при расходе сушильного агента до 16 т/ч [2].

Двухступенчатая сушилка (рис. III.7) имеет производительность от 0,5 до 20 т/ч по высушенному материалу или 0,1—2 т/ч по испаренной влаге.

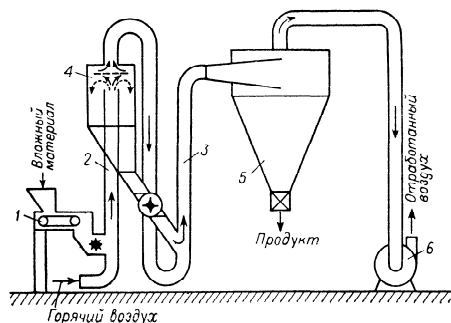


Рис. III.7. Пневмосушилка двухступенчатая:

1 — питатель; 2 — первая ступень; 3 — вторая ступень; 4 — пылесадительная камера; 5 — циклон; 6 — вентилятор.

Представляет интерес сушилка с рециркуляцией воздуха и материала (рис. III.8), разработанная французской фирмой Comessa. Влажный материал шнеком 1 направляют в дезинтегра-

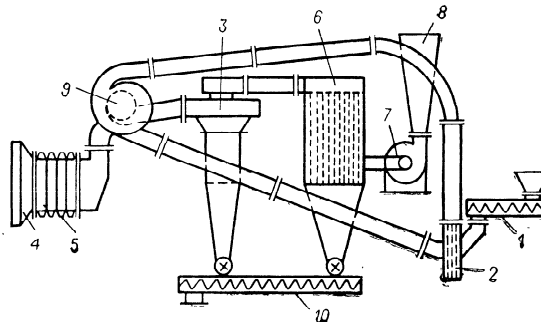


Рис. III.8. Пневмосушилка с рециркуляцией:

1, 10 — шнеки; 2 — дезинтегратор; 3 — циклон; 4 — инжектор; 5 — калорифер; 6 — рукавный фильтр; 7, 9 — вентиляторы; 8 — диффузор.

тор 2, куда пневматически подают ретур (крупные и влажные частицы из циклона 3) в потоке смеси части отработанного теплоносителя и вводимого с помощью инжектора 4 свежего, подогретого в калорифере 5. Другую часть отработанного теплоносителя

отделяют от мелкого высушенного материала в циклоне 3, рукавом фильтре 6 и выбрасывают в атмосферу. В такой сушилке удлиняется время сушки. Отработанные газы имеют большую степень насыщения и высокий тепловой к. п. д. Недостаток сушилки — значительное количество пыли и повышенный расход электроэнергии.

Пневмосушилка, изображенная на рис. III.9, предназначена для высушивания термочувствительных материалов полифракционного состава. Влажный материал горячим теплоносителем

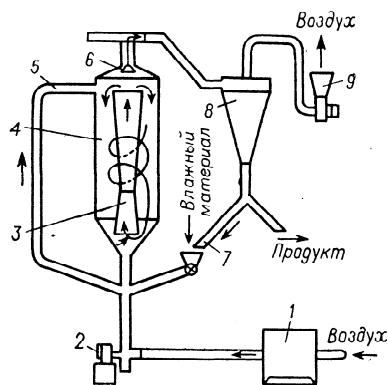


Рис. III.9. Пневмосушилка типа трубы Вентури:

1 — нагреватель воздуха; 2 — вентилятор; 3 — труба Вентури; 4 — камера; 5 — трубопровод горячего газа; 6 — регулятор отбора взвеси; 7 — патрубок для отвода ретура; 8 — циклон; 9 — вентилятор.

вносится в трубу Вентури, размещенную в вертикальной сушильной камере. Высушенные частицы попадают с потоком теплоносителя в циклон, а недосушенные рециркулируют в камере. Степень рециркуляции регулируется отбором материала. Теплоноситель в верхнюю часть камеры вводится тангенциально, что обеспечивает винтообразное движение при входе в трубу Вентури, вследствие чего продолжительность процесса увеличивается.

Следует отметить, что многие зарубежные фирмы используют в качестве начального участка трубу Вентури (японская фирма Naга, датская — Anhydgo, французская — Kestner), поскольку на участке такой конфигурации достигается высокий сьем влаги. Почти все сушильные установки снабжены дезинтеграторами и используют ретур, что позволяет расширить область их применения. Схема сушилки с дезинтегратором показана на рис. III.10.

В табл. III.1 приведены данные фирмы Naга, из которых следует, что в дезинтеграторе, куда подаются горячие газы, значи-

ТАБЛИЦА III.1

№ опыта	Влажность, %			Уменьшение влажности, %		Относительное уменьшение влажности, %	
	исходная	после дезинтегратора	материала из циклона	в дезинтеграторе	в трубе	в дезинтеграторе	в трубе
1	53,5	18,5	4,5	35,0	14,0	71,4	28,6
2	53,1	20,5	5,4	32,6	15,1	68,4	31,6
3	53,1	30,9	10,6	22,2	20,3	52,3	47,7
4	51,8	17,8	11,1	34,0	6,7	83,6	16,4
5	51,8	26,6	8,6	25,2	18,0	58,3	41,7
6	51,8	15,4	10,3	36,4	5,1	87,8	12,2
7	49,8	11,5	9,5	38,3	2,0	95,0	5,0
8	29,3	8,5	3,5	20,8	5,0	80,7	19,3
9	29,3	9,6	4,4	19,7	5,2	79,2	20,8

тельно снижается влажность материала — относительное уменьшение влажности доходит до 95%. Применение измельчающих устройств в зоне подачи влажного материала позволяет сократить высоту трубы на 67%.

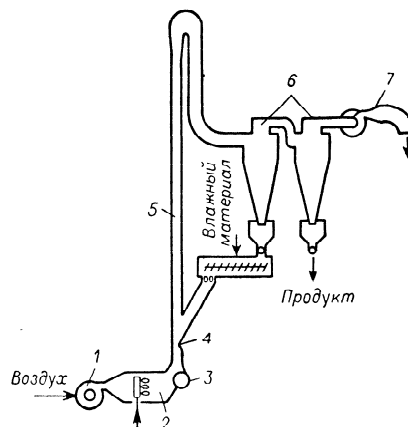


Рис. III.10. Пневмосушилка с дезинтегратором:

1, 7 — вентиляторы; 2 — калорифер; 3 — дезинтегратор; 4 — труба Вентури; 5 — пневмотруба; 6 — циклоны.

Установка одноступенчатой трубы-сушилки с центробежными дезинтеграторами (рис. III.11) состоит из трубы-сушилки диаметром 500 мм, высотой около 13 м с расширителем (аэрофонтаном

диаметром 700 мм) и поворотной головкой, циклона ЦН-24 диаметром 1100 мм для разгрузки основной массы продукта, группы из шести циклонов ЦН-15 диаметром 500 мм для пылеочистки отработанного теплоносителя, выбрасываемого в атмосферу вентилятором [4]. Исходный продукт в потоке воздуха, нагретого в теплообменнике до 160 °С, поступает в резервный дезинтегратор, представляющий собой специально разработанную конструкцию дисмембратора с лопатками для дезагрегации продукта в потоке горячего воздуха. Затем продукт попадает в трубу, в которую

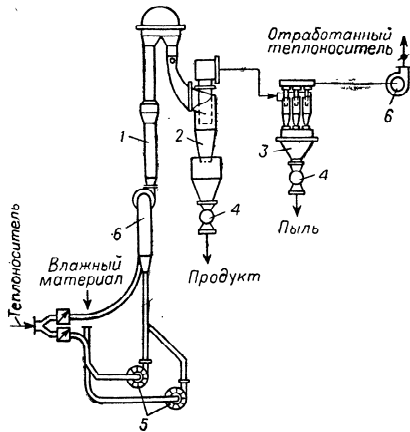


Рис. III.11. Установка одноступенчатой трубы-сушилки с дезинтеграторами (конструкция ВНИИХИММАШа);
 1 — труба-сушилка с расширителем; 2 — циклон ЦН-24; 3 — циклон ЦН-15; 4 — секторные затворы; 5 — дезинтеграторы; 6 — вентиляторы.

дополнительно подают свежий теплоноситель. Весь этот поток проходит через вентилятор и поступает в трубу-сушилку 1. Продукт из циклонов разгружают через секторные затворы 4.

Расход теплоносителя на установке составляет 15 т/ч, а производительность по испаренной влаге — 0,6 т/ч. Габаритные размеры установки: 10,3×7,75×25,0 м, масса 15 т, установленная мощность электродвигателей 100 кВт.

В ИОТТ [5] разработана пневмосопловая сушилка для антрацита и других абразивных материалов. В этой сушилке (рис. III.12) используется турбулентное течение высокотемпературного газа в поле продольных знакопеременных градиентов давления. Рабочей зоной аппарата является пневмосопло — труба-

Вентури с загрузкой влажного материала в горловину. При конфузурно-диффузурном восходящем течении газа в трубе Вентури массоперенос интенсифицируется за счет существенного увеличения коэффициента турбулентного обмена. Так как высокая скорость газа, определяющая интенсивность внешнего теплообмена, создается только в горловине трубы Вентури, то активный гидродинамический режим здесь реализован более рационально, чем в трубе-сушилке постоянного сечения. Кроме того, плавное сжатие

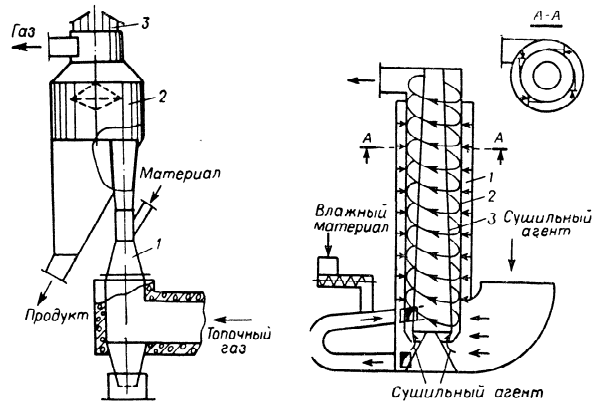


Рис. III.12. Пневмосопловая сушилка:

1 — труба Вентури; 2 — проходной сепаратор; 3 — предохранительный клапан.

Рис. III.13. Центробежная пневмосушилка:

1 — распределительная камера; 2 — камера сушки; 3 — вставка.

струн теплоносителя в конфузоре позволяет избежать дополнительной потери напора, имеющей место во входных участках труб-сушилок. Для уменьшения локального абразивного износа тракта предложено поместить диффузор трубы Вентури (рабочий участок сушилки) непосредственно в полость проходного сепаратора, компактно совместив их в один конструктивный блок. Пневмосопловая сушилка длиной 2,7 м обладает большей эффективностью, чем труба-сушилка постоянного сечения длиной 8 м.

На рис. III.13 приведена схема центробежной пневматической сушилки [6]. В цилиндрической трубе помещена вставка 3 в виде усеченного конуса; пространство между трубой и вставкой образует сушильную камеру 2, которая окружена распределительной камерой 1. Последняя сообщается с сушильной камерой через множество щелевых каналов, оснащенных направляющими элементами, расположенными на определенном расстоянии друг от

друга и образующими сопла для тангенциального ввода воздуха в камеру сушки.

Сушильный агент вводится тремя потоками: через кольцевое сечение в нижней части аппарата, тангенциально через щели и через нижний подводящий канал, установленный тангенциально, для загрузки влажного материала.

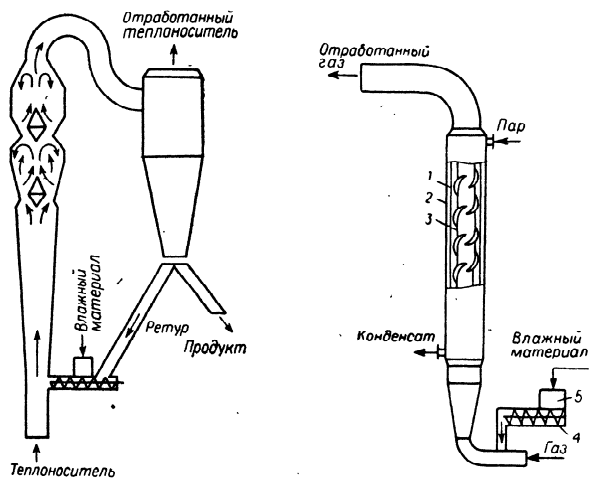


Рис. III.14. Пневмосушилка с расширителями.

Рис. III.15. Пневмосушилка с паровой рубашкой;

1 — сушилка; 2 — паровая рубашка; 3 — винтовая вставка; 4 — шнековый питатель; 5 — бункер.

В центробежной пневмосушилке винтообразное движение потока с регулируемым углом подъема обеспечивается взаимодействием всех трех потоков. Аппарат отличается высокими относительными скоростями, что обуславливает высокие скорости тепло- и массопереноса. Сопоставление результатов работы центробежной пневмосушилки и обычной трубы-сушилки показало, что при использовании сушилки нового типа достигается экономия расхода теплоты на 55%, электроэнергии — на 60%, металла — на 70%.

Чтобы увеличить время пребывания материала в сушилке и частично удалить внутреннюю влагу, наряду с пневмосушилкой используют и аэрофонтанный режим. Направляющие рассекатели, расположенные в «рюмках»-расширителях, разбивают поток газа с частицами материала, что интенсифицирует теплообмен. Влажные и, следовательно, более тяжелые частицы выпадают из потока

в расширенной части «рюмки» и фонтанируют до тех пор, пока не высохнут. Затем они вносятся во второй расширитель, где циркуляция повторяется, после чего высохшие частицы попадают в циклон (рис. III.14).

На рис. III.15 показана схема пневмосушилки с паровой рубашкой. Внутри трубы, соосно с цилиндрическим корпусом, расположена винтовая вставка, которая закручивает взаимодействующие потоки и тем самым интенсифицирует тепло- и массообмен. При движении газ-влажные частицы под действием центробежной силы отбрасываются на обогреваемую поверхность и транспортируются вверх закрученным потоком [7]. Такой аппарат следует применять для сушки термочувствительных дисперсных материалов, при которой удаляется ценный растворитель или образуются заряды статического электричества. Расход сушильного агента здесь может быть снижен по сравнению с обычными пневмосушилками. Кроме того, можно использовать инертный газ. В этом случае цикл по сушильному агенту должен быть замкнут.

В сушилке, разработанной в Чехословацком технологическом институте керамической промышленности, повторно измельчается крупная фракция высушиваемого продукта. После измельчения материал поступает в пневматический классификатор, откуда крупная фракция возвращается в дезинтегратор (рис. III.10).

В последнее время Сажиным (ВНИИХИММАШ) предложены и разработаны аппараты со встречными закрученными потоками (ВЗП) для сушки и одновременного улавливания дисперсных материалов [8]. Такие аппараты успешно эксплуатируются в промышленности.

Вихревые сушилки

Схема установки с вихревой сушилкой ВС-800, разработанной в ВНИИХИММАШе, дана на рис. III.16. Сушилка 6 состоит из цилиндрической камеры дискового типа диаметром 800 мм и шириной 250 мм. Одна из торцевых стенок сушильной камеры представляет собой крышку с люком и смотровым окном. К другой торцевой стенке крепится улитка для выхода газ-влажной смеси. В корпусе со стороны улитки консольно расположен вал с мешалкой, на гребнях которой укреплены цепи. Вал мешалки с подшипниками имеет воздушное охлаждение. На боковой стенке корпуса сушилки расположен штуцер для подсоединения двухшнекового питателя подачи влажного материала 5. Снизу предусмотрен тангенциальный штуцер для ввода теплоносителя через поворотные лопасти, позволяющие регулировать его скорость и направление. На выгрузке из циклонов 8 и бункера 11 установлены секторные дозаторы 9. Воздух в установку нагнетается и отсасывается вентиляторными ВВД-8. Установки вихревых сушилок снабжены системами КИП и А.

Среднее время пребывания материала в сушильной камере может изменяться от 20—30 с до нескольких минут, поэтому из материалов частично может быть удалена и связанная влага. Напряжение по испаренной влаге даже для промышленных сушилок достаточно высоко (около 600 кг/м^3), что обуславливает весьма малые металлоемкость и габариты сушилок при высокой интенсивности процесса.

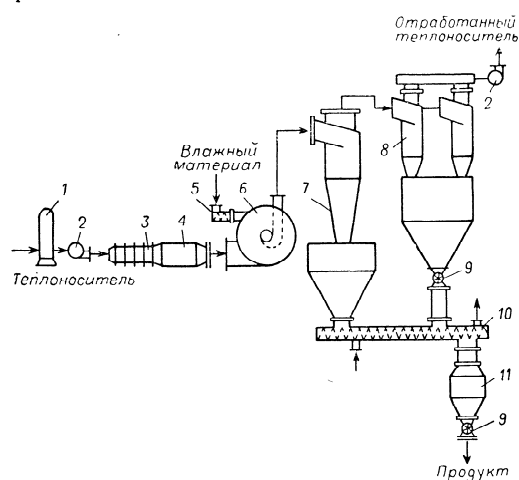


Рис. III.16. Установка с вихревой сушилкой ВС-800:

1 — масляный фильтр; 2 — вентиляторы; 3 — паровые калориферы; 4 — электрокалорифер; 5 — питатель; 6 — вихревая сушилка; 7 — циклон ЦН-15 \varnothing 550 мм; 8 — циклон ЦН-15 \varnothing 400 мм; 9 — секторные затворы; 10 — охлаждающий шнек; 11 — бункер.

Вихревые сушилки применяются в ряде отраслей промышленности, в том числе в химической (для сушки полимеров и волокнистых материалов), химико-фармацевтической (в производстве витаминных препаратов), кондитерской и др. Вихревые сушилки ВС-800 успешно работают в производстве эмульсионного полистирола и волокнита на Узловском заводе пластмасс. Производительность сушилок по сухому продукту около 500 кг/ч . Сушилка ВС-800 для тонкодисперсных продуктов типа мела и талька изготовлена Бердичевским заводом химического машиностроения «Прогресс» и смонтирована на заводе «Азовсталь». Она предназначена для сушки специальных «земель», служащих сорбентами при очистке масел в металлургических производствах. В вихревой сушилке с измельчителем типа СВН кусковые материалы одновременно с сушкой дезагрегируют или измельчают [4].

Аэрофонтанные сушилки

Для дисперсных материалов даже неоднородного гранулометрического состава при скорости вращения частиц, значительно меняющейся в процессе сушки, применяют аэрофонтанные сушилки — аппараты цилиндрической формы. В конической части аппарата частицы циркулируют в потоке теплоносителя до тех пор, пока их скорость вращения не станет меньше скорости газового потока. Тогда они выносятся из аппарата в пылеулавливающую систему. Порозность материала в аэрофонтанных сушилках приблизительно на порядок больше, чем в пневматических, поэтому в них частично может быть удалена и связанная влага.

Интерес представляют аэрофонтанные многоконусные сушилки, отличающиеся от одноконусных большим временем сушки материала. Схема такой ступенчатой аэрофонтанной сушилки, используемой для древесных опилок, показана на рис. III.17.

Часто аэрофонтанные сушилки комбинируют с другими типами сушилок, например с сушилками кипящего или фонтанирующего слоя (см. рис. III.30, а).

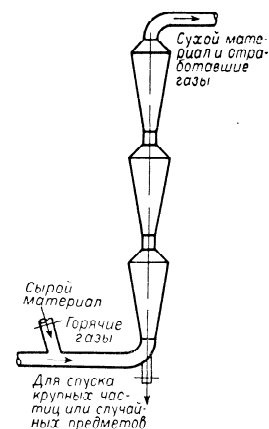


Рис. III.17. Схема газовой аэрофонтанной трехконусной сушилки.

Сушилки псевдооживленного слоя

Сушилки псевдооживленного слоя (кипящего, фонтанирующего) можно разделить на две группы: одно- и многосекционные.

Односекционные аппараты наиболее просты в конструктивном и эксплуатационном отношении и распространены как в СССР, так и за рубежом. Неравномерность сушки для большинства материалов не имеет существенного значения, поскольку при складировании влажность выравнивается. Кроме того, при направленном движении материала (отношение длины аппарата к его ширине более 2) неравномерность сушки может быть уменьшена.

В однокамерных аппаратах круглого или прямоугольного сечения (отношение длины к ширине менее 2) обычно удаляют поверхностную влагу, поэтому удельный влагосъем, в зависимости от параметров теплоносителя, может достигать до 1000 кг и более с 1 м^2 газораспределительной решетки. Такие аппараты применяют для удаления поверхностной влаги из сыпучих материалов,

а также для обезвоживания паст, растворов и суспензий. Однокамерные аппараты работают обычно при высоких скоростях теплоносителя (число псевдооживления достигает 10), поскольку интенсивность процесса определяется скоростью подвода тепла.

Для повышения равномерности сушки применяют многосекционные сушилки. Различают сушилки перекрестного тока с последовательным движением материала и подачей свежего теплоносителя в каждую секцию и ступенчато-противоточные, в которых материал и теплоноситель движутся навстречу друг другу.

В сушилках перекрестного тока секционирование осуществляют с помощью вертикальных перегородок, расположенных либо только в слое, либо разделяющих и сепарационное пространство. В некоторых случаях каждая или несколько секций представляют собой отдельный аппарат; иногда секции, чтобы сэкономить площадь, помещают одну над другой. Многосекционные аппараты такого типа применяют для высушивания материалов, содержащих связанную влагу, удаление которой требует длительного времени, а также для термочувствительных материалов. В последнем случае можно снижать температуру сушильного агента по длине аппарата, чтобы не допустить перегрева продукта в конце сушки. Иногда последние секции используют для охлаждения продукта. Секционированные сушилки, в которых происходит удаление связанной влаги, работают с низкими числами псевдооживления и, следовательно, при невысокой порозности слоя ($\epsilon = 0,55 \div 0,65$).

В ступенчато-противоточных сушилках влажный материал подается в верхнюю секцию и выводится снизу, тогда как горячие газы поступают противотоком в нижнюю часть и выводятся сверху. Материал движется с помощью переточных патрубков или через отверстия провальной решетки.

В промышленной практике для глубокого высушивания сыпучих материалов с развитой внутренней структурой, нечувствительных к нагреву (например, для десорбции) целесообразно применять двух- и трехсекционные сушилки. В сушилках этого типа удастся полностью высушить материал, достичь высокого насыщения отходящего теплоносителя, свести к минимуму унос пыли. Такие аппараты можно использовать в качестве второй ступени и для термочувствительных материалов, когда удаляется небольшое количество влаги, но необходимо длительное время пребывания в зоне сушки и высокая однородность материала по влажности.

Сушилки псевдооживленного слоя разделяются на аппараты с расширяющимся или практически постоянным по высоте сечением (круглым или прямоугольным).

В аппаратах со слоем постоянного по высоте сечения разница в скоростях псевдооживляющего агента вниз и вверх слоя обусловлена разностью температур газа. При высоких температурах поступающего теплоносителя отношение этих скоростей может достигать 3—4 (скорости отнесены к полному сечению аппарата), что позволяет обеспечить «кипение» частиц, различающихся по

фракционному составу. Широко применяются также сушилки с фонтанирующим слоем, в которых обеспечивается более активный гидродинамический режим.

Односекционные сушилки кипящего слоя. Наиболее типичными и широко распространенными сушилками постоянного по высоте сечения без направленного перемещения материала являются аппараты системы Fluo-Solids (Dorr Oliver Co, США) [3, 9]. В этих сушилках совмещены процессы сушки и классификации полидисперсных материалов, поскольку благодаря постоянству сечения всего аппарата (и сепарационного пространства) унос очень велик.

На рис. III.18 дана схема установки с цилиндрической сушильной камерой. В США такие установки применяют для сушки изве-

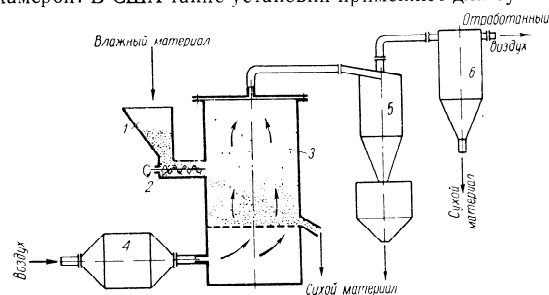


Рис. III.18. Схема сушильной установки с цилиндрической камерой (система Fluo-Solids):

1 — бункер; 2 — питатель; 3 — сушильная камера; 4 — топка; 5 — циклон; 6 — фильтр.

стняка, доломита, ракушечного лома, цементного мергеля, для угля, карбонатов кальция и магния, хлорида калия, а также полиэтилена, полипропилена и поливинилхлорида. Установки полностью автоматизированы.

Влажный материал из бункера 1 питателем 2 непрерывно подают в сушильную камеру 3 — в слой «кипящего» материала. Топочные газы из топки 4 смешивают с воздухом в смесительной камере и затем подают турбогазодувкой или с помощью вентилятора под опорную решетку. Разгрузка высушенного продукта производится через патрубок, расположенный непосредственно над решеткой со стороны, противоположной загрузке. Отработанные запыленные газы направляются в циклон 5 с бункером, где выделяется основная часть унесенного газами сухого материала; окончательная очистка газов происходит в рукавном фильтре 6.

Эти сушилки, как правило, работают с небольшим слоем материала (300—400 мм), обеспечивая значительный влагоотъем (до 2 т влаги с 1 м² решетки в час), и поэтому широко применяются в многотоннажных производствах.

Аналогичная конструкция используется при сушке угля [10], но сушилка здесь скомпонована по одной вертикальной оси с топкой. В топке сжигают часть высушенного и предварительно измельченного угля.

Еще одна модификация сушилки системы Fluo-Solids была выполнена для сушки органических материалов, в том числе пластмасс [11]. Специфика здесь состоит в увеличении объема слоя и использовании коррозионностойких конструктивных материалов — нержавеющей стали или алюминия. На некоторых установках применялась циркуляция теплоносителя в виде паров

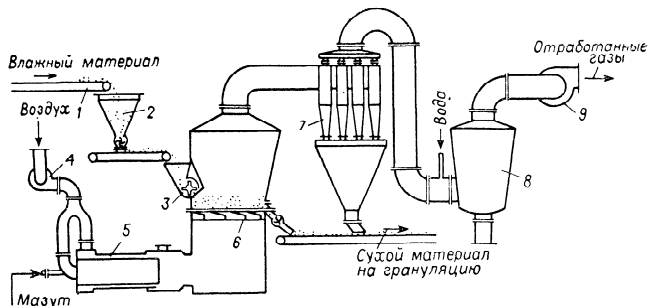


Рис. III.19. Сушильная установка для хлорида калия (конструкции ПО «Белорускалий»):

1 — транспортер; 2 — бункер; 3 — лопастной забрасыватель; 4 — дутьевой вентилятор; 5 — топка (мазутная); 6 — решетка щелевая беспровальная; 7 — батарейный циклон БПР-50; 8 — скруббер; 9 — дымосос.

растворителя или инертных газов. При сушке воздухом устанавливались конденсаторы для паров воды. В связи с повышенной взрывоопасностью пластмасс приходится принимать особые меры по технике безопасности.

Во ВНИИГе Каганович с сотрудниками [12] разработали серию типовых сушилок кипящего слоя круглого и прямоугольного сечения для минеральных продуктов. Снижение уноса в этих сушилках достигается благодаря расширяющемуся по высоте сепарационному пространству.

На рис. III.19 показана непрерывно действующая сушильная установка кипящего слоя производительностью около 100 т/ч, разработанная ПО «Белорускалий» для сушки хлорида калия. Сушилка прямоугольная, площадь решетки (щелевой) 10 и 3,7 м², живое сечение решетки около 10%. Материал (влажность 9—10%) подается транспортером 1 в приемный бункер 2 (объем 30 м³) и далее через автоматически регулируемый шибер — на питающий транспортер, который переносит его к лопастному забрасывателю 3, распределяющему соль по сечению слоя. Вентилятором 4

(ВМ-75/1200-1Б, $Q = 75\ 000\ \text{м}^3/\text{ч}$, $\Delta p = 12\ \text{кПа}$) воздух направляется в топку 5 (первичный) и в камеру смешения (вторичный) для снижения температуры продуктов сгорания до 700 °С. Емкость топки 26 м³, тепловое напряжение $1,6 \cdot 10^4\ \text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$.

Теплоноситель поступает в подрешеточное пространство камеры 6 и, выходя с большой скоростью из щелей газораспределительной решетки, псевдооживляет находящийся на ней слой соли. Соль непрерывно выгружается на транспортер через отверстие, находящееся на уровне решетки, и далее, при необходимости, направляется на грануляцию либо на склад.

Мелкая фракция выдляется в батарейных циклонах БПР-50 (диаметр 750 мм) 7, отходящий теплоноситель очищают в мокром пылеотделителе и отсасывают дымососом 9 ($Q = 90\ 000\ \text{м}^3/\text{ч}$, $\Delta p = 3,16\ \text{кПа}$)*.

Аппараты прямоугольного типа сечением 3×1,2 и 2×3 м используют для сушки песка и нефелинового концентрата [12]. В ряду случаев решетка имеет круглое сечение.

На Ясиновском КХЗ им. 60-летия Советской Украины используется сушилка [13], в которую угольный шлам подается цепным забрасывателем и разгружается через центральную трубу из верхней части слоя. Высота слоя регулируется изменением высоты трубы. Равномерное газораспределение обеспечено решеткой специальной конструкции: между двумя шпальтовыми ситами из нержавеющей стали с шириной щели 0,5 мм засыпан слой (толщиной 150 мм) огнеупорного материала с размерами зерен 6—13 мм. Топка выполнена в виде вертикально расположенного стального сварного корпуса (в нижней части — камера горения; в верхней — смешительная камера). В разгрузочной трубе на уровне решетки предусмотрен круговой зазор для удаления из сушилки крупных частиц.

В Донецком политехническом институте (ДПИ) разработана конструкция однокамерного аппарата с направленным перемещением материала без применения каких-либо дополнительных устройств [14]. Этот аппарат высушивает материал более равномерно. Теплоноситель поступает в сушильную камеру корытообразной формы под углом и равномерно перемещает частицы материала вдоль аппарата со скоростью 16 см/с (в обычных установках — 1 см/с). Аппарат устойчиво работает при малой плотности слоя.

В промышленном аппарате с направленным перемещением материала решетка, установленная под углом 4—6°, свободно перемещается в пазах по горизонтали, совершая колебательные движения с частотой 50 Гц под действием вибратора — сбалансированного электродвигателя. Колебания решетки оказались

* В ходе эксплуатации выявился ряд недостатков, которые затем были устранены. В наладке работы установок на комбинате «Белорускалий», наряду с работниками комбината (В. Ф. Тюрков и др.) принимали участие авторы данной книги и другие сотрудники ЛТИ им. Леповета.

необходимыми лишь при сушке склонного к комкообразованию сульфата аммония, подаваемого в сушилку транспортером после центрифуг. Аналогичная конструкция применена и для сушки угля. Направленное перемещение позволяет производить не только сушку, но и охлаждение угля.

По сходному принципу работает сушилка, выпускаемая в ФРГ фирмой Buttner [15]. В США работают сушилки кипящего слоя с направленным движением материала.

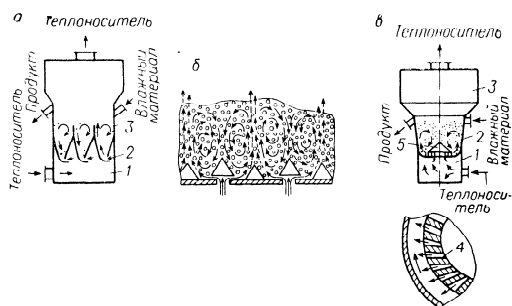


Рис. III.20. Схема аппарата с фонтанирующим слоем:

а — аппарат фонтанирующего слоя с тангенциальным вводом газа; 1 — камера смешивания; 2 — щель; 3 — рабочая часть аппарата; б — газораспределительная решетка аппарата вихревого слоя; в — сушилка с организованной циркуляцией материала; 1 — газораспределительная камера; 2 — сушильная камера; 3 — сепарационное пространство; 4 — направляющие; 5 — коническая вставка.

Односекционные сушилки фонтанирующего слоя. Широкое применение нашли сушилки круглого или прямоугольного сечения с фонтанирующим слоем материала. В сушилки прямоугольного сечения теплоноситель вводят снизу или тангенциально в слой.

Сушилки фонтанирующего слоя с нижним вводом газа применяются для термочувствительных материалов — хлорированного поливинилхлорида и других продуктов хлорной промышленности. Габаритные размеры таких сушилок $2,2 \times 5,0 \times 2,7$ м, площадь решетки $3,477 \times 55$ мм.

В сушилке фонтанирующего слоя с тангенциальным подводом газа, обеспечивающим вихревое движение потока (рис. III.20, а), разработанной Митевым и авторами, по сравнению с сушилками с нижним подводом газа достигается меньший пылеунос, поскольку практически отсутствуют кинетические выбросы. В ней успешно высушивают высоковлажные материалы, в том числе и волокнистые, а также пасты и суспензии, применяют сушилку и для дегидратации гипса, для сушки дражированных семян свеклы, хлопка,

мицелиальных масс и других материалов. Следует отметить надежность масштабирования таких аппаратов, которое достигают, увеличивая длину и параллельно соединяя желобы. При необходимости сушильный агент может быть разделен на два потока, вводимых через вертикально установленную беспровальную решетку и непосредственно в слой, что позволяет значительно снизить сопротивление аппарата.

Марчевским с сотрудниками [16] в Киевском политехническом институте разработан аппарат, аналогичный описанному выше, но с более простой газораспределительной решеткой. Встречающиеся струи обеспечивают вихревое движение потоков. Аппараты предназначены для сушки термолabileльных продуктов, например казеина (агрегаты ВС-150-КПИ и ВС-300-КПИ). Газораспределительное устройство (рис. III.20, б) выполнено в виде параллельно установленных призм высотой около 100 мм, длиной 1 м (разрабатываются призм длиной 2 м). Основания призм образуют горизонтальные каналы для прохода теплоносителя в сушильную камеру. Такое газораспределительное устройство является беспровальным.

Аппарат, представленный на рис. III.20, в, имеет организованную циркуляцию материала. Теплоноситель равномерно распределяется по нижней части сушилки при помощи решетки, выполненной в виде щелей с направляющими 4, что обеспечивает тангенциальный подвод воздуха в слой и продвижение материала как вверх по наружной стенке, так и по окружности. Внутри сушильной камеры имеется конус 5, по стенкам которого материал стекает вниз. Конус создает переменные скорости по высоте аппарата, что интенсифицирует процессы тепло- и массообмена. Наружная часть аппарата несколько расширена кверху (угол около 10°).

Многосекционные сушилки псевдооживленного слоя. Интенсивное движение частиц в псевдооживленном слое приводит к обратному перемешиванию твердой фазы. Поэтому во всем слое без перегородок (рис. III.21, а) температура практически одинакова и равна температуре выгружаемого продукта (линия 2, рис. III.21, в). При наличии перегородок (рис. III.21, б) обратное перемешивание отмечается лишь в пределах одной секции и движение частиц приближается к поршневному режиму. Поэтому падение

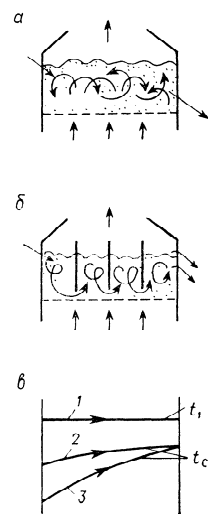


Рис. III.21. Схема движения потоков в аппарате без перегородок (а) и с перегородками (б); график изменения температур слоя по длине аппарата при $t_1 = \text{const}$ (в).

температуры в слое и движущая сила больше (линия 3, рис. III.21, в), а тепло- и массообмен интенсивнее. Кроме того, как уже отмечалось выше, равномерность обработки материала повышается.

Самое простое — горизонтальное секционирование с расположением камер, разделенных перегородками, на одном уровне.

Сушилка системы Turbo-Flo [17] представляет собой прямоугольный аппарат, разделенный вертикальными перегородками на ряд камер. В одних идет основной процесс сушки, в других материал досушивается за счет аккумулированного тепла и затем охлаждается. Под сушильными камерами сжигают природный газ, продукты сгорания которого в смеси с воздухом проходят через

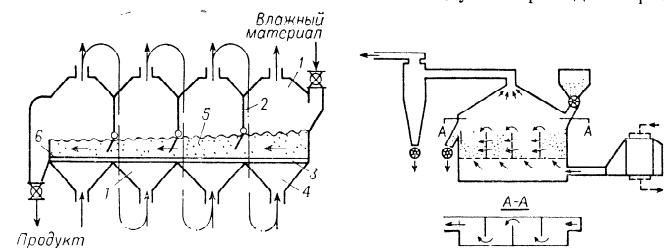


Рис. III.22. Горизонтальная секционированная сушилка:

1 — камера; 2 — перегородки; 3 — решетка; 4 — газовые коллекторы; 5 — слой; 6 — порог.

Рис. III.23. Горизонтальная секционированная сушилка (фирма Naga, Япония).

решетку в слой материала. Первая секция получает самую горячую смесь, в последующие смесь поступает с более низкой температурой. В камеры охлаждения подают холодный воздух. Для улавливания мелких частиц из уходящих газов используют циклон, помещенный в свободном пространстве камеры. Аппарат можно применять для сушки, обжига и в качестве реактора.

Двухсекционная сушилка фонтанирующего слоя конструкции ЛТИ использовалась авторами для проведения исследований по сушке пастообразных материалов. Опытная сушилка длиной 600 мм имеет прямоугольную нижнюю часть высотой 350 мм, шириной верхнего сечения 200 мм и нижнего 20 мм.

Горизонтальная непрерывнодействующая сушилка (рис. III.22) имеет сушильную камеру 1, разделенную вертикальными перегородками 2. Под перфорированной решеткой 3 находятся самостоятельные газовые коллекторы 4. Материал вводят в камеру 1 и сквозь щели, образуемые перегородками 2 и решеткой 3, разгружают через порог 6 последней секции. Отработанный теплоноситель рециркулирует. В каждую газовую камеру, если это необходимо, можно подавать теплоноситель различной температуры.

Сушилка фирмы Naga (рис. III.23) применяется для сравнительно влажных материалов широкого гранулометрического состава, легко отдающих влагу.

Для экономии производственной площади иногда секции устанавливают одну над другой, сохраняя параллельную подачу газа в каждую секцию.

Многокамерная сушилка ВТИ им. Дзержинского [18] имеет ряд полок, на которые натянута мешковина или сетка. Воздух подают под каждую полку. Первоначально эта сушилка была предназначена для сушки гранулированных дрожжей. Позднее была разработана зерносушилка производительностью 10 т/ч [19]. Сушилка представляет собой закрытую камеру в виде параллелепипеда

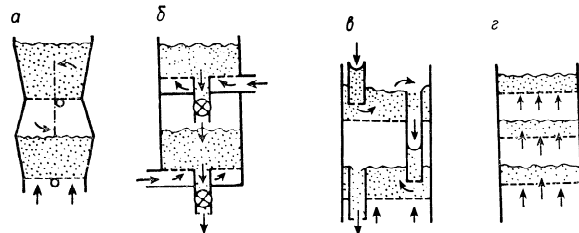


Рис. III.24. Способы перетока материала в противоточных колонных аппаратах:

а — тарелки закреплены шарнирно; б — переток с помощью секторных дозаторов; в — переток через переточные трубы; г — переток через отверстия провального типа.

педа (2,5×1,26×3,8 м). По высоте камера разделена на три секции, из которых две верхние являются зонами сушки, а нижняя — зоной охлаждения зерна. Решетки с круглыми отверстиями диаметром 1,4 мм установлены под углом к горизонту 2—3°. Материал, подаваемый в первую камеру, постепенно подсушивается и перемещается во вторую, а затем в зону охлаждения, откуда выпускается через клапан-мигалку.

Двухкамерная сушилка ЛенНИИХИММАШа отличается формой камер — некоторое расширение камер позволяет снизить пылеунос. Установка предназначена для сушки полимерных материалов (диацетатцеллюлозы, полихлорвиниловой смолы) [20]. Воздух, нагретый в калорифере до 120—130 °С, подают в перекрытые решетками каналы в днищах камер. Живое сечение решетки около 1,5%. Для улучшения однородности кипения одна из моделей (СПС-3) снабжена механическим рыхлителем. Для равномерного распределения материала на поверхности слоя сушилка снабжена пневматическим разбрасывателем. Недостатки этих сушилок: высокий удельный расход воздуха и тепла, возможность пригорания материала к горячей поверхности воздуховода, расположенной выше камеры.

В ступенчато-противоточных сушилках влажный материал подают в верхнюю секцию аппарата и выводят снизу, тогда как горячий газ вводят противотоком. Как показали исследования Фролова [21], оптимальное число секций 2—3.

Аппараты конструктивно не отличаются от колонных тарельчатых реакторов, применяемых в нефтяной промышленности [22]. Цилиндрическая колонна разделена ситчатыми тарелками на несколько секций. Переток материала с тарелки на тарелку осуществляется либо через переточные трубы, либо в результате «проваливания» через отверстия (рис. III.24).

На рис. III.24, а показан аппарат, работающий в полуспрерывном режиме — по истечении определенного времени шарнирно закрепленные тарелки поворачиваются. На рис. III.24, б переток осуществляется с помощью секторных дозаторов, на рис. III.24, в — через переточные трубы, на рис. III.24, г — через отверстия провальной перфорированной тарелки (живое сечение лежит в пределах 15—30%, так как при более низком значении материал не будет проваливаться, при более высоком — парусится гидродинамика).

Сушилки взвешенного слоя с механическими побудителями и измельчителями

Механические измельчители и побудители позволяют значительно расширить область применения взвешенного слоя. Они способствуют равномерному и устойчивому псевдоожигению, ликвидируют каналообразование и комкование материала, увеличивают поверхность контакта фаз. Подробно разнообразные конструкции сушилок с измельчителями и побудителями рассмотрены в работах [23, 24].

Сушилки с ворошителями лопастного, рамного или другого типа используются в аппаратах псевдоожигенного слоя для предотвращения агломерации частиц и разрушения каналов в слое.

Сушилка с мешалкой и наклонной решеткой (рис. III.25) первоначально была сконструирована для сушки опилок, а позднее — для сушки волокнистых и стружкообразных материалов [25]. Сушка более крупного материала происходит в кипящем слое, а мелкого материала — в витающем «облаке». Сушилка имеет цилиндрический корпус, наклонную решетку и снабжена мешалкой, передвигающей крупный материал от центра к периферии. Время нахождения материала на решетке определяется либо скоростью движения мешалки, либо углом наклона решетки. Основная масса высушенного материала разгружается через циклон. Эта сушилка нашла применение в химической и фармацевтической промышленности. Влагодьем в аппарате диаметром 1,5 м составил 150—200 кг/(м²·ч).

