
П. Г. РОМАНКОВ

Н. Б. РАШКОВСКАЯ



СУШКА

ВО ВЗВЕШЕННОМ

СОСТОЯНИИ



П. Г. РОМАНКОВ · Н. Б. РАШКОВСКАЯ

СУШКА
ВО ВЗВЕШЕННОМ
СОСТОЯНИИ

ТЕОРИЯ, КОНСТРУКЦИИ, РАСЧЕТ

Изд. 2-е переработанное и дополненное

ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»
Ленинградское отделение
1968

ПРЕДИСЛОВИЕ

П. Г. Романков, Н. Б. Ращковская. Сушка во взвешенном состоянии. Изд-во «Химия», 1968, изд. 2-е, пер. и доп., стр. 360, табл. 75, рис. 168.

В книге рассматриваются теоретические основы процесса сушки во взвешенном слое, дано описание конструкций сушилок взвешенного слоя для сыпучих и пастообразных материалов, расплавов, растворов и суспензий, приведены данные по сушке различных продуктов химических и ряда других производств, освещены вопросы автоматизации сушильных установок и экономики процесса, а также приведены примеры расчетов сушилок.

Книга рассчитана на научных и инженерно-технических работников химической промышленности и других отраслей народного хозяйства, занимающихся вопросами сушки. Она может быть использована студентами и аспирантами химико-технологических вузов и институтов химического машиностроения.

В последние годы в промышленной практике широко используется техника взвешенного (кипящего, псевдоожженного) слоя в качестве одного из действенных средств интенсификации производства. Целый ряд процессов химической технологии (обжиг руд и концентратов, сушка различных материалов, производство активированных углей и катализаторов, разделение газов сорбционными методами, контактно-кatalитические процессы и др.) производится во взвешенном слое.

Внедрению в химическую и смежные отрасли промышленности этого нового прогрессивного технологического метода взаимодействия между твердой и газовой (жидкой) фазами позволяет заменить некоторые периодические процессы непрерывными. Кроме того, удается сократить продолжительность обработки тех или иных материалов путем применения более высоких скоростей материальных потоков и автоматизировать процесс. Таким образом, ведение технологических процессов во взвешенном слое дает возможность повысить не только эффективность аппаратуры объемов, но и производительность труда.

Настоящая монография является переработанным и дополненным вторым изданием книги авторов «Сушка в кипящем слое» (изд. «Химия», 1964 г.). В ней рассматриваются теоретические основы процесса сушки во взвешенном слое — гидродинамика и кинетические закономерности процесса сушки, конструкции сушилок для сыпучих и пастообразных материалов, для расплавов и растворов, а также методы расчета сушильных установок. Освещены также вопросы автоматизации.

Однако в книгу не включены разделы, касающиеся пневматических и распылительных сушилок, так как по этим методам сушки в нашей литературе имеется ряд специальных монографий и общих руководств: И. М. Федорова, М. В. Лыкова и Б. И. Леончика, П. Д. Лебедева, М. Ю. Лурье и др.

Авторы стремились систематизировать и обобщить имеющиеся в литературе данные по сушке различных материалов во взвешенном слое, опубликованные как в Советском Союзе, так и за рубежом. В книгу включены также результаты исследовательских работ по сушке во взвешенном слое. Поскольку гидродинамика кипящего

ОСНОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

слоя достаточно полно отражена в ряде отечественных и зарубежных монографий (С. С. Забродского, М. Лева, Н. И. Сыромятникова и В. Ф. Волкова, Н. И. Гельперин, В. Г. Айнштейн и др.), то в настоящем издании в гл. I основное внимание уделено вопросам гидродинамики фонтанирующего и вихревого слоев, получивших широкое применение при сушке и в других промышленных процессах.

Авторы надеются, что эта книга окажется полезной при выборе метода сушки, проектировании и расчете сушильных установок, при дальнейшем исследовании этого важного технологического процесса и тем самым будет содействовать техническому прогрессу химической и смежных с ней отраслей промышленности.

Авторы выражают благодарность А. Ауфу, В. Е. Бабенко, З. А. Березовской, М. В. Герке, А. Д. Гольцикеру, В. Е. Кузаковой, Н. С. Лютои, А. Д. Минчеву, Д. Т. Митеву, Н. Н. Мясникову, И. О. Протодьяконову, Л. Л. Синельниковой, Л. А. Синюку, В. Ф. Фролову, П. А. Яблонскому и др. за творческое участие в совместной работе по изучению процесса сушки во взвешенном слое.

Авторы весьма признателны А. Д. Гольцикеру за помощь при подготовке рукописи к печати.

Все замечания и пожелания читателей будут приняты авторами с благодарностью.

- A* — удельная производительность (напряжение) сушилки по испаряемой влаге, $\text{кг}/\text{м}^2$, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 $a = \frac{\lambda}{cp}$ — коэффициент температуропроводности, $\text{м}^2/\text{сек}$, $'\text{м}^2/\text{ч}$;
 c — теплоемкость, $\frac{\partial \mathcal{E}}{\partial T}$ ($\frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$);
 D — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{сек}$, $\text{м}^2/\text{ч}$; диаметр верхнего сечения слоя, м ;
 D_{ap} — диаметр аппарата, м ;
 d_0 — диаметр нижнего сечения аппарата, м ;
 d — диаметр частиц, мк , мм , м ;
 F — поверхность теплообмена частиц, м^2 ;
 G — производительность аппарата, $\text{кг}/\text{ч}$, $\text{кг}/\text{сек}$;
 H_{ap} — высота аппарата, м ;
 h — высота кипящего слоя, мм , м ;
 h_0 — высота неподвижного слоя, мм , м ;
 L — расход газа, $\text{кг}/\text{ч}$, $\text{кг}/\text{сек}$;
 Δp — перепад давления в слое, мм вод. ст. ;
 p — давление, $\text{Н}/\text{м}^2$ (атм , мм вод. ст.);
 Δt — температурный напор, град ;
 t — температура газа, $^{\circ}\text{C}$;
 w' — влагосодержание материала, $\frac{\text{кг влаги}}{\text{кг сухого вещества}}$;
 W — производительность сушилки по испаряемой влаге, $\text{кг}/\text{ч}$, $\text{кг}/\text{сек}$;
 w — скорость потока (на полное сечение аппарата), $\text{м}/\text{сек}$;
 a — коэффициент теплоотдачи, $\frac{em}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}$ ($\frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}}$);
 ε — порозность кипящего слоя;
 ε_0 — порозность неподвижного слоя;
 μ — динамический коэффициент вязкости, $\frac{\text{Н} \cdot \text{сек}}{\text{м}^2}$ ($\frac{\text{кгс} \cdot \text{сек}}{\text{м}^2}$);
 ν — кинематический коэффициент вязкости, $\text{м}^2/\text{сек}$;
 ρ — плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 τ , θ — время, сек , ч ;
 v , ϑ — температура частиц, $^{\circ}\text{C}$;
 $Ar = \frac{d^3(\rho - \rho_v)g}{\nu^2 \rho_r}$ — критерий Архимеда;
 $Eu = \frac{\Delta p}{\rho v^2}$ — критерий Эйлера;
 $Ko = \frac{ru'}{c_k(t_1 - \vartheta_1)}$ — критерий Коссовича;
 $Lu = \frac{D}{a_r}$ — критерий Лыкова;

ГИДРОДИНАМИКА ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ

$Ly = \frac{w^3 \rho_r}{vg (\rho - \rho_r)}$ — критерий Лященко;
 $Nu = \frac{ad}{\lambda}$ — критерий Нуссельта (тепловой);
 $Bi = \frac{ad}{\lambda_m}$ — критерий Био;
 $Pr = \frac{v}{a}$ — критерий Прандтля (тепловой);
 $Re = \frac{wd}{v}$ — критерий Рейнольдса;
 $Fo = \frac{\alpha \tau_{cp}}{a^2} \left(\frac{\alpha \tau_{cp}}{R^2} \right)$ — критерий Фурье;
 $E = \frac{u'_1 - u'_p}{u'_1 + u'_p}$ — комплекс влагосодержания;
 $K_w = \frac{w}{w_{kp}}$ — число (коэффициент) псевдоожижения.

Индексы

- 1, нач — начальное
 2, кон — конечное
 кр — критическое
 вит — витания
 р — равновесное

Взвешенным слоем называют кипящий (псевдоожиженный) и фонтанирующий слой, а также различные их модификации. В данной главе рассматриваются некоторые вопросы гидродинамики в этих слоях, имеющие наибольшее значение для разработки, просканирования и расчета процесса сушки. Так как теоретическим и экспериментальным исследованиям гидродинамики кипящего слоя посвящено большое число монографий [1—5], а систематическое изложение этого вопроса для фонтанирующего слоя отсутствует, то здесь на основе собственных и литературных данных будут подробно рассмотрены вопросы гидродинамики фонтанирующего слоя.

КЛАССИФИКАЦИЯ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ РЕЖИМОВ И АППАРАТОВ, ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ СУШКИ

Ориентировочная классификация по гидродинамическому режиму [6] областей работы сушилок, в которых теплоноситель движется через слой зернистого материала, ясна из рис. I-1.

На диаграмме приведена зависимость скорости потока от диаметра частиц при различной порозности слоя: от $\epsilon = 0,4$, соответствующей неподвижному, свободно насыпанному слою, до $\epsilon = 1$, соответствующей условиям витания одиночной частицы в неограниченном объеме (при плотности материала $\rho_m = 900 \text{ кг}/\text{м}^3$ и температуре воздуха $t_b = 100^\circ \text{C}$).

На кривой 1 и ниже ее при порозности слоя $\epsilon = 0,4$ лежит область работы сушилок с фильтрующим слоем. К этому типу следует отнести все сушилки, в которых при продувании горючего газа через слой материала частицы остаются неподвижными (слой лежит на неподвижной или поступательно перемещающейся сетке, либо движется компактно сверху вниз, навстречу газовому потоку). На кривой 5 и выше ее при порозности, приблизительно равной единице ($\epsilon \approx 1$), лежит область работы пневматических сушилок, работающих в режиме уноса.

В этих сушилках процесс осуществляется при транспортировании частиц газовым потоком [со скоростями, превышающими скорость витания частиц]. Между кривыми 1 и 5 заключена область взвешенного слоя.

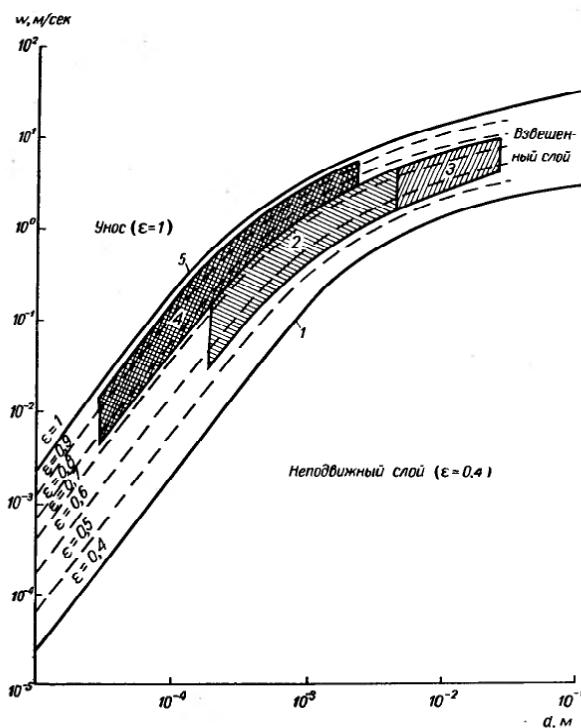


Рис. I-4. Области работы (ориентированно) сушилок с продуванием газа через слой:

1 — зависимость w_{kp} от d при $\epsilon = 0,4$; 2 — область работы сушилок кипящего слоя постоянного сечения по высоте; 3 — увеличение области работы сушилок кипящего слоя в аппаратах расширяющегося сечения; 4 — область работы аэрофонтановых сушилок; 5 — зависимость w_{vib} от d при $\epsilon = 1$.

В определенном интервале порозности слоя ($\epsilon \approx 0,55 \div 0,75$) работают промышленные сушилки кипящего (псевдоожженного) слоя. Эта область охватывает частицы диаметром от $30 \div 40 \text{ мк}$ до $6 \div 7 \text{ мк}$ (область 2), а для конических аппаратов может быть расширена (до $d = 25 \div 30 \text{ мм}$ — область 3).

При порозности слоя $\epsilon = 0,75 \div 0,95$ работают аэрофонтанные сушилки (область 4). В сушилках этого типа удается обрабатывать материалы, содержащие частицы диаметром от нескольких микронов до нескольких миллиметров.

Аппараты кипящего слоя постоянного или несколько расширяющегося по высоте сечения, благодаря простоте конструктивного оформления, нашли широкое применение в промышленности.

Недостатки кипящего слоя в таких аппаратах:

- 1) невозможность повышения скорости сверх значения, соответствующего верхней границе существования кипящего слоя;
- 2) трудность обработки полидисперсных систем;
- 3) недостаточно интенсивный гидродинамический режим вблизи решетки, что приводит к ее заплавлению в высокотемпературных процессах при обработке полидисперсных и термолабильных материалов и в процессах с вводом в слой жидкой фазы.

Указанные недостатки ограничивают возможности повышения производительности этих аппаратов, и в ряде отраслей в упомянутых выше случаях применяют аппараты расширяющегося по высоте сечения (конечно-цилиндрические), работающие в режиме фонтонирования.

Преимущества таких аппаратов следующие:

- 1) закономерное изменение скорости снизу вверх позволяет одновременно обрабатывать твердые частицы различных размеров и в режимах различной интенсивности;
- 2) достаточно высокие скорости в нижней части аппарата позволяют, особенно при значительных углах раствора конуса, обрабатывать вещества, длительный контакт которых с решеткой недопустим, комкующиеся и слипающиеся вещества, а также вводить в слой жидкости и пасты.

За сравнительно короткий срок было предложено большое число конструкций аппаратов переменного по высоте сечения.

Более полно их можно классифицировать по следующим признакам (рис. I-2).

Аппараты с кипящим слоем расширяющегося по высоте сечения:

- 1) расширение над слоем (рис. I-2, а) [7];
- 2) расширение по всей высоте аппарата с постоянным углом конусности (рис. I-2, б) [8];
- 3) расширение по всей высоте аппарата с переменным углом конусности (рис. I-2, в) [9].

Однокамерные аппараты с фонтонирующим слоем обычного типа:

- 1) конический аппарат с фонтонирующим слоем (рис. I-2, г) [10];
- 2) цилиндро-конический аппарат с фонтонирующим слоем (рис. I-2, д) [11];
- 3) струйный аппарат с фонтонирующим слоем (рис. I-2, е) [12];
- 4) щелевой аппарат с фонтонирующим слоем (рис. I-2, ж) [13];
- 5) кольцевой аппарат с фонтонирующим слоем (рис. I-2, з) [14].

Однокамерные аппараты с фонтанирующим слоем специальных типов:

1) аэрофонтаний аппарат (рис. I-2, u) [15];

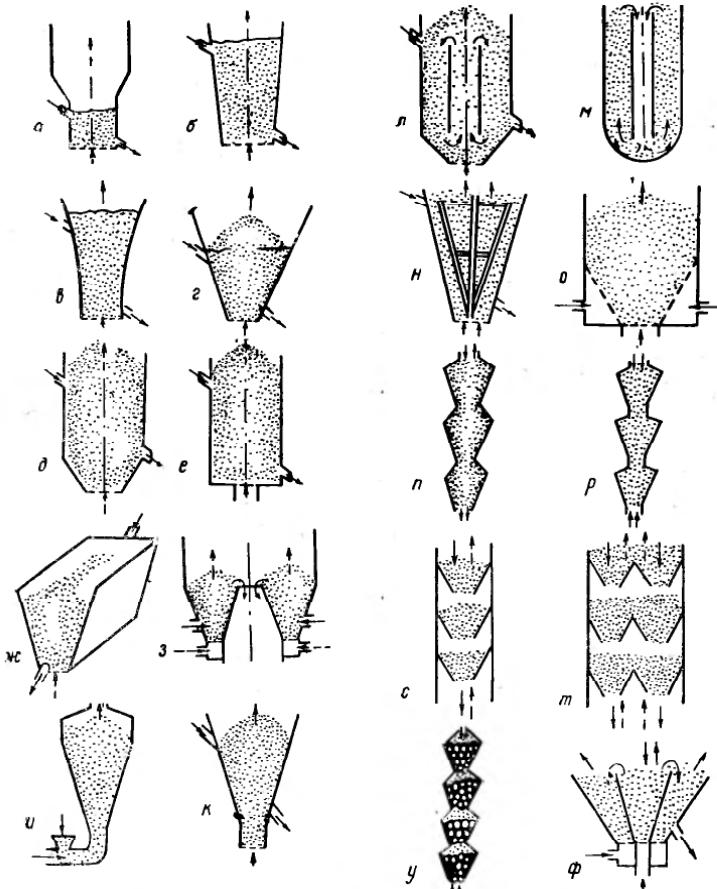


Рис. I-2. Схемы различных конструкций аппаратов с фонтанирующими слоями.

2) аппарат фонтанирующего слоя с цилиндрической нижней частью (рис. I-2, k) [17];

3) аппарат фонтанирующего слоя с закрытым фонтанированием (рис. I-2, л) [18];

4) аппарат фонтанирующего слоя с обращенным входом струй (рис. I-2, м) [18];

5) аппараты фонтанирующего слоя с пульсирующей подачей газа [19];

6) аппарат фонтанирующего слоя с мешалкой (рис. I-2, н) [20];

7) аппарат фонтанирующего слоя с перфорированным коническим дном (рис. I-2, о) [21].

Многокамерные аппараты с фонтанирующим слоем:

1) аппарат каскадного типа с несколькими ретортами (рис. I-2, П) [22];

2) аппарат аэрофонтаниного типа с несколькими расширителями (рис. I-2, р) [23];

3) аппарат с фонтанирующими слоями на конических провальных перегородках (рис. I-2, с) [24];

4) аппарат с фонтанирующими слоями на многоконусных провальных перегородках (рис. I-2, м) [24];

5) аппарат аэрофонтаниного типа с насадкой (рис. I-2, у) [25];

6) двухконусный аппарат «конус в конусе» (рис. I-2, ф) [26].

Приведенная классификация позволяет различать процессы со взвешенной твердой фазой в аппаратах переменного по высоте сечения по следующим признакам:

а) аппараты кипящего слоя в конических сосудах — кипящий слой с хаотическим движением ($\alpha \leq 20^\circ$) [120];

б) аппараты фонтанирующего слоя с восходящим движением твердой фазы по оси аппарата (увлечение газовой струей) и нисходящим вдоль стенок ($20 \leq \alpha \leq 180^\circ$) [98].

диапазон существования кипящего слоя

Все системы со взвешенным слоем характеризуются двойкой функцией газа: с одной стороны, он является, как и в процессах с фильтрующим, движущимся и падающим слоями твердого материала, технологическим агентом, обеспечивающим подвод тепла, а с другой, взвешивающим агентом, обеспечивая движение частиц и их перемешивание. Наличие этой двойной функции потока приводит иногда к жесткой связи между условиями существования системы и закономерностями подвода к ней тепла. Поскольку основной расчет процессов со взвешенным слоем сводится к выявлению этих связей, ниже рассматриваются условия существования различных модификаций взвешенного слоя и их взаимосвязь с технологическими требованиями, предъявляемыми к этим системам.

Простейшая система со взвешенными твердыми частицами — пневмотранспорт [3] — имеет практически неограниченный диапазон существования при всех скоростях газа выше $w_{\text{кр}}$ —

скорости витания частиц, которые движутся вместе с газовым потоком со скоростью скольжения, в установившемся режиме равной

$$w = w_c - w_{\text{вит}}$$

Сложнее обстоит дело с кипящим (псевдоожженным) слоем. Эта система имеет две границы, соответствующие ее промежуточному положению между неподвижным (плотным) продуваемым слоем и пневмотранспортом, нижняя граница которого ($w_{\text{вит}}$) является теоретически верхним пределом существования кипящего слоя [27, 28].

Переход неподвижного слоя в кипящий описывался в работах ряда исследователей. Было предложено большое число зависимостей для описания основных закономерностей этого явления.

Ввиду значительного их количества (большинство их сведено в табл. I-1) целесообразно рассмотреть эти зависимости с единой точки зрения, основанной на анализе общего механизма процесса [29].

Явление псевдоожжения состоит в том, что при определенной скорости обтекания стесняющих друг друга частиц происходит их взвешивание в потоке, причем этой скорости соответствует определенная степень взаимного стеснения частиц. Исходя из этого, можно сформулировать четыре условия, совместно определяющих точку начала псевдоожжения.

1. Условие обтекания указывает на характер взаимодействия потока газа с твердыми частицами и может быть задано следующим способом: в виде одночленного

$$f_s = a \operatorname{Re}^{-n} \quad (I-1)$$

и двучленного

$$f_s = \frac{A}{\operatorname{Re}} + B \quad (I-2)$$

коэффициентов сопротивления либо с помощью эмпирически подобранной функции.

2. Условие стесненности характеризует влияние других частиц на процесс обтекания и может быть задано 1) функцией порозности, полученной при рассмотрении канальной модели фильтрующего слоя, 2) функцией порозности, найденной из расширения или вязкостных свойств псевдоожженного слоя, или с помощью эмпирически подобранных коэффициентов. В зависимости от выбора формы задания условия стесненности и различают внутреннюю и внешнюю задачи.

3. Условие псевдоожжения (взвешивания). В отношении этого условия имеются две точки зрения: ряд исследователей [2, 5, 78, 79] считают, что действительная скорость псевдоожжения постоянна при любой степени расширения слоя и равна скорости витания частицы. Такой подход не учитывает зависимости степени стесненности частиц от расширения слоя. Тодес [28], полагает, что слой

частиц находится в псевдоожженном состоянии, когда средняя во времени подъемная сила уравновешивает вес частицы.

Этот взгляд высказывался также и другими исследователями [49, 69, 80, 81]. Исходя из этого, для одной частицы условие псевдоожжения записывается как

$$f = mg \quad (I-3)$$

где f — подъемная сила, действующая на частицу, а mg — вес частицы в среде.

Идентичное условие псевдоожжения для всего слоя может быть записано в виде

$$\Delta p = \frac{G}{S} \quad (I-4)$$

где Δp — гидравлическое сопротивление слоя, G — вес слоя, S — сечение слоя или в виде зависимости [82]

$$\frac{\Delta p}{k} = g (\rho_t - \rho_c) (1 - \varepsilon) \quad (I-5)$$

4. Границное условие. Совокупность приведенных выше условий определяет весь диапазон псевдоожжения. Для определения конкретного состояния необходимо задание дополнительного условия, например порозности ε . Для начала псевдоожжения граничным условием является значение порозности неподвижного слоя ε_0 .

Как уже было указано, все формулы, приведенные в табл. I-1, получены путем использования в той или иной форме четырех перечисленных условий и отличаются лишь формой задания условий и видом функциональной зависимости, т. е. отличие чисто формальное, и поэтому они не имеют никаких преимуществ. Выбирать ту или иную формулу следует, лишь исходя из удобства пользования.

Первое требование — явный вид формулы относительно скорости w_{kp} .

Второе же заключается в том, что расчетная формула не должна содержать трудно определяемых величин, например фактора формы. Несмотря на то, что рядом исследователей [30] обобщен и систематизирован большой материал по факторам формы, все же этих данных недостаточно.

Третье требование — расчетная зависимость должна быть единой для описания всего диапазона режимов обтекания. Большинство существующих формул применимо лишь в определенных пределах, и непрерывная экспериментальная зависимость выражается с помощью трех — четырех отрезков кривых (в частном случае — прямых), точка пересечения которых не лежит на экспериментальной кривой, что с математической точки зрения не является достаточно удовлетворительным.

Формулы для вычисления критической скорости псевдоожижения [29]

Авторы	Формула	Область применения	Литературные данные
Акопян, Касаткин	$Re_{kp} = 0,009 \frac{\varepsilon_0^2}{\varphi(1-\varepsilon_0)} Ar$ $Re = 0,367 \left[\frac{\varepsilon_0^2 Ar}{\varphi(1-\varepsilon_0)} \right]^{0,57}$	$Re_{kp} < 35$ $70 \leq Re_{kp} \leq 7000$	31
Дементьев	$Re_{kp}^{1,82} = 0,065 a_0 \varepsilon_0^{2+k} Ar, k = 15,3 (\varepsilon_0 - 0,35)^{1,3},$ a_0 — доля взвешенных частиц	$15 < Re < 6000$	32
Лева, Вейнтрауб, Груммер, Поллчик, Строч	$G_{kp} = 0,005 \frac{d^2 g \rho_c (\rho_m - \rho_c) \varphi^2 \varepsilon_0^3}{\mu (1-\varepsilon_0)}$	$Re < 10$	33
Мартюшин	$Re_{kp} = \frac{\varphi^2 \varepsilon_0^3}{220a(1-\varepsilon)} Ar, a$ — доля свободного сечения решетки	—	34
Сусиу, Шорр	$Re_{kp} = \frac{1-\varepsilon_0}{4,25} Ar$ $Re_{kp}^{1,54} = \frac{1-\varepsilon_0}{31} Ar$	Ламинарный режим Турбулентный режим	35
Винтерштейн, Розе	$Fr_{kp} \frac{\rho_c}{\rho_m} = \varepsilon_0^3 \frac{Re}{150(1-\varepsilon_0) + 1,75Re}$	—	36
Горошко, Розенбаум, Тодес	$Re_{kp} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}}$	—	37
Абаев, Гусман	$w_{kp} = 0,8 \frac{d^{1,67} \rho_{vac}^{0,334}}{\nu^{0,78} \rho_c^{0,11}}$	—	38
Алиев, Индюков, Рустамов	$w_{kp} = (0,00051)^n \frac{d^2 (\rho_m - \rho_c) g}{\mu \varphi}$	$n = f(d)$	39
Бейлин	$Re_{kp} = 0,046 Ar^{0,587}$	—	40
Гинзбург, Резников	$Re_{kp} = 0,01 Fe^{1,98}$	—	41
Граф	$w_{kp} = 0,000565 \frac{d^2 (\rho_m - \rho_c) g}{\mu}$	$Re < 10$	42
Гришин	$Re_{kp} = 4,75 Fe - 325$	—	43
Еркова, Смирнов	$Re = 0,0472 \varepsilon^5 Ar$ $Re = 0,110 (\varepsilon^5 Ar)^{0,73}$ $Re = 1,15 (\varepsilon^5 Ar)^{0,5}$	Ламинарный режим Переходной режим Турбулентный режим	44
Клевлеев	$w_{kp} = 0,00034 \frac{d^{1,6} (\rho_m - \rho_c)}{\mu}$	—	45
Лева, Шираи, Вен	$G_{kp} = 0,00923 \frac{d^{1,82} [\rho_c (\rho_m - \rho_c)]^{0,94}}{\mu^{0,88}}$	$Re < 5$	46
Миллер, Логвинук	$G_{kp} = 0,00125 \frac{d^2 (\rho_m - \rho_c)^{0,9} \rho_c^{1,1} g}{\mu}$	—	47

Таблица I-1 (продолжение)

Авторы	Формула	Область применения	Литературные данные
Мухленов, Трабер, Румянцева	$Re_{kp} = 0,0031Ar$ $Re = 0,31Ar^{0,5}$	Ламинарный режим Турбулентный режим	48
Орочеко, Войтехов	$w_{kp} = A_0^{\frac{1}{1-n}} \left[\frac{e_0 \rho_c}{(1-e_0) \mu} \right]^{\frac{n}{1-n}} d^{\frac{n+0,5}{1-n}} \left(\frac{\rho_m}{\rho_c} - 1 \right)^{\frac{0,5}{1-n}}$ $n = 0,44 - 0,46$	$d = 0,1 \div 5 \text{ мм}$	49
Розловский	$Re_{kp} = 0,141Ar^{0,5}$	—	50
Смирнов	$Re_{kp} = 0,00054 Ar$	Ламинарный режим	51
Странео, Кошки	$w_{kp} = 0,000294 \frac{d^{1,7} (\rho_m - \rho_c) g}{\mu}$	Ламинарный режим	52
Федоров	$Re = 0,095 Fe^{1,56}$	$Fe = 40 \div 200$	53
Хирден, Нобель, Кревелен	$Re_{kp} = 0,00073 \frac{d^3 \rho_c (\rho_m - \rho_c) g}{\mu^2}$	Ламинарный режим	54
Юстат, Янио, Горжка	$w_{kp} = 0,00127 \frac{d^2 \rho_{vac} \varepsilon}{\mu}$	$Re < 10$	55
Беранек	$\frac{w_{kp}}{w_{вит}} = 0,019 \pm 0,003$	$B_0 < 0,3$	56
	$\frac{w_{kp}}{w_{вит}} = 0,022 B_0^{0,2}$	$0,3 < B_0 < 10^3$	
	$\frac{w_{kp}}{w_{вит}} = 0,09 \pm 0,005$	$B_0 > 10^3$	
Забродский	$\frac{w_{kp}}{w_{вит}} = 0,1 Fe^{0,115}$	$e_0 = 0,476$	57
Чечеткин	$\frac{w_{kp}}{w_{вит}} = 0,08$	$d = 0,18 - 1,5 \text{ мм}$	58
	$\frac{w_{kp}}{w_{вит}} = 0,1$	$d = 2 \div 6 \text{ мм}$	
Андерсон	$\frac{w_{kp}}{w_{вит}} = \frac{\varepsilon^2}{y}, \quad y \approx \varepsilon^{-2,39}$	Ламинарный режим	59
Беня	$Re = \frac{0,00138 Ar}{(Ar + 19,0)^{0,110}}$	$Re < 39$ $Ar < 10^5$	60
Гаспарян, Заминян	$\frac{w}{w_{вит}} = e^n, \quad n = f(Re)$	—	61
Джоттранд	$\frac{w}{w_{вит}} = e^n, \quad n = 5,6$	—	62

Таблица I-1 (продолжение)

Авторы	Формула	Область применения	Литературные данные
Колар	$\frac{w_{kp}}{w_{vit}} = 1 - \frac{1}{\exp \left\{ 0,042 \left[\lg 10 \frac{\varepsilon_0}{1-\varepsilon_0} \right]^{4,965} \right\}}$	$Re_0 \leq 1$	63
	$\frac{w_{kp}}{w_{vit}} = 1 - \frac{1}{\exp \left\{ 0,157 \left[\lg 10 \frac{\varepsilon_0}{1-\varepsilon_0} \right]^{2,823} \right\}}$	$Re \geq 18$	
Лоффлер, Рут	$\frac{w_{kp}}{w_{vit}} = \frac{\varepsilon^3}{\frac{1-\varepsilon}{5,7 + \frac{\varepsilon^2}{1-\varepsilon}}}$	Ламинарный режим	64
Льюис, Бауерман	$\frac{w}{w_{vit}} = \varepsilon^n \begin{cases} n=8,33 \\ n=2,94 \\ n=2,33 \end{cases}$	$2 < Re < 500$ $Re > 500$	65
Лященко	$\frac{w}{w_{vit}} = \varepsilon^n, n = 2,5 \div 3,8$	—	66
Минц	$\frac{w}{w_{vit}} = -4,5(1-\varepsilon) + \sqrt{[4,5(1-\varepsilon)]^2 + \varepsilon^3}$	$d < 0,1 \text{ мм}, Re < 1$	67
	$\frac{w}{w_{vit}} = -0,23(1-\varepsilon) + \sqrt{[0,23(1-\varepsilon)]^2 + \varepsilon^3}$	$d > 10 \text{ мм}$	
Петров	$Re = \frac{Ar \varepsilon^{\frac{m}{2}}}{18 + 1,933 Ar^{0,4}}, m = f(Ar)$	—	68
Ричардсон, Заки	$\frac{w}{w_{vit}} = \varepsilon^n, n = f(Re)$	—	69
Такеда	$\frac{1-\varepsilon}{1-\varepsilon_0} = \frac{1}{1-\varepsilon_0} \left[1 - a \left(\frac{w}{w_{vit}} \right)^{0,25} \right], a = 1,00 - 1,40$	Ламинарный режим	70
	$G_{kp} = \frac{d^2 \varphi^2 g}{18 \mu} (\rho_m - \rho_c) \rho_c \frac{\varepsilon^5}{1 + 0,5(1-\varepsilon)}$ $G_{kp} = 0,471 d \varphi \rho_c \left(\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} \right)^3 \left\{ \frac{\rho_m g^2 \varepsilon^6}{\mu (1-\varepsilon) [1 + 0,5(1-\varepsilon)]} \right\}$	$Re < 2$ $Re > 2$	71
Хаксли	$\frac{w_{kp}}{w_{vit}} = \frac{\varepsilon^2}{\exp \left[\frac{4,1(1-\varepsilon)}{0,64 + \varepsilon} \right]}$	Ламинарный режим	72
Хэппел	$\frac{w_{kp}}{w_{vit}} = \frac{3 - \frac{9}{2}(1-\varepsilon)^{1/2} + \frac{9}{2}(1-\varepsilon)^{1/2} - 3(1-\varepsilon)^2}{3 + 2(1-\varepsilon)^{1/2}}$	Ламинарный режим	73
Пинчбек, Поппер	$\frac{Re_{vit}}{Re_{kp}} = -8,21 \cdot 10^3 \frac{1}{Ar} + \sqrt{36 + \frac{2}{3} Ar}$	Ламинарный и переходной режимы	74, 75
Смирнов	$\frac{Re_{vit}}{Re_{kp}} = -1,11 \cdot 10^4 \frac{1}{Ar} + \sqrt{36 + \frac{2}{3} Ar}$	Ламинарный и переходной режимы	51
Льюис, Гиллиенд, Бауэр	$\frac{C}{C_{vit}} = \varepsilon^{4,65}; C — \text{коэффициент сопротивления}$	—	76
Роув	$\frac{C_{kp}}{C_{vit}} = 68,5; C — \text{коэффициент сопротивления}$	—	77

Для пользования такими формулами необходимо предварительно определить режим обтекания.

Единственное из существующих уравнений, применяемое для описания всего диапазона режимов обтекания, — это интерполяционная формула Горошико, Розенбаума и Тодеса (для шарообразных частиц) [37]:

$$Re_{kp} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}} \quad (I-6)$$

Этими же авторами предложена обобщенная полуэмпирическая интерполяционная формула для описания всего диапазона существования взвешенного слоя

$$Re = \frac{Ar \varepsilon^{4.75}}{18 + 0.61 \sqrt{Ar} \varepsilon^{4.75}} \quad (I-7)$$

переходящая при $\varepsilon = 0,4$ в приведенное выше выражение (I-6) для критической скорости начала псевдоожижения, а при $\varepsilon = 1,0$ дающая значение Re для скорости витания

$$Re_{vit} = \frac{Ar}{18 + 0.61 \sqrt{Ar}} \quad (I-8)$$

Эти зависимости приведены на рис. I-3 в координатах Ly — Ar^* и позволяют находить значение скорости псевдоожижения при различных гидродинамических режимах [83].

Необходимо остановиться также на возможной точности определения критической скорости псевдоожижения.

Выше показано, что начало псевдоожижения определяется совокупностью четырех условий.

Аэроп [30] показал, что при задании условия обтекания коэффициентом сопротивления погрешность составляет $\pm 30 \div 50\%$. Условие стесненности также задается с известной погрешностью, ввиду эмпирического характера коэффициентов и показателей функции порозности.

Условие псевдоожижения может быть задано достаточно точно в случае идеального псевдоожижения, в реальных же условиях оно не вполне соответствует величине $\frac{G}{S}$. Границное условие вызывает наибольшую значительную погрешность из-за отсутствия точного критерия для определения момента начала псевдоожижения [30]. Кроме того, само значение начальной порозности для реальных материалов сильно колеблется.

Поскольку в практических случаях рабочая скорость псевдоожижения в несколько раз превышает критическую, то необходимо

* $Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w^3 \rho_{cp}}{\mu_{cp} \rho_m g}$ — критерий Лященко;

$Ar = \frac{d^3 \rho_m \rho_{cp} g}{\mu_{cp}^2}$ — критерий Архимеда.

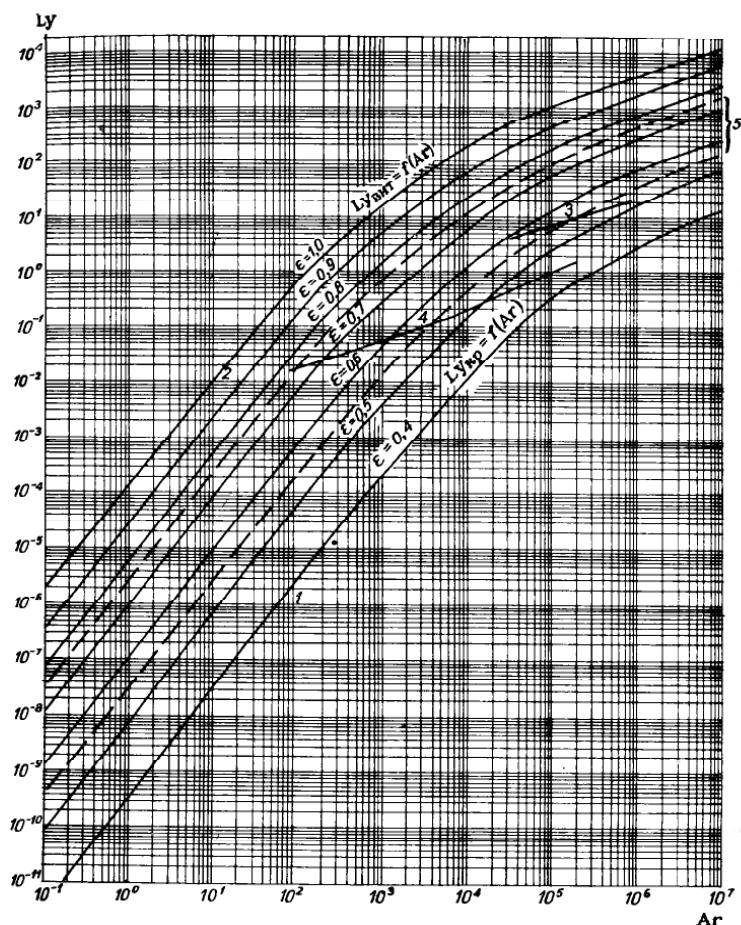


Рис. I-3. Кривые $Ly = f(Ar, \varepsilon)$.

знать лишь порядок величины критической скорости псевдоожижения и формула (I-6) при $\epsilon = 0,4$ вполне обеспечивает требуемую точность.

Выше уже отмечалось, что теоретической верхней границей псевдоожженого состояния является скорость витания $w_{\text{вит}}$ и ее приближенно можно принять за предел существования кипящего слоя.

В этом случае отношение $\frac{w_{\text{вит}}}{w_{\text{кр}}}$ или обратная величина $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}}$ — удобная характеристика диапазона существования кипящего слоя. Поскольку эта величина является одним из важнейших свойств кипящего слоя, неоднократно предпринимались попытки получения аналитического выражения для расчета ее во всех режимах обтекания. В табл. 1-2 приведены формулы, предлагавшиеся различными авторами для описания зависимости $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}}$ от критерия Ar .

Анализ полученных к 1963 г. зависимостей этого вида показал, что они либо плавно описывают часть режимов обтекания [51, 74, 75], либо аппроксимируют плавную кривую, характерную для явления, отрезками ломаной линии, точки пересечения которых не лежат на экспериментальной кривой [56], что недостаточно обосновано.

Ввиду этого целесообразно получить для величины, характеризующей диапазон существования кипящего слоя, единую зависимость, справедливую для всех режимов обтекания. Авторами и Гольцикнером [29] была получена искомая интерполяционная зависимость на основе следующих соображений.

Исходя из постоянства значений $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}}$ в ламинарной ($Ar < 10^1$) и турбулентной ($Ar > 10^6$) областях, можно записать

$$\text{при } Ar > 10^6 \quad \left(\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}} \right) = A \quad (I-9)$$

$$\text{при } Ar < 10^1 \quad \left(\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}} \right) = B \quad (I-10)$$

Интерполяционная формула для вычисления $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}}$ во всем диапазоне значений критерия Архимеда (Ar) будет

$$\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}} = A - (A - B) f (Ar) \quad (I-11)$$

где $f (Ar)$ — некоторая функция, удовлетворяющая условию:

$$f (Ar) \rightarrow 1 \text{ при } Ar < 10^1 \quad (I-12)$$

$$f (Ar) \rightarrow 0 \text{ при } Ar > 10^6 \quad (I-13)$$

Эта функция должна отражать характер изменения $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}}$ в переходной области при изменении этого отношения от B до A .

Так как известно, что зависимость $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}} = f (Ar)$ в переходной области носит степенной характер и это отношение представляет собой обратную функцию величины Ar , то из (I-12) и (I-13) получим

$$f (Ar) = \frac{1}{1 + k Ar^n} \quad (I-14)$$

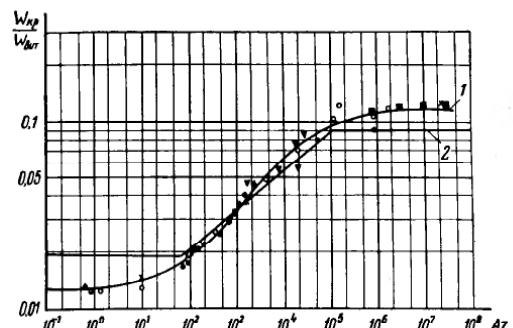


Рис. I-4. Сопоставление зависимости (I-16) с опытными данными различных авторов:

1 — кривая зависимости (I-16); 2 — кривая зависимости Беранека [56]; ○ — [56]; ● — [74]; ▽ — [44]; × — [77]; ⊙ — [51]; □ — [17].

и, следовательно, искомая интерполяционная формула будет

$$\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}} = A - (A - B) \frac{1}{1 + k Ar^n} \quad (I-15)$$

где k и n — константы, характеризующие увеличение отношения $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}}$ от B до A с ростом Ar в переходной области.

С целью определения эпачий A и B , удовлетворяющих наибольшему числу экспериментальных данных, были вычислены значения $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}}$ для ламинарного и турбулентного режимов обтекания по различным формулам. Полученные данные подтверждают постоянство $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{вит}}}$ в обеих областях (с отклонениями, соответствующими точности эксперимента). Наиболее близкие к среднему значению этого отношения в ламинарной области дают формулы Хирдена [54] и Тодеса [37], в турбулентной — формулы Ричардсона

Таблица I-2

Зависимости, предложенные для диапазона существования кипящего слоя

Авторы, источник	Вид зависимости	Пределы применения
Броунштейн, Тодес [84]	$\frac{Re_{\text{пред}}}{Re_{\text{мин}}} = 54$	Ламинарный режим обтекания
Пинчек, Поппер [74]	$\frac{Re_{\text{внт}}}{Re_{\text{кр}}} = -8,21 \cdot 10^3 \frac{1}{Ar} + \sqrt{\frac{36 + \frac{2}{3} Ar}{0,00073 Ar}}$	Ламинарный и частично переходный режим обтекания
Горошко, Розенбаум, Тодес [37]	$\frac{w_{\text{пред}}}{w_{\text{кр}}} \approx 78$ $\frac{w_{\text{пред}}}{w_{\text{кр}}} \approx 8,5$	Ламинарная область Ar < 20 Турбулентная область
Смирнов [51]	$\frac{Re_{\text{внт}}}{Re_{\text{кр}}} = 1,11 \cdot 10^4 \frac{1}{Ar} + \sqrt{\frac{36 + \frac{2}{3} Ar}{0,00054}}$	Ar > 10 ⁴ Ламинарный и переходный режим
Беранек, Сокол [56]	$\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{внт}}} = \begin{cases} = 0,019 \pm 0,003 \\ = 0,022 \\ = 0,09 \pm 9,905 \end{cases}$	$B_0 < 0,3$ $0,3 < B_0 < 10^3$ $B_0 > 10^3$
Гельнерин, Айнштейн, Гойхман [85]	$\frac{Re_{\text{внт}}}{Re_{\text{кр}}} = \frac{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}}$	Во всем диапазоне обтекания
Беранек, Сокол, Винтерштейн [86]	$\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{внт}}} = \frac{(10 + 0,275 B_0) (250 + B_0)^*}{(990 + 285 B_0) (140 + B_0)}$ $\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{внт}}} = 0,0177$	Во всем диапазоне обтекания Ламинарное обтекание $B_0 < 10^{-2}$
Нарисман [87]	$\frac{w_{\text{кр}}}{w_{\text{внт}}} = 0,096$ $\frac{w_{\text{внт}}}{w_{\text{кр}}} = \frac{C_e^{**} Re_{\text{внт}}}{27,83 [\sqrt{1 + 0,00057 Re_{\text{внт}}} - 1]}$	Турбулентное обтекание $B_0 > 3 \cdot 10^3$ Во всем диапазоне обтекания

* Критерий Ляцценко (L_y) был впервые введен И. С. Павлушкиным в 1955 г. Одновременно аналогичный критерий был предложен Я. Беранеком и назван критерием B_0 .

** C_e — поправочный коэффициент.

[69] и Тодеса [37]. Поэтому в формуле (I-15) были взяты значения A и B по Тодесу: $A = 0,1175$ и $B = 0,0129$.

Из анализа экспериментальных данных были найдены значения $k = 0,00373$ и $n = 0,6$, что при подстановке в (I-15) дает расчетную формулу вида

$$\frac{w_{kp}}{w_{vit}} = 0,1175 - \frac{0,1046}{1 + 0,00373Ar^{0,6}} \quad (I-16)$$

На рис. I-4 приведена зависимость $\frac{w_{kp}}{w_{vit}} = f(Ar)$ [56]. На этом же графике нанесены экспериментальные данные различных исследователей. Из этого рисунка видно, что совпадение зависимости (I-16) с экспериментальными данными хорошее.

Влияние начальной порозности (при прочих неизменных параметрах) на величины коэффициентов A и B в формуле (I-15) может быть наглядно проиллюстрировано табл. I-3.

Таблица I-3
Влияние начальной порозности на коэффициенты A и B
в формуле (I-15)

ϵ	$A = \left(\frac{w_{kp}}{w_{vit}} \right)_{Ar > 10^6}$		$B = \left(\frac{w_{kp}}{w_{vit}} \right)_{Ar < 10^6}$		ϵ	$A = \left(\frac{w_{kp}}{w_{vit}} \right)_{Ar > 10^6}$		$B = \left(\frac{w_{kp}}{w_{vit}} \right)_{Ar < 10^6}$	
	$Ar > 10^6$	$Ar < 10^6$	$Ar > 10^6$	$Ar < 10^6$		$Ar > 10^6$	$Ar < 10^6$	$Ar > 10^6$	$Ar < 10^6$
0,35	0,0958	0,00796	0,41	0,1215	0,35	0,0958	0,00796	0,41	0,1215
0,36	0,0998	0,00878	0,42	0,1259	0,36	0,0998	0,00878	0,42	0,1259
0,37	0,1042	0,00971	0,43	0,1309	0,37	0,1042	0,00971	0,43	0,1309
0,38	0,1082	0,01069	0,44	0,1353	0,38	0,1082	0,01069	0,44	0,1353
0,39	0,1130	0,01158	0,45	0,1395	0,39	0,1130	0,01158	0,45	0,1395
0,40	0,1175	0,01290			0,40	0,1175	0,01290		

Исходя из предложенного выше вида зависимости (I-16) для $\frac{Re_{kp}}{Re_{vit}} = f(Ar)$, Рождественский и Соколов получили интерполяционную формулу для отношения критической и оптимальной (с точки зрения максимальных коэффициентов теплоотдачи слоя к поверхности) скоростей [89]:

$$\frac{Re_{kp}}{Re_{vit}} = 1 - \left(1 - \frac{18}{450} \frac{1 - \epsilon_0}{\epsilon_0^3} \right) \left(0,1175 \frac{0,1046}{1 + 0,00373Ar^{0,6}} \right) \quad (I-17)$$

Таким образом, кипящий слой имеет весьма узкий диапазон существования, описываемый уравнением (I-16); это налагает, как показано ниже, довольно жесткие ограничения на возможность осуществления в нем ряда процессов.

РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ПО ВРЕМЕНИ ПРЕБЫВАНИЯ В КИПЯЩЕМ СЛОЕ

Рядом авторов рассмотрен случай идеального перемешивания твердого материала в кипящем слое, когда независимо от координат входа и выхода материала любая частица имеет равную вероятность первой покинуть слой. Этот случай реализуется при малых размерах слоя и примерно одинаковой его протяженности в различных направлениях.

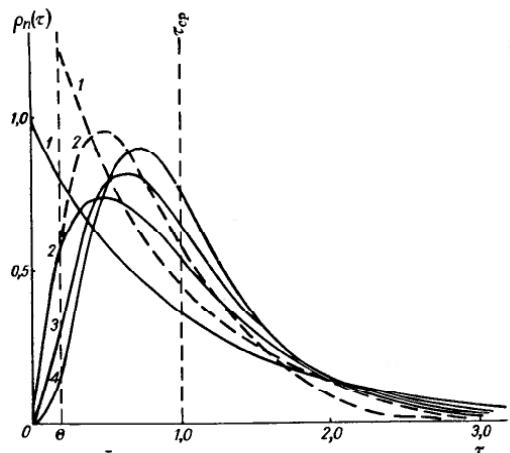


Рис. I-5. Плотность распределения частиц материала $\rho_n(\tau)$ по временем пребывания в аппарате τ при $\tau_{cp}=1$ (цифры на кривых означают число слоев).

Для аппаратов с последовательным секционированием была получена [90] формула для плотности распределения материала по времени пребывания:

$$\rho_n(\tau) = \frac{\tau^{n-1} \exp\left(-\frac{\tau}{\tau_{cp}/n}\right)}{(n-1)! (\tau_{cp}/n)^n} \quad (I-18)$$

где $\tau_{cp} = \frac{M}{m}$ — среднее расходное время пребывания материала в слое;
 M — масса твердой фазы в слое;
 m — расход твердой фазы;
 τ — текущее время;
 n — количество слоев.

Чтобы вычислить, какая часть от общего расхода твердой фазы имеет время пребывания в пределах $\tau_1 \div \tau_2$, следует проинтегрировать выражение (I-18) в указанных пределах.

На рис. I-5 приведены кривые $\rho_n(\tau)$, более наглядные, чем интегральные кривые $f(\tau)$, приводимые Федоровым [53], которые указывают долю материала, пребывающего в системе n слоев дольше τ .

Положение и величина максимума кривых $\rho_n(\tau)$ для $n \geq 2$ определяются следующими равенствами:

$$\tau_{\max} = \frac{n-1}{n} \tau_{cp} \quad (I-19)$$

$$\rho_{n \max} = \frac{(n-1)^{n-1}}{(n-1)! \tau_{cp}/n} \exp[-(n-1)] \quad (I-20)$$

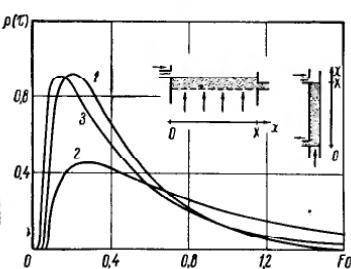


Рис. I-6. Плотность распределения частиц по временам пребывания в кипящем слое:

$$1 - \rho_1 = 1; w_1 = 1; 2 - \rho_2 = 0,5; w_2 = 0,5; \\ 3 - \rho_3 = 0,5; x_3/w_3 = x_1/w_1.$$

сходимости, решая при различных диффузии [92]

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} - D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \quad (I-21)$$

Граховский и Семененко [93] проанализировали более общий случай конечной скорости диффузии при наличии направленного движения. Решая уравнение конвективной диффузии

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} - w \frac{\partial c}{\partial x} \quad (I-22)$$

для случая импульсного источника, при начальных условиях $c(x, 0) = 0$, ($X > 0$) и граничных условиях

$$\frac{\partial c(0, \tau)}{\partial x} + \frac{w}{D} c(0, \tau) = 0; \quad \frac{\partial c(X, \tau)}{\partial x} = 0 \quad (I-23)$$

они получили для распределения частиц по временам пребывания формулу в виде бесконечного ряда

$$\rho(Fo) = 2 \frac{w}{x} \sum_{n=1}^{\infty} A_n \exp[Fo(\rho^2 + \mu_n^2)] \quad (I-24)$$

где $A_n = \exp(p) \frac{\mu_n^2 \cos \mu_n + \mu_n \sin \mu_n}{p(p+2) + \mu_n^2}$; $Fo = \frac{w\tau}{X^2}$; $p = \frac{w}{2D} X$, μ_n — корень уравнения $2 \operatorname{ctg} \mu_n = \frac{\mu_n}{p} - \frac{p}{\mu_n}$.

На рис. I-6 приведены результаты расчета по этому уравнению при произвольных p , w , X . Начиная с некоторого момента, фиксируемого в эксперименте как время запаздывания, происходит резкое возрастание значения функции. Увеличение производительности реактора (т. е. скорости перемешивания слоя) улучшает распределение частиц по временам пребывания.

ГИДРОДИНАМИКА ФОНТАНИРУЮЩИХ СЛОЕВ

В технике фонтанирования, как и для кипящего слоя, большое значение имеют исследования граничных режимов — условий перехода слоя сыпучего материала при продувке его газом от режима фильтрации к режиму фонтанирования. Наибольшее число известных исследований посвящено именно условиям начала фонтанирования, а не гидравлике развитого фонтанирования. Практическая важность изучения этих режимов объясняется не только необходимостью расчета минимально необходимого расхода газа, как и в случае кипящего слоя, но и определения специфического для фонтанирующего слоя избыточного (по сравнению с рабочим режимом) напора при пуске.

Мазур и Гиплер [94], впервые систематически исследовавшие фонтанирующий слой как гидравлическую систему, установили налипание аномально высокого перепада давлений в момент перехода слоя в состояние фонтанирования. Полученная ими кривая фонтанирования приведена на рис. I-7, из которого видно, что максимальный перепад давлений более чем вдвое превышает рабочий (в режиме развитого фонтанирования). Они выдвинули гипотезу, поддержанную впоследствии рядом других исследователей [95—97], которая, не объясняя фактически этого избыточного перепада давлений, качественно сопоставляет моменту Δp_{\max} зарождение в нижней части слоя своеобразного «пузыря» («канала»), подъему которого соответствует спад «пика», а прорыву поверхности слоя — наступление рабочего режима. Никак не объяснено, что $\Delta p_{\max} \gg \gamma_n h_0$, в отличие от кипящего слоя, для которого $\Delta p_{\max} \approx \gamma_n h_0$. Попытки объяснения и описания этого эффекта были сделаны в работах советских исследователей [98, 99].

Сводка результатов известных нам работ 1960—1966 гг. по изучению максимального перепада давлений при начале фонтанирования дана в табл. I-4. Прежде всего, следует различать теоретические

Таблица I-4

Зависимости для расчета максимального перепада давления в момент начала фонтанирования

Авторы, источник	Вид зависимости	Способ получения	Пределы применимости
Гельперин Н. Н., Айнштейн, Гельперин Э. И., Львова [98]	$\frac{\Delta \pi}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} = \frac{\Delta p_{\max}}{d_0} \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right) \left(\frac{K w_p D}{d_0} - \gamma_n \right)$ $\Delta \pi = 2,53 \left(\frac{D}{d_0} \right)^{2,55} \left(\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \right)^{-1,19}$	В результате теоретических выводов Обработка экспериментальных данных	Ламинарный режим обтекания $\alpha = 10 - 60^\circ \text{ С}$ $\frac{D}{d_0} = 1,30 \div 6,77$ $d_q = 0,224 \text{ мм}$ $h_0 = 100; 150; 200; 250 \text{ мм}$ $d_0 = 50 \text{ мм}$
Мадонна, Лама [97]	$\frac{\Delta p_{\max}}{H} = 17950 \frac{w \mu}{d_4^2} \left[\frac{\varphi^2 (1 - \varepsilon^2)}{\varepsilon^3} \right]$	Обработка экспериментальных данных (пересчет в метрические единицы сделан Забродским)	$D = 100 - 150 \text{ мм}$ $d_0 = 12,7 \text{ м}$ $d_q = 2 \div 6,35 \text{ мм}$ $\varepsilon = 0,358 \div 0,525$
Забродский [101]	$\frac{\Delta p_{\max}}{\gamma_n h_0} = \frac{2 h_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}{d_0} + 1$	В результате теоретических выводов	Ламинарный режим обтекания
Гельперин, Айнштейн, Тимохова [98]	$\frac{\Delta p_{\max}}{\gamma_n h_0} = 0,062 \left(\frac{D}{d_0} \right)^{2,54} \times$ $\times \left(\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \right)^{-0,13} \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{-1} + 1$	Обработка экспериментальных данных	Действительно в тех же пределах, что и формула по п. 2
Мухленов, Горштейн [103]	$\frac{\Delta p_{\max}}{\gamma_n h_0} = 6,65 \operatorname{Ar}^{-0,2} \times$ $\times \left(\frac{h_0}{d_0} \right)^{1,2} \left(\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \right)^{0,5} + 1$	Обработка экспериментальных данных	$D = 57,5 \div 61,5 \text{ мм}$ $d_0 = 10,3 \div 12,4 \text{ мм}$ $\alpha = 12 \div 60^\circ$ $h_0 = 30 \cdot 150 \text{ мм}$ $\operatorname{Ar} = 1,1 \cdot 10^4 \div 8,06 \cdot 10^6$
Гельперин [102]	$\frac{\Delta p_{\max}}{\gamma_n d_0} = 0,1024 \left(\frac{D}{d_0} \right)^{2,3} \times$ $\times \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{-1} + 1$ $\frac{\Delta p_{\max}}{\gamma_n h_0} = 444 \left(\frac{\gamma_c}{\gamma_t} \right) \left(\frac{D}{d_0} \right)^{1,0} \times$ $\times \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{-1}$	Обработка экспериментальных данных То же	Действительно в тех же пределах, что и формула по п. 2 То же
Баскалов, Гельперин [99]	$\frac{\Delta p_{\max}}{\gamma_n h_0} = \frac{150 (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 r'} \cdot \frac{\operatorname{Re}_0^x}{\operatorname{Ar}} \times$ $\times \left[1 + \frac{1,75}{450} \frac{(r')^2 + r' + 1}{(r')^2 (1 - \varepsilon)} \operatorname{Re}_0^x \right]$	В результате теоретических выводов	Произвольный режим обтекания
Эльперин, Ефремцев [100]	$\Delta p = \lambda_0 c \frac{(1 - \varepsilon)^{1+n}}{\varepsilon^3} \frac{\operatorname{v}^n \rho w_0^{2-n}}{\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \times$ $\times \frac{d_0}{d_0^{1+n}} \left[1 - \left(\frac{d_0}{d_0 + 2h \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \right)^{3-2n} \right]$ $c = \frac{1}{4(3-2n)}$	В результате теоретических выводов	Произвольный режим обтекания с коэффициентом трения $\lambda = \frac{\lambda_0}{\operatorname{Re}^n}$

[98, 101] и полуэмпирические формулы, полученные на основании анализа общих выражений для фильтрации применительно к данному конкретному случаю; вторую группу образуют сугубо эмпирические корреляции [95, 97, 98, 102, 103]. Что касается работ первой группы, то они базируются на различных выражениях для коэффициента сопротивления при фильтрации в зависимости от режима обтекания

$$\text{Ламинарный } \lambda = \frac{A}{Re} \quad [98, 101]$$

$$\text{Переходный } \lambda = \frac{A}{Re^n} \quad [100]$$

$$\text{Произвольный } \lambda = \frac{A}{Re} + B \quad [99]$$

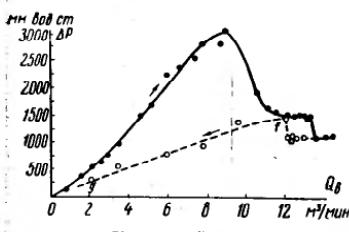


Рис. 1-7. Кривая фонтанирования по Маазурю — Гицслеру [94].

Наибольший интерес однако представляет метод учета специфики фильтрации в коническом аппарате. В работах [94—98, 103] учет влияния конической формы производился с помощью эмпирической поправки, представленной в виде функции от геометрических параметров конического аппарата.

В остальных же исследованиях были выдвинуты следующие две основные гипотезы:

1. Потеря устойчивости конической фильтрующей засыпки (фиксированная по максимальному перепаду давлений) происходит при равенстве скорости газа в верхнем сечении аппарата критической скорости начала псевдоожжения [98].

2. Потеря устойчивости конической фильтрующей засыпки происходит, когда сумма вертикальных проекций градиента давления станет равной весу слоя [99].

Необходимо отметить произвольность обоих допущений, которые авторами не доказывались и даже качественно не проверялись. Однако с учетом этого замечания проведенный в обоих основных направлениях теоретический анализ условий потери устойчивости засыпки при фильтрации в коническом слое был полезным, так же как и предложенные эмпирические корреляции (см. табл. 1-4).

Как уже было показано, различные авторы рассматривали явление начала фонтанирования на основе частных гипотез. В принципе эта задача является типичной для механики зернистых материалов (на возможность применения которой к гидравлике кипящего слоя указали Мартюшин и Торре [104, 105]).

Поэтому в работе [106] сделана попытка рассмотреть с этих позиций механизм потери устойчивости конического фильтрующего слоя.

С целью облегчения качественных оценок принято, что градиент давления не зависит от высоты и сечения

$$\frac{dp}{dz} = \text{const} \quad (I-25)$$

и введены постоянные, не зависящие от высоты, коэффициента трения f_0 и бокового давления λ . Тогда с учетом изменения сечения по высоте, баланс напряжений в коническом слое (рис. I-8) дает

$$\sigma_z S + \left(\gamma_u - \frac{dp}{dz} \right) S dz = \sigma_x S + d(\sigma_x S) + f_0 \lambda \Pi \sigma_x dz \quad (I-26)$$

Откуда

$$\frac{d\sigma_x}{dz} = \left(\gamma_u - \frac{dp}{dz} \right) - \frac{f_0 \lambda \Pi}{S} + \frac{1}{S} \frac{dS}{dz} \sigma_x \quad (I-27)$$

Имея в виду геометрические соотношения

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

и

$$\frac{1}{S} \frac{dS}{dz} = \frac{\frac{\pi}{2} D}{\pi D^2} \cdot \frac{dD}{dz} = - \frac{2}{D} \operatorname{tg} \frac{a}{2}$$

получим

$$\frac{d\sigma_x}{dz} = \left(\gamma_u - \frac{dp}{dz} \right) + \frac{2}{D} \left(\operatorname{tg} \frac{a}{2} - 2f_0 \lambda \right) \sigma_x \quad (I-28)$$

При отсутствии продувки $\frac{dp}{dz} = 0$ знак производной зависит от знака второго слагаемого и, задаваясь граничными условиями, казалось бы, можно задать ход кривой напряжений по высоте. Но даже и в этом простейшем случае сказать что-либо о ходе зависимости $\sigma_x(z)$ трудно, поскольку при $\sigma_x(0) = 0$ неизвестно его асимптотическое стремление, а также возможна зависимость $f_0 \lambda$ от z . (Несомненно также, что имеется зависимость от диаметра конуса).

Если рассматривать (I-28) с учетом продувки и считать $\frac{dp}{dz} \neq \text{const} = f(z)$, то уравнение (I-28) примет вид линейного неоднородного уравнения первого порядка

$$\frac{dy}{dz} = \varphi(z) + By \quad (I-29)$$

где знак при B неизвестен.

Общее решение имеет вид:

$$y(z) = l^{Bz} \int_0^z \varphi(z) l^{-Bz} dz \quad (I-30)$$

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 в [98], согласно которому

$$\frac{dp}{dz} = \gamma_n$$

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

Если же вместо идеально-сыпучей среды (как принималось везде выше) рассматривать идеально-вязкий слой, то при некотором

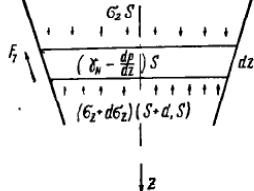
значении скорости как при цилиндрической, так и конической засыпке изменится направление сил трения, что соответствует переходу производной $\frac{d\sigma_z}{dz}$ через нулевое значение; получающееся тогда из (I-29) равенство дает фактически условие начала фонтанирования в [99] (при добавлении в правую часть слагаемого, учитывающего связность). Таким образом, условие начала фонтанирования в [99] соответствует допущению о жестко связанных между собой частицах (фильтрующая пробка). Качественная оценка распределения напряжений в

Рис. I-8. Схема напряжений в коническом слое с фильтрующей пробкой.

слое конической засыпки представляет существенные трудности. Основная причина этих трудностей в том, 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 фильтрующего газового потока на возникающие за счет взаимодействия частиц друг с другом напряжения — весьма существенна и пока практически не изучена.

Как уже было отмечено какая-либо экспериментальная проверка выдвинутых различными авторами гипотез о механизме перехода слоя в коническом аппарате во взвешенное состояние не проводилась. Поэтому необходимо разработать такую методику, которая позволила бы фиксировать перемещения частиц в момент потери устойчивости во всем слое.

Ввиду неравномерности распределения потока воздуха в дифузоре наблюдение трехмерного слоя через прозрачные стенки и сверху не может дать сколько-нибудь ценной информации. Поэтому для исследований была использована плоская модель, представляющая собой вырез (толщиной в несколько зерен) осевого сечения конического аппарата. Поскольку все продольные размеры такого



аппарата много больше толщины (расстояния между боковыми стенками), то модель можно считать двухмерной.

Аппарат представляет собой пlexигласовую коробку с нижним сечением 20 × 60 мм, углом раствора 70°, открытую сверху (рис. I-9), установленную на воздухораспределительном коробе. Подача воздуха производится с помощью промышленного пылесоса, U-образным манометром измеряется перепад давления в слое, а наклонным манометром — перепад давления на диафрагме. В качестве поддерживающей перегородки используется сетка с живым сечением 50%.

Производились как визуальные наблюдения, так и фотографирование модели, причем во всех случаях синхронно записывались гидравлические характеристики системы (скорость газа на входе и перепад давления в слое).

Для создания фонтанирующего (фильтрующего) слоя использовались сферические частицы размером 1—1,5 и 3 мм микросферических удобрений и силикагеля.

Была применена следующая методика визуализации. На внешней боковой стенке слоя через каждые 50 мм по высоте над сеткой были проведены горизонтальные цветные линии; слой создавался из шариков белого цвета и вдоль этих линий засыпался слой в одно — три зерна таких же частиц, окрашенных в черный цвет. Таким образом, создавалась возможность не только наблюдать возникновение деформации, но и определять стрелу прогиба деформированной линии черных частиц (индикаторной линии).

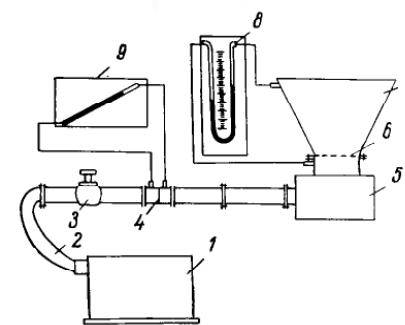


Рис. I-9. Схема установки с плоским слоем:
1 — пылесос; 2 — шланг; 3 — вентиль; 4 — диафрагма; 5 — воздушный короб; 6 — сетка; 7 — камера; 8 — U-образный манометр; 9 — наклонный манометр.

Ниже приводим некоторые результаты опытов.

На рис. I-10 представлены шесть кадров из серии съемок последовательных моментов потери устойчивости фильтрующей конической засыпки, включавшей съемки 20 последовательных моментов. Цифра, соответствующая обстановке, изображенной на снимке, обозначена в правом верхнем углу камеры (на ряде снимков она видна) и одновременно указана стрелкой как точка кривой фонтанирования, соответствующая данному кадру. На рисунке показаны моменты, соответствующие наиболее характерным точкам кривой фонтанирования. На рис. I-10, а точка 5 соответствует фильтрующему слою — индикаторные линии не деформированы. При переходе в точку 8 (рис. I-10, б) происходит легкая деформация верхней и от части второй сверху индикаторных линий. На рис. I-10, в (точка 10) видно, что в точке, соответствующей пику кривой фонтанирования, уже имеют место значительные деформации, убывающие (по стрелке) сверху вниз. На рис. I-10, г деформированы уже все индикаторные линии. Далее в точке 15 (рис. I-10, д) деформация верхних

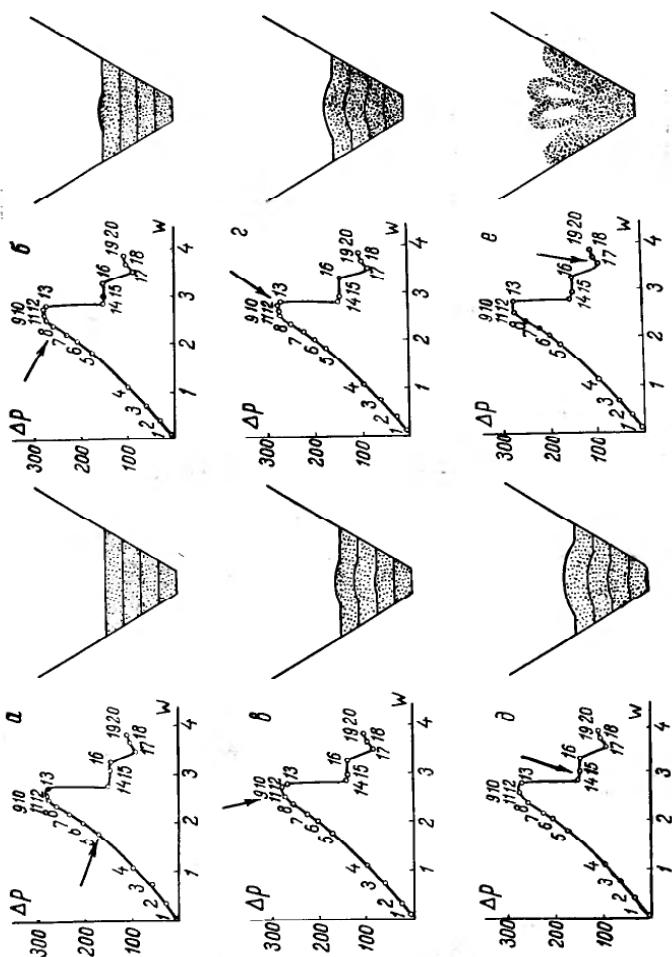


Рис. I-40. Фотографии потери устойчивости и начала фонтанирования в плоском коническом ($\alpha = 70^\circ$) слое. Цифры соответствуют точкам кривой фонтанирования.