Двухкамерная сушилка с мешалкой применяется для глубокой сушки высоковлажных материалов. Влажный материал подают

непрерывно сверху на наклонную решетку, через которую продувают горячий воздух, выходящий из нижней камеры. При движении мешалки крупные частицы передвигаются от центра к периферии, а затем поступают в нижнюю камеру. Мелкие высушенные частицы уносятся потоком воздуха в пылеулавливающую аппаратуру, а крупные досушиваются в нижнем слое при более высокой температуре. Ввод и вывод теплоносителя производится для каждой камеры отдельно. Материал, выходящий из сушилки, может быть измельчен и направлен на досушку [26].

Сушилка с ворошителем, разработанная в МИТХТ Гельпериным с сотрудниками, внедрена на Нижнетагильском заводе пластмасс и предназначена для сушки себаиновой кислоты. Ворошитель расположен на расстоянии 30—40 мм от газораспределительной решетки; он выполнен в виде прямоугольной рамы с поперечными планками и совершает возвратно-поступательное движение [24]. Размеры газораспределительной решетки 0,6 × 2,5 × 1,4 м, общий расход воздуха около 3000 м³/ч, производительность по готовому продукту 400 кг/ч, средняя продолжительность сушки 30 мин, начальное влагосодержание около 15%, конечное — 0,1%.

Некоторые зарубежные фирмы изготавливают сушилки псевдоожигенного слоя, в которых установлен один или несколько шнеков, погруженных в слой материала и служащих для его транспортировки. В такой сушилке материал обрабатывается равномерно. Продолжительность процесса регулируют, изменяя число оборотов шнека. Подавая внутрь полых шнеков пар или горячую воду, в слой можно вводить дополнительное количество тепла.

В сушилках прямоугольного сечения фирмы Werner und Pfleiderer (ФРГ) имеются два шнека, расположенных параллельно, либо рядом, либо один над другим. Длина сушилки (в зависимости от производительности) от 4 до 10 м, ширина от 0,4 до 1,5 м, диаметр шнеков от 0,3 до 1 м. Скорость вращения шнеков можно

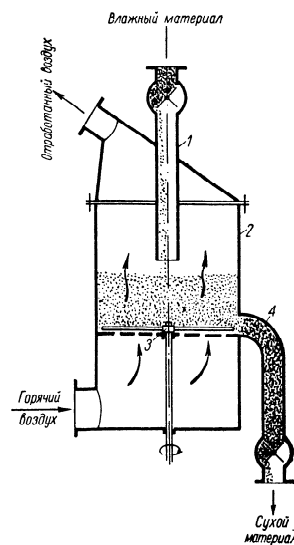


Рис. III.25. Сушилка с мешалкой и наклонной решеткой (фирма Keller, ФРГ):

1 — загрузочная труба; 2 — камера; 3 — мешалка; 4 — труба с питателем для загрузки сухого продукта.

ступенчато менять от 0,2 до 15 об/мин, что позволяет в широких пределах регулировать производительность и продолжительность сушки. Чтобы облегчить транспортирование материала, вблизи газораспределительной решетки отверстия в ней расположены под углом 45° в сторону выгрузочного устройства.

Сушилка предназначена для зернистых и гранулированных материалов — солей, полимерных и пищевых продуктов, она может быть использована и для сушки волокнистых материалов — например, резаной хлопковой целлюлозы, пропитанной полимерными смолами. Начальное влагосодержание материала до — 200%, конечное — до 0,001%.

В ВТИ разработана сушилка шнекового типа с продувкой газами находящегося в ней материала. Шнек выполнен в виде отдельных лопастей, расположенных на некотором расстоянии друг от друга по винтовой линии.

На комбинате «Сланцы» запроектирована и сооружена промышленная шнековая сушилка для подсушки нефтяного кокса после его мокрого тушения. Производительность сушилки 20 т/ч кокса при снижении влажности с 17 до 0,5%. Она имеет два параллельных шнека диаметром 0,6 м и рабочей длиной 4,75 м. Сушка производится смесью воздуха и топочных газов, получаемых от сжигания коксового газа. Температура смеси 500 °С. Поскольку условия эксплуатации сушилки отличались от запроектированных, она была реконструирована. Удобнее для эксплуатации две одношнековые сушилки с независимой вентиляцией, а температуру газов оказалось возможным повысить до 750 °С. В табл. III.2 приведены технико-экономические показатели шнековой и барабанной сушилок в расчете на количество испаренной влаги.

ТАБЛИЦА III.2

оказатели	Сушилки	
	шнековая	барабанная
Напряжение сушилки, кг/(м ³ ·ч)	2100	146
Удельный расход теплоты, кДж/кг	3770	3770
Расход энергии на привод и вентиляцию, кВт/(т·ч)	29	24,5
Металлоемкость, т/(т·ч)	0,45	5,5

В шнековой сушилке, как видно из таблицы, интенсивность испарения влаги в 15 раз выше, затраты металла примерно в 10 раз меньше, но расход энергии на вентиляцию у нее выше.

В настоящее время разрабатываются шнековые сушилки псевдооживленного слоя с диаметром шнека 1,4 м, производительностью до 150 т/ч топлива и 12,5 т/ч по испаренной влаге.

Шнековые сушилки кипящего слоя разрабатывает также фирма Kraus-Maffei (ФРГ). Горизонтальные шнеки расположены рядом

и вращаются в противоположные стороны. Шнеки отделены друг от друга вертикальными перегородками, которые немного не доходят до стенки аппарата, образуя окна для перетока материала из одной ячейки в другую. Окна расположены в шахматном порядке, в результате чего создается зигзагообразный лабиринтный канал, по которому перемещается материал. В лабиринтном канале материал может залипать, поэтому такие аппараты используют для сушки хорошо сыпучих материалов.

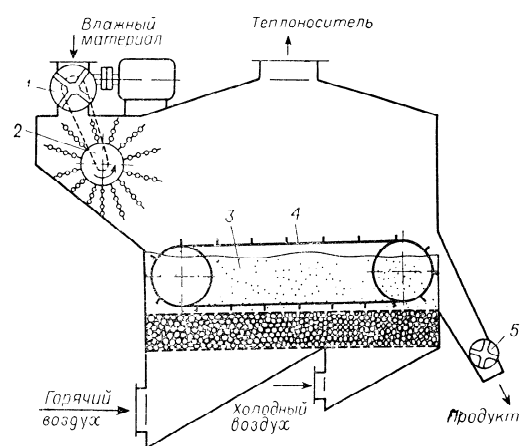


Рис. III.26. Сушилка конструкции Гипрококса:

1 — секторный питатель; 2 — цепной забрасыватель; 3 — кипящий слой; 4 — цепной конвейер; 5 — секторный дозатор.

На рис. III.26 показана сушилка кипящего слоя, разработанная институтом Гипрококс (Харьков) для сушки сульфата аммония. Сушилка имеет две зоны с независимой подачей и распределением воздуха: зона сушки материала и зона охлаждения. Влажный продукт загружается секторным питателем 1 и разбрасывается по поверхности слоя цепным забрасывателем 2. Решетка состоит из двух перфорированных металлических листов, между которыми засыпается слой гравия, способствующий более равномерному распределению воздуха в слое. Вдоль боковых стенок сушилки в слое высушиваемого материала установлен цепной конвейер 4. К цепям конвейера через каждые 10—12 звеньев прикреплены скребки, расположенные поперек сушилки — по всей ее ширине. Верхняя ветвь конвейера находится выше слоя материала, а нижняя — в слое. Она перемещает материал от загрузочного конца к выгрузочному. В такой сушилке получают равномерно высушенный

продукт. Производительность аппарата по сухому сульфату аммония (при начальной влажности до 4%) 6—8 т/ч при температуре воздуха, поступающего в сушилку, 125—130 °С, высоте кипящего слоя 400—500 мм. Расход воздуха на сушку 7000 м³/ч, на охлаждение — до 2200 м³/ч. Живое сечение газораспределительной решетки 9%, ширина 1 м, общая длина 2,4 м (в зоне сушки 1,3 м, в зоне охлаждения 1,1 м). Габаритные размеры сушилки 3,39 × 2,75 × 1,835 м. Установка с комплектующим оборудованием изготавливается серийно Гуймазинским заводом химического машиностроения.

Фирма Schilde (ФРГ) разработала сушилки для высоковлажных продуктов, например древесных опилок и щепы, имеющих начальное влагосодержание 150—180%, конечное 4—5%. Трубочатый ротор, обогреваемый паром, является дополнительным источником тепла.

Комбинированные сушилки

Используя переменные тепловые (конвективный, кондуктивный, радиационный и др.) и гидродинамические режимы, можно существенно интенсифицировать процесс сушки и повысить его экономичность.

В период удаления влаги с поверхности частиц даже для термочувствительных материалов целесообразно и безопасно интенсифицировать подвод тепла (высокие температуры и скорости), поскольку материал, находясь непродолжительное время в зоне действия высоких температур, не может перегреться. Такие режимы могут быть достигнуты в пневматических и аэрофонтанных сушилках, в циклонных камерах.

Интенсивность процесса удаления внутридиффузионной влаги определяется температурой частиц. Поэтому сушка термочувствительных материалов должна проводиться при температуре не намного ниже максимально допустимой.

При глубокой сушке сыпучих материалов во взвешенном состоянии степень использования энергетического потенциала отработанного теплоносителя, вследствие его малого насыщения, велика. Поэтому целесообразно создать такие сушильные установки, в которых потенциал сушильного агента использовался бы полностью.

В Ивановском химико-технологическом институте (ИХТИ) Кисельниковым с сотрудниками создано несколько конструкций безуносных комбинированных сушилок. В отдельных ступенях этих сушилок обеспечиваются разные тепловые и гидродинамические условия, выбираемые в соответствии со свойствами высушиваемых материалов (термоллабильность, размеры частиц, форма связи влаги с материалом, начальная и конечная влажность и т. д.). Отличительной чертой этих сушилок является то, что в ходе сушильного процесса обеспечивается очистка воздуха, выходя-

щего из последней ступени, за счет контакта пыли с загружаемым влажным материалом. Необходимое время пребывания обрабатываемого продукта достигается в аппарате с псевдооживленным слоем, что позволяет осуществить глубокую сушку материалов, содержащих связанную влагу.

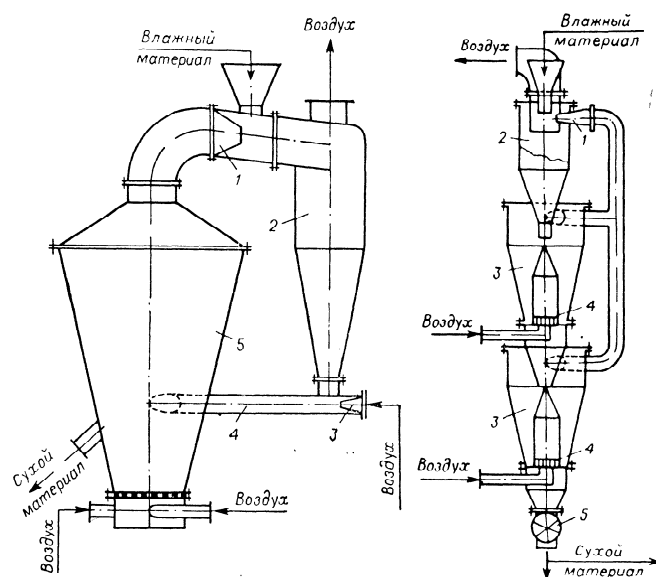


Рис. 11.27. Сушилка «циклон—кипящий слой»:

1 — пневмопитатель влажного материала; 2 — циклон; 3 — пневмопитатель подсушенного материала; 4 — пневмотруба; 5 — аппарат с кипящим слоем.

Рис. 11.28. Сушилка «циклон — вихревой слой»:

1 — пневмопитатель; 2 — циклон; 3 — вихревая камера; 4 — завихритель; 5 — шлюзовый выгрузатель.

Для обезвоживания целого ряда полимерных материалов успешно применяется в промышленности комбинированная сушилка типа «циклон—кипящий слой» [27], схема которой представлена на рис. 11.27. Влажный материал подается через верхний пневмопитатель 1 отработанным сушильным агентом в циклон 2, где происходит подсушка и смешивание влажного материала с сухими частицами уноса. Это препятствует его слипанию и комкованию. Материал приобретает сыпучесть и поступает в нижний пневмо-

питатель 3 вместе с некоторым количеством отработанного сушильного агента. Степень рециркуляции можно регулировать изменением размера сопла нижнего пневмопитателя. Остальное количество сушильного агента, охлажденного влажным материалом, выбрасывается в атмосферу. Нижний пневмопитатель подает подсушенный материал в пневмотрубу 4, которая служит второй ступенью установки и также предназначена для удаления влаги с поверхности частиц. Из пневмотрубы материал подается в сушилку с закрученным кипящим слоем. Закручивание создается за счет тангенциального ввода материала и специальной конструкции газораспределительной решетки. Досушка продукта до заданной конечной влажности обеспечивается благодаря регулируемому времени пребывания в результате создания определенной высоты кипящего слоя.

Такие сушилки хорошо зарекомендовали себя в промышленной практике. Так, например, производительность одного аппарата с площадью газораспределительной решетки 0,128 м² при обезвоживании полиметилметакрилата от начальной влажности 5% до конечной 0,1% составляет около 500 кг/ч.

При обезвоживании высоковлажных продуктов, склонных к комкованию, используется сушилка «циклон—вихревой слой» [28]. Особенностью гидродинамики аппаратов с вихревым слоем (рис. III.28) является то, что твердая и газовая фазы перемещаются в противоположных направлениях относительно оси аппарата. В зависимости от расходов фаз в аппарате создаются различные гидродинамические режимы: безвихревой, вихревой и режим «подвисания». Такой способ термообработки сыпучих продуктов в закрученном потоке теплоносителя позволяет регулировать в широких пределах время пребывания материала в зоне высоких температур, проводить процесс сушки при значительных относительных скоростях. В тех случаях, когда необходима глубокая сушка, последней ступенью этой установки может быть камера с псевдооживленным слоем.

Для материалов, у которых в основном удаляется поверхностная влага, используется двухступенчатая циклонная сушилка [29], отличающаяся простотой конструкции, незначительным гидравлическим сопротивлением. Сушилка успешно используется для сушки сульфата аммония, хлорида калия, хлорида натрия. Изготавливается такая сушилка мощностью 20 т/ч сульфата аммония.

Использование комбинированных сушилок, разработанных в ИХТИ для разнообразных сыпучих материалов, показало, что очистка отходящих газов может быть достигнута в самом процессе сушки. При смешении воздуха, отходящего из аппарата с кипящим слоем и содержащего пылевидные частицы, с загружаемым влажным продуктом в верхнем пневмопитателе и циклоне сухие частицы уноса прилипают к влажным частицам загружаемого продукта, образуя агрегаты, вследствие чего степень очистки становится близкой к 100%.

Степень очистки может быть рассчитана по формуле:

$$\eta = 1 - \left[\varepsilon - \frac{4d_y}{d} (1 - \varepsilon) \left(1 - \frac{d_y}{d} \right) \right]^i$$

где ε — порозность потока; d — диаметр влажных частиц; d_y — диаметр частиц, уносимых из аппарата с кипящим слоем. Показатель степени i определяется по соотношению:

$$i = L/d \left(1 - \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \right)$$

где L — длина пневмопитателя влажного материала.

Экспериментальная проверка процесса пылеулавливания в комбинированных сушилках при сушке различных продуктов показала, что достигается высокая степень очистки. Содержание пыли в отходящих из сушилки газах характеризуется данными, приведенными в табл. III.3.

ТАБЛИЦА III.3

Высушиваемый продукт	Средний размер частиц влажного продукта, мм	Содержание пыли в отходящем газе, мг/м ³
Смола СГ-1	2,16	Следы
Смола АС	0,40	Не более 4
Полиметилметакрилат	0,25	» » 10
Гидрохинон	0,15	» » 10
Сульфат аммония	0,26	2—4

Содержание пыли в газе, отходящем из сушилки, как видно из таблицы, удовлетворяет условиям, предъявляемым к предельному количеству выбрасываемой из сушилки пыли. При сушке в комбинированных сушилках не требуются дополнительные очистные устройства.

Некоторые данные по сушке различных продуктов в сушилках конструкции ИХТИ см. в табл. IV.11.

Для сушки дисперсных материалов, содержащих, помимо поверхностной, также и связанную влагу, Плановским, Муштаевым и другими [30] разработана комбинированная спирально-вихревая сушилка (рис. III.29), работающая в безуносном режиме. Поток газовой смеси влажного материала вводится тангенциально через щели 5 в спиральный канал 2 пневмосушилки и движется по нему, закручиваясь к центру, где канал переходит в вихревую камеру 1. В вихревой камере частицы большого размера направляются к периферии, а вновь вводимый материал постоянно вытесняет циркулирующие во внутренних слоях

частицы. Они захватываются воздухом и выносятся через отверстия, создаваемые при открывании заслонок 3, в сепарирующую камеру 4, где выделяются из потока газа и выводятся из сушилки. Заслонки 3 позволяют регулировать время пребывания материала в вихревой камере от 10 с до 2 мин. Благодаря сепарирующему действию центробежного поля крупные частицы находятся в зоне досушки значительно дольше, чем мелкие, поэтому продукт имеет равномерную влажность.

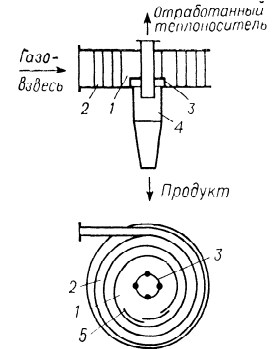


Рис. III.29. Спирально-вихревая сушилка:

1 — вихревая камера; 2 — спиральный канал; 3 — заслонка; 4 — сепарирующая камера; 5 — щель.

вихревую камеру и шахтную сушилку; подвод теплоносителя отдельный. В вихревой камере удается за счет активного гидродинамического режима избежать слипания частиц при их размягчении и статической электризации. В фильтрующем слое происходит досушка (ранее применялся кипящий слой).

Комбинированная сушилка с циклонной подачей твердых частиц и многократной циркуляцией их при прохождении через систему внутренних конусов схематически изображена на рис. III.30, в.

Для глубокой сушки материалов, содержащих как поверхностную, так и связанную влагу, фирма Niigo-Atomizer (Дания) предлагает комбинированную сушилку (рис. III.31). Влажный материал подсушивается в режиме полного перемешивания в верхней камере отходящим из нижней камеры теплоносителем, а затем досушивается в нижней камере. Режим вытеснения по твердой фазе обеспечивается прохождением материала по спиральному каналу, образованному перегородками. Перегородки могут представлять собой греющие поверхности, если необходимо вводить в слой дополнительное количество теплоты. В верхней камере

Сушилка успешно используется для сушки сравнительно трудносохнущих материалов, например сополимера винилхлорида и акрилатов, хлорированного полиэтилена, белковых концентратов и др. Гидравлическое сопротивление таких сушилок 3000—6000 Па, диаметр вихревой камеры — до 1 м, длина спирального канала — до 15 м.

В комбинированной сушилке рис. III.30, а свежий теплоноситель подается в кипящий слой, а аэрофонтанная сушилка работает как утилизатор тепла и подсушивает подаваемый на сушку влажный материал [30].

На установке для сушки полиэфирной крошки производительностью 1,5 т/ч (рис. III.30, б) [28] материал проходит последовательно

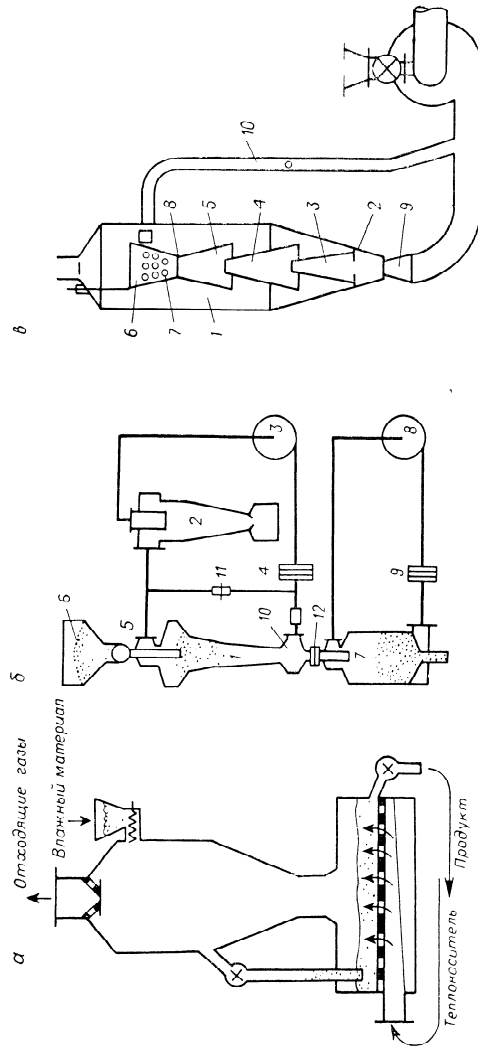


Рис. III.30. Схемы комбинированных сушилок:

а — сушилка аэрофонтанная — кипящий слой; б — сушилка для полиэфирной крошки (фирма Лагг, ФРГ); в — вихревая камера; 2 — пылеуловитель; 3, 8 — вентиляторы перед и после слоя; 4 — теплообменник; 5 — дозатор; 6 — бункер для материала; 7 — досушиватель (с кипящим или движущимся слоем); 10, 11 — герметизирующие клапаны; 12 — разгрузочный клапан; 13 — теплообменник; 14 — кольцевой опор; 15 — конус; 16 — обратный конус; 17 — шаровая насадка; 18 — решетка; 19 — сопло; 20 — газосход с теплоносительным выводом газа в камеру.

удаляется поверхностная влага, в нижней — связанная, удаление которой требует значительного времени пребывания материала в зоне сушки. При таком совмещении камер (одна над другой в одном корпусе) существенно уменьшается объем аппарата и его стоимость, а также энергетические затраты.

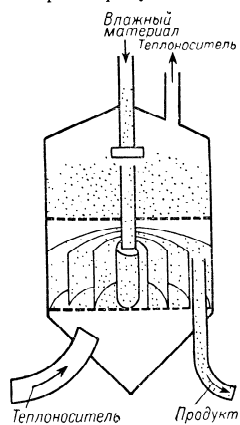


Рис. III.31. Комбинированная сушилка (фирма Niro-Atomizer, Дания).

нее — 67 °С, а температура выходящего из верхней секции воздуха 40°. Скорость воздуха 0,46 м/с, гидравлическое сопротив-

На рис III.32 показана схема комбинированной сушилки «пневмотруба — кипящий слой» фирмы Naга (Япония). Эта сушилка предназначена для глубокой сушки материалов, содержащих поверхностную и связанную влагу, например поливинилхлорида. В пневмотрубе влажность снижается с 24 до 2% (до критической), а досушка до 0,1% производится в сушилке псевдооживленного типа. При производительности установки по ПВХ 1250 кг/ч единовременная загрузка каждой секции сушилки кипящего слоя составляет 125 кг. Разгрузка производится каждые 6 мин. Температура поступающего в нижнюю секцию воздуха 75 °С, выходящего из

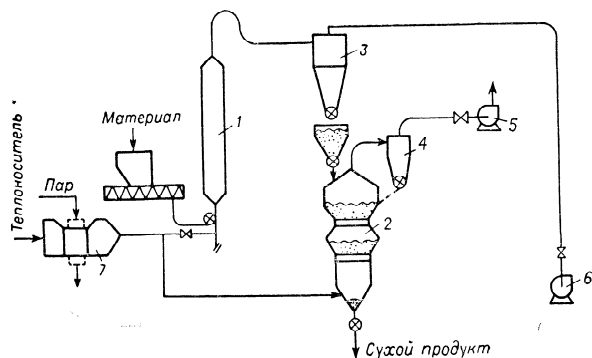


Рис. III.32. Комбинированная сушилка «пневмотруба — кипящий слой» (фирма Naга, Япония): 1 — пневмотруба; 2 — аппарат с кипящими слоями; 3, 4 — циклоны; 5, 6 — вентиляторы; 7 — калорифер и фильтры.

ление каждого слоя 1100 Па. Диаметр решетки 1,4 м, разделочной зоны 1,8 м, расход воздуха 2700 кг/ч. Разгрузочный бункер снабжен вибратором.

На рис. III.33 показана схема установки, разработанной той же фирмой. Сушилка псевдооживленного слоя имеет перфорированные перегородки в слое, между которыми установлены трубчатые нагреватели, обогреваемые паром или горячей водой. Газ подводится лишь в количестве, необходимом для псевдооживления. Поэтому тепловые потери с отходящим воздухом невелики, оборудование имеет небольшие размеры вследствие высокой интенсивности процесса. Эта сушилка значительно эффективнее сушилки «пневмотруба — кипящий слой»: расход воздуха сократился в 2,5 раза, а расход тепла и электроэнергии — вдвое.

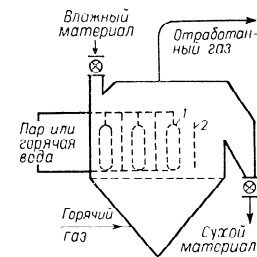


Рис. III.33. Секционированная сушилка кипящего слоя с теплообменными поверхностями (фирма Naга, Япония):

1 — нагреватели; 2 — перфорированные перегородки.

Сушилка кипящего слоя с вибрирующими поверхностями нагрева (рис. III.34) для сушки полиолефинов разработана ВНИИХИММАШем [4]. Эта сушилка имеет в 3—4 раза большую

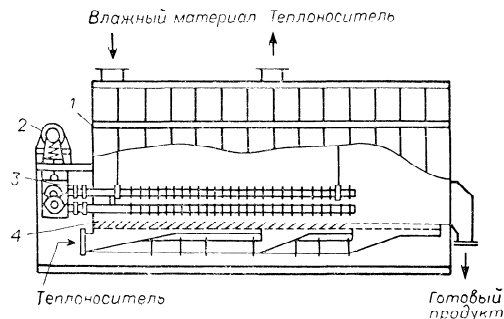


Рис. III.34. Сушилка кипящего слоя с вибрирующими поверхностями нагрева (конструкция ВНИИХИММАШа):

1 — корпус; 2 — вибратор; 3 — теплообменные поверхности; 4 — распределительная решетка.

тепловую мощность, чем аналогичная сушилка без поверхностей нагрева. Благодаря вибрации на поверхности нагрева частицы материала не накапливаются: происходит, по-видимому, нарушение

пограничного слоя, что должно привести к увеличению коэффициента теплообмена по сравнению с невибрирующими поверхностями [32].

Сушилка имеет решетку площадью $1 \times 8 \text{ м}^2$, разделенную на три зоны с индивидуальным подводом теплоносителя: первая зона $1 \times 4 \text{ м}^2$, вторая и третья — $1 \times 2 \text{ м}^2$. Над первой и второй зонами на высоте 220 мм над решеткой расположены вибрирующие коллекторы с оребренными трубами (общая поверхность нагрева 40 м^2). Коллекторы укреплены в сушилке на подвесках, позволяющих им совершать вертикальные колебания. Горизонтальные колебания поверхности нагрева сообщаются двухвальным вибратором направленного действия для увеличения интенсивности теплоотдачи и предотвращения налипания материала на теплообменные поверхности. Частота колебаний от 28 до 38 Гц обеспечивается сменными шкивами. Габаритные размеры сушилки: $9,13 \times 2,17 \times 4,0 \text{ м}$. Тепловая мощность сушилки при температуре воздуха и поверхностей нагрева 160 °C — до 4 ГДж, причем до 80% этой мощности обеспечивается теплообменными поверхностями.

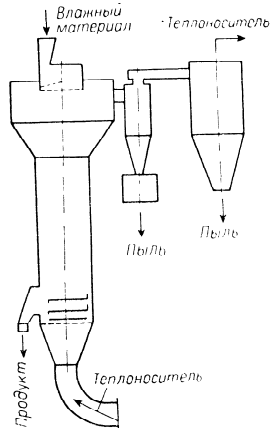


Рис. III.35. Сушилка для медицинских препаратов комбинированная (СМК).

В комбинированной сушилке для медицинских препаратов (СМК), разработанной Репринцевой с сотрудниками в ИТМО АН БССР [33], процесс испарения жидкости из материала происходит в свободно падающем и кипящем слое. В установке совмещаются процессы влажного гранулирования и сушки, происходит предварительная очистка отходящих газов. Сушилка может быть использована для кристаллических и кристалло-коллоидных материалов. Установка может работать с грануляцией или без нее, в непрерывном и полунепрерывном режиме, процессы загрузки и выгрузки полностью механизированы. Для подъема материала в сушилку используется либо электроталь и тележка с опрокидывающимся днищем, либо пневмоподача (компрессор, шланг и вакуум-бункер). Конструкция сушилки обеспечивает пожаробезопасность; имеется автоматическая сигнализация о ходе сушки, загрузки и выгрузки, а обслуживающий ее персонал не контактирует с материалом.

Сушилка представляет собой вытянутую цилиндрическую камеру с одной или двумя газораспределительными решетками и многоярусной мешалкой (рис. III.35). Влажный материал из бун-

кера шпеком направляется в гранулятор и равномерно распределяется по сечению камеры, двигаясь навстречу отходящему из кипящего слоя воздуху, и частично подсушивается. Досушка материала происходит в кипящем слое на одной или двух газораспределительных решетках. Техническая характеристика СМК приведена ниже:

Производительность, кг/ч	50—100
Температура поступающего воздуха, $^{\circ}\text{C}$	40—200
Влажность продукта, %:	
начальная	1—40
конечная	По требованию
Напор вентилятора, Па	7000
Установочная мощность, кВт	25—50
Габаритные размеры, м	$5,5 \times 3,5 \times 5,0$

В промышленности работает 12 установок СМК; экономический эффект от их внедрения составляет около 1 млн. руб. в год. Эффективность и перспективность этих сушилок объясняется возможностью использовать для сушки подавляющего большинства лекарственных препаратов однотипный аппарат, созданный с учетом свойств материалов как объектов сушки, а также осуществить увязку технологических процессов до и после сушки с интенсивным тепло- и массообменом. Сушилки СМК серийно выпускает Пензенский завод дезхимоборудования.

Сушилки виброаэрокипящего слоя

В сушилках такого типа псевдооживленный слой образуется как в результате продувания через опорную решетку теплоносителя, так и за счет механических вибрационных колебаний. Структура виброаэрокипящего слоя более однородна, чем структура кипящего слоя, а истирание частиц отсутствует. В виброаэрокипящем слое колебательное движение частиц преобладает над поступательным, поэтому частицы интенсивно движутся друг относительно друга. В то же время продольное перемещение вибрирующего слоя можно осуществить по принципу полного вытеснения. Это позволяет в промышленных условиях организовать перекрестный ток, причем возможны меньшие скорости газа, чем в обычном кипящем слое. Теплота может быть также подведена и контактным способом — через нагреватели, расположенные в слое. Теплообменники выполняют в виде полых пластин или труб, расположенных в слое вертикально или горизонтально. Обычно их жестко связывают с камерой и вместе с ней подвергают вибрации.

Наибольшее развитие получили установки, использующие коинвективный метод сушки. Высота слоя в вибросушилках ограничена, обычно — менее 200 мм, поэтому создание сушилок большой производительности по испаряемой влаге затруднено.

Принципиальная схема лотковой горизонтальной вибрационной сушилки с продувкой теплоносителя через слой материала показана на рис. III.36 [34]. Вибросушилка состоит из лотка 1, закрепленного с помощью наклонных пружин 2 на тяжелом основании 3. Возвратно-поступательный характер перемещения лотка в направлении, нормальном к оси пружин, определяется наклоном пружин. Это обеспечивает заданный угол движения материала относительно поверхности лотка. Лоток вибросушилки имеет двойное дно, образующее короб для подачи теплоносителя, который через сетку поступает под слой материала и выводится в атмо-

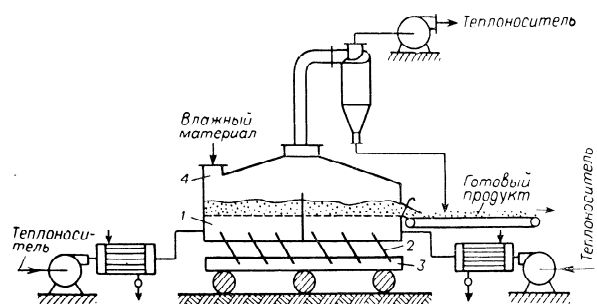


Рис. III.36. Виброаэросушилка (фирма Continental Engineering, Голландия — ФРГ):

1 — лоток; 2 — пружины; 3 — основание; 4 — окно загрузки.

сферу или подается на дополнительный подогрев и рециркуляцию. Материал загружают через окно 4, а выгружают в противоположном конце установки. В зависимости от условий описанная принципиальная схема претерпевает изменения в конструктивном и технологическом отношениях.

Такая сушилка фирмы Continental Engineering (Голландия — ФРГ) установлена на ПО «Азот» для сушки сульфата аммония. Сушилка имеет длину 8 м, ширину 1,25 м с площадью пода 10 м². Подрешеточная область высотой 1 м разгорожена на две зоны по 4 м длиной каждая — зону сушки и охлаждения. В левую часть сушилки подается воздух, нагретый в паровом калорифере до 120—150 °С, в правой части происходит охлаждение атмосферным воздухом. Высота кипящего слоя 200 мм. Разрежение в системе создается дымососом. Продукт, выносимый из слоя, улавливается в циклоне.

В вибрационной горизонтальной сушилке фирмы Gascoigne (Англия) влажное зерно загружают в приемный бункер, откуда оно самотеком поступает на открытый лоток с перфорированным дном. Подвешенный на качающихся стойках наклонный лоток

вибрирует, что вызывает перемещение материала. Лоток разделен на две зоны: сушки и охлаждения. Изменением наклона лотка и заслонками можно регулировать высоту слоя и время пребывания зерна в сушилке [34]. Производительность сушилок до 3,25 т/ч (при снижении влажности зерна от 21 до 15%), длина 9 м, ширина 3,2 м. Средняя высота слоя 140 мм, расход электроэнергии на 1 т высушенного зерна 5,5 кВт.ч. Достоинством аппарата является равномерность сушки.

Компактные вертикальные вибросушилки, использующие спиральные виброподъемники. Такие сушилки имеют малую производительность и находят применение в фармацевтической промышленности [34]. Сушилки с виброаэрокипящим слоем выпускают многие зарубежные фирмы.

Во ВНИИХИММАШе разработано несколько типоразмеров сушилок, техническая характеристика которых приведена ниже:

	ВКС-0,14	ВКС-0,6	ВКС-2,6	ВКС-8
Площадь газораспределительной решетки, м ² . . .	0,14	0,6	2,6	8
Расход воздуха, кг/ч . . .	600	2500	5500	15 000
Параметры вибрации:				
амплитуда, мм	0,5—6	1—2	1—1,5	0,5—1
частота, рад/с	145	145	300	300
угол вибрации, град	45—90	45—90	80	80
Количество испаряемой влаги, кг	До 10	До 20	До 100	До 400
Количество подводимой теплоты, кВт	12	25	120	500
Габаритные размеры, м	1,5× ×0,9× ×2,3	3,2× ×1,2× ×2,6	4×1,2× ×1,15	6,9× ×1,9× ×2,16

Особенностью всех этих сушилок является большое отношение длины аппарата к его ширине (не менее 6), что обеспечивает приближение сушилки по гидродинамической модели к аппаратам полного вытеснения и способствует равномерности сушки. Наличие вертикального подвода теплоносителя дает возможность регулировать все параметры вибрации.

Сушильный аппарат, предложенный Кармазиным с сотрудниками [35], снабжен рыхлителями, служащими не только для разрушения комков, но и для отвода зарядов статического электричества.

Фирма Escher Wyss (ФРГ) выпускает несколько типов сушильных установок, предназначенных для кристаллических, зернистых и коротковолокнистых материалов. По данным фирмы, производительность сушилки 100 кг/ч. Эти сушилки представляют собой аппараты прямоугольного сечения, длина которых в несколько раз больше ширины. Вертикальные продольные сечения рабочих камер сужаются кверху и имеют треугольную форму. В качестве вибратора применяется электродвигатель с дебалансом,

прикрепленным к днищу аппарата. Аппарат установлен на резиновых амортизаторах.

Фирмой Werkspoog (Голландия) выпускаются вибрирующие лотковые сушилки для дисперсных материалов. В процессе сушки продукт перемещается вдоль лотка, изготовленного из отдельных пластин и имеющего вид лесенки с небольшими зазорами, сквозь которые продувается подогретый воздух. В отдельные секции лотка воздух подается через индивидуальные подогреватели, поэтому температурный режим легко регулируется. Последняя секция используется как охладитель. Габариты аппарата: $17 \times 5 \times 3,5$ м. Производительность применительно к сушке сахарного песка (начальная влажность 2,0%, конечная — 0,05%) составляет 1800—2500 кг/ч.

Введение в слой греющих поверхностей, а также использование теплоты излучения значительно интенсифицирует процесс сушки в виброкипящем слое. Сравнение с данными по сушке в барабанной сушилке показало, что продолжительность процесса сокращается в вибрационной сушилке примерно в 2,5 раза, удельный расход сушильного агента и теплоты меньше, чем в барабанной, соответственно, в 1,25 и 1,6 раза.

2. СУШИЛКИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Сушилка (рис. III.37) представляет собой цилиндрический аппарат 1 с нижним конусом небольшой высоты, снабженный водяной рубашкой 2. В расширенной верхней части аппарата расположены тканевые фильтры 3. Производительность установки для эмульсионного ПВХ до 240 т/год и для суспензионного ПВД 500—600 т/год [36]. Характеристика сушилки: диаметр 1 м, высота неподвижного слоя 1 м, кипящего — 1,4 м, общая высота аппарата 4,5 м, диаметр решетки 0,4 м.

Сушилка с импульсной подачей воздуха (рис. III.38) [37] предназначена для сушки органических мелкозернистых материалов, получаемых после центрифугирования (содержание жидкой фазы до 25%). В низ слоя влажного материала периодически вводят нагретый сушильный агент, приводящий материал в кратковременное состояние интенсивного псевдооживления, которое постепенно затухает. После отсечки подачи газа материал переходит в неподвижное состояние. Затем цикл повторяется. Процесс сушки сопровождается последовательным рядом таких импульсов.

Применяя метод импульсного кипящего слоя, можно обеспечить высокую однородность структуры высушенного продукта во всей массе независимо от склонности материала к слипанию, комкованию или сбиванию игольчатых кристаллов в войлокообразные комья. Кроме того, сохраняется поверхность кристаллических продуктов, истирание незначительно, поскольку продолжительность взаимного трения и соударений частиц значительно меньше, чем в сушилках с непрерывным движением материала. Обновле-

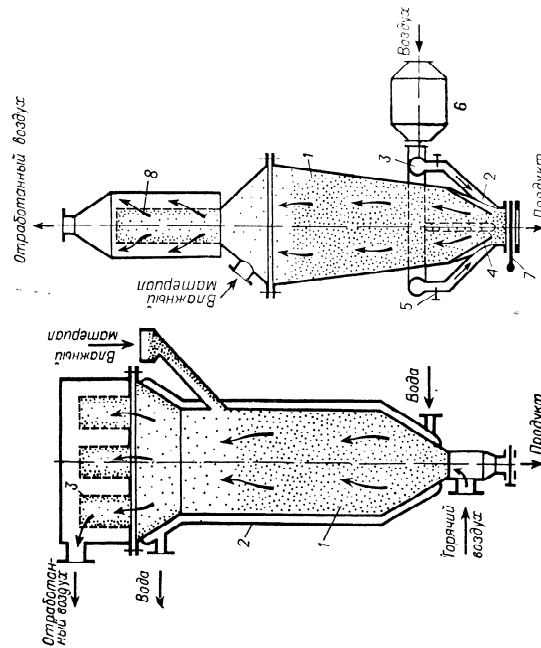
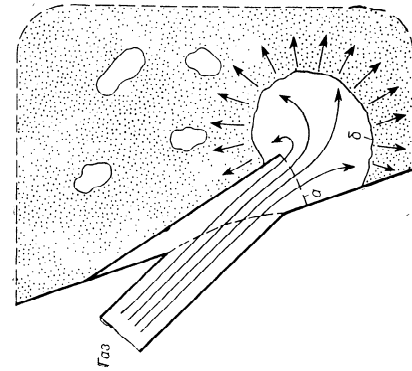


Рис. III.37. Сушилка периодического действия с водяной рубашкой (СРР): 1 — камера; 2 — водяная рубашка; 3 — фильтры.

Рис. III.38. Сушилка с импульсной подачей воздуха: 1 — камера; 2 — щель для ввода теплоносителя; 3 — кольцевой канал; 4 — направляющий щиток; 5 — быстрозапорный клапан; 6 — калорифер; 7 — задвижка; 8 — фильтр.

Рис. III.39. Ввод газа в распределительную головку сушилки, изображенной на рис. III.38.

ние точек контакта и перестройка междучастичных пространств и каналов протекают с большой частотой, что интенсифицирует массо- и теплообмен.

Внизу камеры 1 имеется несколько расположенных по кольцу 3 вводов 2 для подогретого сушильного агента, круто наклоненных и перекрытых вдоль образующей нижнего конуса (сверху) направляющими щитками 4. Ток сушильного агента от коллектора переключают быстрозапорными клапанами 5, открывающимися и закрывающимися с определенной частотой и последовательностью, задаваемыми командным аппаратом.

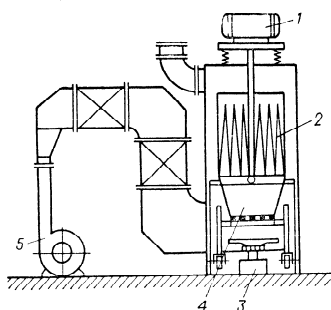


Рис. III.40. Сушилка кипящего слоя периодического действия для сыпучих и пастообразных материалов:

1 — вибратор; 2 — фильтр; 3 — диск с отверстиями; 4 — камера на тележке; 5 — вентилятор.

метод отличается от описанного выше наложением непрерывного тока газа снизу вверх через слой с такой скоростью, чтобы частицы от этого потока не приходили в движение.

Необходимый режим сушки и подачи газа в каждом отдельном случае определяется опытным путем.

Ряд зарубежных фирм устанавливает периодически действующие сушилки кипящего слоя для замены полочных сушилок. Объем загрузки таких сушилок от 10 до 100 кг. На них сушат фармацевтические препараты, термочувствительные органические вещества, используемые в производстве косметических препаратов.

Периодически действующие сушилки кипящего слоя (КСП) разработаны ВНИИХИММАШем с учетом опыта эксплуатации аналогичных аппаратов периодического действия в химической и микро-фармацевтической промышленности [4].