линий еще более усиливается, а в нижней части возникает «каверна» — объем с разреженной концентрацией интенсивно перемещающихся частиц; прорыв этой «каверны» с ростом скорости газа, поднимающегося кверху, зафиксирован на рис. I-40, e и соответствует точке 17. Таков ход процесса потери устойчивости фильтрующей засыпки и соответствующей ему кривой фонтанирования.

На основании этих опытов, подтвержденных повторными опытами на конусе с углом 70° того же или иного материала, а также на конусах с другими углами раствора, можно утверждать следующее: при скоростях газа, несколько меньших тех, которые соответствуют пику давления на кривой фонтанирования, 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 ΔP_{\max} , а в довольно значительном диапазоне скоростей вблизи нее. Наконец, после деформации всех индикаторных линий наступает приподнятие слоя внизу и образуется «каверна» («пузырь»), распространяющаяся кверху.

Для максимального перепада давлений в слое было выведено соотношение [108].

$$\text{Eu}_{\max} = \frac{A}{2} \cdot \frac{1}{\text{Re}_{kp}} \cdot \frac{D}{d_3} \cdot \frac{1}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right) + \frac{B}{2} \cdot \frac{D}{d_3} \cdot \frac{1}{6 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \left[\left(\frac{D}{d_0} \right)^3 - 1 \right] - \frac{1}{2} \left[\left(\frac{D}{d_0} \right)^4 - 1 \right] \quad (I-31)$$

Оценка показала, что последний член в уравнении (I-31) приблизительно на два порядка меньше первых двух, поэтому везде в дальнейшем он опущен.

Записывая (I-31) как

$$\text{Eu}_{\max} = \frac{1}{2} \left(\frac{A}{\text{Re}_{kp}} \cdot \Gamma_1 + B \Gamma_2 \right) \quad (I-32)$$

можно видеть, что Γ_1 и Γ_2 при $\alpha \rightarrow 0$ переходит в неопределенности вида $\frac{0}{0}$, при раскрытии которых

$$\lim_{\alpha \rightarrow 0} \Gamma_1 = \frac{h_0}{d_3} \quad \text{и} \quad \lim_{\alpha \rightarrow 0} \Gamma_2 = \frac{h_0}{d_3}$$

откуда (I-32) переходит в выражение, приводимое Романковым [109] для насадок постоянного сечения

$$\text{Eu} = \frac{1}{2} \left(\frac{A}{\text{Re}} + B \right) \frac{h_0}{d_3}$$

Из (I-31) после преобразований получаем $\Delta P_{\max} = f(d_3)$, что дает [при раскрытии w_{kp} по формуле (I-6)]

$$\Delta P_{\max} = R \frac{1}{b + cd_3^{1.5}} + S \frac{d_3^3}{(b + cd_3^{1.5})^2} \quad (I-33)$$

При $d_s \rightarrow 0$

$$\Delta p_{\max} \rightarrow \frac{R}{b} \neq f(d_s)$$

а при $d_s \rightarrow \infty$

$$\Delta p_{\max} \rightarrow \frac{S}{c} \neq f(d_s)$$

т. е. в ламинарном и турбулентном режимах наблюдаются автомодельные (от критерия Ar) области.

Впоследствии аналогичный вывод был получен Баскаковыми с сотрудниками [99].

Очевидно, что для малых частиц (при малых Ar), т. е. при ламинарном режиме из основного выражения (I-31) вытекает как, частный случай, полученная ранее [98] формула (см. табл. I-4).

В случае больших чисел Архимеда справедлив квадратичный закон сопротивления и интегрирование выражения

$$dp = -N w r dz \quad (I-34)$$

с учетом расширения потока в заполненном насадкой диффузоре даст искомый результат. Конечная зависимость должна быть частным случаем формулы (I-31) при учете только второго члена:

$$\Delta p_{\max} = \frac{1}{3} N \left(1 + \frac{h}{l} \right) \left[1 + \frac{h}{l} + \left(\frac{h}{l} \right)^2 \right] w_{sp}^2 h \quad (I-35)$$

Рис. I-11. Схема осевого сечения конуса с открытым потоком от стенок.

Рядом авторов допускается безотрывное течение в диффузоре, заполненном насадкой [98, 99].

Как уже было показано, деформации при потере устойчивости фильтрующего слоя происходят не по всему сечению, а внутри определенной, весьма узкой области.

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. Соответствующая схема приведена на рис. I-11, причем очевидно, что эквивалентные выражения (I-31) и (I-35) будут действительны при замене D и d на D_s и d_s , которые связаны с исходными параметрами аппарата соотношениями

$$D = K \cdot D \quad (K < 1)$$

$$\operatorname{tg} \frac{\alpha_s}{2} = K' \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \quad (K' < 1) \quad (I-36)$$

При учете неполноты раскрытия потока получаем:

$$\begin{aligned} Eu_{\max} = & \frac{A}{2} \cdot \frac{1}{Re_{sp}} \cdot \frac{K}{K'} \cdot \frac{D}{d_s} \cdot \frac{1}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \left(K \frac{D}{d_0} - 1 \right) + \\ & + \frac{B}{2} \cdot \frac{K}{K'} \cdot \frac{D}{d_s} \cdot \frac{1}{6 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \left(K^3 \frac{D^3}{d_0^3} - 1 \right) \end{aligned} \quad (I-37)$$

и

$$Eu_{\max \text{ typ6}} = \frac{B}{2} \cdot \frac{K}{K'} \cdot \frac{D}{d_s} \cdot \frac{1}{6 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \left(K^3 \frac{D^3}{d_0^3} - 1 \right) \quad (I-38)$$

Таким образом, получены выражения для потери устойчивости слоя при произвольных режимах обтекания частиц в коническом аппарате, учитывающие неравномерность распределения газа по сечению конуса.

Полученные зависимости проверены экспериментально.

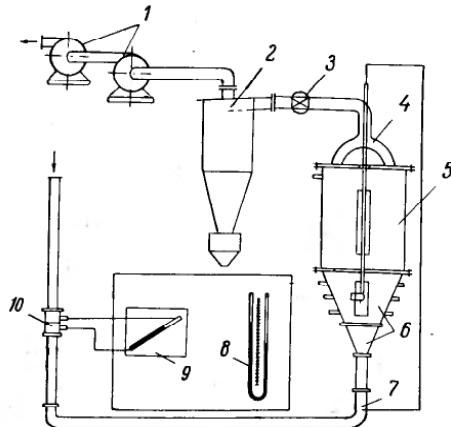


Рис. I-12. Схема укрупненной опытной установки:

1 — вентиляторы; 2 — циклон; 3 — вентиль; 4 — отвод воздуха; 5 — цилиндрическая часть аппарата; 6 — сменимые конусы; 7 — труба; 8 — U-образный манометр; 9 — наклонный манометр; 10 — диафрагма.

Схема опытной установки дана на рис. I-12; была предусмотрена возможность установки конических аппаратов следующих параметров:

Угол раствора конуса α , град 30 40 50 60

Диаметр входного отверстия d_0 , мм 25 50 75 100

С целью уменьшения возможных электростатических эффектов аппарат был выполнен из стали с боковыми смотровыми окнами как в цилиндрической

части, так и в сменных конусах и заземлен. Соответствующие патрубки служили для пневмометрических замеров. Для равномерного отвода газа из слоя (исключаящего нарушение гидравлики последнего) был применен паукобразный вывод. В устье конуса располагалась металлическая поддерживающая сетка с живым сечением выше 50%.

Использовались два вентилятора производительностью $250 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напором 450 мм вод. ст. , соединенные последовательно и работающие на всасывание (аппарат находился под небольшим разрежением).

В качестве модельной системы использовался сферический спирокальбер ($d = 3 \div 3,2 \text{ мм}$) и воздух.

Поскольку систематическое исследование фонтанирования в конических аппаратах крупных ($\text{Ar} > 10^6$ — вторая автомодельная область обтекания) частиц проводилось впервые, полученные данные обрабатывались с целью получения полуэмпирической зависимости на основе формулы (I-35). Эксперименты показали, что при исследованных высотах слоя Δp_{\max} лишь очень незначительно зависит от α (линии, проходящие через точки, являются прямыми, практически параллельными абсциссе). Наконец, входной диаметр незначительно влияет на Δp_{\max} .

Для определения коэффициентов зависимости выражение (I-38) приведем к более удобному виду

$$\Delta Eu_{\max} = \frac{B}{2} \cdot \frac{D_3}{d_3} \cdot \frac{1}{6 \operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}} \left[\left(\frac{D_3}{d_0} \right)^3 - 1 \right] \quad (\text{I-39})$$

Учитывая $D_3 = d_0 + 2h_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}$, после преобразований, отбрасывая член с кубом тангенса, оказавшийся при проверке значительно меньше, чем остальные члены, получим:

$$\Delta Eu_{\max} = \frac{B}{2} \cdot \frac{h_0}{d_3} \left(1 + 4 \frac{h_0}{d_0} \operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2} + 5,33 \frac{h_0^2}{d_0^2} \operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2} \right) \quad (\text{I-40})$$

В рамках сделанных выше допущений целесообразно предположить, что по крайней мере в пределах второй автомодельной области $d_s = \text{const}$, т. е. и K , и K' зависят от угла раствора конуса. Тогда получение полуэмпирической формулы сводится к подбору такого значения $\operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}$ (являющегося параметром), 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 значение $\operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}$ получается среднее значение $B = 61,6$. После подстановки $\operatorname{tg} \frac{\alpha_3}{2}$ и B в выражении (I-40) в результате обработки после

преобразований получено следующее полуэмпирическое безразмерное выражение

$$Eu_{\max} = 24,2 \frac{h_0}{d_3} \left[1 + 0,1 \frac{h_0}{d_0} + 0,0033 \left(\frac{h_0}{d_0} \right)^2 \right] \quad (\text{I-41})$$

пригодное для расчетов максимального перепада давлений в момент начала фонтанирования при больших ($\text{Ar} > 10^6 \div 10^6$) значениях числа Архимеда.

В технике фонтанирования, как и в технике псевдоожижения, весь теоретический интервал скоростей газового потока, сверх критической, определяющий диапазоны существования системы, реализуется довольно редко. Это связано с тем, что возникают различные неустойчивые режимы (поршневание и каналообразование при псевдоожижении и пульсации, поршневание при фонтанировании), обусловливающие сужение практически пригодного интервала скоростей. Поэтому было проведено систематическое исследование природы и границ неустойчивых режимов при фонтанировании в конических аппаратах [106].

Первым этапом явилось изучение режимов фонтанирования частиц различного размера на описанной ранее плоской установке с прозрачными стенками. Как было установлено, ядро фонтанирующего слоя имеет форму насадки Вентури (на высоте, равной от половины до полного диаметра входного отверстия, происходит резкое сужение поперечного сечения струи). Наблюдения показали, что при малых скоростях газа (непосредственно после переходной зоны) в этом сужении под давлением опускающегося материала 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, обрушающейся в нее материал не образует пробки, а выносится кверху.

Поскольку эти неустойчивые режимы фонтанирования (пульсации, поршневания) наступают непосредственно после переходной зоны и существуют в довольно широком интервале скоростей газового потока, то именно скорость перехода от пульсаций к спокойному фонтанированию и является рабочей скоростью процесса и ее определение представляет практический интерес.

На описанной выше установке диаметром (верхним) 300 мм было проведено исследование режимов фонтанирования частиц размером 3,2 мм при различных скоростях газа, высотах насыпанного слоя, углах раствора конуса и диаметрах входного отверстия.

По полученным результатам были построены диаграммы для разных высот насыпанного слоя, на которых проведены линии, соединяющие точки, определяющие границы одинаковых режимов: потери устойчивости фильтрующего слоя, окончания переходного процесса и границы зоны неустойчивого фонтанирования (критерием

окончания неустойчивого фонтанирования служило наступление постоянного, с колебаниями ± 3 мм вод. ст., перепада давлений).

На рис. I-13 приведена диаграмма, на которой показаны пределы пульсаций перепада давления в неустойчивом режиме (эти данные относятся к углу раствора конуса $\alpha = 60^\circ$ и диаметру входного отверстия $d_0 = 50$ мм). Порядки относительных величин пульсаций $\pm 20\%$ от средней величины (максимальные отклонения).

Из рис. I-13 следует, что с ростом высоты насыщенного слоя ширина диапазона неустойчивого фонтанирования значительно возрастает. Не будучи зависимой от угла раствора конуса, зона пульсирующего фонтанирования резко уменьшается с увеличением диаметра входного отверстия.

Линия, соединяющая правые крайние точки зоны неустойчивых режимов, и является нижней границей рабочих скоростей фонтанирования.

Для получения расчетной зависимости, позволяющей найти минимальную рабочую скорость фонтанирования как функцию параметров процесса, обрабатывались данные, изменявшиеся на следующих уровнях: критерий $Ar = 7,4 \cdot 10^5 \div 6,8 \cdot 10^7$, угол раствора конуса $\alpha = 26 \div 60^\circ$; высота

слоя $h_0 = 50 \div 310$ мм; диаметр входного отверстия $d_0 = 41 \div 123$ мм.

В результате обработки опытных данных была получена зависимость

$$Re_{crp} = 73Ar^{0,14} \left(\frac{\rho_g}{\rho_c} \right)^{0,47} \left(\frac{h_0}{d_0} \right)^{0,9} \quad (I-42)$$

Все приведенные результаты, а также все известные нам исследования других авторов по гидравлике фонтанирующих слоев были получены для узких фракций частиц, поэтому необходимо было проверить применимость этих данных при фонтанировании полидисперсных материалов.

Для исследования фонтанирования полидисперсных материалов был взят конический аппарат с углом раствора конуса 40° , размером входного отверстия $d_0 = 100$ мм.

Исследование проводилось с керамзитовым песком плотностью $\rho_s = 730$ кг/м³ фракций диаметром 0,63 \div 1,25 мм и 2,5 \div 5,0 мм. Средние диаметры обеих фракций составляли соответственно 0,94 и 3,75 мм. Частицы этих размеров рассматривались как две монофракции; из них были составлены три смеси, данные для которых приведены в табл. I-5.

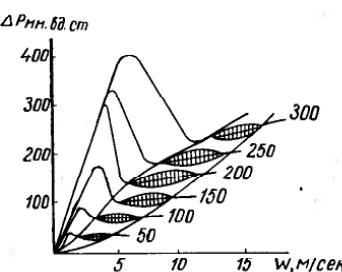


Рис. I-13. Диаграмма режимов работы для фонтанирующего слоя.

В исследованном диапазоне размеров частиц сохраняется линейная зависимость перепада давления от высоты, причем углы наклона для частиц различного диаметра отличаются незначительно, главным образом в пределах погрешности эксперимента. Это можно объяснить тем, что режим обтекания для частиц всех фракций, независимо от их процентного состава, — турбулентный и поэтому полидисперсность не влияет существенно на величину максимального перепада давлений при фонтанировании, который в этом случае определяется главным образом геометрическими характеристиками слоя.

Из анализа данных по началу фонтанирования полидисперсных систем можно сделать вывод о возможности по среднему диаметру частиц рассчитать скорость, соответствующую потере устойчивости фильтрующего конического слоя полидисперсного материала.

В работе [13] приведены гидродинамические режимы щелевых и коническо-цилиндрических аппаратов с фонтанирующим слоем.

Исследование щелевых аппаратов проводилось на модели из оргстекла размером 200 \times 400 \times 600 мм.

Величины щели меняли от 1 до 10 мм. Гидродинамические характеристики аппарата определяли на стеклянных шариках, полимерном материале СГ-4, шпене и манной крупе. Диаметр частиц меняли от 0,36 до 9 мм ($Ar = 2,22 \cdot 10^3 \div 6,6 \cdot 10^7$, скорость витания 2 \div 23 м/сек), плотность материала была от 1200 до 2700 кг/м³, высота слоя от 150 до 310 мм.

Характер фонтанирования изучали с помощью киносъемок, а также визуальным наблюдением.

Экспериментально было показано, что фонтанирование в щелевом аппарате с вихревым движением материала представляет собой устойчивое явление, без застойных зон и с хорошей организацией движения потока материала.

Установка, на которой проводилось исследование гидродинамических режимов цилиндро-конических аппаратов, приведена на рис. II-16.

Опытные данные по определению скорости устойчивого фонтанирования щелевых и конических аппаратов аппроксимируются уравнением

$$\frac{w_{v, \text{сл}}}{w_{\text{вит}}} = 0,122 \Gamma^{0,2} (\sin \alpha)^{0,27} \quad (I-43)$$

где $w_{v, \text{сл}}$ — скорость газа, рассчитанная на верхнее сечение неподвижного слоя;
 $w_{\text{вит}}$ — скорость витания;

Таблица I-5

Состав фракций частиц керамзитового песка

Номер фракции	Доля мелкой фракции	Доля крупной фракции	Средний диаметр частиц, мм
1	1	0	0,94
2	0	1	3,75
3	0,25	0,75	2,15
4	0,50	0,50	1,51
5	0,75	0,25	1,16

$$\Gamma = \frac{S_{\text{вх}}}{S_{\text{в. сх}}} \cdot 100\% \quad \text{— геометрический симплекс:}$$

$S_{\text{вх}}$ и $S_{\text{в. сх}}$ — соответственно входное сечение и верхнее сечение зеркала неподвижного слоя;
 α — угол, образованный наклонной стенкой аппарата с вертикалью:

$\alpha = 10 \div 40^\circ$ для щелевых и $\sim 20 \div 25^\circ$ для конических аппаратов.

При $\alpha = 90^\circ$ зависимость (I-43) переходит в уравнение Федорова [53] для цилиндрических аппаратов кипящего слоя (при $\Gamma = 8\%$):

$$Re_{\text{опт}} = 0,22Ar^{0,52} \quad (I-44)$$

Скорость начала псевдоожижения в щелевидных аппаратах вихревого слоя отличается от $w_{\text{кр}}$ для кипящего слоя, так как зависит и от геометрических характеристик слоя (высоты неподвижного слоя h_0), отношения сечения щели к верхнему сечению неподвижного слоя Γ (в %) и α .

Так, например, в результате обработки экспериментальных данных получена зависимость

$$\frac{w_{\text{кр. щел}}}{w_{\text{кр}}} = \frac{0,48}{\sqrt[4]{h_0}} \quad (I-45)$$

(при $\alpha = 25^\circ$ и $\Gamma = 0,667 \div 8,5\%$).

ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ В ЩЕЛЕВЫХ И КОНИЧЕСКИХ АППАРАТАХ

На рис. I-14 [13] дана схема установки, на которой исследовалось общее гидравлическое сопротивление аппарата и сопротивление ввода газа (как при сплошной щели, так и при системе отверстий).

Узел ввода приведен на рис. I-15. Он состоит из передней стенки 1 ($\alpha = 25^\circ$), нижней части 2, закругленной по радиусу 23 мм, задней стенки 4 ($\alpha = 30^\circ$) и затвора 5, в который помещен ограничитель 3, отстоящий на определенном расстоянии от 2. В зависимости от размера ограничителя можно получить различную ширину щели (от 1 до 9 мм).

С целью сравнения было исследовано сопротивление конического аппарата фонтанирующего слоя с центральным вводом газа. Этот аппарат имел высоту усеченного конуса 736 мм, диаметр входного отверстия 40 \div 120 мм, диаметр верхнего сечения конуса 475 мм. Значения гидравлического сопротивления этих аппаратов в зависимости от расхода воздуха и геометрических размеров входного сечения даны на рис. I-16.

Максимальное гидравлическое сопротивление вихревого слоя (в щелевых аппаратах) может быть определено по уравнению

$$\Delta P_{\text{макс}} = K_2 \cdot h_0 (1 - e_0) \rho_m g \quad (I-46)$$

где $K_2 = f(h_0)$. При $h_0 \leq 180$ мм $K_2 = 1,2$; при $h_0 > 180$ мм $K_2 = 0,72 \cdot 10^{1,26 h_0}$.

Гидравлическое сопротивление слоя было исследовано при работе с материалами, характеристики которых изменялись следующим

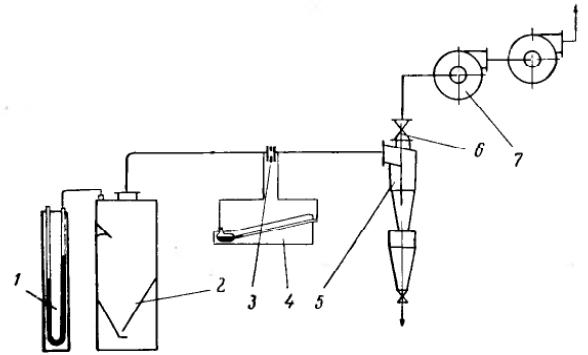


Рис. I-14. Схема установки Митева:

1, 4 — манометры; 2 — щелевой аппарат; 3 — диффрагма; 5 — циклон; 6 — задвижка; 7 — вентилятор.

образом: $d = 0,36 \div 9$ мм; $Ar = 2,2 \cdot 10^3 \div 6,6 \cdot 10^7$; $w_{\text{лит}} = 2 \div 23$ м/сек; $\rho = 1200 \div 2700$ кг/м³. Исследование проводилось при высоте слоя (неподвижного) от 105 до 390 мм и углом между стенкой и вертикалью $\alpha = 10 \div 40^\circ$.

В результате обработки экспериментальных данных получена зависимость гидравлического сопротивления слоя после начала псевдоожижения

$$\Delta P = K_1 h_0 (1 - e_0) \rho_m g \quad (I-47)$$

где $K_1 = f(h_0 \Gamma)$ — коэффициент, зависящий от высоты слоя (h_0) и отношения сечения входного отверстия к верхнему сечению слоя (неподвижного Γ), в %, а также от гидродинамического режима процесса:

$$\begin{aligned} \text{Каналообразование} &— K_1 = 0,8 (0,92 h_0 + 0,5) \\ \text{Нормальная работа} &— K_1 = 0,8 (0,92 h_0 + 0,5) \div (0,92 h_0 + 0,5) \\ \text{Пульсация и поршневание} &— K_1 = 0,92 h_0 + 0,5 \end{aligned}$$

Результаты исследования различных областей работы щелевых и конических аппаратов и границы их существования приведены

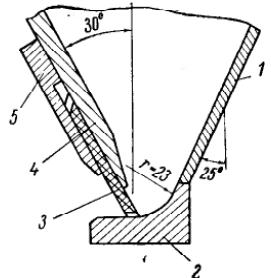


Рис. I-15. Узел ввода газа.

Таблица I-6

Области работы и границы их существования
для щелевых и конических аппаратов

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

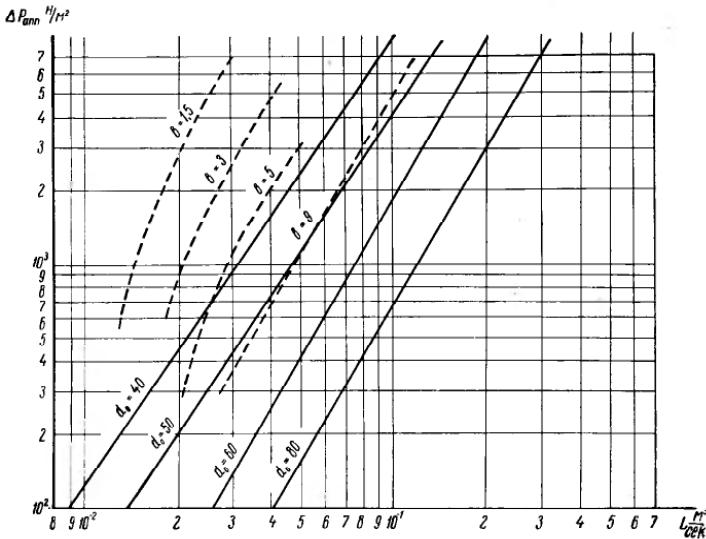


Рис. I-16. Зависимость $\Delta P_{\text{апп}} - L$ при $f_{\text{вн}} = \text{const} = 1 \text{ м}^2$ для конического аппарата и аппарата со щелевидным подводом газа.

b — ширина щели, мм; d_0 — диаметр входного отверстия конического аппарата, мм.

в табл. I-6. Там же дано отношение гидравлических сопротивлений аппарата и слоя.

На рис. I-17 приведена зависимость Re от Γ для щелевых и конических аппаратов (где $Re = \frac{w_{\text{вн}} d_0 \Gamma}{\mu}$)*.

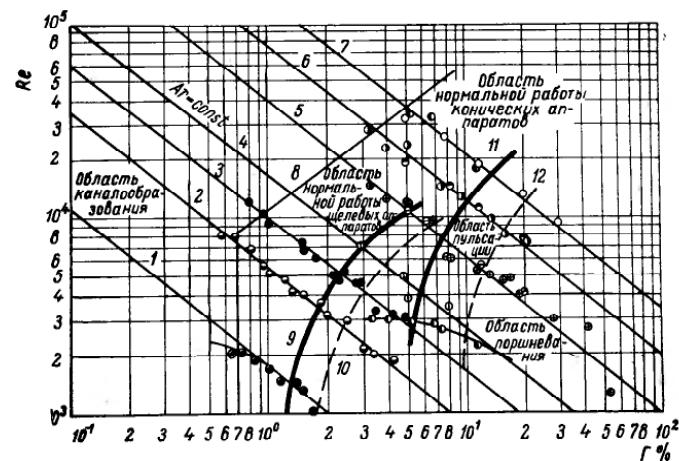


Рис. I-17. Зависимость $Re - \Gamma$ для щелевого и конического аппарата:

1. $Re_{\text{вн}} = 182$ ($Ar = 1,8 \cdot 10^4$); 2. $Re_{\text{вн}} = 528$ ($Ar = 1,18 \cdot 10^4$); 3. $Re_{\text{вн}} = 980$ ($Ar = 3,8 \cdot 10^4$); 4. $Re_{\text{вн}} = 1660$ ($Ar = 1,07 \cdot 10^4$); 5. $Re_{\text{вн}} = 3930$ ($Ar = 5,9 \cdot 10^4$); 6. $Re_{\text{вн}} = 7960$ ($Ar = 2,42 \cdot 10^4$); 7. $Re_{\text{вн}} = 13100$ ($Ar = 6,56 \cdot 10^4$); 8. Граница между областью каналообразования и нормальной работы. 9. Линия нормальной работы для щелевого аппарата. 10. Допустимая граница работы для щелевого аппарата. 11. Линия нормальной работы для конического аппарата. 12. Допустимая граница работы для конического аппарата.

На этом графике область между линиями 1 и 3 соответствует нормальной работе щелевых аппаратов, а между 2 и 4 — нормальной работе конических аппаратов. Левее линии 1 для щелевых и линии 2 для конических аппаратов лежит область каналообразования, соответственно правее линий 3 и 4 — область пульсаций.

Для конических аппаратов при $\Gamma > 15\%$ начинается поршневой режим (правее линии 5). При $Re < 3000$ для конических аппаратов и $Re < 1400$ для щелевых — режим работы неустойчивый.

* $w_{\text{вн}}$ — скорость в щели или в меньшем сечении конуса в начале соответствующего режима.

СТРУКТУРА И ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ЧАСТИЦ В ФОНТАНИРУЮЩИХ СЛОЯХ

Под структурой взвешенных дисперсных систем понимается распределение в пространстве и времени концентрации одной фазы в другой. В случае фонтанирующих слоев это будет величина и распределение концентрации твердой фазы по слою.

В основе изучения структуры фонтанирующего слоя лежит первоначально установленный факт неоднородности различных областей слоя. Все исследования фонтанирующего слоя представляют собой наблюдения ядра путем измерения его границ (полукруглая колонка с прозрачной стенкой) и измерения концентрации частиц в ядре.

В исследованиях всех авторов была принята двухзонная модель, по которой частицы в ядре потока поднимаются (в ядре предполагалась повышененная концентрация последних), а в периферийной зоне (плотный движущийся слой) спускаются.

При зондировании трехмерных моделей интерпретация показаний представляет серьезную метрологическую проблему, особенно ввиду наличия внутри фонтанирующего слоя областей с резко различающимися концентрациями частиц. В настоящее время для локальных концентрационных измерений (как усредненных, так и флюктуационных) в дисперсных системах используются прямые методы (емкостный, по электропроводности и по перепаду давлений) и косвенные (пьезометрический — по скоростям и числу соударяющихся частиц).

Метод локальных пульсаций давлений опробован Такеда [112] при изучении конического распределителя газа.

В ряде советских работ по фонтанирующему слою (с 1963 г.) нашла применение пьезоэлектрическая методика [103, 113, 114]. Сравнительная простота этой методики позволила применить ее для изучения движения частиц как в кипящем, так и особенно в фонтанирующем слоях. При исследовании фонтанирующих слоев производились как качественные (определение границ ядра по наличию или отсутствию ударов частиц о поверхность пьезокристалла), так и количественные измерения.

Относительно очертаний границ ядра и концентрации частиц существует следующее мнение:

1) установлено, что ядро расширяется, причем высказываются различные точки зрения на величину угла его раствора (от 5—7 до 26°);

2) ряд авторов сообщает о наличии разреженной зоны у входа и «загущения» в зоне фонтана;

3) распределение концентрации твердых частиц по ядру точно не установлено.

Косвенные методы определения границ ядра фонтанирующего слоя развиты в работах [98].

Профили ядра, построенные по этим методам для разных углов конусности, представлены на рис. I-18.

Приведенные результаты не являются исчерпывающими, поскольку отдельные исследователи представили свои данные в виде количественных корреляций. Для границ (ширины) [95, 114]

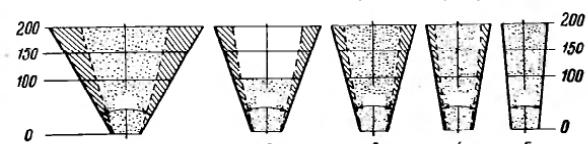


Рис. I-18. Границы ядра фонтанирующего слоя, рассчитанные из условий начала фонтанирования.

Данные [98]: 1 — 60°; 2 — 40°; 3 — 30°; 4 — 20°; 5 — 10°.

и концентрации ядра [103] известны эмпирические корреляции. Например, по Малеку [95]

$$d_s = 14,5 \left(0,115 \lg d_s - 0,191 \right) \sqrt{\frac{G}{\rho_m}} \quad (I-48)$$

где d_s — диаметр ядра;
 ρ_m — плотность частиц.

Поскольку корреляции по d_s и ρ_m — эмпирические, то это соотношение интересно в основном зависимостью диаметра струи от скорости в степени 0,5. В пределах узкого диапазона изменения скорости Сорли с сотрудниками [96] наблюдали примерно линейную зависимость

$$d_s \sim \left(\frac{G}{G_{ms}} - 1 \right) \quad (I-49)$$

В виде критериальной степенной зависимости Мухленовым и Горштейном были обработаны данные по измерению пьезодатчиком порозности ядра [103]

$$\varepsilon_a = 2,17 \left(\frac{Re}{Ar} \right)^{0,33} \left(\frac{H_0}{d} \right)^{-0,5} \left(\operatorname{tg} \frac{a}{2} \right)^{-0,6} \quad (I-50)$$

Отметим, что полученные расчетные данные обнаруживают значительную согласованность с экспериментальными.

Для разработки и расчета аппаратов с фонтанирующими слоями большое значение, наряду с рассмотренными ранее гидравлическими и структурными характеристиками, имеют закономерности движения и перемешивания частиц. Чтобы оценить интенсивность тепло- и массопереноса между газом и частицами, теплообмена фонтанирующего слоя с внутренними и наружными поверхностями, истирания

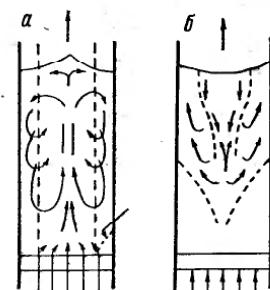


Рис. I-19. Схемы циркуляции частиц в кипящем слое [115]:
 a — опускание частиц по стенкам;
 b — опускание частиц в центре.

и других процессов, нужно знать порядки величин скоростей частиц, их распределение по объему аппарата. Расчет с учетом кинетики процесса основан на использовании макрокинетической характеристики аппарата, получение которой требует изучения перемешивания при фонтанировании. Наконец, в ряде случаев циркуляция частиц в кипящем слое [115] аналогична протекающей при фонтанировании (рис. I-19); изучение закономерностей последней позволяет, таким образом, получить выводы, ценные и для обычного псевдоожижения.

Рассмотрим, по данным различных авторов, методики и результаты исследования движения и перемешивания частиц в фонтанирующем слое. Сводка опубликованных в 1959–1966 гг. в СССР и за рубежом работ приведена в табл. I-7. С целью более полного охвата вопроса в нее, помимо данных по собственно фонтанирующему слою, включены и работы по перемешиванию в конических кипящих слоях — «tapered beds» (порядок расположения работ хронологический).

Распределение частиц по временам пребывания в фонтанирующих слоях исследовалось Риджвеем [120], Эльпериным и Хохловым [119] и Булингом с Ваттсом [116]. Наиболее интересны полученные последними авторами кривые вымывания трассера из фонтанирующего слоя (рис. I-20); отклонение от соответствующих кривых, рассчитанных для случая идеального смешения, в начальные моменты объясняется поршнеобразным просоком твердой фазы по оси аппарата.

Время выравнивания концентрации примеси по слою измеряли Сэзерленд [117] для слабоконических, а Малек [95] и Лева [33] для фонтанирующих слоев. В своей системе Малек получил время выравнивания ~40 сек; по формуле для коэффициента диффузии $D_{\text{эфф}} = KL^2$, принимая $K = 0,5$ и за характеристический линейный размер — высоту слоя, он подсчитал, что коэффициент перемешивания

$$D_{\text{эфф}} = \frac{L^2}{2\tau} = \frac{518}{80} = 6,5 \text{ см}^2/\text{сек}$$

Лева в аппарате с мешалкой добился выравнивания только за 9–12 мин, что при аналогичном расчете дает в пять раз меньшее значение коэффициента перемешивания ($D_{\text{эфф}} = 1,4 \text{ см}^2/\text{сек}$).

Наибольшее число работ посвящено исследованиям движения одиночных частиц. Изучения движения частицы внутри трехмерного фонтанирующего слоя не производилось, очевидно, ввиду больших, чем при обычном псевдоожижении, трудностей визуализации внутренних участков. Малек [95], Сорли [96], Бекер [110] и Эльперин [100] наблюдали движение частиц у прозрачной стенки трехмерной модели. Их данные аппроксимируются линейной зависимостью

$$w = a \frac{h}{H_0} + b \quad (I-51)$$

где $b \approx 2 \text{ см/сек}$, $a \approx 3,5 \div 1,0 \text{ см/сек}$.

Зависимость скорости движения частиц у стенки, по Бекеру [110], следующая:

$$\frac{w}{\sqrt{gH}} = 0,027 \left(\frac{h}{H_{\max}} \right)^{1/4} \left\{ 1 + 0,0071 \left(\frac{D}{d_0} \right) [f(\Phi)]^{1/2} \operatorname{Re}^{0,295} \ln \left(\frac{h}{H_{\max}} \right) \right\}^{1/2}$$

где h , H и H_{\max} — соответственно текущая высота, высота слоя и максимальная высота фонтанирования; $f(\Phi)$ — фактор формы; d_0 и D — диаметры соответственно входного отверстия и колонны.

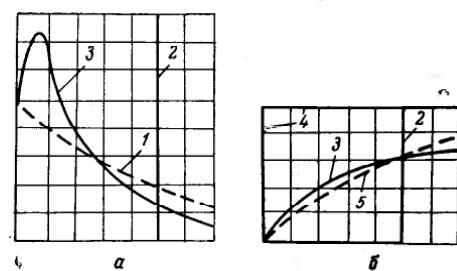


Рис. I-20. Кривые распределения частиц по времени пребывания в фонтанирующем слое [116]:
а — интегральные; б — дифференциальные; 1, 5 — идеальное смешение; 2, 4 — полное вытеснение; 3 — экспериментальные данные.

Некоторые результаты исследований [100] 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. Так, по Сорли [96], весовая скорость циркуляции частиц пшеницы в фонтанирующем воздухом слое (в футах/ч)

$$w = K \left(\frac{d_0}{D} \right)^{-0,28} \left(\frac{H}{D} \right) \left(\frac{w}{w_{kp}} \right)^{1,23}$$

где w и w_{kp} — текущая и минимальная скорости газа на входе в слой при фонтанировании.

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

Предлагавшиеся различными авторами варианты представлены на рис. I-21. На участках *a* и *b* изображены случаи, когда принимается, что обмен между ядром и периферией происходит лишь внизу и наверху: различие в том, что в схеме *a* предполагается

Результаты исследований движения и перемешивания твердых частиц в фонтанирующим и расширяющихся кипящих слоях

Авторы, источник	Вид слоя	Метод исследования	Характеристики исследованвшейся системы	Результаты исследований	Вывод о характере перемешивания	Примечание
Сорли [96]	Фонтанирующий	Измерение скорости частиц у стенки	Колонны: $D = 150$ и 600 мм ; $H_0/D = 3$; $D/d_0 = 6$; $\alpha = 60^\circ$ Пшеница	График зависимости скорости частиц (от 1,2 до 3 см/сек) у стенки от высоты в слое. Уравнение для скорости циркуляции	—	Очень высокий слой в цилиндрической части; все данные о скорости частиц для цилиндрической части; скорость киносъемки 200 кадров/сек
		Измерение скорости частиц у прозрачной стенки полукруглой модели	Колонна: $D = 600 \text{ мм}$; $H_0 = 1200 \text{ мм}$; $d_0 = 100 \text{ мм}$; $\alpha = 60^\circ$	Графики направления потоков в периферийной зоне и скоростей частиц в ядре	—	
Бекер [110]	Фонтанирующий	Измерение скорости частиц у стенки	Стеклянная колонна: $D = 150 \text{ мм}$; $D/d_0 = 0,065$; 0,086; 0,155; 0,196; 0,285; $\alpha = 180^\circ$ Песок, зерна различных культур, пшеница	Уравнение для скорости движения частиц у стенки. Уравнение для периода циркуляции частицы в системе пшеница — воздух	Система идеального смешения	Струйный слой большой высоты без конической части
Боуллинг, Ваттс [116]	Фонтанирующий	Измерение распределения мечевых частиц по временам пребывания	Колонна: $D = 50 \text{ мм}$; $\alpha = 60^\circ$; $H_0 = 196$ и 350 мм Частицы уголя 0,5—1,7 мм (скорость в верхнем сечении 0,18 м/сек); магнитомеченные частицы	Графики интегральной и дифференциальной функций распределения частиц по временам пребывания	Система смешения с застойными зонами (наблюдается проскок части материала)	Очень высокий слой в цилиндрической части; материал вводится в струю подаваемого на фонтанирование воздуха
Сазерленд [117]	Расширяющийся кипящий	Измерение времени выравнивания концентрации никелевых магнитных частиц в слое медных частиц	Конические колонки из оргстекла $d_0 = 76 \text{ мм}$; $H_0 = 610$; 1220; 1830 мм; $D = 86,96$, 106 мм Частицы меди 0,3—0,5 мм. Проба никеля—1% веса слоя, отбор с высоты на 306 мм ниже верха слоя	Графики изменения концентрации частиц в пробе по времени	—	—
Лева [33]	Фонтанирующий	Измерение времени выравнивания концентрации трассера в слое	Конический аппарат с лопастной мешалкой объемом $0,09 \text{ м}^3$; $\alpha = 37^\circ$; $D = 600 \text{ мм}$; $w = 30, 60 \text{ об/мин}$ Песок 0,18—0,42 мм (7,5 л/мин) Трассер — поваренная соль (0,5% веса слоя), ввод в центре слоя, отбор проб на 270 мм выше и ниже точки ввода	Таблицы изменения концентрации трассера в точках отбора во времени	—	Структура слоя значительно изменена мешалкой
Малек [95]	Фонтанирующий	Измерение времени выравнивания концентрации трассера у стенки колонны	Прозрачная плексиглавовая колонна: $D = 152 \text{ мм}$; $H_0 = 228 \text{ мм}$ Пшеница Трассер — крашенные частицы пшеницы	Визуальная оценка времени выравнивания концентрации частиц	Идеальное смешение	—

Авторы, источник	Вид слоя	Метод исследования	Характеристики исследованной системы	Результаты исследований	Вывод о характере перемешивания	Примечание
Малек [95]	Фонтирующий	Измерение скорости движения частиц у стенки	Колонка: $D = 152 \text{ мм}$; $d_0 = 9,5; 19,25 \text{ мм}$; $H_0 = 330, 450 \text{ мм}$ Пшеница	Кривые зависимости скорости частиц у стенки ($1,8 \div 4,5 \text{ см/сек}$) от высоты в слое, высоты всего слоя, диаметра входного отверстия	—	—
Мухленов, Горштейн [103]	Фонтирующий	Измерение скорости частиц в ядре слоя по показаниям пьезодатчика	Аппарат: $d_0 = 10 \div 13 \text{ мм}$; $a = 20 \div 60^\circ$, различные высоты слоя и скорости воздуха Частицы $1,2 \div 1,8 \text{ мм}$	Уравнения скорости движения частицы в ядре (в зависимости от размера частицы, входного отверстия и высоты слоя); профили скоростей по оси и сечению слоя	Промежуточный между идеальным смещением и полным вытеснением случай	—
Роув, Сэзерленд [117]	Распиряющийся кипящий	Измерение распределения концентрации трассера по высоте колонны	Колонка: $D = 140 \text{ мм}$; $H_0 = 1220 \text{ мм}$, времена смещения $1,5 \div 10 \text{ мин}$ Медная дробь Трассер — никель (1% веса слоя), вводился сверху	Кривые распределения меченых частиц по высоте слоя в зависимости от времени смещения	—	—
Левей, [118]	Распиряющийся кипящий	Измерение активности проходящих вблизи датчика частиц мгновенного точечного импульса	Колонна с сечением выхода $53 \times 70,6 \text{ мм}$; $H_0 = 1270 \text{ мм}$ Медные шарикки ($74 \div 105 \text{ мк}$)	Кривые изменения активности, регистрируемой датчиком, во времени в зависимости от скорости воздуха	—	—
Эльперин, Хохлов [119]	Фонтирующий	Расчет функции распределения частиц по временам пребывания	Одно- и многокамерный аппарат с пульсирующим выводом твердых частиц	Уравнение для расчета распределения частиц по временам пребывания	Случай идеального смещения с временем запаздывания	Оценка времени запаздывания по длительности падения частицы в слое
Риджвей [120]	Распиряющийся кипящий	Измерение распределения частиц по временам пребывания	Слой окиси урана высотой 1,8 м	График интегральной функции распределения частиц по временам пребывания	—	—
Мадонна [97]	Фонтирующий	Фотосъемка слоя при двух выдержках	Полукруглая колонна с прозрачной стенкой. Выдержки 0,5 и 4 сек	Фотография	—	Время выдержки было принято слишком большим
Эльперин, Ефремцев [100]	Фонтирующий	Измерение скорости движения частиц у стенки методом киносъемки	Стеклянная реторта: $d_0 = 12 \text{ мм}$; $a = 30, 60^\circ$ Зерно проса; навески в слое 30, 40, 50 г	Графики зависимости частоты циркуляции и частоты попадания в фиксированную зону аппарата от скорости воздуха (для разных навесок в слое и углов конусности)	—	Скорость киносъемки 600 кадров/сек

некоторое «отжатие» слоя от решетки, тогда как в случае, изображенном в 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 [95, 96] предполагается обратное направление обмена по высоте.

По вопросу о макрокинетической характеристике слоя также существуют различные мнения. Так, Бекер (см. табл. I-7) предполагает наличие режима идеального смешения; Боуллинг с Ваттсом и Эльперин с Хохловым пришли к аналогичному выводу, но вносят поправки — первые на просок, вторые — на запаздывание (в основном эти поправки связаны с принятой схемой загрузки и выгрузки). По мнению же Мелека, получившего высокие значения коэффициентов перемешивания, режим фонтанирования близок к полному смешению; это подтверждают наши исследования.

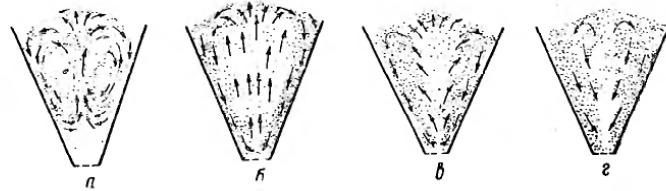


Рис. I-21. Схемы циркуляции частиц в фонтанирующем слое.
а и б — обмен внизу и вверху (а — отжатие слоя, б — отжатие отсутствует); в и г — подмешивание по всей высоте (в — из ядра в периферийную зону, г — из периферийной зоны в ядро).

В работе [106] было проведено исследование структуры визуально и с помощью фотосъемки, в результате которого были изучены форма и структура ядра фонтанирующего слоя (при $\alpha = 0 \div 70^\circ$, $d = 1,5 \div 6 \text{ мм}$). Типичная картина ядра приведена на рис. I-22.

Структура ядра по высоте ($\alpha = 70^\circ$) имеет следующие особенности:

1) концентрация частиц в нижней части ядра, непосредственно прилегающей к поддерживающей сетке, значительно понижена;
2) поперечное сечение ядра, достаточно широкое в самой нижней части (примерно равное сечению входного отверстия), на высоте 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 насадки в более плотную среду.

Эта особенность прирешеточного участка фонтанирующего слоя имеет практическое значение, так как сводит к минимуму контакт твердой фазы с решеткой, позволяя избежать нежелательных явлений перегрева частиц.

В частности, данное явление использовано [16, 17, 21] при создании оригинальной конструкции аппарата фонтанирующего слоя

для обработки твердой фазы, в котором над решеткой имеется цилиндрический стакан и, лишь начиная с некоторой высоты, сечение аппарата расширяется; по визуальным наблюдениям авторов, прилегающий к решетке цилиндрический участок практически свободен от частиц.

Вблизи рассмотренной разреженной зоны наблюдается (см. рис. I-22) резкое сужение ядра слоя, что легко объясняется на основе известных свойств вытекающих из насадки струй. В целом, как показали наблюдения за структурой ядра в фонтанирующем слое, оно очень похоже на сечение трубы Вентури.

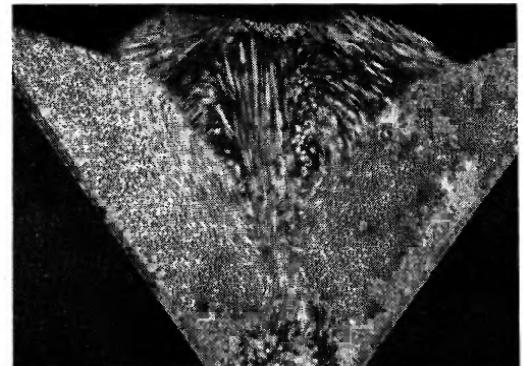


Рис. I-22. Фотография фонтанирующего слоя в плоской модели (частицы 1 мм, выдержка 1/60 сек).

Была изучена также зависимость угла раствора ядра от скорости газового потока путем фотографирования слоя при разных выдержках. Данные, полученные при выдержке $1/60 \text{ сек}$ для слоя шариков диаметром 1,5 мм, показывают, что угол раствора конуса ядра, начиная с высоты, при которой наступает расширение, не очень значителен ($8,5 \div 18^\circ$), изменение этого угла, так же как и абсолютных значений ширины ядра (на производном уровне), с увеличением скорости газа незакономерно, ввиду чего можно считать, что прямая пропорциональная зависимость ширины струи от скорости газа для фонтанирования не подтверждается.

В значительной мере это несоответствие может быть объяснено нечеткостью определения в ряде работ границ между фонтанирующим ядром и периферийной зоной. Исследование позиционной структуры фонтанирующего слоя наиболее целесообразно провести, наблюдая образование этих зон при переходе от кипящего слоя к фонтанирующему, т. е. постепенно увеличивая угол раствора в двухмерной плоской модели. С этой целью были сделаны уплотнительные боковые

вставки, размещавшиеся под различными углами. На рис. I-23 приведены фотографии серии таких опытов. При углах 0—20° (рис. I-23, а) наблюдается типичное псевдоожижение в узких колонках — подъем

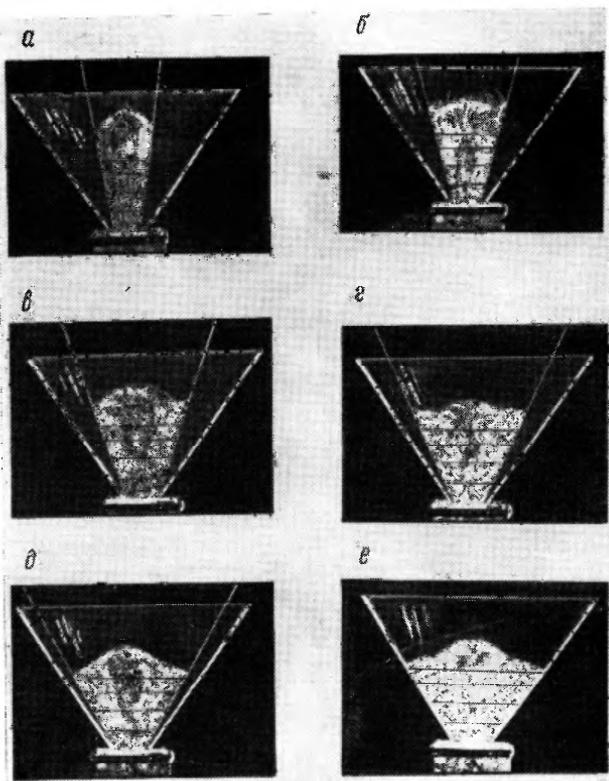


Рис. I-23. Фотографии фонтанирующего слоя в плоской модели при различных α :

а — 20°, б — 30°, в — 40°, г — 50°, д — 60°, е — 70°.

частиц в центре с вихревобразным опусканием по стенкам. На рис. I-23, б видно, как образуется четкое, оторванное от стенок ядро с интенсивным движением частиц вверх и зона быстро опускающихся в центре вихревом движении частиц, в которых

доля которых подмешивается в ядро по всей высоте. При угле раствора конуса 40° (рис. I-23, в) зоны с описанным выше характером движения сохраняются, однако непосредственно между зоной интенсивного последующего движения частиц и стенкой появляется малоподвижный, медленно опускающийся слой частиц, ширина которого при дальнейшем увеличении угла (рис. I-23, г, д, е) увеличивается. Таким образом, если восходящее движение частиц происходит в одной зоне — ядре, то нисходящее движение имеет место в двух зонах, отличающихся по порядкам скоростей.

Следовательно, наиболее полно структуру фонтанирующего слоя отображает трехзонная модель: ядро с фонтаном, периферийная зона медленно опускающихся частиц и промежуточная зона опускающихся в быстром, завихренном движении частиц. При этом ширина второй зоны при изменении угла раствора конуса практически не меняется; угол раствора второй зоны (считая от уровня сужений ядра) составляет при различных углах конуса 30—32°, тогда как угол раствора собственно ядра не превышает нескольких градусов.

Эта модель подтверждается данными Баскакова с сотрудниками по теплообмену от цилиндрического зонда к фонтанирующему слою [123]. Полученный в их опытах профиль значений коэффициентов теплоотдачи α от зонда к слою приведен (для половины осесимметричного сечения фонтанирующего слоя) на рис. I-24. Значения α у стенки и по оси слоя близки по порядку к значениям для соответствующих дисперсных систем — движущемуся слою и восходящему высококонцентрированному пневмотранспорту. В периферийной зоне имеется резкий максимум значения коэффициента теплоотдачи, по порядку величины близкий к значениям, полученным для кипящего слоя.

В ряде исследований определялась зависимость интенсивности различных процессов от угла раствора конуса: при истирании частиц в фонтанирующем слое [124], уносе частиц [125], сушке полимеров в фонтанирующем слое [126, 127], теплообмене с поверхностью [102].

Во всех этих процессах была получена монотонная зависимость от угла раствора конуса.

В то же время в ряде работ развиваются представления о наличии некоторого оптимального угла раствора конуса, при котором некоторый показатель эффективности процесса имеет наиболее

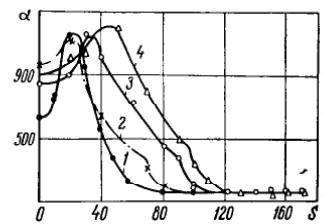


Рис. I-24. Распределение коэффициента теплообмена $\alpha \left(\frac{\text{вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right)$ по сечению и высоте фонтанирующего слоя [123]:

1 — по сечению $h = 40$ мм; 2 — $h = 80$ мм; 3 — $h = 120$ мм; 4 — $h = 160$ мм; 5, 6 — характеристические точки при скоростях 0,53 и 1,3 м/сек.

благоприятное значение. Так, в табл. I-8 приведены значения оптимальных углов для ряда установок.

Как зависимость эффективности процесса от угла конусности, так и значение оптимального угла объясняются в каждом конкретном случае наличием структурных зон и в основном тем, в какой зоне протекает процесс.

Как видно из табл. I-8, в большинстве случаев стремится иметь α_{opt} , при котором опускание частиц происходит не медленно, за счет нисходящего плотного слоя в периферийной зоне, а быстро, в зоне интенсивного нисходящего движения.

Таблица I-8

Значение оптимального угла в различных процессах

Авторы исследования	Наименование процесса	α_{opt}	Обоснование оптимальности
Тагер, Шипков [122]	Сжигание топлива	25–35° (30°)	Предотвращение плавления устья топки
Такеда [112]	Холодная модель	50°	Качество псевдоожижения (по индексу неоднородности, измеренному методом локальных пульсаций давлений)
Эльперин, Ефремцев [100]	Обжиг цементного клинкера, холодная модель	30–40° — угол естественного откоса материала	Отсутствие спекания в малоподвижных частях слоя (не должно быть застойных зон на стенах конуса)
Романков, Ращковская	Сушка паст, растворов, сыпучих материалов	35–40°	Отсутствие слипания и комкования материала
Выаго и сотрудники [121]	Обезвоживание раствора	30°	Отсутствие поршневания и уноса (наступающего при меньшем угле) и слипания частиц (при увеличении угла)

Из сказанного следует, что угол раствора этой зоны $\sim 40^\circ$. Таким образом, можно считать, что для процессов, на протекание (или устойчивость) которых отрицательно влияет замедление движения частиц у стенки, оптимальным является угол раствора $\sim 40^\circ$.

Однако в процессах, интенсивность которых определяется величиной среднего времени пребывания частиц в слое, увеличение угла раствора конуса дает эффект, аналогичный увеличению высоты слоя в цилиндре; энергетически увеличение угла конуса выгоднее, чем направление высоты слоя, из-за характера зависимости $\Delta p = f(h_0, \alpha)$. Интересно отметить, что в этом случае ядро фонтанирующего слоя (при наличии теплообмена газ — частица) аналогично активной нижней зоне кипящего слоя, а периферийные зоны — так называемой «балластной» (но играющей важную роль) зоны в кипящем слое.

Помимо исследований слоя на плоской модели, было проведено систематическое изучение распределения концентрации частиц по объему реального фонтанирующего слоя.

Измерение плотности фонтанирующего слоя микросферического алюминиевого катализатора ($d = 200—250 \text{ мк}$) производилось на описанной конической-цилиндрической установке емкостным методом.

Выбор размера конденсатора диктовался геометрическими характеристиками системы. Линейный размер конуса был $\sim 300 \text{ мм}$, а ядра — $50 \div 100 \text{ мм}$.

Условия, налагаемые на выбор размера датчика, следующие: минимальный линейный размер датчика приблизительно раз в 20 больше размера частиц, максимальный по порядку величин равен или меньше определяющего линейного размера системы, т. е. ширины ядра.

Исходя из этих ограничений, был выбран датчик 10 мм шириной и 50 мм длиной. Зонд с датчиком вводился внутрь аппарата на специальной перемещающейся системе, позволяющей жестко закрепить датчик и двигать его в строго вертикальном или горизонтальном направлении через интервалы 5–10 мм.

Было проведено систематическое исследование структуры фонтанирующего слоя при изменении следующих параметров: $\alpha = 30, 40, 50, 60^\circ$; $d_0 = 50, 75, 100 \text{ мм}$; $w_{ix} = 0,2—1,4 \text{ м/сек}$.

Измерения порозности фонтанирующего слоя этим методом производились по оси слоя (при перемещении датчика по вертикали через 10 мм) и по сечению слоя (при перемещении датчика, закрепленного на определенном вертикальном уровне, через 50 мм от нижнего сечения по горизонтали).

Данные по распределению порозности слоя по оси ядра в аппаратах с углом конусности 30° при разных скоростях газа в нижнем сечении приведены на рис. I-25. Из этого рисунка следует:

1. Наличие в нижней части ядра (на высоте 30–50 мм) зоны пониженной концентрации твердых частиц, вызванное, очевидно, динамическим воздействием струи воздуха. Это подтверждается данными, полученными при фотографировании фонтанирующего слоя в двухмерной модели. С увеличением скорости газового потока высота этой разреженной зоны увеличивается.

2. Постоянство концентрации твердых частиц по высоте плотной фазы фонтанирующего слоя. Порозность слоя по высоте на этом участке почти не меняется и равна 0,5–0,6 (незначительно повышаясь с увеличением скорости газа). Наличие высококонцентрированного потока твердых частиц также подтверждается фотографированием слоя в плоской модели.

3. Резкое уменьшение концентрации твердых частиц в верхней части слоя, расположенной выше уровня насыпного неподвижного слоя. Это объясняется замедлением скорости вылетающих из слоя частиц; однако в отличие от данных, полученных при фотографировании плоской модели, емкостным методом не удалось обнаружить наличия уплотнения частиц в верхней части надслоевого

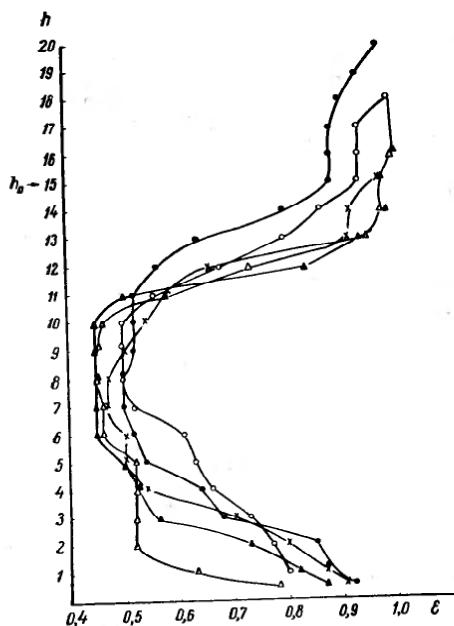


Рис. I-25. Распределение порозности по оси фонтанирующего слоя ($\alpha = 30^\circ$) при различных скоростях газа.

пространства, что объясняется понижением точности показаний датчика в области малых концентраций и его влиянием на выбросы частиц.

Описываемая картина распределения частиц по оси фонтанирующего слоя во многом аналогична наблюдавшейся для кипящего слоя [129]; в частности, имеется сходное распределение по зонам — пониженной концентрации у решетки, постоянной в основной части слоя и спадающей в надслоевом пространстве.

Типичные результаты, полученные по распределению концентраций по сечению фонтанирующего слоя на разных уровнях, приводятся на рис. I-26. Из рассмотрения этих данных можно заключить следующее:

1. Профиль концентрации твердой фазы в фонтанирующем слое симметричен относительно оси слоя, и при измерениях в пределах

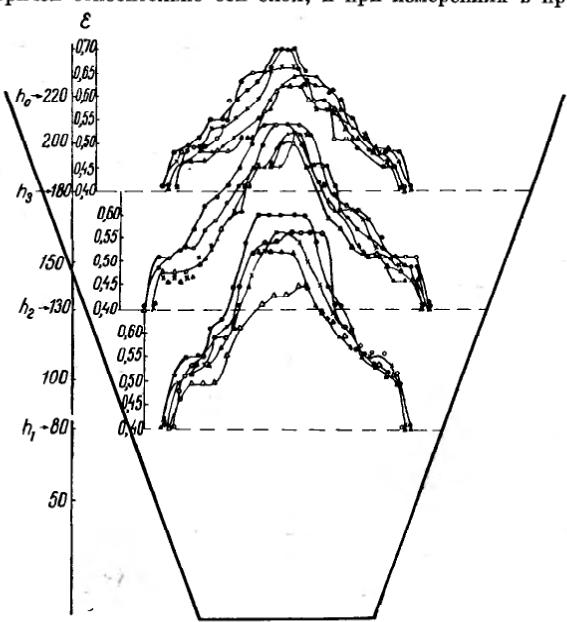


Рис. I-26. Распределение порозности по сечению фонтанирующего слоя ($\alpha = 40^\circ$; $d_0 = 75 \text{ мк}$) при различных скоростях газа w .

высоты насыпанного неподвижного слоя максимальное значение порозности практически не меняется по высоте (что согласуется с данными первой серии опытов).

2. Профиль порозности вблизи оси имеет ярко выраженный параболический характер с плоской вершиной; по мере удаления от оси имеется точка перегиба, после которой вдоль значительного отрезка радиуса порозность постоянна; по окончании этого отрезка имеется еще одна точка перегиба, после которой устанавливается наиболее низкое значение порозности. Распределение порозностей по сечению фонтанирующего слоя на разных высотах подтверждает сделанный на основании изучения двухмерного слоя вывод

о трехзонной структуре фонтанирующего слоя (ядро, промежуточная зона интенсивного движения частиц, медленно опускающаяся периферийная зона).

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.

Полученные результаты показывают, что структура фонтанирующего слоя в объеме существенно отличается от кипящего. Это особенно четко видно при сопоставлении приведенных выше данных с результатами Баккера [129], в которых различие порозности в пристеночных и осевых участках фонтанирующего слоя носит иной характер и выражено менее резко.

Наряду со структурными измерениями было исследовано движение и перемешивание частиц в фонтанирующих слоях.

Перемешивание в фонтанирующем слое, как и в любом другом аппарате смещения непрерывного действия, характеризуется отношением двух времен: τ_u — времени циркуляции и τ_{cp} — среднего времени пребывания частиц в аппарате.

Таким образом, их отношение

$$k = \frac{\tau_{cp}}{\tau_u} \quad (I-52)$$

определяет интенсивность перемешивания.

В выражении (I-52) среднее время пребывания определяется из соотношения

$$\tau_{cp} = \frac{G_{ex}}{G} \quad (I-53)$$

где G_{ex} — вес, кг;

G — производительность, кг/ч.

Время циркуляции τ_u определяется как время, в течение которого частица проходит через все основные участки аппарата (из рассмотрения исключены случаи проскара, когда цикл движения частицы окажется значительно меньше среднего). Его определение является довольно сложной задачей. При отсутствии подмешивания из периферийной зоны в ядро требование, чтобы за время циркуляции частица проходила все основные участки слоя, удовлетворяется автоматически, и поскольку $w \geq w_{\text{нейф}}$, то τ_u может быть оценено по времени опускания частиц в периферийной зоне.

Значительные трудности появляются, если между периферийной зоной и ядром происходит обмен частицами. Тогда 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 τ_u необходимо, помимо порядков скоростей частиц в ядре и периферийной зоне, знать еще и порядки величин коэффициентов обмена.

При вычислении τ_u и τ_{cp} можно оценить величину k ; если $k \gg 10$, то фонтанирующий слой работает в режиме идеального смешения.

Как следует из приведенных выше соображений, необходимо определить скорость частицы на различных участках ее траектории, т. е. исследовать поля скоростей в фонтанирующем слое. С целью изучения как пространственного распределения частиц с различными скоростями, так и распределения числа частиц по скорости была применена фотосъемка при различных выдержках. Измерение скоростей частиц производилось по длине блоков. Полученная таким образом «карта» скоростей частиц в сечении слоя приведена на рис. I-27.

Полученные поля скоростей частиц позволяют установить, что скорости частиц в фонтанирующем ядре более чем на порядок превышают скорости в пристеночной части периферийного слоя, а в промежуточной зоне всего лишь в несколько раз выше. Определение влияния различных параметров фонтанирующего слоя на скорость частиц в пристеночной области и оценка значения коэффициентов обмена между зонами проведены в коническо-цилиндрическом аппарате (см. рис. I-12) со сменными конусами.

Угол конусности был 30, 40, 50 и 60°, а скорость воздушного потока 5—9 см/сек.

Материал был правильной сферической формы (гранулированный силикагель с размером частиц 3,2 мм) и неправильной формы (частицы поливинилформала с средним размером 1,5—4 мм).

Для фонтанирующего слоя с заданными геометрическими параметрами устанавливали соответствующий гидродинамический режим; затем в верхнюю часть пристеночной области вблизи прозрачного участка стенки при помощи пневматического инжекционного устройства вводились крашеные частицы. Время прохождения частицами базы (отмеченного специальными знаками отрезка длины стенки конуса по образующей) измерялось при помощи секундомера; бралось среднее значение из 3—5 измерений. По результатам этих измерений рассчитывалось среднее значение скорости частиц у стенки фонтанирующего слоя. Была систематически изучена зависимость этих скоростей от угла раствора конуса, скорости газа и вида материала. Из результатов всех проведенных опытов найдено, что скорости частиц у стенки возрастают с увеличением расхода газа от 2—3 до 7—8 см/сек, поэтому при фотографировании плоской

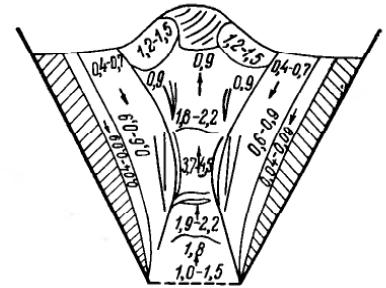


Рис. I-27. Схема распределения частиц в сечении фонтанирующего слоя по скоростям.

модели даже с выдержкой $1/30$ сек пристеночный слой частиц выглядел неподвижным.

В заключение остановимся на некоторых макрокинетических характеристиках фонтанирующего слоя.

Как уже было показано, перемешивание частиц в непрерывно-действующем фонтанирующем слое характеризуется параметром

$$k = \frac{\tau_{cp}}{\tau_u}$$

Экспериментально установлено, что между периферийной зоной и ядром имеется интенсивный обмен по всей высоте слоя, что скорости частиц в ядре более чем на порядок превышают таковые для пристеночной зоны периферийной части слоя и что порядок скоростей частиц в пристеночной зоне — $1 \div 10$ см/сек.

При отсутствии обмена между периферийной зоной и ядром можно было бы, используя ориентировочные значения для высоты фонтанирующего слоя $0,2 \div 1,0$ м и для скорости частиц у стенки $0,01 \div 0,10$ м/сек, принять, что время циркуляции (по верхней оценке) не превысит

$$\tau_u \approx \frac{h_{cl}}{w_{ct}} = \frac{20 \div 100}{1 \div 10} \leq 100 \text{ сек}$$

В среднем $\tau_u = 50$ сек ($2 \div 100$ сек). Однако ввиду наличия обмена необходимо, чтобы τ_u явилось 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.

Определим величину коэффициента обмена, принимая его постоянным по высоте для фонтанирующего слоя ($h_0 = 300$ мм; $\alpha = 40^\circ$, $\rho_m = 1200 \text{ кг}/\text{м}^3$; $c_x = 0,5 \frac{\text{м}^3 \text{ частиц}}{\text{м}^3 \text{ слоя}}$; $d_0 = 0,05$ м; $w_{ct} = 5$ см/сек).

Обмен внизу происходит (ввиду отжатия слоя от решетки) на высоте $\approx 0,05$ м.

Тогда согласно [106] получим значение коэффициента обмена

$$K = \frac{\rho_m c_x w_{ct}}{2r_0} \left[2r_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} + \operatorname{tg}^2 \frac{\alpha}{2} (h_1 + h_2) \right] = \frac{1200 \cdot 0,5 \cdot 0,05}{2 \cdot 0,025} [2 \cdot 0,025 \cdot 0,364 + 0,132 (0,3 + 0,05)] = 38,64 \text{ кг}/\text{м}^2 \cdot \text{сек}$$

Через боковую поверхность ядра переносится

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

В то же время до самого низа периферийной зоны доходит

$$\rho_t c_t w S_{\text{низ}} = \rho_t c_x w \pi (r_{\text{низ}}^2 - r_0^2) = 1200 \cdot 0,5 \cdot 0,05 \cdot 3,14 (0,0432 - 0,025) = 0,172 \text{ кг}/\text{сек}$$

Таким образом, из полученных данных следует, что $\sim 13\%$ материала проходит все зоны по высоте аппарата за один цикл, а 87% (или в 6 раз больше) проходит меньшее расстояние. Однако учитывая распределение частиц по длине проходного пути (часть их сразу мигрирует в ядро, а часть опускается на глубину ниже половины высоты слоя), естественно примерно трехкратное повторение циркуляции частицы, чтобы получить значение характеристического времени циркуляции

$$\tau_u = 3 \frac{h_{cl}}{w_{ct}} \quad (1-54)$$

Множитель 3 принят, поскольку не доходящие до низу частицы затрачивают на этот неполный цикл времени, меньшее чем $\frac{h_{cl}}{w_{ct}}$ в среднем в 2 раза. Тогда в наиболее часто встречающихся случаях (h слоя порядка $0,5 \div 0,8$ м) при $w_{ct} = 5 \div 8$ см/сек получим $\tau_u \approx 0,5$ мин. Этим значением мы и будем пользоваться в дальнейшем.