Сушилка (рис. III.40) имеет камеру, которая установлена на тележке, что позволяет загружать и выгружать продукт вне корпуса сушилки. Камеру с исходным продуктом вкатывают в нижнюю часть сушильной зоны, поднимают при помощи рычагов и

Газ входит в слой в точке ввода толчком, отжимая материал, как показано на рис. III.39, а. Импульс быстро передается от частицы к частице. По мере прохождения газа состояние псевдооживления распространяется в толщу слоя и вверх. После быстрой отсечки газа явление псевдооживления быстро затухает в том же направлении и материал возвращается в неподвижное состояние (рис. III.39, б).

Различают два метода сушки в импульсном кипящем слое: собственно в импульсном кипящем слое и в импульсном слое с поддувкой газа. Последний

соединяют с фильтром, расположенным в верхней части сушильной зоны. Фильтр представляет собой каркас из системы концентрических колец на штангах; на каркас натянут конус из стеклоткани площадью 20 м². Фильтр периодически встряхивается. Вибратор заключен в кожух с поддувом чистого воздуха или азота.

К сушильной зоне примыкает зона со вспомогательным оборудованием: вентилятором, паровыми калориферами и калориферами для ВОТ, позволяющими поднимать температуру воздуха до 180—200 °С. Техническая характеристика сушилки типа КСП приведена ниже:

Загрузка, кг	До 100
Объем камеры, м ³	0,280
Расход воздуха, кг/ч	2650
Установленная мощность электродвигателей, кВт	15,3
Диаметр решетки, мм	700
Габаритные размеры, м	3,9×2,1×3,85

Установка предназначена для помещений класса ВП-а, снабжена КИП и А.

Чтобы удалить органические растворители или высушить взрывоопасные продукты, сушилка комплектуется конденсатором для работы в замкнутом цикле азота или воздуха. Сушилку КСП применяют для рассыпающихся в процессе сушки отформованных паст.

3. СУШИЛКИ ПОЛУНЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

В ИТМО АН БССР под руководством Забродского разработана сушилка с вращающимися перегородками (рис. III.41), обеспечивающая непрерывность транспортирования твердой фазы при периодической сушке в осциллирующем режиме [38]. В различные зоны сушилки подается воздух различной температуры.

Сушилка с радиальными перегородками (рис. III.42) предложена Кабатском и Петрачеком [39] в Проектном институте химической промышленности (г. Брно, ЧССР); серийно она изготавливается фирмой Haas (ФРГ). При вращении вала, на котором укреплены перегородки, материал перемещается по решетке, под различные участки которой подается газ с нужными параметрами. В момент остановки происходит разгрузка и загрузка одной из камер.

Сушка продуктов химической, фармацевтической и пищевой промышленности разного дисперсного состава может производиться с рециклом, что позволяет высушивать материалы с различной начальной влажностью. Можно менять температуру поступающего теплоносителя и охлаждать продукт перед выгрузкой.

Сушилка с вращающимися камерами представляет собой импульсно вращающийся горизонтальный стол с тремя гнездами,

в которые устанавливаются прозрачные цилиндрические емкости с ситчатым дном, заполненные высушиваемым материалом [40]. Эти емкости автоматически вводят в сушильную камеру, где через них снизу вверх пропускают сушильный агент. По окончании

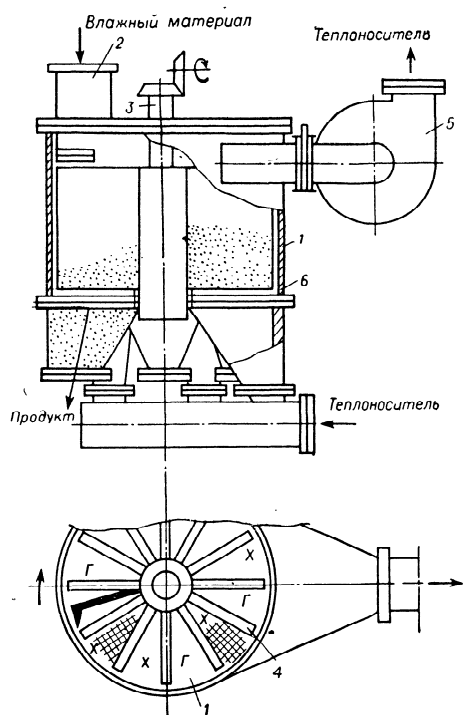


Рис. III.41. Сушилка полунепрерывного действия с осциллирующим режимом (конструкция ИТМО АН БССР):
1 — камера; 2 — бункер загрузки; 3 — вал; 4 — радиальные перегородки; 5 — вентилятор; 6 — слой.

цикла сушки емкости выводят наружу. Общая длительность цикла 30 мин. В одной емкости происходит предварительная подсушка материала отработанными газами, выходящими из второй емкости, куда подается нагретый воздух или инертный газ. В сушилке высушиваются разнообразные материалы (например, морская соль, пищевые продукты, химико-фармацевтические препараты) и при-

том с различной крупностью зерна (от самого мелкого до 3—4 мм). Улавливание пыли производится перлоновым фильтром. Сушилка полностью автоматизирована, управление осуществляется с помощью реле времени или контактных термометров. Производительность до 2000 кг/ч.

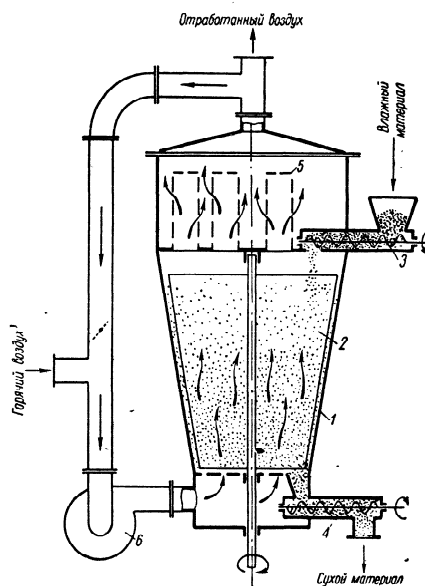


Рис. III.42. Сушилка полунепрерывного действия с радиальными перегородками (ЧССР):
1 — камера; 2 — перегородка; 3 — питатель; 4 — разгрузочный шнек; 5 — фильтр; 6 — вентилятор.

В рассмотренных выше конструкциях сушилок полунепрерывного действия перемещение материала осуществляется за счет вращательного движения перегородок или камер. Рядом авторов были предложены схемы с поступательным перемещением перегородок (камер), закрепленных на бесконечной ленте.

Сушилка с движущимися перегородками была предложена Греком [41]. Влажный материал питателем подается в корытообразный аппарат, в слой кипящего материала. Перемещение слоя вдоль аппарата производится с помощью поперечных перегородок, которые подвешены шарнирно к транспортеру. Каждая секция

представляет собой как бы сушилку периодического действия, поэтому достигается равномерное высушивание продукта.

Сушилка с движущимися емкостями [42] по существу не отличается от описанной выше конструкции. На бесконечной движущейся ситчатой ленте закреплены емкости. Влажный материал загружается в пустые емкости и по мере продвижения вдоль аппарата высушивается горячим теплоносителем, подаваемым снизу ленты. При повороте ленты емкости разгружаются в бункер, откуда высушенный продукт зачерпывается ковшом элеватора.

4. АППАРАТЫ ДЛЯ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ И ГРАНУЛЯЦИИ ПАСТ, РАСТВОРОВ И СУСПЕНЗИЙ

Консистенция влажного продукта и необходимость получения гранул либо порошка обуславливают некоторую специфику применяемых конструкций сушилок. Так же как и для сыпучих материалов, применяются аппараты постоянного и расширяющегося по высоте сечения. Раствор подают сверху, снизу или сбоку при помощи питателей и форсунок различных типов. Готовый гранулированный продукт выводят через течки, установленные на уровне решетки или на уровне верха слоя, а порошок — через циклон.

Большое применение в СССР нашли аппараты ВНИИГа для обезвоживания и грануляции термостойких растворов, например, растворов цинкового купороса, двойного суперфосфата и др. [12]. Конструкция аппарата (рис. III.43) мало отличается от используемой для сушки сыпучих продуктов. Главные отличительные особенности этой сушилки — подача раствора сверху форсункой грубого распыла, использование высокотемпературного теплоносителя и грануляция в безрецикловом режиме.

В настоящее время работает большое число промышленных установок такого типа. Например, на Челябинском электролитном цинковом заводе им. Кирова эксплуатируются две установки, разработанные проектным институтом Кавказгипроцветмет. Площадь пода аппаратов 2,5 м²; газораспределительная решетка перфорированная, провальная, с живым сечением 6,25%. Дутьевые устройства: нагнетатель ($Q = 18\ 200\ \text{м}^3/\text{ч}$, $N = 400\ \text{кВт}$), а после циклона — дымосос ($N = 75\ \text{кВт}$). Раствор цинкового купороса подают насосом и через три механические форсунки распыляют над кипящим слоем. Одновременно с сушкой происходит грануляция. Высота кипящего слоя 700—750 мм. Система очистки: I ступень — два циклона, II — два рукавных фильтра; III — скруббер ударного действия.

В Гинцветмете создана конструкция конической бесподовой печи (рис. III.44) с подачей воздуха через фурмы. По центру конусной камеры выше фурм размещен внутренний конус для равномерного распределения потока газов по сечению.

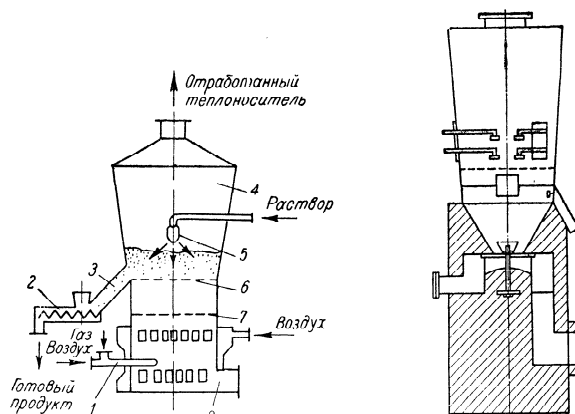


Рис. III.43. Аппарат для обезвоживания с гранулированием растворов солей в псевдооживленном слое (конструкция ВНИИГа);

1 — газовая горелка; 2 — шнек разгрузки продукта; 3 — течка; 4 — камера сушки; 5 — форсунка; 6 — газораспределительная решетка; 7 — колосниковая решетка; 8 — газовая топка.

Рис. III.44. Бесподовая печь для обезвоживания растворов (конструкция Гинцветмета).

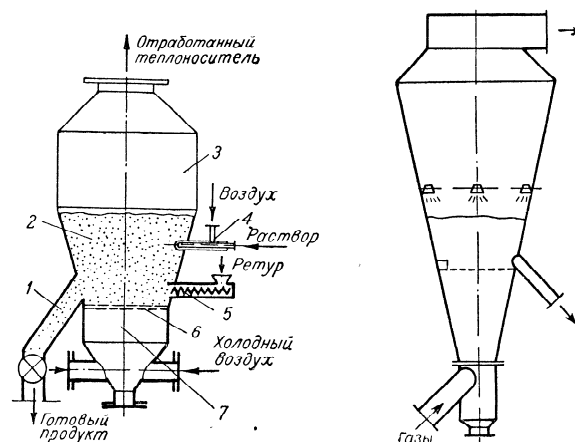


Рис. III.45. Аппарат для грануляции расплавов солей (конструкция МИХМа);

1 — течка с секторным затвором; 2 — слой; 3 — сепарационное пространство; 4 — форсунка; 5 — шнек для подачи ретурра; 6 — решетка; 7 — воздушная камера.

Рис. III.46. Сушилка для растворов конструкции УНИХИМа.

Шаховой в МИХМе [44] сконструирован аппарат для грануляции расплавов с рециклом мелких частиц в слой шнековым питателем (рис. III.45). Раствор подается одной или несколькими форсунками.

В УНИХИМе разработаны сушилки для раствора хромового дубителя (рис. III.46) производительностью 1,5 т/ч по готовому продукту. Диаметр решетки 1,7 м, высота собственно сушилки 3,8 м, газовой топки — 4,42 м. Сушилка работает с высотой слоя 500—600 мм, сопротивление которого 6—7 кПа. Гидравлическое сопротивление перфорированной решетки (живое сечение 6,5%) около 1,5 кПа. Сушилки эксплуатируются с 1973 г., качество продукта высокое.

Аппарат для грануляции при обезвоживании термочувствительных растворов солей (рис. III.47) был разработан Грошевым и Дановым [41, 43]. Часть газа (примерно половину общего расхода) с температурой ниже точки плавления или разложения подают на псевдооживление под решетку, а другую часть при 800—850 °С — через внешний кольцевой зазор форсунки (рис. III.48). В сочетании с сепарационной выгрузкой такой аппарат позволил эффективно и экономично обезвоживать термолабильные растворы.

Комбинированные сушилки для обезвоживания растворов разработаны Лыковым (НИУИФ) [31]. Так, в аппарате (рис. III.49) раствор или суспензию минеральных солей вводят в верхнюю распылительную камеру 4. На распыление в форсунку подают до 15—20% общего расхода воздуха, нагретого до 700—800 °С, что позволяет удалить до 60—70% всей влаги. Материал досушивают и гранулируют в нижней части аппарата, где создается кипящий слой на площади решетки 0,5 м². При производительности по сухой нитрофоске 400—500 кг/(м²·ч), объемное влагонапряжение было 35—40 кг/(м³·ч), расход тепла 5760—7540 кДж/кг влаги.

Для сушки растворов органических солей и пастообразных красителей используют аппараты, разработанные Гипроорхимом и Дербеневским химическим заводом при участии авторов. В этой сушилке (рис. III.50) раствор или «разработанная» паста вводятся с помощью тангенциально расположенных в слое пневматических форсунок; сухой материал выгружается через центральную трубу. Высоту слоя можно регулировать с помощью подвижного стакана.

Для обезвоживания паст и суспензий на Рубежанском НПО «Краситель» внедрена в производство установка, предназначенная для сушки на инертных телах оптически отбеливающих препаратов КБ, КД и 5-бромизатина [46]. Установка (рис. III.51) состоит из газовой печи производительностью 9000 м³/ч воздуха, сушилки емкость 2 м³, трехступенчатого циклона производительностью 6000 м³/ч пылевоздушной смеси, рукавного фильтра и двух вентиляторов ВВД-9. Установка снабжена секторными питателями для выгрузки продуктов из бункера циклона и рукавного фильтра. Сушилка представляет собой цилиндрико-конический аппарат с газораспределительной решеткой, установленной в нижнем основании

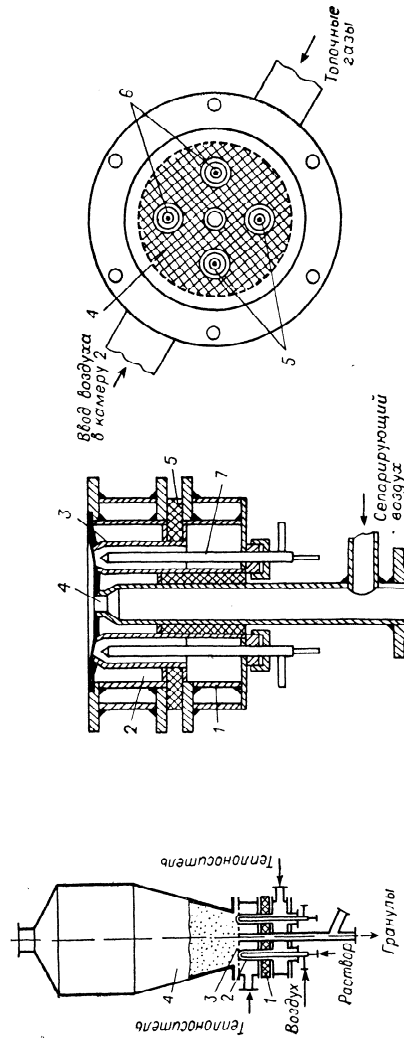


Рис. III.47. Аппарат для грануляции в псевдооживленном слое при обезвоживании растворов солей:

1 — теплоноситель; 2 — камера форсунок; 3 — газораспределительная решетка; 4 — камера сушки.

Рис. III.48. Газораспределительное устройство аппарата для грануляции (рис. III.47):

1 — камера горячего воздуха; 2 — камера подогретого воздуха; 3 — газораспределительная решетка; 4 — фракционирующее газораспределительное устройство; 5 — теплоноситель; 6 — пневматическая форсунка.

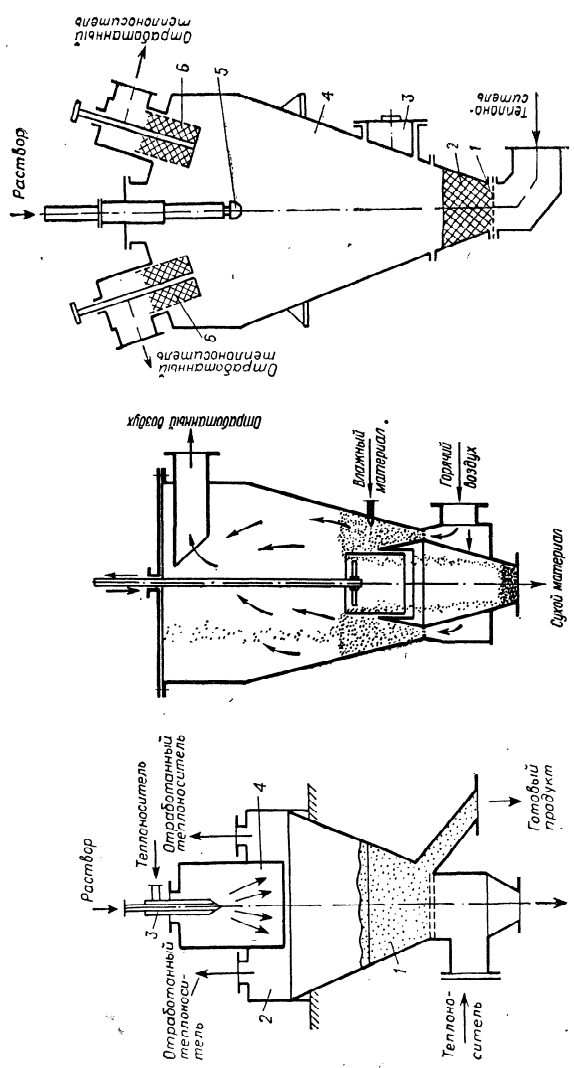


Рис. III.49. Установка для грануляции при обезвоживании растворов и пульпы удобренной с распылением над кипящим слоем (конструкция НИИУИФ): 1 — слой; 2 — сепарационное пространство; 3 — форсунка; 4 — распылительная камера.

Рис. III.50. Схема сушилки для растворов, суспензий и паст.

Рис. III.51. Установка для обезвоживания паст и суспензий во взвешенном слое инертного носителя: 1 — газораспределительная решетка; 2 — слой фторопластовых частиц; 3 — лиск; 4 — корпус; 5 — пневматическая форсунка; 6 — отбойная решетка.

конуса. На решетке находится слой инертных тел (фторопластовая крошка с диаметром частиц 10 мм) высотой 400 мм при сушке суспензий и 100 мм при сушке паст. На верхней крышке сушилки расположены два Г-образных отводящих патрубка, в которые вставлены подвижные в осевом направлении отбойные решетки, выполненные в виде перфорированных стаканов с глухим дном и перемещающаяся вдоль аппарата пневматическая форсунка для подачи суспензий, которая при подаче паст заменяется секторным питателем.

Основные размеры сушильной камеры: диаметр цилиндрической части 1,6 м, высота 0,45 м; диаметр нижнего основания конуса 0,3 м, высота конической части 1,8 м, угол раскрытия конуса 40°, диаметр входного патрубка 0,3 м, отводящего — 0,25 м [49].

Технологический режим работы сушильной установки приведен в табл. V.12.

ЛИТЕРАТУРА

1. Рашковская Н. Б. — В кн.: Современные проблемы химической технологии. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1975.
2. Козменков Н. А., Казаков В. Б., Лялин В. А. и др. — В кн.: Труды ВНИЭКИПРОДМАШа, 1977, вып. 48, с. 19.
3. Strumillo С. — Podstawy teorii i techniki suszenia. Warszawa, wid. nauko-wo-techniczne. 1975.
4. Сажин Б. С., Чупило Е. А. Типовые сушилки со взвешенным слоем материала. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1975, сер. ХМ-1.
5. Филиппов В. А., Кис Л. М. — В кн.: Техника и технология сушки (Тезисы докл. на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки ... Калинин, 1977). Киев, 1977, с. 203.
6. Brink H. J., Coch J., Fischer J., Behrens F. — Chem. Techn., 1975, Bd. 27, № 11, S. 664.
7. Розенкранц А. Б. Автореф. канд. дисс. М., МИТХТ, 1974.
8. Сажин Б. С., Чупило Е. А., Лукачевский Б. П. — В кн.: Техника и технология сушки (Тезисы докл. на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки ... Калинин, 1977). Киев, 1977, с. 180.
9. Veeken D. W. — Brit. Chem. Eng., 1960, v. 5, № 7, p. 484.
10. Wall C. J., Ash W. I. — Ind. Eng. Chem., 1949, v. 41, № 6, p. 1247.
11. Priestly K. J. — Chem. Eng., 1962, v. 69, № 14, p. 125.
12. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. Промышленные установки для сушки в кипящем слое. Л., Химия, 1970.
13. Новицкий П. А. Автореф. канд. дисс. Одесса, ПИ, 1960.
14. Кузнецов М. Д., Непомнящий И. Л., Новицкий П. А., Лянная З. Г. — Кокс и химия, 1961, № 8, с. 39.
15. Wichert H. — Chem. Ind., 1964, v. 16, № 9, p. 581.
16. Марчевский В. Н., Кононов В. А., Яременко В. И., Сивальнев В. М. — В кн.: Тезисы докладов на респ. конф. по процессам и аппаратам. Харьков, 1976.
17. Chem. Eng. 1956, v. 63, № 2, p. 116.
18. Лурье М. Ю. Сушильное дело. М., Госспергониздат, 1948.
19. Гинзбург А. С. Сушка пищевых продуктов. М., Пищепромиздат, 1961.
20. Данилевич И. В., Коровкин Е. В. — В кн.: Техника сушки во взвешенном слое. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, вып. 2, с. 51.
21. Фролов В. Ф. Автореф. докт. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1974.
22. Орочко Д. И., Мелик-Ахназаров Т. Х., Луболяринов Г. Н. — Хим. и технол. топлив и масел, 1958, № 2, с. 22.

23. Хаустов И. П., Чичеткин В. И., Сажин Б. С., Панфилов М. Н. — Хим. и нефт. машиностр., 1968, № 10, с. 42.
24. Сажин Б. С., Кочетов Л. М., Осинский В. П. — В кн.: Сушилки кипящего слоя с механическими побудителями. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1974.
25. Schnell W. — Chem.-Ing.-Techn., 1961, Bd. 33, № 12, S. 849.
26. Шош М. — Zdravotni techn. a vzduchatechn., 1960, t. 3, № 5, S. 218.
27. Кисельников В. Н., Романов В. С., Лебедев В. Я. и др. Авт. свид. СССР № 259700.
28. Барулин Е. П., Кручинин М. И., Романов В. С. и др. Авт. свид. СССР № 528437.
29. Кисельников В. Н., Романов В. С., Лебедев В. Я. и др. Редколл. ЖПХ, Л., 1975. Деп. в ВИНТИ № 3101 — 75 Деп.
30. Пляновский А. Н., Муштаев В. И., Тимонин А. С., Ульянов В. М. Авт. свид. СССР № 601543.
31. Лыков М. В. Основные направления развития сушильной техники в химической промышленности. М., НИИТЭХИМ, 1964.
32. Осинский В. П., Семенов М. М. Сушильное оборудование. М., ВНИИХИММАШ, 1976, вып. 75, с. 138.
33. Репринцева С. М., Федорович Н. В. — В кн.: Техника и технология сушки. (Тезисы докладов на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки. Калинин, 1977). Киев, 1977, с. 157.
34. Членов В. А., Михайлов П. В. Сушка сыпучих материалов в виброкипящем слое. М., Стройиздат, 1967.
35. Кармазин В. Д. Техника и применение вибрирующего слоя. Киев, Наукова думка, 1977.
36. Esayan L., Esayan M. Fluidizarea. Bucuresti, 1959.
37. Belik L. — Chem.-Ing.-Techn., 1960, Bd. 32, № 4, S. 253.
38. Забродский С. С., Любошиц И. Л., Пикус И. Ф. Авт. свид. СССР № 157277.
39. Кабатек З., Петрачек М. Чехосл. пат. 101974, 903159, 113159, 114624.
40. Schnell W. — Chem.-Ing.-Techn., 1961, Bd. 33, № 12, S. 849.
41. Грек Ф. З. Авт. свид. СССР № 130495.
42. Calus W. F. — Chem. Eng. Progr., 1962, v. 58, № 1.
43. Грошев Г. Л., Данов С. М., Кручинина Н. Д., Рыбин Г. В. — В кн.: Техника сушки во взвешенном слое. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, вып. 4, с. 5.
44. Шахова Н. А. Автореф. докт. дисс. М., МИХМ, 1966.
45. Грошев Г. Л., Данов С. М., Кручинина Н. Д., Рыбин Г. В. — Хим. пром., 1967, № 6, с. 56.
46. Копылов В. Т., Романков П. Г., Лазаренко В. И. и др. Авт. свид. СССР № 523260.

Глава IV

Сушка сыпучих материалов во взвешенном состоянии

В гл. III рассмотрены основные конструкции сушилок, выбор которых в некоторой степени уже обуславливает технологию процесса. Однако специфика высушиваемого материала определяет не только аппаратное оформление процесса сушки, но и допустимые температуры газа на входе в аппарат и выходе из него, способ подвода теплоты, гидродинамический режим, выбор вспомогательных устройств и т. д. В связи с этим в настоящей главе каждая группа материалов рассмотрена отдельно.

1. МИНЕРАЛЬНЫЕ ПРОДУКТЫ И ТОПЛИВО

Так как эти материалы многотоннажные, экономичность процесса является определяющим фактором. Поскольку допускается некоторая неравномерность во влажности высушенного материала, а удаление влаги происходит главным образом в первом периоде, то для сушки таких материалов могут быть использованы пневматические сушилки и сушилки со взвешенным слоем (кипящим, фонтанирующим).

Известковые и рудные материалы, песок

Такие материалы могут высушиваться при высоких температурах поступающих газов. Они не комкуются в процессе сушки, поэтому качество псевдооживления обычно хорошее. В некоторых случаях (особенно при больших скоростях газа) наблюдается сильное истирание, что приводит к повышенному пылеуносу. Обычно пыль улавливается в циклонах, одновременно осуществляется классификация материала по крупности.

Высушивание этих материалов проводится главным образом в односекционных аппаратах постоянного сечения (аппаратах кипящего слоя). Особенно высокие требования предъявляются к данным аппаратам в отношении простоты и низкой стоимости конструкции и в отношении таких экономических показателей, как расход топлива и электроэнергии.

Доломит, известняк, ракушечный лом, цементный мергель. Промышленные установки (диаметр 1,7 м, высота 4,7 м) высушивают 45 т/ч доломита, снижая влажность с 2 до 0,02%, при температуре поступающих газов 400 °С, уходящих 75 °С, средней скорости газов 1,2 м/с и удельном их расходе около 10 кг/кг влаги [1]. Установки полностью автоматизированы.

Ряд установок, оборудованных такими сушилками, служит для высушивания и классификации известняка перед кальцинацией [2]. Известны установки для сушки известняка, доломита, ракушечного лома, цементного мергеля [3]; все они имеют производительность до 150 т/ч. Влажность поступающих материалов составляет 2—5%. Данные по сушке некоторых материалов в сушилках системы Fluo-Solids приведены в табл. IV.1.

ТАБЛИЦА IV.1

Высушиваемый материал	Диаметр аппарата, м	Производительность, т/ч	Размер частиц, мм	Начальная влажность, %	Температура газов, °С	
					на входе в аппарат	на выходе из аппарата
Доломит	1,7	45	4,7—0,2	2	400	75
Известняк	2,75	125	—	2—3	—	100
	3,7	150	6,5	5	150—200	—
Цементный мергель	1,2	60	9,5	2,5	—	52

Глина. Глинистые материалы с влажностью 3,5—5% успешно высушиваются в двухкамерных сушилках кипящего слоя при производительности 10 т/ч. Влажный материал поступает в верхнюю камеру, где подогревается и освобождается от поверхностной влаги, а затем досушивается во второй, расположенной ниже камере, куда из камеры смешения подается теплоноситель с температурой 450 °С. Так как во избежание окисления глина должна сушиться при ограниченном содержании кислорода в теплоносителе, то для снижения температуры продуктов горения с 1200 до 450 °С в камеру смешения впрыскивается вода. По сравнению с барабанной сушилкой расход топлива снижается на 30%.

Шлаки. Сушка доменных и вулканических шлаков освоена в промышленном масштабе. Применяются как цилиндрические односекционные аппараты, так и секционированные. В цилиндрической односекционной сушилке диаметром 2,4 м, производительностью 35 т/ч влажность доменного шлака снизилась с 10—22 до 0,1—0,4% при температуре в слое около 100 °С.

В многокамерной сушилке производительностью 10 т/ч [4] влажность вулканического шлака, применяемого для изготовле-

ния бетонных блоков, уменьшается от 5 до 0,05%. Внутри сушилки имеются классификатор и пневматическое устройство для распределения загрузки.

Песок. Песок успешно высушивают как в пневматических сушилках, так и в кипящем слое.

Во ВНИПИ Теплопроект [5] проведены исследования работы промышленных сушилок для песка на ряде машиностроительных предприятий СССР. Отмечено, что удельные расходы теплоты при высушивании песка существенно уменьшаются при повышении начальной температуры сушильного агента до 500—550 °С. Далее это снижение незначительно, однако производительность установок продолжает увеличиваться.

На Константиновском бутылочном заводе в аппарате сечением 3 × 1,2 м высушивают песок от 6,5 до 0,1% влаги отходящими от стекловаренной печи газами с температурой 300 °С.

Установка производительностью 30 т/ч состоит из камер сжигания газа и смешения, футерованных шамотным кирпичем, и рабочей камеры, выполненной расширяющейся с целью снижения пылеуноса. Установка имеет чугунную решетку провального типа площадью 0,6 м² с живым сечением 3,5%.

В рабочую камеру загружаются мерзлые куски, которые в течение 2—3 мин превращаются в сухой песок, подаваемый пневмотранспортом в землеприготовительное отделение.

Рекомендуемый тепловой режим установки: температура газов под решеткой — 700—800 °С, на выходе из аппарата — 100—110 °С. При этом песок, поступающий с влажностью 5—6%, полностью обезвоживается [6].

В Англии работает установка производительностью 10 т/ч. Песок, размер частиц которого менее 1,2 мм, высушивается от 5—7,0 до 0,1% влаги, одновременно производится классификация по крупности [7].

Шихта

В 1957 г. на Среднеуральском медеплавильном заводе в сотрудничестве с Гинццветметом была смонтирована полупромышленная установка для сушки гранулированной шихты (смесь медных концентратов с флюсами) [8].

На основании опытных данных Гинццветмета, ВНИИЦветмета и Усть-Каменогорского свинцово-цинкового комбината им. Ленина Кавказгипроцветмет запроектировал ряд печей и установок [9].

Топливные материалы

Сушка угля в кипящем слое получила большое распространение в промышленности [2, 10—14]. Высокая эффективность процесса достигается благодаря использованию высокотемпературного теплоносителя, а также автоматическому контролю и регулированию процесса.

ТАБЛИЦА IV.2

Показатели	Штат			
	Индиана	Западная Виргиния	Кентукки	Юта
Диаметр, м	2,1	4,2	4,2	4,2
Площадь решетки, м ²	3,46	13,9	13,9	13,9
Производительность, т/ч	100	700	230	800
Съем влаги, т/(м ² ·ч)	2,9	2,5	1,8	1,8
Крупность материала, мм	0—6	0—10	0—15	0—38
Влажность, %:				
начальная	18—22	14,5	—	—
конечная	2	4,8	—	—
Температура газов, °С:				
на входе	650	410	—	—
на выходе	80	70	—	—

В табл. IV.2 приведены основные технологические показатели некоторых сушилок кипящего слоя угля, работающих в США [11].

Пушен в эксплуатацию агрегат, состоящий из двух сушилок Fluid—Flo [10]. Сечение каждой из них — 8,36 м². В первой высушивается 165 т/ч угля класса 7,9—1,65 мм (влажность снижается от 20 до 10%), а во второй — 165 т/ч класса 25—7,9 мм или 100 т/ч класса 4,8—0 мм при снижении влажности от 15 до 10%.

Сушилки работают обычно с невысокими слоями материала, что позволяет быстро пустить и остановить аппарат. Имеются впрыскиватели воды, включающиеся автоматически при появлении пламени в сушилке, газоходе или циклоне. Благодаря низким температурам отходящих газов (около 65 °С) и их высокой влажности воспламенение пыли почти исключается.

За последние 20 лет сушка мелкого угля в кипящем слое получила широкое распространение, поскольку установки большей производительности занимают малый объем. Так, при производительности 250 т/ч барабанная сушилка занимает 260 м³, а сушилка кипящего слоя 86 м³ [11].

Сушку угля проводят также в вибросушилках. В табл. IV.3 приведены показатели работы вибрационной (частота до 35 Гц, таблица IV.

Показатели	Сушилки (ЧССР)	
	барабанная	вибро-сушилка
Длительность сушки, мин	20	4
Расход электроэнергии, кВт·ч/т	2,21	1,77
Съем влаги, кг/(м ² ·ч)	0,66	2,66
Удельный расход теплоты, кДж/кг влаги	6300	3560

амплитуда до 0,8 мм и ускорение 10 м/с²) и барабанной сушилок [14].

В табл. IV.4 приведена техническая характеристика отечественных сушилок кипящего слоя для угля [12, 14]. Схема сушильной установки на Енакиевском и Днепродзержинском коксохимзаводах приведена на рис. IV.1.

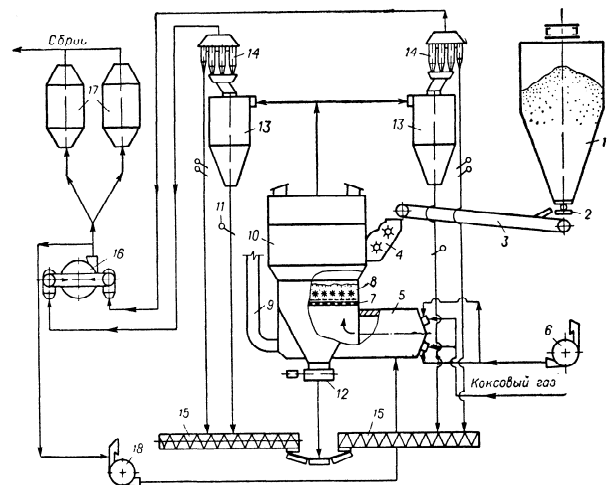


Рис. IV.1. Схема сушильной установки на Енакиевском и Днепродзержинском коксохимзаводах [14]:

1 — бункер; 2 — двухдисковый питатель; 3 — конвейер; 4 — цепной забрасыватель; 5 — топка; 6, 18 — вентиляторы; 7 — колосниковый под; 8 — устройство для удаления материала во время остановки; 9 — распорочная труба; 10 — аппарат; 11 — мигалка; 12 — шиловый затвор; 13 — циклоны; 14 — пылеконцентраторы; 15 — шнеки; 16 — дымсосос; 17 — мокрые пылеуловители.

На сушку предусмотрено поступление угольного флотоконцентрата в смеси с крупнозернистым шламом. Исходный материал направляется в бункер 1, откуда дозируется двухдисковым питателем 2 на конвейер 3, а затем поступает в двоярный цепной забрасыватель 4, который рассредоточенно подает материал по всей поверхности слоя. Аппарат 10 имеет прямоугольное сечение с ненаправленным глубоким слоем материала (высота слоя 600—1000 мм). Газораспределительной решеткой служит колосниковый под. Теплоноситель получают в топке 5, куда подают коксовый газ и вентилятором 6 воздух на горение. До необходимой температуры теплоноситель разбавляется рециркулирующими газами или воздухом, подаваемым вентилятором 18. В период

Показатели	Коксохимические заводы					
	Ясиновский	Днепродзержинский	Макиевский	Донецкий	Харьковский	Енакиевский и др.
Уголь, подвергающийся сушке	Шлам	Смесь флотоконцентрата и 10% шлама	Смесь флотоконцентрата, мелкого концентрата и шлама	Шихта	Шихта	Смесь флотоконцентрата и шлама
Форма решетки	Квадратная	Круглая	Прямоугольная	Прямоугольная	Прямоугольная	Прямоугольная с незначительной разницей сторон
Тип решетки	Беспровальная	Беспровальная, затем провальная	Провальная	Провальная	Беспровальная, затем провальная	Беспровальная
Площадь решетки, м ²	1,6	7,0	8,5	2,5	2,0	10,0
Характер движения влажного слоя	Ненаправленный	Ненаправленный	Направленный	Направленный	Направленный	Ненаправленный
Характер подачи влажного угля в слой	Распределенный	Распределенный	Сосредоточенный	Сосредоточенный	Сосредоточенный	Распределенный
Выгрузка подсушенного угля	В центре решетки	Боковая	В конце решетки	В конце решетки	В конце решетки для крупной и боковая для мелкой фракции угля	Боковая с двух сторон
Высота псевдооживленного слоя, мм	600—1000	400—600	200	50—100	150	600—1000
Температура газов, °С:						
под решеткой	600—650	500—600	450—520	600	300	500—700
над слоем подсушенного угля	70—80	65	80—85	90—95	90—95	75—85
	—	60	60—70	80	83—84	—
Расход теплоносителя, м ³ /(ч·м ²)	5000	10 000	7000—8000	20 000	2200	10 000—12 000
Влажность угля, %:						
начальная	25—28	24—26	14,8	13,3	9—10	23—25
конечная	4—6	9—10	9,3	9,5	2,3—2,6	8,5
Производительность, т/ч:						
по влажному материалу	10—12	70—80	150—160	120—140	8,5—9,5	130
по испаренной влаге	2,0—2,5	10—12	9,5—10	5—6	0,6—0,7	22
Напряжение решетки по влаге, кг/(м ² ·ч)	1500	1500—1700	1200	2000—2300	300—350	2200
Давление, кПа:						
под решеткой	5—6	4,5	2	2,5—2,8	1,6—1,7	6
над решеткой	0—0,05	0	0—0,05	0	0—0,03	0—0,1
Удельный расход теплоты, кДж/кг влаги	3150—3570	3570—3650	3780—4200	4200	3360—3570	3780
Содержание кислорода в теплоносителе, %	5—8	16—18	9—10	5—6	8,5—10	—
Расход электроэнергии, кВт·ч/т влаги	35	—	36	30	—	—

розжига газы выводятся через растопочную трубу 9. Отсос газов осуществляется дымососом двухстороннего всасывания 16 по двум идентичным, параллельно работающим ветвям пылеулавливания. Отработанный теплоноситель поступает на очистку в циклоны 13, в пылеконцентраторы 14 и подается дымососом частично в линию рециркуляции, а частично на третью ступень очистки в мокрых проточных пылеуловителях.

Сушилки на Макеевском, Донецком и Днепродзержинском коксохимических заводах длительное время находятся в постоянной промышленной эксплуатации, высушивая флотоконцентрат, смесь его с крупнозернистым шламом и мелким концентратом, а также угольную шихту.

Простота конструкции, относительно низкая металлоемкость и возможность осуществления различной компоновки оборудования с незначительными перепадами высот позволяют монтировать сушилки как вне помещения, так и в помещениях небольших размеров.

Минеральные соли

Большие работы по сушке солевых продуктов проводились в СССР институтами ВНИИГ, ВНИИСоль, ВНИИЦветмет, УНИХИМ и др.

Наиболее крупномасштабными являются производства поваренной соли и хлорида калия, исчисляемые десятками миллионов тонн в год. Сушка является завершающей стадией технологического процесса, в значительной степени определяющей его технико-экономические показатели, поэтому техническому совершенствованию этой операции должно уделяться большое внимание.

В последнее время барабанные сушилки стали вытесняться трубами-сушилками и аппаратами кипящего слоя. Следует отметить, что разработка метода сушилки калийных солей в кипящем слое начата во ВНИИГ значительно раньше, чем за рубежом [15—19].

В табл. IV.5 приведены некоторые данные, полученные авторами с сотрудниками в результате обследования промышленных сушильных установок кипящего и фонтанирующего слоя при высушивании сыпучих материалов. Хлорид калия высушивается в аппаратах кипящего слоя на ПО «Уралкалий» и «Белорускалий», причем высушиванию подвергается как мелкое, так и крупное зерно. Производительность установок — 50—90 т/ч по сухой соли, начальная ее влажность — от 5 до 9%, конечная — доли процента. Теплоноситель поступает на сушку с температурой 650—700 °С, покидает установку при 120—150 °С.

Необходимо отметить значительно более эффективную работу сушилок ПО «Белорускалий», что объясняется автоматизацией установок, а также применением новой газораспределительной решетки (рис. IV.2), обеспечивающей активный гидродинамиче-

ский режим в прирешеточной зоне, хороший теплоотвод, беспровальность.

Хлорид калия с начальной влажностью до 5% успешно высушивают в пневматических сушилках (табл. IV.6)*. Правда, высушиванию подвергаются лишь мелкие зерна, поскольку в этих аппаратах имеет место истирание продукта, что особенно нежелательно при высушивании крупного зерна.

Одним из главных критериев для оценки различных способов сушки хлорида калия является качество готового продукта, удельный расход топлива и величина удельных капиталозатрат. Согласно мировым стандартам, одним из показателей качества калийных удобрений является гранулометрический состав и влажность, которая не должна превышать 0,2—0,3%. Три типа крупнотоннажных установок могут обеспечить получение продукта с такой влажностью: барабанные сушилки, трубы-сушилки и аппараты кипящего слоя, причем барабанные сушилки должны работать в режиме прямого тока и в этом случае

пришлось бы значительно повысить температуру отходящих газов по сравнению с двумя другими типами сушилок, что привело бы к снижению теплового к. п. д. и перерасходу топлива. Преимущества труб-сушилок перед аппаратами кипящего слоя: простота обслуживания, малая металлоемкость. Недостатком их является повышенное содержание мелких фракций в готовом продукте вследствие термического дробления кристаллов при их соприкосновении в узле загрузки с высокотемпературным теплоносителем, что снижает качество готового продукта. При сушке же в кипящем слое происходит некоторая агломерация частиц.

Наряду с мелкозернистым и крупнокристаллическим хлоридом калия промышленность выпускает и гранулированный продукт, причем доля этой выпускной формы непрерывно возрастает.

При гранулировании хлорида калия на валковых прессах требуется глубокая сушка и достаточно высокая температура соли

При гранулировании хлорида калия на валковых прессах требуется глубокая сушка и достаточно высокая температура соли

* Данные, приведенные в табл. IV.6, получены О. А. Галкиным и Н. В. Озеровой (ЛТИ им. Ленсовета), а также В. П. Осинским (ВНИИХИММАШ) при обследовании работающих установок. Часть материалов по сушке хлорида калия как в трубах-сушилках, так и в кипящем слое на ПО «Уралкалий» представлена А. Д. Калегиним.

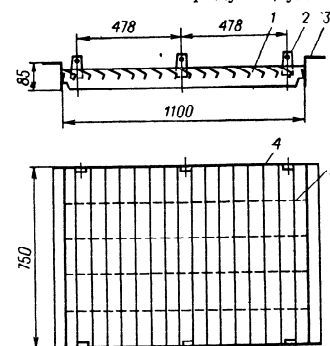


Рис. IV.2. Щелевая газораспределительная решетка:

1, 4 — пластины; 2, 3 — крепления; 5 — опорные балки.

ТАБЛИЦА IV.5

Материал	Влажность, %		Температура газов, °С		ре- площадь пелл, м²	Производи- тельность, т/ч	
	началь- ная	конеч- ная	началь- ная	конеч- ная		по влаге	по сухо- му
Хлорированный поливинилхлорид	66	0,5	120	60	1,0	0,4	1,6
Нитрат бария	До 3,0	0,1	130	60	0,8	0,031	1,0
Адипиновая кислота	9,1	0,15	150	100	7,2	0,4	3,8
Сульфат аммония ($d = 0,25$ мм)	4	0,2	До 200	До 70	2,47	0,3	7,7
Сульфат аммония ($d = 0,8$ мм)	2	0,2	До 150	До 100	5,0	0,37	20,0
Сульфат аммония ($d = 0,25$ мм)	0,8	0,2	100	80	3,5	0,052	8,948
Хлорид калия: крупный	8,3	0,48	650	150	6,3	6,9	74,3
мелкий	5,0	0,48	650	150	6,3	3,8	76,2
мелкий	5,0	0,3	650	130	8	3,2	62,1
смесь	7,0	0,3	650	130	5,3	6,0	47,6
мелкий	5,0	0,3	650	140	6	3,1	61,9
крупный	7	0,5	650	140	5	3,7	53,3
мелкий	9	0,2	700	120	10	9,6	91
мелкий	9	0,2	700	120	3,7	5,4	55,6
Карбонат бария	45	1	380	100	0,07	0,2	40,3
2-Аминофенол	12	0,5	110	65	0,382	0,02	0,175
Себацಿನовая кислота	10	0,5	125	70	1,5	0,045	0,4
	50	0,5	120	80	3,0	0,046	0,05
Винифлекс	40	2	115	80	3,0	0,079	0,121

Расход		Расходные показатели		К. п. д.		Напряжения по влаге		Предприятие
газа, кг/ч	теплоты, кВт	газов, кг/кг	теплоты, кДж/кг	теорети- ческой	действительной	кг/(м³·ч)	кг/(м³·ч)	
30,0	1 000	75	9 000	0,333	0,248	6,4	—	ПО «Капролактам», Дзержинск (фон-танирующий слой)
1,25	190	125	14 000	0,63	0,16	—	248	Березняковский химзавод
9,0	380	30	4 600	0,687	0,48	48,4	121	ПО «Азот», Ровно
27,5	1 150	3,8	11 600	0,54	0,192	61,4	72	Нижнетагильский металлургический комбинат им. Ленина
18,3	410	350	28 400	0,25	0,08	3,5	5,3	ПО «Азот», Гродно (виброкипящий слой)
80,0	14 000	12,6	7 200	0,807	0,306	9,38	1100	СПО «Азот», Северодонецк
55,0	9 600	14,5	9 100	0,793	0,248	129	597	ПО «Уралкалий», Березники и Соликамск
60,8	10 500	19,0	11 800	0,826	0,191	50	400	То же
60,0	10 500	17,0	10 500	0,826	0,218	58	643	»
55,0	9 600	17,7	11 200	0,81	0,201	106	518	»
60,0	10 500	16,7	11 200	0,81	0,201	142	742	»
60,0	11 700	6,7	4 700	0,853	0,473	120	900	ПО «Белорускалий»
40,0	7 800	7,4	5 200	0,853	0,447	212	1450	То же
3,9	390	17,7	6 400	0,78	0,352	70	3130	Березняковский химзавод (цилиндрические аппараты)
4 400	96	220	18 700	0,5	0,12	4,36	86,2	НПО «Краситель», Рубежное (цилиндроконический аппарат)
10 900	110	90	9 000	0,4	0,095	4	2,6	Завод пластмасс, Нижний Тагил
19 000	305	237	23 800	0,47	0,095	11,7	26,4	СПО «Азот», Северодонецк
19 000	510	245	23 300	0,37	0,1	21,8	15,2	СПО «Азот», Днепродзержинск
							21,4	

Показатели	Предприятие						
	ПО «Уралкалий»				химзавод в Маарду	суперфос- фатный завод в Самарканде	ПО «Капролактам», Дзержинск
Материал	КСI флотационный мелкозерни- стый, марка «Ф», кристаллический				кремнефто- рид натрия, густая паста	кремне- фторид натрия	бензойная кислота $d = 400 \div 500$ мкм
Влажность материала, %:							
начальная	5,5	5,0	5,0	7,0	15,0	15 ÷ 20	20 ÷ 30
конечная	0,6	0,5	0,3	0,3	1,0	1,0	0,5 ÷ 0,4
Производительность по исходному (и готовому) продуктам, т/ч	87 (82,5)	85 81	60 57	82,5 76,7	0,620 0,520	0,730 0,600	7,2 ÷ 10 кг/ч 5 ÷ 7 кг/ч
Производительность по влаге, т/ч	4,5	4,0	3,0	5,8	0,100	0,130	2,2 ÷ 3,0 кг/ч
Диаметр трубы-сушилки, м	0,9	0,8	1,1	1,1	1,150	0,150	0,400 × 1,0
Высота трубы-сушилки, м	13,5	6	10	10	15	15	8
Объем трубы-сушилки, м ³	9,65	5,7	9,5	9,5	0,265	0,265	3,2
Объем трубы-сушилки с разгру- зочной камерой, м ³	34,3	30,25	34	34	0,35	0,35	3,2
Съем влаги с единицы полного объема (и объема трубы), м ³	132 (466)	132 (702)	88,2 (316)	171 (610)	286 (377)	372 (490)	5,5 —
Напряжение по влаге в расчете на единицу поперечного сечения трубы, кг/(м ² ·ч)	6290	4220	3160	6100	5650	7470	43
Теплоноситель	Дымовые газы (топливо — мазут)				Дымовые газы		Воздух

Продолжение

Показатели	Предприятие						
	ПО «Уралкалий»				химзавод в Маарду	суперфос- фатный завод в Самарканде	ПО «Капролактам», Дзержинск
Материал	КСI флотационный мелкозерни- стый, марка «Ф», кристаллический				кремнефто- рид натрия, густая паста	кремне- фторид натрия	бензойная кислота $d = 400 \div 500$ мкм
Начальная температура, °С	600 ÷ 700	600—700	700—750		650 ÷ 700	750	90 ÷ 110
Конечная температура (на выходе из сушилки), °С	120 ÷ 150	180	120—140		150	120	40 ÷ 50
Расход сушильного агента, кг/ч	47 200	54 000	54 000		5000	5500	195,0
Расход теплоты, кВт	$8,2 \cdot 10^3$	$9,7 \cdot 10^3$	$10,2 \cdot 10^3$		$9,6 \cdot 10^3$	$11,8 \cdot 10^3$	4,9
Удельный расход газов, кг/кг	10,5	13,5	18,0	9,3	50	42,5	115
Удельный расход теплоты, кДж/кг	$6,57 \cdot 10^3$	$8,73 \cdot 10^3$	$12,2 \cdot 10^3$	$6,34 \cdot 10^3$	$3,5 \cdot 10^3$	$3,3 \cdot 10^3$	$5,8 \cdot 10^3$
Тепловой к. п. д.:							
действительный	0,341	0,256	0,184	0,354	0,64	0,677	0,385
теоретический	0,825	0,82	0,86	0,81	0,81	0,86	0,666
Основные недостатки	Налипание продукта в зоне загрузки ма- териала и в расширительной камере. Дробление продукта. Неустойчивая ра- бота или колебания исходной влаж- ности				—	—	Подогрев греющим паром $p =$ $= 0,6$ МПа. (Су- шилка состоит из двух последова- тельно соединен- ных конусов с ма- лым углом рас- крытия)

(150 °С), что обеспечивается только в аппаратах кипящего слоя при одностадийном процессе либо двухстадийным способом — в барабанной сушилке и затем в кипящем слое. Оба эти метода используют на ПО «Белорускалий». Удельное энергопотребление, капитальные затраты и выбросы пыли при двухстадийной сушке значительно выше.

Из приведенных в табл. IV.7 данных очевидны преимущества одностадийной сушки.

ТАБЛИЦА IV.7

Показатели	Одностадийный процесс в аппарате кипящего слоя	Двухстадийный процесс в барабанной сушилке и в кипящем слое
Расход мазута, кг/ч	800	695 + 284 = 979
Расход теплоносителя, м³/ч	35 000	25 000 + 22 100 = 47 100
Удельный расход мазута, кг/т соли (кг/т влаги)	8,0 (152)	9,79 (187)
Удельный расход теплоносителя, м³/т соли (м³/т влаги)	350 (6660)	471 (9000)
Характеристика аппарата:		
площадь решетки, м²	8,4	5,1
длина барабана, м	—	22
диаметр барабана, м	—	3,5

Преимущества установок кипящего слоя могут быть реализованы только при проведении процесса в оптимальном режиме в условиях автоматического регулирования. Трудности, которые встретились при освоении установок кипящего слоя на калийных комбинатах, были вызваны, в первую очередь, следующими причинами: значительным несоответствием начальной влажности соли с данными, заложенными в проекте, неудовлетворительными проектными решениями по отдельным вспомогательным узлам установок, отсутствием на большинстве установок автоматического регулирования процесса, что приводит к несоблюдению оптимального гидродинамического и температурного режима и, как следствие, к завышению расхода топлива, заплыванию отверстий газораспределительной решетки, образованию «козлов», короблению решетки и др.

В настоящее время большие успехи в осуществлении процесса сушки хлорида калия достигнуты на ПО «Белорускалий»*. Предприятием проведены большие работы по дооборудованию установок. Достигнуты и превышены проектные показатели, уста-

* В переоборудовании установок и наладке их работы принимали участие Д. Т. Митев и авторы, а также главный технолог ПО «Белорускалий» В. Ф. Тюриков и коллектив конструкторского отдела предприятия.

новки автоматизированы. Необходимо подчеркнуть, что трудности были вызваны, в первую очередь, нарушением основных закономерностей способа ВНИИГ [19]. Скорость теплоносителя была ниже минимальной рабочей, которая лежит в области очень высоких чисел псевдооживления, превышающих почти на порядок значения, рекомендуемые в литературе. При сушке мелкозернистого хлорида калия расход теплоносителя должен быть не менее 4500 м³/(м²·ч), что и имеет место в настоящее время на установках кипящего слоя ПО «Белорускалий». И, как видно, из табл. IV.5, эти установки работают значительно лучше установок ПО «Уралкалий», несмотря на более высокую начальную влажность соли. Кроме того, для нормальной работы слоя средняя его влажность не должна превышать 0,1%, что соответствует температуре слоя 120—130 °С. При более низкой температуре слоя влажность соли повышается, начинается ее комкование и процесс нарушается. При подготовке соли к грануляции температуру слоя необходимо повысить до 140—150 °С.

Техническая характеристика непрерывнодействующей установки для сушки мелкозернистого хлорида калия производительностью до 100 т/ч влажной соли:

Площадь решетки, м²	10
Температура топочных газов, °С	700
Температура слоя, °С	120—130
Температура отходящих газов, °С	130—140
Сопrotивление слоя и решетки, Па	4000—4500
Влажность соли, %:	
начальная	8—9
конечная	До 0,2
Производительность, т/ч:	
по сухой соли	90
по влаге	8—9
Расход топочных газов, кг/ч	(5 ÷ 6) · 10⁴

Поваренная соль высушивается в барабанных, трубчатых сушилках и сушилках кипящего слоя.

В последнее время ВНИИСоль провел ряд научных работ по изучению опыта смежных отраслей промышленности в области сушки комкующихся материалов, созданию эффективных сушильных аппаратов, анализу работы сушилок в соляной промышленности и исследованию свойств поваренной соли как объекта сушки. Результаты этих работ были использованы для оценки перспективности применения различных сушилок для поваренной соли [20].

В барабанных сушилках происходит налипание соли на внутренних стенках барабана и насадке, а также переизмельчение частиц за счет длительного времени контакта с теплоносителем. Возможно, что измельчение происходит в результате возникающих в частице термических напряжений при взаимодействии

влажной соли с высокотемпературными газами в зоне загрузки. Следствиями этих недостатков являются невысокая эффективность барабанов, ухудшенное качество продукта.

В трубах-сушилках происходит также налипание соли на стенках, вследствие чего их заменяют на сушилки кипящего слоя. Так, например, в цехе производства отсадочной соли на Сакском химзаводе были одновременно установлены трубы-сушилки и сушилки кипящего слоя. Как показал опыт, первые оказались неработоспособными из-за неустраняемых пульсаций подачи соли на сушку, вследствие чего ее влажность в сушилке и циклоне превышала 0,05—0,1% и происходило налипание, поэтому в эксплуатации находится только аппарат кипящего слоя [21].

Необходимо отметить, что сушилки кипящего слоя для поваренной соли стали применяться недавно. Их достоинствами являются: незначительное измельчение, минимальные теплотери с высушенной солью и отработанным теплоносителем, возможность совмещения в одном аппарате сушки, охлаждения и обогащения соли. К недостаткам этих установок нужно отнести более высокую чувствительность к пульсациям нагрузки, чем в барабанах, но, как показал опыт, недостатки менее существенны, чем достоинства.

В табл. IV.8 сопоставлены затраты (в руб.) на сушку 1 т соли при использовании барабанов (БС) и сушилок кипящего слоя (КС).

ТАБЛИЦА IV.8

Статья затрат	Сушка в КС	Сушка в БС
Зарплата	0,138	0,179
Теплозатраты	0,137	0,200
Энергозатраты	0,277	0,138
Амортизационные отчисления	0,063	0,329
Всего:	0,615	0,847

Как видно, аппарат КС более экономичен, чем БС; кроме того, качество получаемой соли выше.

В соляной промышленности, как отмечает Карпенский [21], барабанные и пневматические сушилки постепенно заменяются на аппараты кипящего слоя.

На рис. IV.3 приведена схема сушильно-охладительной установки с двухкамерным аппаратом. Установка спроектирована институтом ВНИИСоль [20].

Влажную чренную соль скребковым конвейером 1 подают на сушку и охлаждение в аппарат 2. Высушенную охлажденную соль элеватором 3 подают на наклонную проволочную сетку, где из

соли выделяются комки, которые скатываются в ящик, а мелкая соль просыпается через сетку и попадает в бункер 4 готовой продукции.

Сушат соль продуктами сгорания природного газа в смеси с воздухом, охлаждают атмосферным воздухом. Для подачи воздуха в топку 5 и охлаждающую секцию используют вентилятор высокого давления 6. Смесь отработанного теплоносителя и охлаждающего воздуха отсасывают из аппарата 2 вентилятором 7 и перед сбросом в атмосферу подвергают очистке в циклоне 8.

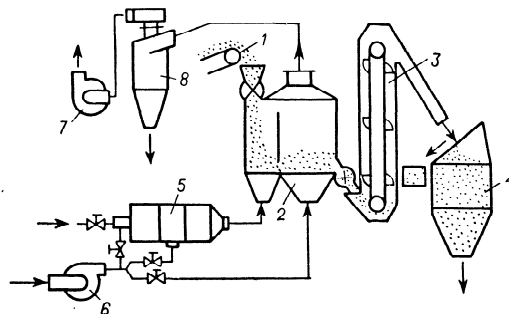


Рис. IV.3. Схема сушильно-охладительной установки:

1 — скребковый конвейер; 2 — сушильно-охладительный аппарат; 3 — элеватор; 4 — бункер; 5 — топка; 6 — дутьевой вентилятор; 7 — отсасывающий вентилятор; 8 — циклон.

Камера аппарата имеет постоянное по высоте прямоугольное сечение и вертикальной перегородкой разделена на сушильную и охлаждающую секции. Газораспределительная решетка состоит из нижнего перфорированного листа, верхнего шпальтового сита и засыпки из речной гальки, помещенной между листом и ситом. Ширина щелей в шпальтовом сите равна 0,25 мм, доля живого сечения решетки составляет 9%. Решетка имеет уклон в направлении перемещения слоя, равный 3°. Вертикальная перегородка отстоит от газораспределительной решетки на расстоянии 100 мм, благодаря чему обеспечивается переток соли из сушильной секции в охлаждающую.

Загрузка соли в аппарат и ее выгрузка осуществляются с помощью питателей ячеечного типа. Загрузочный питатель работает непрерывно, выгрузочный — периодически. Включение последнего происходит, когда высота слоя достигает максимального значения. Установлено, что оптимальная высота слоя (осевшего) в месте загрузки соли равна 0,17 м. С уменьшением высоты слоя возникает опасность нарушения нормального псевдооживления, с увеличением неоправданно возрастает расход электроэнергии на

преодоление возросшего гидравлического сопротивления слоя. Оптимальное колебание высоты слоя равно 0,06 м.

В табл. IV.6 приведены некоторые данные по другим продуктам, высушиваемым в трубах-сушилках.

Сушильная установка, работающая на ПО «Капролактамы», имеет трубу-сушилку, состоящую из двух последовательно установленных конусов с малым углом раскрытия.

Сушка фторида алюминия на Чимкентском ПО «Фосфор» проводится в комбинированной установке, состоящей из трубы-сушилki (длина 13 м, диаметр 300 мм) и двухсекционной сушилки кипящего слоя с радиационным сводом. Температура газов под решеткой — 1000 °С, температура радиационного свода — 1250—1300 °С, причем отходящий из аппарата кипящего слоя теплоноситель после очистки с температурой 860 °С направляется в трубу-сушилку, покидая ее с температурой 300 °С. Производительность установки по исходному продукту — 1340 кг/ч, по влаге — 710 кг/ч. Поступающий в первую ступень продукт имеет влажность 55—60%; в аппарат кипящего слоя он подается с содержанием влаги 35% и выходит с влажностью 0,5%. Аппарат кипящего слоя имеет площадь решетки 3,2 м² (первая секция 1 м², вторая 2,2 м²). Решетка колпачковая, арочная, из жаропрочного бетона (конструкции УПИ). Установка работает со следующими расходными коэффициентами: газ — 9 кг/кг влаги; теплота — 13 000 кДж/кг влаги; к. п. д. — 17,7% (низкий к. п. д. следует объяснить большими потерями теплоты с отходящими из сушилки газами).

Сульфат аммония является сравнительно трудным материалом для высушивания в кипящем слое из-за склонности к образованию комков и недопустимости применения высоких температур. Тем не менее этот продукт успешно высушивается в кипящем слое.

На коксохимических предприятиях Донбасса сооружено несколько сушильных установок с направленным движением материала, разработанные ДПИ. Сушилка, работающая на Макеевском коксохимическом заводе производительностью 3,5 т/ч, имеет длину решетки 2,4 м, ширину 280 мм в начале и 220 мм в конце. Опыт работы сушилки показал, что она надежно обеспечивает высушивание всего сульфата аммония, вырабатываемого сульфатным отделением завода (40—50 т/сутки) до любой конечной влажности. Работа этой установки характеризуется следующими показателями [21]:

Производительность, т/ч	2,5—3,5
Влажность, %:	
начальная	2,5—3
конечная	0,1—0,7
Расход, м ³ /ч:	
коксового газа	30—32
теплоносителя	1800—2000

Температура, °С:	
теплоносителя под решеткой	130—150
высушенной соли	50—60
Избыточное давление под решеткой, Па	600—1000
Разрежение над слоем, Па	5—15
Унос соли, %	<1
Удельный влагосъем (считая на поверхность решетки в зоне сушки), кг/(м ² ·ч)	300—400
Число псевдооживления, К	8
Экономический эффект, тыс. руб./год	100

На Нижнетагильском металлургическом комбинате (НТМК) установки кипящего слоя работают с 1965 г. Сушильный агент — разбавленные воздухом продукты сгорания коксового газа. Газовая точка с горелками для сырого коксового газа работает под давлением, дымовые газы смешивают в контактном смесителе с воздухом, подаваемым вентилятором ВВД-11. Отсасываются отработанные газы вентилятором ЦД-55 № 5. Живое сечение газо-

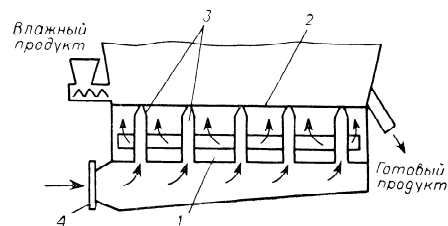


Рис. IV.4. Нижняя часть аппарата с локальными зонами фонтанирования:

1 — холодная камера для подачи воздуха на псевдооживление; 2 — газораспределительная решетка; 3 — сопла; 4 — ввод высокотемпературного теплоносителя (горячая камера).

распределительной решетки составляет ~ 7%. Она представляет собой сетку типа шпальтового сита с шириной щели ~ 0,3 мм. Применение этих сушилок вместо вибрационных дало экономический эффект на один аппарат 25 000 руб./год, позволило улучшить условия труда и повысить качество продукта.

Некоторые показатели работы сушилки приведены в табл. IV.5. На ПО «Азот» (Гродно) для сушки сульфата аммония используют виброаэросушилку, разработанную и изготовленную фирмами Continental—Engineering (Голландия—ФРГ), производительностью 22 т/ч, площадью пода 10 м². Подрешеточная зона имеет высоту 1 м и разгорожена на две части (длиной по 4 м) — в первой происходит сушка, во второй — охлаждение. Некоторые параметры процесса и его показатели приведены в табл. IV.5.

Газораспределительная решетка представляет собой металлическую сетку с живым сечением около 40%, поэтому гидравлическое

сопротивление ее мало (400 Па), но несмотря на это происходит ее забивание.

На ПО «Капролактам» сушку сульфата аммония от 3 до 0,2% влажности проводят в аппарате с локальными зонами фонтанирования. Аппарат прямоугольного сечения, расширяющийся вверх. Нижняя часть аппарата показана на рис. IV.4.

Техническая характеристика установки:

Производительность по готовому продукту, т/ч	10
Влагосъем с 1 м ² решетки, кг/(м ² ·ч)	300
Температура, °С:	
топочных газов, подаваемых в сопла	<750
ожигающего агента	80—100
Скорость, м/с:	
горячего теплоносителя	25
ожигающего агента	1
в сепарационной части	0,4
Высота слоя (неподвижного), мм	400—500
Живое сечение решетки (d = 2 мм), % (без учета сопел)	2
Сечение теплообменных сопел (8 шт., 25×300 мм/м ²)	0,06
Сечение газораспределительной решетки, м ²	1
Расход горячего теплоносителя, м ³ /ч	5300
Расход ожигающего агента, м ³ /ч	3024
Габаритные размеры, м	5,15×5×2,75

В сушилке с локальными зонами фонтанирования удается использовать высокотемпературный теплоноситель даже при высушивании термолабильного сульфата аммония и таким образом существенно повысить тепловой к. п. д.; кроме того, продукт получается высокого качества.

2. ПОЛИМЕРНЫЕ МАТЕРИАЛЫ И НЕКОТОРЫЕ ОРГАНИЧЕСКИЕ ПРОДУКТЫ

Такие материалы обычно сравнительно тонкодисперсные, плотность их невелика, и они отличаются низкой теплостойкостью. В то же время именно к этим материалам в большинстве случаев предъявляются требования в отношении равномерности сушки. При высушивании полимерных материалов в кипящем слое наблюдается слипание частиц, вызываемое, возможно, образованием электростатических зарядов.

В связи со специфическими свойствами этих материалов для их высушивания необходимо использовать аппараты периодического и полунепрерывного действия, зачастую комбинированные, например, труба-сушилка — кипящий слой (см. рис. III.32); более эффективно вводить в слой теплообменные поверхности (см. рис. III.33). При организации непрерывного процесса сушки используют многосекционные аппараты с различными температур-

ными зонами, часто применяют ворошители для улучшения качества псевдоожижения.

Периодическая сушка полимерных материалов, например суспензионного и эмульсионного поливинилхлорида (ПВХ), производится в цилиндроконическом аппарате периодического действия (рис. III.37) с водяной рубашкой, пыль улавливается нейлоновыми фильтрами [22]. Производительность установки (диаметр 1 м, высота 4,5 м) составляет 240 т/год эмульсионного и 500—600 т/год суспензионного ПВХ (при температуре поступающего воздуха 100 °С и уходящего 40 °С). Скорость воздуха в начале процесса равна 0,3 м/с, в конце процесса она снижается до 0,15 м/с.

В этом же аппарате успешно высушивают полиэтилен, сульфотиазол, ацетали.

В сушилках периодического действия высушивают мочевиноформальдегидный пресс-порошок с целлюлозным наполнителем [23], имеющий влажность 40—46% и размер частиц в среднем 0,1—0,3 мм. При этом достигается конечная влажность 1,7—2,5% при температуре поступающего воздуха 120—180 °С. Загрузка в аппарат составляет 60—80 кг. При 120 °С продолжительность процесса — 15 мин, при 180 °С — 7 мин. По окончании сушки отключают подачу горячего воздуха и в течение 3—4 мин подают холодный воздух, так что материал выгружается из аппарата с температурой 40—50 °С.

Производительность опытной сушилки периодического действия диаметром 1,5 м составляет 4—5 т/сутки сухого продукта. Расчеты показали, что сушилка значительно рентабельнее применявшихся для сушки мочевины вакуум-сушилок, барабанных, ленточных и турбинных сушилок.

В табл. IV.9 приведены данные, характеризующие работу сушилок периодического действия, применяемых для сушки полимерных материалов. Следует отметить намечающуюся тенденцию к применению конических аппаратов, поскольку при высушивании таких материалов имеет место комкование, а наличие больших скоростей газа в нижней части аппарата способствует разбиванию комков.

Разрушению комков способствует импульсная подача газа [24], применение мешалки [23, 24], а также использование тангенциального подвода воздуха. В Венгерской Народной Республике предложен сушильный аппарат со скошенными решетками, принцип действия которого основан на тангенциальном подводе газа.

Часть теплоты к высушиваемому материалу может быть подведена с помощью греющих элементов (рубашек или змеевиков), что позволяет значительно повысить производительность аппарата [22, 25]. Таким образом, задача сушки полимерных материалов в сушилках периодического действия удовлетворительно решена в промышленном масштабе.

В многотоннажных производствах более выгодным является непрерывный процесс, причем для получения равномерного по

ТАБЛИЦА IV.9

Страна, тип установки	Высушиваемый материал	Форма аппарата	Размеры аппарата
СРР, несколько промышленных установок	Поливинилхлорид эмульсионный, суспензионный	Цилиндроконическая	$D = 1 \text{ м}$ $H = 4,5 \text{ м}$
ЧССР, опытно-промышленная	Сополимер винилхлорвинилацетата	Цилиндр	—
ПНР, опытно-промышленная	Мочевинформальдегидный пресс-порошок	Цилиндр	$D = 1,5 \text{ м}$ $H = 3 \text{ м}$
ФРГ, серийная промышленность	Различные кристаллические продукты	Конус усеченный	$V = 0,2 \div 2,5 \text{ м}^3$
Швейцария, серийная промышленная	Различные продукты	Коническая и цилиндрическая	—

Производительность	Влажность, %		Температура, °C		Время сушки, мин
	начальная	конечная	газа на входе	в слое	
220 кг за цикл	50—55 20—28	} 0,2	100	33—34	150—180 70—90
200 кг/ч	10—15		70	—	—
4—5 т/сутки (60—80 кг за цикл)	40—50	1,7—2,5	180	До 115—120 (в конце)	7
—	—	—	—	30—60	—
—	—	—	—	40—50	30

влажности продукта используют секционированные аппараты и создают организованное движение материала в одном аппарате.

Большие работы по исследованию процесса сушки полимерных материалов проведены в ВНИИХИММАШе.

Сажиным с сотрудниками [26] разработана методика классификации дисперсных материалов (шпимерных), на основе которой осуществляется выбор типа аппарата из числа разработанных ВНИИХИММАШем. Подробнее этот материал рассмотрен в гл. VI. Необходимо отметить, что поскольку в предложенной методике отсутствуют данные, характеризующие эффективность работы той или иной сушильной установки, а в числе разработанных аппаратов отсутствуют установки с регулируемым временем пребывания (кроме сравнительно малоэффективных аппаратов виброкипящего слоя), то не следует считать эту методику выбора аппаратов окончательной.

Аппарат со встречными закрученными потоками (диаметр 250 мм, производительность 100 кг/ч) суспензионного ПВХ прошел промышленные испытания, и разработан проект аппарата производительностью 3—4 т/ч по сухому продукту. Ожидается значительный экономический эффект от внедрения такого аппарата вместо работающей комбинированной установки «труба—сушилка—кипящий слой» [27].

Технические характеристики аппаратов, используемых для сушки полимерных материалов, разработанных ВНИИХИММАШем, приведены в [26].

Для сушки ряда полимерных материалов используется сушильная установка ЛенНИИХИММАШа [28]. Вследствие малого перепада температур в сушилке (всего 20—25 °C) эффективность суши-

лок невелика. В первой камере полихлорвиниловая смола подсушивается от 18—25 до 10—13% влажности в слое высотой 600—700 мм и, пересыпаясь через порог в нижнюю камеру, досушивается до 0,3% при подаче в эту камеру свежего теплоносителя.

Некоторые данные по сушке полимерных материалов в сушилке, разработанных ЛенНИИХИММАШем, приведены в табл. IV.10.

Установка ВНИИХИММАШа для сушки взрывоопасных материалов (аминоэнантовой кислоты) с рекуперацией органического растворителя описана в [29]. Она состоит из сушилки кипящего слоя 1, мультициклона 2, двух кожухотрубных теплообменников 3 для конденсации и охлаждения спирта, сепаратора 4 для снижения уноса капель и слива спирта, газодувки 5 и калорифера 6 (рис. IV.5). Вся установка работает под защитой азота с содержанием в системе не более 10% (по объему) свободного кислорода.

Техническая характеристика установки:

Производительность по сухому продукту, кг/ч	180
Влажность материала, %:	
начальная	16
конечная	0,5
Количество испаренного спирта, кг/ч	33
Расход электроэнергии, кВт·ч:	
на циркуляцию азота	4,5
на питатель и выгрузной шнек	1,6

Сушка себаценовой кислоты осуществлена на установках Нижнетагильского завода пластмасс и СПО «Азот» (Северодонецк).

ТАБЛИЦА IV.10

Тип многокамерной сушилки непрерывного действия	Число камер	Расположение камеры в аппарате	Назначение камер	Форма камер	Размеры аппарата, м		
					длина	ширина	высота
Промышленная сушилка ЛениНИИХИММА-Ша	2	Верхнее Нижнее	Сушка Сушка	Прямоугольные, расширяющиеся кверху	5,67	1,79	4,39
					4,0	1,8	3,2
Опытно-промышленная сушилка ВНИИХИММА-Ша	3	Верхнее Среднее Нижнее	Сушка Сушка Охлаждение	Квадратные, постоянного сечения	1,0	1,0	4,0

* В кг/кг.
** В кг/(м²·ч).

Продукт	Гранулометрический состав, мм	Исходная влажность, %	Конечная влажность, %	Температура, °С		Высота неподвижного слоя, мм	Производительность по сухому продукту	
				воздуха на входе	охлаждающего воздуха			
Полихлорвиниловая смола	—	20	10	130	38,5	750	1040 *	
Диацетатцеллюлоза	—	10	0,3	120	45	400	500 *	
		60	2	160	—			
Поливинилбутираль, поливинилбутираль-фурфураль, винифлекс	0,25—0,35	35	2	100—120	48	200—230	30 **	
		1—2	60	2	90			48
		1—3	76	3	130			70
		—	—	—	—			—

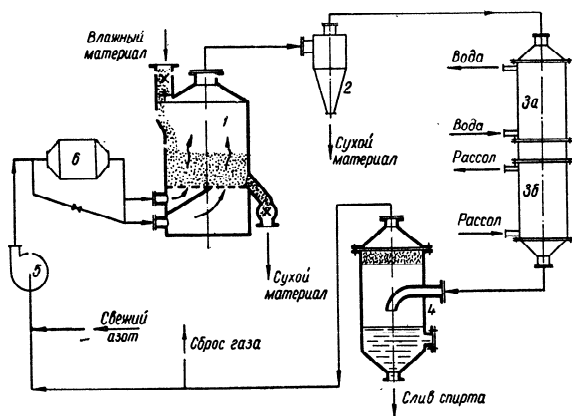


Рис. IV.5. Схема сушильной установки для сушки органических продуктов в токе инертного газа:

1 — сушилка; 2 — мультициклон; 3 — теплообменник (а — водяной, б — рассольный); 4 — сепаратор; 5 — газодувка; 6 — калорифер.

Первая из них имеет прямоугольное сечение (габаритные размеры $0,6 \times 2,5 \times 1,4$ м, рабочий объем $2,2 \text{ м}^3$) [30]. Воздух подводится в камеру через четыре прямоугольных диффузора, снабженных запорной арматурой, позволяющей регулировать расход воздуха по длине камеры. Влажный материал подается трехвинтовым шнековым питателем (диаметр винтов 100 мм) по всей ширине камеры. Для предотвращения зависания влажного материала в бункере нижняя его часть свободно подвешена на резиновых амортизаторах и снабжена вибратором. Внутри камеры, на расстоянии 30—40 мм от газораспределительной решетки, установлен рыхлитель, представляющий собой прямоугольную раму (с поперечными планками из полосовой стали), совершающую возвратно-поступательное движение вдоль решетки. Характеристика работы этой сушилки приведена в табл. IV.5.

Сушилка кипящего слоя для себациновой кислоты введена в эксплуатацию на СПО «Азот» в 1973 г. Некоторые данные, характеризующие ее работу, приведены в табл. IV.5.

На том же предприятии эксплуатируется с 1968 г. сушилка для винифлекса (поливинилформальэтал). Площадь пода сушилки равна 3 м^2 , внутри камеры установлен механический ворошитель. Некоторые данные, полученные при исследовании работы этой сушилки, также приведены в табл. IV.5.

Для сушки полимерных материалов успешно используются комбинированные сушилки, разработанные ИХТИ. Так, на ПО

«Оргстекло» (Дзержинск) для сушки суспензионных полимерных материалов используется сушилка циклон—кипящий слой. Высушиваемые продукты — полиметилметакрилат (ЛСО-М), смола БМК-5, смола АС — имеют различную влажность, проектная мощность — 4000 т/год. Схема установки показана на рис. III.27. По данным завода, такой аппарат дает возможность получить продукт с низкой влажностью, теплота используется полностью, пылеунос минимальный.

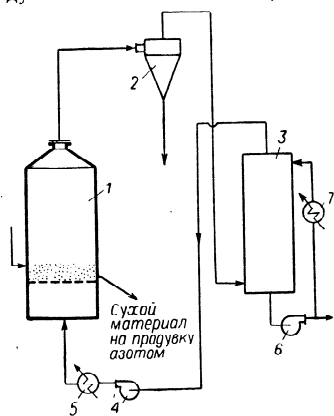


Рис. IV.6. Схема установки для сушки полимерных материалов перегретыми парами растворителя:
1 — сушилка; 2 — циклон; 3 — скруббер; 4 — газодувка; 5 — пароперегреватель; 6 — насос; 7 — холодильник.

× 55 мм. Сушилка позволяет получать равномерно высушенный продукт. Пригорание материала исключается, поскольку в прорешечной зоне имеет место активный гидродинамический режим.

Из табл. IV.12 следует, что для сушки полимерных материалов фирма Naga использует комбинированные сушилки с разными гидродинамическими режимами, а также секционированные аппараты кипящего слоя с погруженными в слой теплообменными поверхностями (рис. III.32 и III.33).

Сушка полимерных материалов перегретыми парами растворителя осуществляется в цилиндрическом аппарате системы Fluosolids [31]. Этот метод экономичнее других способов сушки полимерных материалов при необходимости рекуперации органических растворителей, так как уменьшается продолжительность процесса, поскольку отсутствует термическое сопротивление пленки газа, и, кроме того, растворители обладают большим объ-

Некоторые данные по сушке полимерных материалов в сушилках конструкции ИХТИ представлены в табл. IV.11; в сушильных установках, разработанных фирмой Naga (Япония), — в табл. IV.12. Там же приведены результаты, полученные при обследовании сушилки, установленной на ПО «Капролактам» (Дзержинск). Эта сушилка имеет мощность 1500 кг/ч. Влажный продукт подается шнековым питателем в аппарат фонтанирующего слоя, мелкий продукт улавливается в циклоне типа «Тайфун». Тягодутьевое оборудование — турбовентилятор В2М-10/1250. Сушильный агент — воздух, подогретый в паровом калорифере. Живое сечение решетки — около 20%, размеры решетки — 3477 ×

ТАБЛИЦА IV.12

Тип сушилки	Продукт	Производительность, кг/ч	Влажность, %		Температура, °С			Удельные расходы	
			начальная	конечная	на входе в кипящий слой	перед нижним питателем	уходящего воздуха	воздуха, кг/кг испаренной влаги	теплота, кДж/кг испаренной влаги
Циклон—аэрофонтанная камера—кипящий слой	Полиметилметакрилат (литиевой полимер)	52,4	22,3	0,5	35	215	56	20,7	3800
		53,0	15,9	0,7	35	185	50	30,0	4750
		50,7	16,6	0,4	43	204	58	24,2	3980
Циклон—закрученный кипящий слой	То же	43,3	19,3	0,2	35	205	52	29,8	5300
		177,5	3,0	0,6	35	150	52	67,2	6500
		79,0	9,5	0,2	85	187	44	36,8	3860
Циклон—аэрофонтанная камера—кипящий слой	Смола СГ-1	71,7	8,7	0,2	85	200	48	44	3750
		63,0	10,6	0,04	140	240	54	60,3	3980
		53,6	49,7	13,6	150	250	71	12,6	3100
Циклон—закрученный кипящий слой	Смола АС	38,8	47,3	9,8	200	260	95	17,0	3160
		18,8	50,5	5,7	110	230	80	20,9	3120
		20,0	42,9	6,7	30	195	50	22,9	2950
Циклон—закрученный кипящий слой	Смола АС	17,9	43,9	5,9	42	130	46	24,0	2820
		16,9	36,4	3,6	35	175	51	33,5	3000
		21	36	2,4	77	175	48	26,5	2960
Гидрохинон	Гидрохинон	15	4,5	2,1	80	160	47	24,9	2820
		264	5,0	0,11	130	200	50	22,3	4200
		150,5	7,3	0,13	96	200	52	26,5	3900

ТАБЛИЦА IV.12

Материал	Размер частиц, мм	Влажност, %		Производительность, кг сухого газа/ч	Температура поступающего газа, °С	Высота теплового слоя, м	Размеры аппарата, м		Площадь сечения решетки, м ²	Число сушилок	Примечание
		на чале	нетное				длина	ширина			
Поливинилхлорид	0,104	2,1	0,1	2050	78	0,22	1,8*	—	2,55	2	Труба-сушилка + КС (одна ступень)
Полиэтилен	0,104	28,5	0,2	4500	85	0,65	5,15	2,8	14,4	1	КС с теплообменником (горячая вода 85 °С)
Полиэтилен	0,2—2,9	10,5	0,4	2540	90	0,16	2,85*	—	6,4	1 (4)	Горизонтальный секционированный КС
Полипропилен	0,02—1,5	43	0,03	4800	105	0,62	5,4	3,3	17,8	1 (5)	Горизонтальный секционированный с теплообменником (пар), замкнутый цикл
Полихлорвиниловая смола	3—5	45	0,5	250	120/50	—	6,04	2,0	6,04 + 0,17	—	ПО «Капролак там»

* Диаметр

емным теплосодержанием, имеют большую плотность и меньшую вязкость, а следовательно, увеличиваются коэффициенты тепло- и массоотдачи.

На рис. IV.6 показана схема промышленной установки на 22 700 т пропилена в год.

Ниже приведены основные данные, использованные при проектировании

Содержание растворителя, % (масс.):	
во влажном материале	40,0
в высушенном материале	0,02
Состав растворителя, % (масс.)	80 — гексана, 20 — изопропилового спирта
Температура, °С:	
поступающего материала	38
слоя	71
высушенного материала	71
перегретого пара растворителя	126,5
в конденсаторе	61,5

Смесь из 80% гексана и 20% изопропилового спирта является азеотропной ($T_{\text{кип}} = 61,5$ °С). Температура слоя, равная 71 °С, достаточна для того, чтобы обеспечить быстрое высушивание.

В качестве сушильного аппарата используется стандартная сушилка системы Fluo-Solids. Сырой продукт шнековым питателем подается в слой, газы из сушилки проходят через циклон и поступают в конденсатор скрубберного типа для удаления унесенной из циклона пыли и частичной конденсации паров. Растворитель, введенный с высушиваемым материалом, выводится из скруббера. Пары растворителя, выходящие из скруббера, нагреваются до 126,5 °С и возвращаются в сушилку. Сухой продукт выводится через азотный очиститель, в котором остатки растворителя удаляются нагретым азотом.

Расход электроэнергии — 35 кВт, пара — 520 кг/ч. Установка занимает площадь 5 × 6 м.

Лабораторные исследования процесса сушки ряда полимерных материалов проводились в ЛТИ, МИТХТ, ИХТИ. Результаты исследований приведены в [32].

3. КРАХМАЛ

Крахмал высушивается в многоступенчатой сушилке аэровихревого типа ВАВАС (рис. IV.7). Она состоит из фильтра 1 для очистки воздуха, представляющего собой емкость, наполненную кольцами Рашига в масле, воздухоподогревателей 2 и 3, двух пластинчатых калориферов С-5 для внутренней и трех для наружной камер; сушилки 4 с бункером для выгрузки крупки. Корпус сварен из 2,5-миллиметровой листовой стали. Высота сушилки —

8,6 м, диаметр канала смешения — 280 мм, диаметр наружной камеры — 1,95 м. Бункер 5 влажного материала представляет собой сварную емкость из 2-миллиметровой листовой стали. Внутри бункера смонтированы лопастная мешалка и шнековый питатель. Приводной механизм одновременно обслуживает мешалку и питательный шнек.