Величина τ_{cp} будет зависеть от типа выбранного процесса. Поскольку при $K \geq 10$ аппарат — идеального смешения, то, следовательно, при $\tau_{cp} \geq 5$ мин фонтанирующий слой, близкий к рассмотренным выше размерам, работает в этом режиме. В приведенном выше примере объем конуса

$$V = \frac{\pi}{3} h (R^2 + r_0^2 + Rr_0) = \frac{\pi}{3} \cdot 0,3 (0,13^2 + 0,025^2 + 0,13 \cdot 0,025) = 0,0069 \text{ м}^3$$

Производительность при $\tau_{cp} \approx 5$ мин составит

$$M = \rho_m c_x \frac{V}{\tau_{cp}} = 1200 \cdot 0,5 \frac{0,0009}{0,0835} = 49,4 \text{ кг}/\text{ч}$$

Следовательно, этот аппарат объемом 6,9 л при производительности $M \leq 50$ кг/ч будет аппаратом идеального смешения.

Митев [13] исследовал распределение частиц по временам пребывания в щелевых аппаратах вихревого слоя; было также показано, что в этих аппаратах достигается практическое полное перемешивание.

Так как в ряде случаев необходимо, чтобы обработка материала в течение определенного времени была равномерной, Митевым [13] было проведено исследование с целью определения наименьшего числа секций (n_{\min}) щелевого аппарата, обеспечивающих заданное время задержки (τ_s), т. е. время, считая от момента ввода меченых частиц до появления в выгружаемом материале 0,5; 1; 5 и 10% от их количества (см. рис. I-14).

Обработка опытных данных сводилась к построению кривых

$$n_{\text{мин}} = f \left(\frac{\tau_a}{\tau_{\text{ср}}} \right) \quad (I-55)$$

где $\tau_{\text{ср}}$ — среднее расходное время пребывания.

Уравнение (I-55) в результате обработки опытных данных приведено к виду

$$n_{\text{мин}} = A \exp K \frac{\tau_a}{\tau_{\text{ср}}} - B \quad (I-56)$$

Значения A , B и K — коэффициенты, зависящие от степени обработки, приведены в табл. I-9.

В заключение отметим, что изложенные в настоящей главе результаты исследований отечественных и зарубежных авторов по кипящим, фонтанирующим и вихревым слоям позволяют производить гидродинамический расчет аппаратов этих типов.

ЛИТЕРАТУРА

1. Ребу П., Кипящий слой, ЦИНЦМ, 1959.
2. Сыромятников Н. И., Волков В. Ф., Процессы в кипящем слое, Металлургиздат, Свердловск, 1959.
3. Забродский С. С., Гидродинамика и теплообмен в псевдоожженном слое, Госэнергоиздат, 1963.
4. Лева М., Псевдоожжение, Гостоптехиздат, 1961.
5. Zenz F. A., Othmer D. F., Fluidisation and Fluid-Particle Systems, Reinhold Publ. Corp., N. Y., 1960.
6. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Сборник трудов межвузовской конференции по машинам и аппаратам диффузионных процессов, Казань, 1961.
7. Процессы в кипящем слое, ЦИНЦМ, 1959.
8. Каганович Ю. И., Злобинский А. Г., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦНИТИХимнефтемаш, 1966, стр. 44.
9. Esayap L., Esayap M., Fluidisarea, Editura technica, Bucuresti, 1959.
10. Гельперин И. И., Айнштейн В. Г. и др., Хим. технол. топл. масел, № 8, 51 (1960).
11. Cowan C. B. и др., Eng. J., 1958, 160.
12. Madonna L. A. и др., Brit. Chem. Eng., 6, № 8, 524 (1961).
13. Митев Д. Т., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1967.
14. Романков П. Г., Ращковская Н. Б. и др., сб. Техника сушки во взвешенном слое, вып. 2, ЦНИТИХимнефтемаш, 1966, стр. 31.
15. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Труды ЛТИ им. Ленсовета, вып. XXXIX, 1957, стр. 95.
16. Вызго В. С. и др., сб. «Химия и технология минеральных удобрений», Изд. ТАН Узб ССР, Ташкент, 1966, стр. 232.
17. Чвик М. З., Автореф. канд. дисс., ТПИ, Ташкент, 1967.
18. Гольцикер А. Д., Ращковская Н. Б., Романков П. Г., сб. «Применение кипящего слоя в химической промышленности», ч. II, ЯДНТИ, 1965, стр. 72.
19. Belik L., Chem.-Ing.-Techn., 32 № 4, 255 (1960).
20. Leva M., 3d Europ. Feder. Chem. Eng., London, 1962.
21. Blickle T. и др. Chem. Techn., 14, № 2, 87 (1962).
22. Гельперин И. И., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦМ, 1965; Авт. свид. 134618, Бюлл. изобрет. № 24 (1960).
23. Соколов П. Ф., Сушка древесины, Изд. «Лесная пром.», 1966.
24. Фрайман Р. С. и др., Хим. пром., № 11, 827 (1962).
25. Баскаков А. П., Лумми А. П., Хим. пром., № 11, 844 (1963).
26. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Бабенко В. Е., Гольцикер А. Д., и др., Авт. свид. 150425, Бюлл. изобрет. № 18 (1962).
27. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Гольцикер А. Д., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦМ, 1965, стр. 5.
28. Тодес О. М., сб. «Методы и процессы химической технологии», вып. 1, Изд. «Наука», 1965, стр. 65.
29. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Гольцикер А. Д., Бабенко В. Е., ЖПХ, 37, № 3, 615 (1964).
30. Аэрв М. Э., Хим. технол. топл. масел, № 10, 9 (1962).
31. Акопян Л. А., Карапетян А. Г., Хим. пром., № 2 (1955).
32. Дементьев В. М., Теплоэнергетика, 6, 1, 50 (1959).
33. Leva M., Weintraub M., Ghitescu M., Pollichik H., Stroob U. S., Bull. Bur. Mines, № 504 (1954).
34. Мартюшин И. Г., Труды МИХМ, вып. XIII, 1957, стр. 145.
35. Suciu G., Schorr V., Rev. Chim., 9, 4, 82 (1958).
36. Winterstein G., Rose K., Chem. Techn., 13, 2 (1961).
37. Горощко В. Д., Розенбаум Р. Б., Тодес О. М., Изв. вузов. Нефть и газ, № 4, 125 (1958).
38. Абаев Г. И., Гусман Т. Я., Хим. пром., № 11, 796 (1962).
39. Алиев В. С., Индулов И. М., Рустамов Н. И., Хим. технол. топл. масел, № 8, 65 (1959).
40. Бейлин М. И., Хим. технол. топл. масел, № 4, 19 (1961).
41. Гинзбург А. С., Резчиков В. А., ИФЖ, 5, № 5, 55 (1952).
42. Landau W., Franz E., Chem. Techn., 12, 4, 200 (1960).
43. Гришин М. А., ИФЖ, 3, № 6, 82 (1960).
44. Еркова Л. Н., Смирнов Н. И., Труды ЛТИ им. Ленсовета, вып. XV, 1958, стр. 68.
45. Богославский Н. М., Мелик-Ахназаров Т. Х., Псевдоожжение в химической технологии, ГосИТИ, 1960.
46. Leva M., Shirai T., Wen C. J., Gen. Chem., 75, 2, 33 (1956).
47. Miller C. O., Logwincuk A. K., Ind. Eng. Chem., 43, 1220 (1951).
48. Мухленов И. П., Трабер Д. Г., Румянцева Е. С., Хим. пром., № 8 (1955).
49. Орочкик Д. И., Теоретические основы ведения синтезов жидким топливом, Гостоптехиздат, 1951.
50. Розловский А. А., Цвет. мет., 2, 37 (1962).
51. Смирнов А. А., Труды Куйбышевского индустриального ин-та, т. VIII, 1959, стр. 111.
52. Straneo P., Coppo E., Chim. Ind. (Milan), 43, 12, 1393 (1961).
53. Федоров А. М., Теория и расчет процесса сушки во взвешенном состоянии, Госэнергоиздат, 1955.
54. Heerdan C. H., Nobel A. R. P., Krevelen D. W., Chem. Eng. Sci., 1, № 1, 37 (1951).
55. Justat A., Janio K., Gogzka I., Przem. Chem., 38, 1, 39 (1959).
56. Беранек Я., Сокол Д., Техника псевдоожжения, пер. под ред. Н. И. Гельперина, Гостоптехиздат, 1962.
57. Забродский С. С., Труды Института энергетики АН БССР, вып. III, 1957.
58. Чечеткин А. В., Высокотемпературные теплоносители, Госэнергоиздат, 1962.
59. Adersson K. E., Chem. Eng. Sci., 15, 3—4, 276 (1961).
60. Вена J., Chem., 10, 285 (1960).

61. Гаспарян А. М., Заминян А. А., ДАН АрмССР, XXII, № 1, 17 (1956).
 62. Jottrand R., J. Appl. Chem., 2, Suppl., 1, 517 (1952).
 63. Kolar V., Coll. Czech. Chem. Comm., XXVII, № 12, 2816 (1962).
 64. Loeffler A. L., Ruth B. F., AIChE J., 5, № 3, 310 (1959).
 65. Lewis E. W., Bowesman E. W., Chem. Eng. Progr., 48, 603 (1952).
 66. Лященко П. В., Гравитационные методы обогащения, Гостоптехиздат, 1940.
 67. Минц Д. М., Шуберт С. И., Гидравлика зернистых материалов, Изд. Минскхоз, 1955.
 68. Петров В. Н., Изв. вузов. Нефть и газ, № 5, 79 (1961).
 69. Richardson J. F., Zaki W. N., Trans. Inst. Chem. Eng., 32, 35 (1954).
 70. Takeda K., Imagata Univ., 4, № 2, 273 (1957).
 71. Jonson E., Inst. Gas. Eng. Rep., Publ. № 378/479 (1949—1950).
 72. Hawksley P. G. W. in «Some Aspects of Fluid Flow», E. Arnold Co., London, 1951.
 73. Happel J., AIChE J., 4, 197 (1958).
 74. Pinchbeck P., Popper E., Chem. Eng. Sci., 6, 57 (1956).
 75. Frantz J. F., Chem. Eng., № 49, 461 (1962).
 76. Lewis W. K., Gilliland E. R., Bauer W. C., Ind. Eng. Chem., 41, 1104 (1949).
 77. Rowe P. N., Trans. Inst. Chem. Eng., 39, № 3 (1961).
 78. Беранек Я., Клумпар И., Хим. пром., № 1 (1957).
 79. Raseev S. D., Studii si cercetări de chimie, 5, № 4, 569 (1957).
 80. Яворский И. А., Изв. Сиб. отд. АН СССР, 6, 104 (1958).
 81. Шарловская М. С., Изв. Сиб. отд. АН СССР, 10, 88 (1958).
 82. Ragett J. D., Jagol N., Steiniger C. S., Chem. Eng. Progr., 43, 429 (1947).
 83. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Лепилин В. Н., Изв. вузов. Химия и хим. технол., IV, № 2 (1961).
 84. Броухий Е. И., Тодес О. М., Нефт. хоз., № 4, 32 (1951).
 85. Гельперин Н. И., Айштейн В. Г., Гойхман И. Д., ИФЖ, 7, № 7, 15 (1964).
 86. Вегапек J., Sokol D., Winterstein G., Wirbelschicht technik, Leipzig, 1964.
 87. Narisman G., AIChE J., 11, № 3, 550 (1965).
 88. Гинзбург А. С., Резчиков В. А., Сушка пищевых продуктов в кипящем слое, Изд. «Пищевая пром.», 1966.
 89. Рождественский О. И., Соколов А. А., Тезисы докладов научно-технической конференции МИХМ, Секция процессов в псевдоожижении слое, М., 1967.
 90. Фролов В. Ф., Романков П. Г., ЖПХ, 35, № 1, 80 (1962).
 91. Фролов В. Ф., Романков П. Г., ЖПХ, 35, № 10, 2220 (1962).
 92. Вольдман Г. М., Зеликман А. Н., Изв. вузов. Цветная металлургия, № 4, 73 (1962).
 93. Граховский Е. Н., Семененко В. Л., ИФЖ, 7, № 7 (1964).
 94. Mathur K. B., Gishler P. E., J. Appl. Sci. (London), 5, 620 (1955); AIChE J., 1, 157 (1955).
 95. Malek M. A. и др., Ind. Eng. Chem., Proc. Des. Developm., 2, № 1, 30 (1963); 4, № 1, 123 (1965); Can. J. Chem. Eng., 42, № 1, 14 (1964).
 96. Thorley B. и др. Can. J. Chem. Eng., 37, № 5, 184 (1959).
 97. Madonne L. A. и др., AIChE J., 4, № 4, 494 (1958); Chem. in Canada, 11, № 7, 42 (1959); Ind. Eng. Chem., 52, № 2, 169 (1960); Brit. Chem. Eng., 6, № 8, 524 (1961).

98. Гельперин Н. И., Айштейн В. Г. и др. Хим. технол. топл. масел, № 8, 51 (1960); Хим. маш., 1961, № 4, 12.
 99. Басаков А. П. и др., ИФЖ, 10, № 1, 16 (1966); Хим. технол. топл. масел, № 8, 14 (1966).
 100. Эльперин И. Т., Ефремцев В. С. и др., сб. «Исследование тепло- и массообмена в технологических процессах и аппаратах», Изд. «Наука и техника». Минск, 1966, стр. 177—194; 192—200; 201—206.
 101. Забродский С. С., ИФЖ, 4, № 2, 92 (1961).
 102. Гельперин Э. Н., Автореф. канд. дисс., МХТИ, 1965.
 103. Мухленов И. П., Горштейн А. Е., ЖПХ, 37, № 3, 609 (1964); № 9, 1887 (1964); Хим. пром., № 6, 443 (1965); сб. «Процессы химической технологии», Изд. «Наука», 1965; Горштейн А. Е., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1965.
 104. Мартюшин И. Г., Автореф. докт. дисс., МИХМ, 1965.
 105. Торре С., Oster Ing. Ztg., 7, № 5, 159 (1964).
 106. Гольцикер А. Д., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1967.
 107. Rice N. J., Wilhelm R. H., AIChE J., 4, № 4, 423 (1958).
 108. Гольцикер А. Д., Рашковская Н. Б., Романков П. Г., ЖПХ, 37, № 5, 1030 (1964).
 109. Романков П. Г., Гидравлические процессы химической технологии, Госхимиздат, 1948.
 110. Вескег И. А. и др., Chem. Eng. Sci., 13, № 3, 97 (1960); № 4, 245 (1960).
 111. Николаев А. М., Голубев Л. Г., Изв. вузов. Химия и хим. технол., 7, № 5, 855 (1964).
 112. Такада К., Сеш. Eng. (Токио), 21, 124 (1957).
 113. Горштейн А. Е., Сороков В. Е., Изв. вузов, Химия и хим. технол., № 4, 137 (1964).
 114. Михайлик В. Д., сб. «Исследование тепло- и массообмена в технологических процессах и аппаратах», Изд. «Наука и техника», Минск, 1966.
 115. Трабер Д. Г. и др., ЖПХ, 35, № 10, 2213 (1962).
 116. Bowling F., Watts A., Austral. J. Appl. Sci., 12, № 4, 413 (1961).
 117. Sutherland K. S., Trans. Inst. Chem. Eng., 39, № 3, 188 (1961).
 118. Levee R., Chem. Eng. Progr., 56, № 3, 43 (1960).
 119. Эльперин И. Т., Хохлов В. К., Сообщения НИИЦемента, 1965.
 120. Ridgway K., Chem. Proc. Eng., June, 1965.
 121. Выаго В. С., Набиев М. Н., Ризаев Н. У., Цвик М. З. и др., Рефераты докладов и сообщений Менделеевского съезда, № 7, Изд. «Наука», 1965, стр. 28; Тезисы докладов V Всесоюзной конференции по технологиям неорганических веществ и минеральных удобрений, Киев, 1966.
 122. Тагер С. А., Шипков Н. Н., сб. «Энергетехнологическое использование топлива», вып. 2, Изд. АН ССР, 1962.
 123. Басаков А. П., Лумми А. П., ИФЖ, 10, № 1 (1966).
 124. Блиничев В. Н., Стрельцов В. В., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», ЦИНТИХимнефметаш, вып. 2, стр. 101; вып. 5, 1966, стр. 38.
 125. Бейлин М. И., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦМ, 1965; Сушка угля в кипящем слое, Изд. «Недра», 1965.
 126. Кудакова В. Е., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1964.
 127. Ауф А. А., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1966.
 128. Тодес О. М. и др., Метод исследования и количественного измерения качества псевдоожижения, Брошюра ВДНХ, 1963; ЖПХ, 39, № 5 (1966); Зав. лаб., № 2 (1967); Хим. пром., № 6, 5 (1967).
 129. Bakker P. J., Диссертация, Дельфтский ун-т, Голландия; Brit. Chem. Eng., 3, 240 (1958); 4, № 10, 524 (1959); Chem. Eng. Sci., 12, № 41, 260 (1960).
 130. Dumitrescu, S. D. Jonescu, Rev. chim., 18, № 9, 552 (1967).

ГЛАВА ВТОРАЯ

КОНСТРУКЦИИ СУШИЛОК

Сушка во взвешенном слое до недавнего времени применялась только для высушивания сыпучих материалов (уголь, известняк, минеральные и органические соли и др.). В последнее время этот метод успешно применяется при высушивании комкующихся (сульфат аммония, некоторые полимеры) материалов, пастообразных веществ (пигменты, красители и др.), обезвоживания растворов, расплавов и суспензий.

Так как практическое осуществление процесса и его эффективность в значительной степени зависят от конструкции аппарата, то в настоящей главе будут рассмотрены и, по возможности, систематизированы уже имеющиеся в этой области сушильной техники конструктивные решения.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ СУШИЛОК КИПЯЩЕГО И ФОНТАНИРУЮЩЕГО СЛОЯ

Сушильные аппараты классифицируют преимущественно по характеру высушиваемого материала, что особенно важно для выбора типа сушилки. По этому признаку сушилки следует разделить на две группы: 1) для зернистых материалов и 2) для пастообразных материалов, растворов, расплавов, суспензий.

По режиму работы сушильные установки можно разделить на три основные группы: непрерывного, периодического и полуунпрерывного действия.

Непрерывнодействующие сушильные установки получили наибольшее распространение в промышленности. В этих аппаратах загрузка и выгрузка материала происходит непрерывно.

Преимуществом сушилок непрерывного действия является полное использование объема сушильной камеры, возможность полной автоматизации процесса, отсутствие расхода тепла на прогрев установки (тепло расходуется только при пуске после ремонта или чистки аппарата).

Эти сушилки успешно применяются в многотоннажных производственных. Их недостаток (некоторых конструкций) — неравномерная обработка материала.

Периодически действующие сушильные установки применяются чаще всего в малотоннажных производствах при необходимости получения однородного по влажности продукта. Сушильную камеру загружают материалом и по окончании процесса полностью разгружают. Влажность материала в сушилке, а также параметры сушильного агента меняются во времени. Достоинствами сушилок периодического действия являются простота конструкции и возможность регулирования режима сушки путем подачи теплоносителя с различными параметрами на разных этапах сушки, в соответствии с требованиями оптимального режима; поэтому они успешно применяются при высушивании чувствительных к нагреву полимерных и других материалов.

Недостатки сушилок — большая затрата времени на загрузку и выгрузку материала, вследствие чего их применение целесообразно лишь в том случае, если продолжительность процесса значительно превышает вспомогательное время (на загрузку и выгрузку), а также необходимость дополнительного расхода тепла на прогрев установки при каждой новой операции. Сушилки периодического действия применяют в малотоннажных производствах при высушивании зернистых материалов.

Сушильные установки *полунепрерывного действия* позволяют получить равномерный по влажности продукт. Загрузка и выгрузка материала в этих аппаратах производится непрерывно, но процесс сушки осуществляется периодически; таким образом, используются преимущества непрерывно и периодически действующих сушилок. Установки могут быть полностью автоматизированы.

КОНСТРУКТИВНАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ

Характеристика сушилок по количеству секций. Применяющиеся сушилки кипящего слоя можно разделить по данному признаку на две группы: одно- и многокамерные [1].

Однокамерные сушилки наиболее просты в конструктивном и эксплуатационном отношении, обладают самыми высокими экономическими показателями, лучше всего поддаются автоматизации. Сушилки этого типа наиболее распространены как в Советском Союзе, так и за рубежом. Недостатком некоторых конструкций является неравномерная обработка материала [2]. Однако для ряда продуктов это не имеет существенного значения, тем более что этот недостаток может быть в значительной степени уменьшен направленным движением материала в аппаратах — например, сушилка ДПИ (Донецкого политехнического института).

Удельный влагосъем в однокамерных аппаратах, в зависимости от параметров применяемого теплоносителя, может быть от 500 до 1000 кг/ч и более с 1 м² решетки при удельном расходе сухих газов 3—12 кг/кг влаги.

Многокамерные сушилки бывают с последовательным движением материала и подачей свежего теплоносителя в каждую камеру и ступенчато-противоточные, с движением материала и газа противотоком друг к другу.

Их применяют для увеличения равномерности сушки.

В сушилках с последовательным движением материала секционирование осуществляется с помощью вертикальных перегородок, разделяющих горизонтальный аппарат (чаще прямоугольного сечения) на несколько секций, причем материал последовательно проходит все секции, тогда как газ подается в каждую секцию отдельно. В некоторых случаях каждая секция представляет собой отдельный аппарат. Иногда для экономии производственной площадки секции помешают одну над другой, что приводит к усложнению конструкции.

Аппараты этой группы имеют значительно более высокие расходные коэффициенты, чем однокамерные, их труднее автоматизировать, они сложнее и дороже. Применение аппаратов этого типа может быть оправдано лишь при высушивании материалов, содержащих внутреннюю влагу, удаление которой определяется внутридиффузионным сопротивлением и требует длительного времени, а также и при высушивании чувствительных к нагреву материалов — в этом случае можно снижать температуру теплоносителя по длине аппарата, с тем чтобы не допустить перегрева продукта в конце сушки.

Такие аппараты применяются для сушки зерна, полимерных материалов и др. В некоторых случаях последние секции используются для охлаждения высушенного продукта.

В ступенчато-проточных сушилках влажный материал подается в верхнюю секцию и выводится снизу, тогда как горячие газы подаются в нижнюю секцию и выводятся сверху аппарата. Движение материала осуществляется с помощью переточных труб или через провальные решетки. В промышленной практике применяются двух- и трехсекционные сушилки.

В сушилках этого типа удается полностью высушить материал, достичь высокого насыщения отходящего газа, свести до минимума унос пыли. Эти аппараты следует применять при необходимости глубокого высушивания сыпучего материала с развитой внутренней структурой (обладающего большим диффузионным сопротивлением), нечувствительного к нагреву (например, при десорбции). Необходимо иметь в виду повышенное гидравлическое сопротивление таких аппаратов.

По форме сушилки кипящего слоя разделяются на аппараты с постоянным и с расширяющимся по высоте сечением. И те и другие могут быть как круглыми, так и прямоугольными.

В аппаратах постоянного сечения разница в скоростях псевдоожижающего агента у решетки и вверху аппарата достигается лишь вследствие разности 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, несколько различающихся по фракционному составу.

Значительное применение нашли также сушилки с фонтанирующим слоем, в которых обеспечивается более активный гидродинамический режим.

СУШИЛКИ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ ДЛЯ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ

Однокамерные сушилки

Однокамерные непрерывнодействующие сушилки различаются, как уже отмечалось, по форме сечения (постоянного и переменного сечения), по наличию или отсутствию направленного движения материала от загрузки к выгрузке; отдельную группу образуют сушилки с внутренними механическими устройствами.

Наиболее типичными и широкораспространенными сушилками постоянного сечения без направленного перемещения материала являются аппараты системы Fluo-Solids (Dorr Oliver Co, США) [3, 4]. Особенностью этих сушилок является то, что они совмещают процессы сушки и классификации полидисперсных материалов, поскольку благодаря постоянству сечения сепарационного пространства унос очень велик [5].

На рис. II-1 [6] дана схема установки с цилиндрической сушильной камерой (система Fluo-Solids). Аппараты этого типа получили большое распространение в США. С 1948 г. было построено много таких установок, вначале для сушки известковых материалов (известняка, доломита, ракушечного лома, цементного мергеля), затем для угля, карбонатов кальция и магния и в последнее время для высушивания полимерных материалов (полиэтилена, полипропилена, поливинилхлорида). Установки полностью автоматизированы.

Влажный материал из бункера 1 шнековым (или другой конструкции) питателем 2 непрерывно подается в сушильную камеру 3 в слой «кипящего» материала.

Топочные газы из топки 4 смешиваются с воздухом в смесительной камере и затем подаются с помощью турбогазодувки или вентилятора под опорную решетку.

Разгрузка высушенного продукта производится через патрубок 5, расположенный непосредственно над решеткой, со стороны, противоположной загрузке. Отработавшие запыленные газы направляются в циклон 6 с бункером 7, где выделяется основная часть унесенного газами сухого материала; окончательная очистка газов происходит в рукавном фильтре 8.

Эти сушилки, как правило, работают с невысокими слоями материала (300—400 м.м.), обеспечивают большой влагосъем (до 2000 кг

влаги с 1 м² решетки в час) и поэтому широко применяются в многотонажных производствах.

На рис. II-1 приведена типичная схема сушки известняка, мергеля, доломита, ракушечника, формовочных земель, шлаков домен-

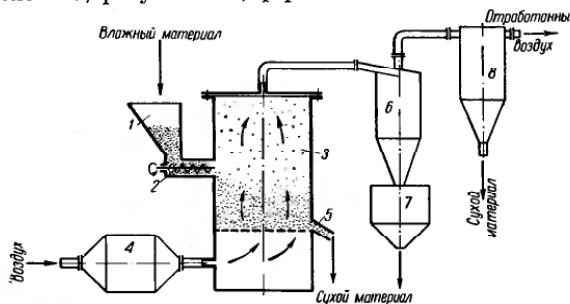


Рис. II-1. Схема сушкильной установки с цилиндрической сушилкой (система Fluo-Solids):

1 — бункер; 2 — питатель; 3 — сушильная камера; 4 — топка; 5 — патрубок для выгрузки продукта; 6 — циклон; 7 — бункер циклона; 8 — фильтр.

ных печей, фосфоритов и других термостойких неорганических материалов. Топочные газы получают при сжигании мазута, газа или угля.

На рис. II-2 приведена аналогичная конструкция [6], используемая при сушке угля. При той же принципиальной схеме отличие состоит в вертикальной компоновке топки и сушильной камеры, а также в том, что для сжигания в топке используется часть высущенного угля, который предварительно измельчается.

Еще одна модификация сушилки системы Fluo-Solids была выполнена [6] для сушки органических материалов, в том числе пластмасс (рис. II-3), и других чувствительных к нагреву продуктов. Специфические свойства этих материалов требуют увеличения объема слоя, применения коррозионностойких конструкционных материалов (аппарат изготавливают из нержавеющей стали или алюминия); необходимо предусматривать также особые меры по технике безопасности в связи с повышенной взрывоопасностью. В 1962 г.

Рис. II-2. Схема промышленной установки для сушки угля в кипящем слое (система Fluo-Solids):

1 — бункер; 2 — питатель; 3 — сушилка; 4 — циклон; 5 — топка; 6 — газодувки; 7 — воздушный фильтр; 8 — бункер для угля; 9 — измерительная установка.

ния); необходимо предусматривать также особые меры по технике безопасности в связи с повышенной взрывоопасностью. В 1962 г.

имелось уже девять таких установок; на некоторых из них применялась рециркуляция теплоносителя в виде паров растворителя или

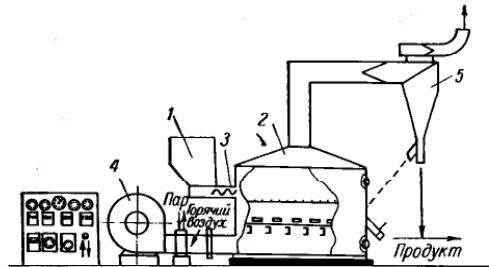


Рис. II-3. Схема сушкильной установки для органических материалов (система Fluo-Solids):

1 — бункер; 2 — сушилка; 3 — питатель; 4 — вентилятор; 5 — циклон.

инертных газов. В случае сушки воздухом устанавливались конденсаторы для паров воды.

В СССР серия типовых сушилок кипящего слоя для минеральных продуктов, в которых материал обезвоживается в одной камере

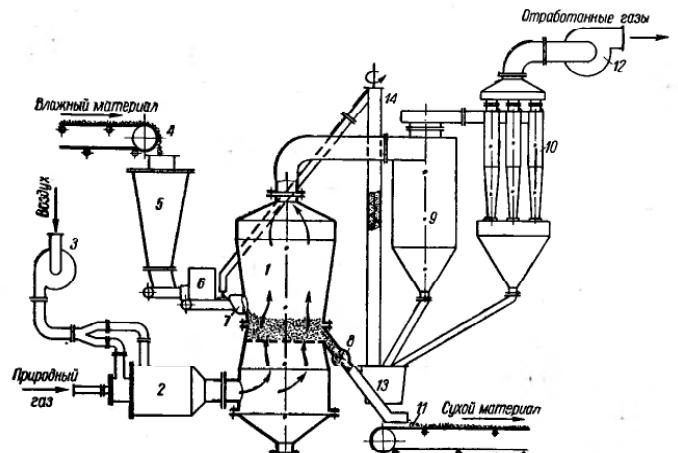


Рис. II-4. Схема сушкильной установки для хлористого калия:

1 — камера; 2 — топка газовая; 3 — вентилятор дутьевой; 4 — транспортер ленточный; 5 — бункер приемный; 6 — питатель; 7 — весоизмеритель; 8 — питатель лопастной; 9 — циклон ЛЮТА; 10 — циклон НИИГаза (ЦН-15); 11 — конвейер разгрузочный; 12 — вентилятор вытяжной; 13 — сборник пыли; 14 — шнек вертикальный.

круглого или прямоугольного сечения без направленного движения материала, была разработана Каганович с сотрудниками во ВНИИ

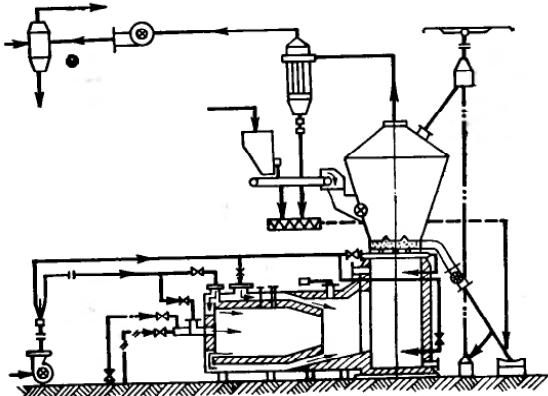


Рис. II-5. Схема сушильной установки на Березниковском калийном комбинате.

галургии [7, 8]. Как правило, применяется слегка расширяющееся (до 11°) кверху сечение сепарационной части аппарата с целью снижения пылевыноса. Типовая схема такой сушилки, примененная на Калужском калийном комбинате (УССР) для сушки хлористого калия, приведена на рис. II-4. Площадь сечения решетки 1,8 м²; решетка выполнена из перфорированного стального листа толщиной 20 мм с отверстиями диаметром 6 мм и долей живого сечения 8%. Сырая соль загружается в аппарат при помощи лопастного забрасывателя, выгрузка сухого материала производится на уровне решетки плюзовым питателем. Установка полностью автоматизирована. Особенностью — изменение встроенной топки, работающей на природном газе.

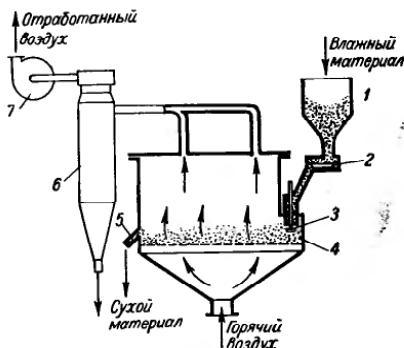


Рис. II-6. Схема прямоугольной установки для сушки песка:

1 — бункер; 2 — дисковый клапан; 3 — загрузочный клапан; 4 — камера; 5 — патрубок для выгрузки песка; 6 — циклон; 7 — вентилятор.

стюю автоматизирована. Особенностью — изменение встроенной топки, работающей на природном газе.

В сушилке круглого сечения с площадью решетки 8 м² [9], используемой на Березниковском калийном комбинате для сушки флотационного хлористого калия (рис. II-5), применена выносная топка, работающая на мазуте с паровой форсункой. Живое сечение решетки, выполненной из жаростойкой стали толщиной 30 мм и диаметром отверстий 5 мм, составляет 5%.

В ряде случаев аппараты имеют прямоугольное сечение. Сушильная установка с аппаратом прямоугольного сечения (3 × 1,2 м) показана на рис. II-6 [10].

Материал из бункера 1 через дисковый клапан 2 и загрузочный клапан 3 поступает в сушильную камеру 4. Под решетку подаются дымовые газы. Высушенный материал через патрубок 5 поступает в бункер, из которого автоматически подается на ленточный транспортер. Отработанные газы отсыпаются вентилятором ВВД-9.

Сушилка работает с высотой слоя 300 мм. Высота надслоевого пространства 1,5 м.

Такая прямоугольная сушилка применена на комбинате «Апатит» [7, 9] для сушки нефелинового концентрата (15 м/ч). Площадь сечения решетки 6 м² (2 × 3), топка выносная, работает на мазуте.

Характеристики действующих сушилок типа ВНИИГ приведены в табл. II-4.

Харьковский институт горного машиностроения, автоматики и вычислительной техники (ХИГМАВТ) разработал и внедрил на Ясиновском КХЗ сушилку [11, 12], схема которой представлена на рис. II-7.

Материал (угольный шлам) подается в аппарат цепным забрасывателем и разгружается через центральную трубу из верхней части слоя. Высота регулируется изменением высоты трубы. Равномерное газораспределение обеспечивается специальной конструкцией решетки: 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, вверху — смесительная камера).

Для удаления из сушилки крупных частиц в разгрузочной трубе на уровне решетки предусмотрен круговой зазор.

Для обеспечения более равномерного высушивания материала широко применяются однокамерные сушилки кипящего слоя с направленным перемещением высушиваемого продукта. В Донецком

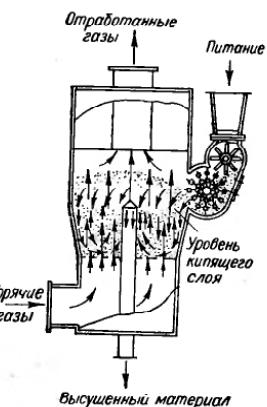


Рис. II-7. Схема сушилки типа ХИГМАВТ (Ясиновский коксохимический завод).

Таблица II-1

Характеристики конструкций и режимов работы действующих промышленных сушилок для смычных материалов и кристаллогидратов [9]

Предприятие	Высушиваемый продукт	Форма сушки	Использованное сырье, м/кг	Газораспределительная решетка		Температура, °С	Скорость разогрева, см/сек	Скорость нагрева азота, м/сек	Скорость нагрева азота, м/сек	Частота колебаний, % от времени, %	Время, % от времени, %		
				Топливо	теплоноситель								
Калугинский комбинат (УССР)	Хлористый калий	Круглый	13—15	1.8	Перфорированная сталь-лист	5—6	8—10	Природный газ	650—700	130—140	1.5	400—500	3—4
Беренниковский калийный комбинат	Хлористый калий	»	110—120	8.0	Лист алюминиевой стали	6	7—8	Мазут	650—700	120—130	1.5	550—600	—
Комбинат «Караудук-сульфат» Михайловский содо-вый завод (Алтайский край)	Мирабилит (получение сульфата натрия)	»	6	6.0	Чугун	6	10	»	700—750	120	2—23	550—600	—
«Апатит»	Декагидрат соды (получение бария)	»	—	4	—	—	—	»	800	120	2	550—600	10—25
«Апатит»	Нефелиновый концентрат	Прямоугольная	15	6.0 (2×3)	—	—	—	»	850—900	100—110	0.5	400—450	—

политехническом институте (ДПИ) была разработана конструкция однокамерного аппарата с направленным перемещением слоя без применения каких-либо сложных дополнительных устройств [13, 14].

В основу конструкции были положены следующие соображения.

Сушильная камера должна иметь корытообразную форму, вследствие чего скорость теплоносителя по мере его подъема будет уменьшаться. Это обеспечит распределение частиц по крупности: более мелкие частицы будут находиться на большей высоте, т. е. в зоне более низких температур, в результате чего улучшится равномерность нагрева всего материала.

Непрерывное перемещение частиц вдоль камеры осуществляется следующим образом. Благодаряужужению щели, объемы проходящего теплоносителя уменьшаются по ее длине, а так как в верхних горизонтальных сечениях камеры имеет одинаковую ширину, то вертикальные скорости теплоносителя к концу камеры также уменьшаются. Линии разных скоростей теплоносителя распределяются по опускающейся кривой. Результирующая сила тяжести и динамического давления газа заставляет частицу двигаться как бы по наклонной плоскости. В нижней части камеры горизонтальное перемещение частиц происходит вследствие того, что теплоноситель поступает в слой под углом.

Экспериментальная проверка работы такого аппарата была проведена вначале на лабораторной модели в условиях сушки угля и различных солей (сульфата аммония, хлористого калия, углекислого калия), а затем на опытной установке, построенной на одном из коксохимических заводов, для нагревания угля до температуры размягчения и на опытной установке для сушки сульфата аммония производительностью 100 кг/ч.

Проведенные исследования показали, что в аппарате предложенной конструкции наблюдается непрерывное и довольно равномерное (отклонения во времени не превышают $\pm 25\%$) перемещение загружаемых частиц вдоль камеры со скоростью 16 см/сек (тогда как в обычных установках скорость 1 см/сек). Благодаря расширению камеры по высоте, ясно выражено распределение частиц по крупности; унос мелочи из аппарата составляет 5—7%, тогда как в аппаратах с вертикальными стенками он доходит до 30—70%.

Вместе с тем этот аппарат устойчиво работает при малой плотности слоя.

Результаты лабораторных исследований позволили спроектировать промышленные установки для сушки сульфата аммония на производительность 3 т/ч [15]. Первые установки такого типа были пущены в эксплуатацию в 1961 г.

На рис. II-8 изображена схема сушильной камеры, имеющей следующие основные размеры:

Общая поверхность решетки, м ²	0,6
Поверхность решетки в зоне сушки, м ²	0,38
Поверхность решетки в зоне охлаждения, м ²	0,22
Общая длина решетки, м	2400

Максимальная ширина решетки, мм	280
Минимальная ширина решетки, мм	220
Высота камеры, мм	1400

В промышленном аппарате решетка установлена под углом 4—6° и свободно перемещается в пазах в горизонтальном направлении, совершая колебательные движения с частотой 50 Гц под действием установленного на ее свободном конце вибратора — дебалансированного электродвигателя. (Следует иметь в виду, что эти мероприятия оказались необходимыми лишь при сушке склонного к комкованию сульфата аммония).

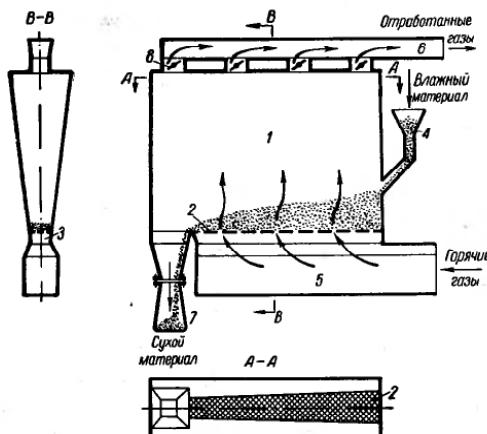


Рис. II-8. Схема промышленной сушилки ДПИ (Макеевский коксохимический завод):

1 — камера; 2 — решетка; 3 — газораспределительная щель; 4 — загрузочный бункер; 5 — газоподводящая коробка; 6 — газоотводящий коллектор; 7 — приемник сухого материала; 8 — заслонка.

Влажный сульфат аммония подается в бункер сушилки транспортером непосредственно после центрифуг.

Для облегчения выхода влажного материала дно бункера устанавливают на решетку под углом 60° и наглухо присоединяют к выходящему из камеры свободному концу решетки, на котором расположен вибратор.

Вибрация, передаваемая бункеру, устраняет зависание влажной соли в бункере и залегание ее в начале решетки.

Аналогичная конструкция применена и для сушки угля [16]. Наличие направленного перемещения позволяет производить не только сушку, но и охлаждение угля.

По сходному принципу работает сушилка, выпускаемая в ФРГ фирмой Büttner (рис. II-9) [17].

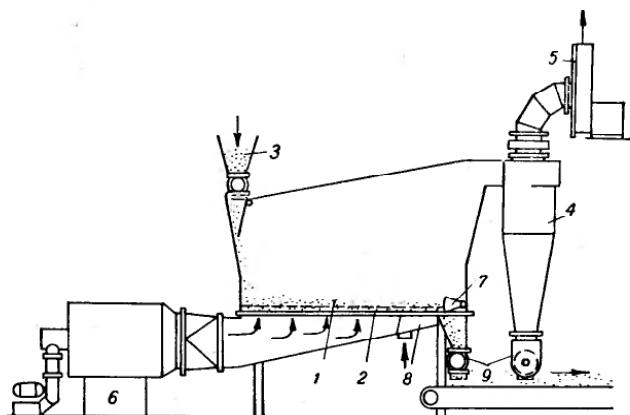


Рис. II-9. Схема сушилки фирмы Büttner:
1 — псевдоожиженный слой; 2 — продуваемое днище; 3 — питатель; 4 — циклон; 5 — вентилятор; 6 — нагревательное устройство; 7 — перегородка; 8 — зона охлаждения; 9 — разгрузочное устройство.

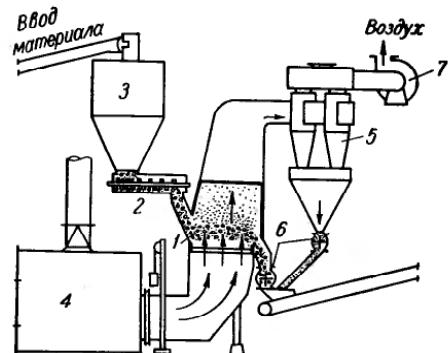


Рис. II-10. Сушилка кипящего слоя (Link-Belt Co):
1 — камера сушки; 2 — шнековый питатель; 3 — бункер; 4 — подогреватель воздуха; 5 — батарейный циклон; 6 — секторные затворы; 7 — вентилятор.

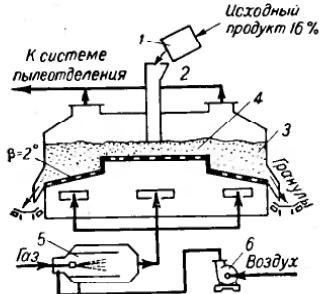


Рис. II-11. Многозонная сушилка с кипящим слоем для гранул никелевого концентрата:

1 — гранулятор; 2 — чешуйчатый питатель; 3 — зона спокойного кипения; 4 — зона бурного кипения; 5 — топка; 6 — вентилятор.

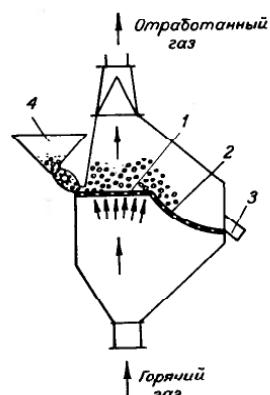


Рис. II-12. Сушилка кипящего слоя (фирма Nilson-Davis):

1 — горизонтальная решетка; 2 — наклонная решетка; 3 — разгрузка уголя; 4 — бункер влажного угля.

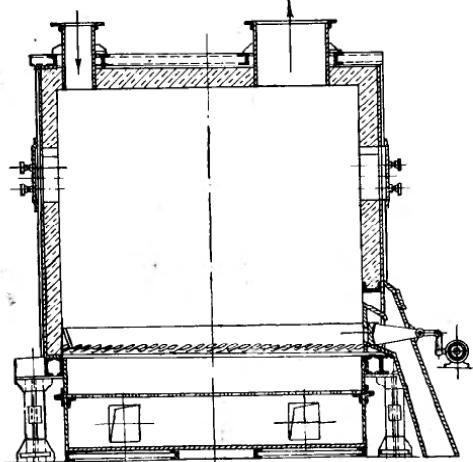


Рис. II-13. Печь для сушки в кипящем слое с направленным дутьем для вывода крупных оседающих частиц.

В США также изготавливаются сушилки кипящего слоя с направленным перемещением материала. Такая установка производительностью 165 т/ч угля приведена на рис. II-10 [18, 19].

Оригинальная конструкция с направленным перемещением материала [20] применена для сушки гранул никелевого концентрата. Установка производительностью 130 т/ч (рис. II-11) имеет две зоны с различными скоростями псевдоожижения, которые регулируются изменением толщины слоя материала путем расположения наклонных решеток на различных уровнях. Из зоны бурного кипения, в которую поступают влажные гранулы, они постепенно, по мере подсушки, переходят в зону более спокойного кипения, в которой слой опускается по имеющей небольшой наклон решетке.

При организации направленного движения слоя конструкция решетки имеет наибольшее значение.

Так, в конструкции сушилки кипящего слоя фирмы Nilson-Davis (рис. II-12) [21] применены две решетки: первая — плоская, горизонтальная, на которой происходит разрыхление и предварительный подогрев слоя, а вторая — изогнутая, на которой и происходит сушка.

В сушилке конструкции Гинцвальмета (рис. II-13) направленное перемещение слоя, а также вывод оседающих крупных частиц обеспечиваются специальной конструкцией решетки, в которой предусмотрена направлена подача дутья вдоль специальных каналов [22].

Довольно широкое применение нашла сушилка с мешалкой и наклонной решеткой (рис. II-14) [23]. Первоначально эта сушилка была сконструирована для сушки олилок, а позднее — для сушки волокнистых и стружкообразных материалов. Сушка происходит как в кипящем слое (более крупного материала), так и витающем «облаке» мелкого материала.

Сушилка имеет цилиндрический корпус и наклонную решетку снабженную мешалкой, передвигающей крупный материал от центра к периферии. Время нахождения материала на решетке определяется

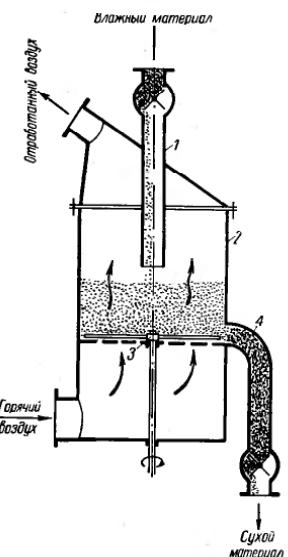


Рис. II-14. Сушилка с мешалкой и наклонной решеткой (фирма Keller GmbH, ФРГ):

1 — загрузочная труба; 2 — решетка; 3 — труба с питателем для разгрузки сухого продукта.

либо скоростью движения решетки, либо углом наклона решетки (на схеме решетка показана горизонтально). Основная масса высушенного материала разгружается через циклон.

Эта сушилка находит в последнее время применение в химической и фармацевтической промышленности. В ней можно высушивать и пастообразные материалы после предварительной обработки.

В сушилке диаметром 1,5 м был достигнут влагосъем 150—200 кг с 1 м² решетки в час.

С целью регулирования времени пребывания зерна в зонах с различным температурным режимом сушки в Одесском технологическом институте предложена конструкция сушилки, в которой перемещение частиц в слое происходит при помощи шнека [24]. Опытная сушилка для кукурузы производительностью 50 т/ч состоит из 10 рабочих каналов (рис. II-15) длиной 14 м, расположенных каскадно под углом 45° к горизонту. Сырое зерно загружается через бункер во все десять каналов, приводится в псевдоожижение состояние и перемещается вдоль каналов, проходя через две зоны нагрева и две охлаждения. Для регулирования распределения воздуха по рабочим каналам в каждом диффузоре установлены направляющие аппараты с поворотными лопатками.

Широкое применение находят при сушке различных продуктов сушилки с фонтанирующим слоем.

Одной из таких сушилок является однокамерная коническая-цилиндрическая сушилка (ЛТИ им. Ленсовета), применяемая при сушке сыпучих материалов, паст и растворов [25]. Схема сушилки приведена на рис. II-16. Сетка с большим живым сечением, размещаемая в меньшем сечении аппарата, поддерживает слой при прекращении подачи теплоносителя, а по служит газораспределителем.

Впоследствии Митевым [26], Яблонским, Романковым и Рацковской были разработаны щелевые аппараты, которые, сохранив преимущества фонтанирующего слоя, позволяют легко осуществить переход от пилотной к промышленной установке (рис. II-17) и (II-18).

Аппарат (рис. II-17) имеет организованную циркуляцию материала. Теплоноситель равномерно распределяется по нижней части сушилки при помощи решетки 4, выполненной в виде щелей с направляющими 5, что обеспечивает тангенциальный подвод воздуха в слой и продвижение материала как вверх по наружной стенке, так и по окружности. Внутри сушильной камеры предусмотрена конус 6, по стенкам которого материал стекает вниз. Благодаря наличию конуса создаются переменные скорости по высоте аппарата, что позволяет приводить во взвешенное состояние полидисперсные материалы. Наружная часть сушильной камеры несколько расширяется кверху (угол ~10°).

На рис. II-18 показана конструкция беспровального сушилки вихревого слоя, в которой сушильный агент может быть разделен на два потока, входящих через щель (меньшая часть) и в слой (большая часть), что позволяет значительно снизить сопротивление

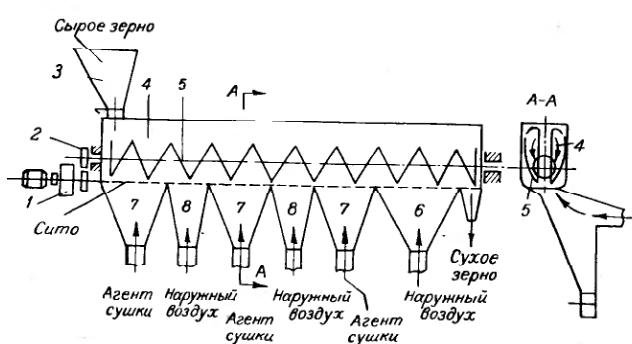


Рис. II-15. Схема шнековой установки для сушки зерна в кипящем слое:
1 — электродвигатель; 2 — привод шнека; 3 — загрузочный бункер; 4 — рабочий циклон со шнеком; 5 — циклон; 6 — зона окончательного охлаждения; 7 — зоны нагрева; 8 — зоны промежуточного охлаждения.

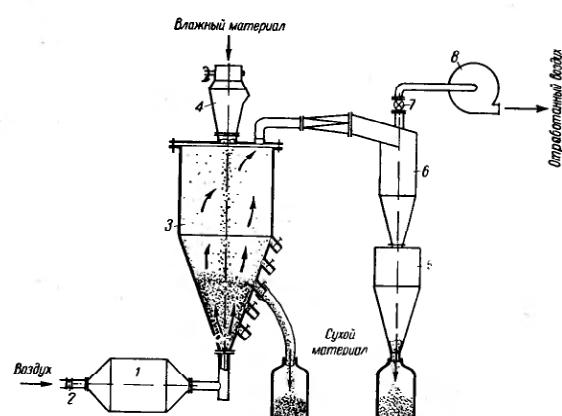


Рис. II-16. Схема установки с цилиндро-конической сушилкой (ЛТИ):
1 — калорифер или топка; 2 — диaphragма; 3 — камера; 4 — питатель; 5 — бункер; 6 — циклон; 7 — задвижка; 8 — вентилятор.

аппарата при достаточно высоких нагрузках по теплоносителю. Сушка представляет собой камеру прямоугольного сечения, нижняя часть которой выполнена в виде желоба. При помощи перегородки и отбойника создается организованное вихревое движение твердой фазы. Материал движется с большой скоростью по наклонной стенке,

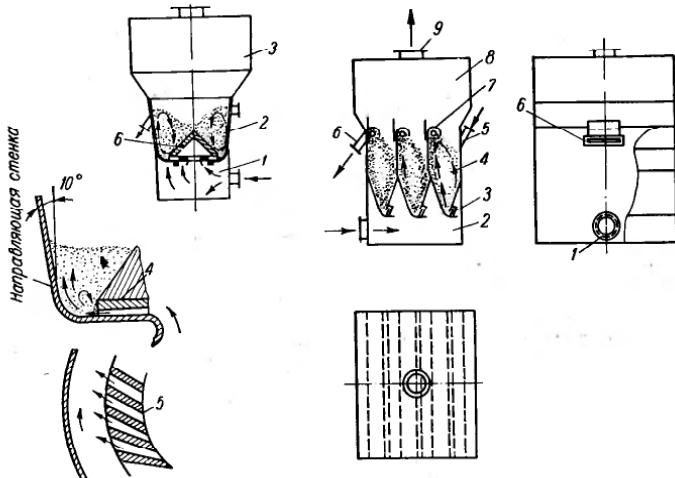


Рис. II-17. Сушка с организованной циркуляцией материала:

1 — газораспределительная камера; 2 — сушильная камера; 3 — сепарационное пространство; 4 — решетка; 5 — направляющие; 6 — конус.

отбойником отбрасывается в виде «завесы» к противоположной стенке и по ней медленно, в плотной фазе, стекает вниз и вновь подхватывается потоком.

Многокамерные сушки

Выше были рассмотрены различные методы секционирования аппаратов.

Самым простым способом является горизонтальное секционирование при расположении на одном уровне камер, разделенных перегородками.

Сушка системы *Turbo-Flo* [27] представляет собой прямоугольный аппарат, разделенный вертикальными перегородками на ряд

Рис. II-18. Беспровальный аппарат вихревого слоя со щелевым вводом газа:

1 — ввод теплоносителя; 2 — камера смешения; 3 — щель; 4 — рабочая часть аппарата; 5 — ввод материала; 6 — выход материала; 7 — решетка; 8 — сепарационное пространство; 9 — вывод теплоносителя.

камер (рис. II-19); в одних идет основной процесс сушки, а 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 решетку из пергаментной стали в слой материала. Первая сушильная камера получает самую горячую смесь, в другие подается смесь с более низкой температурой. В камеры охлаждения подается холодный воздух. Для улавливания мелких частиц из уходящих газов используется циклон, помещенный в свободном пространстве камеры.

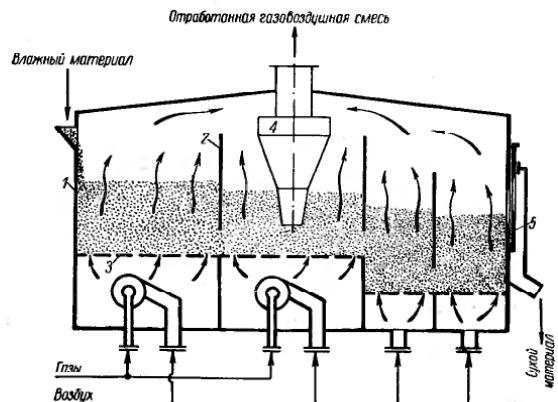


Рис. II-19. Прямоугольная многокамерная сушка:
1 — камера; 2 — перегородка; 3 — решетка; 4 — циклон; 5 — регулируемый порог.

В промышленных установках материал в зонах сушки движется в одном направлении, а в зонах охлаждения — в обратном, так что загрузка и выгрузка расположены на одном конце аппарата (на схеме расположение камер показано условно).

Эта установка дает равномерный по влажности продукт при небольшой высоте установки и невысокой стоимости оборудования. Для увеличения скорости движения материала в некоторых установках решетки последующих камер располагают на 50 мм ниже решеток предыдущих камер. С помощью вертикальных перегородок аппарат может быть разделен на любое количество зон с различной температурой. Он может применяться для процессов сушки, обжига и в качестве реактора.

Установка применяется, в частности, для сушки вулканических шлаков.

На рис. II-20 приведена схема зерносушки, имеющей аналогичную конструкцию с горизонтальным перемещением зерна [28].

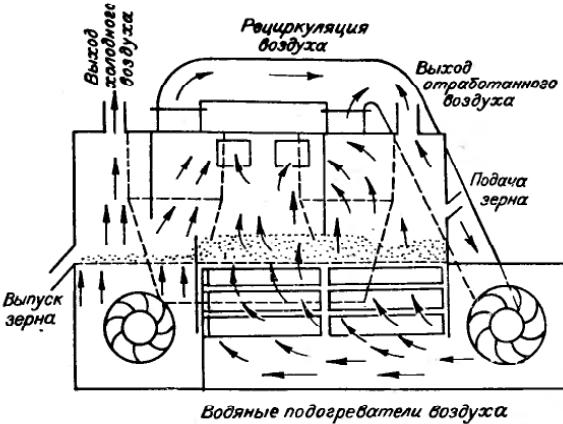


Рис. II-20. Зерносушилка с горизонтальным перемещением зерна.

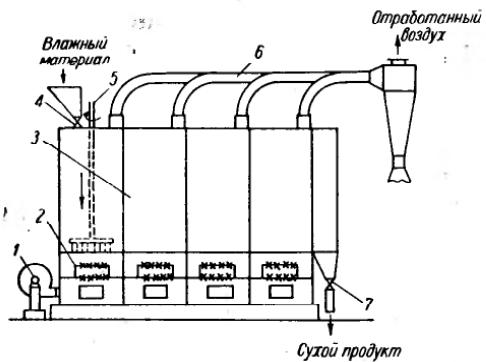


Рис. II-21. Многокамерная сушилка с горизонтальным секционированием (фирма Orth, ФРГ):

1 — вентилятор с фильтром; 2 — воздухонагреватель; 3 — сушильная камера; 4 — питатель загрузки; 5 — перемешивающее устройство; 6 — разгрузка пыли с циклонным сепаратором; 7 — питатель выгрузки.

Решетка установлена с незначительным наклоном, что позволяет осуществлять направленное перемещение слоя. Сушилка работает с рециркуляцией воздуха.

Конструкция многокамерной сушилки фирмы Orth (ФРГ) [29] с горизонтальным секционированием дана на рис. II-21.

На рис. II-22 показана сушилка с псевдоожиженным слоем, имеющая несколько узких секций, в которых помещены шnekовые транспортеры [30]. Продукт последовательно проходит через все камеры. Время пребывания продукта в сушилке определяется скоростью вращения шнеков. Общая площадь шести секций $1,45 \text{ м}^2$.

Двухступенчатая сушилка с горизонтальным секционированием (рис. II-23) состоит из двух зон — внутренней (подсушиватель с мешалкой) и внешней (кольцевой канаве с направленным перемещением материала [30]). Теплоноситель подводится раздельно в каждую камеру.

Горизонтальное секционирование применяется также при работе каждой камеры в режиме фонтанирования.

Двухступенчатая сушилка (рис. II-24) предназначена для высушивания слипающихся сыпучих материалов [31]. Первоначально она была сконструирована для сушики морских водорослей (на основании экспериментальных работ, проведенных Норвежским техническим институтом).

Сушилка состоит из двух соединенных последовательно сушильных камер. Измельченный влажный материал подается шнеком 4 в коническую камеру 1, где высушивается в потоке поступающих снизу горячих газов.

Скорость газа внизу камеры превышает скорость осаждения самых больших частиц, а вверху — меньше скорости осаждения самых малых частиц. Направляющие лопасти увеличивают скорость газа у стенок,

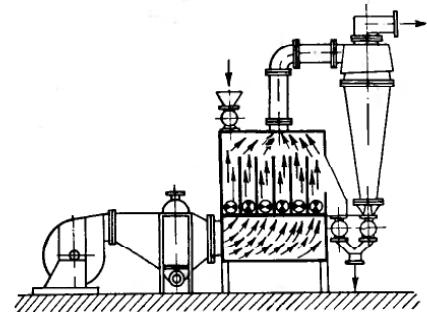


Рис. II-22. Секционированная сушилка с псевдоожиженным слоем (фирма Krauss-Maffey, ФРГ).

в результате частицы движутся вверх вблизи стенок и опускаются по центру. При таком движении частиц разбиваются крупные комки.

В камере 1 удаляется 70–80% влаги. Подсушенный материал другим шnekом 4 передается в цилиндро-коническую камеру 2. Мелкие высушенные частицы с воздухом отсыпаются вентилятором 5 из цилиндрической части второй камеры, а крупные тем же вентилятором по узкой трубке из нижней части сушилки. Выгрузка сухого продукта производится из циклона 6.

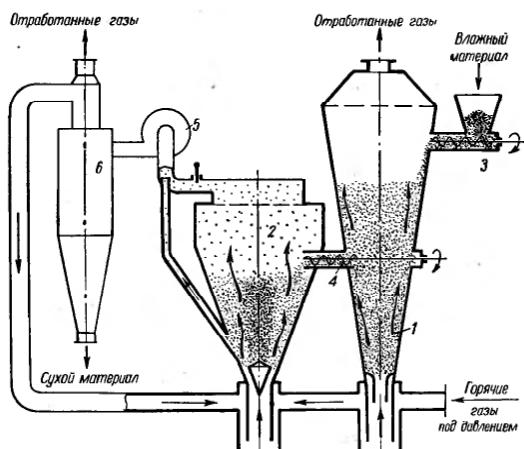


Рис. II-24. Двухступенчатая сушилка (Норвегия):
1 — коническая камера; 2 — цилиндро-коническая камера; 3 — шнековый питатель; 4 — шнек; 5 — вентилятор; 6 — циклон.

Горячие дымовые газы нагнетаются из топки в первую камеру со скоростью $\sim 40 \text{ м/сек}$. В верхней части камеры скорость снижается до $0,7 \text{ м/сек}$. Скорость газов во второй камере меньше, и большая часть отработанного газа из второй камеры возвращается на рециркуляцию. Наибольший диаметр первой камеры 600 мм , второй — 700 мм . Производительность сушилки 180 кг/ч (сырого материала).

При начальной влажности материала $\sim 2,5 \text{ кг}$ влаги на 1 кг сухого вещества из первой камеры он выходит с влажностью $0,24—0,58 \text{ кг/кг}$ при температуре поступающих газов 650°C и уходящих из первой камеры $75—100^\circ\text{C}$.

Установка снабжена автоматическим регулированием. Успешная работа этой установки показала целесообразность ее применения в промышленном масштабе для сушки слипающихся материалов.

На рис. II-25 приведена конструкция *двуихкамерной зерносушилки с секционированными слоями*, разработанной в Варшавском политехническом институте (ВТИ) [32]. Аппарат включает две камеры диаметром 390 мм и высотой 1500 мм , одна из которых служит сушилкой-нагревателем, а в другой зерно охлаждается. Показатели каждой из двух камер по равномерности высушивания зерна повышаются за счет введения внутренней перегородки. Из сушильной камеры в холодильнике зерно поступает через пневматический патрубок самотеком.

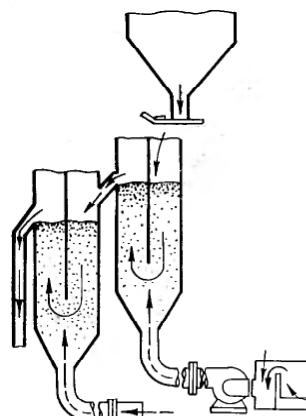


Рис. II-25. Схема экспериментальной двухкамерной зерносушилки (ПНИР).

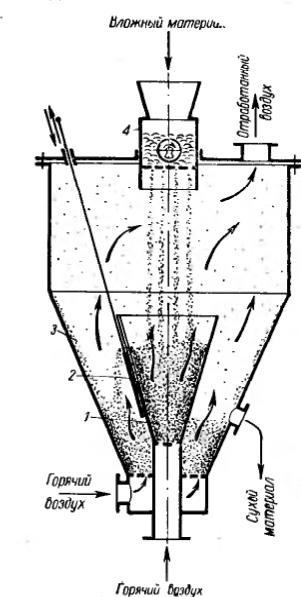


Рис. II-26. Двухступенчатая сушилка ЛТИ:
1 — внутренняя камера; 2 — регулируемая щель; 3 — наружная камера; 4 — питатель.

Двухступенчатая сушилка ЛТИ им. Ленсовета [33] (рис. II-26) состоит из конуса, вставленного внутрь цилиндро-конического аппарата. Влажный материал подается во внутренний конус. Подсушенный материал поступает в кольцевое пространство, образованное двумя конусами, в котором он досушивается при других параметрах теплоносителя. Высота слоя во внутреннем конусе регулируется с помощью подвижной заслонки. Теплоноситель подводится отдельно в каждую камеру. Внутренний конус служит одновременно теплообменной поверхностью для слоя, находящегося в кольцевом пространстве.

Двухкамерная сушилка ЛТИ с наклонными стенками использовалась авторами для проведения исследования по сушке пастообразных и комкующихся материалов и для дегидратации гипса. Опытная сушилка длиной 600 мм имеет прямоугольную, расширяющуюся кверху нижнюю часть камеры высотой 350 мм, шириной верхнего сечения 200 мм и нижнего 20 мм. Пространство над слоем выполнено с вертикальными стенками высотой 450 мм (рис. II-27). В нижнем сечении аппарата по длине 500 мм установлена опорная сетка.

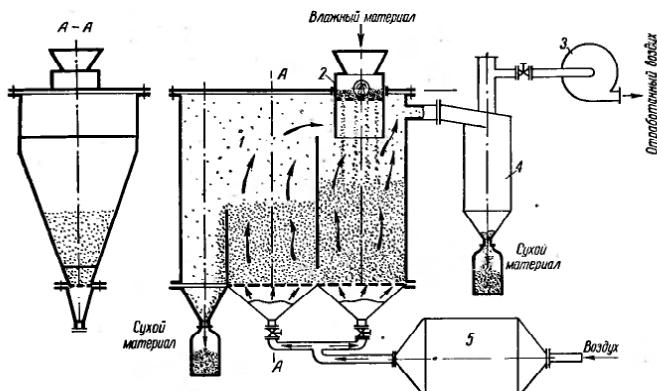


Рис. II-27. Двухкамерная прямоугольная сушилка ЛТИ:
1 — камера; 2 — питатель; 3 — вентилятор; 4 — циклон; 5 — калорифер или топка.

Вертикальное секционирование сушильных установок с несколькими камерами осуществляется двумя путями — с нисходящим движением материала при параллельной подаче теплоносителя в каждую ступень и в ступенчато-противоточных аппаратах.

Сушилки с нисходящим движением материала и параллельной подачей теплоносителя

Многокамерная сушилка ВТИ [35] имеет ряд полок, на которые натянута мешковина или сетка, равномерно распределяющая поток воздуха по поверхности полки, где сохнет в кипящем слое материал.

Воздух подается под каждую полку, но при наличии уплотняющих приспособлений возможно последовательное прохождение его с полки на полку. Первоначально эта сушилка была предназначена для сушки гранулированных дрожжей.

Позднее была разработана конструкция зерносушилки производительностью 10 т/ч [36]. Сушилка (рис. II-28) представляет собой

закрытую камеру в виде параллелепипеда $2,5 \times 1,25 \times 3,8$ м. Каркас оббит листовой сталью толщиной 1–2 мм; по высоте камера разделена на три секции, из которых две верхние являются зонами сушки, а нижняя — зоной охлаждения зерна. Решетки установлены под углом к горизонту ($2-3^\circ$) и имеют круглые отверстия диаметром 1,4 мм. Площадь решетки равна $3,12 \text{ м}^2$ в зонах сушки и $2,6 \text{ м}^2$ в зоне охлаждения.

Материал, подаваемый в первую камеру, постепенно подсушивается и перемещается во вторую, а затем в зону охлаждения, откуда выпускается через клапан-магнитку.

Аналогичная сушилка, но с камерами квадратного сечения разработана НИИХиммашем для сушки ацеталей и была использована для сушки сульфата аммония [37].

Двухкамерная сушилка ЛенНИИХиммаша (рис. II-29) принципиально не отличается от рассмотренных выше многокамерных аппаратов. Различие заключается в форме камер 1: их нижняя часть расширяется кверху, что позволяет снизить пылеунос. Эти установки предназначены в основном для высушивания полимерных материалов (диацетатцеллюозы, полихлорвиниловой смолы [38, 39], Воздух, нагретый в калорифере до 120–130° С, подается в перекрытые решетками каналы в днищах камер. Для обеспечения больших скоростей газа в отверстиях решетки (60–70 м/сек) живое сечение последней не превышает 1,5% (диаметр отверстий 1,5–2 мм).

Отработанный воздух отводится отдельно из каждой камеры и поступает по общему коллектору на пылеочистку. Для улучшения однородности кипения одна из моделей (СПС-3) установки снабжена механическим рыхлителем 2. Для равномерного распределения материала на поверхности слоя сушилка снабжена пневматическим разбрасывателем [40].