Сырой крахмал с влажностью 40% непрерывно подается в сушилку. Температура первоначального потока воздуха — 95 °С, скорость — 20 м/с. При выходе из внутренней камеры скорость

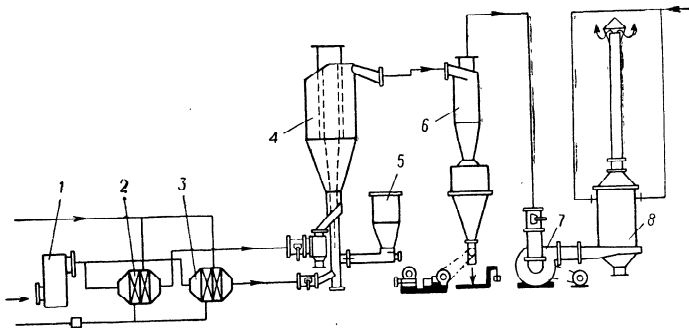


Рис. IV.7. Схема сушилки ВАВАС для сушки крахмала [33]:

1 — фильтр; 2, 3 — подогреватели; 4 — сушилка; 5 — бункер; 6 — циклон; 7 — вентилятор; 8 — скруббер.

потока воздуха равна 3 м/с. Дополнительный поток воздуха подается с температурой 110 °С, скорость — 10 м/с. Воздух покидает сушилку при 40 °С.

Сушилками производительностью 500 кг/ч оборудованы предприятия Латвийской ССР, а также некоторые заводы РСФСР и УССР.

Технико-экономические показатели сушилки ВАВАС производительностью 500 кг/ч:

Расход	Воздуха, кг	Теплоты, кДж	Условного топлива, кг	Электроэнергии, кВт·ч
За 1 ч	8300	743 400	2,22	0,73
На 1 кг влаги	46,6	4 400	0,274	0,134
На 1 кг крахмала	16,6	1 480	0,0915	0,045

Из рассмотрения приведенных выше данных по сушке полимерных материалов и некоторых других органических продуктов следует, что аппаратное оформление процесса значительно сложнее, чем в случае сушки минеральных и топливных материалов. Поэтому в каждом отдельном случае при выборе метода сушки необходимо считаться с экономичностью процесса.

4. ПРОДУКТЫ МЕДИЦИНСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

С начала 1960 гг. на предприятиях медицинской промышленности начали применять сушилки взвешенного слоя — пневматические, аэрофонтанные, кипящего слоя. Недостатком этих сушилок для сушки ряда продуктов является невозможность получения качественного продукта с низким остаточным влагосодержанием, таблетлируемых вязких и многокомпонентных материалов.

При использовании предложенного ИТМО АН БССР [34] комбинированного метода сушки, сущность которого заключается в сушке в свободно-падающем и кипящем слое (рис. III.35) при подаче в слой гранулированного материала, успешно высушиваются следующие материалы: таблеточные массы, требующие жесткой грануляции (порсульфазол, пирамидон, пиперазин, фтивазид), многокомпонентные препараты (пираменн, пиранал и т. д.), массы, требующие мягкой грануляции (таблетлируемая медицинская аскорбиновая кислота), а также препараты, не требующие грануляции (сорбоза, медицинская аскорбиновая кислота и др.).

Разработка и исследование комбинированных сушильных установок главным образом для фармацевтической промышленности проводились Голубевым с сотрудниками [35]. В результате исследований форм связи влаги и кинетики сушки ряда материалов авторы [35] предложили разделить исследованные ими материалы на группы и рекомендовать для каждой группы соответствующие комбинированные установки.

Разработанные промышленные установки используются для сушки пенициллина на Саранском заводе медпрепаратов, салольных препаратов на Казахском химико-фармацевтическом заводе и на других предприятиях, причем во всех случаях получается кондиционный продукт.

Исследование процесса сушки авторами работы [36] проводилось в псевдооживленном слое при стационарном (0 Гц) и нестационарном (10 Гц) характерах движения сушильного агента и одинаковых расходах газа. Эффективность сушки в пульсирующем

ТАБЛИЦА IV.13

Материал	Размер частиц, мм	Плотность материала, кг/м ³	Продолжительность сушки, мин	
			псевдооживленный слой	пульсирующий слой
Паркофен	0,25—5	1245	8,5	4,5
ПАСК	0,5—6	1807	23	17
Дорматол	0—6	1250	33	25
Пирафен	0,25—5	1240	8,3	7,5
Аспирин	0,25—5	1235	9	7,5

слое повышается на 10—30% по сравнению с эффективностью сушки в псевдооживленном слое при отсутствии пульсаций (табл. IV.13).

Авторами [36] разработан проект опытно-промышленной автоматизированной установки для грануляции порошковых материалов с начальной влажностью 15—20% и их последующей сушки в условиях нестационарной продувки слоя синусоидально-пульсирующим потоком воздуха при температуре 70—90 °С. Преобразователь потока представляет собой полый цилиндр, закрытый с торцов плоскими крышками. На боковой поверхности цилиндра вырезаны отверстия, в которые вварены патрубки линии нагнетания. Внутри цилиндра вращается ротор — полый барабан с одним центральным отверстием. При вращении периодически меняются проходные сечения патрубков, что приводит к циклическим изменениям расхода и скорости воздуха.

5. МАТЕРИАЛЫ, ВЫСУШИВАЕМЫЕ В ПНЕВМОСУШИЛКАХ

Кроме сушилок кипящего и фонтанирующего слоя и комбинированных установок ряд материалов успешно высушивается в трубах-сушилках (пневмосушилках). Выше были приведены результаты процесса сушки KCl, NaCl и угля в таких аппаратах.

ТАБЛИЦА IV.14

Материал	Влажность, %		Производительность, кг/ч	Температура воздуха, °С	
	начальная	конечная		начальная	конечная
Сульфат аммония	3	0,1	8000	180	60
Сода	4	0,05	400	180	60
Глина	20	0,5	3000	300	60
CaCO ₃	25	0,5	500	150	60
NaHCO ₃	12	0,1	150	120	55
KCl	3	0,1	2000	250	70
Картофельный крахмал	40	18	1700	140	50
Маисовый крахмал	15	0,5	1500	200	70

В табл. IV.14 представлены некоторые данные по сушке различных материалов в трубах-сушилках фирмы Naga (Япония). В аппарате, работающем с ретуром и измельчителем (принципиальная схема показана на рис. III.10), можно высушивать материалы со значительной начальной влажностью.

6. ДЕГИДРАТАЦИЯ ГИПСА

Дегидратация гипса впервые была осуществлена в аппаратах фонтанирующего слоя с тангенциальным вводом газа в слой.

Предварительно Митевым и авторами с сотрудниками [37] было проведено исследование на пилотной установке с аппаратом, принципиальная схема которого показана на рис. III.20, а.

Данные опытов показали, что при длительном среднем времени пребывания гипса в аппарате (до 130 мин), несмотря на довольно низкую температуру материала в слое (128—136 °С), гипс получается равномерно обожженным, стандартного качества. Нормальная плотность гипсового теста — 55—57%. Сроки схватывания отвечают требованиям ГОСТ на строительный гипс.

С уменьшением среднего времени пребывания материала в аппарате до 11—27 мин даже при увеличении температуры слоя материала до 143—147 °С и повышении температуры газа на входе до 800 °С по сравнению с 670 °С качество гипса по срокам схватывания оказалось нестандартным. Таким образом, среднее время пребывания гипса в аппарате является величиной, от которой главным образом и зависит качество получаемого продукта.

Активность гипса во всех случаях оказалась хорошей. Полученные в лаборатории данные были использованы при проектировании промышленной установки производительностью 4 т/ч. Установка была испытана на Ленинградском заводе гипсовых и мраморных изделий. Схема установки показана на рис. IV.8.

Сырая гипсовая мука, полученная в шахтных мельницах, из батарейных циклонов направляется в бункер, откуда шнекомпитателем, снабженным вариатором, подается на дегидратацию. Готовый обожженный гипс выводится через порог в бункер готового продукта и из него поступает на склад.

Теплоносителем являются топочные газы, получающиеся при сгорании природного газа в топочной камере, находящейся под днищем аппарата, которое образовано путем соединения ряда аппаратов типа пилотного. Полученные продукты сгорания разбавляются до нужной температуры воздухом и тангенциально поступают в слой, обеспечивая фонтанирование частиц и одновременно их дегидратацию. Отработанные газы отводятся на очистку в электрофильтр. Подача сырой муки автоматизирована,

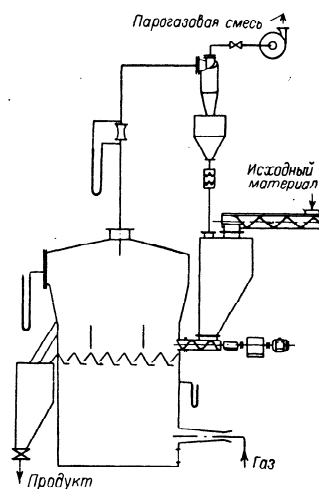


Рис. IV.8. Схема опытно-промышленной установки для дегидратации гипса.

температура в слое поддерживается постоянной и при отклонениях импульс передается варнатору питающего шнека. Температура и расход поступающих газов стабилизированы.

Техническая характеристика установки:

Размеры дегидрататор, м	3,5×3,0×2,0
Поверхность слоя, м ²	3×1,3 = 3,9
Производительность, т/ч	6,0
Съем продукта с 1 м ² , т/ч	1,5
Расход теплоносителя, м ³ /ч	2000
Температура, °С:	
поступающих газов	650—950
слоя	150—160
отходящих газов	150

Полученный строительный гипс полностью удовлетворяет требованиям ГОСТ 125—57 на гипс строительный I сорта.

Установка рекомендована к промышленному внедрению.

ЛИТЕРАТУРА

1. Wall C. J., Ash W. J. — Ind. Eng. Chem., 1949, v. 41, № 6, p. 1247.
2. Veeken D. W. — Ind. Chemist, 1958, v. 34, № 400, p. 329.
3. Veeken D. W. — Brit. Chem. Eng., 1960, v. 5, № 7, p. 484.
4. Pit. a. Quarry, 1955, v. 48, № 6, p. 102.
5. Курочкин В. А. Сушка сыпучих материалов на предприятиях Советского Союза. М., ВНИПИ «Теплопроект», 1973, вып. 28, с. 74.
6. Вейнберг К. Л. и др. Оборудование стекольных заводов. М., Госстройиздат, 1961.
7. Thyer E. G. S. — Mine a. Quarry Eng., 1961, v. 27, № 2, p. 64.
8. Лейзерович Г. Я. — В кн.: Применение кипящего слоя в народном хозяйстве (Материалы Всес. семинара на ВДНХ, 1963). М., 1965, с. 93.
9. Забережный И. И., Орионов А. А., Пыжов В. С. — В кн.: Сб. трудов Гинцветмета. М., Металлургиздат, 1962, вып. 19, с. 475.
10. Mining J., 1961, v. 257, № 6575, p. 191.
11. Филипов В. А. Сушильные установки на зарубежных обогатительных и брикетных фабриках. М., Недра, 1966.
12. Заичваря В. Г., Возный Г. Ф., Тютюнников Ю. Б., Ольферт А. И. Применение процессов сушки углей в кипящем слое в коксохимической промышленности. М., Недра, 1967.
13. Янговский И. А. Сушка продуктов обогащения угля в зарубежной практике. Москва—Харьков, Углетехиздат, 1956.
14. Хаджиогло А. В., Степаненко А. М. Сушка угля в кипящем слое. М., Металлургия, 1971.
15. Каганович Ю. Я. — Хим. наука и пром., 1975, т. 2, № 6, с. 764.
16. Каганович Ю. Я., Исламов М. Ш., Пономарев Ю. Л. — В кн.: Труды ЛенПИИГипрохима, Л., 1977, вып. 28, с. 52.
17. Исламов М. Ш., Каганович Ю. Я. и др. — Там же, с. 68.
18. Налимов С. П., Себалло В. А., Черкез Г. С. Сушка в кипящем слое в СССР и за рубежом (Сопоставительный обзор). М., НИИТЭХИМ, 1967, вып. 1, с. 3.
19. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. Промышленные установки для сушки в кипящем слое. Л., Химия, 1970.
20. Карпенский И. М., Бидусенко А. А., Фоменко Л. Ф. и др. Сушка поваренной соли в псевдооживленном слое. Обзор. М., ЦНИИТЭИПищепром, 1972.

21. Карпенский И. М., Дубовиченко А. Ф., Апанасенко Б. П. — В кн.: Техника и технология сушки (Тезисы докл. на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки ... Калинин, 1977). Киев, 1977, с. 62.
22. Esayan L., Esayan M. Fluidizarea. Bucuresti, 1959.
23. Wirpsza Z. — Tworzywa guma lakiery, 1960, v. 5, № 10, s. 303.
24. Belik L. — Chem.-Ing.-Techn., 1960, Bd. 32, № 4, S. 253.
25. Рочков А. И., Шахова Н. А., Дмитриченко Е. В. — В кн.: Тезисы докладов XVII н.-т. конф. М., МИХМ, 1961.
26. Сажин Б. С., Чувило Е. А. Типовые сушилки со взвешенным слоем материала. М., ЦИНТИХимнефтемаш, 1975, сер. ХМ-1.
27. Шадрин Н. Е. — В кн.: Техника и технология сушки (Тезисы докл. на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки ... Калинин, 1977). Киев, 1977, с. 182.
28. Мерлис М. З. — За технический прогресс (Горький), 1960, № 6.
29. Хим. машиностр., 1962, № 3, с. 44.
30. Гельперин Н. И., Подгаецкая О. И., Дубинин М. К. — Хим. пром., 1962, № 9, с. 689.
31. Basel L., Gray E. — Chem. Eng. Progr., 1962, v. 58, № 6, p. 57.
32. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Л., Химия, 1968.
33. Бекер М. Е. Сушка термочувствительных материалов во взвешенном состоянии. Рига, Зинатне, 1965.
34. Репринцева С. М., Федорович Н. В. — В кн.: Техника и технология сушки (Тезисы докл. на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки ... Калинин, 1977). Киев, 1977, с. 157.
35. Шевчук А. И. Автореф. канд. дисс. Казань, КХТИ, 1973.
36. Алексеев А. Д., Андрианов П. А. — Хим. и нефт. машиностр., 1970, № 10, с. 27.
37. Митев Д. Т. Автореф. канд. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1967.

Сушка пастообразных материалов, растворов и суспензий

Сушка пастообразных материалов, получаемых при производстве многих химических продуктов: пигментов, промежуточных продуктов и красителей, химико-фармацевтических препаратов, ядохимикатов, минеральных удобрений, глинистых материалов — задача очень сложная. Нет принципиальной разницы между высушиванием во взвешенном состоянии пастообразных материалов, растворов, расплавов и суспензий, но при разработке технологических схем и конструкций сушильных аппаратов необходимо учитывать некоторые особенности процесса и физико-химические свойства продукта.

Растворы, суспензии и пасты, которые обезвоживают в аппаратах взвешенного слоя, можно разделить на четыре группы [1]:

1) растворы и пасты термически устойчивых и тугоплавких соединений (хлориды натрия и калия), марганцевые и железорудные флотоконцентраты, бариевые ферриты и др.);

2) растворы и пасты термически неустойчивых и легкоплавких соединений (сульфат аммония, трихлорацетат натрия, органические красители, пигменты);

3) растворы гигроскопических веществ (гидроксиды калия и натрия, нитрат аммония и др.);

4) растворы гидролизующихся веществ (хлориды цинка и марганца и др.).

Материалы первой группы можно высушивать в аппаратах кипящего и фонтанирующего слоя, но на практике вязкие пасты обезвоживают только в аппаратах фонтанирующего слоя.

Материалы второй и третьей групп сушат в аппаратах кипящего слоя при повышенных температурах. На газораспределительной решетке и вблизи нее в «активной» зоне протекают реакции разложения.

Для сушки материалов четвертой группы применяют аппараты фонтанирующего слоя либо аппараты кипящего слоя в сочетании с локальными зонами фонтанирования. Это позволяет вести процесс с достаточной интенсивностью, почти в два раза превышающей производительность сушилок кипящего слоя [1].

При сушке паст, растворов и суспензий в качестве слоя зернистого материала используются гранулы либо инертный материал (песок, фарфоровые шарики, фторопластовая крошка и др.). Первый способ применим, когда материал в сухом состоянии достаточно термоустойчив, образует сравнительно прочные гранулы, а высушенный продукт (по техническим требованиям) желателно получить в виде гранул. Такой продукт не слеживается при хранении, не пылит при применении. По второму методу, предложенному Масловским и Варыгиным [2], вязкая паста распределяется между образующими слой инертными частицами, которые при подаче текучих паст, растворов и суспензий покрываются тонкой пленкой влажного материала. По мере высыхания пленка истирается или откалывается при соударениях частиц и материал выносятся в виде пыли или чешуек с отходящим из сушилки теплоносителем. Этот метод применим при сушке термически нестойких веществ, если материал в процессе сушки переходит из упруго-пластичного в упруго-хрупкое состояние, если необходимо получить высушенный продукт в тонкодисперсном виде, а также в том случае, когда образующиеся гранулы очень хрупкие.

Впервые сушку в кипящем слое для выпаривания растворов и суспензий [3] предложили еще в 1953 г. Затем метод использовали для выпаривания морской воды [4], дегидратации и кальцинации растворов и расплавов уранилнитрата и нитрата алюминия [6], для обезвоживания и дегидратации мирабилита (глауберовой соли) [9]. Этим способом можно высушивать также соли с низкой температурой плавления, например железный купорос (при 150 °С). Во взвешенном слое были высушены растворы хлоридов натрия и кальция, цинкового купороса [8] и расплав нитрата кальция, а также натриевая соль бензол-*m*-дисульфокислоты, суспензии пигментов, красителей и других материалов [10, 11], расплавы мыл и композиции синтетических моющих средств, растворы дубителя, альгината натрия.

1. СУШКА НА СЛОЕ ВЫСУШИВАЕМОГО МАТЕРИАЛА

Данные лабораторных исследований

Этот метод сушки был разработан авторами и сотрудниками в ЛТИ им. Ленсовета [10, 12—15]. Для высушивания применялись цилиндрикоконические аппараты (диаметр цилиндрической части 200, 300, 870 мм; угол конусности 35 и 40°).

В табл. V.1 приведены некоторые данные по сушке ряда пастообразных пигментов на пилотных установках ЛТИ [13, 14]. Несмотря на неплохие показатели, этот метод не получил широкого распространения из-за трудности равномерной подачи паст в сушилку и поддержания нормального «кипения», так как образующиеся гранулы недостаточно прочны.

В цилиндрикоконической сушилке ЛТИ были высушены также пастообразные красители, которые подавались в основном

ТАБЛИЦА V.1

Пигмент	Материал			Диаметр сечения аппарата, мм		Высота неподвижного слоя, мм
	Диаметр высушенных гранул, мм	влажность, %		верхнего	нижнего	
		начальная	конечная			
Сиена натуральная	3—5	45,2	0,0	870	140	220
Марс коричневый светлый	2—5	52,0	2,71	300	50	250
		56,5	3,84	300	50	350
Марс коричневый темный	2—5	65,0	5,6	870	140	290
		45,0	0,0	870	140	220
Бланфикс	2—4	26,7	0,04	300	50	250
Кобальт зеленый	3—5	41,9	0,2	300	50	240
Белила № 825	2—4	60,1	7,26	200	33	270
Белила № 801	1—3	90,0	8,2	200	30	320
Милори	1—3	74,0	9,7	300	43	270

Сушильный агент (воздух)				Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Тепловой к. п. д., %
температура, °С		скорость, м/с		воздуха, кг	теплоты, кДж	с 1 м ² аппарата	с 1 м ² сечения аппарата	
на входе	на выходе	вниз	вверх					
280	100	—	—	15,8	4160	25,6	—	57
262	96,5	20,5	0,4	17,75	4310	238	75,5	64,5
155	69	26,3	0,6	24,0	3350	284	90	63,3
260	70	—	—	14,2	3460	32,3	—	69
280	100	—	—	15,8	4160	25,6	—	57
400	106	13,8	0,24	10,5	3350	216	68,4	70,4
320	70,7	13,2	0,225	14,25	3150	172,5	54,6	75,5
230	70	34,8	0,645	16,6	3410	640	—	69,8
460	85	34,8	0,486	9,8	3080	705	—	76,5
400	85	39,4	0,44	18,9	3940	172	—	62,2

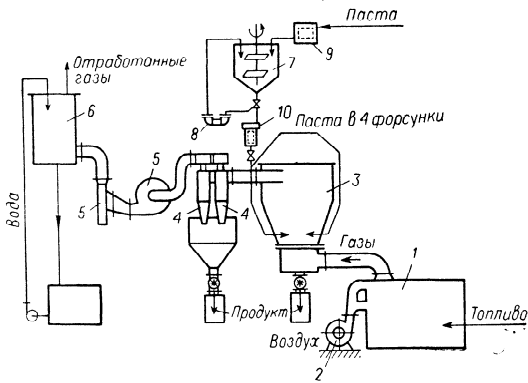


Рис. V.1. Схема сушильной установки фонтанирующего слоя для пастообразного красителя прямого черного 3 (конструкция ЛТИ им. Ленсовета):

1 — топка с камерой смешения; 2 — дутьевой вентилятор; 3 — сушилка; 4 — циклон; 5 — вытяжные вентиляторы; 6 — скруббер; 7 — пастосмеситель; 8 — винтовой насос; 9, 10 — ловушка.

стержневым вибрационным питателем, жидкие пасты (разработанные), — насосом в слой, а комкующиеся пасты — протирачным питателем. Результаты опытов даны в табл. V.2. Несмотря на высокую температуру поступающего сушильного агента (150—

390 °С), качество красителя не ухудшается. В этой же таблице приведены некоторые данные по испытанию опытно-промышленной сушилки на Дербеневском химзаводе (рис. V.1 и III.50). Эти данные показывают, что укрупненная установка ($D = 1600$ мм) имеет лучшие показатели, чем лабораторные. Подробнее о работе этой установки см. ниже.

Для сушки и одновременной грануляции в фонтанирующем слое во Франции был предложен [11] цилиндрический аппарат с коническим днищем. В нижней части конуса, оформленной в виде пневматической форсунки, через которую в аппарат вводится жидкость и горячий воздух, при высоких скоростях воздуха происходит частичная сушка распыленной массы с образованием мелких частиц. По мере расширения аппарата скорость воздуха падает и находящиеся в аппарате гранулы образуют фонтанирующий слой. Многократно циркулируя в фонтанирующем слое, гранулы достигают требуемого размера и могут быть выведены из аппарата. Скорость роста гранул регулируется изменением скорости подачи жидкости. В таком аппарате при правильной установке переливного патрубка можно получить гранулы практически однородного гранулометрического состава. Этим способом была произведена сушка и грануляция удобрений.

Исследование процесса сушки трихлорацетата натрия (ТХАН) в фонтанирующем слое проводилось авторами совместно с Бабенко. На сушку поступал 50%-ный раствор. Сухой продукт склонен к разложению при 165 °С, поэтому температура воздуха на входе в сушилку не должна превышать 175 °С. Температуру уходящего воздуха определяют, исходя из минимальной тем-

ТАБЛИЦА V.2

Краситель	Материал				Аппарат			
	способ подачи	диаметр высушенных гранул, мм	влажность, %		диаметр сечения аппарата, мм		высота неподвижного слоя, мм	гидравлическое сопротивление, Па
			начальная	конечная	верхнего	нижнего		
Прямой черный	В слой форсунками	2—4	67,2	1,0	400	70	230	1700
	Вибропитателем	2—4	69	6,0	300	50	280	1700
	В слой форсунками	2—4	69,7	7,5	1600 (с внутренним конусом)	300	400	3500
Прямой синий КМ	Вибропитателем	<2	70,4	8,66	300	50	330	1200
Прямой коричневый КХ	Ячейковым питателем	1—3	58,5	10,7	400	50	340	2550
Прямой прозрачный голубой	Вибропитателем	1—3	44,5	8,7	300	50	300	2200
Кислотный синечерный	То же	1—3	63	4,6	300	50	270	1800
Кислотный черный С	»	0,5—1	64	5,7	300	50	320	3000
Лак алый Ж	»	1—4	52,5	8,5	400	50	300	1100
Спирто-растворимый желтый Р	»	1—3	83,9	5,5	400	70	—	—
Спирто-растворимый оранжевый 4Ж	»	—	62,5	7,5	400	70	—	—

пературы, при которой не нарушается гидродинамика процесса, и зависит эта температура от соотношения между количеством поступающего раствора и массой слоя.

Сушка раствора ТХАН была проведена на слое из гранул этого материала. Использовались две установки: лабораторная производительностью 3—5 кг/ч сухого ТХАН и опытно-промышленная производительностью 120 кг/ч (рис. V.2). Конечный продукт был получен в виде гранул диаметром 2—5 мм. На опытно-промышленной установке ($D = 900$ мм) удалось снизить температуру отходящего сушильного агента и за счет этого получить производительность 120 кг/ч вместо запрокинутых 100 кг/ч при том же гидродинамическом режиме. Расходные коэффициенты приведены в табл. V.3.

При лабораторных исследованиях раствор подавался в слой (в ядро потока) шестеренчатым насосом с помощью пневматиче-

Сушильный агент (воздух)				Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Тепловой к. п. д., %
температура, °С		скорость, м/с		воздуха, кг влаги	теплоты, кДж/кг влаги	с 1 м ² аппарата	с 1 м ² сечения аппарата (верх)	
на входе	на выходе	вниз	вверх					
200	120	5,9	0,154	22,6	4100	35,4	21	57,3
390	115	44,5	0,73	11,5	4830	244	234	52,0
330	97	19,0	0,98	10,0	3220	145	207	70,0
280	75	5	0,60	15,9	3500	254,5	131	68
230	60	42,5	0,46	34,2	4230	84,5	50	57
260	145	46,2	0,76	31	5750	98	52	41,7
272	124	84	1,29	55,4	8580	41,5	73	28,1
300	150	48	0,735	15,6	4560	238	123	52
150	60	30	0,25	82	6820	29,4	17,3	35,4
170	80	28,5	0,85	48	7250	66,5	61,5	31
175	95	17	0,6	35	5440	50,5	61,4	41,5

ской форсунки. Механизм процесса можно приближенно представить следующим образом: раствор попадет на поверхность гранул, влага испаряется, вследствие чего размер гранул увеличивается. Но наряду с этим в слое образуются новые частицы за счет истирания и раскалывания сухих гранул, а также испарения капель, не попавших на гранулы. Эти частицы являются центрами образования новых гранул. При сушке ТХАН скорость роста гранул превышает скорость образования новых центров, поэтому нарушается гидродинамика процесса. Для обеспечения устойчивости процесса был испытан воздушный сепаратор, отгружающий крупные частицы и возвращающий мелкие в слой. В зависимости от требований к размерам гранул выгружаемого продукта подбиралась соответствующая скорость воздуха в сепараторе. Одновременно с сепарацией происходило охлаждение высушенного продукта.

ТАБЛИЦА V.3

Продукт	Материал			Аппарат			
	диаметр высушенных гранул, мм	влажность, %		диаметр сечения		высота неподвижного слоя, мм	гидравлическое сопротивление, Па
		начальная	конечная	верхнего	нижнего		
Трихлорацетат	3—4	46	3,0	200	50	200	1400
		50	1,0	200	50	200	1800
	50	3,3	900	260	500	4350	
		4,5	900	260	500	5000	
Сульфат марганца (II)	1—2	76	11,5	400	70	100	2000
		76	12,0	400	70	275	3000
	3—6	65,7	5,65	900	275	Вес	—
		65,7	5,65	900	275	слоя	—
Хлорид кальция	65	2	2800 *	—	—	Вес	—
		2	2800 *	—	—	слоя	—
	65	10,2	900	275	110 кг	—	
		2	2800 *	—	—	400 кг	3800
Натриевая соль бензол-м-ди-сульфокислоты	До 5	50	0	1600	—	400	3800
				(с внутренним конусом)			

* Площадь сечения решетки 0,392 м².

Сушка раствора сульфата марганца в фонтанирующем слое дала возможность получить однофазные гранулы продукта диаметром 1—2 мм. Данные опытов приведены в табл. V.3.

Исследование процесса сушки с получением гранулированной нитрофоски было проведено Шаховой в цилиндрическом аппарате диаметром 250 мм и в коническом аппарате с диаметром оснований 125 и 300 мм [16]. Суспензия влажностью 78,5% подавалась в слой с помощью механических и пневматических форсунок. Температура поступающего воздуха 100—250 °С, а скорость его в аппарате 0,3—0,7 м/с. Диаметр гранул сухого продукта составлял 1—4 мм. Чтобы предотвратить укрупнение гранул в аппарате, в слой непрерывно подавали немного мелких гранул.

Аппарат кипящего слоя конструкции МИХМа (рис. III.45) с продувкой под решетку холодного воздуха предназначен для грануляции высококонцентрированного плава карбамида (мочевина). Плав на грануляцию подают внутрь слоя с боку аппарата с помощью двух или четырех пневматических форсунок эжекционного типа, установленных тангенциально, что придает слою вихревое движение. Решетка беспровальная, с долей живого сечения 3—4%. Диаметр отверстий 2 мм при толщине листа 4—5 мм. Гранулы выгружаются в нижней части (сбоку) аппарата

Сушильный агент (смесь воздуха с продуктами сгорания газа)				Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Тепловой к. п. д., %
температура, °С		скорость, м/с		воздуха, кг	теплоты, кДж	с 1 м ³ аппарата	с 1 м ² сечения аппарата	
на входе	на выходе	внизу	вверху					
165	75	25,2	1,30	39,0	5700	179	125	46,5
170	82	21,4	1,21	39,2	5910	118	82,5	43,5
175	57	21,8	1,50	35,0	5450	85	167	50,0
175	70	21,6	1,47	36,9	5740	80	158	50,0
660	140	19,6	0,24	6,2	4270	171	100	58,8
545	152	25,0	0,35	7,2	4190	197	118	54,0
380	126	20,3	1,20	10,6	3960	186	368	61,5
380	132	28,0	1,70	13,1	4900	208	410	49,5
340	110	27,0	1,65	11,9	3940	234	463	62,0
520	180	12,9	0,47	7,75	4000	25,7	176	60,9
510	167	12,7	0,46	7,2	3580	27,4	189	68,0
380	160	—	—	21	7560	63	90	30,0

через точку, снабженную секторным затвором. Регулировка выгружаемых гранул по размерам не предусмотрена. Для увеличения числа центров гранулообразования в нижней части конуса аппарата установлен шнековый питатель, подающий мелкие частицы из циклона внутрь слоя.

В НИИ неорганической химии (г. Усти-над-Лабем, ЧССР) проводились исследования по сушке растворов нитрата кальция и сульфата натрия в цилиндрическом аппарате [9]. Общая высота аппарата 1,825 м; высота верхней цилиндрической части 960 мм, $D = 706$ мм, $\alpha = 20^\circ$, $d_0 = 400$ мм, $H = 400$ мм. Пневматическая форсунка расположена на расстоянии 200 мм от опорной сетки. Результаты исследований были использованы при проектировании промышленного аппарата, имеющего следующие характеристики:

Диаметр, м:	
у решетки	1,85
верхний	2,6
Высота, м	5
Температура, °С	
газов под решеткой	350
слоя, продукта, отходящих газов	150
Производительность, т/ч	3,572

Сушку растворов легкоплавких и термически неустойчивых соединений с одновременной грануляцией успешно осуществляют в аппарате-грануляторе ГКС-ОФ в псевдооживленном слое с зонами нормального кипения и зонами свободного фонтанирования (см. рис. III.47). Зоны нормального кипения создаются подачей воздуха или топочных газов через решетку аппарата со скоростью,

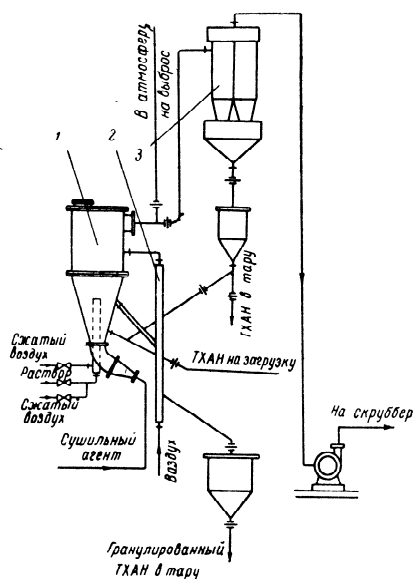


Рис. V.2. Схема опытно-промышленной установки для сушки и грануляции трихлороацетата натрия (ТХАН) в фонтанирующем слое:
1 — сушилка; 2 — воздушный сепаратор; 3 — циклон.

Разделение потоков сушильного и псевдооживляющего агентов и их различная температура позволяет регулировать процесс испарения и гранулообразования практически для любых продуктов, так как вся теплота факелов сушильного агента (от начальной температуры до температуры слоя) расходуется на испарение влаги раствора.

Распыление раствора в факелы теплоносителя позволяет значительно повысить начальную температуру последнего. Это не вызывает термодеструкцию термолабильного гранулированного

продукта, так как температура теплоносителя быстро падает за счет интенсивного испарения влаги распыленного раствора. В факелах происходит циркуляция гранул слоя, испарение с поверхности капель раствора, кристаллизация «упаренного» раствора на поверхности гранул и рост последних, а также образование мелких частиц, служащих центрами роста новых гранул. С помощью воздушно-сепарационного (отборного) устройства можно выгружать гранулы, достигшие заданного размера, а мелкую фракцию оставлять в слое.

Результаты некоторых испытаний приведены в табл. V.4.

ТАБЛИЦА V.4

Вещество	Температура, °С			Удельный расход испаренной влаги, кг/м ² ·ч	Удельный расход теплоты, кДж/кг влаги
	допустимая сухого продукта	в факеле, начальная	в псевдооживленном слое		
Сульфат аммония	152	800	120	2000	3560
Сульфат железа	232	720	130	1800	3970
Хлорид аммония	310	1000	130	2200	3430
Едкий натр	320	760	200	1600	5040
Питрат аммония	132	520	110	1200	4190
Никотиновая кислота	175	400	110	550	4190
Раствор сахара	130	350	105	500	5040
Раствор сорбозы	115	250	105	300	5040

Данные промышленных испытаний

Пастообразный краситель прямой черный 3 сушат на установке ЛТИ, схема которой дана на рис. V.1. Сушилка цилиндрическая с внутренним конусом (см. рис. III.50), что позволяет обеспечить гидродинамический режим, близкий к оптимальному, установленному при лабораторных исследованиях. Диаметр цилиндрической части сушилки 1600 мм, ширина кольцевой щели, в которой установлена решетка (с живым сечением около 50%), — 40 мм. Смесь продуктов сгорания керосина с воздухом при температуре 330—350 °С поступает под решетку в слой гранул уже сухого красителя со скоростью ~30 м/с. Разработанная паста красителя из пастосмесителя, пройдя ситчатые фильтры, винтовым насосом подается в четыре тангенциально расположенные пневмофорсунки (диаметр отверстия форсунки 8 мм, давление воздуха 80—130 кПа). Высушенный краситель в виде гранул диаметром 1—4 мм разгружается секторным дозатором через центральную трубу, а пыль, вынесенная отходящими из сушилки газами, отделяется в группе из 4 циклонов НИИОГАЗ ($D = 450$ мм). Из циклонов газы отсасываются двумя последовательно установленными вентиляторами (ВВД-9) и направляются для окончательной

очистки в насадочный скруббер, орошаемый водой. Влажность пасты колеблется в пределах 65—70%, высушенный краситель имеет влажность 3—5%, температура отходящих из сушилки газов 100—105 °С.

Соотношение между количествами пылевидного и гранулированного красителя зависит от температурного режима. При более высокой температуре отходящих газов уменьшается размер гранул и увеличивается количество пыли. Подача пасты в сушилку автоматизирована, причем в качестве ключевого параметра выбрана температура отходящих газов.

Сушилка, спроектированная на производительность 200 кг/ч высушенного красителя, в большинстве случаев даст более высокую производительность. Испытание сушилки показало, что она обеспечивала проектную производительность, система автоматического регулирования работала устойчиво и поддерживала заданный температурный режим. Ниже приводится техническая характеристика установки:

Производительность, кг/ч:	
по высушенному красителю	200
по испаренной влаге	450
Влажность, %:	
исходная	69
конечная	3
Гидравлическое сопротивление, кПа	4
Расход газов (смесь продуктов горения керосина с воздухом), кг/ч	Около 5600
Удельный расход, г:	
газов, кг/кг влаги	13
теплоты, МДж/кг влаги	4,19
Съем влаги:	
кг/(м ³ ·ч)	Около 200
кг/(м ² ·ч)	Около 135
Расход электроэнергии:	
кВт·ч/кг влаги	0,16
кВт·ч/кг сухого продукта	0,29

Схема опытно-промышленной установки для сушки ТХАН приведена на рис. V.2. Воздух, подогретый в электрокалорифере до 160—175 °С, поступает в нижнюю часть сушилки. Отработанный воздух очищается от пыли в группе из двух-четырех циклонов НИИОГАЗ ($D = 500$ мм), отсасывается двумя последовательными вентиляторами ($Q = 5000$ м³/ч, $\Delta P = 6$ кПа) и направляется через насадочный скруббер ($D = 1750$ мм, $\Delta P = 600$ Па) в атмосферу. В нижней части сушилки установлена сетка с отверстиями 1×1 мм с кольцом жесткости для форсунки. Раствор ТХАН нагревается до 30—50 °С (во избежание кристаллизации) при прохождении по трубопроводам с рубашкой, обогреваемой горячей водой. Раствор подается центробежным насосом через регулирующий клапан на пневматическую форсунку (давление сжатого воздуха 0,4 МПа). Высушенный продукт непрерывно отбирается из сушилки в воз-

душный сепаратор ($d = 108$ мм, $L = 2200$ мм), где гранулы разделяются по размерам: крупные выгружаются в бункер готового продукта, а мелкие возвращаются в сушилку на дальнейшую грануляцию. Готовый продукт выгружается периодически, по мере заполнения бункера, в бумажные мешки. Пыль из циклонов через шиббер-мигалку и промежуточный бункер выгружают в тару; используют ее (как и скрубберную жидкость, полученную при непрерывном орошении скруббера подогретой до 25—30 °С водой) для приготовления раствора.

Температуру воздуха на входе в сушилку и расход сжатого воздуха на форсунку регулируют автоматически. Дополнительно установлена блокировка, исключающая разложение продукта при отклонении от заданного температурного режима в слое, а также при «посадке» слоя. Это значит, что при появлении одного из указанных нарушений автоматически отключается подача раствора, подогрев воздуха и под решетку подается холодный воздух.

Длительные испытания показали, что при нормальной работе установки разложение ТХАН не превышает 1%.

Из-за невозможности геометрического моделирования цилиндрических аппаратов при значительном увеличении высоты и сопротивления слоя для промышленной установки принят метод приближенного гидравлического моделирования — соблюдены те же скорости воздуха, что и в меньших моделях, но уменьшена высота слоя. Достигнуто это установкой конической вставки таким образом, что слой имеет форму конического желоба (см. рис. III.50). Для изменения высоты слоя верхняя часть трубы выполнена телескопической. В установке предусмотрена подача пыли из циклона внутрь слоя, в зону действия форсунок.

На подобной опытно-промышленной установке производительностью 100 кг/ч и на промышленной, производительностью 100 кг/ч, был высушен 65%-ный раствор хлорида кальция. Некоторые данные приведены в табл. V.3. В промышленной установке имеется мазутная топка. Живое сечение решетки составляет 30%, диаметр отверстия 4 мм, $\Delta P = 1,5$ кПа.

Раствор подают четырьмя тангенциально расположенными пневмофорсунками (расход сжатого воздуха 8 м³/ч). Расход воздуха на сепаратор 1800 м³/ч, общий расход газов 9000 м³/ч. Выход гранулированного продукта доходил до 77%, остальное количество улавливалось в виде пыли.

Сушка раствора натриевой соли бензол-*m*-дисульфокислоты исследовалась в ЛТИ им. Ленсовета совместно с НИОПиКом на установке с сушилкой, схема которой приведена на рис. III.50. На основании полученных данных Гипроорхимом с участием авторов был выполнен проект промышленных сушильных установок, находящихся теперь в эксплуатации на одном из химических заводов.

Практически на всех производствах цинкового купороса для сушки используются установки кипящего слоя, разработанные

под руководством Каганович во ВНИИГе. Первой установкой, на которой было проведено обезвоживание цинкового купороса, явилась опытная установка завода Рязцветмет (рис. III.43). Показатели работы установки следующие:

Температура поступающего теплоносителя, °С	900—1000
Температура слоя, °С	130—140
Скорость теплоносителя у решетки, м/с	2,5—3
Удельный съем влаги, кг/(м ² ·ч)	2500—3000
Расход природного газа, м ³ /т	100—110
Удельный расход электроэнергии, кВт·ч/т	35—45

Диаметр гранул обезвоженного сульфата цинка в зависимости от температурного и гидродинамического режима может меняться в среднем от 1 до 3 мм. Промышленная установка с площадью распределительной решетки 3 м² имеет камеру кипящего слоя цилиндрического сечения, изготовленную из листовой стали толщиной 8 мм. Внутри камера не футерована, а снаружи теплоизолирована слоем шлака толщиной 80 мм. Раствор распыляют над слоем форсунками грубого распыла.

Решетки могут быть провальной и беспровальной типов с долей живого сечения 2—4%. Скорость газов в слое обычно 0,7—1 м/с, в отверстиях — не менее 15 м/с. Срок службы металлических решеток небольшой, поэтому часто прибегают к водяному охлаждению.

В конструкции бесподовой печи Гинцветмета (рис. III.44) подача горячих газов в камеру производится через фурмы, расположенные в нижней, конусной части камеры. По центру камеры выше фурм установлен внутренний конус, служащий для равномерного распределения потока газов по сечению камеры. Теплоноситель к фурмам подается через газоход, находящийся под камерой кипящего слоя.

На Челябинском электролитном цинковом заводе имеется две установки для обезвоживания раствора цинкового купороса, спроектированные Кавказгипроцветметом. Сушильная установка состоит из газовой топки с сушилкой (площадь газораспределительной решетки 2,5 м²). Раствор сульфата цинка концентрации 120—150 кг/м³ подают насосом (2Х-9Е) через три механических форсунки, установленные над слоем. Газораспределительная решетка перфорированная (доля живого сечения 6,25%), высота кипящего слоя 700—750 мм. Топка работает под давлением, топливом служит природный газ (бухарский).

В результате получают гранулы $d = 3—5$ мм (90%) и пыль (10%), которую выделяют в двух циклонах СИОТ № 10 и в двух рукавных фильтрах РФ-20. Для санитарной очистки служит мокрый скруббер ударного действия.

Хромовый дубитель высушивают в разработанных УНИХИМом аппаратах взвешенного слоя конической формы. Теплоносителем служат разбавленные воздухом продукты сгорания природного газа. Содержание влаги в растворе 30—45%. Раствор подается над слоем тремя пневмомеханическими форсунками. Для управления процессом гранулообразования служит дезинтегратор. При температуре слоя около 75 °С влажность гранул составляет 3—4%. Газораспределительная решетка перфорированная, провальная, доля живого сечения 6,5%, диаметр отверстия 7 мм. Эти аппараты эксплуатируют с 1973 г., до этого времени сушику раствора хромового дубителя производили в распылительных сушилках.

Аппараты кипящего слоя обладают более высоким к. п. д., качество полученного продукта улучшилось. Это дало экономический эффект около 200 тыс. руб. в год. Техничко-экономические показатели работы сушилок приведены в табл. V.5.

Сульфатно-тиосульфатные растворы обезвоживают при производстве хромовых соединений, используя установки, проект и разработка которых выполнены УНИХИМом. Теплоносителем служит смесь продуктов сгорания природного газа с воздухом. Топка работает под давлением, суспензия подается пневмомеханическими форсунками над слоем. Для регулирования размера гранул установка снабжена дезинтегратором. Газораспределительная решетка провальная (диаметр отверстия 5 мм, доля живого сечения около 6%, $\Delta p = 1,3—1,5$ кПа).

Отработанные газы очищают в восьми циклонах конструкции НИИОГАЗа ($D = 600$ мм), для мокрой очистки служит циклон СИОТ, орошаемый слабым раствором, который впоследствии утилизируют. Суспензию подают на сушику при температуре 70 °С, температура слоя поддерживается в пределах 140—180 °С. Влажность высушенного продукта (80% гранул и 20% пыли) равна 1%. Чтобы форсунки не зарастали, предложено подавать суспензию в слой.

Экономический эффект от внедрения аппаратов кипящего слоя оценивается в 240 тыс. руб. в год.

Техничко-экономические показатели работы этих установок приведены в табл. V.5.

Сульфат натрия из сбросных вод с содержанием соли 10—12% получают на Шебекинском химзаводе. Сушилка кипящего слоя с выносной топкой рассчитана на производительность 8 т/ч сульфатной воды, или 1,1 т/ч сульфата натрия. Газораспределительная решетка провальная, живое сечение 6—10%, диаметр 2,2 м. Диаметр сепарационного пространства 3,6 м, высота аппарата 5 м. Раствор подается тремя механическими форсунками, расположенными на высоте около 800 мм от решетки, высота неподвижного слоя 500 мм. Сушка производится топочными газами, разбавленными воздухом. Диаметр образующихся гранул колеблется от 0,25 до 5 мм.

ТАБЛИЦА V.5

Продукт	Влажность, %		Температура газов, °С		Площадь решетки, м ²	Производительность, т/ч	
	начальная	конечная	начальная	конечная		по влаге	по высушенному продукту
Сульфат цинка (цинковый купорос)	78	10	700	220	2,3	2,8	1,0
Хромовый дубитель	40	4	170	70	1,13	0,9	1,5
Сульфатно-тиосульфатные растворы	50	1	350	120	0,865	1,5	1,47
Хлорид аммония	60	0	120	60	1,12	0,6	1,0
Продукт хлорной промышленности	15—20	2	140	100	—	0,4	2,0
Глина	15	0	650	180	2	0,52	3,0
Сульфат натрия	90	1	1200	130	4	7,9	1,1
Сульфат алюминия (плав)	50	25	700	230	4,52	2,34	4,66

Воздух в топку подается двумя газодувками ($Q = 1500 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H = 30 \text{ кПа}$), топочные газы с воздухом продуваются через установку четырьмя мельничными вентиляторами ВМ-50/1000-1Б ($Q = 5000 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H = 10,5 \text{ кПа}$), отработанный теплоноситель отсасывается четырьмя дымососами ($Q = 6000 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H = 3,12 \text{ кПа}$).

Нейтрализованную сульфатную воду (содержание сульфата натрия 16—20%, органических веществ менее 3%) обезвоживают и гранулируют на одном из заводов, используя аналогичную установку. Аппарат имеет расширяющееся сепарационное пространство (диаметр 3,28 м), диаметр решетки 2,26 м, площадь решетки 4 м², доля живого сечения 8%. Раствор подают насосами под давлением около 0,6 МПа через ротаметр и коллектор на три механические форсунки, установленные на расстоянии 700—1200 мм от газораспределительной решетки, причем факел распыла направлен под углом 60° к стенке аппарата. Гранулы размером 0,5—1 мм выводят из слоя (высота взвешенного слоя 1200 мм). Система пылеулавливания состоит из шести батарейных циклонов ($Q = 46\,400 \text{ м}^3/\text{ч}$) и рукавного фильтра ФВ-90. Для санитарной очистки имеется мокрый скруббер. Начальная температура сушильного агента — смеси топочных газов, полученных от сжигания мазута с воздухом, — равна 1100 °С. Воздух подают дутьевым вентилятором ВМ-50/4000, а отработанный теплоноситель отсасывается вентилятором ВВД-15,5, установленным после скруббера.

Общий расход		Удельный расход		К. п. д.		Напряжение по влаге	
газов, т/ч	теплоты, кВт	газов, кг влаги	теплоты, кДж/кг влаги	теоретический	действительный	кг/м ³ ·ч	кг/м ² ·ч
25	4 700	9	6350	0,705	0,36	177	1220
21	1 200	25	3480	0,666	0,66	21,7	797
25	2 800	17	5700	0,72	0,4	127	1700
15,5	—	26	—	0,6	—	136	536
30	1 000	75	9000	0,333	0,248	6,4	25,2
7,5	1 300	14,4	9000	0,75	0,248	—	250
30,0	12 700	3,8	5900	0,9	0,378	260	1960
19,0	37 000	8,2	5700	0,692	0,4	39,4	779

Плав сульфата алюминия с содержанием Al_2O_3 8—15,5% при 100—115 °С поступает из реакторов в сборник и оттуда его насосом подают через коллектор на четыре пневмомеханические форсунки, установленные над слоем гранул.

Сушилка-гранулятор представляет собой цилиндрический аппарат с расширяющейся сепарационной частью, футерованный над решеткой кислотоупорным кирпичом, а под решеткой — шамотом. Газораспределительная решетка — колпачковая, чугунная, покрыта теплоизоляционными блоками из жароупорного шамотного бтона, имеющая живое сечение около 5%. Для поддержания заданных размеров гранул в слое установлен дезинтегратор. Температура поступающего теплоносителя 700 °С, уходящего — 230 °С. Гранулы (с содержанием Al_2O_3 22—25%) выгружают из сушилки в холодильник с кипящим слоем, где их охлаждают как оживающим воздухом, так и через погруженные в слой змеевики, по которым циркулирует холодная вода. Технико-экономические показатели работы описанных установок приведены в табл. V.5.

По данным лабораторных исследований была спроектирована и построена опытно-промышленная установка обезвоживания растворов и грануляции сульфата аммония — побочного продукта производства капролактама [23]. Сушильная камера аппарата имеет форму усеченной пирамиды высотой 2500 мм и углом раскрытия 22°, сечение на уровне газораспределительной решетки — 400×800 мм. Топочные газы с температурой 800—900 °С поступают из топки в камеру и далее в теплообменные сопла. На вы-

ТАБЛИЦА V.6

Исходный раствор сульфата аммония	Продолжи- тельность опыта, ч	Температура топочных газов, °С		Расход воздуха на отбор продукта, м ³ /ч
		в соплах	под решеткой	
В производстве капролактама	360	800	150	200—280
	280	800	120	200—280
В акрилатных производ- ствах	32	730—760	120	200—240
Раствор концентрации 220— 260 кг/м ³ без органических примесей	48	750	120	180—240

Напряжение по испарен- ной влаге, кг/(м ² ·ч)	Фракционный состав продукта, %					
	-7 + 5 мм	-5 + 3 мм	-3 + 2 мм	-2 + + 1 мм	-1 + + 0,5 мм	менее 0,5 мм
1340	—	7	86	7	—	—
1300	4,3	60	32,5	3,2	—	—
1250	—	6	54	35,5	0,5	4
1250	—	1	42	57	—	—

ходе из сопел газы смешиваются с распыленным раствором. При этом происходит мгновенное обезвоживание раствора и температура теплоносителя резко падает, что исключает перегрев и оплавление продукта. Воздух, подогретый до 80—150 °С, через камеру и газораспределительную решетку площадью 0,32 м² с долей живого сечения 2—3% (без учета отверстий для сопел) идет на псевдооживление продукта. Скорость газов на уровне решетки поддерживается равной 2,4 м/с, в выходном сечении теплообменных сопел — 15 м/с. Гранулированный продукт выводится из аппарата через фракционирующее отборное устройство с пневмосепарацией, которое представляет собой вертикальный прямоугольный короб сечением на уровне решетки 50×100 мм. В отборной щели предусмотрена установка различных насадок. Воздух, поступающий на сепарацию готового продукта, имеет температуру окружающей среды, таким образом продукт одновременно охлаждается.

Отборное устройство делит камеры на две секции с отдельными вводами теплоносителя. В каждой секции установлено четыре теплообменных сопла диаметром 60 мм. Отходящие газы проходят последовательно через пенный аппарат, орошаемый исходным раствором, и циклон-каплеотбойник.

Растворы сульфата аммония (отходы производства капролактама и акрилатных производств) обезвоживают в опытно-промышленном аппарате псевдооживленного слоя с локализованными зонами фонтанирования (табл. V.6).

Во всех опытах осуществлен непрерывный процесс без рецикла продукта, фракционный состав которого регулировали изменением перепада температур оживающий агент — слой. Влажность готового продукта находилась в пределах 0,1—0,3%.

Техническая характеристика промышленной установки для сушки раствора сульфата аммония (проект Дзержинского филиала НИИХИММАШа):

Основные габариты, м	7,47×4,2×3,84
Влажность продукта, %:	
исходного	60
конечного	0,2
Производительность, кг/с:	
по готовому продукту	4500
по испаряемой влаге	6750
Высота неподвижного слоя, м	0,4—0,6
Доля живого сечения газораспределительной решетки ($d_0 = 2$ мм), %	2
Площадь решетки, м ²	3,6
Температура газов, °С:	
в соплах	850
под решеткой	120
на выходе	100—105
Скорость топочных газов, м/с:	
в соплах	14,5
под решеткой	1,0
Общий расход теплоносителя, м ³ /ч	(4+4,5)·10 ⁴
Расход топливного газа, м ³ /ч	600—620
Сопла:	
диаметр, мм	100
число	30

Теплоноситель получают в двух топках аппаратов погруженного горения ПГ-3 теплопроизводительностью 12,5 ГДж/ч каждая. Имеются четыре газодувки ($Q = 15\ 000$ м³/ч; $\Delta p = 12$ кПа, $N = 100$ кВт·ч) и дымосос ($Q = 45\ 000$ м³/ч, $\Delta p = 4$ кПа).

Промышленный аппарат с локализованными зонами фонтанирования для обезвоживания 40%-ного раствора хлорида аммония имеет прямоугольное расширяющееся сверху сечение

с размерами пода $1,5 \times 0,75$ м. Газораспределительная решетка провальная (диаметр отверстий 2 мм, живое сечение 2%), имеет 12 сопел (диаметр 80 мм), через которые подается раствор и высокотемпературный теплоноситель. Теплоноситель (топочные газы в смеси с воздухом) подается в сушилку газодувкой ($Q = 15\ 000$ м³/ч, $\Delta p = 12$ кПа). Пыль улавливается в пылеуловителе типа «Тайфун», а гранулы диаметром 3—7 мм с температурой 100 °С разгружаются из слоя.

Отработанные газы с температурой около 110° С отсасываются вентилятором ($Q = 19\ 000$ м³/ч, $\Delta p = 4$ кПа).

2. СУШКА НА ИНЕРТНЫХ ТЕЛАХ

При сушке суспензий и растворов при взвешенном слое инертных тел размеры аппаратов сокращаются на 1—2 порядка по сравнению с распылительными сушилками.

Сушка пастообразных материалов и растворов этим способом сопровождается измельчением высушенного продукта и вынесением его с воздушным потоком из сушилки. Среднее время пребывания частиц в слое определяется скоростью испарения влаги с поверхности, кинетикой истирания высушенного материала и исчисляется минутами. Материал не перегревается, поэтому способ может быть применен для сушки термочувствительных продуктов. Соударения инертных тел приводят к непрерывному разрушению образовавшейся сухой пленки материала на поверхности инертного тела; процесс сушки протекает в основном в первом периоде.

При сушке вязких паст подаваемая паста не покрывает пленкой инертные частицы, а находится между ними. Поверхность высушиваемого материала в десятки раз превышает поверхность инертных тел и процесс протекает более интенсивно, инертные тела перемалывают частицы пасты и предотвращают образование комков, обеспечивая подвижность слоя.

Данные лабораторных исследований

В табл. V.7 приведены данные по сушке ряда органических красителей в фонтанирующем слое, образованном инертными телами — стеклянными шариками диаметром 3 мм. Процесс осуществлялся в цилиндрической сушилке с $D = 400$ мм, $d_0 = 70$ мм. Пасты и суспензии подавались в виде струйки с помощью шестеренчатого или поршневого насоса, поскольку все пасты при предварительном перемешивании в смесителе приобретали достаточно подвижную консистенцию. Струйка пасты, попав в зону высоких температур и скоростей (20—40 м/с), подхватывалась потоком теплоносителя, разбивалась на мелкие струйки и обволакивала поверхность поднимающихся с потоком газа стеклянных шариков. Одновременно шел интенсивный процесс сушки:

пленка быстро подсыхала и уже при нисходящем движении частиц в плотной фазе у стенок аппарата шарики не склеивались. Пленка досушивалась и истиралась, в результате поверхность шариков обновлялась для того, чтобы вновь принять на себя следующую порцию влажного материала. Пасту или раствор лучше подавать в нижнюю часть слоя, а не в верхнюю часть фонтана, имеющую уже невысокую температуру, так как покрытые материалом стеклянные шарики (которые тут же отбрасываются к стенкам), могут склеиться при движении вниз в плотной фазе.

Совместно с НИОПиКом проводилось исследование процесса сушки ряда красителей. Изучалась сушка кислотного синего, антрахинонового катионного желтого 43, катионного красного 2С, активного ярко-красного 5СХ (помимо перечисленных в табл. V.7), и некоторых полупродуктов. Полученные данные использованы Гипроорхимом и НИОПиКом при проектировании установок, которые успешно работают в настоящее время.

Суспензии тонкодисперсных красителей на Рубежанском ПО сушат в распылительных сушилках с центробежным распылением и в сушилках полочного типа. Интенсивность процесса в этих сушилках невелика. На этом предприятии было проведено исследование [17, 18] процесса сушки этих красителей в фонтанирующем слое инертных тел (крошка капрона). На лабораторной установке с цилиндрической сушилкой ($D = 90$ мм, $\alpha = 90^\circ$) производились опыты при постоянном расходе воздуха 29 м³/ч, температуре его на входе 150—225 °С и высоте слоя от 100 до 200 мм. Наименьший удельный расход воздуха получен при высоте слоя 120 мм. По качеству высушенные красители соответствовали ГОСТу.

Полученные данные проверили на укрупненной установке с сушилкой $D = 240$ мм, в цилиндрической части которой имелась сетка для предотвращения уноса частиц инертного материала. Процесс сушки исследовали при интенсивном гидродинамическом режиме. Результаты некоторых опытов приведены в табл. V.8, из которой следует, что удельная производительность аппарата по испаренной влаге была достаточно высока — до 357 кг/(м³·ч).

Масловским и Шаховой [19] было проведено исследование процесса сушки суспензий красителей (прямой коричневый КХ, прямой черный 3, прямой зеленый, изофталевый А, аминоизофталева кислота), а также сахарного раствора в цилиндрическом аппарате диаметром 175 мм. В качестве инертного зернистого материала взят кварцевый песок крупностью примерно 1 мм. Высушиваемый материал разбрызгивался в сушилке с помощью форсунки (диаметр отверстия 2 мм). При температуре поступающего теплоносителя 177—511 °С и скорости газов 0,795—2,44 м/с удельный расход сухих газов составил 5—10 кг/кг влаги. Высушенный продукт в виде пыли выносился отработанными газами и улавливался мультициклонами диаметром 40 мм.

ТАБЛИЦА V.7

Краситель	Материал		Слой		
	способ подачи	влажность		высота, мм	гидравлическое сопротивление, Па
		начальная	конечная		
Кислотный синий 2 «ЗМ»	Шестеренчатым насосом сбоку в ядро потока	57,15	5,41	150	1750
		58,5	4,0	150	1750
Кислотный фиолетовый Н2СМ	То же	55,9	11,3	150	1800
Кислотный коричневый 2КМ	»	73,6	5,93	150	1800
		71,3	3,28	240	2200
Кислотный розовый М	»	75,0	7,5	260	2700
		63,8	6,67	220	4600
Кислотный коричневый 2КМ	Поршневым насосом в слой без распыления	63,8	6,68	220	4610
Кислотный серый НЗМ	То же	67,85	4,4	220	4740
		65,7	5,3	220	4410
		65,95	4,2	220	4680
Лак основной синий К *	Вибропитателем	77,0	0,95	250	3750
Лак основной розовый	То же	72,5	2,33	190	3350
		72,5	1,27	190	3200
Лак оранжевый	»	58,5	2,6	190	3200

* Диаметр стеклянных шариков равен 6 мм.

Сушильный агент (воздух)				Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Тепловой к. п. д., %
температура, °С		скорость, м/с		воздуха, кг	теплоты, кДж	с 1 м³ аппарата	с 1 м² сечения аппарата	
на входе	на выходе	внизу	вверху					
140	90	11,5	0,31	41,8	5630	38,3	23,2	
175	90	13,0	0,32	30,0	4690	54,7	38,2	48,2
150	65	12,0	0,29	30,5	3980	69	43,4	57
160	70	12,5	0,31	18,0	2830	95	58,5	80
120	75	15,0	0,40	32,6	3270	78	46,2	69
240	110	26,2	0,32	33,0	6820	53,5	31,5	34
148	66	36,3	0,47	29,6	4040	166,3	99	56,1
182	80	42,2	0,55	23,2	3950	100,5	120	57,4
200	77	42,84	0,53	18,2	3360	166,3	99	67,2
247	78	44,1	0,51	14,1	3350	200,5	120	67,8
294	83	49,2	0,58	12,3	3540	234,5	140	63,8
200	107	42,0	0,82	26,7	4770	161,0	97,5	45,7
180	70	28,9	0,54	24,6	3820	124,5	75,5	58,5
200	93	34,9	0,64	22,1	4520	154,5	93,5	50
230	90	37,2	0,65	29,7	6360	121,5	73,5	35,5

ТАБЛИЦА V.8

Краситель	Влажность, %		Температура сушильного агента, °С		
	начальная	конечная	на входе	в слое	на выходе
Кубовый ярко-зеленый ЖД	81	3,2	220	80	70
Дисперсный желтый 6 «З»	91	4,5	250	140	60
Активный ярко-красный 5СХ	89	4,5	250	145	63
Активный золотисто-желтый КХ					
Диспергатор НФ	74	5,9	150	46	46

Температура сухого материала, °С	Высота слоя, мм	Производительность по испаренной влаге, кг/ч	Удельная производительность, кг/(м³·ч)		Удельный расход	
			по исходному материалу	по испаренной влаге	воздуха, кг	теплоты, кДж
30	450	8,6	300	215	25,6	4600
28	400	10,0	335	250	22,0	4200
30	400	13,4	387	335	18,0	4000
30	400	14,3	425	357	15,4	3050
25	450	6,8	250	170	32,3	3900

Опыты по сушке свинцовой пульпы проводились на лабораторной установке на слое кварцевого песка с размером частиц 1—2 мм. Суспензия подавалась насосом непосредственно в слой инертного материала [21]. Изменение температуры инертного слоя в пределах 125—170 °С не оказывало заметного влияния на химический и гранулометрический состав пыли.

Процесс сушки протекал нормально при скорости воздуха 1,3—1,6 м/с, высоте инертного слоя 300 мм и крупности песка 1,4—2 мм. Снижение высоты слоя, скорости воздуха и уменьшение крупности песка ухудшало режим сушки. Высушенная пыль класса 0,04 мм (80%) с влажностью до 1,6% не требует дальнейшего измельчения. Полученные данные использованы для создания установки, которая уже внедрена в промышленную практику.

Суспензии некоторых химических реактивов были высушены в Институте реактивов (ИРЕА) на слое фторопластовой крошки ($d = 2,6$ мм) [20]. Влажный материал подавался на слой сверху. Данные опытов приведены в табл. V.9.

В процессе сушки фторопластовая крошка покрывается пленкой высушиваемого продукта, предохраняющей ее от истирания. Отсутствие фтора в готовом продукте подтверждает, что истирания фторопласта в процессе сушки не происходит. Полученный тонкодисперсный продукт не требует дополнительного измельчения и удовлетворяет условиям соответствующих ГОСТов и ТУ.

Данные авторов с сотрудниками по сушке некоторых растворов в фонтанирующем слое на стеклянных шариках приведены в табл. V.10.

Флотационные баритовые концентраты сушат в барабанных сушилках.

Исследования по сушке концентратов в КС было проведено с участием авторов [24]. В качестве инерта используют кварцевый песок с размером частиц 5—3 мм. Пульпу подают в слой снизу с помощью форсунки. Высушивают три концентрата (салаирский, ачисайский и карагайлинский) при температуре поступающего теплоносителя 400 °С, температуре в слое для каждого концентрата соответственно 180, 150, 130 °С и концентрации исходной пульпы 75—59% при высоте неподвижного слоя 250 мм.

Установлено, что процесс сушки баритовых концентратов в кипящем слое на кварцевом песке протекает устойчиво. Высушенный продукт (влажность 0,1—0,15%) улавливают в пылевой камере, циклоне и рукавном фильтре. Съем влаги с 1 м² составляет 0,5—1 т/(м²·ч). Использование кипящего слоя инертного носителя с трехступенчатой системой пылеулавливания позволяет одновременно с процессом сушки частично удалить флотореагенты, разделить концентраты по крупности и плотности и получить различные сорта утяжелителей, что обеспечит эффективное их использование в промышленности.

Рогалин с соавторами [25] приводит результаты исследования по обезвоживанию водных растворов фитохимических препаратов

ТАБЛИЦА V.9

Характеристики	Карбонат							
	кальция	марганца	стронция	свинца	меди	кadmия	берия	
Концентрация суспензии, поступающей на сушку, %	30	40	50	50	30	30	30	30
Влажность пыли, %: после отжима после сушки	0,06—0,2	0,1	0,1	25 0,04—0,2	30 0,4—1,0	30 0,3—0,6	50 0,1	
Температура сушильного агента, °С: под решеткой в слое	250—140 3—3,4	190 100 2,3	200 100 2,3	200 120 3,3—3,4	250 100 2,5—2,6	200 100 2—2,6	200 120 3,3—3,5	
Скорость сушильного агента в аппарате, м/с	25	34	32—34	30	22	35	40	
Удельный расход сушильного агента, кг/кг влаги	3000	—	—	5400	3750	3750	6200	
Производительность сушилки, кг/м ² решетки: по влаге по сухому продукту	470 200	300 200	300 300	360—370 360—370	800 350	470 200	240 200	
Напряженность емкости сушилки, кг/(м ² ·ч): по влаге по сухому продукту	470 200	300 200	300 300	370 370	800 350	470 200	240 100	

ТАБЛИЦА V.10

Продукт	Материал				Аппарат				
	способ подачи	характеристика высушенного	влажность, %		диаметр сечения, мм		слой		
			началь-ная	конеч-ная	верхнего	нижнего	высота, мм	гидравлическое сопротивление, Па	диаметр шариков, мм
Хлорэтан-сульфонат	В слой пневмофорсункой	Порошок	78	1,2	200	50	200	1800	2
			78	0,92					
Дубитель	То же	То же	50	0,73	200	50	200	2100	2
			50	1,5					
Альгинат натрия	Струйкой в слой без распыления	Чешуйки	50	1,5					
			50	2,5					
			96,5	9,9	400	70	255	6800	6
			96,5	9,55					
			96,5	7,87					
							230	6000	

характеристика	Сушильный агент				Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Тепловой к. п. д., %
	температура, °С		скорость, м/с		всего, кг	теплота, кДж	с 1 м³ аппарата	с 1 м² сечения аппарата	
	на входе	на выходе	внизу	вверху					
Продукты сгорания с воздухом	350	135	33,7	1,44	18,3	6080	396	234	39
	420	140	40,7	1,59	15,8	6370	500	295	37,4
То же	460	155	35,4	1,30	16,3	7250	396	234	33
	450	165	—	—	—	—	174	121	—
	535	170	—	—	—	—	314	220	—
Воздух	450	120	—	—	—	—	240	168	—
	188	90	54,2	0,74	26,2	4610	155	93,6	52
	153	83	52,0	0,75	26,9	4060	140	84,8	59
	160	90	52,8	0,76	34,2	5000	123	74,3	48

в кипящем слое инертной насадки — фторопластовых частиц размером 8 мм. Высушивают водные растворы плодов моркови посевной (даукарии), плодов укропа (анетина), плодов амми зубной (ависаны), корней и корневищ алтея лекарственного и цветов бессмертника. По расчетам, подтвержденным испытаниями, при таком способе обезвоживания по сравнению с существующим (вакуум-выпарка и сушка в вакуум-шкафу) трудовые затраты снижаются в 17,5 раза, удельные расходы электроэнергии — в 2,4 раза, удельный расход металла — в 16 раз, себестоимость — в 5 раз. По сравнению с обезвоживанием в распылительной сушилке трудовые затраты снижаются в 2 раза, удельный расход электроэнергии — в 2 раза, кубатура помещения — в 3,5 раза, удельный расход металла — в 4,6 раза.

Данные промышленных испытаний

Свинцовые пульпы в кипящем слое на одном из заводов сушат по схеме, разработанной Кавказгипроцветметом (по результатам исследований Масловского и Шаховой [19]). В качестве инертного слоя использовали кварцевый песок с размером зерен 1,4—1,9 мм. Камера объемом 10,6 м³ выполнена из 8-миллиметровой стали. Суспензия под давлением, создаваемым насосом, распыляется форсунками, установленными на 150—200 мм выше

уровня кипящего слоя [22]. Техническая характеристика установки:

Площадь пода печи, м²	1,8
Высота неподвижного слоя, м	0,6
Скорость газа в слое (фиктивная), м/с	1,7—2,0
Температура, °С:	
поступающего теплоносителя	450—600
слоя	150
Концентрация суспензии (Ж:Т)	1,7—2
Удельная производительность по сухому продукту, т/м²	6—7
Удельный расход природного газа при Ж:Т = 2:	
по влаге, м³/кг	0,261
по сухому продукту, м³/кг	0,523

Внедрение этого метода сушки позволило осуществить сульфатизацию свинцово-цинковых пульп, повысить извлечение цинка, свинца, кадмия и индия, снизить капитальные затраты и эксплуатационные расходы, улучшить санитарно-гигиенические условия труда.

Экономическая эффективность от внедрения сушки свинцовых пульп в кипящем слое инертного носителя по сравнению

с барабанными сушилками выражается следующими показателями, в тыс. руб. [22]:

Снижение капитальных затрат	108
Экономия зарплаты в год	13,8
Экономия на эксплуатационные затраты в год	56,6
Прибыль от реализации дополнительной товарной продукции (кадмий, цинк, индий) в год	179,5

Несколько позднее были начаты аналогичные исследования Строгальщиковым с сотрудниками (Челябинский филиал НИПРОИНСа) по сушке неорганических пигментов и Рысиным с сотрудниками [27] по сушке яичного белка в виброкипящем слое инертного носителя.

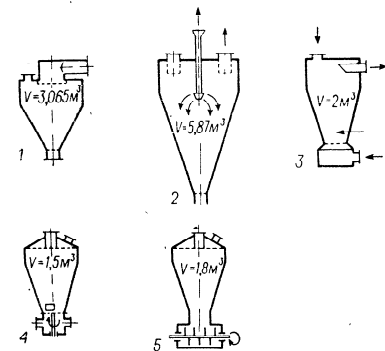


Рис. V.3. Схемы сушилок анилинокрасочной промышленности:

1 и 2 — в Рубежанском ПО «Краситель»; 3 — в производстве активных красителей; 4 и 5 — на Кемеровском анилинокрасочном заводе.

Результаты исследования были использованы при проектировании промышленных установок. В настоящее время в СССР насчитывается более ста работающих сушилок со взвешенным слоем инертного носителя, которые используются не только для сушки паст, суспензий и растворов, но и для обезвоживания дисперсных, легко комкующихся материалов.

Под руководством авторов и Осинского (ВНИИХИММАШ) было проведено обследование работающих установок в анилинокрасочной, ла-

кокрасочной и других отраслях химической промышленности. Основные результаты его приводятся ниже.

Анилинокрасочная промышленность. Данные лабораторных исследований, проведенных авторами с сотрудниками в ЛТИ начиная с 1960 г., а затем и НИОПиКом, по сушке суспензий и паст красителей были использованы при проектировании промышленных установок.

В этой отрасли промышленности работает более 40 сушилок: в качестве инертного носителя используется фторопласт-4 (крошка, цилиндрики размером 5—6 мм). Все сушилки цилиндрикоконической формы с углом при вершине конуса около 45°, объемом от 1,5 до 5,85 м³ (рис. V.3), спроектированы Гипрохимом либо са-

мыми предприятиями, а изготовлены силами предприятий. В этих сушилках высушивают суспензии активных красителей и пасты кислотных, причем в последнем случае аппараты снабжены перемешивающими устройствами, что способствует развитию поверхности массопередачи и интенсификации процесса. Некоторые показатели работы сушилок приведены в табл. V.11.

ТАБЛИЦА V.11

Характеристики	Суспензии			Пасты	
	активного флюоретового 4К	золотистого желтого 2К X	активного бирюзового 5Т	кислого яркого антрахинового	лудигола
Цилиндрикоконическая сушилка:					
диаметр, м	1,6	1,6	2	1,35	1,36
высота, м	1,9	1,9	—	—	—
объем, м³	3,07	3,07	5,85	1,5	1,5
Влажность материала, %:					
начальная	80	80	85—90	60	50
конечная	3	3	1	0,5	0,5
Производительность, кг/ч:					
по высушенному продукту	8—10	20—25	5—10	50	90
по испаренной влаге	30	85	44—57	74	89
Теплоноситель	Топочные газы			Воздух	
Температура теплоносителя, °С:					
начальная	150	170	130—140	180—200	170
конечная	80	90	95—100	90	90
Теоретический к. п. д., %	54	53	33,5	56	56
Инертный слой (крошка фторопласта):					
диаметр частиц, мм	5—7	5—7	—	4—5	4—5
масса, кг	40	40	40	15	15
Съем влаги:					
с единицы объема аппарата, кг/(м³·ч)	11,1	27,4	7,5—9,5	45	41
с единицы площади сечения аппарата, кг/(м²·ч)	17,2	42	16	50,5	56,5
с 1 кг слоя инертных тел, кг/(кг·ч)	0,865	2,13	1,42	8,4	6,0

Определить фактические расходные коэффициенты и тепловой к. п. д. из-за отсутствия на всех работающих сушилках расходов не представлялось возможным, поэтому для сопоставления работы установок мы считали возможным ограничиться расчетом теоретического теплового к. п. д., представляющего собой отношение перепада температур в аппарате к максимально возможному, причем за температуру среды приняли 20 °С. Действительный

ТАБЛИЦА V.12

Продукт	Влажность, %		Температура теплоносителя, °С	
	исходная	конечная	на входе в камеру	на выходе из камеры
Оптически отбеливающий препарат:				
КБ	80	4,0—5,0	180—190	80—90
КД	80	3,2—4,0	180—190	85—95
5-Бромизатин:				
паста	60	0,9—1,2	150—170	70—80
суспензия	90	1,5—2,0	230—240	110—130

Производительность сушилки, кг/ч		Удельная производительность сушилки, кг/(м³·ч)		Удельный расход	
по сухому продукту	по испаренной влаге	по сухому продукту	по испаренной влаге	воздуха, кг/кг влаги	теплоты, кДж/кг влаги
30—35	112—133	15—17,5	56—66,5	36—43	3260—4750
25—30	95—115	12,5—15	47,5—57,5	42—51	3590—5390
45—50	66—74	22,5—25	33—37	65—73	4580—7340
10—14	88—124	5—7	44—62	39—55	3920—7190

к. п. д., учитывающий потери тепла с материалом и в окружающую среду, обычно составляет 80—90% от теоретического. Напряжение по испаренной влаге для такого типа сушилок было заниженным (до 7,5—27,5 кг/(м³·ч) при сушке пастообразных кислотных красителей по сравнению с данными, полученными на пилотных установках (табл. V.7), где съем влаги с единицы объема аппарата достигал при тех же перепадах температур 100 кг/(м³·ч). По-видимому, такие низкие значения этого параметра в промышленных аппаратах можно объяснить неправильным масштабированием. Это видно и из анализа кривых рис. V.4: наибольшее значение A_V у сушилок малого объема, а наименьшее — у больших, так как они имеют неоправданно большую высоту сепарационного пространства. Нагрузка по испаренной влаге на инертные тела составляет при сушке суспензий 1—2 кг/(кг·ч), при сушке паст с перемешиванием — 6—8 кг/(кг·ч).

Рис. V.4. Зависимость параметров сушилок анилинокрасочной промышленности от температуры поступающего теплоносителя t_1 (в °С) и объема сушилки V (в м³):

● — A_V — съем влаги, считая на объем аппарата, кг/(м³·ч);
○ — A_S — съем влаги, считая на сечение аппарата, кг/(м²·ч);
× — g — нагрузка по испаренной влаге на инертные тела, кг/(кг·ч).

Использование описанных установок дало значительный экономический эффект. Так, при сушке суспензий, красителей активного фиолетового 4К и золотисто-желтого 2КХ экономия составила 127 тыс. руб. в год — главным образом, за счет снижения энергозатрат.

Промышленная установка для сушки суспензий и паст основанной оптически отбеливающих препаратов КБ, КД и 5-бром-

затина (рис. III.51), разработанная Рубежанским филиалом ВНИИОПИК с участием авторов [26], внедрена в производство на Рубежанском ПО «Краситель» в 1976 г. и в настоящее время находится в промышленной эксплуатации. Установка состоит из воздухонагревателя (газовой печи) производительностью 9000 м³/ч воздуха, цилиндрикоконической сушилки объемом 2 м³, трехступенчатого циклона, рукавного фильтра и двух вентиляторов. В качестве инертных частиц используется фторопластовая крошка ($d = 10$ мм); высота слоя 400 мм при сушке суспензий и 100 мм при сушке паст. Показатели процесса сушки указанных выше продуктов приведены в табл. V.12.

Описанная установка рекомендуется для внедрения в других производствах химической промышленности.

Лакокрасочная промышленность. Некоторые сводные данные о работающих в лакокрасочной промышленности установках со взвешенным слоем инертного носителя приведены на рис. V.5 и в табл. V.13. Схемы аппаратов даны на рис. V.6. Как следует из этого рисунка, все сушилки имеют цилиндрикоконическую форму, угол при вершине 74°, объем до 27 м³. Сушилки разработаны Челябинским филиалом НИПРОИНСа, изготовлены самими предприятиями и предназначены для сушки пастообразных неорганических пигментов после фильтр-прессов или вакуум-фильтров.

ТАБЛИЦА V.13

Характеристики	Пасты				крона цинкового
	лазури железной	крона желтого и оранжевого	пигмента желтого железно-окисного	крона цинкового	
Цилиндрическая сушилка:					
диаметр, м	1,0	2,6	2,0	2,0	2,9
высота, м	1,5	—	2,8	2,8	—
объем, м ³	0,75	14,2	6,3	6,6	27
Влажность материала, %:					
начальная	65	50—60	35	50—60	75
конечная	2,7	2,7	0,1	1,0	1,0
Производительность, кг/ч:					
по высушенному продукту	35	200	724	400	500
по испаренной влаге	62,5	116	376	395	1480
Температура теплоносителя (топочных газов), °С:					
начальная	265	265	400	260—400	400
конечная	73	73	140	90—95	100
Теоретический к. п. д., %	78	79	68	76	70
Масса инертного слоя (фторопластовые шарики диаметром 6,4 мм), кг	20	220	150	135	400
Съем влаги:					
на единицу объема аппарата, кг/(м ³ ·ч)	83	8,2	60	60	55
на единицу площади сечения аппарата, кг/(м ² ·ч)	78	22,5	120	128	225
на 1 кг слоя инертных тел, кг/(кг·ч)	3,13	0,525	2,52	2,93	3,7
Экономический эффект, тыс. руб.	—	12—16	100	38,4	109,6

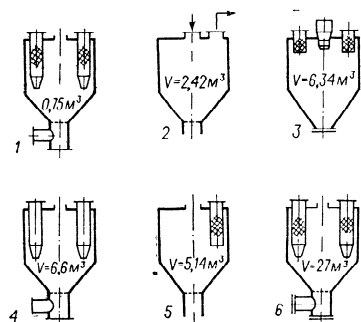


Рис. V.6. Схемы сушилок в лакокрасочной промышленности:

1 — опытно-промышленный аппарат; 2 — в Ярославском ПО «Лакокраска»; 3 — производство хромовых соединений; 4 — на Ташкентском ЛКЗ; 5 — на Челябинском ЛКЗ; 6 — на Одесском ЛКЗ.

Экономический эффект объясняется следующими факторами: непрерывность процесса, его механизация, высокая эффективность, совмещение сушки с помолом, отсутствие перегрева материала, низкая металлоемкость сушилки, возможность управления свойствами пигментов. Недостаток установок — некоторое истирание инертных тел (фарфоровых шариков).

Другие отрасли промышленности. Установка для сушки серно-кислотного ванадиевого катализатора была разработана Шишко с сотрудниками (УНИХИМ). Суспензию высушивают на слое «кипящего» электрокорунда (диаметром 1,6 мм). Аппарат цилиндрический (диаметр 0,83 м, высота 3,5 м), температура теплоносителя на входе — 600 °С, на выходе — 100—150 °С. В сушилке испаряется 530 кг влаги в час, и она заменила 10 вакуум-требковых аппаратов, что дало годовую экономию до 1500 тыс. руб. Влажность исходной суспензии составляет 80%, а высушенного материала — 7—8%. Напряжение сушилки по испаренной влаге доходит до 190 кг/(м³·ч). Вследствие большого перепада температур теоретический к. п. д. высокий — 86%, нагрузка по испаренной влаге на инертный носитель составляет 1,1 кг/(кг·ч).

Несмотря на высокую эффективность установки, она имеет и существенный недостаток — износ корпуса сушилки вследствие абразивного действия электрокорунда, а также вынос частиц электрокорунда из аппарата. Для устранения уноса был установлен расширитель.

Несколько цилиндрических сушилок (диаметр 1,4 м, высота 1,8 м) разработаны ИРЕА. В них высушивают суспензии некоторых химических реактивов на слое фторопластовых кубиков (3×3×3 мм). При температуре поступающего воздуха 250° и уходящего 100 °С происходит обезвоживание от 85—93% до 0,3% (к. п. д. равен 65%). Напряжение по испаренной влаге составляет 164 кг/(м³·ч), а нагрузка на инертные тела — 2,65—3 кг/(кг·ч). Высушенный продукт удовлетворяет требованиям по дисперсности и влажности.

Цилиндрические аппараты с вибрирующей решеткой разработаны Рысиным с сотрудниками (ВНИЭКИПродмаш) для сушки яичного белка на слое фторопластовой крошки [27]. При перепаде температур теплоносителя в сушилке от 113 до 58 °С влажность белка снижается с 90 до 9%, напряжение по испаряемой влаге равно 214 кг/(м³·ч), нагрузка на инертные тела составляет 1,6 кг/(кг·ч). Высокое значение напряжения по влаге при небольших температурах объясняется весьма небольшим сепарационным пространством (кинетический унос частиц фторопласта в таких аппаратах практически исключен). В готовом продукте не обнаружено даже следов фторопласта, поэтому метод может использоваться при сушке пищевых продуктов. Установки внедрены на Воронежском птицекомбинате для сушки яичного белка. Значительный экономический эффект от внедрения этого метода сушки по сравнению с высушиванием распылением достигается за

счет снижения металлоемкости, сокращения расхода пара, улучшения качества продукта (лучшая сыпучесть и растворимость, отсутствие комкования). Установка пяти сушилок по 0,3 м³ обеспечит годовой экономический эффект 185 тыс. руб. за счет лучшего качества продукта.

На одном из заводов медицинских препаратов сушка мицеллиальных масс производится в двухцелевом аппарате фонтанирующего слоя. Аппарат прямоугольного сечения с тангенциальным подводом газа (объем 0,225 м³) спроектирован ВНИИХИММашем с участием Митева (ЛТИ) и авторов. Влажность пасты снижается с 80 до 3—4% при температуре поступающего воздуха 140—150 °С и уходящего 90—95 °С. Сушка производится на слое фторопластовой крошки (диаметр частиц 5 мм, масса слоя 150 кг). Напряжение сушилки по испаренной влаге составляет 530 кг/(м³·ч) и 215 кг/(м²·ч), нагрузка по влаге на 1 кг инерта — около 1 кг/(кг·ч). Экономический эффект, полученный за счет совмещения сушки с размолом и улучшения качества продукта равен 116 тыс. руб. в год.

По результатам лабораторных исследований, проведенных авторами с сотрудниками (ЛТИ) и ВНИИБом рассчитана промышленная установка для сушки шлама ила с коагулянтами для Сясьского целлюлозно-бумажного комбината. Установка спроектирована ВНИИХИММашем и находится в стадии монтажа. Схема установки приведена на рис. V.7. Шлам ила с коагулянтами после вакуум-фильтра ленточным транспортером 1 подается в двухвальный смеситель 2, где смешивается с частью высушенного материала (соотношение влажного шлама и ретура 1:1). Из смесителя сыпучий продукт с влажностью 45—50% попадает в забрасыватель, который распределяет его по слою инертной насадки (галька, диаметром 5—6 мм или клинкер того же размера), находящийся во взвешенном состоянии в аппарате вихревого слоя. Возможна сушка и на слое высушенного материала. Аппарат вихревого слоя 4 имеет специальную газораспределительную решетку (см. рис. IV.2), под которую подаются топочные газы из топки 3 с воздухоохлаждаемой рубашкой. В качестве топлива используется мазут (можно применять и природный газ). Необходимый для горения мазута воздух подается вентилятором 10. Снижение температуры продуктов сгорания топлива до 550 °С производится воздухом, подаваемым тем же вентилятором. Соотношения между первичным и вторичным воздухом регулируются с помощью дистанционно управляемых шиберов, установленных на воздуховодах. Теплоноситель, проходя через отверстия газораспределительной решетки, создает вихревое движение инертных частиц. Влажный шлам, попадая на движущиеся частицы, высушивается, истирается и выносятся с парогазовой смесью из аппарата. Подрешеточная часть аппарата 4 находится под давлением 4—5 кПа, а надслоевое пространство — под разрежением 50—100 Па. В слое поддерживается температура около 100—120 °С.