Преимущество последней конструкции по сравнению с многокамерными аппаратами с вертикальными стенками заключается в уменьшенном пылеуносе. Их общими недостатками являются:

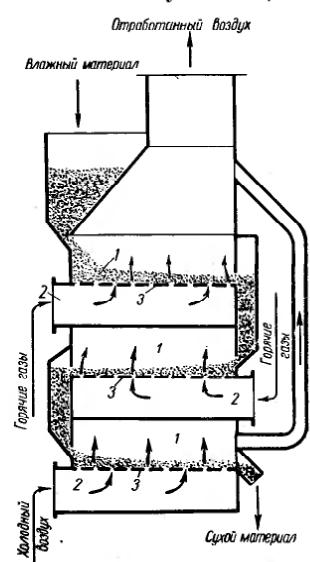


Рис. II-28. Многокамерная прямоугольная сушилка ВТИ:
1 — камера; 2 — газоподводящие каналы; 3 — решетка.

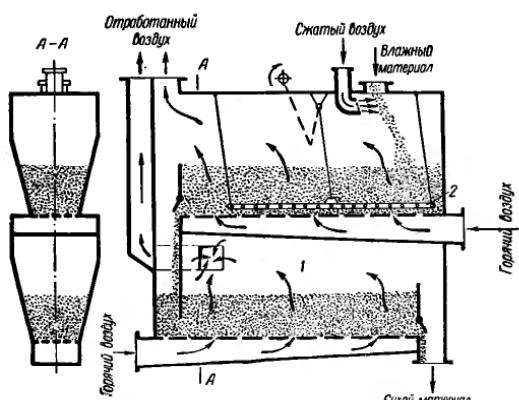


Рис. II-29. Двухкамерная сушилка ЛенНИИХиммаша:
1 — камера; 2 — рыхлитель.

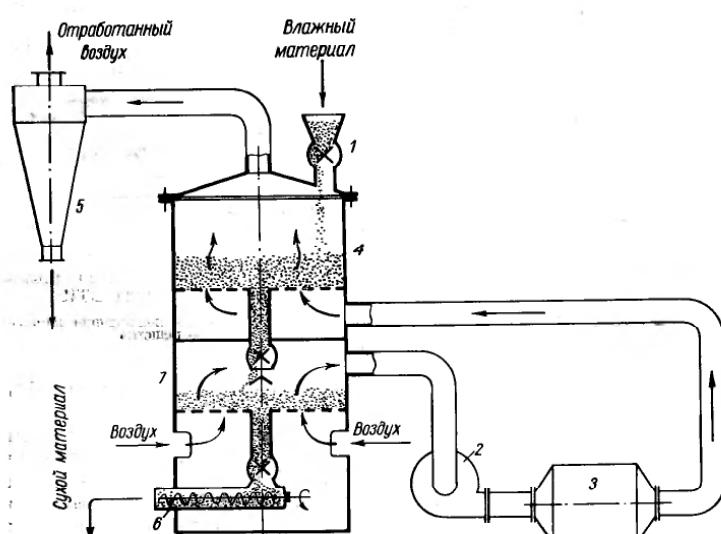


Рис. II-30. Аппарат для сушки и охлаждения поваренной соли (Midwest Research Institute, США):
1 — питатель; 2 — вентилятор; 3 — подогреватель; 4 — сушильная камера; 5 — циклон;
6 — растворочный шnek; 7 — камера для охлаждения.

высокий удельный расход воздуха, так как процесс сушки в основном заканчивается уже в первой камере; возможность «пригорания» материала к горячей поверхности воздуховода расположенной выше камеры, а также сложность конструкции.

Аппарат для сушки и охлаждения поваренной соли производительностью 5 т/ч [41] показан на рис. II-30. Он представляет собой цилиндрическую камеру диаметром 2,4 м, высотой 5 м, изготовленную из стальных листов толщиной 6 мм. Двумя перфорированными алюминиевыми листами толщиной 6 мм камера разделена на сушильную зону высотой 1,2 м и зону охлаждения соли.

Атмосферный воздух засасывается в нижнюю камеру, проходя через отверстия нижней решетки, охлаждает находящуюся на ней высушеннную соль до 68° С. Воздух, нагретый в слое до 65° С, вентилятором 2 подается в газовую топку 3, из которой выходит с температурой 200° С и направляется под решетку верхней камеры 4. Температура уходящего в циклон 5 отработанного воздуха 110° С.

Влажная соль шнеком направляется в два барабанных питателя с регулируемым числом оборотов. Высушенный продукт (влажность 3%) пересыпается через переточную трубу диаметром 200 мм, снабженную секторным затвором, в нижнюю охладительную камеру, из которой затем удаляется также через переточную трубу с затвором и шнеком 6 выводится из системы.

Высота слоя поддерживается автоматически по его сопротивлению, равному 500 мм вод. ст., и регулируется числом оборотов ячеековых затворов у переточных труб. Установка полностью автоматизирована.

При отклонении температуры уходящего воздуха от заданной, вследствие изменения количества подаваемой влажной соли или ее влажности, автоматически меняется количество подаваемого на сжигание газа и, таким образом, температура воздуха на выходе, а следовательно, и влажность высушенной соли поддерживаются постоянными.

Ротационная сушилка ВНИИЖа * [42] представляет собой многокамерную сушилку с организованным движением материала в каждой камере. Она разработана для сушки семян подсолнечника и может быть использована при необходимости равномерного высушивания материалов, содержащих трудно удаляемую влагу.

Сушилка (рис. II-31) состоит из трех камер 1. Две верхние служат для сушки, третья — для охлаждения. Каждая камера имеет самостоятельный подвод теплоносителя от вентилятора. Отработанный воздух через циклоны 2 выбрасывается в атмосферу. Влажный материал подается шнеком в бункер, откуда питателем направляется в верхнюю сушильную камеру и пересыпается в нижние. Вертикально по центру через все камеры проходит роторный вал 3. В каждой камере сушилки на нем закреплены 18 радиально расположенных лопастей, которые делят рабочее пространство каждой камеры

* Разработана И. М. Василинец, Б. Н. Кириевским, Р. И. Спиновым [42].

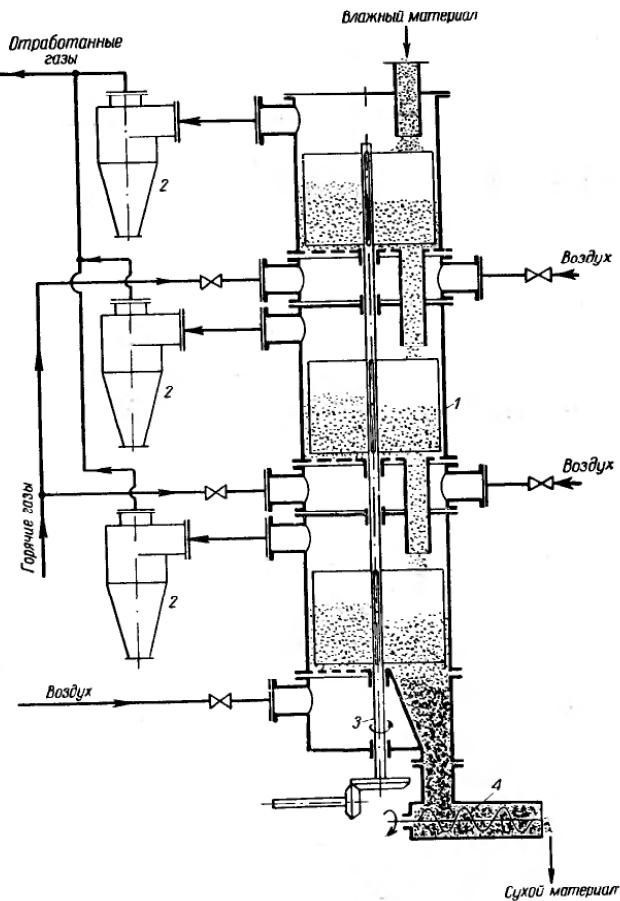


Рис. II-31. Схема ротационной сушилки ВНИИЖа (общий вид):
1 — камера; 2 — циклоны; 3 — вал; 4 — разгрузочный шnek.

сушки на 18 равных объемов. Для удобства монтажа вал сделан разъемным. На рис. II-32 показана камера сушилки.

Сушильный агент поступает в дутьевую камеру 5 и затем через решетку 6 в камеру 1. Материал в ячейках медленно перемещается

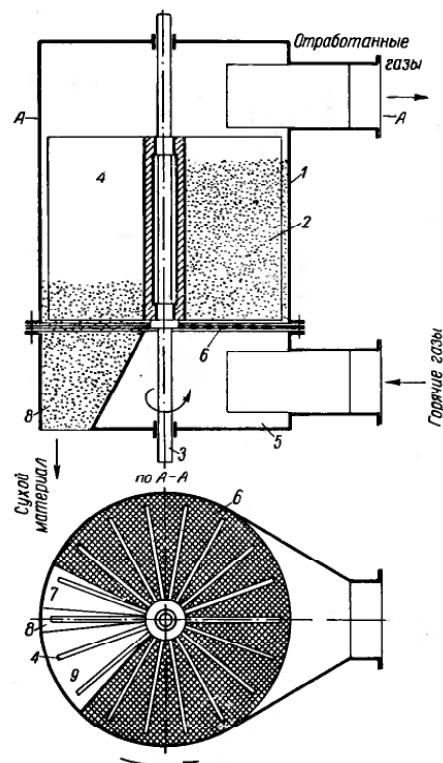


Рис. II-32. Камера ротационной сушилки ВНИИЖа:
1 — камера; 2 — слой; 3 — вал; 4 — лопасти; 5 — дутьевая камера;
6 — решетка; 7 — сплошной сектор (первый); 8 — течка;
9 — сплошной сектор (второй).

к месту выгрузки в расположенную ниже камеру. Перед выгрузкой очередная секция отсекается от воздуха сплошным сектором 7 и опорожняется через течку 8. Опорожненная секция затем проходит над вторым сплошным сектором 9, где она наполняется материалом из верхней камеры. Сушилка может работать при переменном

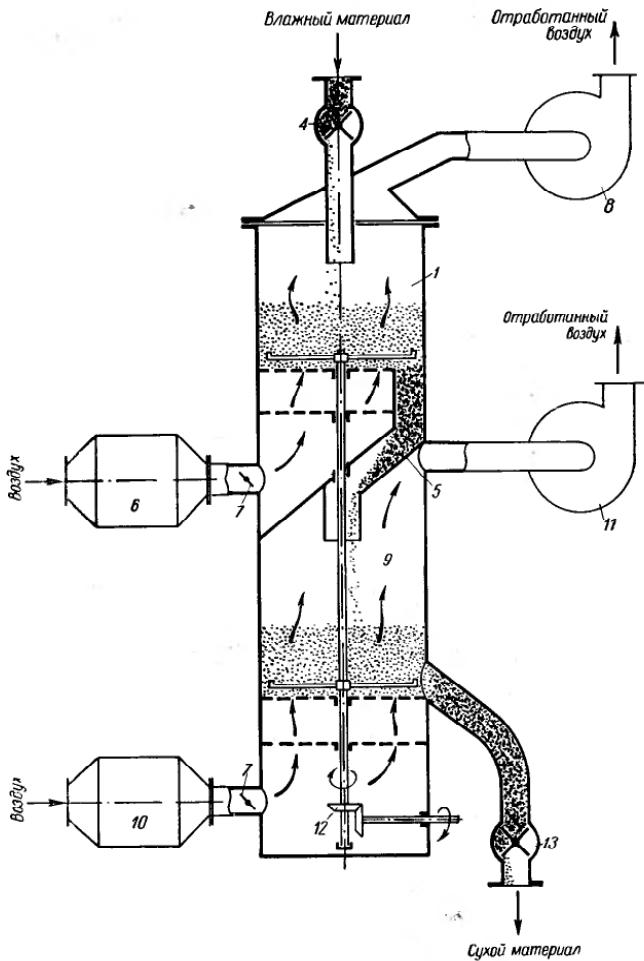


Рис. II-33. Двухкамерная сушилка с наклонными решетками и мешалкой (фирма Keller GmbH, ФРГ):
1 — первая камера; 2 — решетка; 3 — мешалка; 4 — питатель; 5 — течка; 6, 10 — нагреватели воздуха; 7 — тибери; 8, 11 — вентилиторы; 9 — вторая камера; 12 — привод; 13 — затвор.

аэродинамическом режиме, для чего дутьевые камеры разделены на две части с независимым подводом теплоносителя.

Полупромышленный образец, испытанный в 1961—62 гг., имел диаметр 800 мм и высоту 5,5 м; разрабатываемая промышленная сушилка диаметром 2,5 м и высотой 10 м обеспечит производительность 400 т/сутки [43].

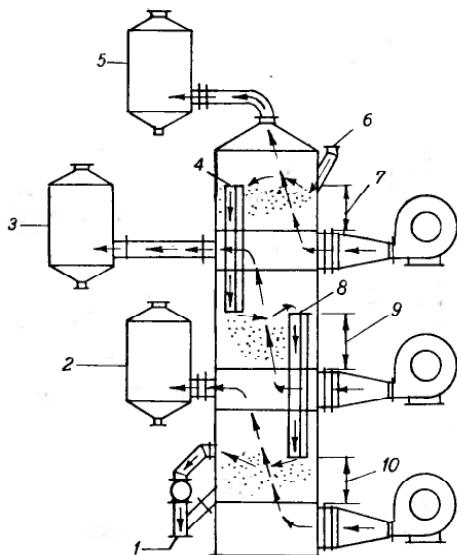


Рис. II-34. Трехступенчатая сушилка кипящего слоя (General American Transportation Corp., США):
1 — разгрузка продукта; 2, 3, 5 — пылеулавливающие устройства; 4, 8 — перегородки; 6 — загрузка продукта; 7 — верхняя камера; 9 — промежуточная камера; 10 — нижняя камера.

Двухкамерная сушилка с мешалкой (рис. II-33) [44] применяется для глубокой сушки высоковлажных материалов, а также полидисперсных продуктов. Влажный материал подается непрерывно сверху на наклонную решетку, через которую продувается 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 вновь направлен на досушку.

Во многом аналогичная конструкция трехступенчатой сушилки (две ступени — сушка; нижняя — охлаждение) серийно выпускается в США и успешно применяется для сушки разнообразных продуктов (рис. II-34).

Ступенчато-противоточные сушилки

Влажный материал подается в верхнюю секцию аппарата и выводится снизу, тогда как горячий газ подводится внизу и выводится из верхней секции аппарата. В промышленной практике применяются двух- и трехсекционные сушилки. Как показали исследования [46], такое число секций

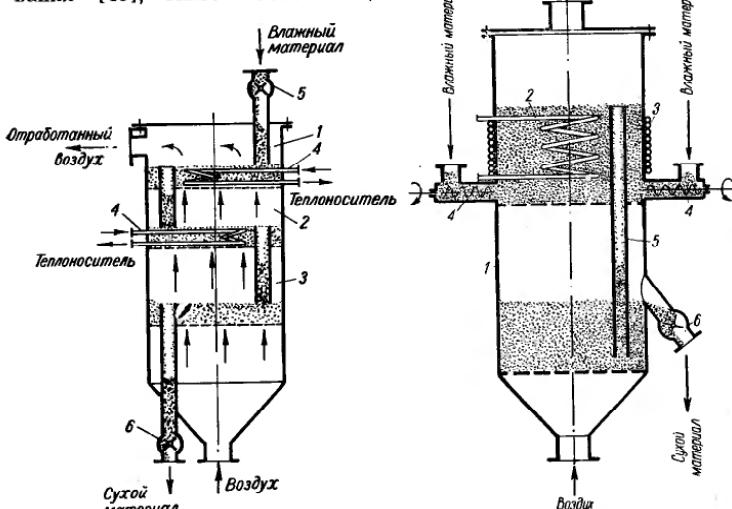


Рис. II-35. Многокамерная (тарельчатая) цилиндрическая сушилка МИХМ с теплообменными элементами:

1, 2 — сушильные камеры; 3 — камера для охлаждения; 4 — змеевики; 5 — питатель влажного материала; 6 — выгрузка сухого материала.

является оптимальным. В сушилках этого типа удается полностью высушить сыпучий материал, достичь высокой степени насыщения отходящего газа. Однако их нельзя применять для чувствительных к нагреву материалов, так как высушенный продукт будет со-

прикасаться с наиболее горячим газом. Кроме того, эти аппараты обладают повышенным гидравлическим сопротивлением.

Аппараты по своей конструкции не отличаются от колонных тарельчатых реакторов, применяемых в нефтяной промышленности [47].

Цилиндрическая колонна разделена ситчатыми тарелками на несколько камер. Влажный материал непрерывно подается на верхнюю тарелку, где псевдоожижается поступающим снизу теплоносителем и через переточную трубу сливается на расположенную ниже тарелку. Заданная высота слоя на тарелках поддерживается с помощью отражателей.

Пройдя последовательно все секции и встречаясь все с более и более нагретым теплоносителем, материал подсушивается и выгружается из нижней камеры. В таком аппарате удается практически полностью обезводить продукт, а отходящий теплоноситель может почти полностью насыщаться парами воды.

Применение тарельчатой сушильной противоточной колонны целесообразно при необходимости глубокой сушки материалов, содержащих сорбционно связанный влагу и выдерживающих в сухом состоянии воздействие горячих газов (например, силикагель, активированный уголь).

Многокамерная (тарельчатая) сушилка с теплообменником [48], схема которой приведена на рис. II-35, состоит из трех вертикально расположенных камер, разделенных перфорированными тарелками, на которых слой материала находится в псевдоожиженнном состоянии. Перетекание сыпучего материала сверху вниз встречу теплоносителю осуществляется по переточным трубам. Внутри двух верхних слоев материала помещены змеевики для частичного подвода тепла в слой, а нижняя камера служит для охлаждения высушенного материала и предварительного подогрева сушильного агента.

Сушилка аналогичной конструкции применяется в Польской Народной Республике для непрерывного смешения и сушки солей [49] (рис. II-36).

Аэрофонтанные сушилки

Для продуктов, скорость витания которых уменьшается при высушивании (по относительно однородного гранулометрического состава), применяют аэрофонтанные сушилки, т. е. аппараты, работающие при значительной порозности слоя и с выбросом высушенного материала. Этот принцип используется в сушилке [30], изображенной на рис. II-37а. Чаще применяют сушилки коническо-цилиндрические, которые по конструктивному оформлению не отличаются от рассмотренных ранее аппаратов фонтанирующего слоя, но в них отсутствует сетка и влажный продукт подается в воздуховод. Значительный интерес представляют прямоточные аэрофонтанные много-конусные сушилки, отличающиеся от трубы-сушилки с расширителями большим временем пребывания материала. Схема тако-

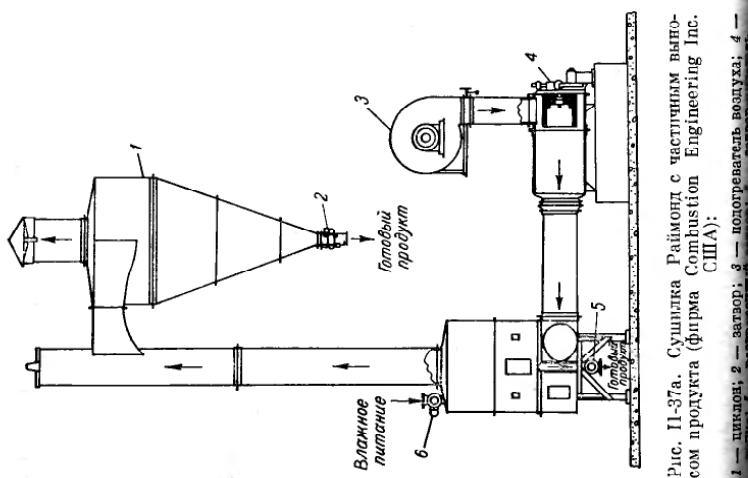


Рис. II-37а. Сушилка Raibmond с частичным выполнением процесса (фирма Combustion Engineering Inc. США):
1 — циклон; 2 — затвор; 3 — насос; 4 — нагреватель воздуха; 5 — затвор; 6 — разгрузочная заслонка.

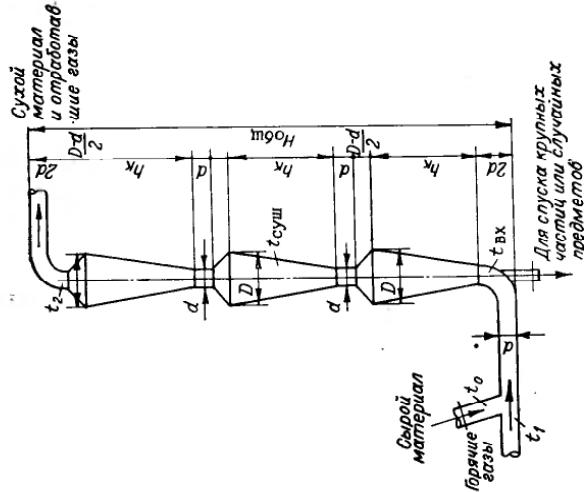


Рис. II-37б. Схема газовой аэрофонтанной трехступенчатой сушилки.

ступенчатой аэрофонтанной сушилки, применявшейся для сушки древесных опилок, показана на рис. II-37б [50].

Часто аэрофонтанные сушилки применяют в комбинации с другими типами аппаратов.

Комбинированные сушилки

При глубокой сушке материалов, содержащих влагу, удаляемую с поверхности и внутридиффузионную, и при необходимости получения однородного по влажности продукта иногда, особенно при

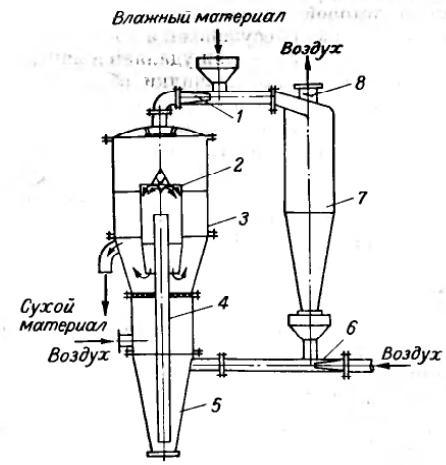


Рис. II-38. Схема комбинированной сушилки ИХТИ для сушки сыпучих материалов:

1 — пневмопитатель влажного материала; 2 — стакан; 3 — сушилка с кипящим слоем; 4 — пневмогорловина; 5 — циклонная сушилка; 6 — пневмопитатель подсушиваемого материала; 7 — циклон; 8 — заслонка.

сушке термоочувствительных материалов, целесообразно применение комбинированных сушилок.

В первой ступени сушилки при высоких температурах и скоростях теплоносителя удаляется поверхностная влага, во второй ступени, работающей при более низких температурах и скоростях, удаляется внутридиффузионная влага. В качестве первой ступени могут быть использованы следующие типы сушилок: труба-сушилка, аэрофонтанная, кипящего и фонтанирующего слоя (работающие с высокой порозностью слоя), циклонная; в качестве второй ступени сушилки с регулируемым временем пребывания — фонтанирующего и кипящего слоя, работающие с низкой порозностью слоя.

Типичным примером таких установок являются сушилки, разработанные Кисельниковым, Бялковым и Романовым в Ивановском химико-технологическом институте (рис. II-38) [51]. Сушилки работают по следующей схеме: пневмопитателем влажный материал загружается в циклон, в котором идет подсушка влажного материала за счет тепла отработанного сушильного агента. Одновременно снижается пыленос, так как влажные частицы покрываются пылевидными частицами. Подсущенный материал направляется в сушилку, работающую при интенсивном гидродинамическом режиме, — пневмо-сушилку, аэрофонтанную или циклонную, в которых удаляется поверхностная влага. Досушка материала происходит в сушилке кипящего слоя, в которой, из-за возможности регулирования времени пребывания, материал досушивается до низкой конечной влажности, т. е. в этой последней ступени удаляется внутридиффузионная влага. Такие комбинированные сушилки обладают рядом преимуществ перед существующими установками: переменные режимы сушики позволяют удалять поверхностную и внутридиффузионную влагу при оптимальных условиях; используется тепло отработанного теплоносителя и снижается пыленос, легко также осуществить рециркуляцию сушильного агента и высушенного материала; конструкция установок проста и компактна; установки могут работать без применения механических питателей; технико-экономические показатели процесса повышенны по сравнению с обычными сушилками кипящего слоя.

Основные размеры аппаратов (в мм.)

Сушилка кипящего слоя:	
диаметр решетки	100
диаметр цилиндрической части	200
Аэрофонтанная сушилка:	
диаметр гомогенизатора	140
Циклонная сушилка:	
диаметр конуса	
верхнего	150
нижнего	50
высота	250
Циклон НИИОГаза:	
диаметр	150

Сажиним [52, 53] были предложены комбинированные сушилки, в которых первой ступенью — подсушивателем — является сушилка кипящего слоя, в некоторых случаях с высокооборотной мешалкой, работающая с полным выносом продукта с отработанным теплоносителем во вторую ступень — аэрофонтанную (рис. II-39а) или циклонную (рис. II-39б) сушилку.

Во вторую ступень подается вторичный поток свежего теплоносителя. Поскольку время пребывания материала в этих сушилках невелико и во вторых ступенях практически не регулируется, то эти сушилки применимы для удаления в основном поверхностной влаги из сравнительно монодисперсных материалов.

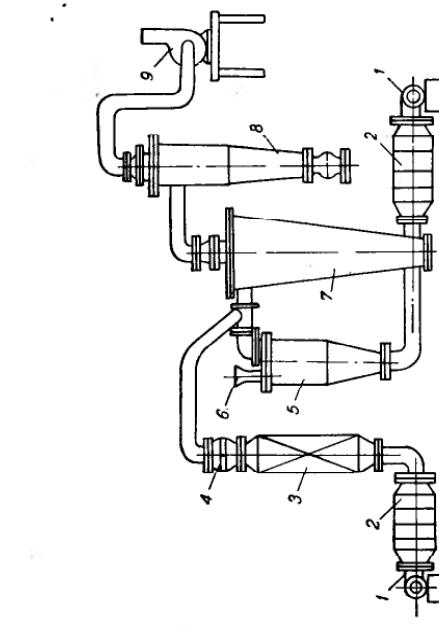


Рис. II-38. Схема комбинированной циклонной сушилки для сушки материалов:
1 — напорные вентиляторы; 2 — паровые калориферы; 3 — электрические калориферы;
4 — искробраситель; 5 — подсушиватель; 6 — циклон; 7 — циклонная камера; 8 — циклон; 9 — отсасывающий вентилятор; 10 — напорный бункер.

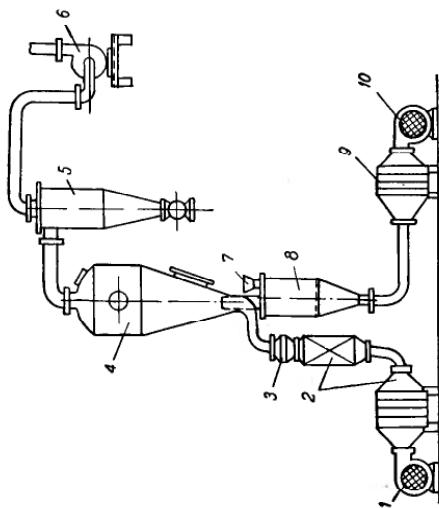


Рис. II-39а. Схема комбинированной аэрофонтанной сушилки двухкамерного типа:
1 — магнитный вентилятор основного воздуховода; 2 — вентилятор основного воздуховода; 3 — сушилка; 4 — вентилятор основного воздуховода; 5 — циклон; 6 — отсасывающий вентилятор; 7 — циклон; 8 — пневмопитаатель; 9 — вентилятор; 10 — напорный бункер.

Рис. II-39б. Схема комбинированной циклонной сушилки для сушки материалов:

Поскольку во второй ступени создаются мягкие условия (теплоноситель имеет довольно высокое влагосодержание), то эти сушилки применимы для термоочувствительных материалов.

Ввиду использования интенсивных гидродинамических режимов удельная производительность этих сушилок велика. Комбинированная сушилка (аэрофонтанная — фонтанирующий слой) применяна Поповым, Романковым и Ращковской [54] для сушки ударопрочных полистиролов (рис. II-40).

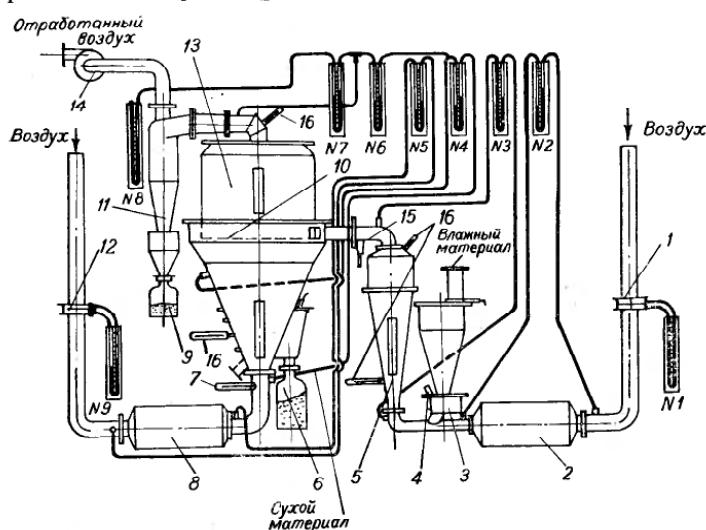


Рис. II-40. Схема комбинированной сушилки (аэрофонтанная — фонтанирующий слой):

1, 12 — диафрагмы; 2, 8 — калориферы; 3 — термопарный питатель; 4 — нож; 5 — аэрофонтанная сушилка; 6, 9 — сборники высушенного материала; 7, 16 — термометры; 10 — сушилка фонтанирующего слоя; 11 — циклон; 13 — сепаратор; 14 — вентилятор; 15 — пробоотборник.

Аэрофонтанная сушилка имела следующие размеры (в мм):

Цилиндрическая часть	
диаметр	270
высота	300
Коническая часть	
диаметр нижнего отверстия конуса	89
высота конуса	600

Фонтанирующий слой	
нижнее отверстие сушилки	100
диаметр верхнего основания конуса	500
диаметр сепарационного пространства	600

Подвод воздуха, нагретого в электрокалориферах, производился отдельно в каждую ступень. Материал из аэрофонтанной сушилки, куда он загружался тарельчатым питателем, вместе с воздухом направлялся в кольцевое пространство, образуемое цилиндрической частью сушилки ($D = 800$ мм) и наружным диаметром сепаратора. В кольцевом пространстве поток разделяется на две части рассекателем и оба потока встречаются на противоположном конце; при их

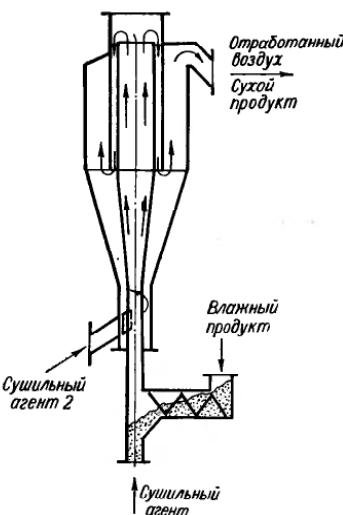


Рис. II-41. Схема аэровихревой сушилки ВАВАС.

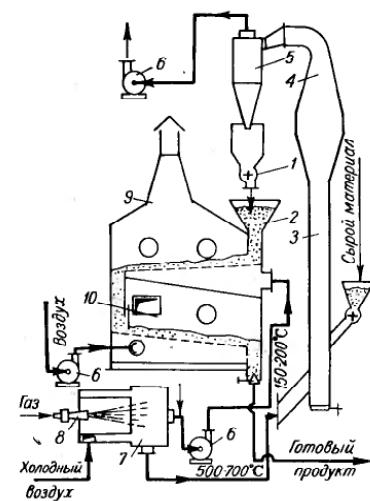


Рис. II-42. Комбинированная сушилка для высоковлажных термоочувствительных материалов:

1 — затор циклона; 2 — бункер; 3 — шнекотруба; 4 — аэрофонтан; 5 — циндол; 6 — вентилятор; 7 — топка; 8 — горелка; 9 — зона сушки; 10 — зона охлаждения.

столкновении скорость гасится, и происходит выпадение материала в фонтанирующий слой, высоту которого с помощью шибера можно менять от 100 до 400 мм, регулируя, таким образом, в широких пределах время пребывания материала в аппарате.

Многоступенчатая аэровихревая сушилка ВАВАС (рис. II-41) была разработана Бекером [55]. В нижнюю часть внутренней камеры подается поток агента сушки; сушка осуществляется в режиме пневмотранспорта.

Ударяясь о крышку, смесь первоначальной порции теплоносителя и материала меняет направление и попадает в наружную камеру, куда подается вторая порция теплоносителя. Сушка идет в турбулизированном потоке, и высушенный материал выносится из сушилки.

отработанным теплоносителем. Сушилка компактна и высокоэффективна, позволяет регулировать температурный режим и поэтому пригодна для высушивания термочувствительных материалов. Для сушки материалов, склонных к разложению во влажном состоянии, можно применять первоначальный поток агента с температурой ниже температуры дополнительного потока. Наоборот, для материалов, которые более чувствительны к высоким температурам в период досушки, дополнительный поток агента может иметь более низкую

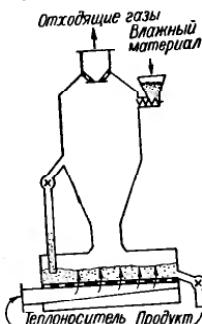


Рис. II-43. Комбинированная сушилка из органического стекла для наращивания и сушки твердого материала.

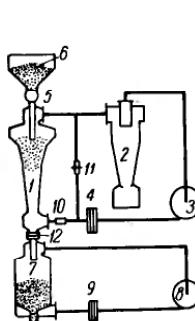


Рис. II-44а. Комбинированная сушилка для сушки полизифирной крошки (фирма Lurgi, ФРГ):

1 — вихревая камера; 2 — пылеудалитель; 3 — вентилятор первой ступени; 4, 9 — калориферы; 5 — дозатор; 6 — бункер для материала; 7 — досушиватель (с кипящим или движущимся слоями); 8 — вентилятор второй ступени; 10, 11 — переключающие клапаны; 12 — разгрузочный клапан.

температуру, и горячая поверхность внутренней камеры служит подогревателем для дополнительного потока. (Сушилка может быть установлена в одноэтажном здании с надстройкой в виде фонаря размером $8 \times 4,5$ м).

Некоторые типы комбинированных сушилок взвешенного слоя разработаны и освоены Лыковым с сотрудниками [20] в Научно-исследовательском институте удобрений и инсектофунгисидов (НИУИФ). Так, в сушилке для соевых бобов производительностью $1,5 \text{ m}^3/\text{ч}$ (рис. II-42) с целью применения высокотемпературного ($500-700^\circ\text{C}$) теплоносителя в качестве первой ступени установлена аэрофонтанная сушилка, затем материал поступает в промежуточный бункер для «отлежки», после чего перетекает в двухзонный кипящий слой (в первую ступень подается воздух при $150-200^\circ\text{C}$, во вторую — холодный воздух). Площадь решетки $1,0 \text{ m}^2$; скорость газов в кипящем слое — $2,6 \text{ м/сек}$.

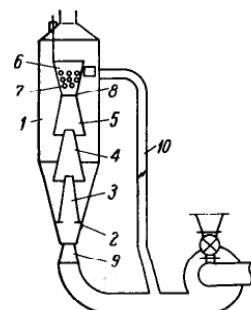


Рис. II-44б. Комбинированная сушилка с циклонной подачей (фирма Schiede, ФРГ):

Предусматривается также прохождение твердого материала через аэрофонтанную сушилку и кипящий слой в варианте комбинированной сушилки (рис. II-43), однако в этом случае теплоноситель подается в кипящий слой, а аэрофонтанная сушилка работает как утилизатор тепла. На установке для сушки полизифирной крошки производительностью $1,5 \text{ m}^3/\text{ч}$ (рис. II-44а) [56] материал проходит последовательно вихревую камеру и шахтную сушилку; подвод теплоносителя раздельный. В вихревой камере удается за счет актичного 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. II-44б.

СУШИЛКИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Цилиндрическая сушилка из органического стекла небольшой производительности представлена на рис. II-45 [57, 58]. Очищенный и нагретый воздух проходит снизу вверх через гранулированный материал. Дно аппарата сделано из листа перфорированной стали, и на него накладывается металлическая сетка с мелкими ячейками.

Над аппаратом расположены найлоновые фильтры, которые задерживают даже самые мелкие частицы продукта. Аппарат можно устанавливать на тележку.

При сушке неслипающихся материалов рекомендуют использование конических-цилиндрических, а для слипающихся цилиндро-конических контейнеров (рис. II-46). Основные характеристики типового ряда сушилок «Аэроматик» приведены в табл. II-2.

Цилиндрическая сушилка с водяной рубашкой была применена впервые для сушки поливинилхлорида (ПВХ) в 1956 г. [59] в Румынии.

Сушилка (рис. II-47) представляет собой цилиндрический аппарат 1 с нижним конусом небольшой высоты, снабженный водяной рубашкой 2, с расширенной верхней частью, в которой расположены

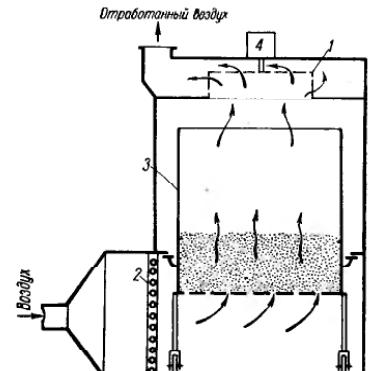


Рис. II-45. Сушилка периодического действия (фирма Aeromatic AG, Швейцария):

1 — фильтр; 2 — калорифер; 3 — камера; 4 — встраиваемое устройство.

Таблица II-2

Характеристика типового ряда сушилок фирмы Aeromatic AG

Показатели	Вариант I	Вариант II		
Максимальная температура сушки, °C	50—60	50—60	50	80
Загрузка, кг	60—100	60—100	200—400	200—400
Мощность двигателя, квт	9	9	—	—
Л. с. за 50 циклов	—	—	35	35
Расход электроэнергии, квт	72	72	—	—
Л. с. за 60 циклов	—	—	40	40
Расход тепла, ккал/ч	36 000	62 000	210 000	320 000
Время сушки, мин	20—50	20—50	20—50	20—50
Вес сушилки, кг	900	920	2500	2580
				420 000
				20—50
				2650

тканевые фильтры 3. Производительность установки для эмульсионного ПВХ до 240 т/год и для суспензионного ПВХ 500—600 т/год.

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, диаметр отверстий решетки 1 мм.

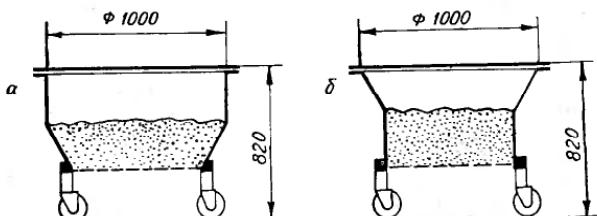


Рис. II-46. Схема контейнеров для неслипающихся (а) и слипающихся (б) материалов.

Сушилка с импульсной подачей воздуха. Для сушки органических мелкозернистых материалов, получаемых после центрифугирования (содержание жидкой фазы до 25%), применяются сушилки периодического действия, работающие по методу «импульсного» кипящего слоя — с пульсирующей подачей сушильного агента в слой материала [60].

Метод сушки заключается в следующем. Вниз слоя влажного зернистого материала, загруженного в слегка расширяющийся кверху аппарат, периодически вводится нагретый сушильный агент; вследствие этого материал приводится в кратковременное состояние интенсивного псевдоожижения, которое постепенно затухает, и материал переходит в неподвижное состояние после отсечки подачи газа. После этого цикл повторяется. Процесс сушки сопровождается последовательным рядом таких импульсов.

Применение метода импульсного кипящего слоя позволяет обеспечить высокую однородность структуры высушенного продукта во всей массе независимо от начальной склонности его частиц к слипанию, комкованию или сбиванию игольчатых кристаллов в войлоко-

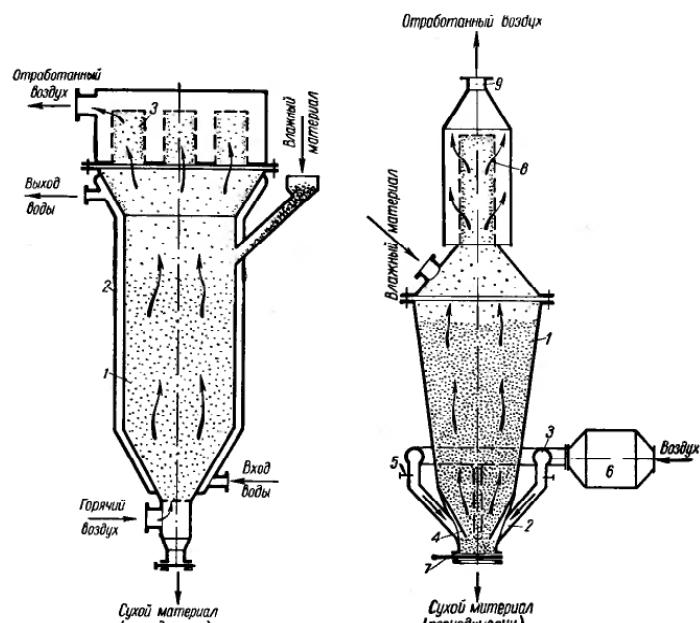


Рис. II-47. Сушилка периодического действия с водяной рубашкой (Румыния):

1 — камера; 2 — водяная рубашка; 3 — фильтры; 4 — щель для ввода горячего теплоносителя; 5 — направляющий щиток; 6 — быстроводоразъемный клапан; 7 — задвижка; 8 — фильтр.

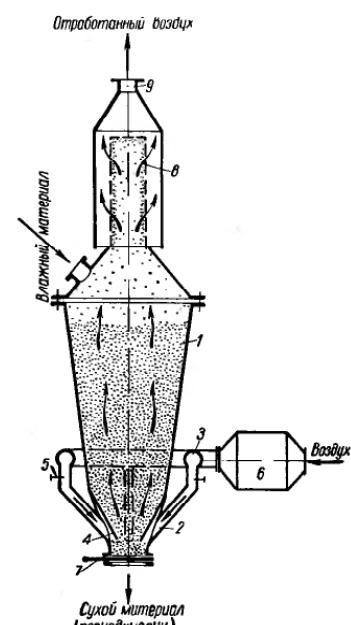


Рис. II-48. Сушилка с импульсной подачей газа:

образные комья. Кроме того, поверхность кристаллических продуктов сохраняется, и они незначительно истираются при сушке. Это объясняется тем, что продолжительность взаимного трения и соударения частиц значительно меньше, чем в сушилках с непрерывным движением материала, а обновление точек контакта и перестройка междучастичных пространств и каналов протекают с большой частотой, а это интенсифицирует массо- и теплообмен в системе.

Аппарат показан на рис. II-48. Внизу камеры 1 имеется несколько вводов 2 для подогретого сушильного агента, расположенных по кольцу 3, круто наклоненных вниз и перекрытых вдоль.

образующей нижнего конуса (сверху) направляющими щитками 4. Подводы сушильного агента от коллектора перекрываются быстро-запорными клапанами 5, открывающимися и закрывающимися с определенной частотой и последовательностью, задаваемыми командным аппаратом.

Газ входит в слой в точке ввода периодически (толчком), вызывая неупругий удар, отжимающий материал, как показано схематически на рис. II-49, б. Импульс быстро передается от частицы к частице. По мере прохождения газа состояние псевдоожижения,

в которое переходит материал под его воздействием, распространяется в толщу слоя и вверх. После быстрой отсечки газа явление псевдоожижения постепенно затухает в том же направлении, и материал возвращается в неподвижное состояние (рис. II-49, а).

Время открывания быстрозапорного клапана в зависимости от толщины слоя и свойств материала от 0,08 до 0,2 сек. Вентиль должен закрываться до того, как вущенная порция газа пройдет через всю толщину слоя.

Перед следующим толчком газа материал должен прийти в спокойное состояние для обеспечения плотного контакта между частицами и эффективного расщепления. Необходимо также, чтобы

пространения в слое следующего толчка. Необходимо также, чтобы каждый выпуск газа производился через отверстие, возможно более удаленное от точки ввода газа при предыдущем толчке.

Целесообразно делать пять выпусков газа, равномерно размещенных по окружности распределительной головки. При их последовательной нумерации наиболее рациональным является режим подачи толчков по вводам 1, 3, 5, 2, 4, 1 и т. д.

Различают два метода сушки в импульсном кипящем слое — в собственно импульсном кипящем слое и в импульсном кипящем слое с поддувкой газа. Последний 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 конкретном случае определяется опытным путем. Например, для одного про-

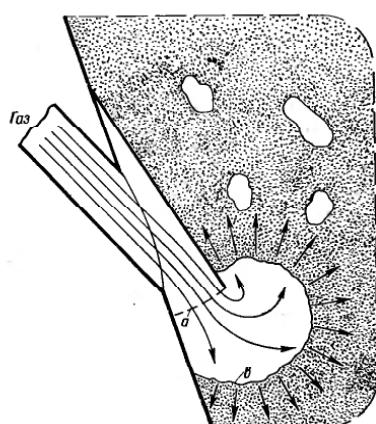


Рис. II-49. Ввод газа в распределительную головку сушилки, изображенной на рис. II-48.

цесса с длительностью сушки 3 ч применялось 30 толчков за весь цикл, т. е. толчки производились каждые 6 мин.

На производстве величина загрузки в аппарат — до 1000 кг. Высушивались влажные кристаллические продукты с частицами, достигавшими 4 мм, а также высокодисперсные порошки со сферическими частицами величиной ~10 мк.

Рабочие температуры процесса сушки 30—60° С. В среднем время сушки в импульсном кипящем слое $\frac{1}{3}$ — $\frac{1}{6}$ времени сушки в вакуум-сушильном шкафу. Расход электроэнергии по сравнению с вакуумной сушкой снижается в два раза.

СУШИЛКИ ПОЛУНПЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Примером сушилки полунпепрерывного действия, обеспечивающей непрерывность процесса по транспорту твердой фазы при периодической сушке в осциллирующем режиме, является разработанная в Институте тепло- и массообмена (ИТМО) АН БССР под руководством Забродского сушилка [61] с врачающимися перегородками (рис. II-50). При этом в разные зоны подается воздух с различной температурой.

Аналогичные схемы были предложены Московским технологическим институтом пищевой промышленности и ВНИИЖем (см. стр. 98), в ЧССР и разрабатываются в ФРГ.

Сушилка с радиальными перегородками. Аппарат с радиальными перегородками для осуществления различных процессов в кипящем слое, в том числе и процессов сушки, был предложен в ЧССР Кабатеком и Петрачеком [63] в Проектном институте химической промышленности (Брю) и серийно изготавливается фирмой Наас, ФРГ [23]. Он представляет собой круглую камеру, разделенную радиальными перегородками на секторы (рис. II-51).

При вращении вала, на котором укреплены эти перегородки, материал перемещается по решетке, под различные участки которой подается газ с различными параметрами. В момент остановки происходит разгрузка и загрузка одной из камер.

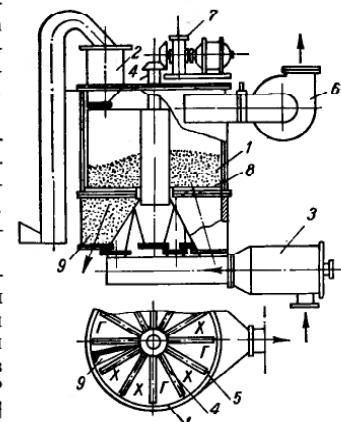


Рис. II-50. Полунпепрерывная сушилка с осциллирующим режимом:

1 — камера; 2 — бункер загрузки; 3 — кипорифер; 4 — вал; 5 — радиальные перегородки; 6 — вентилятор; 7 — редуктор; 8 — слой; 9 — выгрузка.

Сушка различных продуктов химической, фармацевтической и пищевой промышленности различного дисперсного состава может производиться с рециркулом, что позволяет высушивать материалы с различной начальной влажностью. Имеется возможность работать при различных температурах поступающего теплоносителя, осуществляя также охлаждение продукта перед загрузкой.

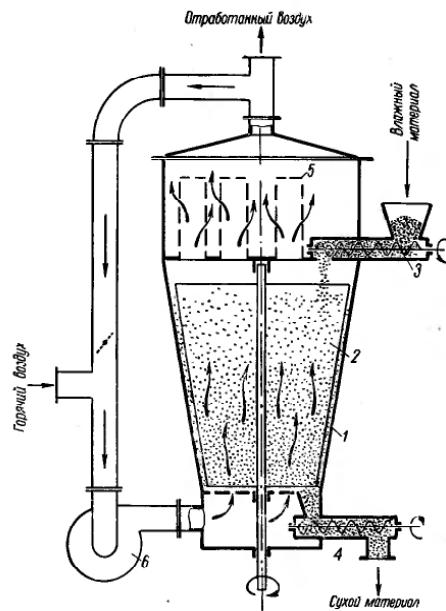


Рис. II-51. Сушилка полунепрерывного действия с радиальными перегородками:
1 — камера; 2 — перегородка; 3 — шнековый питатель;
4 — разгрузочный шнек; 5 — фильтр; 6 — вентилитор.

Сушилка с вращающимися камерами представляет собой импульсно вращающийся горизонтальный стол с тремя гнездами, в которые устанавливаются цилиндрические емкости из прозрачного материала с ситчатым дном, заполненные высушиваемым материалом (рис. II-52) [23]. Эти емкости автоматически вводятся в сушильную камеру, продуваются в ней снизу вверх сушильным агентом и выставляются наружу по окончании цикла сушки. 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 зернистые материалы (от самых мелких до 3—4 мм), например, морская соль, пищевые продукты, химико-фармацевтические препараты.

Улавливание пыли производится перлоновым фильтром. Сушилка полностью автоматизирована, управление осуществляется с помощью реле времени или контактных термометров. Производительность до 2000 кг/ч.

В рассмотренных выше конструкциях сушилок полунепрерывного действия перемещение материала осуществляется за счет вращательного движения перегородок (камер). Рядом авторов были предложены схемы с поступательным перемещением перегородок (камер), закрепленных на бесконечной ленте.

Сушилка с движущимися перегородками (рис. II-53) была предложена Греком [64]. Влажный материал шнековым питателем 1 подается в корытообразный аппарат, слой кипящего материала. Перемещение слоя вдоль аппарата производится с помощью поперечных перегородок 2, которые подвешены шарнирно к транспортеру 3. Находящийся в движущейся секции продукт по мере перемещения подсушивается. Каждая секция представляет собой как бы сушилку периодического действия, поэтому достигается равномерное высушивание продукта.

Сушилка с движущимися емкостями (рис. II-54) [65] по существу не отличается от описанной выше конструкции. На бесконечной движущейся ситчатой ленте закреплены емкости. Влажный материал загружается питателем в пустые емкости и по мере продвижения вдоль аппарата высушивается горячим теплоносителем, подаваемым снизу ленты. Емкости разгружаются с противоположного конца камеры, при повороте ленты в бункер, откуда высушенный продукт забирается ковшовым элеватором. В сушилке этой конструкции сушка в каждой емкости происходит периодически, вследствие чего обеспечивается равномерная разгружаемого продукта.

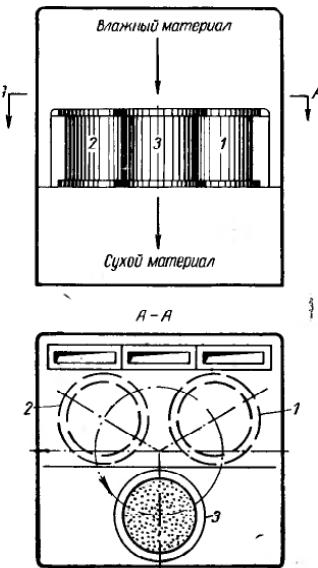


Рис. II-52. Сушилка полунепрерывного действия с тремя цилиндрическими камерами (фирма Wettag Glatt, ФРГ):
1 — камера для подсушки; 2 — досушка; 3 — загрузка и выгрузка.

Иной принцип организации полунепрерывного режима — использование блока периодических сушилок, работающих со смешенными циклами загрузки — сушки — выгрузки, использован в многокамер-

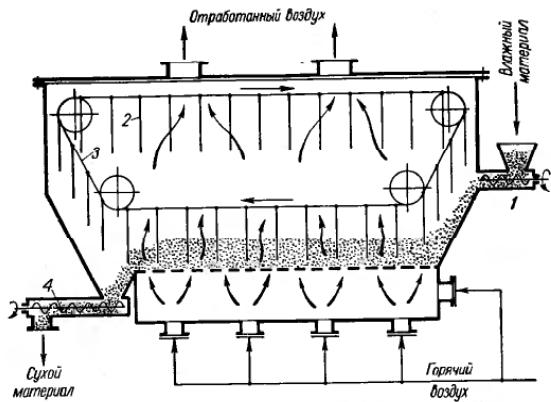


Рис. II-53. Схема сушилки с движущимися перегородками:
1 — шнек загрузочный; 2 — перегородка; 3 — транспортер; 4 — шнек для сухого материала.

ной сушилке ЛТИ им. Ленсовета [66]. Она отличается тем, что не имеет движущихся частей и состоит из нескольких соединенных параллельно сушильных камер периодического действия, смонти-

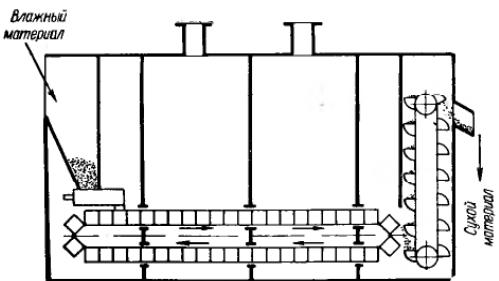


Рис. II-54. Сушилка с перемещающимися емкостями (фирма Aeromatic AG, Швейцария).

рованных на одной площадке (рис. II-55). Одновременно происходит загрузка влажного материала в одну из камер, выгрузка из другой и сушка в остальных. Загрузка может осуществляться, например, с помощью ленточного транспортера, с которого материал снимается

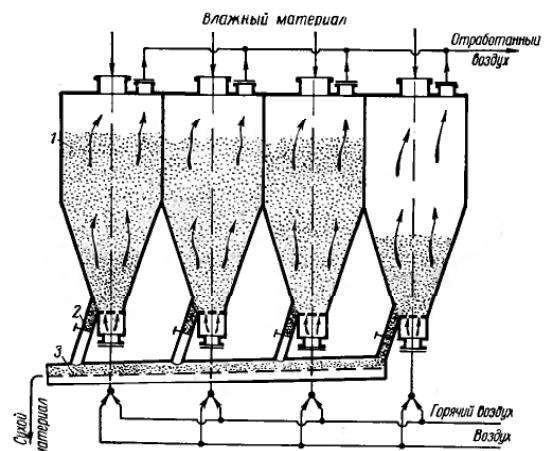


Рис. II-55. Сушилка полунепрерывного действия без движущихся частей (ЛТИ):
1 — камера; 2 — запылка; 3 — аэрожелоб.

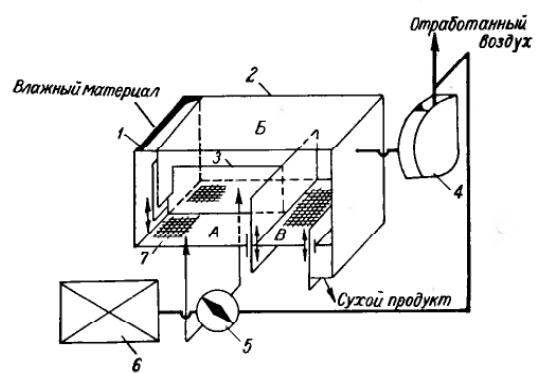


Рис. II-56. Сушилка с осциллирующим режимом (ИТМО АН БССР):
1 — загрузочная прорезь; 2 — сушильная камера; 3 — перегородка; 4 — вентилятор; 5 — осциллирующий клапан; 6 — топочное устройство; 7 — газораспределительная решетка; А, Б — сушильные зоны, В — зона охлаждения.

ножом в соответствующую камеру. Последовательное изменение режима осуществляется автоматически соответствующим переключением на линии подачи более или менее нагретого газа.

Аналогичную схему предложили Любомиц с сотрудниками (рис. II-56) [67], рекомендовавшие и в этом случае при сушке зерна использовать осциллирующие режимы сушки.

АППАРАТЫ ДЛЯ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ И ГРАНУЛИЯЦИИ ПАСТ, РАСТВОРОВ, СУСИЕНЗИЙ И РАСПЛАВОВ

Хотя в процессе сушки перечисленных веществ используют в качестве «подушки» слой сыпучего материала, консистенция влажного продукта и необходимость в ряде случаев получения гранул либо порошка обусловливают некоторую специфику применяемых конструкций и их отличие от рассмотренных выше.

Схема основных типов аппаратов, применяемых для обезвоживания различных жидких материалов в кипящем слое [68], приведена на рис. II-57. Так же как и для сыпучих материалов, применяются аппараты постоянного и расширяющегося по высоте сечения. Подача раствора производится сверху, снизу или сбоку при помощи питателей и форсунок различных типов; вывод готового продукта осуществляется в случае получения гранулированного материала либо через течки, установленные на уровне решетки, либо на уровне зеркала слоя, а при получении порошка — через циклон.

Наиболее применение в СССР при обезвоживании и грануляции термостойких растворов нашли аппараты ВНИИГа [7, 9, 69] (рис. II-58). Конструкция аппарата мало отличается от используемой при сушке сыпучих продуктов — слегка расширяющийся кверху цилиндр с встроенной или боковой тонкой. Главные отличительные особенности метода — подача раствора сверху форсункой грубого распыла, использование высокотемпературного теплоносителя и грануляция в бесцикловом режиме. В настоящее время работает несколько опытных и промышленных установок этого типа для обезвоживания растворов цинкового купороса, двойного суперфосфата и других минеральных солей.

На Усть-Каменогорском свинцово-цинковом комбинате были проведены некоторые видоизменения типовой конструкции ВНИИГа [70]. При больших размерах установок потребовалось применение нескольких форсунок для подачи раствора; в изображенном на рис. II-59 промышленном аппарате с площадью подины 3 м^2 использовали компактную форсунку по треугольнику. Ввиду трудностей с эксплуатацией решеток из-за их залипания Гинцветметом была разработана конструкция конической бесподовой печи (рис. II-60) с подачей воздуха через фурмы; по центру конусной камеры выше фирм размещена внутренний конус для равномерного распределения потока газов по сечению.

Опытно-промышленные установки для обезвоживания растворов радиоактивных сточных вод разработаны в США [71]. На рис. II-61

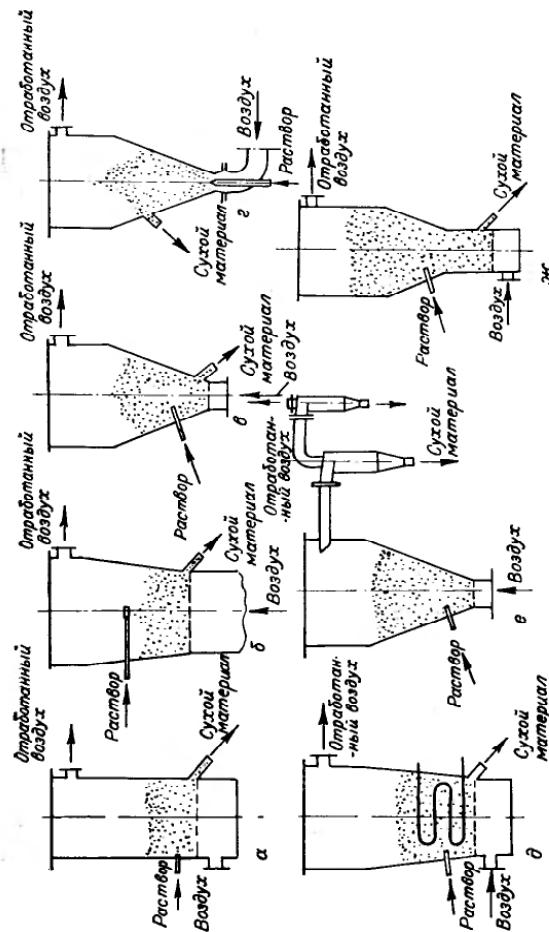


Рис. II-57. Схема основных типов аппаратов для обезвоживания растворов и расплавов во взрывепротивном слое:

а — аппарат с кипящим слоем и вводом раствора в слой; б — аппарат с разрыхлением раствором и вводом вводом раствора; в — аппарат с форсункой, растекающейся в слой от горизонтальной поверхности; г — аппарат с вводом раствора в слой и выносом его высушиваемого продукта в пылеудаляющую камеру; д — аппарат с внутренним спиральным вентилем; е — аппарат с внутренним спиральным вентилем.

приведены конструкции четырех исследованных установок последовательно увеличивавшегося масштаба. Хотя в этих аппаратах также используется ввод раствора сверху над слоем, принцип подвода тепла иной: не с топочными газами, а через теплообменники с циркулирующим высокотемпературным теплоносителем. Эта особенность обусловлена необходимостью поддержания высокой температуры в слое для обеспечения независимости производительности от расхода псевдоожижающего газа.

В ряде случаев, однако, не удается организовать эффективный бесреклочный процесс при выгрузке гранул всех размеров через течку на уровне слоя; часто требуется производить фракционирование выгружаемого продукта, с возвратом мелких частиц в слой (либо даже дробление частиц выгружаемых частиц и их рецикл). Существуют различные варианты конструкций для осуществления сепарационной выгрузки. Так, Данов с сотрудниками [72] предложили выгружать гранулы через центральное отверстие в решетке (рис. II-62), отдувая встречным потоком воздуха мелкие фракции в слой.

Бабенко, Романковым и Рашиковской [73—75] разработана и внедрена в опытно-промышленном масштабе конструкция сушки фонтанирующего слоя для растворов с сепарацией мелких частиц (рис. II-63). Указанная конструкция имеет некоторые преимущества, т. к. позволяет регулировать степень фракционирования не только расходом воздуха, но и количеством циркулирующего через сепаратор продукта. В США применялась [76] схема сепарации продукта путем резкого снижения сечения слоя в зоне выгрузки над решеткой: таким образом, там могли скапливаться в основном достаточно крупные частицы. Во всех этих аппаратах раствор подается при помощи форсунок, помещенных в слой.

В разработанной Шаховой (МИХМ) конструкции аппарата для грануляции расплавов [77] предусмотрен рецикл мелких частиц, специально подаваемых в слой шnekовым питателем (рис. II-64). На этой полупромышленной установке (производительность 1 т/ч, площадь решетки 1 м²) раствор подается форсункой сбоку аппарата (в слой).

Эффективная конструкция аппарата для обезвоживания термочувствительных растворов (рис. II-65) была разработана Дановым

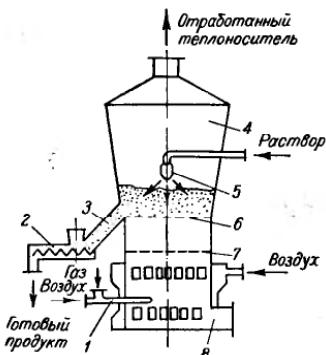


Рис. II-58. Аппарат для грануляции растворов солей в псевдоожиженном слое конструкции ВНИИГа:

1 — газовая горелка; 2 — шнек разгрузки продукта; 3 — течка; 4 — камера сушилки; 5 — форсунка; 6 — газораспределительная решетка; 7 — колосниковая решетка; 8 — газовая топка.

позволяет регулировать степень фракционирования не только расходом воздуха, но и количеством циркулирующего через сепаратор продукта. В США применялась [76] схема сепарации продукта путем резкого снижения сечения слоя в зоне выгрузки над решеткой: таким образом, там могли скапливаться в основном достаточно крупные частицы. Во всех этих аппаратах раствор подается при помощи форсунок, помещенных в слой.

В разработанной Шаховой (МИХМ) конструкции аппарата для грануляции расплавов [77] предусмотрен рецикл мелких частиц, специально подаваемых в слой шnekовым питателем (рис. II-64). На этой полупромышленной установке (производительность 1 т/ч, площадь решетки 1 м²) раствор подается форсункой сбоку аппарата (в слой).

Эффективная конструкция аппарата для обезвоживания термочувствительных растворов (рис. II-65) была разработана Дановым

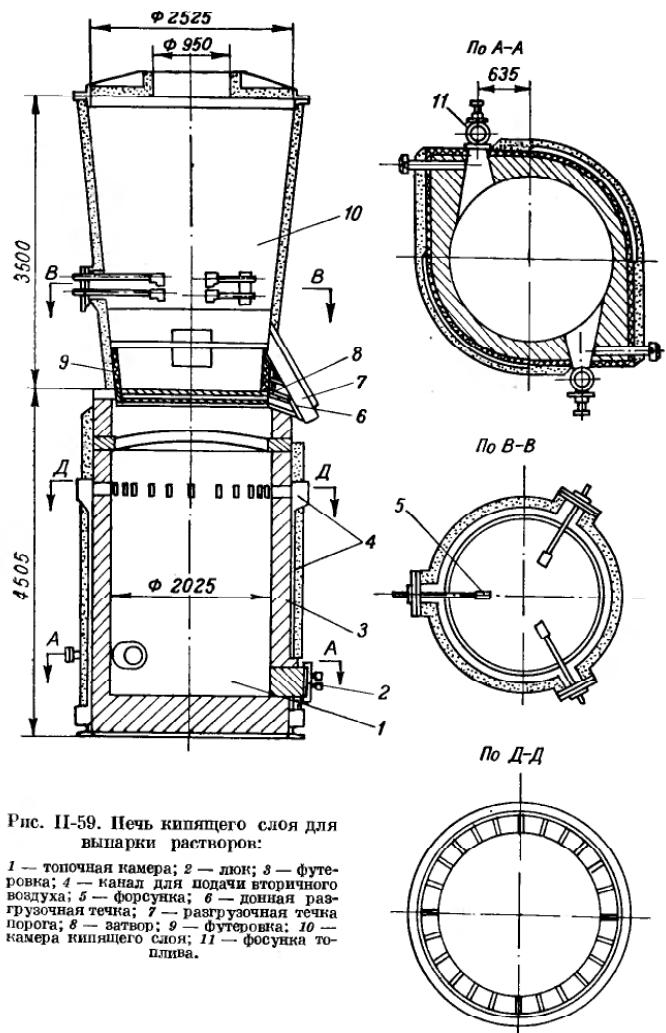


Рис. II-59. Печь кипящего слоя для выпарки растворов:

1 — топочная камера; 2 — дым; 3 — футеровка; 4 — канал для подачи вторичного воздуха; 5 — форсунка; 6 — донная разгрузочная течка; 7 — разгрузочная течка порога; 8 — затвор; 9 — футеровка; 10 — камера кипящего слоя; 11 — форсунка плавки.

с сотрудниками [78]. Возможность обезвоживания термолабильных веществ при использовании высокотемпературного теплоносителя обуславливается раздельной подачей газа с температурой ниже точки плавления или разложения на псевдоожижение под решетку, а другой части (до 50% общего расхода при 800–850° С) методом локального фонтанирования через внешний кольцевой зазор форсунки. Схема решетки этого типа приведена отдельно на рис. II-66. В сочетании с сепарационной выгрузкой такой аппарат позволил эффективно и экономично обезвоживать и гранулировать термолабильные растворы.

Комбинированные сушилки для обезвоживания растворов разрабатывались М. В. Лыковым (НИУИФ). Так, в аппарате (рис. II-67) раствор или суспензию минеральных солей подают в верхнюю часть, работающую как цилиндрическая распылительная сушилка: на распыление в форсунку подают до 15–20% общего расхода воздуха, нагретого до 700–800° С при скорости истечения до 120 м/сек. Это позволяет удалять до 60–70% всей влаги в зоне распыла. Досушка и грануляция осуществляются в нижней части аппарата, где создается кипящий слой на площади решетки 0,5 м²; при производительности 400–500 кг/м² ч сухой нитрофоски объемное влагонапряжение было 35–40 кг/м³ · ч, а расход тепла 1380–1800 ккал/кг испаренной влаги [79].

Аналогичная конструкция комбинированного распылительно кипящего

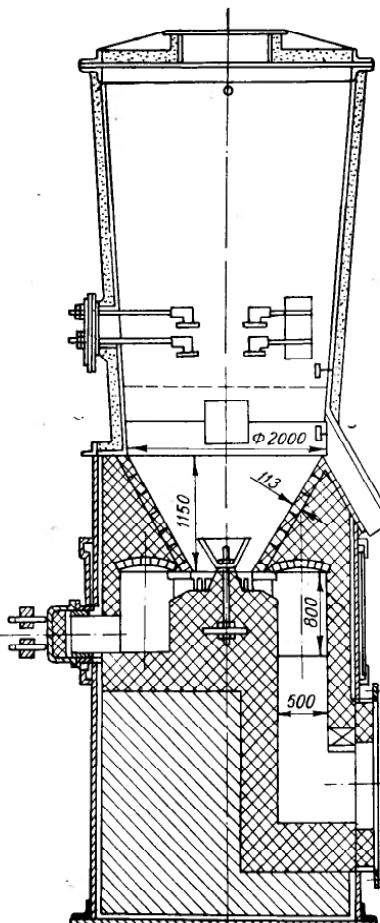


Рис. II-60. Бесподовая печь Глинцветмета для обезвоживания растворов.