236

Высушенный материал из парогазовой смеси выделяется в трехступенчатом прямоточном циклоне 5 (конструкция ЛТИ), а затем происходит тонкая очистка смеси в батарейном циклоне 6. Окончательно парогазовая смесь очищается от мелкодисперсной пыли в мокром скруббере 8. Вода на орошение скруббера может подаваться либо непосредственно от магистрального трубопровода, либо центробежным насосом из сборника, снабженного паро-

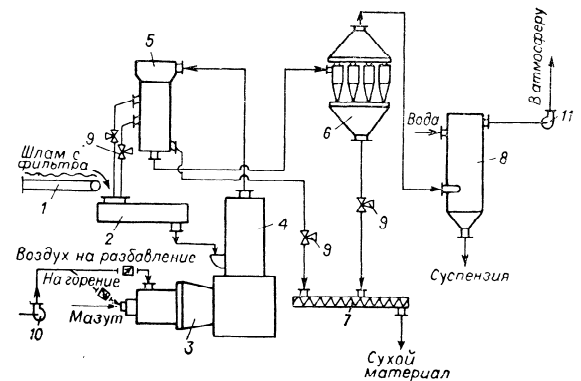


Рис. V.7. Схема установки для сушки ила с коагулянтами:

1 — ленточный транспортер; 2 — двухвальный смеситель; 3 — топка; 4 — сушилка; 5 — трехступенчатый прямоточный циклон; 6 — батарейный циклон; 7 — шнек; 8 — скруббер; 9 — двухступенчатый затвор-мигалка; 10, 11 — вентиляторы.

вой рубашкой для подогрева воды. Очищенная парогазовая смесь хвостовым вентилятором выбрасывается в атмосферу при 80 °С. Высушенный продукт после первой и второй ступеней очистки прямоточного циклона 5 направляется в двухвальный смеситель 2 для смешения с исходным шлагом, а после третьей ступени и из циклона 6 — на шнек 7, после чего разгружается как готовый продукт.

Из данных о работающих в промышленности сушилках с инертным слоем видно, что при разнообразной форме все аппараты вполне работоспособны. Это объясняется большой устойчивостью процесса — масса слоя практически всегда постоянна и приблизительно равна массе загруженного инертного материала. При нагрузке по влаге, не превышающей максимально допустимую, слой является сыпучим, поэтому не имеет большого значения способ подачи влажного материала — на слой или в слой, а также нет необходимости в тонком его диспергировании. При наличии перемешивающих устройств паста может загружаться периодически достаточно большими порциями.

Основной параметр при расчете такого типа сушилок — максимально допустимая нагрузка по испаренной влаге на 1 кг инертного носителя. Эта величина зависит от физико-химических свойств высушиваемого материала. Пока почти нет исследований, посвященных этому вопросу. Влияние вязкости раствора на максимальную нагрузку исследовалось в ЛТИ им. Ленсовета Митевым и авторами с сотрудниками при высушивании раствора альгината натрия с начальной вязкостью 3,5 и 7 °Э на установке с цилиндроконической сушилкой на слое стеклянных шариков диаметром 6 мм. При начальной вязкости 7 °Э область устойчивой работы расширяется, так как сушка идет в основном между частицами инертного слоя, что наблюдалось визуально. С уменьшением вязкости уменьшается и удельная нагрузка по испаряемой влаге.

Из данных табл. V.11 и V.13 и рис. V.4 и V.5 можно сделать вывод о том, что рабочая нагрузка по испаренной влаге при сушке суспензий составляет 1,5—2 кг/(кг·ч), при сушке паст — 3 кг/(кг·ч), а в случае их механического перемешивания возрастает до 6—8 кг/(кг·ч). Эти цифры могут быть использованы при расчете процесса сушки паст и суспензий во взвешенном слое инертного носителя.

Масса загружаемых инертных тел зависит от производительности по испаряемой влаге. Естественно, что конфигурацию аппарата надо выбирать таким образом, чтобы при необходимом значении производительности гидравлическое сопротивление слоя было небольшим, но вместе с тем в прорешоточной зоне должен быть обеспечен активный гидродинамический режим, поскольку рассматриваемым способом обычно высушивают довольно термочувствительные продукты.

В табл. V.14 приводятся результаты гидродинамического расчета, сделанного авторами с целью сопоставления сушилок трех конфигураций — вихревого слоя, цилиндрической и цилиндроконической (имеющей угол раствора конуса 45°). Общий расход воздуха 2890 кг/ч, производительность по влаге 63 кг/ч, температура поступающего и выходящего воздуха 150 и 85 °С, температура слоя 90 °С. Скорость воздуха в отверстиях (щелях) решетки и верхнем сечении слоя для аппаратов расширяющегося сечения рассчитывали, используя зависимости, приведенные в гл. I. Наибольшим гидродинамическим сопротивлением обладает цилиндроконический аппарат, наименьшим — цилиндрический (точнее, аппарат со слоем постоянного сечения). Наиболее активный гидродинамический режим достигается в аппарате вихревого слоя, кроме того, последний надежно масштабируется. Число желобов выбирается в зависимости от производительности. Цилиндроконические аппараты масштабируются в ограниченных пределах, поскольку с увеличением размеров увеличивается высота слоя и его гидравлическое сопротивление и, как видно из таблицы, нагрузку инертных тел из гидродинамических соображений не-

ТАБЛИЦА V.14

Характеристики	Сушилка		
	цилиндроконическая	цилиндрическая	вихревого слоя
Скорость, м/с:			
в отверстиях решетки	42	—	48
в верхнем сечении слоя	4	3,43	3,43
Верхнее сечение слоя:			
площадь, м ²	0,202	—	0,240
диаметр, м	0,51	0,55	—
Слой инертных тел:			
масса, кг	70	31,5	31,5
объем, м ³	0,0465	0,021	0,021
Высота неподвижного слоя, мм	450	88,5	142
Гидравлическое сопротивление, Па:			
слоя	5750	1330	1800
работавшего аппарата	7300	2880	3350

обходимо увеличить в два раза. При увеличении диаметра таких аппаратов целесообразно в нижнем его сечении устанавливать обратный конус, так что слой принимает форму кольцевого желоба. Это позволяет обеспечить нужное соотношение между скоростями в верхнем и нижнем сечениях слоя при небольшом гидравлическом сопротивлении. В результате достигается хорошее масштабирование при диаметре цилиндрической части до 2 м, что проверено при опытно-промышленном испытании установки для сушки красителя прямого черного 3 на Дербеневском химическом заводе (рис. V.1, III.50).

ЛИТЕРАТУРА

1. Данов С. М., Грошев Г. Л., Кручинина Н. Д., Рыбин Г. В. — Хим. пром., 1966, № 6, с. 53.
2. Масловский М. Ф., Варыгин Н. Н. Авт. свид. СССР № 124366.
3. Schmidt A. — Chem. Zbl., 1955, Bd. 26, № 14, S. 3219.
4. Frantz J. E. Evaporation of Brine Solutions a Fluidized Salt Bed. Thesis Louisiana St. Univ. May 1958.
5. Jonke A. A., Petkus E. J., Loeding J. W., Lawroski S. — Nuclear Sci. a Eng., 1957, v. 2, p. 303.
6. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. — Хим. пром., 1960, № 5, с. 389.
7. Vaněček V., Lederer E. — Rep. Res. Inst. Inorg. Chem., 1959, № 237.
8. «Металлургия». Информ. листок № 69, ЦБТИ, 1961.
9. Markwart M., Vaněček V., Drbohlav R. — Brit. Chem. Eng., 1962, v. 7, № 7, p. 504.
10. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. — Хим. пром., 1962, № 11, с. 836.
11. Berquin J. — Génie chim., 1961, v. 86, № 2, p. 45.
12. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Березовская Э. А., Поваров И. В. Авт. свид. СССР № 139247.

13. Романков П. Г., Рашиковская Н. Б., Березовская З. А. — Лакокрасочн. материалы и их применение, 1960, № 3, с. 71.
14. Романков П. Г., Рашиковская Н. Б., Березовская З. А., Яблонский П. А. — Лакокрасочн. материалы и их применение, 1961, № 6, с. 61.
15. Романков П. Г., Рашиковская Н. Б., Яблонский П. А., Березовская З. А. — Масложир. пром., 1962, № 7, с. 10.
16. Шахова Н. А., Рычков А. И. — Хим. пром., 1962, № 11, с. 839.
17. Лисий В. Э., Костицын Б. А., Уразовская В. Н. — В кн.: Процессы химической технологии. М., Наука, 1965, с. 337.
18. Быкова М. И., Плакидин В. Л., Сажин Б. С., Безруков А. С. — В кн.: Техника сушки во взвешенном слое. М., ЦИНИТИХимнефтемаш, 1966, вып. 4, с. 15.
19. Масловский М. Ф., Шахова Н. А. — Хим. машиностр., 1959, № 6, с. 27.
20. Петрова В. В., Юзов А. В., Ходель А. Я. и др. — В кн.: Техника сушки во взвешенном слое. М., ЦИНИТИХимнефтемаш, 1966, вып. 4, с. 54.
21. Виноградова М. А., Забережный И. И., Ликитина И. С. — Цветная металлургия. Научно-техн. бюлл., 1962, № 16/213, с. 33.
22. Установка для сушки свинцовой пульпы в кипящем слое (Чимкентский свинцовый завод Казахстанск. СХ). Проспект ВДНХ, 1963.
23. Соколовский А. А., Грошев Г. Л., Гаджиев С. Ш. — В кн.: Тепломассообмен-V (Матер. V Всес. конф. по тепломассообмену). Т. VI. Тепломассообмен в дисперсных системах. Минск, 1976, с. 161.
24. Овченко А. С., Романков П. Г., Рашиковская Н. Б., Фридман И. Д. — Цветные металлы, 1975, № 2, с. 75.
25. Роголин А. О., Проконенко А. П., Тодес О. М. — Хим.-фарм. журн., 1973, т. 7, № 12, с. 41.
26. Копылов В. Г., Романков П. Г., Лазаренко В. И. и др. Авт. свид. СССР № 523260.
27. Рысин А. П., Бейлин М. А., Караваев М. Н. — В кн.: Техника и технология сушки (Тезисы докл. на Всес. н.-т. конф. по интенсификации процессов сушки ... Калинин, 1977). Киев, 1977.

Глава VI

Расчет сушилок взвешенного слоя

1. МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ И МОТИВЫ ВЫБОРА СУШИЛЬНЫХ УСТРОЙСТВ

При выборе сушилок и методики их расчета следует учитывать свойства материала и форму связи в нем влаги, поэтому необходимо иметь экспериментально полученную кинетическую зависимость.

При испарении влаги с поверхности материала (называемой далее поверхностной) основным фактором, определяющим скорость процесса, является скорость подачи теплоты, которая тем выше, чем больше относительная скорость теплоносителя и его температура.

1. Из рис. 1.5, на котором приведена ориентировочная классификация сушилок, работающих со взвешенным слоем материала, следует, что с наиболее высокими скоростями теплоносителя действуют пневмосушилки, затем аэрофонтанные и наконец кипящего и фонтанирующего слоя.

Интенсивная сушка в обычных пневмосушилках в основном происходит на «разгонном» участке, где имеется достаточная разность скоростей газового потока и материала. Длина этого участка не превышает 1 м, а на остальной части трубы интенсивность процесса сушки невелика. Трубы-сушилки особенно целесообразно использовать при сушке сравнительно монодисперсных термочувствительных материалов, главным образом кристаллических, поскольку в таких аппаратах обеспечиваются прямоток и кратковременность пребывания материала, но необходимо иметь в виду некоторое измельчение продукта. При применении ретурна область использования пневмосушилок расширяется.

2. Аэрофонтанные сушилки работают при меньших скоростях газового потока и пригодны для удаления из монодисперсных материалов главным образом поверхностной влаги. Их применение целесообразно для сушки таких материалов, скорость витания частиц которых уменьшается в процессе сушки. Поскольку время пребывания материала в них больше, чем в пневмосушилках (несколько десятков секунд), то возможно частичное удаление связанной влаги.

ТАБЛИЦА VI.1

Материал	Температура, °С			
	плав-ления ($t_{пл}$)	разло-жения ($t_{разл}$)	поступаю-щего тепло-носителя ($t_{вх}$)	слоя ($t_{сл}$)
Адибиновая кислота	152	—	130	77—95
Бикарбонат аммония	—	35—60	90	40
Гидроксид железа	—	500	400	250
Двуокись марганца	—	585	380	100
Карбонат калия (поташ)	890	—	800	160
Карналлит	265	—	400	155
Пентаэритрит	260	—	140—170	90—100
Перманганат калия	—	240	180	70
Поливинилбутираль	60—65	—	80	30
Поливинилхлорид	60—70	—	130	38
Полистирол	95	—	137	48
Себаценовая кислота	135	—	96—100	39—42
Сульфат аммония	—	100	400—450	—
Сульфат железа	—	480	224	50
Сульфат калия	—	590	850	130
Терилен	215	—	150—190	—
Хлорид калия	770	—	700	100—140
Хлорид натрия	800	—	750—800	125
Хлорид магния гидрат (бишо-фит)	—	118	300	155
Шеллит	—	72	780	160—180

3. При удалении поверхностной влаги (кристаллические материалы) в том случае, когда сухой материал не разлагается под действием высоких температур, основным фактором, определяющим интенсивность процесса, является скорость подвода теплоты в слой. Для таких материалов, требующих, как правило, высушивания до низкой конечной влажности, часто применяют однокамерные аппараты кипящего слоя, работающие со сравнительно низкими слоями, обеспечивающими, однако, нормальное псевдооживление материала. Температура поступающих газов обычно довольно высока (700—900 °С) и выбирается из соображений $t_{пл} > t_{вх} > t_{сл}$. Поскольку интенсивность процесса зависит от количества подводимой теплоты, рекомендуется работать при сравнительно высоких скоростях газа (порозность слоя 0,7—0,75). Температура уходящих газов обычно выбирается равной 120—130 °С (во избежание конденсации паров в пылеулавливающей аппаратуре). При использовании аппаратов, работающих в безуносном режиме, температура может быть снижена.

4. При высушивании кристаллических материалов, разлагающихся под действием высоких температур (например, сульфата аммония), температуры поступающих и уходящих газов должны быть значительно снижены, а при необходимости глубокой сушки таких продуктов сушку следует проводить в две ступени, применяя во второй ступени теплоноситель пониженной температуры, либо использовать аппараты с локальными зонами фонтанирования.

Некоторые данные по выбору температур для различных материалов приведены в табл. VI.1 [1].

В ряде случаев досушку во второй ступени можно осуществлять за счет аккумулированной в материале теплоты, продувая холодный воздух.

Комбинированные сушилки, работающие с различными гидродинамическими и температурными режимами, следует использовать в тех случаях, когда сушка проходит и в первом и во втором периодах.

5. Если высушиваемый материал содержит в основном внутреннюю (связанную) влагу, т. е. процесс идет главным образом во втором периоде, скорость сушки зависит преимущественно от структуры высушиваемого материала и его температуры.

Для обеспечения максимальной скорости сушки температура материала должна в течение всего процесса поддерживаться возможно более близкой к предельно допустимой. Целесообразно работать со сравнительно высоким слоем материала и при возможно меньшем числе псевдооживления ($K_w \approx 2-3$). Обычно для глубокого высушивания таких материалов однокамерные аппараты оказываются невыгодными и следует применять многоступенчатые противоточные аппараты для сушки термостойких материалов либо аппараты с перекрестным током (см. пример 1).

Средняя продолжительность пребывания материала в сушилке должна быть рассчитана по экспериментально полученным кинетическим кривым либо по эмпирическим соотношениям.

6. Для высушивания в кипящем слое термочувствительных дисперсных материалов с небольшой плотностью газы не могут служить единственным теплоносителем, так как с ними не удается провести достаточное количество теплоты. В этом случае следует устанавливать теплообменные поверхности [2].

Температуру уходящих газов рекомендуется выбирать на 20—25 °С выше точки росы во избежание конденсации паров влаги в пылеулавливающей аппаратуре (при применении сухого пылеулавливания). В случае мокрого пылеулавливания или при работе в безуносном режиме это требование отпадает.

7. При обезвоживании растворов возможность интенсификации сушилок взвешенного слоя определяется количеством подводимой теплоты и гидродинамической устойчивостью процесса. Первое связано с выбором температурного режима и допустимой скорости потока газа (которая ограничивается величиной пылевыноса); устойчивость же процесса лимитируется динамикой изменения гранулометрического состава частиц в слое.

От температуры слоя зависит конечная влажность материала, но выбранная по кинетическим соображениям температура слоя

не должна превышать предельную температуру термической устойчивости продукта, температуру плавления или разложения [3]. Плавление материала в слое приводит к забиванию решетки, поэтому температура теплоносителя должна быть несколько ниже температуры плавления. Для термочувствительных материалов она выбирается в зависимости от допустимого по ТУ процента разложения.

8. Расчет сушилок кипящего слоя рекомендуется проводить в такой последовательности:

а. По исходным данным — требуемой производительности сушилки, начальной и конечной влажности материала — составляют материальный баланс сушилки, определяют производительность по сухому продукту и по испаряемой влаге.

б. Температурный режим выбирают в зависимости от свойств материала. При сушке нечувствительных к нагреванию материалов, содержащих поверхностную влагу, целесообразно применять, как уже было отмечено, топочные газы с температурой 700—900 °С. О выборе температуры отходящих газов говорилось выше.

В других случаях температурный режим для каждого конкретного материала следует находить экспериментально.

Выбрав температурный режим, определяют расход газов по уравнению теплового баланса.

в. Для нахождения площади решетки с помощью графика $Lu = f(Ag)$ (рис. 1.6) определяют ориентировочно критическую скорость псевдооживления по частицам среднего размера. Выбрав рабочую порозность слоя ϵ (в зависимости от состояния влаги и материала) и рабочее значение критерия Lu (в зависимости от величины критерия Ag и ϵ), рассчитывают скорость газов, считая на полное сечение аппарата. Физические константы газа можно вычислить по температуре газа на выходе, поскольку уже на небольшом расстоянии от решетки температуры по высоте слоя выравниваются. Для определения профиля аппарата следует выяснить, какие частицы будут при этой скорости выноситься из аппарата. Возможно, потребуется выполнить аппарат расширяющимся по высоте. Сечение сепарационного пространства рассчитывается по скорости уноса для тех самых мелких фракций материала, которые не должны выноситься из аппарата.

Обычно при небольшом соотношении максимального и минимального размера частиц d_{\max}/d_{\min} может быть принят аппарат постоянного сечения.

г. При расчете сушилок для пастообразных материалов, растворов и суспензий, когда высушенный материал чувствителен к нагреву, рекомендуется пользоваться данными, полученными на пилотных установках. По выбранному температурному и гидродинамическому режиму процесса и данным съема влаги с 1 м² верха слоя в конических аппаратах или с 1 м² площади решетки в аппаратах с постоянным сечением рассчитывается промышленный аппарат.

Некоторые вопросы моделирования сушилок. Несмотря на ряд исследований по теории и практике сушки во взвешенном слое, вопрос о методике переноса данных, полученных на установках малого масштаба (главным образом кипящего и фонтанирующего слоя), в промышленные условия имеет большое значение.

При моделировании аппаратов кипящего и фонтанирующего слоя необходимым условием кроме геометрического подобия и однозначности физических параметров на входе и на выходе из аппарата является подобие полей порозности, а также температурных и концентрационных полей. В модели и образце необходимо обеспечить псевдооживление без застойных зон материала и отсутствие стационарного каналаобразования [4, 5]. При сушке растворов в безрецикловом режиме увеличение высоты слоя может привести к недопустимому дроблению материала в слое.

В некоторых случаях геометрическое подобие образца и модели осуществить затруднительно. Так, например, для аппаратов фонтанирующего слоя (цилиндроконических) с размерами цилиндрической части более 1 м это привело бы к недопустимо большой высоте слоя и, следовательно, к высокому его гидравлическому сопротивлению. Установка внутреннего конуса (рис. III.50) позволяет иметь слой нормальной высоты при наличии гидродинамического режима, близкого к лабораторным условиям. Практика показала правильность такого метода моделирования (см. пример 3). Для аппаратов фонтанирующего слоя большой производительности целесообразно осуществлять блочное масштабирование — параллельное соединение ряда желобчатых аппаратов фонтанирующего слоя (см. пример 2).

В сушилках, предназначенных для материалов, содержащих внутреннюю влагу, необходимо обеспечить достаточное время пребывания в аппарате, рассчитанное из соответствующего кинетического уравнения, которое решается совместно с уравнением распределения времени пребывания.

О выборе вспомогательного оборудования. Надежность работы сушильной установки зависит от правильно подобранного вспомогательного оборудования — топки, питателя, циклона, дутьевых устройств.

В сушильных установках чаще всего используются герметичные топки, работающие под давлением [6, 7]. Наиболее рационально использовать жидкое или газообразное топливо.

Топки выполняются вместе со смесительной камерой и могут быть вертикальными и горизонтальными [8]. С большим теплонапряжением [до $6,3 \cdot 10^6$ кДж/(м²·ч)] работают газовые циклонные топки. В некоторых случаях для подогрева воздуха используются электрические или паровые калориферы.

Питатели должны обеспечить равномерную и непрерывную подачу материала и возможность его плавного и точного дозирования (что важно при автоматизации процесса сушки).

В сушилках псевдооживленного слоя питатель должен равномерно распределять высушиваемый материал по поверхности слоя (при загрузке на слой), что особенно важно для комкующихся материалов, кристаллогидратов, паст, растворов и суспензий. Когда влажный материал сыпучий и не слеживается, загрузка может быть точечной. Если давление в сушилке отличается от атмосферного, питатель должен служить одновременно и затвором.

Различают питатели для зернистых материалов, паст, растворов и суспензий.

Конструкции питателей для сыпучих материалов (промышленные и лабораторные) описаны в литературе [9].

Подавать в сушилку пастообразные материалы можно вибрационными питателями, принцип работы которых основан на том, что при вибрации тиксотропные пасты разжижаются и подобно жидкости вытекают через отверстия в днище питателя.

При сравнительно большой производительности сушилки (более 50 кг/ч) такие питатели оказываются громоздкими и в этих случаях целесообразно подавать пасты осуществлять винтовыми или поршневыми насосами через форсунки (механические или пневматические) грубого распыла в слой или на слой материала. Этим же способом можно подавать растворы и суспензии [10, 11]. Неоживающиеся пасты следует подавать питателями протирочного типа. При отсутствии надежно работающих питателей для паст, следует использовать ретур.

Пылеулавливание осуществляется обычно в циклонах (первая ступень), рукавных фильтрах и мокрых скрубберах (вторая ступень) [12]. Конструкции циклонов разнообразны, но в промышленной практике наибольшее распространение получили различные типы циклонов конструкции НИИОГАЗа.

Эффективность пылеочистки увеличивается с уменьшением радиуса циклона, поэтому целесообразно применять циклоны малых диаметров, а при больших производительностях — группы параллельно работающих одиночных циклонов.

Тягодутьевое оборудование выбирают исходя из необходимого напора и производительности. Его назначение — создание взвешенного слоя и преодоление сопротивления системы топка (калорифер) — сушилка — пылеулавливающие устройства.

Существуют три схемы установки вентиляторов: 1) нагнетательный вентилятор перед топкой; 2) вытяжной вентилятор после пылеуловителей; 3) дутьевой вентилятор перед сушилкой и вытяжной вентилятор за циклоном.

При использовании первой схемы вся система находится под давлением и в случае ее негерметичности возможны прорывы горячих газов и пыли в помещение, что нежелательно.

По второй схеме вся система находится под разрежением, во избежание подсосов необходима надежная герметизация установки, в частности, питающих и разгрузочных устройств. Такая схема полностью исключает попадание пыли в помещение. Применение

ее целесообразно, например, при сушке красящих и токсичных материалов. При использовании третьего варианта рекомендуется отрегулировать нулевую точку таким образом, чтобы в сепарационном пространстве было небольшое разрежение (50 Па). В этом случае легко осуществить загрузку материала и весь газовый тракт после сушилки находится под разрежением, что исключает попадание пыли в помещение.

Практика работы сушильных установок кипящего и фонтанирующего слоя показывает, что необходимый суммарный напор вентиляторов (газодувки) должен быть порядка 10—12 кПа.

Подбор вентилятора для данной установки ведут по полученным из расчета значениям расхода газов Q и давления (разрежения) Δp . Эти параметры наносят с некоторым запасом на кривые характеристики вентилятора [13] и получают необходимую частоту вращения вентилятора и его к. п. д.

При выборе вентилятора следует иметь в виду, что по ГОСТу не разрешается использовать вентиляторы на расчетном режиме, при к. п. д. ниже 0,9 $\eta_{\text{макс}}$.

Часто для получения нужного напора два вентилятора устанавливают последовательно, при этом суммарный напор, создаваемый ими, оказывается несколько меньше (на 10—15%) удвоенного напора вентилятора.

2. МЕТОДИКА РАСЧЕТА СУШИЛОК ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ

Методика расчета сушилки взвешенного слоя при удалении поверхностной влаги дана на примере сушки адипиновой кислоты (см. пример 2). В данном разделе уделено внимание методике расчета аппарата для сушки дисперсных материалов в перноде убывающей скорости сушки.

Однокамерные аппараты кипящего и фонтанирующего слоя имеют существенный недостаток, заключающийся в неравномерности обработки отдельных частиц материала. Причиной такой неравномерности является, как известно, различие во времени пребывания в кипящем слое отдельных частиц или групп частиц сыпучего материала. Это ухудшает условия обработки отдельных частиц и уменьшает общую глубину сушки.

С другой стороны, большие времена пребывания в аппарате приводят к длительному нагреву высушенных частиц при максимальной температуре и к ухудшению качества материалов, особенно термолabileльных.

Наиболее простой путь устранения этого недостатка — секционирование аппарата кипящего слоя. При увеличении числа последовательных секций частицы материала более равномерно распределяются по времени их пребывания в аппарате, приближаясь к распределению в аппарате полного вытеснения. Следствием этого является более равномерная и глубокая сушка материала.

В процессах сушки чаще всего используют аппараты с перекрестным током. К аппаратам полного вытеснения приближаются аппараты, изображенные на рис. III.20, а и III. 20, б, при достаточно большой их длине.

Расчет технологических параметров процесса сушки и геометрических размеров многосекционного аппарата с перекрестным током. Цель расчета — определение геометрических размеров аппарата и технологических параметров процесса сушки, при которых может быть получен продукт заданного качества, т. е. имеющий необходимые среднюю влажность и дисперсию влажности $\sigma^2(u)$:

$$\sigma^2(u) = \int_0^\infty u^2 \rho(u) du - \left(\int_0^\infty u \rho(u) du \right)^2 \quad (VI.1)$$

(задается в % от u_2 — конечной влажности материала).

Процесс в многосекционном аппарате, в котором может быть получен материал, отвечающий таким требованиям, может быть реализован при различных соотношениях технологических параметров.

Свойства материала, размер твердых частиц, расход материала через аппарат являются исходными данными при расчете процесса сушки, и распределение влажности материала на выходе из аппарата определяется следующими параметрами: скоростью потока газа (w), площадью поперечного сечения аппарата (S), температурой газа на входе в аппарат (t_0), числом секций (n) и высотой слоя H .

При этом независимыми параметрами являются только два (например, S и n), остальные должны быть заданы.

Скорость потока газа должна быть выбрана минимальной с учетом обеспечения устойчивого режима фонтанирования, поскольку аппарат предназначен для удаления внутренней влаги.

Температура газа на входе в аппарат должна быть выбрана максимальной с учетом свойств материала.

Гидравлическое сопротивление слоя в аппарате не должно превышать 3,5—4,0 кПа.

Расчет многосекционного аппарата с перекрестным движением газа и материала. Расчет многосекционного аппарата для сушки дисперсного материала в псевдооживленном слое проводится с помощью микрокинетического метода, сущность которого состоит в решении принятой модели взаимодействия потоков (полного перемешивания по твердой фазе в пределах секции и полного вытеснения по газу) и кинетических зависимостей для отдельной частицы или представительной группы частиц (например, зависимостей усредненных по объему частицы значений концентрации влаги и температуры от времени и технологических параметров).

Для расчета необходимо определить функции распределения по влажности и температуре материала при заданных распределениях этих величин на входе в секцию.

Если $\rho(\chi, \bar{\tau})$ — функция плотности распределения частиц по времени пребывания, означающая вероятность пребывания частицы в слое к моменту времени χ , а $\bar{\tau}$ — среднее время пребывания, определяемое как отношение массы слоя к расходу твердой фазы, то усредненные по объему слоя характеристики материала (влажность и энтальпия) могут быть выражены интегральными зависимостями вида:

$$\bar{u} = \int_0^\infty \rho(\chi, \bar{\tau}) u(\tau, \bar{t}, w, u_0) d\chi \quad (VI.2)$$

$$\bar{t} = \int_0^\infty \rho(\chi, \bar{\tau}) [c_m + cu(\tau, \bar{t}, w, u_0)] \theta(\tau, \bar{t}, w, u_0) d\chi \quad (VI.3)$$

где $u(\tau, \bar{t}, w, u_0)$, $\theta(\tau, \bar{t}, w, u_0)$ — кинетические зависимости сушки и нагрева материала, представленные в той или иной форме; \bar{t} — средняя температура теплоносителя, определяемая как среднеинтегральное значение; c_m и c — теплоемкость материала и газа соответственно; $\bar{t} = \frac{1}{H} \int_0^H t(h) dh$; H — высота слоя в аппарате.

Функции распределения частиц по времени пребывания могут быть получены, например, в виде функции распределения частиц по влажности и по температуре:

$$\rho(u) = \rho(t) \left| \frac{dt}{du} \right|; \quad \rho(\theta) = \rho(\tau) \left| \frac{d\tau}{d\theta} \right| \quad (VI.4)$$

Для определения температуры \bar{t} , при которой вычисляются характеристики материала, необходимо решить задачу о распределении температуры газа по высоте слоя.

Скорость изменения температуры по высоте слоя определяется интенсивностью поглощения теплоты частицами

$$V_{cp} \frac{dt}{dx} = \frac{6}{d} S(x) (1 - \epsilon) \int_0^\infty K(u, w) [t - \theta(\tau, \bar{t}, w, u_0)] \rho(\tau) d\tau \quad (VI.5)$$

Значения V , c , ρ , t относятся к газу.

Обозначив

$$\int_0^\infty K(u, w) \rho(\tau) d\tau = \bar{K}(w)$$

$$\frac{\int_0^\infty K(u, w) \theta(\tau, \bar{t}, w, u_0) \rho(\tau) d\tau}{\int_0^\infty K(u, w) \rho(\tau) d\tau} = \bar{\theta}'(\tau, \bar{t}, w, u_0)$$

получаем уравнение кинетики в виде:

$$V_{cp} \frac{dt}{dx} = \frac{6}{d} (1 - \varepsilon) \bar{K} (t - \bar{\theta}') S(x) \quad (VI.6)$$

Решением является экспоненциальная зависимость:

$$\frac{t - \bar{\theta}'}{t_0 - \bar{\theta}'} = \exp \left(-A \int_0^h S(x) dx \right) \quad (VI.7)$$

где $A = \frac{6}{d} (1 - \varepsilon) \bar{K} / V_{cp}$.

Интегрируя по объему слоя, получаем среднюю температуру газа

$$\frac{t - \bar{\theta}'}{t_0 - \bar{\theta}'} = \frac{1}{AV_M} [1 - \exp(-AV_M)] \quad (VI.8)$$

или, исключая $\bar{\theta}'$ из (VI.7) и (VI.8):

$$\frac{t_0 - t'}{t_0 - t_k} = \frac{1}{1 - \exp(-AV_M)} - \frac{1}{AV_M} \quad (VI.9)$$

Здесь $V_M = \int_0^H S(x) dx$.

Другой зависимостью, связывающей температуру газа с характеристиками материала, является уравнение баланса теплоты:

$$G(c + c_{пар}x_0)(t_0 - t_k) + G_M c_M \theta_0 = G_M (r + ct_k)(\bar{u} - u_0) + \bar{t} \quad (VI.10)$$

Энтальпия материала на выходе (\bar{t}) и влажность твердого материала (\bar{u}) определяются по формулам (VI.3) и (VI.4). Систему уравнений (VI.9), (VI.10) необходимо дополнить уравнением баланса по влаге и выражениями для определения коэффициентов.

Влаго содержание газа определится из соотношения:

$$x = x_0 + (u_0 - \bar{u}) \frac{\rho_M V_M}{G} \quad (VI.11)$$

Среднее время пребывания:

$$\bar{t} = \frac{1 - \varepsilon_i}{V_M} S H_i \quad (VI.12)$$

Скорость потока газа в расчете на полное сечение аппарата:

$$w = \frac{G}{\rho S} \quad (VI.13)$$

Средняя порозность слоя:

$$\varepsilon = \left(\frac{18Re + 0,36Re^2}{Ar} \right)^2 \quad (VI.14)$$

Коэффициент теплообмена $K(u, w)$ может быть определен из кинетических зависимостей и теплового баланса слоя

$$w\rho \left(r \left| \frac{du}{d\tau} \right| + c_M \frac{d\theta}{d\tau} \right) = \frac{6}{d} (1 - \varepsilon) K(u, w) (\bar{t} - \bar{\theta})$$

откуда

$$K(u, w) = \frac{w\rho \left(r \left| \frac{du}{d\tau} \right| + c_M \frac{d\theta}{d\tau} \right)}{\frac{6}{d} (1 - \varepsilon) (\bar{t} - \bar{\theta})} \quad (VI.15)$$

Расчет по сформулированной математической модели предшествует определению основных кинетических зависимостей, полученных экспериментально. Общий вид этих зависимостей см. (II.45)–(II.47), конкретный вид для силикагеля см. в примере 1.

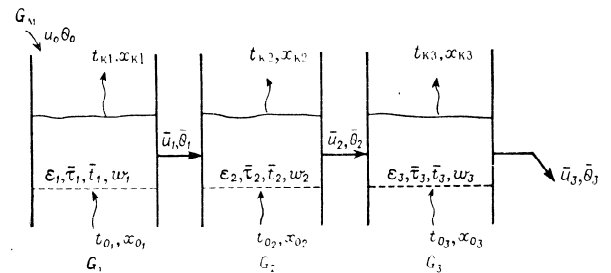


Рис. VI.1. К расчету многосекционного аппарата.

Для получения численных значений коэффициентов уравнений (II.45)–(II.47) может быть применен, например, регрессионный анализ данных соответствующих экспериментов по сушке и нагреву материала, как это сделано Сыроежиным [14] для примера 1 — формулы (II.48) и (II.49).

Алгоритм для многосекционного аппарата с перекрестным движением фаз (рис. VI.1) состоит из последовательного применения расчетных зависимостей (VI.3)–(VI.15), что позволяет произвести расчет «от секции к секции». При этом входными параметрами для твердой фазы в каждой последующей секции служат входные параметры предыдущей. Блок-схема дана на рис. VI.2.

3. ПРИМЕРЫ

Пример 1*. Расчет многосекционного аппарата с перекрестным током. Производительность по сухому материалу — $3 \cdot 10^{-5}$ м³/с, начальная влажность — 20% (на сухую массу), конечная — 4,2%. Температура поступающего

* Пример выполнен В. Ф. Сыроежиным и О. П. Крукозским.

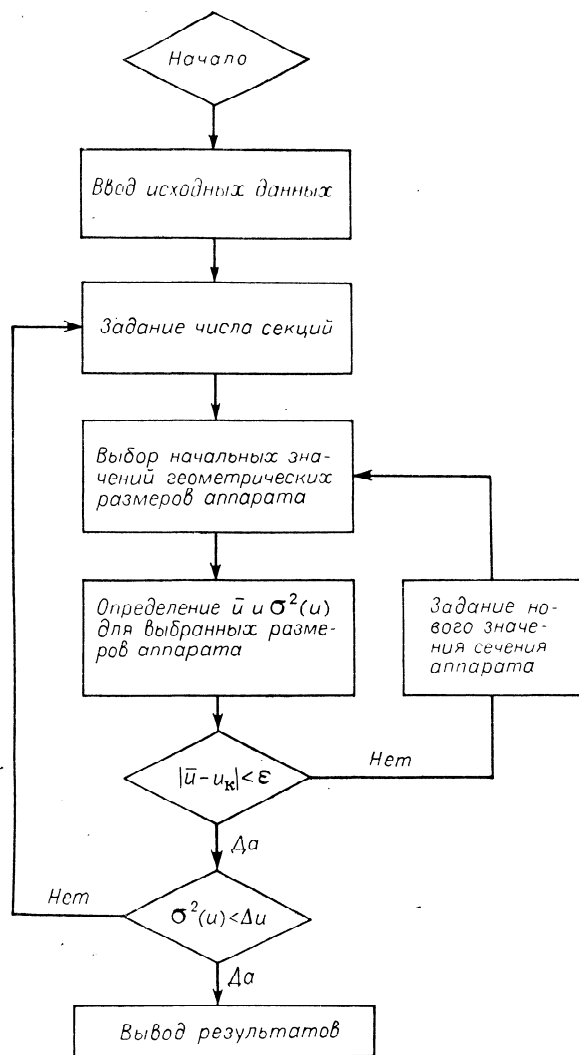


Рис. VI.2. Блок-схема расчета непрерывного процесса сушки в много-секционном аппарате.

в сушилку воздуха — 180 °С. Коэффициенты кинетических зависимостей (II.47) — (II.49) аппроксимируются следующими выражениями:

$$A = 0,945u_0^{0,344}t^{0,622}\omega^{0,324}$$

$$B = 3,8u_0^{-0,913}t^{0,740}\omega^{0,92}$$

$$u^* = 0,896t^{-2,2}$$

Дисперсия выгружаемого материала по влажности — не более 1%.

Начальное приближение объема псевдооживленного слоя рассчитываем из экспериментально полученных данных:

$$V_{сл} = \frac{V_m \bar{t}}{1 - \epsilon} = 1,32 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$$

где \bar{t} — время достижения заданной влажности для периодического процесса при температуре, равной температуре газа на входе в аппарат ($t_1 = 180$ °С). Для поддержания устойчивого гидродинамического режима задаем порозностью $\epsilon = 0,63$.

Примем высоту слоя в каждой секции 0,05 м, тогда начальное приближение площади сечения аппарата 0,0264 м², а отдельной секции 0,0066 м².

В результате расчета на ЭВМ по программе, составленной на основе блок-схемы (рис. VI.2), получаем, что для обеспечения заданной дисперсии по влажности (не более 1%) необходимо 4 секции. Общая площадь поперечного сечения аппарата составляет 0,0352 м², расход газа равен 0,806 · 10⁻¹ кг/с, среднее время пребывания в аппарате 54,1 с. Расчетные данные приведены в табл. VI.2.

ТАБЛИЦА VI.2

Параметры	Секции			
	1	2	3	4
Температура газа на выходе из слоя (t_2), °С	115,2	130,2	137,3	141,4
Средняя температура газа в слое (\bar{t}), °С	132,6	140,0	143,6	145,6
Расход газа через секцию, кг/с	0,0214	0,0205	0,0197	0,0190
Средняя влажность (u), % (на сухую массу)	13,1	8,6	5,8	4,1
Дисперсия по влажности (σ^2), %	0,24	0,19	0,12	0,07

Пример 2*. Расчет аппарата для сушки адипиновой кислоты.

Всусушиваемый материал представляет собой кристаллы игольчатой структуры и в процессе сушки образуют агрегаты. Поэтому предварительно было проведено исследование на лабораторной установке фонтанирующего слоя с целью экспериментального определения минимальной и максимальной скорости воздуха, при которых обеспечивается устойчивое перемешивание материала, а также температуры уходящего из сушилки воздуха, при которой отсутствует налипание материала на стенках камеры и достигается его заданная конечная влажность.

Максимальная скорость воздуха (в расчете на сечение на уровне неподвижного слоя) оказалась равной 0,75 м/с, минимальная — 0,25 м/с. Температура

* Пример выполнен Д. Т. Митевым.

уходящего из аппарата воздуха, обеспечивающая влажность выгружаемого материала 0,3%, была равна 75 °С при температуре в слое около 80 °С.
Принимаем наджино масштабируемый аппарат фонтанирующего слоя с тангенциальным вводом теплоносителя (рис. III.20, а).

Исходные данные

Производительность по исходному материалу (G_1), кг/ч	4200
Влажность материала, %:	
начальная (u_1)	9
конечная (u_2)	0,3
Температура теплоносителя, °С:	
на входе в сушилку (t_1)	150
на выходе из сушилки (t_2)	75
Температура слоя ($\theta_{сл}$), °С	80
Температура материала, °С:	
поступающего (θ_1)	40
уходящего (θ_2)	80
Влагосодержание теплоносителя (λ_0), поступающего в калорифер (например, для условий Ворошиловграда в январе $\varphi_0 = 0,85$, $t_0 = -7$ °С), кг/кг	0,00186
Теплоемкость высушенного материала ($c_{м50}$), кДж/(кг·К)	1,42

Расчет

Материальный и тепловой баланс.

1. Производительность по высушенному материалу:

$$G_2 = G_1 \frac{100 - u_1}{100 - u_2} = 4200 \frac{100 - 9}{100 - 0,3} = 3833,5 \text{ кг/ч}$$

2. Количество испаряемой влаги:

$$W = G_1 - G_2 = 4200 - 3833,5 = 366,5 \text{ кг/ч}$$

3. Расход теплоты на сушку.

а. Энтальпия воздуха, выходящего из калорифера:

$$i_1 = (1,0 + 1,96x_0) t_1 + 2480x_0 = 155 \text{ кДж/кг}$$

б. Энтальпия воздуха, поступающего в калорифер:

$$i_0 = (1,0 + 1,96x_0) t_0 + 2480x_0 = (1,0 + 1,96 \cdot 0,00186) (-7) + 2480 \cdot 0,00186 = -2,43 \text{ кДж/кг сухого воздуха}$$

в. Тепловые потери в сушилке, отнесенные к 1 кг испаряемой влаги:

$\Lambda = q_m + q_{пот} - c_{возд} \theta_1 = 595 + 690 - 167 = 1118 \text{ кДж/кг}$ влаги, где q_m — теплота, теряемая с высушенным материалом при нагреве от θ_1 до θ_2

$$q_m = \frac{G_2 c_m}{W} (\theta_2 - \theta_1) = \frac{3833,5 \cdot 1,42}{366,5} (80 - 40) = 595 \text{ кДж/кг влаги}$$

$q_{пот}$ — потери теплоты в окружающую среду, принимаемые равными 10% от расхода теплоты на нагрев материала и воздуха до 80 °С.

$$q_{пот} = 0,1 (2480 + 1,96\theta_2 + q_m - 4,19\theta_1) =$$

$$= 0,1 (2480 - 1,96 \cdot 80 + 595 - 167) = 690 \text{ кДж/кг влаги}$$

г. Параметры воздуха, покидающего сушилку.

Абсолютное влагосодержание x_2 определяем из системы уравнений

$$\Lambda = \frac{i_1 - i_2}{x_2 - x_0}$$

$$i_2 = (1,0 + 1,96x_2) t_2 + 2480x_2$$

из которой имеем:

$$x_2 = \frac{i_1 - x_0 \Lambda - 1,0 t_2}{\Lambda + 1,96 t_2 + 2480} = \frac{155 - 0,00186 \cdot 1118 - 75}{1118 + 1,96 \cdot 75 + 2480} =$$

$$= 0,0206 \text{ кг/кг сухого воздуха}$$

$$i_2 = (1,0 + 1,96x_2) t_2 + 2480x_2 = (1,0 + 1,96 \cdot 0,0206) \cdot 75 + 2480 \cdot 0,0206 = 132 \text{ кДж/кг сухого воздуха}$$

д. Удельный расход теплоты:

$$q = \frac{i_1 - i_0}{x_2 - x_0} = \frac{155 - (-2,43)}{0,0206 - 0,00186} = 8400 \text{ кДж/кг влаги}$$

е. Тепловой к. п. д.:

$$\eta = \frac{r}{q} = \frac{2340}{8400} = 0,275 \text{ или } 27,5\% \text{ (} r \text{ при } t_{сл} = 80 \text{ °С).}$$

ж. Общий расход теплоты:

$$Q_{общ} = Wq = 8400 \cdot \frac{366,5}{3600} = 850 \text{ кВт}$$

4. Параметры уходящего воздуха, общий и удельный его расход.

а. Удельный расход:

$$G_{уд} = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,0206 - 0,00186} = 53 \text{ кг/кг влаги}$$

б. Общий расход:

$$G = G_{уд} W = 53 \cdot 366,5 = 19\,400 \text{ кг/ч}$$

в. Относительная влажность уходящего воздуха:

$$\varphi_2 = \frac{x_2 \Pi \cdot 100}{p_{нас}(x_2 + 0,622)} = \frac{0,0206 \cdot 760 \cdot 100}{299(0,02346 + 0,622)} = 9\%$$

г. Объем влажного воздуха на выходе из сушилки (при $t_2 = 75$ °С и $\varphi_2 = 9\%$):

$$V = G \frac{R_f (T_0 + t_2)}{10\,000 (1 - \varphi_2)} = 19\,400 \frac{29,27 (273 + 75)}{10\,000 (1 - 0,09)} = 21\,800 \text{ м}^3/\text{ч}$$

(при этом не учтены подсосы воздуха через загрузочное и разгрузочное отверстия и через неплотности).

5. Гидродинамический расчет. Минимальная площадь сечения верха слоя (при максимальной скорости) будет равна:

$$F_{мин} = \frac{V}{3600 (w_{возд})_{макс}} = \frac{21\,800}{3600 \cdot 0,75} = 8,0 \text{ м}^2$$

Основные размеры аппарата показаны на рис. VI.3. Решетка аппарата беспробальная и состоит из желобов, в нижней части которых имеется один или

несколько рядов отверстий (в зависимости от требуемого живого сечения) для подвода теплоносителя. Живое сечение находим, исходя из определенного соотношения между сопротивлением решетки и слоя, при котором обеспечивается устойчивое перемешивание слоя. Это соотношение для принятого аппарата 0,6—0,8. Имеем:

$$\Delta p_{\text{сл}} = H_0 \rho_M (1 - \varepsilon_0) g = 0,5 \cdot 1366 (1 - 0,6) g = 2660 \text{ Па}$$

где $H_0 = 0,5 \text{ м}$ — высота неподвижного слоя. Тогда $\Delta p_{\text{реш}} = 1540 \text{ Па}$.

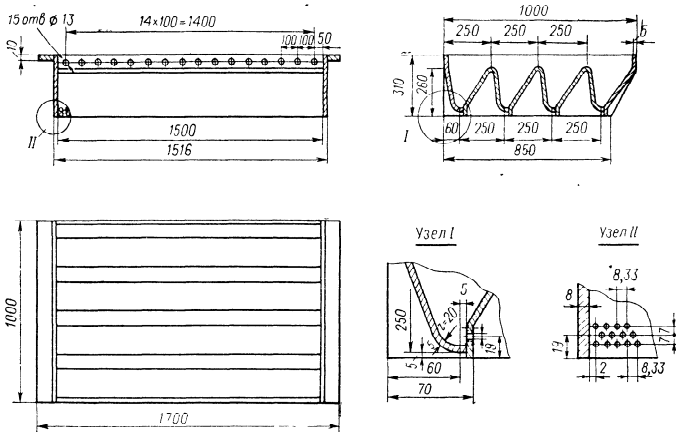


Рис. VI.3. Газораспределительное устройство (к примеру 2).

Из уравнения $\Delta p_{\text{реш}} = \zeta \frac{\rho_1 \omega_{\text{вх}}^2}{2}$ определяем скорость воздуха в отверстиях решеток:

$$\omega_{\text{вх}} = \sqrt{\frac{2 \Delta p_{\text{реш}}}{\zeta \rho_1}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 1540}{1,9 \cdot 0,8}} = 45,5 \text{ м/с}$$

где $\zeta = 1,8 \div 2$ для круглых отверстий; $\rho_1 = 0,8 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха на входе в аппарат.

Зная скорость воздуха у поверхности слоя ($\omega_{\text{п.с}}$) и в отверстиях решетки ($\omega_{\text{вх}}$), можно определить живое сечение решетки, исходя из условия неразрывности потока

$$\omega_{\text{п.с}} S_{\text{п.с}} = \omega_{\text{вх}} S_{\text{реш}}$$

откуда

$$\Gamma = \frac{S_{\text{реш}}}{S_{\text{п.с}}} = \frac{\omega_{\text{п.с}} \rho_{\text{вх}}}{\omega_{\text{вх}} \rho_1} = \frac{0,66}{45,5} \frac{0,996}{0,8} = 0,018 \text{ или } 1,8\%$$

где Γ — отношение сечений отверстий решетки и сечения верха неподвижного слоя, %.

Высоту желобов решетки принимаем равной 200 мм, а их число в одном метре — 4 (ширина желоба 250 мм).

Сечение отверстий, приходящихся на 1 м длины желоба, определяем из соотношения

$$S_{\text{вх1}} = \frac{\Gamma S}{4} = \frac{0,018 \cdot 0,996}{4} = 0,0045 \text{ м}^2/\text{м}$$

откуда количество отверстий на 1 м длины при диаметре отверстия 4 мм будет равно:

$$n = \frac{S_{\text{вх1}}}{S_0} = \frac{4,5 \cdot 10^{-3}}{\pi d_0^2 / 4} = \frac{4500 \cdot 10^{-6}}{12,56 \cdot 10^{-6}} = 358 \text{ шт.}$$

Принимаем $n = 360$ отверстий. Шаг между отверстиями $t = 2d_0$. Число отверстий в одном ряду на 1 м равно $n_1 = 1/t = 1/2d_0$, а число рядов

$$n_p = n/n_1 = \frac{n}{1/2d_0} = n \cdot 2d_0 = 360 \cdot 2 \cdot 4 \cdot 10^{-3} = 2,88$$

Принимаем $n_p = 3$ ряда.

Тогда окончательно имеем:

$$n_1 = \frac{n}{n_p} = \frac{360}{3} = 120 \text{ отверстий}$$

$$t_1 = 1/n_1 = 1/120 = 8,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Расстояние между рядами при шахматном расположении:

$$h = (t/2) \operatorname{tg} 60^\circ = 6,92 = 7 \text{ мм}$$

Пример 3. Расчет сушилки для пастообразного красителя прямого черного 3 производительностью 200 кг/ч (по высушенному материалу)*.

Для расчета использовать данные опытов, проведенных на пилотной установке, работающей в режиме фонтанирования. Сушку произвести смесью продуктов сгорания, получаемых при сжигании керосина с воздухом.

Исходные данные

Температура теплоносителя, °С:	
на входе в сушилку (t_1)	330
на выходе из сушилки (t_2)	100
Влажность материала (на общую массу), %:	
начальная (u_1)	67
конечная (u_2)	5
Температура, °С:	
начальная (θ_0)	30
конечная (θ_2)	80
Теплоемкость сухого материала (c_M), ккал/(кг·град)	0,4
Скорость теплоносителя, м/с:	
в нижнем сечении (w_1)	30
в цилиндрической части (w_2)	0,75
Напряжение сушилки по влаге, считая на сечение решетки (A_{S1}), кг/(м ² ·ч)	3500
Сопротивление аппарата в рабочем состоянии, мм вод. ст.	500
Параметры атмосферного воздуха (для Москвы, январь):	
t_0 , °С	-10,8
φ_0 , %	88

* При расчете приходится пользоваться эмпирическими формулами и диаграммами, еще не пересчитанными в единицы СИ. Напомним, что 1 ккал = 4,187 кДж, 1 мм вод. ст. ≈ 10 Па.

Р а с ч е т

1. В данном расчете за исходную производительность принято $G'_2 = 200$ кг/ч — масса высушенного в единицу времени материала, выгружаемого из сушилки и циклона с конечной влажностью $u_2 = 5\%$. Фактически должно высушиваться

$$G_2 = \beta G'_2 = 1,05 \cdot 200 = 210 \text{ кг/ч}$$

Здесь $\beta = 1,05$ — коэффициент, учитывающий вынос пыли из циклона в мокрый скруббер.

2. Количество испаряемой влаги:

$$W = G_2 \frac{u_1 - u_2}{100 - u_1} = 210 \frac{67 - 5}{100 - 67} = 395 \text{ кг/ч}$$

3. Количество исходной пасты:

$$G_1 = G_2 + W = 210 + 395 = 605 \text{ кг/ч}$$

4. Теоретическое количество воздуха, необходимое для сгорания 1 кг керосина:

$$G_{0в} = \frac{2,67C + 8H - O + S}{23} = \frac{2,67 \cdot 86 + 8 \cdot 13,7 - 0,1 + 0,2}{23} = 14,7 \text{ кг/кг}$$

5. Состав теплоносителя при входе в сушилку на 1 кг керосина при коэффициенте избытка воздуха α .

Состав керосина, %:

С	86	О	0,1
Н	13,7	С	0,2

Нижняя теплота сгорания керосина, рассчитанная по формуле Менделеева, $Q_{н}^P = 10\,300$ ккал/кг. Для продуктов сгорания получим:

$$G_{CO_2} = 3,67 \frac{C}{100} = 3,67 \frac{86}{100} = 3,15 \text{ кг}$$

$$G_{вод.п} = G_{H_2O} + G_{0в} \alpha x_0 = \frac{9H}{100} + G_{0в} \alpha x_0 = \frac{9 \cdot 13,7}{100} + 14,7 \alpha \cdot 0,002 = 1,23 + 0,0294 \alpha \text{ кг}$$

($x_0 = 0,002$ кг влаги/кг сухого воздуха для $t_0 = -10,8^\circ\text{C}$, $\varphi_0 = 88\%$).

$$G_{O_2} = 0,23 (\alpha - 1) G_{0в} = 0,23 (\alpha - 1) 14,7 = 3,38 \alpha - 3,38$$

$$G_{N_2} = \alpha G_{0в} \cdot 0,77 + \frac{N}{100} = \alpha \cdot 14,7 \cdot 0,77 + 0 = 11,3 \alpha$$

$$G_{SO_2} = 2 \frac{S}{100} = 2 \frac{0,2}{100} = 0,004 \text{ кг}$$

6. Количество теплоты, вносимое воздухом на 1 кг сжигаемого керосина:

$$Q_n = G_{0в} \alpha i_0 = 14,7 (-2,6) \alpha = -38,2 \alpha \text{ ккал/кг}$$

$$i_0 = c_p t_0 = 0,24 (-10,8) = -2,6 \text{ ккал/кг}$$

7. Потери теплоты в топке и камере смешения от химической и механической неполноты сгорания и в окружающую среду принимаем

$$Q_{пот} = 0,1 Q_{н}^P = 1030 \text{ ккал/кг}$$

8. Теплоемкость газов при температуре $t_1 = 330^\circ\text{C}$ [в ккал/(кг·град)]:

$$c_{CO_2} = 0,222 + 0,000043 t_1 = 0,236$$

$$c_{H_2O} = 0,436 + 0,000119 t_1 = 0,475$$

$$c_{O_2} = 0,216 + 0,0000166 t_1 = 0,2215$$

$$c_{N_2} = 0,246 + 0,0000189 t_1 = 0,2522$$

$$c_{SO_2} = 0,512$$

9. Коэффициент избытка воздуха определяем из уравнения теплового баланса топки и камеры смешения, составленного на 1 кг сжигаемого керосина*:

$$Q_p + G_{0в} \alpha i_0 = (1 + \alpha G_{0в}) i_1 + Q_{пот}$$

где $i_1 = c_1 t_1$ — энтальпия газов при входе в сушилку. Тогда

$$(1 + \alpha G_{0в}) i_1 = (G_{CO_2} c_{CO_2} + G_{вод.п} c_{H_2O} + G_{O_2} c_{O_2} + G_{N_2} c_{N_2} + G_{SO_2} c_{SO_2}) t_1 = 13,15 \cdot 0,236 + (1,23 + 0,0294 \alpha) \times 0,475 + (3,38 \alpha - 3,38) 0,2215 + 11,3 \alpha \times 0,2522 + 0,004 \cdot 0,512 \cdot 330 = 192 + 1190 \alpha$$

Таким образом

$$10300 - 38,2 \alpha = 192 + 1190 \alpha + 1030$$

откуда $\alpha = 7,4$.

10. Содержание водяных паров в теплоносителе при входе в сушилку (на 1 кг сжигаемого керосина):

$$G_{вод.п} = 1,23 + 0,0294 \cdot 7,4 = 1,448 \text{ кг/кг}$$

11. Содержание сухих газов на 1 кг сжигаемого керосина:

$$G_{с.г} = G_{вл.г} - G_{вод.п} = 1 + \alpha G_{0в} - G_{вод.п} = 1 + 7,4 \cdot 14,7 - 1,448 = 108,552 \text{ кг/кг}$$

12. Влажосодержание теплоносителя при $t_1 = 330^\circ\text{C}$ на 1 кг сухих газов:

$$x_1 = \frac{G_{вод.п}}{G_{с.г}} = \frac{1,448}{108,552} = 0,0133 \text{ кг влаги/кг сухого газа}$$

или

$$d_1 = 13,3 \text{ г/кг сухого газа}$$

13. Энтальпия теплоносителя по диаграмме $i - d$ при $t_1 = 330^\circ\text{C}$ и $d_1 = 13,3$ г/кг сухого газа:

$$i_1 = 90,5 \text{ ккал/кг сухого газа}$$

14. Для изображения на диаграмме $i - d$ реального процесса сушки (с учетом потерь) определяем величину потерь:

$$\Delta = q_m + q_{пот} - c_{вод} \theta_0$$

Расход теплоты на подогрев материала:

$$q_m = \frac{G_2 c_m}{W} (\theta_2 - \theta_0) = \frac{210 \cdot 0,4}{395} (80 - 30) = 10,6 \text{ ккал/кг влаги}$$

* Теплотой, вносимой топливом, пренебрегаем.

Для расчета распределения ожидаемого гранулометрического состава слоя и, следовательно, продукта пользуемся выражением, в котором параметр b определяется по формуле (II.99) с учетом табл. II.3, а параметр a из уравнения (II.97):

$$b = 77 \frac{410 - 90}{90} 41,6^{-0,5} = 4,21$$

$$a = b\bar{d} = 4,21 \cdot 1,9 = 7,96; d_{сд} = \bar{d}/4,8 = 1,9/4,8 = 0,394 \text{ мм}$$

где 4,8 взято из опытных данных.

Распределение ожидаемого гранулометрического состава слоя и продукта приведено ниже:

$d_i, \text{мм}$	0,72	1,02	1,4	1,8	2,4	3,4	4,5
$\frac{G_i}{\Delta l \Sigma G_i}$	2,0	7,0	25	58	54	12	1,0

Пример 5*. Расчет аппарата для обезвоживания раствора сульфата цинка. Рассчитать аппарат кипящего слоя для обезвоживания раствора сульфата цинка концентрацией $x_n = 28\%$. Конечный продукт должен иметь влажность 4% ($x_k = 96\%$). Производительность установки по раствору $6 \text{ м}^3/\text{ч}$, плотность раствора $\rho_p = 1350 \text{ кг/м}^3$. Топливо — природный газ. Максимальный выход гранулированного продукта должен быть в диапазоне крупности $-5 + 2 \text{ мм}$. Насыпная плотность гранул $\rho_n = 1500 \text{ кг/м}^3$, высота слоя $H = 0,3 \text{ м}$.

Р а с ч е т

Сульфат цинка — термостойкая соль, поэтому проведение процесса при температуре теплоносителя 900°C не вызывает разложения материала и его плавления на решетке.

Температура в слое является варьируемым параметром и выбирается с учетом требований к гранулометрическому составу продукта.

На основе материального и теплового балансов рассчитаны объемы разбавленного воздухом топочных газов, поступающих в аппарат (при нормальных условиях $V_{т,г} = 3060 \text{ м}^3/\text{м}^3$ раствора) [15].

Сечение газораспределительной решетки $F_{реш}$ определяется из соотношения:

$$F_{реш} = \frac{V_{т,г} \left(\frac{t_{сд} + 273}{273} \right) V_p}{\omega}$$

где V_p — производительность установки по раствору; ω — рабочая скорость газа (в расчете на полное сечение слоя), которую выбирают, исходя из стационарного распределения частиц в слое.

Расчет гранулометрического состава слоя проводим при различных значениях константы выгрузки K , температуры $t_{сд}$ и высоты H слоя. При расчете используются эмпирические или аналитические зависимости вероятности дробления от параметров процесса, например уравнение (II.85). Вероятность дробления гранул $ZnSO_4$ в широком диапазоне изменения параметров описана Радным и Налимовым зависимостью [16]:

$$\Pi(d, \Delta t, H) = 1/15 [1 - 0,03(H - 30)](d^2 - 1,48d)(\Delta t + 0,8 \Delta t^2)$$

Здесь H — высота псевдоожиженного слоя, см; d — диаметр термически дробящихся гранул, мм; $\Delta t = \frac{t_{сд} - t_{кип}}{t_{кип}}$, где $t_{кип}$ — температура кипения раствора.

Вероятность образования осколка данного размера $d_{оск}$ для температур слоя $130-250^\circ\text{C}$ описывается соотношением [16]:

$$\varphi(d, d_{оск}) = \begin{cases} 1/2 [\delta(d_{оск} - 0,15d) + \delta(d_{оск} - d^3 \sqrt{1 - 0,15^3})] \\ 1/2 [\delta(d_{оск} - d_{макс}) + \delta(d_{оск} - \sqrt[3]{d^3 - d_{макс}^3})] \end{cases}$$

где $d_{макс}$ — максимальный размер образующегося осколка; δ — дельта-функция.

Зависимость $d_{оск}$ от температуры слоя показана на рис. VI.5.

Полная вероятность дробления выражается соотношением:

$$P(d, d_{оск}, \Delta t, H) = \Pi(d, t_{сд}, H) \varphi(d, d_{оск})$$

Решение этого уравнения выполнено на ЭВМ. Полученные значения гранулометрического состава при различных режимах обезвоживания приведены в табл. VI.3. Как следует из таблицы, рекомендуемый режим — $H = 300 \text{ мм}$, $t_{сд} = 200^\circ\text{C}$, так как при этом режиме выход желаемой фракции ($-5 + 2 \text{ мм}$) составляет около 90%. Диапазон же размеров частиц в слое находится в основном в пределах $1,6-5 \text{ мм}$.

Принимая максимальный размер частиц, уносимых из слоя $0,5 \text{ мм}$, по формулам (I.1) и (I.3) рассчитываем критическую скорость псевдоожижения $\omega_{кр}$ для частиц $d_{макс} = 5,0 \text{ мм}$ и скорость витания $\omega_{вит}$ для частиц $0,5 \text{ мм}$. Плотность гранул $\rho_{гв} = 3280 \text{ кг/м}^3$; плотность газов при 200°C — $\rho = 0,746 \text{ кг/м}^3$; кинематический коэффициент вязкости $\nu = 34,85 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Тогда для $d_{мин} \text{ Ag} = 4,42 \cdot 10^3$, для $d_{макс} \text{ Ag} = 3,31 \cdot 10^6$, $Re_{вит} = 74,5$, $Re_{кр} = 211$, $\omega_{вит} = 2,8 \text{ м/с}$, $\omega_{кр} = 3,02 \text{ м/с}$.

Рабочая скорость газа в слое (фиктивная) должна быть более 3 м/с , чтобы было обеспечено псевдоожижение самых крупных частиц (5 мм) и в то же время

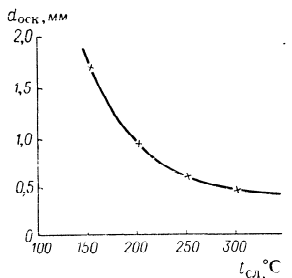


Рис. VI.5. Зависимость $d_{оск}$ от $t_{сд}$.

ТАБЛИЦА VI.3

$t_{сд}, ^\circ\text{C}$	$H, \text{мм}$	$K, \text{ч}^{-1}$	$V_{т,г}, \text{м}^3/\text{м}^3$	Гранулометрический состав (в %) различных фракций (в мм)							
				-10 +5	-7 +5	-5 +3	-3 +2	-2 +1,6	-1,6 +1,25	-1,25 +0,8	-0,8 +0,5
130	240	3,0	2460	9,0	31,4	39,0	16,5	2,2	1,4	0,5	—
130	300	2,6	2460	7,0	32,1	39,9	16,7	2,3	1,4	0,6	—
130	360	2,1	2460	6,3	31,8	40,3	17,1	2,4	1,5	0,6	—
150	240	3,8	2530	4,3	30,7	44,1	16,3	2,3	1,6	0,7	—
150	300	3,6	2530	4,0	22,1	52,3	16,9	2,5	1,3	0,8	0,1
150	360	2,2	2530	2,3	18,3	48,8	25,3	2,4	1,5	1,3	0,1
200	240	2,0	3060	—	41,8	44,0	10,9	2,6	0,8	—	—
200	300	1,67	3060	—	4,2	53,7	35,3	5,1	1,5	0,1	0,1
200	360	2,0	3060	—	6,7	56,9	30,6	4,3	1,2	0,2	0,1
200	360	1,6	3060	—	18,1	52,0	22,9	5,7	1,2	0,1	—
260	240	1,75	3760	—	2,2	27,6	49,2	12,6	5,2	2,2	—
260	300	1,36	3760	—	0,1	22,5	51,1	16,0	7,6	2,5	0,2
260	360	1,12	3760	—	—	14,3	45,3	20,9	12,2	6,9	1,2

* Пример выполнен С. П. Налимовым и С. И. Радным.

должен быть ограничен размер частиц, выносимых из слоя (0,5 мм). Для уменьшения последнего сепарационное пространство следует выполнять расширяющимся по высоте. Примем рабочую скорость газа в слое $w = 3,3$ м/с. В прирешеточной части слоя, где преимущественно находятся крупные частицы, скорость газа, имеющего температуру 900 °С, будет равна $3,3 \frac{273+900}{273+200} = 8,18$ м/с, т. е. вполне достаточна для их псевдооживления.

Тогда площадь газораспределительной решетки будет равна:

$$F_{\text{реш}} = \frac{3060(273+200)6}{273 \cdot 3600 \cdot 3,3} = 2,68 \approx 2,7 \text{ м}^2$$

Правильность принятой константы скорости выгрузки K (табл. VI.4) проверяется из соотношения:

$$K = \frac{V_{\text{рр}} \frac{x_{\text{н}}}{x_{\text{к}}}}{F_{\text{реш}} H \rho_{\text{н}}} = \frac{6 \cdot 1350 \frac{28}{96}}{2,7 \cdot 0,3 \cdot 1500} = 1,94 \text{ ч}^{-1}$$

Расчитанное значение K оказалось близким к принятому $K = 2,67$. Если полученная константа выгрузки значительно отличается от принятой, проводят повторный расчет распределения и рабочей скорости для нового значения K , которое и будет окончательным, так как изменение K на распределение влияет незначительно.

Пример 6*. Расчет пневматической сушилки.

Расчет пневматической сушилки для полидисперсных материалов следует выполнять в два этапа: 1) приблизительно и 2) подробно (по полученным данным о скорости газа на входе в аппарат, учитывая различие в поведении крупных и мелких частиц по методике, изложенной в [17]). Подробный расчет требует использования ЭВМ. Ниже приводится приближенный расчет.

Расчитать пневматическую сушилку для хлорида калия производительностью 20 т/ч (5,56 кг/с) по высушенному продукту.

Исходные данные

Влажность материала, %:	
начальная (u_1)	10
конечная (u_2)	0,5
Теплоемкость материала (c_m), Дж/(кг·К)	712
Плотность материала (ρ_m), кг/м ³	2000
Температура материала, °С:	
начальная (θ_0)	20
конечная (θ_2)	110
Температура теплоносителя (продуктов сгорания мазута в смеси с воздухом), °С:	
начальная (t_1)	800
конечная (t_2)	125
Фракционный состав материала, %:	
> 0,8 мм	11,5
0,5—0,8 мм	27,4
0,25—0,5 мм	38,8
< 0,25 мм	22,3

* Пример выполнен Н. В. Озеровой.

Р а с ч е т

1. Расход влажного материала:

$$G_{\text{н}} = G_{\text{к}} \frac{100 - u_2}{100 - u_1} = 5,56 \frac{100 - 0,5}{100 - 10} = 6,14 \text{ кг/с}$$

2. Расход удаляемой влаги:

$$W = G_{\text{н}} - G_{\text{к}} = 6,14 - 5,56 = 0,58 \text{ кг/с}$$

3. Удельный расход теплоты:

$$q = q_{\text{исп}} + q_m + q_{\text{пот}}$$

$$q = 1,05 \left[(r_0 + c_{\text{л}} t_2 - c_{\text{в}} \theta_0) + \frac{G_{\text{к}}}{W} c_m (\theta_2 - \theta_0) \right] = 1,05 \left[(2493 + 1,97 \cdot 125 - 4,19 \cdot 20) + \frac{5,56}{0,58} 0,712 (110 - 20) \right] = 3433 \text{ кДж/кг влаги}$$

Величину $q_{\text{пот}}$ приняли равной 0,05 ($q_{\text{исп}} + q_m$)

4. Общий расход теплоты:

$$Q = qW = 3433 \cdot 0,58 = 1990 \text{ кВт}$$

5. Энтальпия топочных газов при $t_1 = 800$ °С и влагосодержании $x_1 = 0,034$ кг/кг, рассчитанном, исходя из $Q_{\text{р}}^{\text{н}}$ топлива по методике, изложенной в примере 3, равна $i_1 = 1010$ кДж/кг.

6. Влагосодержание и энтальпию теплоносителя на выходе из сушилки определяем по методике, изложенной в примере 2. В результате расчета получаем: $x_2 = 0,262$ кг/кг, $i_2 = 819$ кДж/кг

7. Удельный расход сухих газов:

$$G_{\text{уд}} = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{0,262 - 0,034} = 4,386 \text{ кг/кг}$$

8. Общий расход сухих газов:

$$G = G_{\text{уд}} W = 4,386 \cdot 0,58 = 2,544 \text{ кг/с}$$

9. Скорость газа в сушилке выбираем, исходя из скорости витания самых крупных частиц продукта для трех сечений: нижнего, среднего и верхнего. Полагаем, что плотность частиц постоянна, плотность и вязкость теплоносителя такие же, как у воздуха.

Удельный объем газов:

$$v = \frac{R_{\text{возд}} T (0,622 + x)}{0,622 P} \text{ м}^3/\text{кг сух. газ.}$$

при $P = 745$ мм рт. ст. $v = 4,64 \cdot 10^{-3} \cdot T (0,622 + x)$

Плотность газа:

$$\rho = \frac{1 + x}{v}, \text{ кг/м}^3$$

Скорость витания частиц определяем по формуле (1.3). Отклонение от сферической формы учтем с помощью фактора формы f , значение которого примем равным 1,2. Тогда расчетный диаметр частиц [18]:

$$d_m = 0,8 \cdot 1,2^{0,5} = 0,88 \text{ мм}$$

Расчитанные значения $w_{\text{вит}}$ приведены в табл. VI.4.

Примем скорость газа в верхнем сечении сушилки

$$w = 1,5 w_{\text{вит}} = 1,5 \cdot 6,38 = 9,57 \text{ м/с}$$

ТАБЛИЦА VI.4

Величины	Низ	Середина	Верх
Температура, °C	800	467	125
Влагосодержание (x), кг/кг	0,034	0,198	0,262
Удельный объем (v), м³/кг	3,256	2,816	1,633
Плотность (ρ), кг/м³	0,317	0,425	0,773
Кинематический коэффициент вязкости (ν), м²/с	1,412 · 10 ⁻⁴	0,828 · 10 ⁻⁴	0,236 · 10 ⁻⁴
Скорость витания (w _{вит}), м/с	2115	4582	18 584
Скорость газа (ω), м/с	46,16	77,35	184
	19,15	16,51	9,57

10. Поперечное сечение сушилки:

$$S = \frac{V}{W} = \frac{G \cdot v}{w} = \frac{2,544 \cdot 1,633}{9,57} = 0,434 \text{ м}^2$$

11. Диаметр сушилки:

$$D = \sqrt{\frac{0,434}{0,785}} = 0,744 \text{ м}$$

12. Расчетные скорости газа в нижнем и среднем сечениях сушилки приведены в табл. VI.4.

13. Диаметр частиц

$$d_s = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}}$$

где $d_i = \sqrt{d_1 d_2}$ — среднее геометрическое из размеров отверстий соседних сит; x_i — массовая доля пробы.

С учетом фактора формы:

$$d_M = d_s f_{0,5}$$

Определяем значения d_i : 1) $d_i = 0,8$ мм; 2) $d_i = \sqrt{0,5 \cdot 0,8} = 0,635$ мм; 3) $d_i = \sqrt{0,25 \cdot 0,5} = 0,353$ мм; 4) $d_i = 0,25$ мм.

$$d_s = \frac{1}{\frac{0,115}{0,8} + \frac{0,274}{0,635} + \frac{0,388}{0,353} + \frac{0,223}{0,25}} = 0,389 \text{ мм}$$

$$d_M = 0,389 \cdot 1,20^{0,5} = 0,428 \text{ мм}$$

14. Скорость витания частиц $d_M = 0,428$ мм при средних значениях $t_{cp} = 467$ °C и $x_{cp} = 0,198$ кг/кг:

$$Ar = \frac{d_M^3 g \rho_M}{\nu^2 \rho} = \frac{(0,428 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 9,8 \cdot 2000}{0,686 \cdot 10^{-8} \cdot 0,425} = 527$$

$$Re_{вит} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}} = \frac{527}{18 + 0,61 \sqrt{527}} = 16,45$$

$$w_{вит} = \frac{Re_{вит} \nu}{d_M} = \frac{16,4 \cdot 0,828 \cdot 10^{-4}}{0,428 \cdot 10^{-3}} = 3,18 \text{ м/с}$$

15. Средняя скорость движения частиц

$$w_{ч} = w - w_{вит} = 16,51 - 3,18 = 13,33 \text{ м/с}$$

16. Режим движения частиц характеризуется числом Re, рассчитанным по относительной скорости

$$Re_{отн} = \frac{w_{отн} d_M}{\nu} = \frac{3,18 \cdot 0,428 \cdot 10^{-3}}{0,828 \cdot 10^{-4}} = 16,4$$

17. Средний коэффициент теплоотдачи к поверхности частиц определяем по уравнению [18]:

$$Nu = 2 + 0,16 Re^{0,667} = 3,03$$

$$\alpha = \frac{3,03 \cdot 45 \cdot 10^{-3}}{0,428 \cdot 10^{-3}} = 318 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

18. Поверхность частиц, заключенных в 1 м³ объема сушилки:

$$F_{ч} = n f$$

Здесь n — число частиц; $f_{ч}$ — поверхность одной частицы

$$n = \frac{\beta_M}{\pi d_M^3 / 6}; \quad f_{ч} = \pi d_M^2$$

 $\beta_M = \beta_p i$ — истинное объемное содержание твердой фазы в газе, м³/м³; β_p — расчетное объемное содержание твердой фазы; i — фактор скольжения фаз:

$$i = \frac{w}{w_{ч}}; \quad \beta_p = \mu_p \frac{\rho}{\rho_M}$$

где μ_p — расчетное массовое содержание материала в газе. Объединяя записанные выше выражения, получим:

$$F_{ч} = \frac{6}{d} \mu_p \frac{\rho}{\rho_M} i$$

$$\mu_p = \frac{G_H + G_K}{2G(1+x)} = \frac{6,14 + 5,56}{2 \cdot 2,544(1+0,198)} = 1,919 \text{ кг/кг}$$

$$i = \frac{16,51}{13,33} = 1,239$$

$$F = \frac{6}{0,428 \cdot 10^{-3}} \cdot 1,919 \cdot \frac{0,425}{2000} \cdot 1,239 = 7,08 \text{ м}^2$$

19. Объемный коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_v = \alpha F_{ч} = 318 \cdot 7,08 = 2257 \text{ Вт/(м}^3 \cdot \text{К)}$$

20. Средняя разность температур:

$$\frac{800 \quad 125}{\quad \quad \rightarrow}$$

$$\frac{20 \quad 110}{780 \quad 15}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{780 - 15}{\ln \frac{780}{15}} = 192 \text{ °C}$$

21. Длина зоны сушки (рабочей зоны):

$$L = \frac{Q}{S \Delta t_{cp} \alpha_v} = \frac{1990 \cdot 10^3}{0,434 \cdot 192 \cdot 2257} = 10,56 \text{ м}$$

ЛИТЕРАТУРА

1. *Нахимов С. П., Себалло В. А., Черкез Г. С.* Сушка в кипящем слое в СССР и за рубежом (Сопоставительный обзор). М., НИИТЭХИМ, 1967, вып. 1, с. 3.
2. *Осинский В. П., Семенов М. М.* — В кн.: Сушильное оборудование. М., ВНИИХИММАШ, 1976, вып. 75, с. 138.
3. *Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г.* Промышленные установки для сушки в кипящем слое. Л., Химия, 1970.
4. *Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б.* Основы техники псевдооживления. М., Химия, 1967.
5. *Романков П. Г., Рашковская Н. Б.* Сушка во взвешенном состоянии. Л. Химия, 1968.
6. *Хаджиогло А. В., Степаненков А. М.* Сушка угля в кипящем слое. М., Металлургия, 1971.
7. *Славинский Д. М. и др.* Топка под давлением в нефтепереработке. М., Гостопиздат, 1958.
8. *Лыков М. В., Леончик Б. И.* Распылительные сушилки. М., Машиностроение, 1966.
9. *Орлов Е. П.* Дозирующие устройства. М., Машгиз, 1966.
10. *Лыков М. В.* Основные направления развития сушильной техники. М. НИИТЭХИМ, 1964.
11. *Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г.* — Хим. пром., 1960, № 5, с. 389.
12. Справочник по пыле- и золоулавливанию. М., Энергия, 1975.
13. *Рысин С. А.* Вентиляционные установки машиностроительных заводов. М., Машгиз, 1960.
14. *Сыроежкин В. Ф.* Автореф. канд. дисс. Л., ЛТИ им. Ленсовета, 1974.
15. Обезвоживание растворов в кипящем слое/Под ред. О. М. Тодесса, М., Металлургия, 1973.
16. *Тодес О. М., Нахимов С. П., Радин С. И.* — ЖПХ, 1975, т. XLVIII, № 10, с. 2230.
17. *Шрайбер А. А., Глянченко В. Д.* Термическая обработка полидисперсных материалов в двухфазном потоке. Киев, Наукова думка, 1976.
18. *Горбис Э. П.* Теплообмен и гидродинамика дисперсных сквозных потоков. М., Энергия, 1970.

Предметный указатель

Аппарат(ы)	Кoeffициент(ы)
для грануляции в псевдооживленном слое при обезвоживании растворов 164, 165	диффузии 47, 63, 67, 71
для обезвоживания с грануляцией растворов солей 162, 163	эффективный 55
кипящего слоя 14 сл.	осаждения 55
конический 11, 12, 26, 37 сл.	потенциалпроводности 70
полного перемешивания 49, 53, 56	разделения 110
с локальными зонами фонтанирования 187	сепарации 110 сл.
со встречными закрученными потоками 129	влияние на гранулометрический состав 111
фонтанирующего слоя 12 сл.	скорости сушки 55, 75, 77
с тангенциальным вводом газа 12, 26, 56, 57, 95, 100 сл.	сопротивления 43 сл.
цилиндрикоконический 11, 12, 26 сл.	теплопроводности 47, 67, 70 сл.
	теплоотдачи 60, 64, 68, 88 сл.
	трения 21, 44
Безрецикловые процессы 103 сл.	Кривые
Виброаэросушилки 154, 187	распределения гранул по линейным размерам 103
Время	фонтанирования 24
задержки 56	Критерий
пребывания 48 сл.	Архимеда 16, 35, 72
среднее 52 сл.	Био 60
циркуляции 52, 54 сл.	Гухмана 114
Газораспределительные решетки 92, 177, 185	Коссовича 72, 73
	Лыкова 70
Дезинтегратор 124 сл.	Лященко 16
Диффузия 46 сл.	Нуссельта 114
Дробление 100 сл.	Рейнольдса 9, 16, 27, 42, 63, 115
Закон	Струхаля 42
Дарси 44	Фруда 42, 44
предельного числа Нуссельта 63	Фурье 71, 73
	Метод Монте-Карло 47
	Модель
	двухзонная 49
	двухпараметрическая 47
	диффузионная 46
	Осциллирующий режим 70, 74, 85 сл.
	Очаговая циркуляция 47

- Печь для обезвоживания растворов** 163
- Пневмосушилка(и)** 14, 62, 83, 120 сл.
- двухступенчатая 123
 - с внутренней греющей трубой 121
 - с дезинтегратором 124, 125
 - с паровой рубашкой 128, 129
 - с расширителями 128
 - с рециркуляцией 123, 124
 - типа
 - «серпантин» 122
 - «спираль» 122, 123
 - «труба в трубе» 122
 - трубы Вентури 124
 - центробежная 127, 128
- Пневмотранспорт** 15, 44
- Порозность слоя** 9, 11 сл.
- измерение 45 сл.
- Скорость**
- витания 11, 15 сл.
 - начала фонтанирования 26
 - псевдооживления, критическая 9, 15 сл.
- Слой**
- взвешенный 9, 11 сл.
 - модификации 15 сл.
 - вибровязкий 40
 - виброкипящий 39, 40
 - исследование структуры 40, 41
 - виброфонтанирующий 40
 - вихревой 98 сл.
 - изменение структуры 10
 - импульсно оживаемый 41
 - кипящий 11 сл.
 - диапазон существования 15
 - перепад давления 18
 - структура 45 сл.
 - характерные скорости 15 сл.
 - конический с фильтрацией 21
 - неподвижный 13, 15
 - плотный 11
 - порозность 9, 11 сл.
 - псевдооживленный 11 сл.
 - моделирование 48
 - фонтанирующий 12 сл.
 - механизм циркуляции твердых частиц 50 сл.
 - области работы 30
 - перепад давления 19
 - скорости газа 26
 - структура 45 сл.
 - теплообмен 95 сл.
 - характеристика 32 сл.
- Сушилка(и)**
- аэрофонтанная 13, 14
 - трехконусная 131
 - взвешенного слоя 11 сл.
 - вибрационные 154, 155
 - вибрирующие лотковые 156
 - вихревые 129, 130
- Сушилка(и)**
- для дисперсных материалов 156
 - для медицинских препаратов 152
 - для полиэфирной крошки 149, 156, 157
 - для раствора хромового дубителя 163, 164
 - для растворов, суспензий и паст 164, 166
 - для сыпучих и пастообразных материалов 156, 157
 - для угля 173
 - кипящего слоя 13, 14, 133 сл.
 - с вибрирующими поверхностями нагрева 151
 - с осциллирующим режимом, полунепрерывного действия 159, 160
 - с радиальными перегородками, полунепрерывного действия 159 сл.
 - комбинированные 144 сл.
 - «аэрофонтанная — кипящий слой» 149
 - «пневмотруба — кипящий слой» 150
 - спирально-вихревая 147, 148
 - с циклонной подачей твердых частиц 149
 - «циклон — вихревой слой» 145, 146
 - «циклон — кипящий слой» 145
 - области работы 13
 - пневмосопловая 126, 127
 - псевдооживленного слоя 11 сл.
 - многосекционные 137 сл.
 - с ворошителем 141
 - с мешалкой и наклонной решеткой 140, 141
 - с водяной рубашкой, периодического действия 156, 157
 - с импульсной подачей воздуха 156
 - типа ВАВАС, для сушки крахмала 197, 198
 - фонтанирующего слоя 136 сл.
 - шнековые 141, 142
- Сушка**
- вязких материалов 99 сл.
 - кривые 76, 77
 - на инертных телах 114 сл.
 - математические модели 115, 116
 - пищевых продуктов 86 сл.
 - термочувствительных материалов 99 сл., 114 сл.
- Тарельчатая сушильная колонна** 72
- Теория**
- пакетная 90
 - плочная 89
- Трубы-сушилки** 14, 44, 120, 125 сл.
- Установка(и)**
- для грануляции при обезвоживании растворов и пульв удобрений с распылением над кипящим слоем 164, 166
 - для дегидратации гипса, опытно-промышленная 201
 - для обезвоживания паст и суспензий во взвешенном слое инертного носителя 164, 166, 167
 - для сушки и грануляции трихлор-ацетата натрия, опытно-промышленная 212, 214
 - для сушки
 - ила с коагулянтами 236, 237
 - органических продуктов в потоке инертного газа 191, 192
 - полимерных материалов перегретыми парами растворителя 194, 197
 - полиэфирной крошки 148, 149
 - с вихревой сушилкой 130
- Установка(и)**
- сушильная
 - для пастообразного красителя прямого 3 206
 - для хлорида калия 134
 - с цилиндрической камерой 133
 - сушильно-охлаждающая 184, 185
- Число**
- полидисперсности, максимальное 16
 - псевдооживления 18, 98
- Эффект**
- столкновения частиц 43
 - сушки, интегральный 71
- Ядро фонтанирующего слоя** 26, 49, 50, 65

Copyright © San'ky incorporation
derevyaha + Q