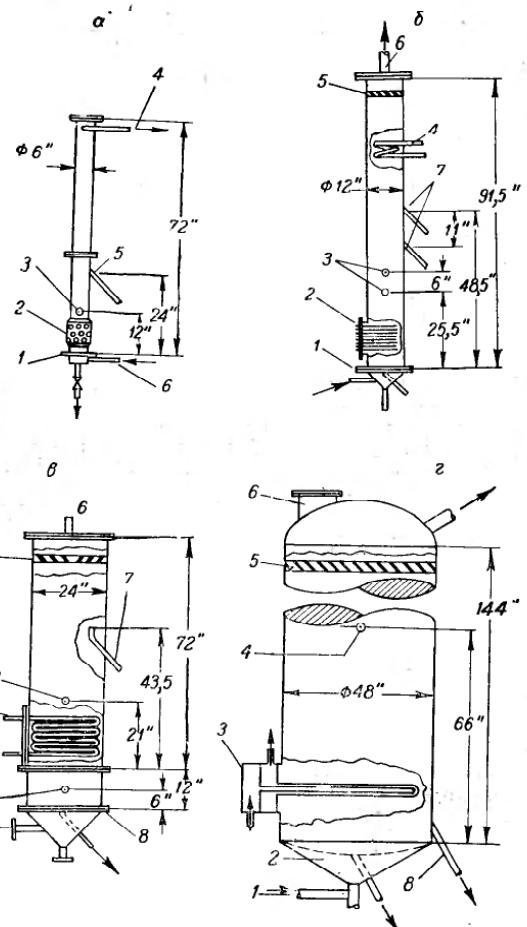


Рис. II-61. Лабораторные, пилотные и промышленные установки для обезвоживания и прокалки растворов (Philips Petroleum Co, США).

- a — Установка Ø 150 мм:*
1 — решетка; 2 — электрообогрев; 3 — форсунка; 4 — выход газа; 5 — выгрузка продукта;
6 — подача воздуха.
- δ — Установка Ø 300 мм:*
1 — решетка; 2 — электрообогрев; 3 — форсунка; 4 — теплообменник для воздуха; 5 — перегородка; 6 — выход газа; 7 — разгрузка продукта; 8 — решетка.
- β — Установка Ø 600 мм;*
1 — вход газа; 2, 4 — форсунки; 3 — теплообменник для обогрева Na—K теплоносителем; 5 — перегородка; 6 — выход газа; 7 — разгрузка продукта; 8 — решетка.
- γ — Установка Ø 1200 мм:*
1 — вход воздуха; 2 — распределительная решетка; 3 — теплообменник для обогрева Na—K теплоносителем; 4 — форсунки; 5 — перегородка; 6 — люк; 7 — выход газа; 8 — выгрузка продукта.

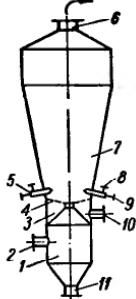


Рис. II-62. Аппарат для грануляции растворов солей в кипящем слое:

1 — охладитель пропуска; 2 — штуцер подачи воздуха на сепарацию; 3 — колцевой объем; 4 — решетка; 5 — форсунка; 6 — выход газов; 7 — камера сушки; 8 — подача воздуха на распыление; 9 — подача растворов; 10 — подача теплоносителя на псевдоожижение; 11 — выгрузка.

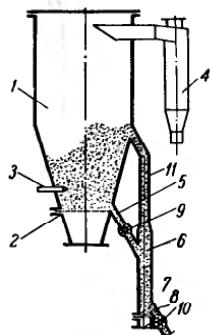


Рис. II-63. Сушка фонтанирующего слоя для грануляции из растворов:

1 — сушилка; 2 — решетка; 3 — форсунка; 4 — циклон; 5 — выгрузной патрубок; 6 — сепаратор; 7 — выгрузка готовых гранул; 8 — возврат мелких гранул в сушилку; 9, 10 — секторные затворы.

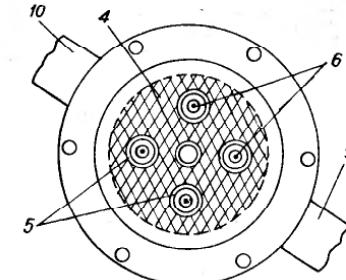
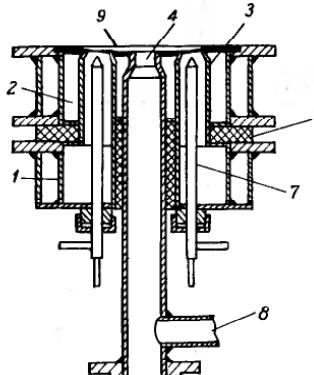


Рис. II-66. Газораспределительное устройство сушилки, конструкция которой изображена на рис. II-65:

1 — камера горячего воздуха; 2 — камера подогретого воздуха; 3 — газораспределительная решетка; 4 — фракционирующее газораспределительное устройство; 5 — теплодобывающие сопла; 6 — теплоизоляция; 7 — пневматический жидкостный питатель; 8 — ввод воздуха в отборное устройство; 9 — ввод топочных газов в камеру горячего воздуха; 10 — ввод воздуха в камеру подогретого воздуха.

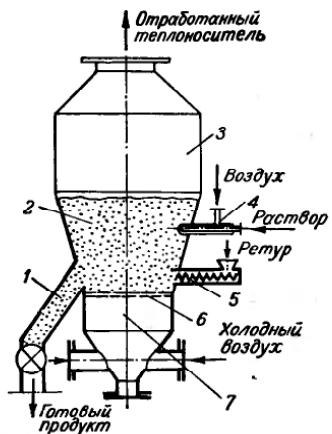


Рис. II-64. Полупромышленный аппарат для грануляции плавков солей:

1 — течка с секторным затвором; 2 — камера сушки; 3 — сепарационная зона; 4 — форсунка; 5 — шнек для подачи регура; 6 — решетка; 7 — воздушная камера.

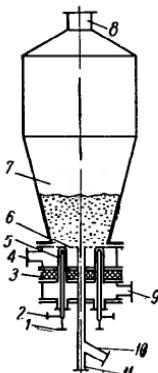


Рис. II-65. Полупромышленный аппарат для грануляции растворов солей во взвешенном слое:

1 — подача раствора; 2 — подача воздуха на распыление; 3 — теплоизоляция; 4 — подача теплоносителя на псевдоожижение; 5 — гильза форсунки; 6 — газораспределительная решетка; 7 — камера сушки; 8 — выход отработанных газов; 9 — подача высокотемпературного теплоносителя для теплообмена в фажел; 10 — подача воздуха для сепарации выгрузки; 11 — выгрузка гранул.

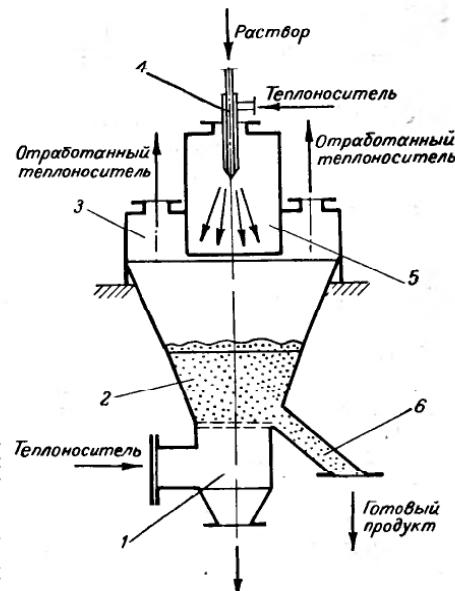


Рис. II-67. Установка для грануляции растворов и пульп удобрений с распылением над кипящим слоем:

1 — подача теплоносителя; 2 — слой; 3 — сепарационное пространство; 4 — форсунка; 5 — распылительная камера; 6 — выгрузка продукта.

аппарата (рис. II-68) для обезвоживания гигроскопичных растворов разработана Дановым [80]. Предварительный перегрев и испарение раствора при распылении позволили достичь производительности 280—600 кг/м² · ч сухого продукта.

Аналогичные конструкции сушилок могут быть применены для сушки пастообразных материалов.

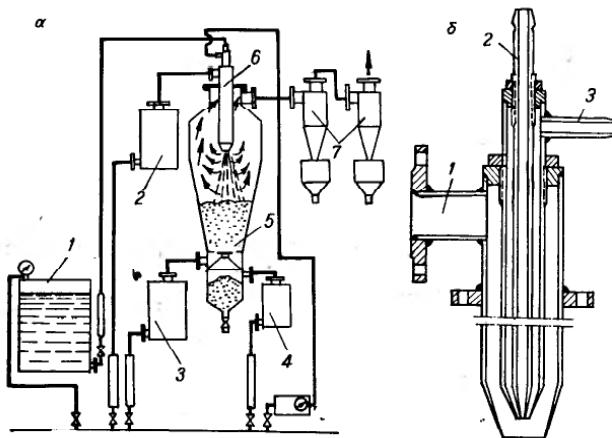


Рис. II-68. а — Схема установки для обезвоживания гигроскопичных веществ:

1 — емкость для раствора; 2, 3, 4 — газовые калориферы; 5 — аппарат с псевдоожиженным слоем; 6 — теплообменное сопло; 7 — циклоны.

б — Схема форсунки:

1 — штуцер для ввода теплоносителя в теплообменное сопло; 2 — ввод раствора; 3 — ввод воздуха для распыления раствора.

На рис. II-66 была дана схема установки, разработанной авторами, для высушивания пастообразных материалов [25].

Паста специальным питателем непрерывно подается в виде большого количества отрезков нитей или удлиненных капель в слой высушенного «фонтанирующего» материала, лежащего на опорной решетке, установленной в самом узком сечении конуса. Под решетку поступает псевдоожижающий теплоноситель. Попав в слой уже высушенного материала, влажные комочки пасты, образующиеся в результате частичного слипания нитей, как более тяжелые опускаются. В нижней части конуса они обдуваются горячим теплоносителем, поступающим со скоростью 15—40 м/сек. Процесс сушки идет очень

интенсивно, крупные комочки разбиваются на более мелкие и при своем движении в ядре потока на верх слоя приобретают форму гранул. Из ядра потока гранулы направляются к периферии и опускаются в плотном слое у стенок аппарата. Выгружается сухой материал в верхней части слоя.

Пыль, образующаяся в процессе сушки, улавливается в циклоне, а отработавшие газы отсасываются вытяжным вентилятором.

Такой аппарат успешно применяется, кроме того, для высушивания комкующихся (например, сульфат аммония) и волокнистых (асбестовое волокно, морская трава) материалов, а также растворов.

Для сушки пастообразных органических красителей спроектированы опытно-промышленные сушильные аппараты (рис. II-69) * [74, 75].

Подача влажного материала производится с помощью тангенциально расположенных в слое пневматических форсунок; выгрузка происходит через центральную трубу. Предусмотрено регулирование высоты слоя.

В металлургической промышленности для обезвоживания шламов также применяют конические сушилки [21] (рис. II-70).

При использовании для сушки паст цилиндрических аппаратов Гельперин и Айнштейн [81] применили, во избежание залипания, вращающуюся решетку (рис. II-71).

При сушке паст возможно применение комбинированных режимов. Так, Быкова и сотрудники [82] предложили двухступенчатую схему (рис. II-72), в которой происходит подсушка пасты высокотемпературным теплоносителем при распылении, а затем формируемая вальцами паста подается в фонтанирующий слой на досушку.

Сушильные камеры для обезвоживания суспензий, разработанные под руководством Лисая [83] (НИОПИК), внедренные на Рубежанском химкомбинате, предусматривают как одностадийное обезвоживание при впрыскивании суспензии сжатым воздухом в фонтанирующий слой (рис. II-73), так и двухстадийную комбинированную

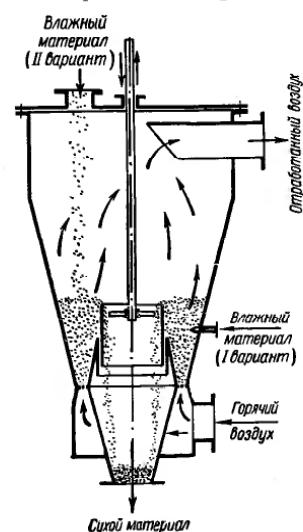


Рис. II-69. Схема опытно-промышленной сушилки (для растворов и паст).

* Эти сушильные установки спроектированы Гипрооргхимом и Дербеневским химическим заводом на основе данных исследовательских работ, проведенных авторами с сотрудниками совместно с НИОПИКом.

Таблица II-3

Мотивы выбора сушилок взвешенного слоя для сыпучих материалов

Чувствительность материала к нагреву	Характеристика влаги в материале	Характеристика материала	Тип сушилки	Количество камер (секций)	Режим работы	Примечание
Нечувствителен к нагреву	Поверхностная	Узкий спектр дисперсности	Пневматическая	1	Непрерывный	
			Аэрофонтанная	1	То же	
			Циклонная	1	» »	
		Широкий спектр дисперсности Волокнистый	Кипящего слоя	1	» »	
			Фонтанирующего слоя (расширяющиеся по высоте)	1	» »	
	Внутренняя	Узкий спектр дисперсности	Кипящего слоя	1	» »	
			Кипящего слоя противоточные	2—3	» »	
		Широкий спектр дисперсности, комкующиеся, волокнистые	Фонтанирующего слоя (расширяющиеся по высоте):			
			круглого сечения	1÷3	» »	
						При неглубокой сушке — однокамерные, при глубокой — многокамерные. Щелевые — при большой производительности
Чувствителен к нагреву	Оба вида влаги	Узкий спектр дисперсности	прямоугольного сечения (щелевые) Комбинированные с использованием в качестве I ступени типа сушилки, рекомендованной для поверхностной влаги, в качестве II ступени — для внутренней влаги	1÷3	» »	ности
			Пневматическая	—	» »	
			Аэрофонтанная	1	» »	
			Циклонная	1	» »	
			Кипящего слоя	1—2	» »	
	Поверхностная	Широкий спектр дисперсности, комкующиеся, волокнистые	Фонтанирующего слоя (расширяющиеся по высоте):	1—2	» »	
			круглого сечения	1—2	» »	
			прямоугольного сечения (щелевые)	a) 2—3	» »	
			Кипящего слоя			
						Если скорость витания изменяется в процессе сушки
	Внутренняя	Узкий спектр дисперсности				
						При высоких числах псевдоожижения, невысоких слоях, параллельной подаче теплоносителя. Последняя камера — для охлаждения
						To же
						При малой производительности
						При большой производительности
						При большой производительности параллельная подача теплоносителя, температуру снижают по зонам. Последняя камера — для охлаждения. Невысокие слои, низкие числа псевдоожижения

Таблица II-3 (продолжение)

Чувствительность к нагреву	Характеристика материала	Тип сушилки	Количество (секции)	Режим работы	Примечание
Внутренняя чувствительность к нагреву	Узкий спектр дисперсности	Кипящего слоя	б) 1 в) много- мерные	Периодиче- ский. Полупре- рывные	При малой производи- тельности При работе с осцил- лирующим режимом, а также при сушке зер- на, семян
Оба вида влаги	Широкий спектр дисперсности, ком- пактные, волокнистые	Фонтанирующее (рас- ширяющееся по высоте); круглого сечения;	1—3	Непре- рывный	При неглубокой суш- ке возможны однокамер- ные аппараты При небольшой про- изводительности изводительности

При малой производи-
тельности
При работе с осцил-
лирующим режимом, а
также при сушке зер-
на, семян

При небольшой про-
изводительности

—

прямугольного се-
чения (щелевое).
Комбинированное, с
использованием в ка-
честве I ступени типа:
сушки, реконвейлонной
для поверхности влаги, в качестве II сту-
пени — для внутренней
влаги, а также сушки ИХТИ
(Ивановского химико-
технологического
института)

—

—

—

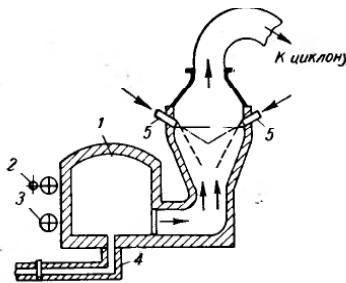


Рис. II-70. Схема аэрофонтанной сушилки для шлама:

1 — топка; 2 — подача газа и воздуха; 3 — подача отработанных газов; 4 — боров и вытяжной трубе; 5 — форсунка для вспрыскивания шлама (пульпы).

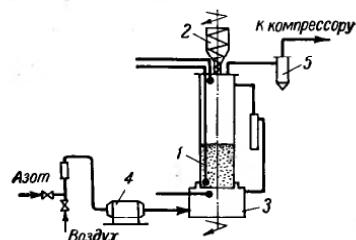


Рис. II-71. Сушилка для паст с вра-
щающейся решеткой:

1 — кипящий слой; 2 — бункер загрузки влажного продукта; 3 — головка с вра-
щающейся распределительной решеткой;
4 — калорифер; 5 — циклон.

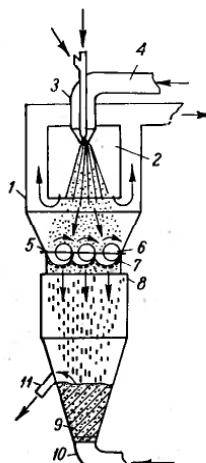


Рис. II-72. Комбинированная сушилка для растворов, суспензии и паст:

1 — корпус; 2 — распылительная камера; 3 — форсунка; 4 — коллектор для подачи теплоносителя; 5 — гранулатор; 6 — эксцентриковые валки; 7 — перфорированные ложки; 8 — сетка; 9 — газораспределительная решетка; 10 — патрубок для подачи вторичного теплоносителя; 11 — течка для разгрузки гранул.

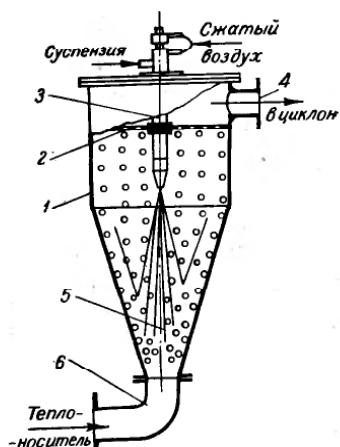


Рис. II-73. Модернизированная су-
шильная камера со взвешенным сло-
ем инертного зернистого материала:

1 — камера; 2 — отбойная сетка; 3 — форсунка; 4 — вывод отработанного воз-
духа; 5 — частицы инертного материала;
6 — воздухопровод.

сушку (рис. II-74). В последнем аппарате применена оригинальная схема противоточного распыла суспензии высокотемпературным газовым теплоносителем с последующей досушкой влажного продукта на поверхности инертных частиц в кипящем слое.

На экспериментальном заводе красителей внедряется [72] разработанная в МИХМ Масловским [84] сушилка с инертным кипящим

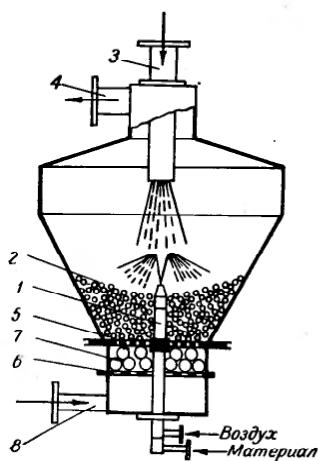


Рис. II-74. Сушилка с кипящим слоем инертного зернистого материала:

1 — пневматическая форсунка; 2 — слой инертного материала; 3 — подача первого потока горячего воздуха; 4 — вывод отработанного воздуха; 5, 6 — решетка; 7 — кольца Рашига; 8 — подача вторичного потока горячего воздуха.

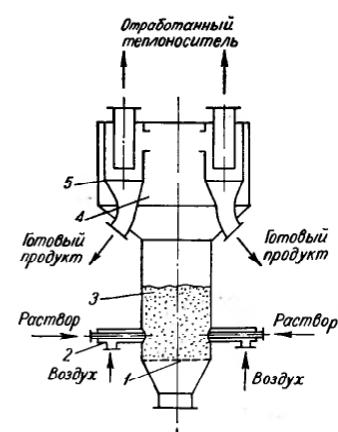


Рис. II-75. Полупромышленный аппарат для сушки суспензий красителей в псевдоожиженном слое инертного зернистого материала:

1 — газораспределительная решетка; 2 — форсунка; 3 — кипящий слой; 4 — сепарационная зона; 5 — циклон.

слоем для суспензий красителей (рис. II-75). Диаметр аппарата 600 мм, а расширяющейся сепарационной зоны — 1000 мм. Суспензия подается двумя пневматическими форсунками в слой. В качестве инертного материала используется фторопластовая крошка цилиндрической формы 4 × 6 мм.

В течение последних лет разработано много различных конструкций сушилок, работающих со взвешенным слоем материала, что позволяет выбирать тот или иной тип сушилки с учетом специфических свойств высушиваемых материалов (табл. II-3 и II-4).

Таблица II-4
Мотивы выбора сушилок взвешенного слоя для сушки жидких и пастообразных материалов

Чувствительность материала к нагреванию	Характеристика высушиваемого материала	Конструкция сушилки	Способ подачи влажного материала
Нечувствителен	Приемущественно гранулы $d = 3 \div 5$ мм Тонкодисперсный продукт	Фонтанирующего слоя, круглого или прямоугольного сечения Кипящего слоя	Подача насосом (винтовым, поршневым) внутрь слоя или на слой форсунками грубого распыла. Подача паст возможна также вибрационными или шнековыми питателями Сушка на слое инертных тел
		Фонтанирующего слоя	С дисковым или форсунковым распылением (тонкий распыл). Пасты — специальными форсунками
		Распылительные	
Чувствителен	Приемущественно гранулы $d = 3 \div 5$ мм Тонкодисперсный продукт	Фонтанирующего слоя (расширяющиеся по высоте) Распылительные примоточные Фонтанирующего слоя	Подача форсунками в зону наиболее высоких температур Подача форсунками в слой инертного материала в зону наиболее высоких температур

Примечание. Особо чувствительные к нагреванию материалы следует высушивать только в распылительных сушилках.

ЛИТЕРАТУРА

1. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Бабенко В. Е., Гольцикер А. Д., Хим. пром., № 11, 822 (1962).
2. Федоров И. М., Теория и расчет процесса сушки, Госэнергоиздат, 1955.
3. Beeke D. W., Ind. Chemist, 34, № 400, 329 (1958).
4. Beeke D. W., Brit. Chem. Eng., 5, № 7, 484 (1960).
5. Wall C. J., Ash W. I., Ind. Eng. Chem., 41, № 6, 1247 (1949).
6. Priestly K. J., Chem. Eng., 69, № 14, 125 (1962).
7. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦНИИЦМ, 1965, стр. 193.
8. Шипов В. Е., Сушка солей аппаратами кипящего слоя, Информ. листок Станиславского СНХ, № 41 (102), 1962.
9. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦНИИТЭИХимнефтехим, 1966.
10. Вейнберг К. Л. и др., Оборудование стекольных заводов, Госстройиздат, 1961.
11. Бейлин М. И., Сушка угля в кипящем слое, ЦНИИТЭИУгля, 1965.

12. Бейлин М. И., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦИМ, 1965, стр. 283.
13. Орёл А. Д., Гетманец В. Ф., Авт. свид. СССР 139615, Бюлл. изобрет., № 13 (1961).
14. Новицкий П. Л., Автореф. канд. дисс., Одесский политехнический ин-т, 1960.
15. Кузнецова М. Д., Непомнящий И. Л., Новицкий П. Л., Ляпина З. Г., Кокс и химия, № 8, 39 (1961).
16. Кузнецова М. Д. и др., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦИМ, 1965, стр. 229.
17. Wichert H., Chem. Ind., 16, № 9, 581 (1964).
18. Aldridi R. J., Fluid-Bed Dryers, в сб. «The Encyclopedia of Chemical Process Equipment», Reinhold Publ. Corp., N. Y., 1964.
19. Каталог фирм «Линк-Бельт», № 2017.
20. Йыков М. В., Основные направления развития сушильной техники в химической промышленности, НИИТЭХИМ, 1964.
21. Филиппов В. А., Сушильные установки из зарубежных обогатительных и брикетных фабрик, Изд. «Недра», 1966.
22. Еуровой И. А. и др., Цветная металлургия, Бюлл. ЦИНЦИМ, № 8 (277), 1965, стр. 31.
23. Schenell W., Chem.-Ing.-Techn., 33, № 12, 849 (1961).
24. Жидко В. И., «Кукуруза», № 11 (1964).
25. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Березовская З. А., Поваров И. В., Авт. свид. СССР 139247, Бюлл. изобрет., № 12 (1961).
26. Митев Д. Т., П. Г. Романков, Н. Б. Ращковская, П. А. Яблонский, Авт. свид. СССР 208534 и 208539, Бюлл. изобрет. № 3 (1968).
27. Chem. Eng., 63, № 2, 116 (1956).
28. Окунь Г. С., Птицын С. Д., Чижиков А. Г., Установки для сушки зерна за рубежом, Сельхозиздат, 1963.
29. Себалло В. А., Ращковская Н. Б., Романков П. Г., сб. «Применение кипящего слоя в химической промышленности», ч. 1, ЛДНПИ, 1965, стр. 46.
30. Сажин Б. С., Кошетов Л. М., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 1, ЦИНТИХимнефтемаш, 1965.
31. Brit. Chem. Eng., 6, № 8, 514 (1961).
32. Ciobogowski J., Mlodzinski B., Roszak I., Szelecki A., Przegl. Zbozowo-plykarski, 5 (1957); Przem. Spoz., 6 (1957).
33. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Бабенко В. Е., Гольцигер А. Д. и др., Авт. свид. СССР 150425, Бюлл. изобрет., № 18 (1962).
34. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Яблонский П. А., Березовская З. А., Масл.-жир. пром., № 7, 10 (1962).
35. Лурье М. Ю., Сушильное дело, Госэнергоиздат, 1948.
36. Гинзбург А. С., Сушка пищевых продуктов, Пиццпромиздат, 1960.
37. Попов К. П., Соколов В. Ф., Кокс и химия, № 8, 35 (1961).
38. Коробин Е. В., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦИМ, 1965, стр. 186.
39. Данилевич И. В., Коровкин Е. В., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 51.
40. Данилевич И. В., Хрулев М. В., Балло Н. Б., Лебедев П. К., Авт. свид. СССР 136245, Бюлл. изобрет., № 4 (1961).
41. Jokes C., Chem. Eng., 61, № 1, 166 (1954).
42. Синин Р. И., Василищец И. М., Кирневский Е. Н., Авт. свид. СССР 151249, Бюлл. изобрет., № 20 (1962).
43. Туров Н. Г., Каспаров Г. Н., сб. «За технический прогресс», вып. 4, Изд. «Пищевая пром.», 1964, стр. 35—36.
44. Chosc M., Zdravotni techn. a vzduchotechn., 3, № 5, 218 (1960).
45. Quinn M. F., Ind. Eng. Chem., 55, № 7, 18—24 (1963).
46. Форолов В. Ф., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1963.
47. Орочкин Д. И., Мелик-Ахназаров Т. Х., Полубояринов Г. Н., Хим. технол. топл. масел, № 2, 22 (1958).
48. Рычков А. И., Шахова Н. А., Дмитренко Е. В., Тезисы докладов XXII научно-технической конференции МИХМ, 1961.
49. Szagnota T., Walny A., Ciobogowski J., Przem. chem., 37, 583 (1958).
50. Соолов П. В., Проектирование сушильных и нагревательных установок для древесины, Изд. «Лесная пром.», 1965.
51. Кисельников В. Н., Вялков В. В., Романов В. С., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 80.
52. Сажин Б. С., Фокин И. Ф., Хим. нефт. маш., № 6 (1964).
53. Сажин Б. С., Фокин И. Ф., Вестн. техн.-экон. информ. НИИТЭХИМ, № 3, 18 (1964).
54. Попов В. А., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1968.
55. Бекер М. Е., Сушка термоустойчивых материалов во взвешенном состоянии, Изд. «Знания», Рига, 1966.
56. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Журн. ВХО, № 1 (1965).
57. Информационный бюллетень о зарубежной химической промышленности Госкомитета СМ СССР по химии, № 24/79/52-53, 1960.
58. Проспект выставки «Химия в промышленности, строительстве, сельском хозяйстве», М., 1965.
59. Esauap L., Esauap M., Fluidizarea, Bucharesti, 1959.
60. Veli L., Chem.-Ing.-Techn., 32, № 4, 253 (1960).
61. Забродский С. С., Любощиц И. Л., Пикус И. Ф., Авт. свид. 157277, Бюлл. изобрет., № 17, 1963.
62. Гинзбург А. С., Резчиков В. А., Сушка пищевых продуктов в кипящем слое, Изд. «Пищевая пром.», 1966.
63. Кабатек З., Петрачек М., Чехосл. пат. 101974, 903159, 113159, 114624, PV 271—64 и PV 2990—65.
64. Грек Ф. З., Авт. свид. СССР 130495, Бюлл. изобрет., № 15 (1960).
65. Calus W. F., Chem. Eng. Progr., 58, № 1 (1962).
66. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Бабенко В. Е., Гольцигер А. Д., Пластмассы, № 12 (1963).
67. Любощиц И. Л., Слободкин Л. С., Авт. свид. СССР 158239, Бюлл. изобрет., № 20 (1963).
68. Бабенко В. Е., Романков П. Г., Ращковская Н. Б., сб. «Применение кипящего слоя в химической промышленности», ч. 1, ЛДНПИ, 1965, стр. 73.
69. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., Налимов С. П., Хим. пром., № 6, 47 (1967).
70. Бурдаков Ю. М., Полупанов Г. Г., Эксплуатация и устройство печей кипящего слоя для выпаривания растворов, прокалки и сушки материалов, ЦИНЦИМ, 1965.
71. Coopreg E. S., Black D. E., Anderson C. B., Chem. Eng. Progr., 61, № 7, 89—96 (1965).
72. Соколовский А. А., Плотникова Н. М., Баруков А. С., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 1, ЦИНТИХимнефтемаш, 1965, стр. 21.
73. Бабенко В. Е., Ращковская Н. Б., Романков П. Г., сб. «Применение кипящего слоя в химической промышленности», Изд. «Химия», 1965, стр. 86.
74. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Фролов В. Ф., Синюк Л. А., Бабенко В. Е., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦИНТИХимнефтемаш, 1965, стр. 31.
75. Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Фролов В. Ф., TOXT, 1, № 3, 283 (1967).
76. Metheny D. E., Vanasse S. W., Chem. Eng. Progr., 58, № 6, 45 (1962).
77. Шахова Н. А., Автореф. докт. дисс., МИХМ, 1966.

78. Грошев Г. Л., Данов С. М., Кручинина Н. Д., Рыбин Г. В., Хим. пром., № 6, 56 (1967).
 79. Лыков М. В., Леончик Б. И., Распылительные сушилки, Изд. «Машгипостроение», 1967.
 80. Грошев Г. Л., Данов С. М., Кручинина Н. Д., Рыбин Г. В., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 4, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 5.
 81. Гельперин Н. И., Кваша В. Б., Серегин Ю. М., Хим. пром., № 7, 68 (1964).
 82. Быкова М. И., Малый Н. И., Степанян А. А., Авт. свид. СССР 471797, Бюлл. изобрет., № 11 (1965).
 83. Лисай В. Э., сб. «Процессы химической технологии», Изд. «Наука», 1965.
 84. Масловский М. Ф., Варыгин Н. Н., Авт. свид. СССР 124366, Бюлл. изобрет., № 22 (1959).
-

ГЛАВА ТРЕТЬЯ

СУШКА СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ ВО ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ

Как уже отмечалось, во взвешенном слое высушиваются самые разнообразные продукты: сыпучие и пастообразные, растворы и суспензии. Эти материалы, в свою очередь, могут быть самыми различными по своей химической природе, что сказывается на выборе технологического режима процесса сушки.

В гл. II рассмотрены 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 и выходе, способ подвода тепла, гидродинамический режим, выбор вспомогательных устройств (питателей, пылеулавливающей аппаратуры и др.). В связи с этим в настоящей главе каждая группа материалов рассмотрена отдельно.

МИНЕРАЛЬНЫЕ ПРОДУКТЫ И ТОПЛИВО

Так как эти материалы многотоннажные, экономичность процесса является определяющим фактором; допускается некоторая неравномерность во влажности высшенного материала, удаление влаги происходит главным образом в первом периоде сушки. По этим причинам для сушки таких материалов большей частью применяют однокамерные сушильные аппараты непрерывного действия.

Известковые и рудные материалы и песок

Эти материалы могут высушиваться при высоких температурах поступающих газов. Они не комкуются в процессе сушки, поэтому качество псевдоожижения слоя обычно хорошее. В некоторых случаях (особенно при больших скоростях газа) наблюдается сильное истирание, что приводит к повышенному пылеуносу. Пылеулавливание производится обычно в циклонах, одновременно осуществляется классификация материала по крупности.

Высушивание этих материалов производится главным образом в цилиндрических аппаратах *. Особенность высокие требования

* Например, в сушилках системы Fluo-Solids.

предъявляются к этим аппаратам в отношении простоты и дешевизны конструкции (с целью снижения капитальных затрат на оборудование) и таких экономических показателей, как расход топлива, электроэнергии и теплоносителя (с целью снижения эксплуатационных затрат). Требования в отношении равномерности сушки для этих материалов не очень высокие, поэтому применение однокамерных цилиндрических аппаратов наиболее целесообразно.

Доломит, известняк, ракушечный лом, цементный мергель. Промышленные установки описанного типа (диаметром 1,7 м, высотой 4,7 м) высушивают 45 т/ч доломита, доводя влажность от 2 до 0,02%, при температуре поступающих газов 400° С, уходящих 75° С и средней скорости газов 1,2 м/сек [1]. Расход сушильных газов 200 м³ на 1 кг влажного материала или ~10 м³ на 1 кг испаренной влаги. Установка служит также классификатором. При загрузке в сушилку частиц доломита не крупнее 4,7 мм выгруженный из сушилки продукт имеет частицы крупностью 4,7 ± 0,16 мм, из циклона — менее 0,21 мм и из фильтра — менее 0,044 мм.

Установка полностью автоматизирована и обслуживается одним человеком в смену.

Ряд установок, оборудованных такими сушилками, служит для высушивания и классификации известняка перед кальцинацией [2]. Материал подается на сушку с помощью вибролотка, днище которого обогревается. На одной из установок в Южном Уэльсе (Англия) высушивается 25 т/ч известняка крупностью менее 19 мм [3]. Сушильная установка в Северном Уэльсе производительностью 40 т/ч предназначена для сушки известняка крупностью менее 3 мм.

Известен еще ряд установок для сушки известняка, доломита, ракушечного лома, цементного мергеля [4]. Все установки крупные, производительностью до 150 т/ч. Влажность поступающих материалов 2—5%, за исключением доменного шлака (10—22%).

Данные по сушке некоторых материалов в цилиндрических сушилках приведены в табл. III-1.

Глина. Глинистые материалы также могут быть высушены в кипящем слое. Для примера приводим данные по сушке глины в цилиндрической сушилке (системы Fluo-Solids) [4] производительностью 10 т/ч. Сырая глина, содержащая 3,5—5% поверхностной влаги и имеющая до 97% частиц размером 0,2—2,8 мм, поступает в верхнюю сушильную 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. Нефтяная топка вынесена и соединена горизонтальным трубопроводом с камерой смешения. Генератор газа, камера смешения и обе сушильные секции выложены оgneупорным кирпичом. Так как глина во избежание окисления должна сушиться при ограниченном содержании кислорода в теплоносителе, то для снижения температуры продуктов горения с 1200 до 450° С в камеру смешения впрыскивается вода. Сначала при этом происхо-

дила конденсация паров в циклоне, но после покрытия его изоляцией это явление было устранено.

Таблица III-1
Данные по сушке некоторых материалов в сушилках системы Fluo-Solids

Место установки (в США)	Высушиваемый материал	Год введения в эксплуатацию	Диаметр аппарата, м	Производительность, т/ч	Размер частиц, мм	Начальная влажность, %	Temperatura газов, °С	
							на входе	на выходе
Коннектикут	Доломит	1948	1,7	45	4,7—0,2	2	400	75
Массачусетс	Известняк	1951	2,75	125	—	2÷3	—	100
Рокмарт	Цементный мергель	1955	3,7	150	6,5	5	150—200	52
			1,2	60	9,5	2,5	—	—

Расход топлива оказался на 30% ниже, чем при высушивании глины в барабанной сушилке. Это привело к замене барабанных сушилок сушилками кипящего слоя. Установка полностью автоматизирована и обслуживается (включая вспомогательное оборудование) одним человеком в смену.

Шлаки. Сушка доменных и вулканических шлаков освоена в промышленном масштабе. Применяются как цилиндрические однокамерные аппараты системы Fluo-Solids, так и многокамерные системы Turbo-Flo.

В цилиндрической сушилке диаметром 2,4 м, производительностью 35 т/ч влагосодержание доменного шлака уменьшается от 10—22 до 0,4—0,4% при температуре в слое ~400° С.

В многокамерной сушилке (системы Turbo-Flo) производительностью 10 т/ч [5] влагосодержание вулканического шлака, применяемого для изготовления бетонных блоков (размер частиц ~5 мм), уменьшается от 5 до 0,05%. Сушилка состоит из шести горизонтальных камер: трех для сушки и трех для охлаждения. Материал поступает в сушилку, проходит все три сушильные камеры (температура поступающих газов соответственно понижается), затем проходит в обратном направлении три охладительные камеры. Репетка каждой последующей камеры опущена на 50 мм для увеличения скорости движения материала. Размеры установки 4,6 × 2,44 × 3,4 м. Внутри имеются классификатор и пневматическое устройство для распределения питания.

Песок. Всесоюзным научно-исследовательским институтом галургии (ВНИИГ) проведено исследование сушки песка на цилиндрической сушильной установке диаметром 0,36 м, высотой 1,2 м [6]. Ленинградским филиалом Государственного проектного института

(ГПИ-3) по заказу Константиновского бутылочного завода была запроектирована установка для сушки песка производительностью 5 т/ч [7]. Размеры аппарата кипящего слоя $3,2 \times 2,2 \times 4,5$ м, причем сечение рабочей камеры $3 \times 1,2$ м (см. рис. II-6). Песок (влажность 6,5%) из бункера через загрузочное устройство подается в сушильную камеру; под решетку поступают отходящие от стекловаренной печи газы при температуре 300° С. Высушенный песок (влажность 0,1%) выгружается сверху слоя. Очистка газов производится в циклоне. Для герметизации аппарата имеется загрузочный клапан, который через каждые 5 сек открывается на 1 сек, в течение которой в аппарат высыпается очередная порция песка. Высота слоя 300 мм. Пылеунос при высоте сепарационного пространства 1,5 м составляет 3—4%. Установка имеет вытяжной вентилятор ВВД-9 с электродвигателем мощностью 20 квт.

Установка для сушки песка производительностью 30 м³/сутки с камерой круглого сечения, несколько расширенной кверху, запроектирована Куйбышевским институтом Гипронефтекстрой [8]. Сырой песок подается в сушилку тарельчатым питателем. Песок высушивается в течение 10—12 мин при температуре поступающих газов 300° С.

Высушенный песок поступает по наклонной переточной трубе в обжиговую печь. Количество выгружаемого материала регулируется игольчатым клапаном с подачей через иглу небольшого количества воздуха, что способствует лучшему движению материала.

На одном из предприятий работает установка для сушки песка производительностью 3 т/ч [9]. Установка состоит из камеры сжигания газа и камеры смешения, футерованных шамотным кирпичом, и рабочей камеры сушилки (из листового железа). Верхняя часть рабочей камеры выполнена расширяющейся — для 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. Установка обслуживается одним рабочим.

Топливо сжигается методом беспламенного горения: оно влиивается на раскаленную насадку и, испаряясь на ее поверхности, сгорает. Процесс горения стабильный и легко поддается регулированию.

К. п. д. установки кипящего слоя 80—85% в зависимости от начальной и конечной температуры дымовых газов. Промышленные испытания показали, что лучшее псевдоожижение слоя песка достигается при работе на бесприваловой решетке. Рекомендуемый тепловой режим установки: температура газов под решеткой должна поддерживаться в пределах 700—800° С, а соответствующим расходом сырого песка (при влажности 5—6%) температура уходящих газов должна быть доведена до 100—110° С. При этом песок пол-

ностью обезвоживается. Количество смерзшихся кусков не должно превышать 20%.

В Англии работает установка для сушки песка производительностью 9—10 т/ч. Песок, размер частиц которого менее 1,2 мм, высушивается от 5—7% до 0,1% влаги при высоте слоя 300 мм. Одновременно производится классификация песка по крупности [3].

На рис. III-1 показана действующая печь для сушки песка. Топка и сушильная камера выполнены в одном агрегате.

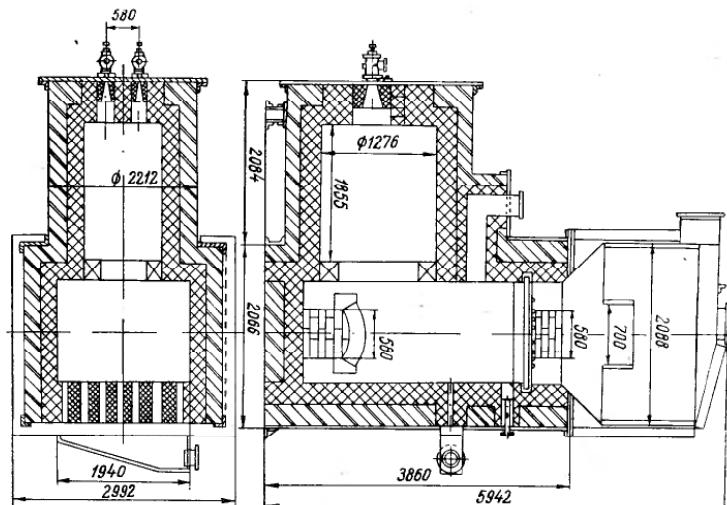


Рис. III-1. Печь кипящего слоя для сушки песка.

Характеристика установки [63]

Производительность, т/ч	10
Влажность песка, % на сухое вещество	
начальная	10
конечная	0,5
Площадь решетки, м ²	2,42
Питатель	Шлюзовый
Высота порога, мм	220—400
Съем влаги, кг/м ² ·ч	435
Расход топлива (мазута), кг/ч	422
Топочный объем, м ³	2,4
Температура, °С	
в топке	1000—1100
под решеткой	900
отходящих газов	120
Скорость газов при выходе из слоя, м/сек	0,806
Количество отходящих газов, м ³ /ч	4810
Установленная мощность, квт	39,6

В системе пылеулавливания установлены два циклона НИИОГаза ЦН-15 диаметром 600 мм и два вентилятора ВВД-9, работающих последовательно.

Схема установки для сушки и охлаждения песка [60] дана на рис. III-2.

Сырой песок грейферным краном поступает из закромов в бункер 1, из которого тарельчатым питателем 2 направляется на пластинчатый транспортер 4, подающий песок в сушильную печь 5. Количество песка регулируется шибером 3. Высушенный песок ссыпается в ковши элеватора 6 и поднимается в охладительную камеру 7, где он охлаждается воздухом, нагнетаемым вентилятором 8. Затем песок

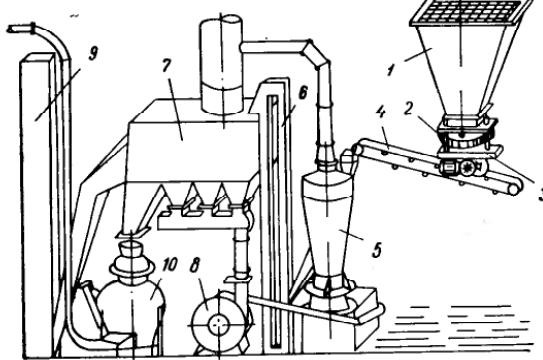


Рис. III-2. Схема установки для сушки и охлаждения песка:
1 — бункер; 2 — тарельчатый питатель; 3 — шибер; 4 — пластиничатый транспортер; 5 — печь; 6, 9 — элеваторы; 7 — охладительная камера; 8 — вентилятор; 10 — камерный насос.

элеватором 9 подается в бегуны, приготовляющие формовочные смеси, или камерным насосом 10 pnevmotransportируется в цех для приготовления стержневых смесей.

На рис. III-3 показана сушильная печь. Сырой кварцевый песок загружается в вертикальную рабочую камеру 4 из бункера через плунжерный дозатор. Топочная камера 5 расположена в нижней боковой части установки. Топливом служит соляровое масло. На дно топочной камеры насыпан фарфоровый бой. Соляровое масло подается через капельное устройство 6. Воздух вентилятором нагнетается в тонкую камеру 9, а в камеру 2 — по трубопроводу 7 и каналам 11, футерованными огнеупорным материалом. В камере 2 воздух смешивается с нагретыми топочными газами.

Решетка провальня, с живым сечением 6% и диаметром отверстий 3 мм вверху и 5 мм внизу.

Шихта. В 1957 г. на Среднеуральском медеплавильном заводе в сотрудничестве с Гинцветметом была смонтирована полупромышлен-

ленная установка для сушки гранулированной шихты (смесь медных концентратов с флюсами) [10]. Она представляет собой прямоугольную печь высотой 1 м с площадью пода 0,5 м², вытянутую в направлении движения материала.

На основании опытных данных Гинцветмета, ВНИИЦветмета и Усть-Каменогорского свинцово-цинкового комбината КавгипроПроВМ запроектировал ряд печей и установок для сушки в кипящем

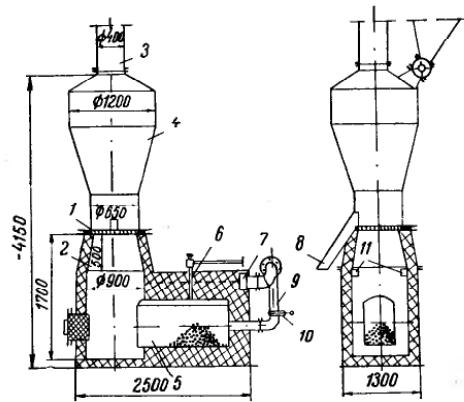


Рис. III-3. Печь для сушки песка на заводе им. К. Маркса:

1 — решетка; 2 — камера смешения; 3 — штуцер для отвода газов; 4 — сушильная камера; 5 — топка; 6 — капельное устройство для подачи топлива; 7, 9 — трубопроводы; 8 — течка; 10 — шибер; 11 — каналы.

слое [11]. Сушилка для гранулированной медной шихты на Алавердинском меднохимическом комбинате имеет прямоугольную форму, ее размеры: длина 4895 мм, ширина 2800 мм, площадь пода 12 м².

Топливные материалы

При сушке этих материалов в кипящем слое из соображений пожарной безопасности температура поступающих газов обычно не превышает 400° С при температуре на выходе 60—70° С. Применяются автоматически включающиеся форсунки для вспрыскивания воды в слой при возгорании топлива. Из этих же соображений высота слоя в аппаратах принимается минимально допустимой, что позволяет быстро выгрузить топливо из сушилки. При сушке с рециркуляцией отработанных газов возможно значительное повышение температуры поступающего теплоносителя и увеличение высоты слоя, чем достигается более глубокое высушивание.

Уголь. При сушке угля в кипящем слое размер частиц может быть довольно большим — до 38 мм.

Для пылеулавливания применяют циклоны и мокрые скруббера, причем пыль из циклона используют для сжигания в тонке (в США). Применяют топки, работающие на жидком или газовом топливе (в СССР).

Сушка угля в кипящем слое получила большое распространение в промышленности [4, 12–18]. Например, цилиндрическая сушилка (системы Fluo-Solids) диаметром 4,2 м, высотой 6,1 м, производительностью до 230 т/ч угля (25 т/ч по испаренной влаге) работает в США с 1957 г. Влажный уголь кусками размером до 16 мм подается ленточным транспортером в загрузочный бункер емкостью 50 т и из него двойным шнековым питателем направляется в сушилку. Крупный уголь из сушилки поступает в герметически закрытый бункер, а отработавшие газы с частицами угля менее 0,6 мм направляются в батарею циклонов. Из циклонов пыль попадает в закрытый бункер и частично в бункер для топлива. Очищенные газы из циклонов поступают для окончательной очистки в мокрый скруббер. Скруббер представляет собой горизонтальный цилиндр диаметром 3,75 м, длиной 6,5 м, изготовленный из нержавеющей стали. Из скруббера очищенные газы (содержание 0,14 г/м³ тонкой пыли) удаляются в атмосферу. Нагнетательный вентилятор сушилки подает 150 000 м³/ч воздуха. Температура газов в зоне сжигания достигает 1350° С, но теплоноситель разбавляется воздухом и его температура доводится до 410° С. Крупные частицы угля выходят из сушилки, нагретые до 70° С, с влажностью 3,75%. Пыль из циклона имеет температуру 63° С, влажность — 5,5%. Отходящие газы, почти полностью насыщенные, поступают в скруббер.

Рабочие поверхности циклонов, воздухопроводов и сушилки облицованы огнеупорными плитками или покрыты слоем цемента.

Решетка сушилки изготовлена из прокатанной Т-образной нержавеющей стали и имеет толщину 40 мм. Зазоры для прохода горячих газов между стержнями проката 3,2 мм. Установка расположена в здании размером 27 × 10,5 × 18 м.

Сушилка работает в две смены, обслуживается одним человеком. Общая установочная мощность электродвигателей сушилки 920 квт, в том числе нагнетательного вентилятора 735 квт. Установка снабжена предохранительными устройствами, обеспечивающими безопасность технологического процесса; они предотвращают пересушку угольной мелочи и выключают питание в случае перегрузки сушилки.

Высокая эффективность процесса сушки достигается благодаря автоматическому контролю и регулированию постоянства высоты, температуры слоя и горячих газов. Постоянства температуры слоя достигают, изменяя количество поступающего в сушилку угля путем автоматического регулирования числа оборотов шатающих шнеков, а постоянства температуры горячих газов — изменения количества подаваемого в топку пылевидного топлива.

В последнее время в конструкцию установки были введены некоторые изменения, позволившие повысить к. п. д. сушилки: давление нагнетания напорного вентилятора снижено с 26 400 до 10 000 н/м² ($p_{из}$ с 2700 до 1020 мм вод. ст); решетка из проката заменена штампованным листом из нержавеющей стали; высота слоя регулируется высотой порога.

Сушка угля в кипящем слое, благодаря своим большим преимуществам, начинает широко применяться и вытеснять другие способы. Вначале в кипящем слое высушивали уголь, раздробленный на частицы менее 7 мм, но впоследствии, после введения ряда усовершенствований стало возможным сушить уголь, куски которого достигали 38 мм. В 1958 г. в США действовали десятки сушилок, перерабатывающих ~25 млн. т угля в год.

В табл. III-2 приведены основные технологические показатели некоторых сушилок кипящего слоя угля (в США) [13, 14].

Таблица III-2
Основные показатели работы сушилок США
(Dorr Oliver Co)

Показатели	Штат				
	Индiana	Западная Виргиния	Кентукки	Пенсильвания	Юта
Диаметр, мм	2100	4200 и 3600 *	4200 и 2100 *	1800	4200
Площадь решетки, м ²	3,46	13,9 и 10,0	13,9 и 3,46	2,54	13,9
Производительность, т/ч	100	700 и 230	230 и 100	140	800
Производительность по влаге, т/ч	10	70 и 17	25 и 11	6,5	25,0
Съем влаги, т/м ²	2,9	2,5 и 1,7	1,8 и 1,6	2,56	1,8
Крупность материала, мм	0—6	0—40	0—15 и 0—40	0—10	0—38
Влажность, %					
начальная	18—22	14,5	—	—	—
конечная	2	4,8	—	—	—
Температура теплоносителя, °С					
на входе	650	410	—	—	—
на выходе	80	70	—	—	—

* По-видимому, установлено по два аппарата указанных размеров; исходя из этого и был рассчитан съем влаги.

Пущен в эксплуатацию агрегат, состоящий из двух сушилок Fluid-Flo [12]. 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—11%), а на второй — 165 т/ч класса 25—7,9 мм или 100 т/ч класса 4,8—0 мм при снижении влажности от 15 до

Таблица III-4

		Коксохимическое заводы	
Показатели	Сушилка	Максимальный (смесь мелкого и флотационного концентрированного шлама), проект	Донецкий (ковшовая шихта, проект Д/Ф ИТЭ АН УССР)
Длительность сушики, мин.	20	4	
Расход электроэнергии, квт·ч/т	2,24	4,77	
Съем влаги с 1 м ² , кг/ч	0,66	2,66	
Удельный расход тепла, ккал/кг влаги	1500	850	
Характеристика аппарата	Ясиноватский (шахт. Проект X (III))	Центроэнергетический (флотационный шлам, проект УкрНИИ углебогащения)	Желоб с направленным движением материала, $\alpha = 2 \pm 12^\circ$, с гидравлической промывальными, $F = 2,5$ м ² , $B = 510$ мм, $L = 500$ мм, для живого сечения 10%, разгрузка у пештрын.
Характеристика решетки	Конического-цилиндрический, с перегородкой в центре решетки, $F = 1,6$ м ² , Беспровального, $F = 7$ м ² , живое сечение $B_1 = 1550$ мм, $B_2 = 1250$ мм, $L = 6700$ мм, $\alpha = 4$ мм, для живого сечения 10% (1,4 м ² работает на охлаждении)	Цилиндрический, с перегородкой трубы со стороны конца, с решеткой, $F = 1,5^\circ$, с гидравлической промывальной, $F = 9,25$ м ² , $B_1 = 1550$ мм, $B_2 = 1250$ мм, $L = 6700$ мм, $\alpha = 4$ мм, для живого сечения 10% (1,4 м ² работает на охлаждении)	Желоб с направленным движением материала, $\alpha = 2 \pm 12^\circ$, с гидравлической промывальными, $F = 2,5$ м ² , $B = 510$ мм, $L = 500$ мм, для живого сечения 10%, разгрузка у пештрын.
Способ питания влажного материала кипящим слоем	Скреперный конвейер 400–510	Скреперный конвейер 200–250	Лепной забрасыватель 50–100
Высота кипящего слоя, мм			
Температура газов, °С			
нал слоя	580–630	436	33,0
наш/теплоносителя,	58–65	63	62,0
Удельный расход тепла, ккал/кг влаги	5300	9000	55,00
Давление, мм вод. ст.	750–850	880	103,0
нал решетки	450–500	45	27,0
Влажность, %	0–5	0	0 ± 5
на талью	25–28	22	13,7
конечная	2–4	8,5	8,5
Промывочность, %	10–12	6,5–7,5	8,2
по влаге	2,3–3	10,0	10,8
Направление по влаге, Работол.	1500–1750	1500	10,80
закончено	%	—	3,6
Унос из сушилки, % к высушенному материалу	—	—	0,25
		24	4,8

Данные по сушике угля в кипящем слое [15, 18]

10–11%. Сушилки находятся в отдельном здании. Между тонками и рабочими камерами имеются заслонки с пневматическими приводами, отключающие подачу газов в случае аварии. Влажный уголь подается шnekовым питателем, разгрузка высушенного материала производится с помощью секторного затвора. Полностью автоматизированная установка обслуживается одним человеком в смену.

Сушилки работают обычно с невысокими слоями материала и имеют плоские решетки, что позволяет быстро пустить и остановить аппарат. Имеются вспрыскиватели воды, автоматически включющиеся при появлении пламени в сушилке, газоходе или циклоне.

Таблица III-3

Технологические показатели вертикальных вибросушилок (ЧССР)

Показатели	Сушилка барабанная	с вибрационным слоем
Длительность сушики, мин.	20	4
Расход электроэнергии, квт·ч/т	2,24	4,77
Съем влаги с 1 м ² , кг/ч	0,66	2,66
Удельный расход тепла, ккал/кг влаги	1500	850

В США в 1960 г. было более 200 установок различных типов для сушки углей, из них для сушки углей во взвешенном состоянии (кипящем слое) — 34 установки и грохотов-сушилок — 50. Из общего количества высушиваемого угля 28 747 тыс. т на указанных 84 установках высушивалось 14 420 т, или 50%. Из общего числа сушильных установок только пять оборудованы барабанными сушилками, в которых высушивается 245 тыс. т угля, или 8,5% от общего количества. Таким образом, предпочтение отдается сушилкам кипящего слоя и грохотам-сушилкам. Последние отличаются тем, что теплоноситель проходит через слой либо сверху вниз, либо снизу вверх со скоростью, часто меньшей критической скорости [15].

Сушилка угля крупностью более 3 мм осуществляется в сушилке с вибрационным слоем (рис. III-4). Кипящий слой создается путем ускорения движения частиц до 9–18 м/сек. В табл. III-3 приведены показатели работы вибрационной (при частоте до 2 тыс./мин, амплитуде колебаний до 0,8 мм и ускорении 10 м/сек²) и барабанной сушилок [14].

Без результата полупромышленных испытаний по обезвоживанию лигнита с начальной влажностью 23% [16] при температуре в слое 150° С было получено напряжение сушилки по влаге 650 кг/м²·ч.

По этим данным была спроектирована и построена сушилка диаметром 1,5 м, производительностью 10 т/ч.

Мелкий уголь высушивался в аппарате с наклонной вибрирующей решеткой, что обеспечивало направленное движение материала [17]. Сушильным агентом служила смесь топочных газов (получаемых при сжигании угля) с воздухом, подаваемая под решетку. Некоторая часть высушиваемого материала просыпалась через отверстия решетки и досушивалась в нижней конусной части сушилки при соприкосновении с восходящим потоком газов.

Производительность сушилки, имеющей площадь решетки 6,4 м², составляет 50—75 т/ч влажного угля. При температуре поступающих газов 235—620° С и уходящих 60—120° С в сушилке удаляется влаги 3,0—5,7 т/ч. Таким образом, удельный влагосъем — 470—890 кг с 1 м² решетки в час. Температура высшенного угля не превышает 37° С.

Сушилка угольных шламов и флотоконцентратов в кипящем слое [18] требует равномерного распределения по поверхности слоя влажного материала, так как при точечной загрузке нарушается гидродинамика процесса.

На Ясиновском коксохимическом заводе (КХЗ) построена сушилка, спроектированная бывшим Харьковским горным институтом (ХГИ) совместно с заводом (рис. III-5) [18].

Подача шлама на зеркало слоя осуществляется цепным забрасывателем, выгрузка производится через центральную трубу. При больших размерах аппарата предусматривается несколько переливных труб.

Сушилка производится преимущественно в вертикальном потоке, продолжительность сушки невелика; окисления угля почти не происходит (см. табл. III-4).

Влажный шлам конвейером подается в приемную воронку 1 и затем цепным забрасывателем направляется в сушилку 2. Высушенный продукт через переливную трубу и мигалку попадает на шнеки 4 и 5 и далее на конвейер. Теплоноситель поступает из печи 6, в нижней части которой сжигается обратный коксовый газ, подаваемый газодувкой РМК-3. Продукты горения поступают в смесительную камеру, разбавляются отработанными газами или воздухом до нужной температуры и поступают под газораспределительную решетку сушилки.

Отработанные газы дымососом просасываются через циклон 7, где отделяется основная масса пыли и окончательно освобождаются

от пыли в скруббере 8. Большая часть газа после скруббера подается в смесительную камеру для разбавления топочных газов, а избыток выбрасывается в атмосферу. Применение такой схемы позволяет производить сушку горячими газами, содержащими минимальное количество кислорода, что устраняет опасность возгорания угля в слое и в газоходе, а также опасность взрыва пыли в циклоне. Кроме того, значительно снижается выброс запыленных газов в атмосферу.

В атмосферу

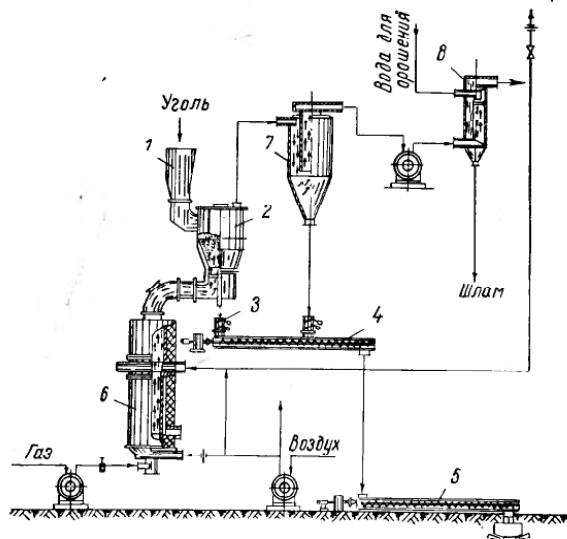


Рис. III-5. Схема установки для сушки угля на Ясиновском КХЗ:
1 — приемная воронка; 2 — сушилка; 3 — мигалка; 4, 5 — шнеки; 6 — печь; 7 — циклон; 8 — скруббер.

Наличие в схеме двух вентиляторов — нагнетательного и дымососа — позволяет обеспечить в верхней части сушилки давление, близкое к атмосферному, что упрощает конструкцию загрузочных и разгрузочных устройств.

Испытания установки подтвердили надежность ее работы, высокую производительность, а также эффективность работы цепных забрасывателей, которые хорошо разрыхляют шлам и флотоконцентрат, равномерно загружают их по поверхности слоя, экранируя унос, и весьма надежны в работе.

При высоте кипящего слоя 1000 мм была достигнута устойчивая удельная производительность 7—8 т/м²·ч; съем влаги составлял 1500—1600 кг/м²·ч.

Таблица III-5

Данные ситового анализа

Влажный материал класс, мм	%	Высушенный материал			
		из сушилки		из циклона	
		класс, мм	%	класс, мм	%
>1	7.5	>12	1.4	>1	0.9
0.5—1	27.0	6—12	10.4	0.5—1	15.8
0.25—0.5	14.7	3—6	13.9	0.25—0.5	28.8
0.16—0.25	10.0	1—3	21.8	0.16—0.25	14.7
<0.16	40.8	0—1	52.5	<0.16	39.6
Всего:	100	—	100	—	100

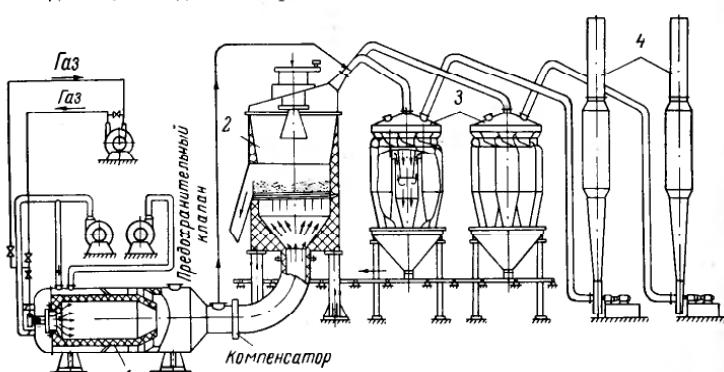


Рис. III-6. Схема установки для сушки угля на Днепродзержинском КХЗ:
1 — вентилятор; 2 — первичный воздух; 3 — воздуховод; 4 — горелка; 5 — топка; 6 — камера сгорания; 7 — камера смещения; 8 — распределительная решетка; 9 — сушилка; 10 — разбрасыватель; 11 — редуктор; 12 — циклон; 13 — дымосос.

некоторого количества горячего теплоносителя в отходящие газы. Флотоконцентрат подается в сушилку скребковым конвейером непосредственно после вакуум-фильтров и, несмотря на неравномерную загрузку, сушилка работает устойчиво. На этой установке с 1964 г. сушится флотоконцентрат с добавкой 10—12% крупнозернистого шлама (см. рис. III-6). Характеристика установки и ситовой состав материала даны в табл. III-4 и III-5.

Из данных табл. III-5 видно, что в процессе сушки происходит агрегация материала. Укрупнение можно уменьшить при подаче влажного материала забрасывателем в виде сплошной завесы [18].

Среднее время пребывания материала в слое 72 и 48 с/сек при высоте слоя соответственно 600 и 400 м.м.

На Макеевском коксохимическом заводе по совместному проекту ДПИ и завода была построена опытно-промышленная установка с направленным перемещением материала.

Теплотехнический режим работы установки приведен в табл. III-4. Вследствие слабого кипения в слое наблюдается сегрегация материала, возможно образование полностью застойных зон. Соприкос-

новение горячих газов с высушенным материалом (вблизи места разгрузки) вызывает перегрев угля и возможность его воспламенения, вследствие этого установка работает по замкнутому циклу, т. е. в токе инертного газа. Во избежание перегрева угля он охлаждается, для чего под решетку на площади 1,4 м² подается холодный воздух. Из-за наличия высокотемпературных и застойных зон решетки из стали пришлось заменить чугунными.

Сушильная установка для Донецкого КХЗ разработана совместно с заводом Донецким филиалом Института теплоэнергетики АН УССР. Сушильная камера прямоугольная, с распирающимся сепарационным пространством, наклон ее можно изменять в пределах 2—12° при помощи гидравлического домкрата.

Укрэнргочерметом разработан проект сушилки с кипящим слоем с поверхностью 12 м² (3 × 4) и производительностью 18—24 т/ч по испаренной влаге. Сушилка представляет собой прямоугольную камеру в виде желоба. Сепарационное пространство увеличено до 20 м². Загрузка влажного материала — торцевая, с помощью цепных забрасывателей. Разгрузка высушенного материала производится через порог и окна, размещенные по два на длинных сторонах аппарата, что позволяет сократить продолжительность контакта материала с газами.

Решетка — бесправильная, состоит из двух сит: шпалтового и перфорированного — пространство между которыми заполнено фарфоровыми или металлическими шариками диаметром 10 м.м.

Результаты исследования изменений технологических свойств углей, высушенных на установках, характеристики которых представлены в табл. III-4, показывают, что зольность высушенного продукта остается в большинстве случаев неизменной, различия в выходах летучих продуктов незначительны, содержание общей серы и толщина пластического слоя угля не изменяются [15].

Все рассмотренные выше установки работают на газообразном топливе. Широкое внедрение сушки в кипящем слое при углебогащении возможно только при использовании твердого низкосортного топлива. Установка со слоевой топкой, с шурующей планкой, производительностью 16 т/ч по испаренной влаге спроектирована для Карагандинского завода. Площадь решетки 8 м², установка будет работать с рециркуляцией отработанных газов [18].

Повышение интенсивности процесса сушки угля можно достичь увеличением скорости теплоносителя и его температуры. Опытные

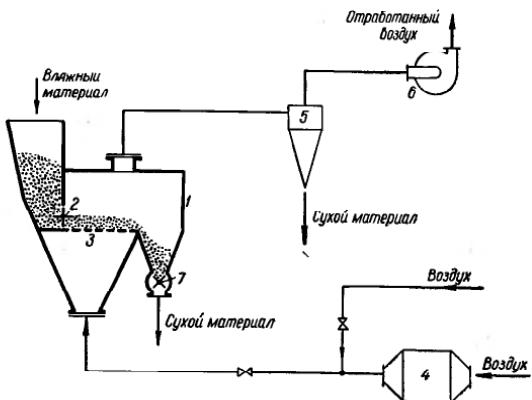


Рис. III-7. Схема установки для обезвоживания фрезерного торфа:

1 — сушильная камера; 2 — питатель; 3 — решетка; 4 — топка;
5 — циклон; 6 — вытяжной вентилятор; 7 — выгрузка сухого материала.

работы были проведены при температуре теплоносителя до 740° С и при большом его расходе. При этом влагосъем увеличивается до 3,5 т/м²·ч, и сушилка с поверхностью 10 м² может заменить шесть барабанных сушилок [18].

Испытания сушилок кипящего слоя для сушки обогащенной каменноугольной мелочи (0—12 мм и 0—6 мм флотоконцентрат), работающих на указанных в табл. III-4 коксохимических заводах, показали, что процесс является эффективным, отличается простотой контроля и регулирования и сравнительно невысокими эксплуатационными расходами. Показатели работы установок (см. табл. III-4) могут быть улучшены путем дальнейшего усовершенствования технологии процесса.

Для сушки угля крутизною 0—13 мм, флотационных концентратов и шламов без смешения сырого угля с сухим Институтом горючих ископаемых была разработана в 1963 г. конструкция аэрофонтанной сушилки [15].

В настоящее время проектируется промышленная аэрофонтанная сушилка производительностью 150 т/ч мелкого влажного угля [15].

Торф. Схема установки для сушки фрезерного торфа в кипящем слое низкотемпературными дымовыми газами, предложенная Забродским [19], дана на рис. III-7. Влажный торф из бункера самотеком поступает в сушильную камеру 1 в отсек над загрузочным питателем 2, подающим торф под слой над газораспределительной решеткой 3. Теплоносителем служат дымовые газы с температурой 130—170° С, получаемые в выносной топке 4 от сжигания солярного масла. Эти газы затем разбавляются воздухом. Для улавливания унесенной мелочи служит циклон 5. Установка автоматизирована. Высота слоя регулируется периодическим включением и выключением загрузочного питателя, который автоматически включается, когда гидравлическое сопротивление слоя падает ниже заданной минимальной величины, и выключается после того, как гидравлическое сопротивление достигает верхнего предела.

При температуре поступающих газов 135—165° С влагосъем с 1 м² сечения слоя составляет 100—170 кг/ч (сечение слоя 0,34 м²). Влажность торфа снижается с 32—43 до 13—28%. Сопротивление слоя 40—50 мм вод. ст., решетки — 5 мм вод. ст.

Преимуществом работы с тонким слоем является снижение пожароопасности сушилки (из-за малой емкости слоя) и среднего времени пребывания частиц в слое.

Взрывоопасность такой сушилки, по-видимому, невелика, так как пыль имеет достаточно большую влажность и быстро выносится из сушилки.

Недавно в СССР для торфа внедрена сушилка с фонтанирующим слоем, где сушкой совмещен также процесс дробления торфа [20].

Минеральные соли

Большинство минеральных солей при сушке в кипящем слое образуют комки. Это обстоятельство ухудшает процесс псевдоожигания. Для уменьшения комкообразования влажную соль, подаваемую в сушилку, рекомендуется разбрасывать по поверхности слоя.

В ряде случаев, когда высуненную соль выгружают из сушилки, не охладив, она слипается. Для устранения этого явления следует соль охладить также в кипящем слое в дополнительной камере этого же аппарата.

Выбор температуры поступающего теплоносителя определяется термической стойкостью продукта.

В СССР впервые процесс сушки солей в кипящем слое был изучен в 1955 г. Лабутиным на полузаводской установке ВАМИ [21]. В процессе получения глинозема из алупитов при упарке щелочных растворов выпадают слои, состоящие в основном из сульфатов натрия и калия. Так как ранее обработке в кипящем слое подвергались главным образом различные минеральные породы, то ввиду

специфических свойств солей необходимо было убедиться в том, что они могут быть высушены этим методом.

Полузаводская установка, на которой проводилось исследование, имела цилиндрический аппарат кипящего слоя высотой 1500 мм, футерованный шамотным кирпичом. Внутренний диаметр аппарата 720 мм. Беспровальная газораспределительная решетка состояла из двух перфорированных листов нержавеющей стали с отверстиями диаметром 3 мм при шаге 25 мм. Между решетками был зажат слой шамотной крушки (размер зерен 8–10 мм). При такой конструкции в момент остановки соль не высыпалась через решетку. Для уменьшения пылеуноса в аппарат был вмонтирован циклон. Влажный материал загружался сверху, сухая соль разгружалась через наклонную боковую трубу, проходящую непосредственно над решеткой. Установка имела выносную герметическую топку, работающую на керосине. Разрежение в аппарате создавалось экгаустером.

Сушку производили газами, нагретыми до 600–650° С, при высоте слоя 400–500 мм. Температура в слое 150–250° С, при этом высушенная соль выгружалась с влажностью 0,07–0,19%. Влагосъем с 1 м² решетки ~500 кг/ч; его можно было увеличить, повышая температуру поступающих в сушилку газов.

В процессе работы было установлено, что хорошее «кипение» материала происходит при температуре слоя не ниже 130–150° С, при температуре слоя выше 300° С загруженный сырой материал часто образует комки.

В дальнейшем работы по сушке солей в кипящем слое продолжили во ВНИИГе Каганович и сотрудники [22]. Вначале была создана небольшая опытная установка диаметром 360 мм и высотой 1200 мм. В отличие от описанного ранее аппарата ВАМИ применена провальная газораспределительная решетка, представляющая собой перфорированный лист нержавеющей стали с отверстиями диаметром 4 мм. Эта конструкция решетки оказалась лучше, так как при длительной работе беспровальные решетки постепенно заплавляются солями.

Установка имела выносную керосиновую герметическую топку беспламенного горения. На этой установке изучался процесс сушки хлористого калия и сульфата калия, увлажненных маточным раствором (начальная влажность соответственно 8,5 и 19%).

Испытания показали, что при скорости газов в аппарате 0,5–0,8 м/сек съем сухой соли с 1 м² решетки составляет до 1 т/ч, влагосъем в сушильной зоне аппарата 300–400 кг/м²·ч при температуре поступающих газов до 800° С, уходящих 150–200° С.

Измерения по высоте слоя показали практическую однородность его температуры. Было обнаружено некоторое укрупнение основной фракции материала вследствие агломерации частиц, а также образование отдельных комочек размером 5–7 мм; весовая доля такой фракции 3–5%. Во избежание накапливания этих комочек на решетке необходимо выгрузку соли производить у решетки.

Оптимальная высота слоя зависит от соотношения количеств загружаемой соли и соли, находящейся в аппарате.

Проведенные исследования позволили спроектировать и построить опытно-промышленные, а затем и промышленные установки кипящего слоя для сушки хлористого калия [23] на Калушском и Березниковском калийных комбинатах.

Хлористый калий. В 1961 г. на Калушском калийном комбинате (Ивано-Франковской области) впервые в мировой практике была осуществлена в промышленных масштабах сушка калийных солей в кипящем слое. Схема установки [23] дана на рис. II-4. Основные показатели работы этой установки следующие [24]:

Площадь решетки, м ²	1,8
Температура топочных газов (получаемых при сжигании природного газа), °С	700–750
Температура слоя, °С	120–130
Сопротивление слоя и решетки, мм вод. ст.	450–500
Производительность установки т/ч готового продукта	13–15
(при средней влажности хлористого калия 16% и высущенного 0,15–0,2% или 800–900 кг/м ² ·ч по испаренной влаге)	
Начальная влажность, %	10±12
Конечная влажность, %	0,2±0,1
Удельный расход	
топлива (газа), м ³ /т	11–13
электроэнергии, квт·ч/т	2,7–3,0
Вынос из слоя, %	2,5

Недостаток установки на Калушском калийном комбинате — малая производительность по газу вентилятора (ВВД-8), позволяющая работать при скорости, не превышающей 1,4–1,5 м/сек, тогда как для эффективной работы установки требуется скорость газа в слое не ниже 1,6–1,7 м/сек. Аппарат имеет круглое сечение с расширением в слое и в сепарационной зоне. Решетка сделана из обычной стали с отверстиями, раззенкованными до скрепления (рекомендованы институтом Гипцветмет). Подача соли идет через механический лопастной забрасыватель. Топка газовая, выносная.

В 1965 г. на Березниковском калийном комбинате была введена в эксплуатацию крупнотоннажная установка кипящего слоя производительностью 140–150 т/ч [25] (см. рис. II-5).

Установка имеет встроенную топку, работающую на мазуте. Площадь газораспределительной решетки, выполненной в виде перфорированной плиты, 8 м²; живое сечение круглых отверстий (диаметр 5 мм) 6,5%. Решетка лежит на опорных балках, охлаждаемых воздухом, который затем направляется в щелевидное отверстие под забрасывателем. Забрасыватель служит для рассредоточения загрузки сырой соли над фронтом слоя. Специальная конструкция этого узла обеспечивает подачу больших количеств сырой соли в аппарат и исключает комкование и слипание материала в слое.

Ниже приводится оптимальный режим работы установки.

Температура поступающего теплоносителя, °С	650–700
Температура слоя, °С	110–120
Сопротивление работающего аппарата, мм вод. ст.	400–450
Скорость теплоносителя в слое, м/сек	1,5–1,6

Удельная производительность по сухой соли, $m/m^2 \cdot ч$	12—15
Удельная металлоемкость аппарата, t/m	0,3
Удельный расход мазута, kg/m	5—6

Рудные концентраты. В 1963 г. ВНИИГом [25] проведены испытания опытно-промышленной установки кипящего слоя для сушки нефелинового концентрата на комбинате «Апатит» производительностью 15—16 $t/ч$. Площадь решетки 6 m^2 . Показатели работы установки следующие:

Температура, °С	
теплоносителя	850
слоя	95—100
Скорость газов в слое, $m/сек$	0,45—0,5
Влажность, %	
начальная	15—16
конечная	0,4—0,6
Производительность по концентрату, $t/ч$	15—16
Вынос из слоя, %	5—7

Результаты испытаний показали, что при правильном выборе аэродинамического режима процесс можно установить оптимальные условия, при которых достигается высокая удельная производительность (до 4 $t/m^2 \cdot ч$) при выносе, значительно меньшем, чем в барабанных сушилках.

Сульфат аммония является сравнительно трудным материалом для высушивания в кипящем слое из-за склонности к образованию комков и недопустимости применения высоких температур. Поэтому исследованием процесса сушки этой соли занимается ряд научно-исследовательских лабораторий.

В промышленности уже имеются установки для сушки сульфата аммония в кипящем слое.

Например, на Ново-Лялинском целлюлозно-бумажном комбинате сульфат аммония высушивается в аппарате круглого сечения, слегка расширяющимся сверху [26]. Куски сульфата размером 10—15 мм с влажностью 12—30% питателем равномерно распределяются по поверхности слоя. Высушивание до влажности 0,5% производится отходящими газами с температурой 400—450° С при высоте слоя 300 мм с разгрузкой на уровне решетки.

Сушилка имеет следующие размеры: площадь решетки 1 m^2 (живое сечение 9%), высота камеры (от решетки до свода) 3,5 м. Для улавливания пыли применен циклон-сепаратор ЦС-1-750. Установка автоматизирована.

Для сушки сульфата аммония Запорожский коксохимический завод использовал трехъярусную сушилку НИИХиммаша. Эта сушилка (рис. III-8) состоит из трех прямоугольных камер размером 1,0 × 1,0 × 1,0 м. При испытании обнаружилось, что через каждые 4—5 ч работы сульфат в верхнем слое комковался и «кипение» прекращалось. Это происходило потому, что при малой производительности сушилки (1,2 $t/ч$) воздух уносил сухой сульфат с первого слоя

на второй, высота верхнего слоя уменьшалась и влажная соль попадала не в слой, а непосредственно на горячую решетку. После реконструкции аппарата (был выключен нижний слой, продукт отводился из второй камеры) производительность удалось повысить до 5 $t/ч$. В результате сушилка стала работать нормально: верхняя камера являлась сушильной, средняя служила для охлаждения соли [27].

Донецким политехническим институтом (ДПИ) была разработана сушилка с направленным движением материала. Газораспределительная решетка была наклонена под углом 4—6° и вибрировала с частотой 50 гц.

На коксохимических предприятиях Донбасса сооружено шесть таких установок.

Сушилка, работающая на Макеевском коксохимическом заводе, производительностью 3,5 $t/ч$, имеет длину решетки 2400 мм, ширину в начале 280 мм и в конце 220 мм. В качестве теплоносителя использовались продукты сгорания коксового газа, разбавленные воздухом. Для охлаждения сухой соли в концевую часть камеры подавался холодный воздух.

Опыт работы сушилки показал, что она надежно обеспечивает высушивание всего сульфата аммония, вырабатываемого сульфатным отделением завода (40—50 t в сутки), до любого конечного содержания влаги. Работа этой установки характеризуется следующими показателями [28]:

Производительность, $t/ч$	2,5—3,5
Влажность поступающей соли, %	2,5—3
Конечная влажность соли, %	0,4—0,7
Расход, $m^3/ч$	
коксового газа	30—32
теплоносителя	1800—2000
Температура, °С	
теплоносителя под решеткой	130—150
высушиваемой соли	50—60
Давление под решеткой, $mm вод. ст.$	60—100
Разрежение над слоем, $mm вод. ст.$	0,5—1,5
Унос соли из аппарата в виде пыли, %	до 1%

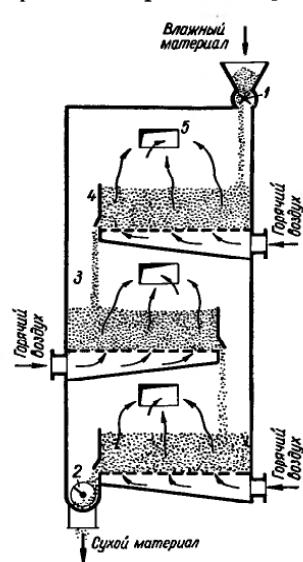


Рис. III-8. Сушилка конструкции НИИХиммаша:

1, 2 — питатели; 3 — камера; 4 — порог; 5 — канал для отходящего воздуха.

Удельный влагосъем (считая на поверхность решетки в зоне сушки), $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ 300—500

Число псевдоожижения $K = \frac{w}{w_{kp}}$ ~8

Экономический эффект, тыс. руб/год 100

Результаты лабораторных исследований, проведенных в Институте неорганической химии (Чехословакия) [29], приведены в табл. III-6.

Из этих данных видно, что исследование велось при сравнительно небольших числах псевдоожижения ($K_w \approx 3$). При относительно высоких температурах поступающего сушильного агента ($\sim 400^\circ\text{C}$) и небольших его температурах на выходе. Установка работала достаточно эффективно (удельный расход тепла 1200 ккал/кг влаги, газов 9,35 кг/кг влаги).

Из сказанного следует, что при сушке минеральных продуктов и тоиллив метод кипящего слоя в большинстве случаев обеспечивает простые, эффективные технологические и конструктивные решения, что и обусловило его широкое применение.

ПОЛИМЕРНЫЕ МАТЕРИАЛЫ И НЕКОТОРЫЕ ОРГАНИЧЕСКИЕ ПРОДУКТЫ

Эти материалы в большинстве случаев являются полидисперсными и содержат частицы малых размеров. Их плотность сравнительно невелика ($\sim 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$). Большой частью эти продукты отличаются низкой теплостойкостью, и в то же время именно к ним предъявляются повышенные 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 необходимо применять аппараты периодического и полуинтервального действия (часто конической формы), в ряде случаев снабженные теплообменными элементами (рубашками, змеевиками). Введение последних объясняется тем, что с газом нельзя подвести достаточное количество тепла (из-за низкой допустимой температуры и небольшой скорости), вследствие чего производительность сушилок оказывается чрезвычайно низкой. Необходимость вводить добавочное количество тепла с помощью теплообменных поверхностей приводит к значительному усложнению конструкции.

При организации непрерывного процесса сушки используют многокамерные аппараты с различными температурными зонами, снабженные рыхлителями (для разбивания комков и устранения каналообразования).

Применение кипящего слоя для сушки этих материалов, по-видимому, далеко не всегда оправдано, и в ряде случаев лучшие результаты достигаются в аэрофонтанных сушилках [30].

7абл. III-6
Результаты опытов по сушке различных материалов в кипящем слое на лабораторных установках [29]

Параметры	Порманганат калия	Суспензия жестя	Бензол-сульф-амид	Комбинированное гранулотравление УВК	Илмент	Мочевина
Влагоемкий материал	Размер зерна, мк Влажность, % Подача, кг/м ² ·ч	80% 0,5—1,2 7—8 1000	75% 0,5—1,0 48,5 1000	18,9 700	110 4 6,4—11 690—350	1,0 1,4—2,4 1120
Суспицкий агент	Температура, °С под решеткой на входе Массовый расход, кг/м ² ·сек Число псевдоожижения	180* 70 0,723 —	400** 125 1,06 3	400* 46—50 0,723 3	80—200** 65—98 1,55—2,26 2—3	400—430** 130—160 0,53—0,592 —
Слой	Температура, °С Высота порога, мк Среднее время пребывания, сек Гидравлическое сопротивление аппарата, мм вод. ст. (сопротивление решетки 50—100 мк 600, см.)	70 — 1800 —	136 300 600	47—54 370 600	70—104 370—950 300—600	150—200 — —
Высушиваемый материал	Влажность, % Унос пыли, %	0,2—0,3 20—40	19,2 20—25	2,4 5—10	2,6—6,6 3—17	0,02—0,04 40—45 Макс. 4,0
Технико-экономические показатели	Удельный расход тепла, ккал/кг влаги Удельный расход газов, кг/кг влаги Напряжение, кг влаги/м ²	7350 (1750) 5020 (1200)	1670 (700) 40—45 60—70	7 100—19 300 (7 550—13 800) (1 700—4 600) 45—294 22 412 118	(1 700—4 600) 45—294 28—128 103—167	13 000 (3 100) 11,5—21 170 103—167

* Суспицкий агент — поззук.
** Суспицкий агент — тролукта сторания.

Таблица III-7

Характеристика некоторых сушек

Предприятие (фирма), тип установки	Высушиваемый материал	Форма аппарата
Институт ICHECHIM (Румыния), несколько промышленных установок	Поливинилхлорид эмульсионный суспензионный	Цилиндрико-коническая
Завод «Хемко» (Чехословакия), опытно-промышленная	Сополимер винилхлоривнилацетата	Цилиндр
Институт ITS (Польша), опытно-промышленная **	Мочевинно-формальдегидный пресс-порошок	Цилиндр
Фирма Samesreuther (ФРГ), серийная промышленная	Различные кристаллические продукты	Конус усеченный
Фирма Aegostat AG (Швейцария), серийная промышленная	Различные продукты	Коническая и цилиндрическая

зок периодического действия

Размеры аппарата	Производительность	Влажность, %		Temperatura, °C		Время сушки, мин	Высота слоя, м	Литотехнический источник
		началь- ный	конечная	газа на входе	в слое			
$D = 1 \text{ м}$ $H = 4,5 \text{ м}$	220 кг за цикл	50–55 20–28	0,2	100	33–34 *	150–180 70–90	1	31
—	200 кг/ч	10–15	<1,0	70	—	—	—	37
$D = 1,5 \text{ м}$ $H = 3 \text{ м}$	4–5 м/сумки (60–80 кг/цикл)	40–50	1,7–2,5	180	До 115–120 (в конце)	7–3*	—	32
$V = 0,2 \div$ $\div 2,5 \text{ м}^3$	—	—	—	—	30–60	—	—	34
—	—	—	—	—	40–50	30	—	38

чение 3–4 мин охлаждают воздухом до 40–50° С.

* Впоследствии сообщалось о температуре в слое 45–48° С.

** Аппарат с мешалкой фирмы Keller.

*** При температуре на входе 120° С время сушки 15 мин. После сушки материал в тече-

Улавливание вынесенного из сушилки продукта производится обычно в циклонах и рукавных фильтрах (в качестве фильтровальной ткани используется нейлон).

Периодическая сушка полимерных материалов, например суспензионного и эмульсионного поливинилхлорида (ПВХ), в кипящем слое была впервые начата в Румынии [31] в 1956 г. на опытном заводе в г. Дудешти. Сушка ПВХ производится в цилиндрико-коническом аппарате периодического действия (см. рис. II-47) с водяной рубашкой. Пыль улавливается нейлоновыми фильтрами. Производительность установок (диаметр 1 м, высота 4,5 м) составляет 240 т/год эмульсионного и 500–600 т/год суспензионного ПВХ (при температурах поступающего воздуха 100° С, уходящего 40° С).

Скорость воздуха в начале процесса 0,3 м/сек и в процессе сушки снижается до 0,15 м/сек.

В этом же аппарате успешно высушиваются полиэтилен, сульфоизол, акетали.

В сушилках кипящего слоя периодического действия высушивается мочевинно-формальдегидный пресс-порошок с целлюлозным наполнителем [32], имеющий влажность 40–46% и размер частиц в среднем 0,1–30 м.м. При этом достигается конечная влажность 1,7–2,5% при температуре поступающего воздуха 120–180° С. Загрузка

в аппарат — 60–80 кг. К концу процесса сушки температура уходящего воздуха доходит до 115–120° С. При 120° С продолжительность процесса 15 мин, при 180° С — 7 мин. По окончании сушки отключается подача горячего воздуха и в течение 3–4 мин подается холодный. Материал выгружается из аппарата с температурой 40–50° С.

Частицы размером не более 10 м.м. сохнут равномерно, но большие частицы не успевают высохнуть и их приходится досушивать.

Производительность опытной сушилки периодического действия диаметром 1,5 м составляет 4–5 т сухого продукта в сутки. Предварительные подсчеты показали, что эта сушилка является наиболее рентабельной по сравнению с применяемыми для сушки мочевины (вакуум-сушилками, барабанными, турбинными, ленточными). Осуществить сушку этого материала непрерывным способом (в сушилке с мешалкой типа Keller) с разгрузкой всего материала через циклон не удалось, так как вследствие его большой полидисперсности получался очень неравномерный по влажности продукт.

Исследование процесса сушки винифлекса было проведено Желонкиным [33] в аппарате периодического действия при скоростях воздуха 0,6–0,8 м/сек и температуре 100–140° С. Загружался в сушилку материал с влажностью 65–70%, причем было установлено,

что винифлекс переходит в псевдоожиженное состояние при максимальной влажности 54%. Критическое влагосодержание винифлекса $\sim 0,32 \text{ кг}/\text{кг}$. Продолжительность процесса сушки до влажности $0,1 \text{ кг}/\text{кг}$ составила 25–30 мин.

Исследование показало, что во втором периоде сушки скорость процесса определяется температурой и влагосодержанием высушиваемого материала. Время сушки винифлекса в кипящем слое (25–30 мин) в десяти раз меньше времени сушки этого материала в камерных сушилках (18 ч). Унос винифлекса из аппарата при скоростях воздуха до $0,8 \text{ м}/\text{сек}$ практически отсутствует.

В табл. III-7 приведены данные, характеризующие работу сушилок периодического действия, применяемых для сушки полимерных материалов.

Основные выводы, которые можно сделать из этой таблицы, следующие:

1) наблюдается тенденция к применению конических и цилиндрико-конических аппаратов;

2) температура в слое $30\text{--}60^\circ \text{C}$.

Следует отметить, что применение конических аппаратов не случайно. При сушке склонных к комкованию полимерных материалов в аппаратах с вертикальными стенками наблюдаются значительное комкование, вызванное малыми скоростями газа у решетки, и большой пыленос [32].

В конических аппаратах вследствие больших скоростей газа у решетки комкообразования почти не происходит.

Разрушение комков способствуют импульсная подача газа [34], применение мешалки [34, 32], а также использование тангенциального подвода воздуха. В Венгерской Народной Республике предложен сушильный аппарат со скошенными решетками, принцип действия которого сходен с тангенциальным подводом воздуха [35].

Часть тепла к высушиваемому материалу может быть подведена с помощью греющих элементов (рубашек или змеевиков), что позволяет значительно повысить производительность аппарата [34, 36]. Таким образом, задача сушки полимерных материалов в сушилках периодического действия удовлетворительно решена в промышленном масштабе.

Непрерывная сушка. В многотоннажных производствах более выгодным является непрерывный процесс, и не случайно усилия советских исследователей и проектировщиков направлены на отработку непрерывных процессов.

Для получения равномерного по влажности продукта при высушивании полимерных материалов используются секционирование аппаратов и создание организованного движения материала в одном аппарате.

Секционированные (многокамерные) аппараты для сушки полимерных материалов в кипящем слое и в комбинированных установках в СССР разрабатывает НИИХиммаш.

В 1958 г. Ленинградским химическим институтом разработана и внедрена в промышленность двухкамерная сушилка для полимеров [39] (см. рис. II-29).

При невысоком слое комки влажного материала попадали на решетку, что приводило к ее заплавлению. Для устранения этого был принят ряд мер [40]: увеличили высоту слоя, подачу влажного материала стали производить pneumatickим питателем, разбивающим комки. Непосредственно над решеткой установили рыхлитель (решетка из стальных прутьев), способствующий продвижению материала в сушилке. Для увеличения скорости газа у решетки были

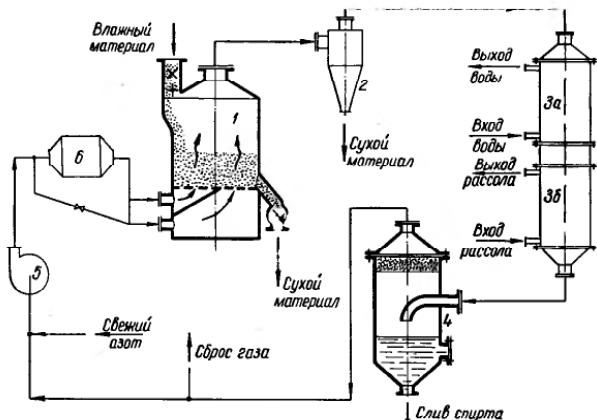


Рис. III-9. Схема сушильной установки для сушки органических продуктов в токе инертного газа:

1 — сушилка; 2 — циклон; 3 — теплообменник; 4 — сепаратор; 5 — вентилятор; 6 — подогреватель.

предложены конические насадки [41]. Эти меры значительно усложнили конструкцию сушилки, но все же позволили применить ее в промышленности для непрерывной сушки поливинилхлорида, полизтилена, диацетатцеллюлозы и других продуктов.

Сушка производилась воздухом при $120\text{--}130^\circ \text{C}$. В первой камере полихлорвиниловая смола подсушивалась от $18\text{--}25$ до $10\text{--}13\%$ влажности в слое высотой $600\text{--}700 \text{ мм}$, пересыпалась через порог в нижнюю камеру где досушивалась до $0,3\%$. Высота слоя в нижней камере поддерживалась также с помощью порога определенной высоты. Все элементы сушилки, контактирующие с полихлорвиниловой смолой, были выполнены из стали 1Х18Н9Т, остальные — из обычной углеродистой стали. При высушивании диацетатцеллюлозы подачу ее в сушилку производили вибрационным питателем.

В 1960 г. НИИХиммашем были проведены исследования по сушке ацеталей [42] и разработана конструкция опытно-промышленной

Многокамерные сушилки

Таблица III-8

Тип сушилки	Число камер	Расположение камер в аппарате	Назначение камер	Форма камер	Размеры аппарата, м		
					длина	ширина	высота
Промышленная сушилка ЛенНИИХиммаша	2	Верхнее	Сушка	Прямоугольные, расширяющиеся кверху	5,67	1,79	4,39
		Нижнее	Сушка				
Промышленная сушилка ЛенНИИХиммаша	2	Верхнее	Сушка	Прямоугольные, расширяющиеся кверху	4,0	1,8	3,2
		Нижнее	Сушка				
Опытно-промышленная сушилка НИИХиммаша *	3	Верхнее	Сушка	Квадратные, постоянного по высоте сечения	1,0	1,0	4,0
		Среднее Нижнее	Сушка Охлаждение				

* Все данные по материалу приводятся на основании лабораторных исследований [42].

трехъярусной сушилки (см. рис. III-8). Имеющиеся данные по сушилкам НИИХиммаша приведены в табл. III-8.

Для сушки полихлорвинила и полиолефинов в СПА применяется цилиндрическая сушилка системы Fluo-Solids. Воздух подогревается в калорифере, после циклона окончательная очистка воздуха производится в скруббере. Недосушенный мелкий продукт из циклона возвращается в сушилку.

Для высушивания в кипящем слое полистирола *МСН* и других чувствительных к нагреванию полимерных материалов, особенно тонкодисперсных, целесообразно частичный подвод тепла осуществлять непосредственно в слое [36]. Это позволяет в 2–3 раза повысить удельную производительность и снизить удельный расход тепла и газа по сравнению с обычными аппаратами кипящего слоя, сохраняя низкую температуру сушики.

Удельный влагосъем 105 кг с 1 м² сушилки, удельный расход

непрерывного действия

Продукт	Гранулометрический состав, мм	Температура, °C			Производительность сушильного слоя, кг/ч	Литературный источник
		Исходная влажность, %	Ночная влажность, %	воздуха на входе	окончательного воздуха	
Полихлорвиниловая смола	—	20	10	430	38,5	750
		10	0,3	120	45	
Диацетатцеллюлоза	—	60	2	160	—	400
Поливинилбутират, поливинилбутират — фурбуразаль, винифлекс	0,25—0,35 1—2 1—3	35 60 76	2 2 3	100—120 90 130	48 48 70	200—230 30 кг/м ² · ч 20 кг/м ² · ч 50 кг/м ² · ч

тепла 3700 кДж/кг влаги (880 ккал/кг влаги), воздуха 13 кг/кг влаги.

Аминозантовая кислота. Производство новых химических волокон типа энант, пеларгон и ряда других выдвинуло новые задачи по сушке материалов с низкой температурой всыпки во влажном состоянии, низким пределом взрываемости сухой пыли и легковоспламеняющимся растворителем.

НИИХиммашем создана опытно-промышленная установка непрерывного действия для сушки взрывоопасных материалов (аминоэнантовой кислоты) с последующим улавливанием пыли и органического растворителя [43].

Установка (рис. III-9) состоит из сушилки кипящего слоя, мультициклона, двух кожухотрубных теплообменников для конденсации и охлаждения спирта, сепаратора для снижения уноса капель и слива спирта, калорифера и газодувки. 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 вращение питателя и выгрузочный шнека	1.6

Установка предназначена для Волгоградского нефтеперерабатывающего завода.

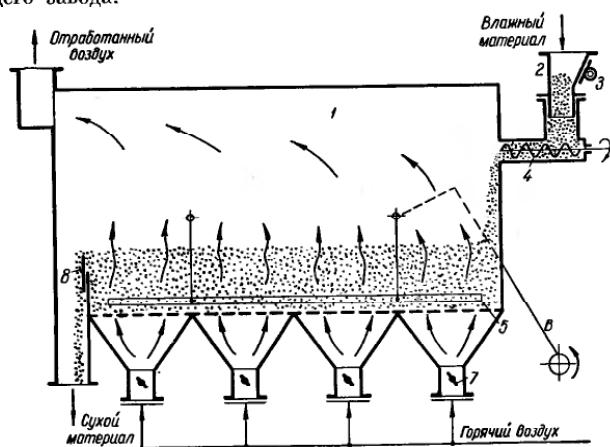


Рис. III-10. Сушилка для себациновой кислоты:

1 — камера; 2 — бункер; 3 — вибратор; 4 — трехвинтовой шнек; 5 — рыхлитель; 6 — кривошипно-шатунный механизм; 7 — запорная арматура; 8 — порог.

Сушка себациновой кислоты в кипящем слое осуществлена на Нижне-Тагильском заводе пластмасс. Установка спроектирована Гипропластом по лабораторным данным, полученным Гельпериным, Подгаецкой и Дубининым [44].

Сушилка прямоугольного сечения (рис. III-10) размером $0.6 \times 2.5 \times 1.4$ м имеет рабочий объем 2.1 м^3 . Рабочий воздух подводится в камеру через четыре прямоугольных диффузора, берущих начало от общего воздуховода. Диффузоры снабжены 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 часть его свободно подвешена на резиновых амортизаторах и снабжена вибра-

тором. Сухой продукт выгружается через сливной порог, высота которого устанавливается в зависимости от требуемой высоты кипящего слоя.

Внутри сушильной камеры, на расстоянии 30—40 мм от плоскости воздухораспределительной решетки, установлен рыхлитель, представляющий собой прямоугольную раму с попечными планками из полосовой стали, совершающую возвратно-поступательное движение вдоль решетки (~30 двойных ходов за 1 мин). Шаг попечных планок 100 мм при величине хода рабочего органа ~120 мм.

Рыхлитель предупреждает образование капалов в слое, что существенно уменьшает пыленос.

Характеристика работы этой сушилки дана в табл. III-9. Там же приведены данные работы вакуум-гребковых сушилок, применяемых для сушки себациновой кислоты.

Таблица III-9

Данные работы сушилок для себациновой кислоты

Характеристика	Сушилка кипящего слоя непрерывного действия	Вакуум-гребковая сушилка периодического действия
Производительность по сухому продукту, кг/ч	400	90
Влажность материала, %		
начальная	12	20
конечная	0.1	1.0
Температура поступающего воздуха, °С	120	40
Расход воздуха, кг/ч	2700	—
Скорость воздуха в свободном сечении камеры, м/сек	0.6	—
Расход тепла на 1 кг влаги, кДж (ккал)	5030 (1200)	—
Напряжение по влаге кг/м ³ ·ч	26	7
Средняя продолжительность сушки, ч	0.5	7

Сушка полимерных материалов перегретыми парами растворителя осуществляется в цилиндрическом аппарате системы Fluo-Solids [45].

Этот метод экономичнее других способов сушки полимерных материалов. Высокая эффективность процесса по сравнению с сушкой воздухом или азотом объясняется, с одной стороны, тем, что уменьшается продолжительность сушки, поскольку отсутствует термическое сопротивление пленки газа; с другой стороны, растворители обладают большим объемным теплосодержанием и имеют большую плотность и меньшую вязкость, следовательно, увеличиваются коэффициенты тепло- и массоотдачи.

В лабораторных условиях было проведено [45] обстоятельное исследование по сушке органического полимера и двухосновной органической кислоты перегретыми парами органических растворителей

(во втором случае высококипящих). Результаты исследования следующие:

	Органический полимер	Органическая двухосновная кислота
Температура, °С		
газа на входе	155	344
слоя	130	200
Плотность слоя, кг/м³	239	398
Содержание удалаемого растворителя в материале, %:		
во влажном	52	25
в высшенном (из сушилки)	0.3	Следы
в высшенном (из циклона)	1.5	2.0

На этой же установке были высушены полипропилен, полиэтилен, поливиниловый спирт, полистирол, полиформальдегид, а также многочисленные другие органические соединения, причем качество высушенных продуктов лучше, чем при применении других способов сушки.

При получении полипропилена применение сушки перегретыми парами растворителя позволяет исключить из технологической схемы водную промывку и стадию фракционированной разгонки. Экономичность процесса значительно повышается, так как теплота испарения растворителя значительно ниже, чем воды.

На рис. III-11 приведена схема проектируемой промышленной установки на 22 700 т полипропилена в год.

Ниже приведены основные данные, использованные при проектировании:

Производительность по сухому продукту, т/год	22 700
Содержание влаги (растворителя), %	
во влажном материале	40.0
в высшенном продукте	0.2
Состав растворителя, вес. %	
80 гексана,	
20 изопропилового спирта	
Температура, °С	
поступающего влажного материала	38
слоя	71
высшенного материала	71
перегретого пара растворителя	126.5
в конденсаторе	61.5

Температуры слоя и поступающих паров выбирались с таким расчетом, чтобы качество продукта не ухудшалось при сушке. Смесь из 80% гексана и 20% изопропанола является азеотропной с температурой кипения 61,5° С. Температура слоя в 71° С достаточно для того, чтобы обеспечить быстрое высушивание.

В качестве сушильного аппарата использован стандартный аппарат системы Fluo-Solids.

Сырой продукт шнековым питателем подается на слой высшенного полимера. Газы из сушилки проходят через циклон и поступают

Таблица III-10

Сушка различных полимеров в сушилках кипящего слоя				
Наименование продукта	Организация, предприятие	Состояние внутрения	Цикличность	Тип аппарата
Полиэтилен	ЛенНИИХиммаш	Промыщенное	Непрерывная	Двухкамерный
	Fluo-Solids (США)	»	»	Однокамерный пилитический
	General American Transportation (США)	»	»	Двухкамерный противоточный
	Fluo-Solids (США)	»	»	Однокамерный цилиндрический, сушка перегретым паром растворителя
Полипропилен	ЛенНИИХиммаш	»	»	Двухкамерный
	СПХБ ХП (Ленинград)	Опытно-промышленное	Периодическая	Однокамерный конический с мешалкой
	ICHECHIMI (Румыния)	Промыщенное	Непрерывная	Трехкамерный
	Fluo-Solids (США)	»	»	Однокамерный
Полистирол (различные марки)	ЛенНИИХиммаш	»	»	Однокамерный, двухкамерный
	General American Transportation (США)	»	»	Двухкамерный
	ЛТИ им. Лепсова	Пилотное	»	Однокамерный
	ЛенНИИХиммаш	Промыщенное	»	Двухкамерный
Ацетилцеллюлоза Мочевино-формальдегидный порошок	TTS (Польша)	Опытно-промышленное	Периодическая	Однокамерный с металлоконструкциями
	Завод «Хемко» (ЧССР)	Промышленное	»	Однокамерный

Таблица III-11

Непрерыводействующие сушилки для полимеров ЛенНИИХиммаша

Марка сушилки	Высушенный материал	Противо-действующая влага, кг/ч	Влага	Влажность материала, %	Температура теплоперегрева, °С		Удельный расход теплоносителя, кг/ваканс.	Съем пленкообразующей установки, кг/ч			
					Началь-ная	Конеч-ная					
ПУС-2 (двухкамер-ная)	Полизтилен	450	Метанол	50	0,45	130	100	22	—	0,24	56
СПС-2 (двухкамер-ная)	Полиэтил-хлорид	250	Вода	20	0,3	120	100	32,4	1000	0,38	33
АЦ-2 (двухкамер-ная)	Ацетилцеллюлоза	930	»	50	5,5	155	135	26	790	0,064	124
ПС-1 (однокамер-ная)	Полистирол с изолентальной фракцией	135	»	10	2	78	—	66	1600	—	26
ПС-2 (двухкамер-ная)	Ударопрочный полистирол	36	»	3	0,1	85	80	600	5400	3,0	4,8
ПС-4 (однокамер-ная)	То же	36	»	3	0,1	145	—	130	3000	1,0	10

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 кет., пара 520 кг/ч. Установка занимает площадь 5 × 6 м.

В 1960 г. была пущена в эксплуатацию полностью автоматизированная сушильная установка.

В табл. III-10 приводятся некоторые данные по сушке полимерных материалов в сушилках кипящего слоя [46], а в табл. III-11 характеристика некоторых непрерывнодействующих сушилок для полимеров ЛенНИИХиммаша.

Из данных табл. III-11 следует, что сушилки конструкции ЛенНИИХиммаша не всегда являются достаточно эффективными и, по-видимому, для сушки таких материалов как ударопрочные полистиролы надо применять более эффективные комбинированные сушилки.

ЛАБОРАТОРНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА

Сушка некоторых полимерных материалов в ЛГИ им. Ленсовета осуществлялась в аэрофонтанной сушилке в фонтанирующем слое и в комбинированной установке (см. рис. II-40), состоящей из аэрофонтанной сушилки (I ступень) и из сушилки фонтанирующего слоя (II ступень).

Использовались две модели аэрофонтаных сушилок следующих размеров:

Цилиндр, мм	Конус, мм			
	диаметр	высота	диаметр	высота
300	350	43 и 76	500 и 400	
270	300	89	600	

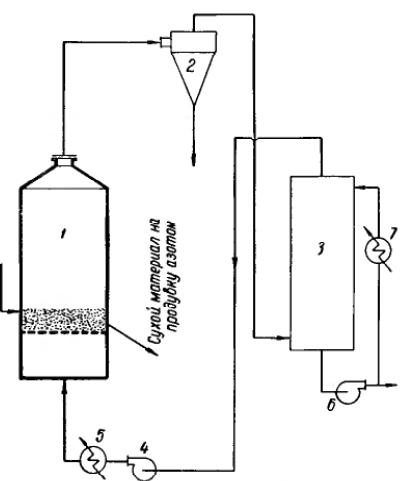


Рис. III-11. Схема установки для сушки полимерных материалов перегретыми парами растворителя:

1 — сушилка; 2 — циклон; 3 — скруббер; 4 — компрессор; 5 — пароперегреватель; 6 — насос; 7 — холодильник.

Таблица III-12

материалов (данные ЛТИ)

Сушка некоторых полимерных

Продукт	Влажность материала, %		Аппарат характеристика	слой		высота, мм тигельчатое стекло (или ПВХ-стекло, мм)	температура, °С	скорость, м/сек	Теплоноситель (воздух)		Удельный расход		Съем влаги, кг/ч			
	начало	конец		на входе	на выходе				воздуха, кг влаги	тепла	с 1 м³ объема	с 1 м² сечения	тепловой К.п. д., %			
									избыту	наружу	кВт	ккал				
Сополимер стирола с α-метилстиролом (САМ)	32,2	0,2	Фонтанирующий слой аэрофонтанного режим	225	45		132	4,14	0,068	97,5	—	1315	5,0	2,78	44	
	36,7	0,98		—	6		200	76	24,0	0,367	86,5	—	1730	28,1	15,3	33,4
Полиметилметакрилат (ПММА)	21	0,9	Фонтанирующий слой аэрофонтанного режим	895	210		200	71	5,9	0,09	39,2	—	1150	15	8,2	50
	10,3	0,64		—	55		200	90	20,2	0,326	34	—	1230	59,7	32,5	46,5
	10,3	0,57		—	25		190	98	19,5	0,334	31,4	—	1370	65	35,4	41,7
Поливинилбутираль (ПВБ)	49,4	1,88	Фонтанирующий слой аэрофонтанного режим	430	65		80	31	3,27	0,058	55	—	896	8,05	4,4	65
	59,4	32,2		—	10		148	70	11,3	0,495	37,5	—	1470	34,4	18,75	39
Поливинилформаль (ПВФ)	56,5	6,2	Фонтанирующий слой	350	120		174	64	12,8	0,217	39,2	—	1540	35	19,4	38
Этилцеллюлоза	36 54	13 1,5	Аэрофонтаный режим	—	—		212 225	68 75	—	—	39	—	104	56	—	—
Сополимер СГ-1	38,5	—	Фонтанирующий слой	—	135		225	74	24,2	0,28	14,45	—	985	72,3	41,5	58
	38,5	—		—	135		180	71	29,9	0,38	30,6	—	826	112	65	69
Полихлорвиниловая смола (хлорированная)	81	24,5	Фонтанирующий слой аэрофонтанного режим	—	—		180	95	9,57	0,17	40	—	1600	25,2	13,8	36
	70,5	8,0		—	—		160	96	7,8	0,14	80,6	—	2860	10,8	5,9	20,2
	72,5	0,467		—	—		97	60	0,84	0,1	81	6 300	1500	—	3,54	38,4
	9,3	0,99		—	—		110	58	1,02	0,11	252	23 800	5670	—	1,33	10,3
	26,6	0,91		—	—		111	62	1,02	0,117	97	9 320	2220	—	3,47	27,3
	37,7	0,44		Фонтанирующий слой	410	125	137	48	8,96	0,451	16,8	—	840	62	33,8	53
Полистирол ударопрочный (ПС)	71,8	6,07	Аэрофонтаный режим (D = 300 мм)	—	37		152	75	8,39	0,337	22	—	695	103	66,5	78
	66,5	5,6		—	40		440	66	8,23	0,33	32,3	—	1300	68,4	44,2	41,5
	20,2	2,0		—	22		152	100	8,39	0,337	44,1	—	1700	42,1	27,4	25,8
	20,2	0,425		260	67		150	70	3,8	0,452	52	—	2240	19,4	12,5	19,6
	4,05	0,3		280	68		108	67	3,38	0,435	34,2	—	1060	2,65	1,72	4,45

материала (данные ЛТИ)	Теплоноситель (воздух)		Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Тепловой К.п. д., %	
	температура, °С	скорость, м/сек	воздуха, кг влаги	тепла		с 1 м³ объема	с 1 м² сечения	
				кВт	ккал			

Таблица III-12 (продолжение)

Продукт	Влажность материала, %		Аппарат		Теплоноситель (воздух)		Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Тепло- вой к.п.д., %					
	начальный	конечный	характеристика	слой	температура, °С	скорость, м/сек	тепла		с 1 м³ объема	с 1 м² сечения						
							воздуха, кг на влагу	из воздуха, кг на влагу								
Полистирол ударопрочный АИ-ГК	65.4	56.4	Аэрофонтаний режим $D = 270$ м.м., фонтанирующий слой $D = 300$ м.м.	—	25	180	70	11.0	0.92	30.5	4820	1150	212.2	127.5	49.8	
	26.5	2.86		—	25	180	127	9.47	0.825	54.6	8760	2097	79.4	47.5	27.8	
	75.2	2.35		250	105	154	87	8.39	0.337	41.7	8100	1950	53.9	34.9	27.6	
	Комбинированная сушилка $D = 270$ м.м.		—	24	180	95	9.22	0.786	28.2	4550	1085	146	87.6	52.6		
	—			100	60	150	77	3.88	0.242	33	4260	1020	12.4	9.44	56	
	—			—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	

После установки сетки первая модель использовалась в качестве фонтанирующего слоя. Вторая модель использовалась в качестве первой ступени комбинированной сушилки.

На рис. III-12 приведены кривые сушики ряда материалов, полученные при периодическом процессе сушики в фонтанирующем слое

при температуре поступающего воздуха 100° С. Сушка САМ и ПММА идет с различной интенсивностью: по-видимому, вначале испаряется влага в объеме между частицами и после ее удаления идет процесс сушики в первом периоде. Обе эти продукта являются тонкодисперсными и целесообразно вести их сушику аэрофонтанным способом.

Сушка ПВБ протекает в двух периодах и может быть осущест-

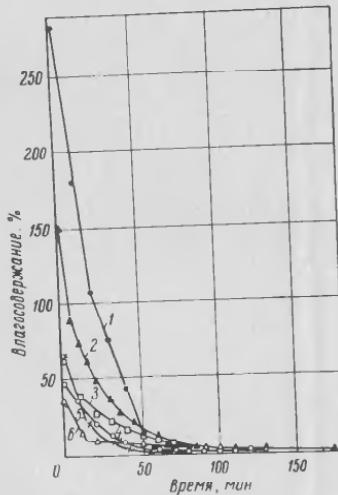


Рис. III-12. Зависимость влагосодержания материала (% на абс. сухое вещество) от продолжительности процесса сушики (при температуре поступающего воздуха 100° С):
1 — САМ; 2 — ПВФ; 3 — СГ-1; 4 — ПС;
5 — ПВБ; 6 — ПММА.

ствлена либо в фонтанирующем слое, либо комбинированным способом. Остальные полимеры (ПВФ, СГ-1 и ПС), сушка которых протекает в основном в периоде падающей скорости, следует высушивать в фонтанирующем слое.

Результаты некоторых опытов по сушке этих и других материалов, а также данные, полученные при сушке ударопрочных полистиролов в аэрофонтанах сушилках, в фонтанирующем слое и комбинированным способом, приведены в табл. III-12. При аэрофонтанном режиме процесса не удается досушить продукт до кондиционной влажности, а при сушке только в фонтанирующем слое приходится снижать температуру поступающего воздуха. Целесообразно высушивать этот материал комбинированным способом, снимая значительную часть поверхностной влаги в аэрофонтанной сушилке при температуре воздуха до 180° С, а досушку при более низких температурах проводить в фонтанирующем слое при достаточно большой высоте слоя и небольших расходах воздуха с целью увеличения времени пребывания материала в слое. Расход воздуха при использовании комбинированной схемы снижается приблизительно в 1,5 раза по сравнению с фонтанирующим слоем.

Полиэтилен сульфохлорированный является довольно термоустойчивым материалом, с температурой размягчения ~70° С. Будучи влажным, он слеживается, образуя резиноподобную массу. В ЛТИ им. Ленсовета исследовали процесс непрерывной и периодической сушки его в фонтанирующем слое и в аэрофонтанной сушилке.

При сушике в аэрофонтанной сушилке подача влажного материала, предварительно протертого через крупную терку (так как материал при хранении в мешке образовал монолитную массу), производили

в нижнюю часть сушилки; обработанный в сушилке продукт отделялся от воздуха в циклоне.

После четырехкратного пропускания материала через сушилку удалось снизить его влажность с 78 до 39% (за первый проход с 78 до 58%, за второй — с 58 до 50%, за третий — с 50 до 44% и за четвертый — с 44 до 39%). По заданию, высушенный полизтилен должен содержать не более 0,5% влаги. Дальнейшее исследование было проведено в фонтанирующем слое, в цилиндро-конической сушилке, имеющей диаметр цилиндрической части 300 мм, диаметр

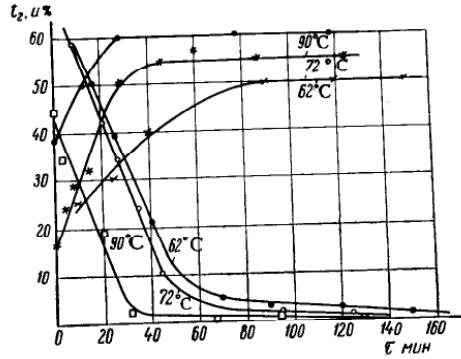


Рис. III-13. Зависимость влажности сульфокислоты (1, 2, 3) и температуры уходящего из сушилки воздуха (4, 5, 6) от продолжительности сушки:

1, 4 — 62° С; 2, 5 — 72° С; 3, 6 — 90° С.

меньшего сечения усеченного конуса 43 мм. Организовать непрерывный процесс не удалось, так как даже при небольших скоростях воздуха влажный материал выносился в циклон. При периодическом процессе материал из циклона непрерывно возвращался в сушилку для досушки. Результаты опытов приведены на рис. III-13, на котором дана зависимость влажности материала и температуры уходящего воздуха от времени сушки.

Из рисунка видно, что с увеличением температуры поступающего в сушилку воздуха сокращается продолжительность первого периода сушки, который оказывается достаточно большим. Ввиду того, что полизтилен не выдерживает высокой температуры и имеет небольшую плотность, то в аэрофонтанную сушилку не удалось подвести с воздухом достаточного количества тепла и вследствие малого времени пребывания в сушилке влажность снизилась незначительно.

Полихлорвиниловая смола (хлорированная) является высоковлажным термочувствительным продуктом и должна быть почти полностью обезвожена в процессе сушки.

Таблица III-13
Результаты опытов по сушике полимерных материалов в кипящем слое на лабораторной установке МИИХТА

Продукт	Производительность по влаге, кг/ч	Влажность материала, %	Сушильный агент		Высота кипящего слоя, мм	Удельный расход воздуха, кг/кг влаги	Напряжение по влаге на решетке, кг/кг влаги	Унос из сушилки, %
			скорость вдува, м/сек	на выходе из сушилки				
Адипиновая кислота	13.2	5.6	0.27	0.81	77	93	2536	27.3
Пентаэритрит	16.42	10.7	0.26	0.98	82	43	1540	67.2
Себациновая кислота	21.78	8.0	0.33	0.98	74	180	1575	65.6
Эмульсионный полистирол	8.2	6.8	0.2	0.50	97	40	1041	60
Поливинил-бутираль	8.9	9.8	0.09	0.71	100	42	105	24.5
	1.5	33	0.67	0.3	138	58	1042	3
	2.0	20.0	1.0	0.25	140	50	160	50
						53.8	1246	15.2
								5

Таблица II-14
Сушка в аппарате с врачающейся газораспределительной решеткой

Продукт	Скорость воздуха, м/сек	Сопротивление, мм вод. ст.	Высота слоя, м	Температура, °С		Блажность, %	Производительность сушилки, кг/м²·ч	Напряжение по влаге, кг/м²	Удельный расход воздуха, кг/кг влаги
				входного воздуха	ухватывающего воздуха				
Сополимер СП-2	1.45	400	150	65	75	80	0.6	24	94.3
Полиакрилонитрил	1.45	350	21	40	55	80	15	52.6	171
	1.61	75	150	65	75	80	0.34	31.5	126
	1.61	75	350	16.7	130	65	0.47	23.2	108
	1.61	75	350	19	120	65	0.5	22.7	92.6
	1.61	75	350	40	115	65	0.43	22.1	91
						80		78.5	84.5
								76.5	80.6

Таблица III-15

Результаты опытов по сушке термочувствительных материалов комбинированными методами на лабораторных установках с сотрудниками

Тип сушилки	Продукт	Производительность, кг/ч	Влажность, %		Скорость воздуха в сушильном кипящем слое, м/сек
			начальная	конечная	
Циклон — аэрофонтанная — кипящий слой	Полиметилметакрилат	29.7 33 37.6	6.2 6.15 6.08	0.92 0.96 0.98	0.64 0.64 0.64
Циклон — аэрофонтанная — кипящий слой	Смола АС	4.65 5.08 6.0	32 31 29.6	3.5 5.3 4.03	0.87 0.87 0.87
Циклон — циклонная сушилка — кипящий слой	Смола БМК-5	0.3 0.4	76.5 77.6	1.89 2.6	1.51 1.51
Циклон — циклонная сушилка — кипящий слой	Гидрохинон	23.2 34.2	4.1 3.3	0.09 0.1	0.39 0.39

на входе в кипящий слой	Temperatura воздуха, °C				Удельный расход			Влагосъем на объем сушилки, кг/м³·ч	
	перед вторым пневмопитателем	кипящего слоя	ухолившего воздуха	воздуха, кг влаги	тепла				
					кдэк	ккал	кг влаги		
130	160	72	48	37.0	3870	925	112		
130	160	72	47	31.5	3320	790	131.9		
130	160	70	46	30.0	3140	750	128.3		
90	130	45	42.5	31	3060	732	130		
90	130	56	38.5	32.2	3180	760	125		
90	130	57	45	27.9	2740	655	145		
115	158	56	52	45.25	3560	850	149		
115	158	52	49	32.75	3680	880	119		
100	130	69	37	53.1	4220	1009	73.8		
100	130	53	37	45.5	3620	865	86.1		

Исследование было начато снятием кинетической кривой в процессе периодической сушки при фонтанирующем режиме, из которой отчетливо видно наличие двух периодов процесса, причем критическая влажность равна ~22%. Поэтому дальнейшее исследование велось при аэрофонтанном режиме с целью удаления поверхностной влаги и в фонтанирующем слое, использованием как для досушки (в качестве второй ступени) материала после аэрофонтанной сушилки, так и в качестве одной ступени при высушивании от исходной и до заданной влажности. Из некоторых данных опытов, приведенных в табл. III-12, очевидно, что сушка в аэрофонтанной сушилке возможна (без образования комков) при температуре поступающего воздуха до 180° С (если скорость его в нижней части сушилки не менее 9,5 м/сек). Досушить материал до влажности ниже 8% не удалось и из данных таблицы можно судить, насколько при дальнейшем снижении конечной влажности увеличиваются расходные коэффициенты.

В табл. III-13 приводятся данные МИТХТа [47] по сушке некоторых полимерных материалов в кипящем слое в лабораторных условиях.

Полиакрилонитрил и его сополимер СП-2 были высушены в кипящем слое в аппарате с врачающейся газораспределительной решеткой

[48] (см. рис. II-71). Технологические показатели сушки в аппарате диаметром 500 мм приведены в табл. III-14.

Полупромышленные испытания показали, что аппарат кипящего слоя с врачающейся решеткой соответствует технологическим и экономическим требованиям и может быть применен в промышленности.

При увеличении скорости вращения решетки с 50 до 100 об/мин гранулометрический состав продукта становится более равномерным, но увеличивающееся действие центробежной силы приводит к уплотнению слоя по периферии, нарушая однородность псевдоожижения. Поэтому следует неравномерно распределять отверстия от центра к периферии.

Сушка некоторых полимерных и других термочувствительных материалов проводилась в ИХТИ Кисельниковым с сотрудниками [49] (табл. III-15).

Как видно из таблицы, расходные коэффициенты невелики, производительность установок достаточно высока, сушильный агент выходит из установки с низкой температурой.

В дальнейшем приводится (см. табл. III-20) сравнение работы сушилок различных типов для сушки полиметилакрилата.

Опыты ИХТИ показали, что в комбинированных сушилках можно высушивать и другие термочувствительные материалы, сушка

которых в однокамерных аппаратах кипящего и фонтанирующего слоя сопровождается каналообразованием, комкованием и значительным уносом.

Исследования ЛТИ им. Ленсовета показали также, что при комбинированном методе сушки термочувствительных материалов можно значительно повысить температуру поступающего в первую ступень теплоносителя.

Исследование процесса глубокой сушки увлажненных полимерных материалов и сырья древопластика [50] проведено в аппарате с конической нижней частью ($D = 400$ мм, $d_0 = 200$ мм), с газосраспределительной решеткой (с живым сечением $\sim 90\%$) имеющей

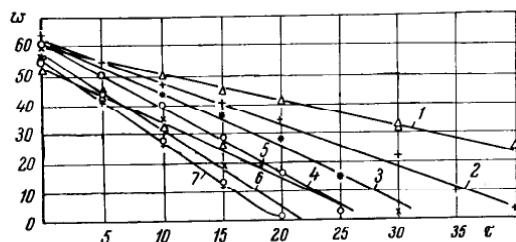


Рис. III-14. Кривые сушки влажных опилок при различных начальных температурах теплоносителя:
1 — 40° С; 2 — 50° С; 3, 5 — 80° С; 4 — 102° С; 6 — 120° С.

высокочастотное пульсационное устройство. Высокочастотные пульсации ($v = 0,5 \div 1,5$ гц) обеспечивали однородность пульсирующего псевдоожженного слоя материала при отношении высоты слоя к диаметру камеры $h : D \leq 1,5$. Для обеспечения достаточно однородного перемешивания слипающихся полидисперсных материалов частота пульсаций должна быть соизмерима со скоростью каналообразования в слое. Например, для древесных опилок ($d = 1,38$ мм) при средней скорости газа в камере 1,5—2,0 м/сек необходимое время открытия клапана 0,7 сек, а время закрытия его 0,3 сек, что соответствует схеме пульсации 2 : 1. В период закрытия клапана образовался однородный надирающий слой, а при внезапном вводе теплоносителя — псевдоожженный, без каналообразования.

Сушка высоковлажных опилок при изменении влажности от 65 до 5% происходит в периоде постоянной скорости при температуре мокрого термометра, приблизительно соответствующей параметрам газа на входе в аппарат (рис. III-14).

Сушка опилок, пропитанных бакелитовым лаком, от влажности 30 до 10%, протекает в первом периоде, а затем температура материала и отходящих газов повышается. Наблюдалась определенная зависимость между влажностью материала и температурой отходящих

газов, которая может быть использована для контроля процесса.

Для обеспечения безопасного удаления легковоспламеняющихся растворителей из пропитанных опилок используется воздух с температурой до 150° С. Продолжительность сушки высоковлажных опилок 20 мин, а пропитанных бакелитовым лаком 7—10 мин.

При разработке рационального метода сушки крошкиобразных полимерных материалов, используемых в дальнейшем для переработки в изделия, были предварительно построены изотермы сорбции, показавшие, что максимальная сорбционная влажность у капроновой крошки составляет 9%, для полиамидной смолы $\sim 1,5\%$ и полистироловой крошки 0,5%. При $\phi = 70\%$ (обычной влажности складского помещения) сорбционные влажности соответственно 3,1; 1 и 0,2%. Поэтому до этих значений влажности следует высушивать перечисленные материалы. Температура поступающего в сушилку теплоносителя, равная 100° С, оказалась оптимальной. Полученные данные позволили выполнить проекты установок для Московского фанерно-деревообрабатывающего комбината и Минского завода «Радиодеталь».

Другие материалы. Сушка каучуков в фонтанирующем слое проводилась в лабораторных условиях в цилиндро-конической ($D_{\text{ниж}} = 250$ мм, $d_0 = 100$ мм, $\alpha = 30^\circ$) и конической ($\alpha = 25^\circ$, $d_0 = 100$ мм, $H = 500$ мм) сушилках [51].

Сушке подвергалась полидисперсная масса каучука марок СКН-18, СКМС-30, АРКМ-15, СКМС-30, АРКМ-15 (лигнинаополненные) со средним эквивалентным диаметром 0,8 ± 6 мм. Для устойчивого фонтанирования и предотвращения слипания каучуков марок СКН-18, СКМС-30, АРКМ-15 число псевдоожжения ~ 3 . Исследование показало, что при температуре поступающего воздуха до 120° С лигнинаополненный каучук не оплавляется и не слипается. При изменении влагосодержания от 68 до 1% удельный расход воздуха составил 84—100 кг/кг влаги, удельный расход тепла 6900—9200 кдж/кг влаги. Напряжение аппарата по испаряемой влаге 69 кг влаги/м³·ч.

Физико-механические испытания показали, что свойства высушенных каучуков соответствуют ТУ. При повышении температуры поступающего воздуха необходимо, во избежание слипания, увеличить число псевдоожжения. Интенсивность сушки возрастает с увеличением содержания лигнина.

Сушка сульфохлорида и порофоров проводилась в ЛТИ им. Ленсовета в аэрофонтанной сушилке ($D_u = 300$ мм), $h_u = 150$ мм, $h_{\text{кон}} = 500$ мм. Данные некоторых опытов приведены в табл. III-16.

При сушке сульфохлорида было обнаружено плавление материала в нижней части сушилки. Это явление было устранено при охлаждении горловины сушилки. Качество сульфохлорида, высушенного при температуре поступающего воздуха 120° С, не ухудшилось. Ни в одном из опытов не был получен продукт с влажностью 0,2%. Тем не менее полученные данные были положены в основу проекта сушилки производительностью 500 кг/ч (по сухому продукту).

Сушка сульфохлорида и порофора в аэрофронтанной сушилке

Продукт	Влажность, %		Температура воздуха, °С		Температура выгружения материала, °С	Съем дани, кг/ч	Удельный расход воздуха, кг/кг выдели	Удельный расход тепла, ккал/кг выдели
	началь-	конеч-	внизу	вверху				
Сульфохлорид	20,54 21,45 21,45	4,9 5,5 3,08	120 140 152	67 75 54	39 54 56	16,4 89 60,4	5,2 20,8 19,4	162 62,6 53,2
Порофор ЧХЗ-5	19,2 19,2 19,2	2,07 1,75 1,5	133 140 120	63 60 60	58 58 57	11,65 60,9 36,6	77,5 63 11,5	1290 1390 1160

Таблица III-17

Сравнительные данные по сушке сульфина в аппаратах различного типа

Тип сушилки	Влажность, %		Температура воздуха, °С	Производительность, кг/ч	Расход воздуха, кг/ч	Удельный расход воздуха, кг/кг выдели	Напряжение тепла, ккал/кг выдели	Объем сушилки, м³
	началь-	конеч-						
Шкаф	25	3—4	100	25	1400	370	6000	0,7
Кипящего слоя	25	7,5	160	50	500	65	2100	28
Комбинированная (D = 300 мм)	25	7,5	150	20	200	65	1900	80
Комбинированная (D = 400 мм)	25	7,5	120	60	500	54	1300	90

Напряжение сушилки по влаге принято 30 кг/м³·ч, температура воздуха на входе 120° С, на выходе 70° С. Диаметр нижней части сушилки 0,425 м, диаметр верхней части сушилки 1,65 м, высота цилиндрической части 0,825 м, конической — 2,75 м.

Сушилка была спроектирована и построена на одном из химических заводов. Испытания показали, что сушилка дает проектную производительность, продукт имеет меньшую влажность, чем в лабораторных условиях (по-видимому, из-за большего времени пребывания).

Сушка порофора ЧХЗ-5 в аэрофонтанной сушилке идет успешно. Недостатком является склонность сухого материала к «засыпанию» в циклоне, поэтому следует установить вибраторы. Ввиду того, что сульфохлорид и порофоры могут давать с воздухом взрывчатую смесь, необходимо при проектировании предусмотреть соответствующие мероприятия по технике безопасности.

Сушку сульфина на химико-фармацевтическом заводе им. Семашко [52] проводили в сушилках различных типов (табл. III-17).

Из таблицы следует, что более эффективно по сравнению с однокамерной сушилкой кипящего слоя работает комбинированная сушилка. Но если учесть большую сложность комбинированной сушилки (два аппарата, два нагревателя, высокооборотную мешалку), то, несмотря на меньший объем самих аппаратов, общая площадь, занимаемая комбинированной установкой, больше, ее обслуживание сложнее и здесь в данном случае предпочтение следует отдать сушилке кипящего слоя.

В табл. III-18 приведены некоторые данные по сушке других продуктов в комбинированной сушилке (кипящего слоя — циклонная) [52].

Таблица III-18
Показатели процесса сушки некоторых продуктов в комбинированной установке (кипящий слой — циклонная)

Продукт и завод	Температура воздуха, °С		Удельный расход	Влажность, %
	в первом канате	во втором канате		
Хлорбензоил бензойная кислота (Кемеровский АКЗ)	170	160	38	1,1
Нитрозин спирторасторовский (Пермский химзавод)	140	140	30	40—50
Родамин Ж (Березниковский АКЗ)	120	120	26	5
			1200	30
				2—3
				208
				1,0

На Пермском химзаводе установлено, что процесс сушки можно значительно интенсифицировать при увеличении количества подаваемого воздуха в циклонную камеру.

Крахмал успешно высушивается в сушилке многоступенчатой аэровихревой ВАВАС (см. рис. III-14) [53]. Схема установки дана на рис. III-15. 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 камеры; сушилки 4 с бункером

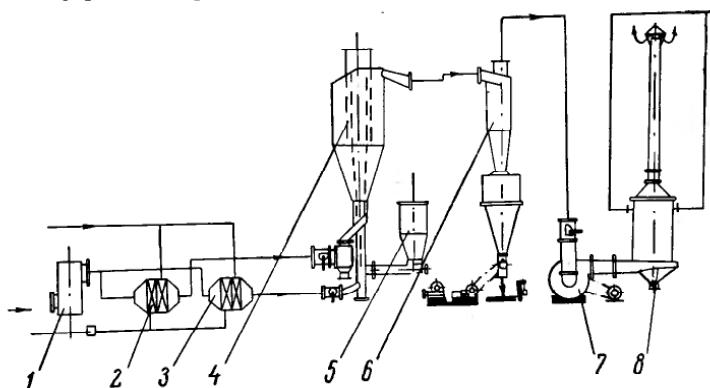


Рис. III-15. Схема сушилки ВАВАС для сушки крахмала:
1 — фильтр; 2, 3 — подогреватели; 4 — сушилка; 5 — бункер; 6 — циклон; 7 — вентилятор;
8 — скруббер.

для выгрузки крушки. Корпус сварен из 2,5 мм листовой стали. Высота 8600 мм, диаметр канала смешения 280 мм, диаметр наружной камеры 1950 мм. Бункер влажного крахмала 5 представляет собой сварную емкость из 2-миллиметровой листовой стали. Внутри смонтирована лопастная мешалка и шнековый питатель. Приводной механизм одновременно обслуживает мешалку и питательный шnek. Разные диаметры шиков дают возможность менять обороты питательного шнека, т. е. регулировать подачу влажного материала на сушку. Циклон 6 НИИОГаза (ЦН-15) снабжен бункером и шлюзовым затвором. Вентилятор 7 — ВВД-11 (1100 об/мин). Более надежную работу обеспечивают два вентилятора ВВД-8: один для первоначального и второй для дополнительного потоков воздуха.

Сырой крахмал с влажностью 40% непрерывно подается в сушилку. Температура первоначального потока воздуха 95° С и скорость 20 м/сек. При выходе из внутренней камеры скорость 3 м/сек. Дополнительный поток воздуха подается с температурой 110° С, скорость — 10 м/сек. Температура выходящего из сушилки воздуха 40° С.

Производительность такой опытной сушилки, установленной на Яунпагастском спирто-крахмальном комбинате, 12—15 т/сутки. Сушилка работала при пониженных температурах.

На основании опытных данных Центральным проектно-конструкторским бюро пищевой промышленности был разработан проект крахмалосушилки производительностью 500 кг/ч. В настоящее время такими сушилками оборудованы предприятия Латвийской ССР, а также некоторые заводы РСФСР и Украинской ССР [53].

Технико-экономические данные сушилки ВАВАС производительностью 500 кг/ч следующие:

Расход	Воздуха, кг	Тепла, ккал	Пара, кг	Условного топлива, кг	Электроэнергии, квт·ч
За 20 ч	16 600	3 552 000	7320	916	446
За 1 ч	8300	177 600	366	2.22	0.73
На 1 кг влаги	46.6	1 050	2.22	0.274	0.134
На 1 кг крахмала	16.6	355	0.73	0.0915	0.045

Из рассмотрения приведенных выше данных по сушке полимерных материалов и некоторых других органических продуктов следует, что аппаратурное 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.

Дегидратация гипса впервые была осуществлена в щелевых аппаратах непрерывного действия расширяющегося по высоте сечения [54].

Предварительно Митовым [55], Рацковским и Романковым с сотрудниками было проведено исследование на пилотной

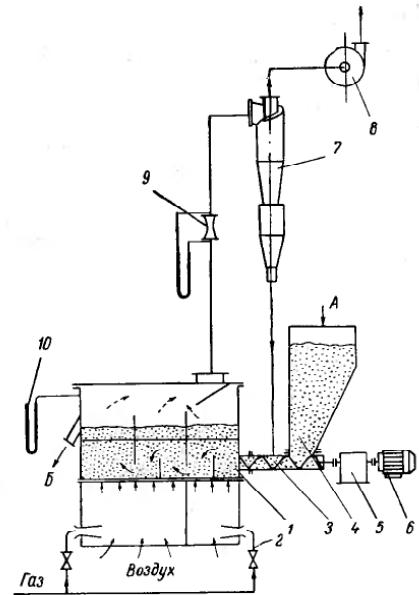


Рис. III-16. Схема пилотной установки для дегидратации гипса:
1 — аппарат; 2 — газопровод; 3 — питатель; 4 — редуктор; 5 — бункер; 6 — циклон; 7 — вентилятор; 8 — диффузор; 9 — манометр; A — подача сырого гипса; B — выгрузка готового продукта.

Таблица III-19

Сводка опытных да-

ных по обжигу гипса

№ опыта	Содержание гидратной влаги, %	Количество воды для нормальной густоты, %	Сроки схватывания, мин		Предел прочности при сжатии, кгс/см ²	
			начало (по ГОСТу не менее 4 мин)	конец (по ГОСТу не менее 6 мин)	через 1,5 ч	высушанных до постоянного веса
1	5,75	55	5,25	9,45	58,4	149
2	5,3	55	4,45	8,36	71	149
3	5,48	60	4,20	9,05	63	140
4	5,1	60	4,10	8,40	65	146
5	4,76	57	4,20	7,25	70	133
6	5,0	58	4,10	7,25	65	142
7	5,45	57	4,40	7,35	66,8	157
8	6,2	60	3,00	5,20	55	137
9	6,4	60	4,45	7,55	63,5	147
10	6,5	60	4,30	8,20	64	153
11	5,7	57	4,40	9,40	70,3	144
12	5,83	60	4,05	8,20	59,6	124
13	5,9	63	3,40	6,10	56,6	116
14	3,62	65	3,30	6,45	55,5	120
15	5,9	63	3,55	7,25	59	122

установке с описанным ранее аппаратом (см. рис. II-27 и рис. III-16).

Питание аппарата сырой гипсовой мукой производилось непрерывно из бункера при помощи шнекового питателя. Шнек приводился во вращение от электродвигателя через редуктор. Продукты горения, разбавленные воздухом до нужной температуры, просасывались вентилятором через слой гипса, обеспечивая его фонтанирование. Поступающий в первую камеру сырой гипс перетекал из камеры в камеру, подвергаясь действию сначала высокой температуры, затем более низкой, и из третьей камеры обожженный гипс непрерывно отводился в приемник. Отработанные топочные газы, пройдя циклон, выбрасывались в атмосферу. Пыль, увлеченная потоком газа, отделялась в циклоне и возвращалась в аппарат для доработки. Отработанные газы из аппарата отводились из зоны первой камеры во избежание попадания мелких частиц необожженного гипса в последующие камеры.

Гидравлическое сопротивление аппарата замерялось U-образным манометром 10, а расход газов с помощью диффузора 9 с дифманометром, установленным на газоходе после циклона. Измерение температуры на входе в первую и вторую камеры производилось хромель-копелевыми термопарами, а температура слоя первой и третьей камеры — ртутными термометрами.

Пробы для определения гидратной воды в процессе обжига отбирались из каждой камеры через патрубки, расположенные на высоте 100 мм от места ввода горячих газов.

Температурный режим, °C					Среднее время пребывания гипса в слое, мин	Производительность, кг/ч
камеры I на входе	камеры II на входе	слой в камере I	слой в камере III	на выходе		
790	380	140	140	115	70	8,0
790	385	140	139	120	83	6,8
790	390	141	140	120	64	8,9
790	380	140	140	120	73	7,7
790	780	144	150	122	35	15,6
793	780	138	149	117	43	12,8
795	780	139	149	117	46,5	11,8
700	700	132	139	110	26,8	20,5
670	670	124	130	100	55	10,2
670	670	127	131	100	44,2	12,5
720	720	128	136	108	130	4,3
730	730	133	140	110	46,3	11,6
590	590	127	135	112	42	13,0
800	800	145	147	136	27	21,0
800	800	135	143	125	44,5	31,2

Из данных опытов (табл. III-19) можно видеть, что при длительном среднем времени пребывания гипса в аппарате (до 130 мин в опыте 11), несмотря на довольно низкую температуру материала в слое (128—136° С), гипс получается равномерно обожженный, стандартного качества. Нормальная густота гипсового теста 55—57%. Сроки схватывания отвечают требованиям ГОСТа 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 увеличении температуры газа на входе до 800° С (опыты 14, 15) качество гипса по срокам схватывания оказалось нестандартным. Таким образом, среднее время пребывания гипса в аппарате является величиной, от которой главным образом зависит качество получаемого продукта.

Большое влияние на качество продукта оказывает также температура теплоносителя на входе в аппарат. При достаточном среднем времени пребывания гипса в аппарате (42 мин, опыт 13) и температуре газа на входе 590° С качество гипса по срокам схватывания оказалось нестандартным. При повышении температуры газа на входе до 730° С (опыт 12) и до 780° С (опыты 6 и 7) гипс получился соответствующим стандарту.

Активность гипса во всех случаях оказалась хорошей: через 1,5 ч образцы из гипса достигали прочности на сжатие от 55 до 71 кгс/см² (по стандарту прочность должна быть не менее 45 кгс/см² для первого сорта). Кубики, сделанные из полученного гипса,

высушенные до постоянного веса, имели прочность на сжатие от 116 до 157 кгс/см² (по стандарту не ниже 100 кгс/см² для первого сорта).

Ввиду того, чтобы опыты, проведенные на пилотной установке, дали положительные результаты, целесообразно было проверить полученные данные на опытно-промышленной установке.

На Ленинградском заводе гипсовых и мраморных изделий была спроектирована, изготовлена, смонтирована и пущена в опытно-промышленную эксплуатацию установка для непрерывной дегидратации гипса в аппарате переменного сечения, в котором процесс осуществляется в фонтанирующем слое (рис. III-17).

Сырая гипсовая мука, полученная в шахтных мельницах из батарейных циклонов, направляется в бункер, из которого шнеком-питателем, снабженным вариатором, подается в дегидратор. Готовый обожженный гипс выводится через порог в бункер готового продукта и из него поступает на склад.

Теплоносителем являются топочные газы, получающиеся при горении бытового газа в топочной камере, находящейся под путем соединения ряда аппаратов сгорания разбиваются до нужной температуры вторичным воздухом и поступают в слой, обеспечивая режим фонтанирования и одновременно дегидратируя гипс. Часть необходимого тепла подводится через наклонные стенки секций аппарата.

Отработанные газы отсасываются вентилятором и направляются на очистку в электрофильтры. Предусмотрена в последующем установка батарейных циклонов испарительно после дегидратора.

Ввиду того, что дегидратор находится под некоторым разрежением и поэтому отсутствует пыление, это привело к улучшению

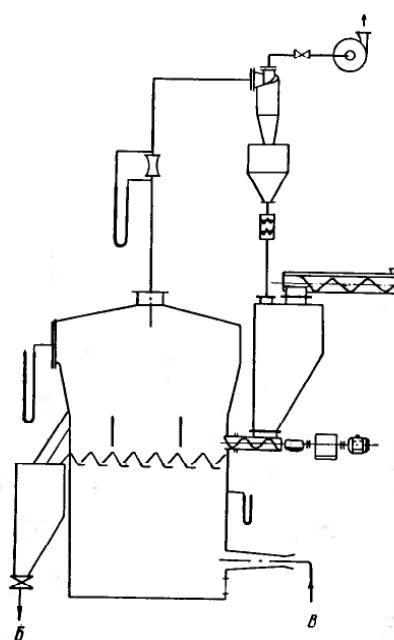


Рис. III-17. Схема опытно-промышленной установки для дегидратации гипса:

А — подача сырого гипса; Б — выгрузка обработанного гипса; В — подача топлива.

санитарно-гигиенических условий труда. Подача сырой гипсовой муки автоматизирована: поддерживается постоянной температура в слое и при отклонениях от нормальной импульс передается вариатору питающего шнека. Температура и расход поступающих газов стабилизированы.

Ниже приводится техническая характеристика установки:

размеры дегидратора, м	3,5 × 3,0 × 2,0
Поверхность слоя, м ²	3,0 × 1,3 = 3,9
Производительность аппарата, м ³ /ч	6,0
Съем продукта с 1 м ² , м ³ /ч	1,5
Расход теплоносителя, нм ³ /ч	2000
Temperatura, °C	
поступающих газов	650—950
слоя	155—160
выходящих газов	150

По данным заводских лабораторных исследований, строительный гипс, полученный за время испытания установки, полностью удовлетворяет требованиям ГОСТ 425-57 на гипс строительный I сорта. Предел прочности гипса с опытной установки через 1,5 ч 48—55 кгс/см² (по ГОСТу — не ниже 45 кгс/см²); время начала схватывания 5—8 мин с момента затворения (по ГОСТу не ранее 4 мин); время конца схватывания от 8 до 18 мин (по ГОСТу не ранее 6 мин и не позднее 30 мин).

НЕКОТОРЫЕ ВОПРОСЫ ЭКОНОМИКИ

Пока не имеется достаточного количества данных для суждения об экономичности того или иного типа сушилок. Часто низкая экономичность аппарата объясняется лишь неправильным его выбором для сушки данного материала. Так, например, сушилки кипящего и фонтанирующего слоя оказываются иногда малоэкономичными при сушке полимерных материалов, но при этом нет оснований считать эти сушилки неэкономичными при сушке других материалов.

Наибольшее количество данных имеется по сравнению сушилок кипящего слоя как между собой, так и с барабанными и другими типами сушилок.

Сушилки кипящего слоя принадлежат к наименее металлоемким, наиболее простым, а следовательно, дешевым аппаратам и отличаются от остальных сушилок высокой эффективностью процесса. Несомненно, на рентабельности сушилок кипящего слоя оказывается значительная стоимость изготовления решетки, а также необходимость периодической ее чистки. Поскольку расход тепла в газовых сушилках колеблется в небольших пределах и тем меньше, чем меньше удельный расход газов (так как при этом уменьшаются потери тепла с отработанными газами), то в однокамерных сушилках кипящего слоя при удельном расходе сушильного агента 5—20 кг/кг влаги расход тепла меньше, чем в барабанных сушилках. Только расход энергии на дутье иногда превышает эту же статью расхода в сушилках других типов.

Как уже было отмечено, экономичность сушилки тем выше, чем меньше удельный расход газов. Поэтому особенно выгодны однокамерные сушилки, и, по возможности, именно эти аппараты и следует применять. Более сложные и дорогие многокамерные аппараты возможно рекомендовать лишь в тех случаях, когда это оправдано, т. е. при необходимости снижения температуры теплоносителя по зонам, для получения равномерно высушенного продукта и т. д.

Поскольку во всех газовых сушилках применяются более или менее однотипные пылеулавливающие аппараты и установки для получения теплоносителя, то увеличение расхода энергии в сушилках кипящего слоя происходит только из-за гидравлического сопротивления слоя.

В громадном большинстве случаев гидравлическое сопротивление сушилки не превышает 300—400 мм вод. ст. (при высоте слоя до 400—500 мм). Иногда приходится прибегать к более высоким слоям, например в некоторых случаях при сушке пастообразных материалов и растворов, при сушке сыпучих материалов с большим сопротивлением внутренней диффузии влаги. И. М. Федоров показал, что в этом случае более высокие слои выгоднее, так как уменьшается расход газов на 1 кг материала, а следовательно, и потеря тепла с отходящими газами; расход энергии будет увеличиваться из-за повышения гидравлического сопротивления слоя и уменьшаться из-за понижения удельного расхода газов. Однако в конечном счете с увеличением высоты слоя расход энергии будет уменьшаться.

Если полное сопротивление системы выражается суммой

$$\Delta p + KH_{\text{сз}}$$

[где Δp — сопротивление, не зависящее от высоты слоя (сопротивление воздуховодов, нагревателя, сепарационных устройств и т. д.); $KH_{\text{сз}}$ — сопротивление слоя, пропорциональное его высоте], то удельный расход энергии будет пропорционален произведению полного сопротивления системы на удельный расход газов. Но удельный расход газов обратно пропорционален высоте слоя, следовательно, удельный расход энергии будет уменьшаться с увеличением высоты слоя

$$I \approx \frac{\Delta p + KH_{\text{сз}}}{H_{\text{сз}}} = \frac{\Delta p}{H_{\text{сз}}} + K$$

Кроме того, при увеличении высоты слоя (при данной продолжительности сушки) будет увеличиваться производительность на единицу сечения аппарата. Следует иметь в виду, что при большой высоте слоя наступает поршневой режим «кипения», поэтому оптимальная высота находится, по-видимому, в пределах соответствующих нагрузок слоя 250—400 кг/м². В аппаратах с расширяющимся сечением эта высота может быть увеличена.

К аналогичным выводам пришли Ванечек с сотрудниками [57], которые собрали данные для 12 сушильных установок (лабораторных

и пилотных) кипящего слоя различных конструкций и размеров. Они установили, что при переходе от стоимости пилотной установки к промышленной следует руководствоваться соотношением:

$$\frac{C_{\text{пил}}}{C_{\text{пр}}} = \left(\frac{P_{\text{пил}}}{P_{\text{пр}}} \right)^n$$

где $C_{\text{пил}}$ и $C_{\text{пр}}$ — стоимость пилотного и промышленного оборудования; $P_{\text{пил}}$ и $P_{\text{пр}}$ — величины характерного параметра соответственно для пилотного и промышленного оборудования.

Для химического оборудования величина показателя n обычно 0,6. Для сушилок кипящего слоя она оказалась 0,59.

Ниже приведены некоторые данные, характеризующие экономичность сушилок кипящего слоя по сравнению с другими типами сушилок (табл. III-20):

Таблица III-20
Сравнительная характеристика сушилок некоторых типов для сушки полимерных материалов [56]

Тип сушилки	Начальная влажность продукта, %	Температура сушильного агента, °С	Продолжительность нахождения материала в зоне сушки	Напряжение сушилки по испаренной влаге, кг	Удельный расход	
					воздуха на 1 кг испаренной влаги, кг	тепла на 1 кг испаренной влаги, ккал
«Бенулет»	25—35	Контактная сушилка 80—110	Часы, десятки часов От нескольких часов до нескользких суток	2,2	—	4300—5900
«Гордон»	15—70		Несколько секунд	0,1—0,5	30—320	7000—10 000
Двухступенчатая труба-сушилка	18—23	140—150		30—70	100—170	900—2000
Двухкамерная сушилка с кипящим слоем	18—20	100—120	До одного часа	20—30	35—50	1000—1200
Комбинированная двухступенчатая аэрофлотанская сушилка	До 55	90—135 (1 канал) 220—240 (2 канал)	Десятки секунд	70—120	30—50	1200—1300
Комбинированная двухступенчатая циклонная сушилка	До 70	100—120 (1 канал) 120—140 (2 канал)	Десятки секунд	200—250	30—35	1000—1200

В настоящее время при производстве сульфата натрия из мирабилита обезвоживание осуществляется чаще всего выпариванием, главным образом в выпарных аппаратах или во вращающихся печах.

Таблица III-22

Сравнительные данные по обезвоживанию песка

Затраты	Установки		
	барабанная	пневматиче-ская	кипящего слоя
Стоимость изготовления, тыс. руб.	18,0	6,0	1,5
Производственная площадь, м ²	250	100	15
Вес установки, т	48	40	7
Расход электроэнергии, квт·ч	15	10	3—5
Удельный расход топлива, кг/кг влаги	0,006	0,007	0,0056

Таблица III-21

Стоимость энергозатрат при обезвоживании кристаллогидрата мирабилита [59]

Метод обезвоживания	Пар		Электроэнергия		Мазут		Общая стоимость, руб.
	m/m	стоимость, руб.	квт·ч/m	стоимость, руб.	m/m	стоимость, руб.	
Выпарка с трехкратным использованием тепла	0,96	3,36	32	0,48	0,012	0,30	4,14
Выпарка с двукратным использованием тепла (Lurgi)	1,25	4,38	55	0,82	0,012	0,30	5,5
Вращающиеся печи безретурной кальцинации с внешним обогревом	—	—	100	1,5	0,175	4,37	5,87
Кипящий слой	—	—	35	0,53	0,135	3,38	3,91

Аналогичная картина получается при сравнении удельных капиталовложений. Удельные капиталовложения для крупного цеха выпарки, регенерационных установок системы Lurgi, содовых печей безретурной кальцинации и аппаратов кипящего слоя относятся как 2,2 : 4,7 : 14 : 1.

Так как при обезвоживании в кипящем слое обеспечивается самая высокая степень механизации и автоматизации производства, очевидно, что и затраты рабочей силы в этом случае минимальные.

Сравнительные данные по обезвоживанию песка в установках различных типов производительностью до 7 т/ч приведены в табл. III-22 [60].

Из таблицы очевидно, что наименьшие затраты имеют место при использовании сушилок кипящего слоя.

При сушке хлористого калия в сушилке кипящего слоя, установленной вместо барабанной, были выявлены следующие ее преимущества: расход топлива снизился на 40—50%, уменьшился удельный расход электроэнергии, пылеунос сократился в 3—4 раза, улучшились товарные качества продукта (вследствие глубокой сушки

* Цены даны по состоянию на 1959 г.

и укрупнения материала), потери хлористого калия сократились до 0,15—0,2% по сравнению с 0,6—0,8% для барабанной сушилки (из-за сокращения уноса в оросительную башню). Весьма существенно также то, что удалось полностью механизировать и автоматизировать процесс [23].

Для сушки кварцевых песков в чугунолитейном цехе завода им. К. Маркса была установлена вначале одноходовая барабанная сушилка производительностью 5—6 т/ч песка с влажностью 5—7%. При трехсменной работе на сушке и транспортировке песка было занято 10 чел. Песок в печь загружался вручную. После установки сушилки кипящего слоя значительно улучшились условия труда и сократилось количество занятых на сушке рабочих [60].

При сушке сульфата аммония [26] затраты электроэнергии на 1 т сульфата составляют 31 квт·ч, тогда как для барабанных сушилок — 100 квт·ч. При замене барабанных сушилок сушилками кипящего слоя (конструкции ДПИ) повысилась сортность сульфата [28].

В табл. III-23 приведены сравнительные технико-экономические показатели существующих сушилок, применяемых для сушки семян. Преимущество сушилки кипящего слоя несомненно.

Из зарубежной литературы можно видеть, что сушилки кипящего слоя вытесняют барабанные сушилки. Так, например, установка для сушки цементного мергеля производительностью 60 т/ч заменила две барабанные сушилки. Эта установка занимает $\frac{1}{8}$ площади, занятой ранее барабанными сушилками, и расходует вдвое меньшее топлива.

На основании исследований работы опытно-промышленных установок сушки углей в кипящем слое на Днепродзержинском и Макеевском КХЗ Укрэнергохрометом проведены сравнительные технико-экономические расчеты стоимости строительства и расходов по эксплуатации сушильных установок с кипящим слоем. Для сравнения были приняты два варианта установок производительностью 100 и 200 т/ч. Результаты сравнений приведены в табл. III-24, в которой за 100% приняты расходы по барабанным сушилкам [15].

Таблица III-23

Сравнительные технико-экономические показатели сушилок для семян

Показатели	Тип сушилки			
	шахтная	пневматическая	барабанная	с кипящим слоем
Производительность, т/сутки	150	150	150	240
Снижение влажности, %	5—6	3—5	5—6	11—12
Температура газов, °C	160—180	600—900	250—350	100—180
на входе	40—60	150—200	50—80	—
на выходе				
Расход условного топлива, кг/кг влаги	0,3	0,6	0,25	0,16
Расход электроэнергии, квт·ч/кг влаги	0,104	0,15	0,08	0,062
Масса сушилки на 1 м производительности, т	—	—	1,44	1,0

Таблица III-24

Технико-экономические показатели установок для сушки угля [15]

Статьи расхода	Производительность сушилок			
	200 т/ч		100 т/ч	
	барабанная	кипящего слоя	барабанная	кипящего слоя
Капитальные затраты, %	66,0	57,5	72,5	64,5
Эксплуатационные расходы, %	34,0	34,0	27,5	26,8
Итого	100,0	91,5	100,0	91,3

Из таблицы видно, что стоимость установок с кипящим слоем почти на 9% ниже барабанных.

В табл. IV-25 приведены показатели расходов по элементам затрат.

Эксплуатационные расходы при сушке в кипящем слое могут быть снижены при интенсификации процесса, что, как показали исследования на Донецком КХЗ, вполне осуществимо.

Сушка углей перед их коксованием вызывает изменение в технологии коксования и в качестве получаемых кокса и химических продуктов.

Эти изменения в основном положительно сказываются на экономике процесса коксования.

Применение сушки рудных концентратов обеспечивает по сравнению с барабанными сушилками снижение расхода мазута на 25% и электроэнергии на 10—15%; значительное сокращение затрат на оборудование, ремонтные работы и эксплуатацию, снижение пыле-

выноса (на 30—40%), полную механизацию и автоматизацию процесса с регулированием степени сушки в пределах $\pm 0,3$ —0,5% по конечной влажности [62].

Использование аэровихревой сушилки ВАВАС на Яуннагастском спирто-крахмальном комбинате, где она заменила ленточную сушилку, дает заводу экономию в размере 6,5 руб. на тонну продукта. Эта экономия обусловливается главным образом устранением образования «крупки», уменьшением потерь и механизацией всех основных операций. За первый год работы сушилки ВАВАС завод сэкономил свыше 10 000 руб. [53].

Таблица III-25

Расходы по элементам затрат [15]

Элементы затрат	Производительность сушилок			
	200 т/ч		100 т/ч	
	барабанная, %	кипящего слоя, %	барабанная, %	кипящего слоя, %
Топливо	22,49	21,02	14,85	14,0
Сжатый воздух	—	0,43	—	0,12
Техническая вода	—	0,41	—	0,37
Электроэнергия	2,41	4,0	2,32	3,23
Основная зарплата	1,62	1,38	2,08	1,56
Дополнительная зарплата	0,19	0,15	0,24	0,20
Амортизационные отчисления	3,66	3,28	4,06	3,63
Текущий ремонт	1,95	1,73	2,14	1,37
Охрана труда	0,11	0,06	0,15	0,13
Прочие расходы	1,87	1,84	1,66	1,59
Итого	34,0	34,0	27,5	26,8

ЛИТЕРАТУРА

- Wall C. J., Ash W. J., Ind. Eng. Chem., 41, № 6, 1247 (1949).
- Beek D. W., Ind. Chemist, 34, № 400, 329 (1958).
- Thyreg E. G. S., Mine a. Quarry Eng., 27, № 2, 64 (1961).
- Beek D. W., Brit. chem. Eng., 5, № 7, 484 (1960).
- Pit a. Quarry, 48, № 6, 102 (1955).
- Каганович Ю. Я., Рогалин А. О., Литейное производство, № 3 (1960).
- Вейнберг К. Д. и др., Оборудование стекольных заводов, Госстройиздат, 1961.
- Будников П. П., Полиниковская А. И. и др., Строй. мат., 7, № 11, 15 (1961).
- Куприя А. Я., Алохин И. Ф., Пром.-экон. бюлл. Владимирского СНХ, ЦБТИ, № 1, 25 (1961).
- Применение в СССР процессов обжига в кипящем слое, ЦИНЦИМ, 1960.
- Забережный И. И., Орионов А. А., Пыжов В. С., Сборник трудов Гипнорметмета, вып. 19, 1962, Металлургиздат, стр. 475.
- Mining J., 257, № 6575, 191 (1961).
- Mechanisation, 20, № 7, 89 (1956).

14. Филиппов В. А., Сушильные установки на зарубежных углеобогатительных и брикетных фабриках, Изд. «Недра», 1966.
15. Зашквере В. Г., Возный Г. Ф., Тютюников Ю. Б., Ольферт А. И., Применение процессов сушки углей в кипящем слое в коксохимической промышленности, Изд. «Недра», 1967.
16. Jonescu M., Anghel V., Rev. minelor., 8, № 12, 575 (1957).
17. Ятовский И. А., Сушка продуктов обогащения угля в зарубежной практике, Углехимиздат, 1956.
18. Бейлин М. И., Сушка угля в кипящем слое, Изд. «Недра», 1965.
19. Забродский С. С., Соломонов Д. И., Бегун В. П., ИФЖ, 3, № 10, 19 (1960).
20. Матвеев Л. М. и др., Торф. пром., № 2, 17 (1961).
21. Лабутин Г. В., Меламед Р. И., Труды ВАМИ, вып. 46, 1960, стр. 72.
22. Каганович Ю. Я., Хим. наука и пром., 2, № 6, 764 (1957).
23. Шипов В. Е., Сушка солей в аппаратах кипящего слоя, Информ. листок Станиславского СНХ, № 41 (1961).
24. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦИМ, 1965.
25. Налимов С. П., Себалло В. А., Черкез Г. С., Сопоставительный обзор по сушке в кипящем слое в СССР и за рубежом, вып. 1, НИИТЭХИМ, 1967.
26. Михайди Л. Л., Горячева И. М., Бум. пром., 36, № 11, 17 (1961).
27. Попов К. П., Соловьев В. Ф., Кокс и химия, № 8, 35 (1961).
28. Кузнецов М. Д., Сушильные установки для сушки сульфата аммония, Аннотации научно-исследовательских работ, Серия хим. пром., вып. 1, Киев, 1962, стр. 77.
29. Vaperek V., Drbohlav R., Markvart M., Fluidized Bed Drying, L. Hill, London, 1965.
30. Романков П. Г., Рацковская Н. Б., Синельникова Л. Л., Хим. пром., № 11 (1963).
31. Esayyan L., Esayyan M., Fluidizarea, Bucuresti, 1959.
32. Wigrzsa Z., Tworzywa guma lakier, 5, № 10, 303 (1960).
33. Желонкин В. Г., Труды МИХМ, вып. XX, 1960, стр. 77.
34. Belik L., Chem.-Ing.-Techn., 32, № 4, 253 (1960).
35. Blickle T., de Jonge J., Nemeth J., Chem. Techn., 14, № 2, 87 (1962).
36. Рычков А. И., Шахова Н. А., Дмитриенко Е. В., Тезисы докладов XXII научно-технической конференции МИХМ, 1961.
37. Папп, Доклад на конференции по псевдоожжению, Прага, 1961.
38. Информационный бюллетень о зарубежной химической промышленности, Госкомитет СМ СССР по химии, № 24/79/52-53, 1960.
39. Мерлис М. З., «За технический прогресс», № 6, Горький, 1960.
40. Данилевич М. В., Хрулев В. М., Балло Н. Б., Лебедев Н. К., Авт. свид. СССР 136245, Бюлл. изобрет., № 4 (1961).
41. Данилевич И. В., Славянов Ю. Н., Авт. свид. СССР 134698, Бюлл. изобрет., № 1 (1961).
42. Аннотации научно-исследовательских и конструкторских работ ПИИХИМаш за 1960–1961 гг.
43. Хим. маш. № 3, 44 (1962).
44. Гельперин Н. И., Подгаецкая О. И., Дубинин М. К., Хим. пром., № 9 689 (1962).
45. Baseg L., Grau E., Chem. Eng. Progr., 58, № 6, 57 (1962).
46. Сущенко А. С., сб. «Применение кипящего слоя в химической промышленности», ч. I. ЛДИТП, 1965, стр. 114.
47. Гельперин Н. И., Подгаецкая О. И., Дубинин М. К., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦИМ, 1965.
48. Гельперин Н. И. и др., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 77.
49. Кисельников В. Н. и др., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 80.
50. Любощиц И. А., сб. «Тепло- и массообмен в сушильных и термических процессах», Изд. «Наука и техника», 1966, стр. 107.
51. Левин Д. М., Борде И. И., Труды Сибирск. технологич. ин-та, Красноярск, 1966.
52. Кузнецов Р. М., Сурский А. В., Сажин Б. С., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 94.
53. Бекер М. Е., Сушка термоочувствительных материалов во взвешенном состоянии, Изд. «Зинатне», Рига, 1965.
54. Митев Д. Т., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1967.
55. Митев Д. Т., Тезисы научно-технической конференции ЛТИ им. Ленсовета, 1967.
56. Сажин Б. С., Яцунова В. А., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 1, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 63.
57. Улесек V., Markwatt M., Drbohlav K., Brit. Chem. Eng., 7, № 6 (1962).
58. Каганович Ю. Я., Хим. наука и пром., 2, № 6, 764 (1957).
59. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., Хим. пром., № 5, 389 (1960).
60. Вахрамеев Н. А., Кадников В. Г., Опыт механизации чугунолитейного цеха завода им. Карла Маркса, Л. О. об-ва «Знание», 1964.
61. Гинзбург А. С., Резчиков А. С., Сушка пищевых продуктов в кипящем слое, Изд. «Пищевая пром.», 1966.
62. Установка для сушки свинцовой пульпы в кипящем слое. Чимкентский свинцовый завод Казахстанского СНХ, ВДНХ, 1963.
63. Эксплуатация и устройство печей кипящего слоя для выпаривания растворов, прокалки и сушки материалов, ЦИНЦИМ, 1965, стр. 43.

ГЛАВА ЧЕТВЕРТАЯ

ПАСТООБРАЗНЫЕ МАТЕРИАЛЫ, РАСТВОРЫ И СУСПЕНЗИИ

Сушка пастообразных материалов, получаемых при производстве многих химических продуктов: пигментов, промежуточных продуктов и красителей, химико-фармацевтических препаратов, ядохимикатов, минеральных удобрений, глинистых материалов — задача особенно сложная.

Современные масштабы химических производств требуют создания высокointенсивных сушильных установок непрерывного действия большой производительности с автоматическим управлением.

Еще на многих химических заводах, особенно с большим ассортиментом продукции, можно встретить периодически действующие вакуум-шкафы и камерные сушилки.

За последние тридцать лет сушильная техника обогатилась сушилками непрерывного действия для пастообразных материалов — петлевой, вальцеленточной, но это — громоздкие, металлоемкие и сложные конструкции, которые могут быть выполнены только специальными заводами химического машиностроения [1].

Выпаривание концентрированных растворов в выпарных установках часто также вызывает затруднения вследствие отложения солей на греющих поверхностях и пенообразования. Попытки избежать этих явлений приводят к усложнению и удорожанию установок.

В кипящем и фонтанирующем слое, вследствие почти полного перемешивания, выгружаемый из аппарата продукт имеет тот же состав и ту же температуру, что и слой. Поскольку при сушке паст, выпаривании растворов и обезвоживании расплавов конечный продукт является твердой фазой, то эти материалы могут обрабатываться в кипящем и фонтанирующем слое.

Нет принципиальной разницы между высушиванием во взвешенном состоянии пастообразных материалов, растворов, расплавов и супензий, но при разработке технологических схем обезвоживания и конструкции сушильных аппаратов необходимо учитывать некоторые особенности процесса и физико-химические свойства продукта.

Растворы, супензии и пасты, которые могут обезвоживаться в аппаратах со взвешенным слоем (кипящим и фонтанирующим), можно разделить на четыре группы:

1. Растворы и пасты термически устойчивых и тугоплавких соединений (NaCl , KCl , марганцевые и железорудные флотоконцентраты, бариевые ферриты и др.).

2. Растворы и пасты термически неустойчивых и легкоплавких соединений (сернокислый аммоний, трихлорацетат натрия, органические красители, пигменты).

3. Растворы гигроскопических веществ (NaOH , KOH , NH_4NO_3 и др.) [2].

4. Растворы гидролизующихся веществ (ZnCl_2 , MnCl_2 и др.).

При высушивании материалов первой группы можно применять аппараты кипящего и фонтанирующего слоя, но на практике вязкие пасты обезвоживают только в аппаратах фонтанирующего слоя, а пасты с добавкой ретура — в кипящем слое.

При высушивании материалов второй и третьей группы в кипящем слое при повышенных температурах на газораспределительной решетке и вблизи ее в «активной» зоне протекает реакции разложения. Разложение может быть уменьшено при понижении температуры теплоносителя, но это приведет к снижению производительности аппарата.

Применение аппаратов фонтанирующего слоя либо аппаратов кипящего слоя в сочетании с локализованными зонами фонтанирования позволяет вести процесс с достаточной интенсивностью, почти в два раза превышающей производительность сушилок кипящего слоя. Последний метод применим и для сушки материалов четвертой группы [2].

При сушке пастообразных материалов, растворов и супензий в качестве слоя зернистого материала (подушки) используются либо гранулы, либо инертный материал (песок, стеклянные шарики, фторпластика крошка и др.).

Первый способ применим, когда материал в сухом состоянии достаточно термоустойчив, образует сравнительно прочные гранулы и высушенный продукт (по техническим требованиям) желательно получить в виде гранул. Кроме того, такой продукт не слеживается при хранении, при его применении не наблюдается пыления, что важно с точки зрения санитарно-гигиенических условий для обслуживающего персонала.

При применении инертных тел достаточно вязкая паста распределяется между частицами, образующими слой, так что слой остается сыпучим, а при подаче в слой текучих паст, растворов и супензий частицы инертного материала покрываются тонкой пленкой влажного материала, которая по мере высыхания истирается, и материал выносится в виде пыли отходящим из сушилки теплоносителем.

Этот метод сушки применим при сушке термически нестойких материалов, если высушиваемый материал в процессе сушки превращается из упруго-пластичного в упруго-хрупкое, при необходимости получения высушенного продукта в тонкодисперсном виде и в том случае, когда в процессе сушки материал образует очень хрупкие гранулы. При этом способе сушки среднее время пребывания материала в слое определяется в основном скоростью испарения свободной влаги с поверхности и кинетикой истирания высушенного материала.

Впервые этот метод сушки предложен еще в 1953 г. [3] для выпаривания растворов и суспензий и использован для выпаривания морской воды [4], дегидратации и кальцинации растворов и расплавов $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$ и $\text{Al}(\text{NO}_3)_3$ до UO_3 и Al_2O_3 [5], при обезвоживании мирабилита [6] и цинкового купороса [7]. Соли с низкой температурой плавления также могут быть высушены этим способом. Например, железный купорос $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ может быть обезвожен в кипящем слое при 150°C до содержания одной или трех молекул воды [8], несмотря на то, что эта соль растворяется в кристаллизационной воде при 65°C . В кипящем слое были высушены растворы NaCl , CaCl_2 , $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ (глауберова соль) и расплавы $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, а также была проведена дегидратация глауберовой соли [9]. Успешно высушивались этим способом натриевая соль *м*-дисульфокислоты бензола, суспензии пигментов, красителей и других материалов [10, 11], расплавы мыла и композиции синтетических моющих средств, растворы дубителя, альгината натрия.

СУШКА НА СЛОЕ ВЫСУШИВАЕМОГО МАТЕРИАЛА

Пастообразные материалы

Рассмотрим метод сушки пастообразных материалов — пигментов (неорганических и органических), органических красителей, а также некоторых других пастообразных материалов.

Этот метод сушки был разработан авторами и сотрудниками в ЛТИ им. Ленсовета [10, 12—15]. В настоящее время работает промышленная установка для сушки бланфакса на Ленинградском заводе художественных красок (результаты ее испытания см. табл. IV-1, стр. 204—205), а также сушилка для красителя прямого черного 3 на Дербеневском химическом заводе (табл. IV-3, стр. 206—207 и рис. IV-2). Для высушивания применялись конечно-цилиндрические аппараты (см. рис. II-16). Основные размеры применяемых пилотных аппаратов приведены в табл. IV-2.

Таблица IV-2

Размеры пилотных конечно-цилиндрических аппаратов

№ моде- ли	Цилиндрическая часть, мм		Коническая часть, мм			Общая высота аппаратов, мм
	диаметр	высота	диаметр нижнего основания	высота усеченного конуса	угол конусности	
1	200	100	33	330	35	430
2	300	350	43—50	500	35	850
3	400	400	50—70	500	40	900

Пигменты

В табл. IV-1 приведены некоторые данные по сушке ряда пастообразных пигментов * на пилотных установках ЛТИ [13, 14], а также на опытно-промышленной установке Ленинградского завода художественных красок (рис. IV-1).

На основании полученных данных был выполнен проект установки для сушки бланфакса производительностью 40 кг/ч сухого пигmenta (с диаметром цилиндрической части 870 мм).

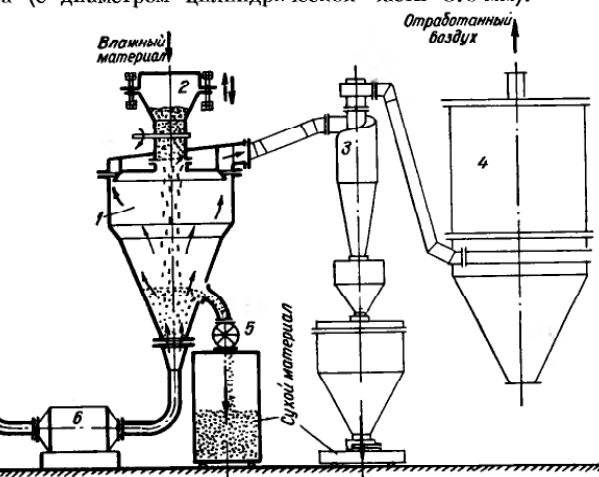


Рис. IV-1. Схема установки для сушки пастообразного пигмента бланфакса:

1 — сушилка; 2 — вибропитатель; 3 — циклон; 4 — рукающий фильтр; 5 — пытатель; 6 — электрокалорифер.

Опытно-промышленная установка смонтирована и пущена в эксплуатацию **.

Результаты испытания сушки на этой установке различных пигментов приведены также в табл. IV-1. Эти испытания показали, что при сушке всех пигментов при нормальной работе установки удается

* Исследование проводилось для Ленинградского химического завода им. Д. И. Менделеева, Ленинградского завода художественных красок и на одном из химических заводов при участии З. Д. Смирновой, И. Н. Никифоровой, А. А. Мезне, Г. А. Калинского.

** Начало внедрения нового метода сушки пастообразных материалов в промышленную практику относится к 1961 г. сперва на Ленинградском заводе художественных красок при участии В. В. Дмитрова, Г. А. Калинского, А. А. Мезне, а затем на Дербеневском химическом заводе при участии Н. А. Бакланова, А. Ф. Альтонова, М. Н. Зиммера, Б. А. Иконникова, Л. А. Синюка, И. Т. Шкута и авторов.

Таблица IV-1

Результаты опытов по сушке пастообразных пигментов в фонтанирующем слое (подача вибропитателем)

Пигмент	Материал			Аппарат			Сушильный агент (воздух)				Удельный расход			Съем влаги, кг/ч			Тепловой к.п.д., %
	диаметр гранул (высушенных), мм	влажность, %		диаметр, мм	высота слоя (неподвижного), мм	гидравлическое сопротивление, мм вод. ст.	температура, °C		скорость, м/сек		тепла		с 1 м ² обеих аппаратов	с 1 м ² обеих слоев (переключенного)	с 1 м ² сечения аппарата	с 1 м ² сечения аппарата	
		начальная	конечная				на входе	на выходе	внизу	вверху	кдэз	ккал	квлаги				
Спана натуральная	3÷5	45.2 52	0.0 2.71	D=870 d ₀ =140 D=300	220 250	160	280 262	100 96.5	— 20.53	— 0.4	15.8 17.75	4160 4310	995 1030	25.6 238	— 1840	— 75.5	57 64.5
Марс коричневый светлый	2÷5	56.5 65	3.84 5.7	D=300 d ₀ =50 D=870 d ₀ =140	350 290	210 175	155 260	69 70	26.3 —	0.61 —	24 14.2	3350 3460	800 825	284 32.3	1120 —	90 —	63.3 69
Марс коричневый темный	2÷5	45	0.0	То же	220	160	280	100	—	—	15.8	4160	995	25.6	—	—	57
Бланфикс	2÷4	25.5 26.7	0.03 0.04	D=300 d ₀ =50	250 250	240 200	352 400	95 106	10.4 13.8	0.48 0.24	19.2 10.5	3930 3350	940 800	94.3 216	730 1665	30 68.4	60.6 70.4
Кобальт зеленый	3÷5	40.1 41.9	0.4 0.2	D=300 d ₀ =50	240 240	178 150	157 320	70.5 70.7	20.7 13.2	0.475 0.225	31.9 14.25	3880 3150	926 752	167.5 172.5	1440 1485	53 54.6	62 75.5
Белила № 825	2÷4	62.8 60.1	3.0 7.36	D=200 d ₀ =33	270 270	—	250 230	88 70	31.0 34.8	0.585 0.645	14.9 16.6	3640 3410	870 815	622 640	— —	— —	65.4 69.8
Белила № 801	1÷3	90 90	13.0 8.2	D=200 d ₀ =33	320 320	—	400 460	66 85	44.00 34.8	0.657 0.486	10.6 9.8	3440 3080	823 735	1050 705	— —	— —	68.6 76.5
Милори	1÷3	74 74	5.6 9.7	D=300 d ₀ =43	270 270	—	350 400	95 85	30.4 39.4	0.43 0.44	18.7 18.9	4030 3840	963 946	146 172	995 1170	— —	59.2 62.2
Свинцовый крон	<2	32.6	1.51	D=300 d ₀ =43	100	—	360	99	51.5	0.63	41.6	5920	1415	99	8020	—	40.7

получить запроектированную производительность установки (по влаге). Трудность заключается в ручной регулировке процесса (в частности, подачи пасты).

Органические красители

Пастообразные органические красители были высушены в цилиндрико-конической сушилке ЛТИ* (с диаметром цилиндрической части 300 и 400 мм). Некоторые из них высушивали в двухступенчатой сушилке [10] (см. рис. II-24).

* В проведении работы со свежеприготовленными красителями на установке ЛТИ принимал участие К. И. Кузнецов.

Пастообразные красители подавались в основном стержневым вибрационным питателем, жидкие пасты (разработанные) — в слой насосом, а комкующиеся пасты — ячейковым питателем либо пропирали через сито.

Результаты опытов приведены в табл. IV-3. При температуре поступающего сушильного агента 150—390° С, а уходящего 60—150° С качество красителя не ухудшалось.

При высушивании красителя кислотный розовый М и кислотный хром синий 2К в двухкамерной сушилке расходные коэффициенты оказались значительно выше, а напряжение сушилки ниже, чем в однокамерной. Это объясняется тем, что необходимая конечная влажность красителя достигалась в первой камере, а во второй

Таблица IV-3

Результаты опытов по сушке некоторых органических

Краситель	способ подачи	Материал			Аппарат			
		диаметр трауна (бесщепных), мм		влажность, %	диаметр, мм	высота слоя (стекло), мм	теплоизлучение, ккал/см ²	
		началь-	конечная					
Прямой черный З	В слой форсунками	2—4	67.2	1.0	D = 400 <i>d₀</i> = 70	230	170	
	Вибропитателем	2—4	56 69	1.8 6.0	D = 300 <i>d₀</i> = 50	320 280	200 170	
	В слой форсунками	2—4	68.2 69.7	6.5 7.5	D = 1600 (с внутренним конусом)	400 400	350 350	
Прямой синий КМ	Вибропитателем	<2	70.4 70.4 70.4	0.9 15.5 8.66	D = 300 <i>d₀</i> = 50	300 310 330	100 135 120	
Прямой коричневый КХ	Ячейковым питателем	1÷3	58.2 58.5 58.5	5.5 10.7 4.36	D = 400 <i>d₀</i> = 50	350 340 340	150 255 175	
Прямой прочный голубой	Вибропитателем	1÷3	44.5 44.5 44.5	14.8 7.9 8.7	D = 300 <i>d₀</i> = 50	300 300 300	240 220 220	
Кислотный сине-черный	Вибропитателем	1÷3	63 63	6.5 4.6	D = 300 <i>d₀</i> = 50	270 270	180 180	
Кислотный черный С	Вибропитателем	0.5÷1	64	5.7	D = 300 <i>d₀</i> = 50	320	300	
Кислотный хром черный О			56.5	14		160	220	
Кислотный розовый М		2	50.3 50.3	7.6÷1.7 1÷0.5	Двухкамерная (см. рис. II-27)	140÷130 130÷125	65 50	
Кислотный хром синий 2К	Протиркой через сито	5	52 52 52	1,5÷0.35 5÷3 1.75÷1.5		140÷135 140÷135 150÷140	50 65 50	
Лак алый Ж	Ячейковым питателем	1÷4	58.4 52.5	2.4 8.5	D = 400 <i>d₀</i> = 50	375 300	145 110	
Ацетонопластик оранжевый		—	49 72.6	1.65 5.1	D = 600 <i>d₀</i> = 100	225 225	165 140	
Спирто-раствор. желтый Р	Вибропитателем	1÷3	83.9	5.5	D = 400	Не измерялось		
Спирто-раствор. оранжевый 4Ж		—	62.5	7.5	<i>d₀</i> = 70	Не измерялось		

настообразных красителей в фонтанирующем слое

Температура, °С	Сушильный агент (воздух)		Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Тепловой К.П.Д., %			
	на входе	на выходе	скорость, м/сек	воздуха		с 1 кг объема аппарата				
				внизу	вверху	кв/кг воздуха	кв/кг воздуха			
200	120	5.9	0.454	22.6	4100	980	35.4	—	24	57.3
315 390	102 115	27.4 44.5	0.485 0.73	15 11.5	4520 4830	1080 1040	114 244	—	110 234	49.5 52.0
310 330	93.5 96.5	18.0 19.0	0.9 0.98	10.7 10.0	3220 3220	770 770	127 145	—	182 207	70.0 70.0
235 300 280	90 105 75	35 53.4 5	0.38 0.77 0.6	37.4 18.1 15.9	5160 4160 3500	1230 995 835	91.3 256.5 254.5	803 2125 1860	47 132 131	45.5 57 68
185 230 255	70 60 75	27.2 42.5 35.8	0.323 0.457 0.383	46 34.2 38.8	5150 4230 5000	1230 1010 1190	44 84.5 60	340 710 500	26 50 35.4	47 57 48.5
418 180 260	70 81 145	40.2 40.0 46.2	0.736 0.65 0.757	60 61 31	5900 6380 5750	1410 1525 1373	87 73.5 98	767 647 860	45 38 52	40.8 37.9 41.7
226 272	154 124	69.3 84	1.22 1.285	83 55.4	24 000 8 580	4980 2050	55.6 41.5	926 1540	47 73	11.6 28.1
300	150	48	0.725	15.6	4560	1090	238	1850	123	52
140	94	34.2	1.27	92.7	8000	1940	225	1850	209	23
165 200	70 95	6.1 5.4	0.55 0.43	94 88.7	5150 7400	1230 1770	28.5 21.4	380 306	18.3 13.8	47 33
250 175 195	100 75 95	10.3 10 9.0	0.74 0.785 0.796	53.6 62.6 71.6	5150 4060 5700	1230 970 1360	60.4 59 49.8	777 758 640	38.7 38 32	44 56 40.0
105 150	60 60	27.1 30	0.25 0.25	89 82	7250 6820	1730 1630	27.3 29.4	180 330	16.1 17.3	33.5 35.4
165 170	105 70	12.2 11.6	0.354 0.32	120 59	7950 9630	1900 2300	9.6 21.2	— —	9.3 20.5	28.5 23.5
170	80	28.5	0.85	48	7250	1730	66.5	—	61.5	31
175	95	47	0.6	35	5440	1300	50.5	—	61.4	41.5

камере, куда также подавался свежий сушильный агент, влажность снижалась лишь на 1,5—2%. Соответственно ниже был и тепловой к. п. д. сушилки. В этой же таблице приведены некоторые данные по испытанию опытно-промышленной сушилки Дербеневского химзавода ($D = 1600$ мм, см. рис. IV-69). Эти данные показывают, что укрупненная установка имеет лучшие показатели, чем лабораторные установки. Подробнее о работе этой установки см. ниже.

**Опытно-промышленная установка для сушки красителя прямой черный 3
(Дербеневский хим завод, Москва)**

Сушильная установка (рис. IV-2) состоит из сушилки с внутренним конусом (для обеспечения гидродинамического режима, близкого к режиму при лабораторных испытаниях без значительного

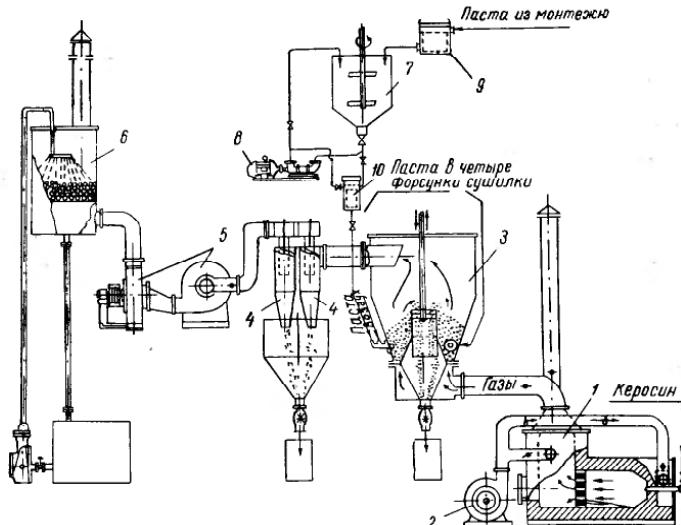


Рис. IV-2. Схема сушильной установки для пастообразного красителя прямого черного 3 на Дербеневском химзаводе:

1 — топка с камерой смешения; 2 — дутьевой вентилятор; 3 — сушилка; 4 — циклон; 5 — вытяжные вентиляторы; 6 — скруббер; 7 — пастосмеситель; 8 — винтовой насос; 9, 10 — лопушки.

увеличения высоты слоя); диаметр цилиндрической части сушилки 1600 мм, а ширина кольцевой щели, в которой установлена решетка (с живым сечением ~50%) — 40 мм. Продукты сгорания керосина

в смеси с воздухом поступают под решетку с температурой 330—350° С, со скоростью ~30 м/сек в слой гранул уже сухого красителя.

Разработанная паста красителя из пастосмесителя, пройдя ситчатые фильтры, винтовым насосом подается в четыре тангенциально расположенные пневмофорсунки (диаметр отверстия форсунки 8 мм, давление воздуха $0,8 \div 1,3$ атм). Высушенный краситель в виде гранул диаметром 1—4 мм частично разгружается через центральную трубу секторным дозатором, пыль, вынесенная отходящими из сушилки газами, отделяется в циклонах (группа из 4 циклонов НИИОГаза диаметром 450 мм). Из циклонов газы засасываются двумя последовательно установленными вентиляторами (ВВД-9) и направляются для окончательной очистки в насадочный скруббер, орошаемый водой.

Для подачи воздуха в топку и в смесительную камеру имеется вентилятор ВВД-8.

Влажность пасты колеблется в пределах 65—70%, высушенный краситель имеет влажность 3—5% при температуре отходящих из сушилки газов $100 \div 105$ °С.

Соотношение между количествами пылевидного и гранулированного красителя зависит от температурного режима и от качества подаваемой пасты. 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.

В табл. IV-4 приведены результаты испытаний сушильной установки, проведенных бригадой ЛТИ и завода.

Как видно из данных таблицы, сушилка, спроектированная на производительность 200 кг/ч высушенного красителя (100% концентрации), в большинстве случаев давала более высокую производительность (концентрация 175%). Краситель получен несколько пересушенным ($2 \div 4\%$), что объясняется высокой температурой отходящих газов. Получить краситель с нужной влажностью ($5 \div 7\%$) можно, снизив температуру отходящих газов и увеличив подачу пасты, но для этого необходимо повысить высоту слоя, чтобы обеспечить устойчивое фонтанирование.

По заключению колористической лаборатории, оттенок высушенного красителя удовлетворительный, концентрация 175% (что является пределено допустимой). При снижении температуры отходящих газов, несомненно, удастся улучшить качество красителя.

Данные, приведенные в таблице, получены в течение 53 ч непрерывной работы сушилки (под наблюдением бригады специалистов — технологов и прибористов).

Испытание сушилки показало, что она обеспечивала проектную производительность, система автоматического регулирования работала устойчиво и поддерживала заданный температурный режим. Сушилка была принята в опытно-промышленную эксплуатацию.

Результаты испытания опытно-промышленной сушилки фонта

Показатели	Дата		
	24/І-67		и смена
	1	2	
Количество рабочих часов	7	7.5	
Влажность, %	начальная	68.6	69.1
	конечная	2.2	3.0
Температура газов, °C	на входе	328	334
	на выходе	105	105
Количество высшенного красителя, кг	863 ÷ 619	1528 ÷ 264	
Производительность, кг/ч	по высшенному красителю	211	239
	по испаренной влаге	446	511
	по пасте	657	750
Гидравлическое сопротивление, мм вод. ст.	сушилки	380	380
	циклона	105	110
	скруббера	160	175
Расход газов	кг/ч	5300	5500
	нм³/ч	4100	4260
Расход тепла, ккал/ч		442 000	466 000
Удельный расход	газов, кг/кг влаги	11.9	10.8
	тепла, ккал/кг влаги	990	912
Тепловой к. и. д.		55.5	60.5
Расход керосина, кг/ч		56.0	57.8
Съем влаги	с единицы объема сушилки, кг/м³·ч	223	255.5
	с единицы сечения сушилки, кг/м²·ч	157	179
Расход электроэнергии	квт·ч/кг влаги	0.439	0.421
	квт·ч/кг сухого материала	0.294	0.26

Таблица IV-4
направляющего слоя для красителя прямого черного 3

	25/І-67		26/І-67			27/І-67
	3	2	3	1	2	
4.84	6.84	2.5	5.58	6.42	4.5	
67.6 2.6	67.6 4.0	67.0 4.0	70.9 2.7	70.6 3.0	66.0 3.3	
350 109	345 106	330 120	345 102	345 106	350 106	
1015 ÷ 163	1290 ÷ 347	299 ÷ 110	755 ÷ 84	1232 ÷ 460	859 ÷ 405	
242 472 714	239 469 708	164 315 479	150 350 500	217 498 715	204 394 608	
380 110 175	380 115 170	400 415 470	380 410 470	380 415 470	400 415 470	
5750 4450	5750 4450	5750 4450	5300 4400	5520 4260	5520 4260	
496 000	483 000	480 000	460 000	472 000	475 000	
42.2 1050	42.3 1030	18.2 1520	15.2 1340	11.1 950	14.0 1240	
52.4	53.5	36.2	42.0	58.0	45.6	
62	60.6	58.8	56.5	58.7	60.2	
236 165	234.5 164	157.5 111	175 123	249 175	197 133	
0.132 0.256	0.132 0.260	0.197 0.378	0.177 0.413	0.124 0.286	0.158 0.290	

Другие пастообразные материалы

В табл. IV-5 приведены результаты опытов по сушке некоторых пастообразных материалов.

Сушка медно-никелевого катализатора проводилась в двухкамерной сушилке [15]. Полученные данные были использованы при проектировании опытно-промышленной сушилки производительностью 50 кг/ч. В течение 3 ч работы сушилки было загружено 400 кг катализатора с влажностью 78% и получено 130 кг высушенного продукта с влажностью 6%. Предварительные производственные испытания (оформленные актом) показали, что производительность сушилки соответствует проектной и сушилка может быть рекомендована для эксплуатации.

В связи с необходимостью последующего измельчения высушенного материала проверена возможность сушки катализатора на инертных телах, чтобы избежать последующей стадии помола.

Сухой кондиционный флотоконцентрат сланца представляет собой тонкодисперсный порошок (90% минус 200 меш) с высоким (85—90%) содержанием органической массы, имеющий невысокую температуру самовозгорания — порядка 230° С и нижний предел взрываемости 34 г/м³.

Проведенное лабораторное исследование показало, что сушку этого продукта можно осуществить в фонтанирующем слое при подаче пасты в сушилку стержневым вибропитателем.

На основании лабораторных данных Гипрошахтом была спроектирована, изготовлена и испытана укрупненная исследовательская установка производительностью 100 кг/ч высушенного материала [16]. Сушка производилась в токе инертного теплоносителя, что позволило повысить его температуру до 355° С, тогда как в токе воздуха при температуре выше 210—212° С концентрат в сушилке начинает тлеть и загорается.

Схема укрупненной установки дана на рис. IV-3 *. Паста с влажностью 50% подается стержневым вибропитателем в коническо-цилиндрическую сушилку. Сушильным агентом являются топочные газы (полученные при сгорании керосина), разбавленные до требуемой температуры (350—400° С) осушенными и охлажденными до 40 ± 50° С рециркуляционными газами.

Смешение горячих топочных газов и охлажденных возвратных газов происходит в камере смешения.

Воздух, необходимый для сгорания керосина, подается дутьевым вентилятором (ВВД-8). Смесь газов (содержание кислорода не менее 11 объемн. %) подается в коническо-цилиндрическую сушилку ($D = 1000 \text{ мм}$). Высушенный продукт в тонкодисперсном состоянии выносится потоком из сушилки и частично улавливается в циклоне

* Испытание установки проводилось главным специалистом ЭПО Гипрошахт Н. В. Локтионовым и научным сотрудником В. И. Качановым при участии авторов.

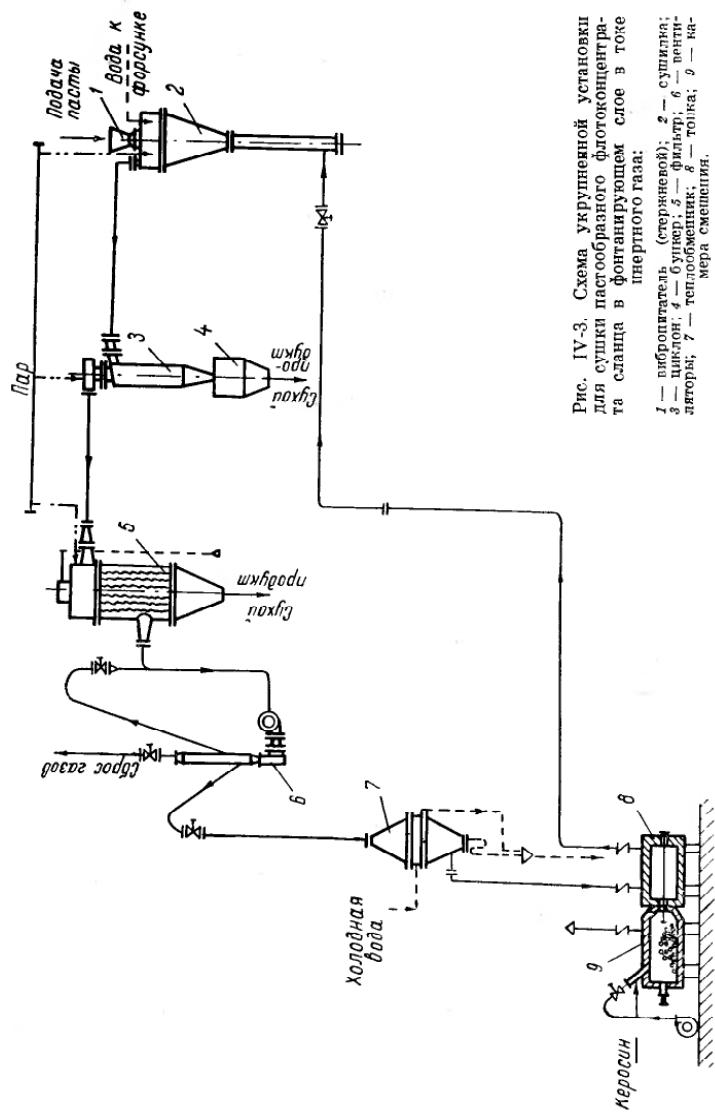


Рис. IV-3. Схема укрупненной установки для сушки пастообразного флотоконцентрата сланца в фонтанирующем слое в токе инертного газа:
 1 — вибропитатель (стержневой); 2 — сушильная камера; 3 — циклон; 4 — сушилка; 5 — фланец; 6 — фланец; 7 — теплообменник; 8 — топливобак; 9 — камера смешения.

Сушка пастообразных материалов

Продукт	Материал				Аппарат		
	способ подачи	диаметр, гранулы (высушенная), мм	влажность, %		диаметр, мм	слой	
			начальная	конечная		высота, мм	тиради- ческо- стаби- затор, см.
Цирарм	Вибропитателем на слой	1÷3 (пыль <0.8)	57.6 55.7 55 59	0.42 1.9 5 1.36	D=300 $d_0=50$ $D=400$ $d_0=70$	300 270 280 270	150 110 100 105
Цинеб	Вибропитателем на слой	1÷2 (пыль <0.8)	72.2 72.2	6 5.35		270 300	95 100
Фрикционная масса	Шнековым питателем	—	21 21	4 7.5	D=400 $d_0=70$	330 330	100 90
Медно-никелевый катализатор	Вибропитателем на слой	1÷3 мм	79 71 73 74	33.6÷4.2 49.7÷17.7 28.6÷48.6 24.8÷5.8	Двухкамерный 190 175 190 210	— — — —	—
Симазин	Вибропитателем на слой	Рассыпавшийся и порошок	70 70	2 6	D=400 $d_0=50$	260 260	— —
Марганец углекислый		1÷2	34.4	2.9	—	—	—
Обогащенный флотоконцентрат сланца	Вибропитателем	Тонкодисперсный порошок	51.6 51.6 50 49.8	3.1 4.0 0.3 0.3	D=900 $d_0=43$ $C_2=5 \text{ кг/ч}$ $D=1000$ $d_0=170$ $C_2=100 \text{ кг/ч}$	— — — — — —	94 100 111 111

Сушка пастообразных материалов в фонтанирующем слое

температура, °C	Сушильный агент (воздух)		Удельный расход		Съем влаги кг/ч		Тепловой к. п. д., %	
	скорость м/сек		тепла		объема слоя			
	на входе	на выходе	внизу	вверху	входе	выходе		
120	52	18.2	0.314	42.5	4360	1040	54.5	
150	66	21.2	0.33	25.7	3480	830	93.2	
190	66	22.0	0.266	23.4	3920	935	40.6	
230	70	21.2	0.258	28.2	5200	1240	53	
175 200	70 75	10.6 17	0.43 0.2	80.5 37.8	12800 7000	3040 1670	9.9 32.3	
220 215	90 90	27.1 35	0.32 0.37	32.3 47.8	6450 8700	4530 2120	57.4 50.7	
175 230 300 345	42 55 58 65	4.9 4.35 0.34 5.8	0.40 0.34 0.40 0.46	19.5 15.1 11.6 11.2	2930 3180 3400 3650	730 765 810 870	157 135 192 255	
304 357	132 112	13.0 17.0	0.21 0.25	13.5 7.0	4100 3100	980 740	83 187	
184	62	20	3.2	27.0	3800	910	78	
175 180 315 355	68 52 100 157	24 26 20.2 24.5	0.4 0.41 0.475 0.535	30.8 24.2 12.0 12.6	4190 3440 4700 6150	1000 820 1130 1470	83 115 112 114	
							50 70 106 110	

Таблица IV-6

Сушка растворов в фонтанирующем слое с получением

Продукт	Материал		Аппарат			
	диаметр гранул (высушиваемых), мм	влажность, %		характеристика	высота слоя (неподвижного), мм	гидравлическое сопротивление слоя, мм вод. ст.
		начальная	конечная			
Трихлоракетат натрия	3÷4 ($t_{разл} = 165^{\circ}\text{C}$)	46	3.0	$D = 200 \text{ мм}$ $d_0 = 50 \text{ мм}$ $G_{сых} = 3-5 \text{ кг/ч}$	200 200	140 180
		50	4.0	$D = 900 \text{ мм}$ $d_0 = 260 \text{ мм}$ $G_{сых} = 120 \text{ кг/ч}$	500 500	435 500
		65	3.3			
Марганец сернокислый	1÷2	76	11.5	$D = 400 \text{ мм}$ $d_0 = 70 \text{ мм}$	100 275	200 300
		76	12.0			
Кальций хлористый	3÷6	65.7	5.65	$D = 900 \text{ мм}$ $d_0 = 275 \text{ мм}$ $G_{сых} = 100-110 \text{ кг/ч}$	Бес слоя 410 кг	— —
		65.7	5.65			
На-соль <i>m</i> -дисульфокислоты бензола *	—	65	2	$D = 2800 \text{ мм}$ $S_k = 0.392 \text{ м}^2$ $G_{сых} = 1100 \text{ кг/ч}$	Бес слоя 400 кг	— —
		65	2			
На-соль <i>m</i> -дисульфокислоты бензола *	До 5	50	0	$D = 1600 \text{ мм}$ с внутр. конусом	~400	380

* В пуско-наладочных испытаниях участвовали Е. И. Досовицкий, А. Н. Бессонов.

НИИГаза (ЦН-45, $D = 350 \text{ мм}$), частично в рукавном фильтре (СИОТ, $F \approx 10 \text{ м}^2$, со специальными температуроустойчивыми нитроновыми рукавами). Установка работала под разрежением, создаваемым двумя последовательно соединенными вентиляторами высокого давления. После вентилятора газы направляются в холодильник-конденсатор, а затем в камеру смешения. Часть газов непрерывно сбрасывается вентиляторами в атмосферу.

На сушилке, циклоне и рукавном фильтре установлены взрывные клапаны, выведенные на крышу здания.

С целью обеспечения пожаробезопасности к сушилке, циклону и рукавному фильтру подведен пар. К сушилке подведена холодная вода, распыление которой в аппарате производится форсункой в случае повышения температуры в сушилке выше допустимой.

гранулированного материала (данные ЛТИ)

температура, $^{\circ}\text{C}$	скорость, м/сек	Сушильный агент (смесь воздуха с продуктами горения газа)		Удельный расход тепла		Съем влаги, кг/ч		Тепловой К. П. Д., %	
		на входе	на выходе	тепла		с 1 м ² обрабочей поверхности	с 1 м ² объема слоя		
				воздуха, кг/мин	газа, кг/мин				
165	75	25.2	1.3	39	5700	13.0	179	125	
170	82	24.4	1.21	39.2	5910	14.0	118	82.5	
175	57	21.8	1.5	35	5450	13.00	85	50	
175	70	21.6	1.47	35.9	5740	13.70	80	50	
660	140	19.6	0.24	6.2	4270	10.20	471	1375	
545	152	25.0	0.35	7.2	4190	10.00	197	2330	
380	123	20.3	1.2	10.6	3960	9.45	186	368	
380	132	24	1.7	13.1	4900	11.70	208	410	
340	110	27	1.65	11.9	3940	9.40	234	463	
520	180	12.9	0.47	7.65	4000	9.55	25.7	176	
510	167	12.7	0.455	7.2	3580	8.55	27.4	189	
380	160	—	—	21	7560	18.00	63	90	

В. М. Солиццев, Т. Е. Азевич.

Вследствие высокой температуры отходящих газов продукт получен пересушенным, поэтому температура должна быть снижена до 80-90°C для получения материала с кондиционной влажностью 2÷3%.

Полученные данные могут быть использованы для проектирования опытно-промышленной установки. Для обеспечения устойчивого фонтанирования, ввиду малой прочности гранул флотоконцентрата, а также симазина и углекислого марганца целесообразно вести процесс сушки на инертных телах.

Растворы

*Натриевая соль *m*-дисульфокислоты бензола.* Исследование процесса сушки раствора натриевой соли *m*-дисульфокислоты бензола

проводилось в ЛТИ им. Ленсовета на вальцовой сушилке в кипящем и фонтанирующем слое. Съем влаги с 1 м² поверхности вальца в час составлял не более 6 кг, т. е. был очень мал. Это обстоятельство, а также трудности снятия сухого продукта с вальца ножом не позволяют рекомендовать этот метод в промышленную практику.

Сушка в кипящем слое была возможна, но вследствие сильного зарастания стенок сушилки (диаметр 200 мм) продолжить работу этим способом не удалось.

Сушки в фонтанирующем слое проводили в цилиндро-конической установке ($D_u = 200$ мм, $d_0 = 50$ мм). Ряд опытов проведен с охлажденным раствором, имеющим консистенцию пасты, подаваемой стержневым вибропитателем. Однако учитывая, что в производственных условиях раствор на сушку должен поступать из выпарных аппаратов, т. е. горячий, приходилось подогревать его и подавать в слой через пневматическую форсунку (давление воздуха 4–5 ат),

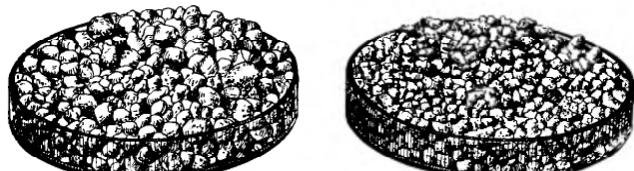


Рис. IV-4. Гранулы высущенной натриевой соли *m*-дисульфокислоты бензола при подаче пасты вибропитателем и при подаче раствора через форсунку.

установленную сбоку на высоте 150 мм от сетки. Удельный расход газов был небольшим (см. табл. IV-6), но удельный расход тепла несколько превышает норму из-за высокой температуры выходящих газов. Гранулы высущенного материала, полученные при подаче вибропитателя на слой охлажденного раствора, как видно из рис. IV-4, были крупнее (10–8 мм), чем при подаче в слой подогретого раствора через форсунку (8–5 мм). В циклоне уносятся преимущественно частицы менее 0,08 мм (до 20%). Среднее время пребывания материала в сушилке 20–30 мин.

На основании полученных данных Гипроорхимом с участием авторов был выполнен проект опытно-промышленной сушильной установки (см. рис. II-69), в настоящее время находящейся в опытной эксплуатации на одном из химических заводов (табл. IV-6).

Для сушки и одновременной грануляции в фонтанирующем слое во Франции был предложен [11] цилиндрический аппарат с коническим днищем (рис. IV-5). Нижняя часть конуса оформлена в виде пневматической форсунки, через которую в аппарат вводятся жидкость и горячий воздух. В нижней части конуса при высоких скоростях воздуха происходит частичная сушка распыленной массы с образованием мелких частиц. По мере расширения аппарата скоп-

ность воздуха падает и находящиеся в аппарате гранулы образуют кипящий слой. Частично подсушенная распыленная масса, находящаяся в виде мелких, слегка влажных частиц, осаждается на гранулах, увеличивая их размеры. Из центральной части аппарата гранулы фонтанирующим потоком отбрасываются к стенкам и медленно движутся вниз. В результате такой циркуляции на гранулы налипает тонкий слой порошка, образующегося в зоне распыления, и сушка происходит очень быстро. При многократной циркуляции гранулы достигают требуемого размера и могут быть выведены из аппарата. Постоянная высота слоя поддерживается с помощью перелива. Скорость формирования гранул регулируется изменением скорости подачи жидкости. Благодаря классификации частиц в таком аппарате при правильной установке переливного патрубка можно добиться получения гранул одинакового размера с малой примесью мелких частиц. Этим способом была произведена сушка и грануляция удобрений.

Трихлорацетат натрия. Трихлорацетат натрия (ТХАН) поступал на сушку в виде 50%-ного раствора. Ввиду склонности сухого продукта к разложению ($t_{\text{раз}} = 165^\circ\text{C}$) температура воздуха на входе в сушилку не должна превышать 175° С. Температура уходящего воздуха определялась исходя из минимальной температуры, при которой не нарушалась гидродинамика процесса, и она зависела от соотношения между количеством поступающего раствора и массой слоя. Практика показала, что это соотношение приблизительно равно единице, а время пребывания материала в сушилке ~2 ч.

Сушка раствора ТХАН в фонтанирующем слое* была проведена на слое из гранул этого же материала на двух установках: лабораторной, имевшей $D_u = 200$ мм, производительностью 3–5 кг/ч сухого ТХАН и опытно-промышленной производительностью 120 кг/ч ($D_u = 900$ мм), спроектированной на одном из химических заводов по данным, полученным в лабораторных условиях (см. рис. II-63). Конечный продукт был получен в виде гранул диаметром 2–5 мм.

* Были проведены опыты и в цилиндрическом аппарате в режиме псевдоожженного слоя, которые дали значительно худшие результаты, чем при фонтонировании.

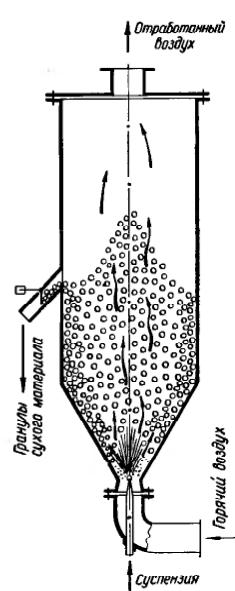


Рис. IV-5. Аппарат для грануляции и сушки сложных удобрений.

Из табл. IV-6, следует, что на опытно-промышленной установке удалось снизить температуру отходящего воздуха и за счет этого получить производительность 120 кг/ч вместо запроектированных 100 кг/ч при том же гидродинамическом режиме.

Расходные коэффициенты получены близкие: удельный расход воздуха 35–37 кг сухого вещества/кг влаги, удельный расход тепла (с учетом потерь) 1300–1400 ккал/кг влаги.

Лабораторные исследования, при которых раствор подавался в слой (в ядро потока) шестеренчатым насосом с помощью пневматической форсунки позволили приблизенно представить механизм процесса: раствор попадает на поверхность гранул, влага испаряется, размер гранул увеличивается. Но паряду с этим в слое образуются новые частицы за счет истирания сухих гранул, их раскалывания, а также испарения капель, не попавших на гранулы. Эти новые частицы являются центрами образования новых гранул. При сушке ТХАН рост гранул превалирует над формированием новых центров, вследствие чего размер гранул непрерывно увеличивается и нарушается гидродинамика процесса. Для обеспечения устойчивости процесса был испытан воздушный сепаратор

(см. рис. II-63), отгружавший крупные частицы и возвращающий мелкие в слой. В зависимости от требований к размерам выгружаемого продукта подбиралась соответствующая скорость воздуха в сепараторе. Одновременно с сепарацией происходило охлаждение высушенного продукта, что уменьшало его разложение.

220

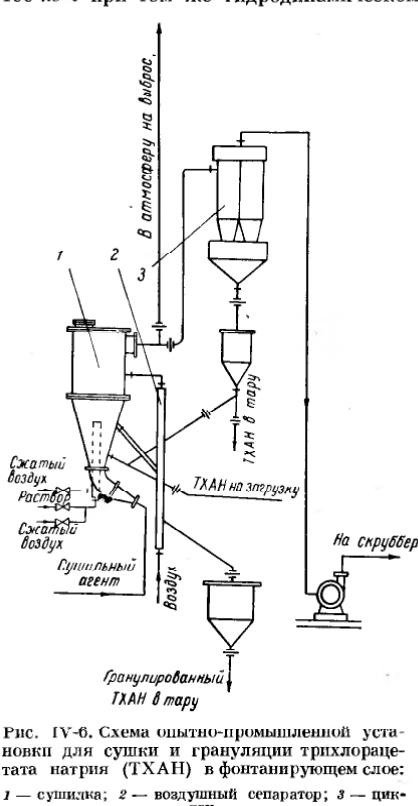


Рис. IV-6. Схема опытно-промышленной установки для сушки и грануляции трихлорэтаната натрия (ТХАН) в фонтанирующем слое:
1 — сушилка; 2 — воздушный сепаратор; 3 — циклон.

Схема опытно-промышленной установки приведена на рис. IV-6. Воздух, подогретый в электрокалорифере до 160–175° С, поступал в нижнюю часть сушилки. Отработанный воздух очищался от пыли в группе циклонов НИИОГаза (ЦН-15, D = 500 мм, 2–4 шт.) двумя последовательно установленными вентиляторами БК-6 ($Q = 5000 \text{ м}^3/\text{ч}$, H = 600 мм вод. ст.) и направлялся через скруббер (насадочный, D = 1750 мм, H = 6000 мм вод. ст.) в атмосферу.

В нижней части сушилки установлена сетка с отверстиями 1 × 1 мм с кольцом жесткости для установки форсунки. Раствор ТХАН подавали на сушку по трубопроводам с рубашкой, обогреваемой горячей водой (во избежание кристаллизации) и с температурой 30–50° С центробежным насосом через регулирующий клапан на пневматическую форсунку (избыточное давление сжатого воздуха 3 атм).

Высушенный продукт непрерывно отбирался из сушилки в сепаратор ($d = 108 \text{ мм}$, $l = 2200 \text{ мм}$), где происходило разделение гранул по размерам: крупные выгружались в бункер готового продукта, а мелкие возвращались в сушилку на дальнейшую грануляцию. Выгрузка готового продукта производилась периодически, по мере заполнения бункера, в бумажные мешки. Пыль из циклонов периодически (через шибер-мигалку и промежуточный бункер) выгружалась в тару и использовалась для приготовления раствора, так же как и раствор из скруббера. Скруббер непрерывно орошался водой (подогретой до 25–30° С в теплообменнике), подаваемой центробежным насосом.

Температура воздуха на входе в сушилку и расход сжатого воздуха на форсунку регулировались автоматически. Дополнительно была установлена блокировка, позволяющая исключить разложение продукта при отклонении от заданного температурного режима в слое, а также при «посадке» слоя: при появлении одного из указанных нарушений автоматически отключалась подача раствора, подогрев воздуха и подавался холодный воздух под решетку.

Длительная работа установки показала, что при нормальной ее работе разложение ТХАН не превышает 1%. При проектировании промышленной установки температура поступающего в сушилку воздуха не должна быть выше 150° С. Полученные на опытно-промышленной установке данные позволяют рекомендовать этот метод сушки для внедрения в промышленную практику и выдать данные для проектирования промышленной установки производительностью 500 кг/ч по высушенному материалу. Метод расчета такой сушилки изложен в гл. VI (пример 7) *.

Из-за невозможности геометрического моделирования цилиндрико-конических аппаратов ввиду значительного увеличения высоты

* Проектирование опытно-промышленной и промышленной установок проведено сотрудниками химического завода В. Е. Бабенко, Л. Я. Газом, [Б. П. Зверевым], Н. Г. Киселевым, Э. В. Сониным, А. Л. Энглиным. Они же принимали активное участие в проведении опытов на лабораторных и опытно-промышленных установках.

и сопротивления слоя для промышленной установки принят метод приближенного гидравлического моделирования — соблюдены те же скорости воздуха, что и в меньших моделях, но снижена высота слоя путем установки внутри обращенного конуса таким образом, что слой имеет форму конического желоба (см. рис. II-69). Подача раствора производится с помощью четырех тангенциальных установленных пневматических форсунок. Разгрузка гранул — через центральную трубку воздушным сепаратором. С целью изменения высоты слоя верхняя часть трубы выполнена телескопической. В установке предусматривается подача пыли из циклона внутрь слоя, в зону действия форсунок.

Хлористый кальций в виде раствора с концентрацией 65% был высущен на опытно-промышленной установке (на той же, что и ТХАН см. рис. IV-6) производительностью $\sim 100 \text{ кг/ч}$ и на промышленной, производительностью 1000 кг/ч . Некоторые данные приведены в табл. IV-6. Сушка на опытно-промышленной установке производилась подогретым в электрокалорифере воздухом и из-за недостаточной ее мощности температуру не удалось поднять выше 380°C . В промышленной установке имеется мазутная топка. Решетка установлена с живым сечением 30%, диаметр отверстий 4 мм (гидравлическое сопротивление 150 мм вод. ст.).

Подача раствора осуществляется четырьмя тангенциальными расположенным пневматорсунками (расход сжатого воздуха $8 \text{ м}^3/\text{ч}$). Расход воздуха на сепаратор $1800 \text{ м}^3/\text{ч}$, общий расход газов $9000 \text{ м}^3/\text{ч}$. На промышленной установке предполагалось вести процесс в две стадии: в сушилке фонтанирующего слоя доводить сушку до образования влажных гранул, которые затем досушивать до кондиционной влажности в сушилке кипящего слоя. Испытания показали, что после сушилки фонтанирующего слоя получается продукт с влажностью менее 4% (что требуется для первого сорта) и что вторая ступень — не нужна. Выход гранулированного продукта доходил до 77%, остальное количество улавливалось в виде пыли.

Марганец сернокислый*. В настоящее время на Ленинградском заводе «Красный химик» производится марганец сернокислый пятиводный по следующей схеме: очистка растворов MnSO_4 , выпаривание до выделения $\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ и последующая рекристаллизация до $\text{MnSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$. Товарный продукт $\text{MnSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ неустойчив при температурах выше 24°C и содержит большое количество воды.

Исследование процесса сушки раствора MnSO_4 в фонтанирующем слое показало возможность получения одноводного сернокислого марганца.

Раствор подавали как на слой, так и в самый слой. При сушке на слое стеклянных шариков происходило лишь незначительное истирание подсохшего материала, шарики увеличивались в размере и, кроме того, при высокой температуре поступающих газов и при подаче холодного раствора происходило их растрескивание. Поэтому

* Работа проведена совместно с ЦЗЛ завода «Красный химик».

была исследована возможность сушки раствора на слое из высушиваемого материала при подаче раствора на слой. Данные этих опытов приведены в табл. IV-6. Основное количество высушенного материала в виде одноводного сернокислого марганца выгружалось из сушилки в виде гранул диаметром 1—2 мм и лишь незначительное количество в виде пыли выгружалось из циклона.

Цинковый купорос. Первой отечественной установкой, на которой было осуществлено обезвоживание цинкового купороса, являлась

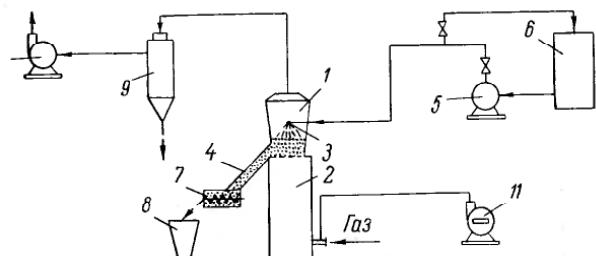


Рис. IV-7. Схема установки кипящего слоя для обезвоживания растворов цинкового купороса на заводе Рязцветмет:

1 — сушилка; 2 — топка; 3 — форсунки; 4 — решетка; 5 — насос; 6 — емкость для раствора; 7 — шnek; 8 — приемный бункер; 9 — циклон; 10 — вентилятор; 11 — воздуходувка.

опытная установка завода Рязцветмет (рис. IV-7), проект которой разработан институтом Гипроникель по данным ВНИИГа. Показатели работы установки следующие:

Температура поступающего теплоносителя, $^\circ\text{C}$	900—1000
Температура слоя, $^\circ\text{C}$	130—140
Скорость теплоносителя у решетки, м/сек	2,5—3
Удельный съем влаги, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$	2500—3000
Расход природного газа, $\text{м}^3/\text{м}$	100—110
Удельный расход электроэнергии, $\text{кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}$	35—45

Гранулометрический состав обезвоженного сульфата цинка в зависимости от температурного и гидродинамического режима может меняться в среднем от 1 до 3 м.м. Промышленная установка с площадью распределительной решетки 3 м^2 имеет камеру кипящего слоя цилиндрического сечения, изготовленную из листовой стали толщиной 8 м.м. Внутри камера не футерована, а снаружи теплоизолирована слоем шлака толщиной 80 м.м. Распыление раствора производится над слоем форсунками грубого распыла.

Решетки могут быть провального и беспровального типов с долей живого сечения 2—4%; цельнотянутые трубы уложены параллельно с зазорами в 1—1,5 м.м. Скорость газов в слое обычно 0,7—1 м/сек, в отверстиях не менее 15 м/сек. Срок службы металлических решеток небольшой, поэтому часто прибегают к водяному охлаждению.

В конструкции бесподовой печи Гинцветмета подача горячих газов в камеру производится через фурмы, расположенные в нижней конусной части камеры. По центру конусной камеры выше фурм установлен внутренний конус, который служит для равномерного распределения потока газов по сечению камеры. Теплоноситель к фурмам подается через газоход, расположенный под камерой кипящего слоя.

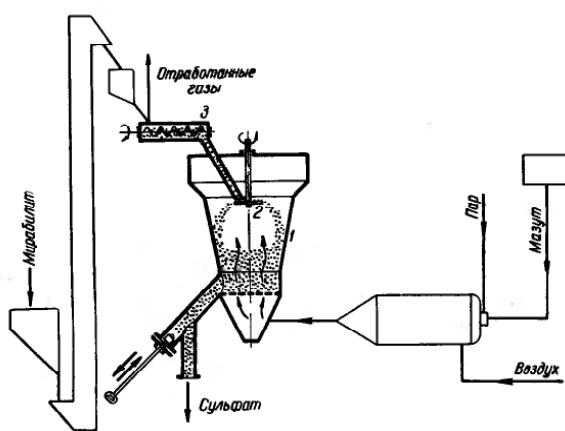


Рис. IV-8. Схема установки для обезвоживания мирабилита:
1 — сушилка; 2 — тарельчатый питатель; 3 — шnek.

Действующая бесподовая промышленная печь с диаметром цилиндрической части 2000 мм имеет следующую техническую характеристику:

Расход теплоносителя, м ³ /ч	10 000
Давление воздуха, мм вод. ст.	1900
Количество фурм	40
Общее живое сечение сопел, м ²	0,438
Скорость газов на выходе из фурм, м/сек	65
Гидравлическое сопротивление тракта, мм вод. ст.	300
Температура газа на выходе из фурм, °С	700—1000
Расход топлива (мазута), кг/ч	250

Мирабилит. Исследование, проведенное Каганович и Злобинским [6] по обезвоживанию мирабилита в аппарате диаметром 360 мм, показало техническую осуществимость процесса и позволило получить данные для сооружения пилотной установки на комбинате Карабогазсульфат. Здесь же была проведена разработка нового способа обезвоживания мирабилита с получением гранулированного сульфата.

Схема установки приведена на рис. IV-8. Мирабилит дробится до крупности 25 мм и злеватором подается в бункер, из которого по загрузочному шнеку поступает в аппарат кипящего слоя.

Загрузочный шнек снабжен рубашкой, по которой можно пропускать отходящую из аппарата горячую газо-паровую смесь, что позволяет производить плавление мирабилита. Тончайшие газы получаются скижанием мазута или дизельного топлива в горизонтальной герметичной топке с камерой смешения. Воздух для горения подается вентилятором высокого давления производительностью 12 000 м³/ч (максимальный напор 600—650 мм вод. ст.). Собственно аппарат кипящего слоя имеет круглое сечение и расширяющийся кверху профиль.

Выгрузочная течка расположена на уровне решетки и снабжена регулируемым шиберным затвором. Загружаемый мирабилит разбрасывается по поверхности кипящего слоя с помощью тарельчатого питателя (или распределительного конуса, вращающегося со скоростью 90 об/мин). Для повышения экономичности процесса большая часть опытов проводилась при температуре теплоносителя 800° С и температуре в слое 130—150° С. Высоту слоя изменяли сравнительно в небольшом интервале, соответствующем сопротивлению 400—600 мм вод. ст. Некоторые результаты испытаний приведены в табл. IV-7.

Таблица IV-7
Некоторые данные по обезвоживанию мирабилита в кипящем слое

Температура, °С	Удельная производительность аппарата, кг/м ² ·ч			Унос сульфата из аппарата	Расход мазута, кг на 1 кг испаряемой воды				
	на входе	в слое	на выходе						
				Сопротивление аппарата, мм вод. ст.	Скорость газов, м/сек				
850	90	80	545	1.1	2500	4400	1100	22	0.425
790	128	130	400	1.95	2160	1180	730	25	0.109
798	151	177	413	2.4	1975	1090	745	19	0.430
640	170	150	510	1.4	1430	780	650	17	0.455
800	250	245	455	2.7	1500	800	645	8	0.174
790	153	207	535	2.9	2260	1250	830	18.5	0.438
793	140	146	564	1.95	2110	1150	715	24.5	0.413

В 1962 г. началась промышленная эксплуатация установки. Ее производительность при площади 6 м² равна ~ 6 т/ч по сухому сульфату. Режим процесса и показатели работы следующие [19]:

Температура газа, °С	700
под решеткой	700
в слое	130—150
Скорость газа в слое, м/сек	2.4—2.8
Сопротивление слоя и решетки, мм вод. ст.	600—650
Удельная производительность, кг/м ² ·ч по готовому сульфату	1220

по испаряемой влаге	1420
Удельный расход:	
топлива (мазута), кг/т	125
электроэнергии, квт·ч/т	28

Мирабилит подается через течку с вибратором, а рассредоточенная загрузка осуществляется путем поддува воздуха спизу под течку через щелевидное отверстие.

Аппарат круглого сечения — с плоской газораспределительной решеткой из чугуна. Решетка лежит на полых чугунных балках, охлаждаемых частью вторичного воздуха, поступающего внутрь балок. Топка выносная, мазутная.

Исследование процесса сушки с получением гранулированной нитрофоски было проведено Шаховой в цилиндрическом аппарате диаметром 250 мм и в коническом аппарате с диаметром оснований 250 и 300 мм. Суспензия подавалась в слой с помощью механических и пневматических форсунок [20].

Влажность суспензии 20—78,5%, высушивалась она при температуре поступающего воздуха 100—250° С и скорости воздуха в аппарате 0,3—0,7 м/сек. Гранулы сухого продукта получались диаметром 1—4 мм. Наблюдалось укрупнение гранул в аппарате, что вызвало необходимость непрерывно подавать в слой некоторое количество мелких гранул.

Аппарат кипящего слоя конструкции МИХМа (см. рис. II-64) предназначен для грануляции высококонцентрированного плава карбамида (мочевины) с продувкой под решетку холодного воздуха. Плав на грануляцию подают внутрь слоя сбоку аппарата с помощью двух или четырех пневматических форсунок эжекционного типа, установленных тангенциальными, что придает слою вихревое движение. Решетка беспровального типа с живым сечением 3—4%. Диаметр отверстий 2 мм при толщине листа 4—5 мм.

Гранулы выгружаются в нижней части (сбоку) аппарата через течку, снабженную секторным затвором. Регулировка выгружаемых гранул по размерам не предусмотрена. Для увеличения количества центров гранулообразования в нижней части конуса аппарата установлен шnekовый питатель, подающий мелкие частицы из циклона внутрь слоя.

Сушка других растворов, расплавов и суспензий. В НИИ неорганической химии (г. Усти-над-Лабем, Чехословакия) проводились исследования по сушке растворов при работе с цилиндрико-коническим аппаратом [9]. Общая высота аппарата 1,825 м, высота верхней цилиндрической части 960 мм, диаметр 706 мм, высота нижней части (усеченный конус с углом конусности 20°) 855 мм, диаметр нижнего сечения 400 мм. Пневматическая форсунка для подачи влажного материала (диаметр отверстия 1 мм, давление воздуха $p_{\text{раб}} = 4,5 \text{ atm}$) расположена на расстоянии ~ 200 мм от опорной сетки. Аппарат работает с высотой слоя 400 мм и имеет нижнюю выгрузку с заслонкой для регулирования количества выгружаемого продукта и верхнюю выгрузку.

Температурное поле в кипящем слое, особенно около выхода из форсунки, было измерено подвижными термопарами, перемещающимися в горизонтальном направлении. Было найдено, что температуры в слое на уровне 45 мм под форсункой, 55 мм над форсункой и на расстоянии 150—300 мм в направлении оси форсунки равны средней температуре кипящего слоя. Теплообмен происходит главным образом непосредственно около форсунки, где находится жидккая фаза.

Аппарат с распылением жидкости непосредственно в слой (сбоку) имеет две области теплообмена. В слое непосредственно над решеткой сыпучий материал нагревается теплоносителем и, попадая в область действия форсунки, отдает свое физическое тепло распыленным частицам жидкости, испаряя из них влагу. Перемещения частиц слоя, играющих роль теплоносителя, очень интенсивны. Остальной объем кипящего слоя является необходимым балластом.

На основании проведенного исследования выполнены проекты промышленных сушилок для $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ и Na_2SO_4 , имеющие следующие характеристики:

Диаметр сушилки, м	
у решетки	1.85
в верхней части конуса	2.6
Общая высота сушилки, м	5
Температура, °С	
газов под решеткой	350
слоя	450
выходящего продукта	450
уходящих газов	450
Производительность сушилки (при содержании в материале 12,26% воды), т/ч	3,572

Сушка кормовых дрожжей была проведена ВНИИГом [21]. Дрожжи в виде суспензии непрерывно подавались пневмофорсункой в слой сухих гранул. Температура под решеткой 240—270° С, на выходе из сушилки 90—115° С. Скорость воздуха у решетки 2—3,5 м/сек. Сухие дрожжи непрерывно выводились из аппарата. Гранулометрический состав высущенных кормовых дрожжей был следующий:

Фракция, мм	0.25	0.25—0.5	0.5—1.0	1—2	> 2	Всего
Масс, %	1	3.5	42.5	23	60	100

Качество дрожжей соответствовало техническим условиям.

Сушка угольного шлама в виде пульпы в фонтанирующем слое осуществляется в сушилке, имеющей биконическую форму [22]. Установка состоит из топки и сушилки. Угольный шлам подается в сушилку в виде пульпы двумя форсунками, установленными друг против друга в наиболее широкой части сушильной камеры под углом ~ 45°.

Сушка растворов легкоплавких, тугоплавких и термически неустойчивых соединений. Сушку растворов термически неустойчивых и легкоплавких соединений с одновременной грануляцией

можно осуществить в псевдоожижении слое с зонами нормального кипения и зонами свободного фонтанирования. Зоны нормального кипения создаются за счет подачи через решетку аппарата воздуха или топочных газов со скоростью, незначительно превышающей скорость начала псевдоожижения (число псевдоожижения 1,1—1,3). Локализованные зоны фонтанирования создаются введением в псевдоожиженный слой топочных газов из сопел, проходящих через

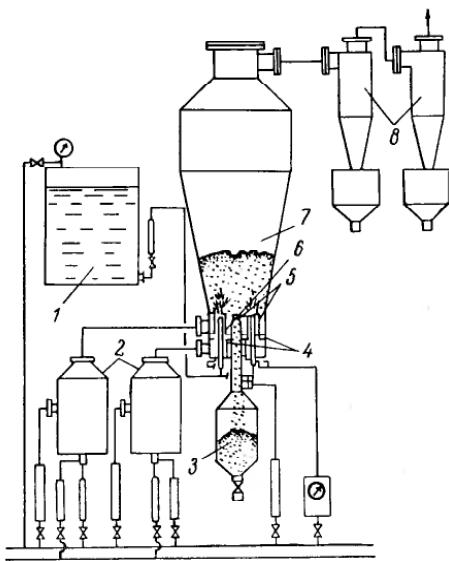


Рис. IV-9. Схема установки для обезвоживания растворов сульфата аммония:

1 — емкость раствора; 2 — газовые топки; 3 — бункер готового продукта; 4 — жидкостные питатели; 5 — теплообменные сопла; 6 — отборное устройство; 7 — корпус аппарата; 8 — циклоны.

газораспределительную решетку или стенки аппарата кипящего слоя. Подачу высокотемпературного теплоносителя (топочные газы с температурой до 900—1000°C и выше) и распыленного раствора осуществляют совместно в локализованных участках фонтанирования. Температуру воздуха, поступающего через решетку аппарата для создания зоны нормального кипения, поддерживают равной температуре слоя, но не превышающей температуру начала разложения или плавления вещества [2]. Этот способ был применен для сушки растворов сульфата аммония — легкоплавкого, термически

неустойчивого соединения, который по старой технологии получался в виде мелких, скрывающихся при хранении кристаллов.

На установке, схема которой приведена на рис. IV-9, отрабатывали по новому способу технологию обезвоживания растворов сульфата аммония.

В табл. IV-8 даны сравнительные показатели сушки растворов сульфата аммония в аппарате кипящего слоя обычной конструкции и предложенным способом.

Таблица IV-8
Результаты сравнительных испытаний сушки растворов сульфата аммония

Температура теплоносителя, °C	Производительность по сульфату аммония, кг/(ч·м² решетки)	Производительность по испаренной воде, кг/(ч·м² решетки)	Гранулометрический состав готового продукта, мм	Удельный расход тепла, ккал/кг испаренной влаги	Кислотность
Не более 180 *	Не более 200	Не более 300	От 7 до 0,25 не регулируется	2200	Не удовлетворяет требованиям ГОСТа
До 146 ** на псевдоожижение; 900—1000 в локализованные зоны фонтанирования	До 1200	1500—1700	Любой заранее заданный; содержание заданной фракции не менее 70%	900	Удовлетворяет требованиям ГОСТа

* Старый метод.

** Предлагаемый метод.

Удельный расход тепла на пилотной установке 900 ккал/кг воды, удельный расход воздуха 10 кг/кг продукта.

По полученным данным была спроектирована и смонтирована опытно-промышленная установка производительностью 6 т плавилированного сульфата аммония в сутки.

Сушка растворов гигроскопических веществ. Обезвоживание растворов 40—42%-ного щелочного натра осуществлялось в аппарате (см. рис. II-68), позволяющем проводить удаление основного количества воды и концентрирование раствора до его поступления в кипящий слой. Отличительная особенность этого аппарата в том, что раствор выпариваемого вещества подается в аппарат через распыливающие форсунки, установленные в соплах, по которым в аппарат подается теплоноситель с высокой температурой, значительно превышающей температуру плавления выпариваемого вещества. Благодаря интенсивному теплообмену на выходе из сопел происходит мгновенное испарение воды и концентрирование раствора, который в распыленном состоянии попадает в псевдоожиженный слой, где происходит кристаллизация (грануляция с досушкой).

а пары воды уносятся встречным потоком ожигающего агента из аппарата.

В результате этого в зоне кипящего слоя парциальное давление паров воды поддерживается на уровне, необходимом для получения безводных продуктов. Таким образом, благодаря наличию теплообменных сопел в аппарате процесс сушки протекает в две стадии — концентрирование раствора в потоке теплоносителя в соплах и кристаллизация с досушкой кристаллов в кипящем слое.

При проведении опытов по обезвоживанию растворов гигроскопичных веществ: *гидроокиси натрия* (NaOH) с получением твердого гранулированного NaOH высокой чистоты и *мочевины* [$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$] были получены следующие данные:

По мочевине (60—70%-ный раствор производительность, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$	600
удельный расход воздуха, $\text{кг}/\text{кг влаги}$	35
тепла, $\text{kкал}/\text{кг влаги}$	1400
По едкому натру производительность $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$	280
удельный расход тепла, $\text{kкал}/\text{кг влаги}$	2300

СУШКА НА ИНЕРТНЫХ ТЕЛАХ

Сушка пастообразных материалов и растворов на инертных телах сопровождается одновременным измельчением высущенного продукта и выносом его воздушным потоком из сушилки. Среднее время пребывания частиц в слое определяется скоростью испарения влаги с поверхности и кинетикой истирания высущенного материала.

При этом способе отсутствует перегрев материала, время пребывания исчисляется минутами, поэтому он может быть применен для сушки термоустойчивых продуктов. Соударения инертных тел приводят к непрерывному разрушению (обновление поверхности) образовавшейся сухой пленки материала на поверхности инертного тела, и процесс протекает в основном в первом периоде скорости сушки.

В некоторых случаях (при сушке вязких паст) подаваемая паста не покрывает пленкой инертные частицы, а находится между ними (медно-никелевый катализатор, пигмент фиолетовый, бариевые ферриты). Поверхность высушиваемого материала в десятки раз превышает при этом поверхность инертных тел и процесс протекает более интенсивно; роль же инертных тел заключается в «перемалывании» частиц пасты и в предотвращении образования комков, обеспечивая подвижность слоя.

Пастообразные материалы

В табл. IV-9 приведены данные по сушке ряда органических красителей в фонтанирующем слое (в цилиндро-конической сушилке), образованном инертными телами — стеклянными шариками. Подача

паст и суспензий производилась большей частью сбоку в нижнюю часть слоя в виде струйки с помощью шестеренчатого или поршневого насоса, поскольку все пасты обладали свойством тиксотропии и при предварительном перемешивании в смесителе приобретали достаточно подвижную консистенцию. Струйка пасты, попав в зону высоких температур и скоростей (20—40 $\text{м}/\text{сек}$), подхватывалась потоком теплоносителя, разбивалась им 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 стекол аппарата «склеивалась» шариков не происходило — пленка досушивалась и истиралась, поверхность же шариков обновлялась для того, чтобы вновь принять на себя следующую порцию влажного материала при следующем попадании в зону действия струи.

Следует отметить, что подача пасты или раствора в нижнюю часть слоя при фонтанировании предпочтительнее, чем сверху на слой, так как при попадании в верхнюю часть фонтана, имеющую уже невысокую температуру, и при покрытии частиц, которые тут же отбрасываются к стенкам, возможно склеивание частиц, движущихся вниз в плотной фазе. Если это и не произойдет (при малой производительности), то подсушенные уже частицы попадут в зону наиболее высоких температур, что нежелательно при сушке термоустойчивых материалов, какими, в частности, являются многие органические красители.

Кроме перечисленных в таблице красителей и лаков, совместно с НИОНИКОм проводилось исследование процесса сушки ряда красителей (кислотного синего, антрахинонового, катионного желтого 43, катионного красного 2С, активного ярко-красного 5СХ) и некоторых полупродуктов. Полученные данные использованы Гипрооргхимом и НИОНИКОм при проектировании установок для одного из строящихся заводов.

Установка смонтирована и пущена в эксплуатацию. При сушке суспензии красителя активного ярко-красного 5СХ с содержанием сухого вещества 20—25% сняты следующие показатели:

Температура теплоносителя, °С	
на входе	150
на выходе	100
Расход теплоносителя, $\text{кг}/\text{ч}$	5000
Сопротивление всей установки, мм вод. ст.	300
Производительность, $\text{кг}/\text{ч}$	
по сухому	25
по влаге	400
Влажность высушенного красителя, %	
до сушки	2.5
после сушки	134
Концентрация, %	
до сушки	134
после сушки	134
Гидролиз активного хлора по хроматограмме	
до сушки	Нет
после сушки	Нет

Сушка пастообразных красителей в фонотипирующем слое стеклянных шариков

Таблица IV-9

Краситель	Материал			Аппарат			Сушильный агент (воздух)			Удельный расход			Съем влаги, кг/ч		Темп. влажн. к. н. р., °C		
	способ подачи	влажность, %		диаметр, мм	слой			темпер. т. ри, °C	скорость, м/сек	тепла		с 1 м² поверхности аппарата	с 1 м² сечения аппарата				
		начальная	конечная		высота, мм	гидравлическое сопротивление, мм вод. ст.	диаметр шариков, мм			воздуха, кг влаги	ккал						
Кислотный синий 2 «ЗМ»	Шестеренчатым насосом сбоку в ядро потока	57.15 58.5	5.41 4.0	$D = 400$ $d_0 = 70$	150 150	175 175	3	140 175	90 90	11.5 13	0.31 0.32	41.8 30.0	5630 4690	1340 1120	38.3 54.7	23.2 38.2	40.2 48.2
Кислотный фиолетовый Н2КМ		55.9	4.13		150	180	3	150	65	12	0.29	30.5	3980	950	69	43.4	57
Кислотный коричневый 2КМ		73.6 71.3	5.93 3.28		150 240	180 220	3 5	160 120	70 75	12.5 15	0.31 0.40	48 32.6	2830 3270	675 780	95 78	58.5 46.2	80 69
Кислотный розовый М		75	7.5		$D = 400$ $d_0 = 50$	260	270	3.5	240	110	26.2	0.324	33	6820	1630	53.5	31.5
Кислотный желтый Н2КМ	Поршневым насосом в слой без распыления	—	—	$D = 475$ $d_0 = 85$	270	365	3.0	250	70	21.5	0.53	17.1	3060	731	189	109	74
Кислотный коричневый 2КМ		63.8 63.8	6.67 6.68		220 220	460 461	3	148 182	66 80	36.3 42.2	0.465 0.547	29.6 23.2	4040 3950	963 943	166.3 100.5	99 120	56.1 57.4
Кислотный серый Н3М		67.85 65.7 65.95	4.4 5.3 4.2		220 220 220	474 441 468	3 3 3	200 247 294	77 78 83	42.75 44.1 49.2	0.53 0.51 0.53	18.2 14.1 12.3	3360 3350 3540	802 798 845	166.3 200.5 234.5	99 120 140	67.2 67.8 63.8
Лак основной синий К		77	0.95		250	37.5	6	200	107	42	0.815	26.7	4770	1140	461	97.5	45.7
Лак основной розовый	Вибропитатель	72.5 72.5	2.33 1.27	$D = 400$ $d_0 = 70$	190 190	335 320	3	180 200	70 93	28.9 34.9	0.542 0.635	24.6 22.1	3820 4520	925 1050	124.5 154.5	75.5 93.5	58.5 50
Лак оранжевый		58.5	2.6		490	320	3	230	90	37.2	0.645	29.7	6360	1520	421.5	73.5	35.5

Таблица IV-10

Сушка пастообразных материалов в фольгированном слое на стеклянных шариках

Паста	Материал				Аппарат				Сушильный агент				Удельный расход тепла		Съем влаги $\text{кг}/\text{ч}$				
	способ подачи	характеристика высущенного	влажность, %		диаметр, мм	слой		температура, $^{\circ}\text{C}$	скорость, м/сек			тепла	$\frac{\text{Воздух}}{\text{Н}^{\circ}\text{C} \text{ вдув}}$	$\frac{\text{Н}^{\circ}\text{C}}{\text{Н}^{\circ}\text{C} \text{ вых}}$	$\frac{\text{Н}^{\circ}\text{C}}{\text{Н}^{\circ}\text{C} \text{ вдув}}$	$\frac{\text{Н}^{\circ}\text{C}}{\text{Н}^{\circ}\text{C} \text{ вых}}$			
			начальная	конечная		высота, мм	изделие, мм воб. с.п.			диаметр стеклянных шариков, мм									
Цинеб	Поршневым насосом в ядро потока (без распыления)	Поропок, остаток на сите 80 μm 50 \div 60%	85.5 85.3 80.5 80.5	0.6 0.4 0.4 0.6	$D = 500$ $d_0 = 125$ (перка- веющая сталь)	160	270 270 270 270	Смесь 4 и 2 м.	на входе	на выходе	внизу	вверху	$\frac{\text{Воздух}}{\text{Н}^{\circ}\text{C} \text{ вдув}}$	$\frac{\text{Н}^{\circ}\text{C}}{\text{Н}^{\circ}\text{C} \text{ вых}}$	$\frac{\text{с 1 м}^2 \text{ об} \cdot \text{мин}}{\text{с 1 м}^2 \text{ сечения аппарата}}$	$\frac{\text{с 1 м}^2 \text{ сечения аппарата}}{\text{с 1 м}^2 \text{ сечения зерна}}$			
Ламипиярия (морские водоросли)	Шнеком	Кусочки листьев	82.1 82.1	18.75 11.65	$D = 400$ $d_0 = 70$	120 120	85 70	2 μm	Воздух с добавкой продуктов горения	210 220 233 250 235	100 100 82 105 100	8.9 8.9 9.6 9.1 9.8	0.41 0.41 0.44 0.41 0.43	21.4 15.4 14.0 12.9 15.6	4100 3100 2920 3000 3360	980 725 700 715 808	126 180 232 213 184	58 83 114 105 90	55 74 76.5 75 67
Бариевые ферриты	Поршневым насосом в ядро потока (без распыления)	Поропок 50 \div 80 μm	44 44	1.5 2.55	$D = 400$ $d_0 = 54$		503 508	4 μm 7.5 μm	Воздух	155 192	104 98	7.95 8.7	0.41 0.41	41.0 22.4	5740 3900	1370 933	43.6 81.4	24.55 45.71	39.4 57.8
Медно-никелевый катализатор	Вибропитателем	Поропок 250 μm	78.8 80 80	24 24.7 18.3	$D = 400$ $d_0 = 54$	200 200 200	485 465 455	5 кг 6 м^3	Воздух	180 180	80 60	54 49	0.55 0.546	29.7 24.3	5050 4100	1200 975	106.5 128	64.5 77.4	46 57.3
Пигмент фиолетовый	Поршневым насосом в ядро потока (без распыления)	Поропок в основном 50 \div 100 μm	85 85 84.7	9.7 6.22 2	$D = 400$ $d_0 = 54$	210 210 210	460 460 460	—	Воздух	180 180 180	60 70 80	34.3 30 30	0.57 0.525 0.506	18.45 19.7 25.4	3020 3320 4150	720 793 990	165 145 112	100 83 68	78 68 54.5
									Воздух	180 180 180	60 70 90	50.5 50.5 50.5	0.624 0.64 0.67	30.2 35.2 45.6	3800 4450 7350	907 1060 1750	126 108 66.3	76 65.2 42.2	59.5 54.0 30.8

Производительность сушилки соответствует проектной. Качество красителя выше, чем после сушки в сушилке полочного типа; высушенный продукт не требует дополнительного измельчения.

Недостаток в работе установки — отсутствие точного дозирования влажного материала, поэтому рекомендовано установить дозировочные насосы поршневого типа.

Результаты опытов для некоторых других пастообразных материалов приведены в табл. IV-10.

Суспензии и растворы

Для повышения производительности процесса сушки ряда активных красителей и снижения расходных коэффициентов Лисаем с сотрудниками [24] была увеличена скорость теплоносителя. С целью предотвращения пневмотранспорта инертных частиц в цилиндрической части сушильной камеры была установлена отбойная сетка (см. рис. II-73).

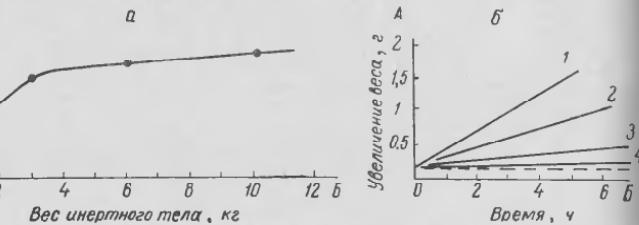


Рис. IV-10. Графики, характеризующие работу сушильной камеры:

а — зависимость напряжения сушильной камеры по испаренной влаге от количества загруженных инертных тел; б — зависимость увеличения веса инертных тел от времени сушки для различных материалов;

1 — краситель дисперсионный синий К; 2 — смачиватель НБ; 3 — активный ярко-красный 5СХ;

4 — активный золотисто-желтый и соловьев раствор.

Пневмофорсунка установлена навстречу потоку поступающего теплоносителя. Результаты опытов по сушке красителя активного золотисто-желтого КХ даны в табл. IV-11. Там же приводятся данные, полученные при сушке этого же красителя, но без сетки. Установка отбойной сетки позволила повысить производительность сушилки почти в 5 раз, вследствие увеличения количества тепла, вносимого в камеру (при увеличении скорости воздуха) и хорошим его использованием за счет эффекта встречных струй, обеспечивающих хорошее диспергирование суспензии.

С целью выяснения влияния количества загруженного инертного материала теми же исследователями [24] проведена сушка раствора хлористого натрия. Из рис. IV-10 видно, что вначале производительность сушилки довольно значительно и увеличивается с повышением количества инертного материала (от 0 до 2 кг), а затем дальнейшее увеличение веса слоя незначительно повышает

Таблица IV-11
Результаты опытов по сушке красителя активного золотисто-желтого КХ в флотирующим слое

Материал	Аппарат	Удельный расход			Съем влаги, %	Температура влагоудалителя, °К
		температура, °С	скорость, м/сек	подача, кг/час		
активный золотисто-желтый и соловьев раствор	настенный	20	0,46	8700	2080	14,4
активный золотисто-желтый и соловьев раствор	настенный	20	0,77	43,3	935	70,4

Причина: Удельный расход тепла рассчитан по формуле $q = c_p(t_1 - t_2)$, чтоает занимать результаты. Гравийные рассчитывать расход тепла по затратам в калоридерах, как это сделано во всех расчетах и таблицах, составленных авторами.

Таблица IV-12
Результаты опытов по сушке суспензий и растворов в флотирующем слое инертных тел

Краситель	Влажность, %	Температура сушильного агента, °С	Удельная производительность, кг/ч			Удельный расход воздуха, кг/вагон	Тепло, ккал/кг воздуха
			на конвективном выходе	в слое	на выхлопе		
Кубовый ярко-зеленый ИД	7,5	3,3	210	70	30	245	25,6
Липецкий цветной БЗО	8,1	3,2	220	80	28	250	22,0
Активный ярко-красный 5СХ	9,1	4,5	230	140	40	335	18,9
Активный золотисто-желтый КХ	8,9	4,5	230	145	63	400	13,4
Диспергатор НФ	7,4	3,9	150	46	46	450	42,3

* С учетом типа отходящего газа.

напряжение сушильной камеры и лишь отражается на увеличении гидравлического сопротивления слоя. Наличие инертных тел в небольшом количестве не требует применения опорной сетки.

При сушке красителей активного ярко-красного 5СХ и дисперсного синего К наблюдалось обрастане частицы плотным, неразрушающимся слоем высушиваемого материала (рис. IV-11).

Было установлено, что некоторые пасты могут высушиваться в кипящем и фонтанирующем слое лишь начиная с некоторой определенной влажности.

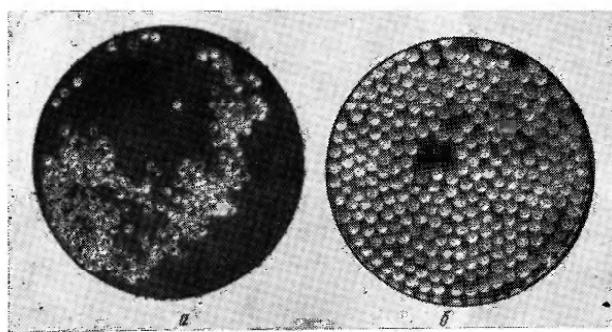


Рис. IV-11. Обрастане инертных частиц слоем высушиваемого материала:
а — стеклянные шарики до сушки; б — стеклянные шарики после сушки.

Такая предварительная подсушка в распыленном состоянии с последующей досушкой на инертных телах успешно осуществляется в аппарате, схема которого была дана на рис. II-74.

Влажный материал с помощью пневматической форсунки подается над слоем, навстречу струе теплоносителя, при этом происходит мгновенная подсушка распыленного материала. Подсушенные частицы досушиваются в фонтанирующем слое инертных тел, истираются в порошок и выносятся потоком в пылеулавливающую аппаратуру.

Такие установки в настоящее время успешно эксплуатируются на некоторых заводах.

Сушка супензий тонкодисперсных красителей на Рубежанском химическом комбинате (РХК) осуществляется в распылительных сушилках с центробежным распылением и в сушилках полочного типа. Интенсивность процесса в этих сушилках невелика.

На РХК было проведено исследование [25] процесса сушки этих красителей в фонтанирующем слое инертных тел (кропика капона). На лабораторной установке с цилиндрико-конической

сушилкой ($D = 90 \text{ мм}$, $\alpha = 90^\circ$) было проведено исследование при постоянном расходе воздуха $29 \text{ м}^3/\text{ч}$, при его температуре на входе $150 \pm 225^\circ\text{C}$ и высоте слоя от 100 до 200 мм . Наименьший удельный расход воздуха получен при высоте слоя 120°C . Качество высушенных красителей соответствовало ГОСТу.

Проверка полученных данных была осуществлена на укрупненной установке ($D = 240 \text{ мм}$); в цилиндрической части сушилки имелась сетка, служащая для предотвращения уноса частиц инертного материала.

Нижняя часть камеры конусная с углом раствора 90° . В самой узкой части конуса установлена поддерживающая металлическая сетка с отверстиями в свету $2 \times 2 \text{ мм}$ и отверстием для установки форсунки. Коническая часть имеет штуцер для разгрузки капроновой крошки. Улавливание высушенного материала происходит в циклоне типа НИИОГАЗ, диаметром 300 мм . Вентилятор низкого давления производительностью $700 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Исследование процесса сушки четырех красителей и диспергатора НФ производилось при интенсивном гидродинамическом режиме. Результаты некоторых опытов приведены в табл. IV-12, из которой следует, что удельная производительность аппарата по испаренной влаге была достаточно высока — до $357 \text{ кг}/\text{м}^3\text{ч}$.

Исследование процесса сушки супензий красителей (прямой коричневый КХ, прямой черный З, прямой зеленый, изофталевый А, аминоизофталевая кислота), а также сахарного раствора в цилиндрическом аппарате диаметром 175 мм было проведено Масловским и Шаховой [26]. В качестве инертного зернистого материала был взят кварцевый песок крупностью $\sim 1 \text{ мм}$. Высушиваемый материал разбрызгивался в сушилке с помощью форсунки с отверстием диаметром 2 мм .

При температуре поступающего теплоносителя 177 — 511°C и скорости газов $0,795$ — $2,44 \text{ м}/\text{сек}$ удельный расход сухих газов 5 — $10 \text{ кг}/\text{кг}$ влаги. Высушенный продукт в виде пыли выносился отработавшими газами и улавливался с помощью мультициклонов диаметром 40 мм .

При высушивании супензий и растворов в кипящем слое размеры аппарата сокращаются в 10 и более раз по сравнению с распылительными сушилками.

Опыты по сушке свинцовой пульпы проводились на лабораторной установке, представляющей собой трубу диаметром 106 мм и высотой 1600 мм [28]. В нижней части трубы имелась решетка, на которую засыпался инертный материал (кварцевый песок крупностью 1 — 2 мм). Супензия подавалась насосом через трубку типа форсунки непосредственно в слой инертного материала. Попытки подавать супензию на слой не имели успеха. Высушенный материал улавливался циклоном диаметром 100 мм . Установка была рассчитана на производительность 8 — $10 \text{ л}/\text{ч}$.

Воздух подавался под решетку от двух параллельно установленных компрессоров общей производительностью $38 \text{ м}^3/\text{ч}$ и давле-

Таблица IV-13

Технологические данные по сушке суспензий углекислых солей в слое инертного материала

Показатели	Углекислый кальций	Углекислый марганец	Углекислый стронций	Углекислый силиций	Углекислая медь	Углекислый кадмий	Углекислый барий
Концентрация суспензии, поступающей на сушку	30	40	50	50	30	30	30
Влажность пасты, %	—	—	30	35	35	35	30
после отжима	0.06—0.2	0.1	0.04—0.2	0.4—1.0	0.3—0.6	0.3—0.6	0.1
после сушки	—	—	200	250	200	200	200
после отжима	—	—	120	100	100	100	1200
Температура сушильного агента, °С	250	190	200	250	200	200	200
под решеткой	120—140	100	100	100	100	100	100
в слое	—	—	—	—	—	—	—
Скорость сушильного агента	3—3.4	2.3	2.3	3.3—3.4	2.5—2.6	2.5—2.6	3.3—3.5
в аппарате	—	—	—	—	—	—	—
Расход сушильного агента, кг/кг	25	34	32—34	30	22	35	40
елаги	—	—	—	—	—	—	—
Удельный расход тепла на сушку, ккал/кг багги	1200	—	—	1300	900	900	1500
Производительность сушилки, кг/м² решетки	—	—	—	—	—	—	—
по влаге	470	300	300	360—370	300	370	470
по сухому продукту	200	200	300	360—370	200	200	200
Напряженность объема сушилки, кг/м³ ч	—	—	—	—	800	800	800
по влаге	470	300	300	370	370	370	370
по сухому продукту	200	200	300	370	370	370	370

нием $p_{изб} = 2 \text{ atm}$ и отсасывался хвостовым вентилятором. Температура в слое регулировалась количеством подаваемой суспензии с отношением $\dot{Ж} : T = 4 : 1$. При увеличении концентрации твердой фазы забивало клапан или выходное отверстие насоса и подача суспензии прекращалась.

Исследование показало, что 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/сек, высоте инертного слоя 300 мм и крупности песка 1,4—2 мм. Снижение высоты слоя, скорости воздуха и уменьшение крупности песка ухудшало режим сушки.

Большинство опытов проводилось с беспровальной решеткой, и лишь в двух случаях была применена решетка с подачей воздуха по окружности и от периферии к центру. Преимущества первой решетки — равномерная подача воздуха и хорошее перемешивание инертного материала.

Высушенная пыль представляла тонкодисперсный материал (80%, класса — 0,04 мм), не требующий дальнейшего измельчения, с влажностью до 1,6%.

Производительность с 1 м² площади решетки при температуре воздуха 600° С и в слое 125° С составляла 900 кг/ч (по сухому продукту 270 кг/ч).

Полученные данные использованы для проектирования установки, которая уже внедрена в промышленную практику.

Сушку свинцовых пульп в кипящем слое на Чимкентском свинцовом заводе с 1962 г. проводят по схеме, разработанной Кавказгипроцветметом (на основании исследований Масловского и Шаховой [26]). В качестве инертного слоя использовался кварцевый песок с размерами зерен 1,4—1,9 мм. Сушильная камера объемом 10,6 м² выполнена из листовой 8 миллиметровой стали. Суспензия под давлением, создаваемым насосом, распыливается форсунками, установленными выше уровня кипящего слоя на 150—200 мм [29].

Технические данные установки следующие:

Площадь пода печи, м ²	1.8
Высота неподвижного слоя, м	0.6
Высота кипящего слоя, м	1.0
Скорость газа в слое (фиктивная), м/сек	1.7 ± 2.0
Температура, °С	—
поступающего теплоносителя	450 ± 600
слоя	450
Концентрация суспензии Ж : Т	1.7 ± 2
Расход природного газа при $p_{изб} = 0.9 \text{ atm}/\text{м}^3 \cdot \text{ч}$	130 ± 140
Удельная производительность по сухому продукту m/m^2	6 ± 7
Удельный расход газа при Ж : Т = 2	0.261
по влаге, кг/м ³	0.523

Таблица IV-14

Сушка некоторых растворов в фонтане

Продукт	Материал			Аппарат			
	способ подачи	характеристика (высушиваемого)	влажность, %		характеристика	слой	
			начальная	конечная		высота, мм	гидравлическое сопротивление, мм 600 ст.
Хлорэтан сульфонат	В слой пневмофорсункой	Порошок	78 78 78	1.2 0.92 0.73	$D = 200 \text{ мм}$ $d_0 = 50 \text{ мм}$ $G_2 = 2.6 \text{ кг/ч}$	200 200 200	180 180 180
Дубитель	В слой пневмофорсункой	Порошок	50 50 50	1.5 1.5 2.5	$D = 200 \text{ мм}$ $d_0 = 50 \text{ мм}$ $G_2 = 6 \div 10 \text{ кг/ч}$	200 200 200	210 210 210
Альгинат натрия	Струйкой в слой без распыления	Чешуйки	96.5 96.5 96.5	9.9 9.55 7.87	$D = 400 \text{ мм}$ $d_0 = 70 \text{ мм}$ $G_2 = 0.4 \text{ кг/ч}$ $W = 10 \div 11 \text{ кг/ч}$	255 230 230	680 670 600

Внедрение этого метода сушки позволит осуществить сульфатизацию свинцово-цинковых пульп в промышленном масштабе, что повысит извлечение в товарную продукцию цинка на 5–7%, свинца на 2–4%, кадмия на 10–15%, индия на 20–40%, снизит капитальные затраты и эксплуатационные расходы, улучшит санитарно-гигиенические условия труда вследствие полной герметизации и автоматизации установки.

Некоторые химические реакции в виде суспензий были высушены в Институте реактивов (ИРЕА) Петровой с сотрудниками на слое фторопластовой крошки ($d_s = 2.6 \text{ мм}$) [27]. Влажный материал подавался на слой сверху. Данные некоторых опытов приведены в табл. IV-13.

В процессе сушки фторопластовая крошка покрывается пленкой высушиваемого продукта, предохраняющей ее от истирания. Отсутствие фтора в готовом продукте подтверждает, что истирания фторпластика в процессе сушки не происходит. Полученный тонкодисперсный продукт не требует дополнительного измельчения и удовлетворяет условиям соответствующих ГОСТов и ТУ.

Данные Рашковской и Романкова с сотрудниками приведены в табл. IV-14.

рующем слое на стеклянных шариках

характеристика	Сушильный агент				Удельный расход		Съем влаги, кг/ч		Теплотой к. п. д., %	
	температура, °C		скорость, м/сек		воздуха, кг/ч влаги	тепла, ккал/кг влаги	с 1 м³ объема аппарата	с 1 м³ сечения аппарата		
	на входе	на выходе	внизу	вверху						
Продукты сгорания с воздухом	350 420 460	135 140 155	33.7 40.7 35.4	1.44 1.59 1.3	18.3 15.8 16.3	6080 6370 7250	1450 1520 1730	396 500 396	234 295 234	
Продукты сгорания с воздухом	450 535 450	165 170 120	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	174 314 240	121 220 168	
Воздух	188 153 160	90 83 90	54.2 52.0 52.8	0.737 0.75 0.76	26.2 26.9 34.2	4610 4060 5000	1100 970 1190	155 140 123	93.6 84.8 74.3	

НЕКОТОРЫЕ ВОПРОСЫ ЭКОНОМИКИ

Применение аппаратов кипящего слоя для обезвоживания растворов позволяет заменить выпаривание в многокорпусных выпарных установках, требующих сложного оборудования (выпарные аппараты, фильтры или центрифуги, сушилки), причем в большинстве случаев аппаратура изготавливается из легированной стали. Возможно получать продукт в гранулированном виде, что позволяет устранить его склонность к хранению.

Иногда целесообразнее сушка растворов в кипящем слое с использованием инертного слоя. При сушке свинцовой пульпы, несмотря на более высокие энергетические затраты, по сравнению с распылительной сушилкой, вследствие меньшей стоимости и большей компактности была установлена сушилка кипящего слоя.

Экономическая эффективность от внедрения сушки свинцовых пульп в кипящем слое на Чимкентском свинцовом заводе по сравнению с сушкой в барабанных сушилках выражается следующими показателями (в тыс. руб.) [29]:

Снижение капитальных затрат	108
Экономия зарплаты в год	43.8
Экономия на эксплуатационные затраты в год	56.6
Прибыль от реализации дополнительной товарной продукции (кадмий, цинк, индий) в год	179.5

Сравнительные данные по работе различных сушилок при сушке суспензий красителей на слое инертного материала приведены в табл. IV-15.

Таблица IV-15

Сравнительная таблица работы распылительной сушилки и полочной с цилиндро-конической сушилкой, работающей на инертном носителе при сушке суспензий красителей

Краситель	Тип сушилки	Влажность, %		Температура, °C		Производительность, кг/ч		Удельная производительность, кг влаги/м²·ч	
		начальная	конечная	на входе	в слое	по сухому	по испаренному плаке	по сухому	по испаренной влаге
Дисперсионный желтый б3	Распылительная	71,6	2,0	190	100	26,5	49,7	0,88	1,6
	Со взвешенным слоем	81,0	3,2	220	85	3,4	10	85	250
Кубовый ярко-зеленый С	Распылительная	72,6	2,8	190	95	15,1	40	0,51	1,33
	Со взвешенным слоем	75	3,3	210	70	3,4	8,6	82,5	215
Активный ярко-красный 5СХ	Полочная	50	3,2	75	50	1,8	2	0,22	0,27
	Со взвешенным слоем	91	4,5	250	140	2,09	13,4	52,3	335
Активный золотисто-желтый КХ	Полочная	50	2,7	—	75	1,8	2,0	0,22	0,27
	Со взвешенным слоем	89	4,5	250	145	2,7	14,3	68,4	357

Сравнение распылительной с пневмофорсункой, полочной и цилиндро-конической сушилок позволяет высказать мнение, что сочетание в одном агрегате цилиндро-конических сушильных камер общим объемом порядка 200 л может полностью заменить распылительную камеру объемом 30 м³ и тем более полочные сушилки. Работа такого агрегата надежна, экономична и гарантирует получение качественного сухого продукта, отвечающего требованиям ГОСТа.

В табл. IV-16 приводится калькуляция стоимости процесса сушки красителя прямой черный 3 на различных типах сушилок

Дербеневского химического завода. Из этой таблицы следует, что стоимость сушки красителя в сушилке фонтанирующего слоя значительно ниже, чем в других сушилках.

Таблица IV-16

Калькуляция процесса сушки красителя прямой черный 3 на различных типах сушилок Дербеневского завода, считая на 1 т сухого красителя с конечной влажностью 5% при начальной влажности пасты 65% (производственная программа 6 т/сумки сухого красителя или 1950 т/год) (деки № 7, 9 и 10)*

Тип сушилки	Количество единиц оборудования (штук)	Стоимость, руб/т							
		электроэнергия	пар	топливо	зарплата	текущие расходы	амортизация	оборудование	здания
Сушилка Гордон Двухвальцевая 3 м²	40 8	16,65 14,9	24,4 24,4	— —	13,63 7,81	38,5 44,6	28,7 16,1	0,87 0,97	122,7 108,7
Двухвальцевая 10 м²	4	10,3	24,4	—	7,81	23,6	12,0	0,51	78,6
Гребковая непрерывного действия	8	9,75	—	14,55	10,80	40,0	6,6	0,59	82,3
Бакум-гребковая периодического действия	8	17,55	24,4	—	7,24	42,3	13,8	0,83	106,0
Сушилка фонтан- ирующего слоя Двухвальцевая 22 м²	1	5,34	—	9,5	3,88	4,4	1,2	0,06	24,3
Двухвальцевая 26 м²	1	2,81	24,4	—	3,84	8,84	6,15	0,44	46,2
	1	3,0	24,4	—	3,84	9,54	7,18	0,44	48,4

* Калькуляция составлена инж. Л. А. Синюком.

ЛИТЕРАТУРА

- Романков И. Г., Elemezsi jrag, XIV, № 8–9, 269 (1960).
- Грошев Г. Л., Данов С. М., Кучинина Н. Д., Рыбин Г. В., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», ЦНИИХимнефтемаш, вып. 4, 1966, стр. 5.
- Schmidt A., Chem. Zbl., 126, № 14, 3219 (1955).
- Franz J. E., Evaporation of Brine Solutions in a Fluidised Salt Bed, Thesis Louisiana State Univ., May 1958.
- Jonke A. A., Petkus E. J., Loeding J. W., Lawroski S., Nuclear Sci. and Eng., 2, 303 (1957).
- Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., Хим. пром., № 5 389 (1960).
- Металлургия, Информ. листок № 69, ЦБТИ, 1961.

8. Vanesek V., Ledeger E., Fluidised Bed Drying of Green Copperas, Rep. Res. Inst. Inorg. Chem., № 237 (1959).
9. Magkvart M., Vanesek V., Drbohlav R., Brit. Chem. Eng., 7, № 7, 503 (1962).
10. Романков П. Г., Рацковская Н. Б., Хим. пром., № 11, 836 (1962).
11. Вегуин J., Génie chim., 86, № 2, 45 (1961).
12. Романков П. Г., Рацковская Н. Б., Березовская З. А., Поваров И. В., Авт. свид. СССР 139247, Бюлл. изобрет., № 12 (1961).
13. Романков П. Г., Рацковская Н. Б., Березовская З. А., Лакокрасочные материалы и их применение, № 3, 71 (1960).
14. Романков П. Г., Рацковская Н. Б., Березовская З. А., Яблонский П. А., Лакокрасочные материалы и их применение, № 6, 61 (1961).
15. Романков П. Г., Рацковская Н. Б., Яблонский П. А., Березовская З. А., Масло-жир. пром., № 7, 10 (1962).
16. Локтионов Н. В., Романков П. Г., Рацковская Н. Б., Отчет о научно-исследовательской работе, 1964.
17. Морилов А. А., Рубцов Г. К., Сыромятников Н. И., Баскаков А. П., Хим. пром., № 11, 809 (1962).
18. Сажин Б. С., Яцунова В. А., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 1, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 51.
19. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИНЦИМ, 1965, стр. 193.
20. Шахова Н. А., Рычков А. И., Хим. пром., № 11, 839 (1962).
21. Каганович Ю. Я. и др., Гидролизн. и лесохим. пром., 6, № 6, 3—4 (1963).
22. Филиппов В. А., Сушильные установки на зарубежных углеобогатительных и брикетных фабриках, Изд. «Недра», 1966.
23. Бабеко В. Е., Романков П. Г., Рацковская Н. Б., сб. «Применение кипящего слоя в химической промышленности», ч. 1, ЛДНПИ, 1965, стр. 73.
24. Лисай В. Э., Костицын Б. А., Уразовская В. Н., сб. «Процессы химической технологии», Изд. «Наука», 1965, стр. 337.
25. Быкова М. И., Плакидин В. Л., Сажин Б. С., Безруков А. С., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 4, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 15.
26. Масловский М. Ф., Шахова Н. А., Хим. маш., № 6, 27 (1959).
27. Петрова В. В., Юзов А. В., Ходель А. Я., Бабко Г. Л., Прянишникова И. А., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 4, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 54.
28. Виноградова М. А., Забережный И. И., Никитина И. С., Цветная металлургия, Научно-технич. бюлл. № 16/213, 33 (1962).
29. Установка для сушки свинцовой пульпы в кипящем слое. Чимкентский свинцовый завод Казахстанского СНХ, ВДНХ, 1963.
30. Лыков М. В., Основные направления сушильной техники в химической промышленности, Серия «Процессы и аппараты химических производств», НИИХЭХИМ, 1964.

ГЛАВА ПЯТАЯ

КИНЕТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ

ОСОБЕННОСТИ 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. Этот процесс является частным случаем совместного тепло- и массообмена, протекающего одновременно и взаимосвязанно внутри высушиваемого влажного материала. Аналитическая теория переноса тепла и массы внутри капиллярно-пористого материала, разработанная акад. БАССР А. В. Лыковым и его школой [1], в настоящее время является в значительной мере законченной. Следует отметить, что это относится к случаю, когда кинетические коэффициенты переноса можно считать постоянными. В литературе, однако, имеется немало данных, свидетельствующих о значительных изменениях коэффициентов переноса в процессе сушки материала.

В таких случаях решить уравнения переноса удается только при сравнительно простых зависимостях коэффициентов уравнений от независимых переменных задачи, например, когда коэффициент фазового превращения ε или теплоемкость c , или коэффициент теплопроводности влажного материала λ являются степенной или экспоненциальной функцией координат.

Большей частью коэффициенты уравнений зависят от искомых функций (температура, влагосодержание). Учет такой зависимости приводит к нелинейным уравнениям переноса, которые, как правило, не могут быть проинтегрированы. Однако польза таких уравнений переноса заключается в том, что они могут явиться основой численного расчета конкретных задач с использованием, например, машинной вычислительной техники. Кроме того, физическая модель процессов переноса, заложенная 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 ($Bi \geq 20$) 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 нахождении полей потенциалов 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 вопроса о совместном переносе импульса, тепла и массы в потоке 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 удовлетворительной теории процесса тепло- и массообмена, осуществляемых во взвешенном состоянии, нет, а экспериментально найденные значения коэффициентов теплоотдачи нередко различаются более чем на порядок. Причиной такого расхождения является трудность определения средней разности температур.

В кипящем слое вследствие интенсивного тепло- и массообмена температуры газа и материала выравниваются на небольшом расстоянии от газораспределительной решетки, и на выходе из слоя температурная разность между отходящим газом и материалом невелика и неточность измерения этой разности приводит к значительной ошибке в определении коэффициента теплообмена.

Это показано Гинзбургом и Резчиковым [3] для одного из опытов по сушке зерна

$t_1 = 80^\circ C$	$\theta_1 = 6^\circ C$	$\tau = 4 \text{ мин}$	
$h_0 = 150 \text{ ккал}$	$\theta_2 = 52.5^\circ C$	$\Delta u = 2.8\%$	
$t_2, ^\circ C$	$\Delta t_2, ^\circ C$	$\Delta t_{\text{оп.пог.}}, ^\circ C$	α
54	1.5	8.95	68.0
54	0.5	6.75	90.6

Кроме того, подсчет средней разности температур даже по точно измеренным температурам сушильного агента и материала может сопровождаться значительной ошибкой из-за неравномерности кипения слоя. Средняя температура отходящего теплоносителя может быть выше температуры материала из-за подмешивания прораввившихся неохлажденных газов. Если прорыв газов всего лишь 5%, а остальные 95% газов охлаждаются до температуры, на 0,1 град отличающейся от температуры материала, то средняя температура смеси для рассмотренного выше примера составит $54^\circ C$, кажущаяся средняя разность температур 8.95 , а истинная — 4.9 град , т. е. ошибка в определении коэффициента теплообмена может превысить 80%.

Часто эксперименты проводятся при периодическом режиме процесса для того, чтобы избежать трудностей, связанных с неодинаковым временем обработки отдельных частиц материала при непрерывной работе аппарата. При периодическом процессе сушки предполагают, что все частицы находятся в одинаковых условиях, но именно тогда разность температур между теплоносителем и поверхностью материала быстро падает по высоте слоя до исчезающие малых величин. Причиной являются большие значения произведения коэффициента теплоотдачи на суммарную поверхность дисперсного материала $\alpha \sum f_i$.

Период постоянной скорости сушки

При периодической сушке зернистых материалов в периоде постоянной скорости можно считать температуру поверхности сухнувшего материала постоянной и равной температуре мокрого термометра. С другой стороны, большая разность температур на входе в слой приводит к тому, что уже на небольшой высоте от решетки температура теплоносителя практически не отличается от температуры мокрого термометра. Поскольку высоты кипящих и фонтанирующих слоев из гидродинамических условий равномерной устойчивой работы выбираются обычно больше той высоты, на которой температурную разность можно измерять надежно, то это приводит к значительной зависимости рассчитываемых на основе экспериментальных данных коэффициентов теплоотдачи α от выбранного метода определения средней температурной разности. При этом иногда полученные значения α оказываются зависящими от высоты слоя в степени, близкой к единице, что также противоречит физическому смыслу этого коэффициента.

Большие значения величины $\alpha \sum f_i$ приводят к известным трудностям при практической обработке мелкодисперсного термочувствительного материала малой плотности при его взвешивании потоком газа — теплоносителя. Трудность состоит в очень медленном подводе тепла с теплоносителем, так как температура его

ограничена физико-химическими свойствами материала, а скорость — явлением уноса материала из слоя.

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

$$\frac{6\alpha}{\rho_r c_w} \cdot \frac{1-\epsilon}{d} h \geq 3 \quad (V-1)$$

Численная оценка проводилась с использованием соотношения Кацельсона и Тимофеевой [4]

$$Nu = 2 + 0.03Pr^{0.38}Re^{0.54} + 0.35Pr^{0.36}Re^{0.58} \quad (V-2)$$

для определения коэффициента теплоотдачи к поверхности сферической частицы и графической зависимости (см. рис. I-3) для определения связи скорости газа w , диаметра частиц d , плотностей газа и материала ρ_r и ρ_m и порозности ϵ .

В общем случае термическое сопротивление теплоотдаче от газа к материалу может оказаться столь существенным, что зависимость количества тепла, поглощенного слоем, может иметь максимальное значение в зависимости от диаметра частицы. В данном случае оценка дает такой максимум при высоте кипящего слоя $h = 0,1 \text{ м}$, $\epsilon = 0,8$ и $d_{\max} = 3,5 \text{ мм}$. При этом с ростом h значение d_{\max} быстро сдвигается в сторону больших размеров частиц (нахождение d_{\max} 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 все тепло, подводимое с газовым теплоносителем.

При непрерывном процессе сушки, протекающем в периоде постоянной скорости, выгружаемый из аппарата материал состоит из частиц, обработанных в различной степени, т. е. из некоторой доли влажного продукта и доли сухого материала, а технологическая степень обработки есть средняя величина. Соответственно и температуру материала в слое можно представить как результат усреднения температуры влажной доли частиц (t_s) и температуры сухой доли, которая нагревается в потоке теплоносителя, и поэтому температура теплоносителя на выходе из слоя здесь превышает t_s .

В качестве приближенной оценки работоспособности кипящего слоя можно предложить следующую модель [5]: сушка каждой отдельной частицы осуществляется только в периоде постоянной скорости до $u_{kp} = u_p \approx 0$. Скорость сушки сферической частицы

лимитируется только конвективным подводом тепла к влажной поверхности от сушильного агента. Перемешивание материала идеальное, что дает распределение Пуассона для времени пребывания частиц в слое. Используются указанные выше соотношения.

Анализ такой модели приводит к системе алгебраических уравнений, которая может быть сведена к системе двух трансцендентных уравнений (V-3) относительно средней температуры теплоносителя и высоты кипящего слоя, необходимой для обеспечения заданной средней конечной влажности материала и заданной удельной производительности 1 м² слоя

$$6\alpha \frac{1-\epsilon}{d} (\bar{t}_r - t_s) h \left[1 - e^{-\frac{u_1}{k}} \right] + (\bar{t}_r - t_s) c_m \rho_m V_0 e^{-\frac{u_0}{k}} = \rho_r c_w \left[t_1 - t_s - (\bar{t}_r - t_s) e^{-\frac{u_1}{k}} \right] \left[1 - e^{-\frac{6\alpha}{\rho_r c_w} \frac{1-\epsilon}{d} h} \right] \quad (V-3)$$

$$u = u_1 - k \left[1 - e^{-\frac{u_1}{k}} \right] \quad (V-4)$$

где

$$k = \frac{6\alpha (1-\epsilon) (\bar{t}_r - t_s) h}{\rho_m d V_0}$$

Уравнение (V-3) — баланс тепла для кипящего слоя; первое и второе слагаемые — потоки тепла соответственно на влажную и сухую доли частиц в кипящем слое. Второе уравнение дает среднюю интегральную влажность материала при сушке его в периоде постоянной скорости при идеальном перемешивании твердой фазы. Система может решаться относительно \bar{t}_r и h при задаваемых ϵ и V_0 ; w и c определяются из соотношений, приведенных выше. Легко определяются потом и все другие неизвестные величины: константа скорости сушки, время достижения критической (в данном случае пульевой) влажности отдельной частицей, доля сухого материала в слое, средняя температура материала и температура газа на выходе из слоя. (Средняя температура поверхности сухой доли материала в кипящем слое при обычно применяемых не слишком больших диаметрах частиц и достаточно низких средних конечных влажностях материала практически равна средней температуре теплоносителя).

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, так как, например, при определении c не учитывали вращение частиц, их возможное грушевое движение и т. д. Однако численные расчеты дают правильные зависимости процесса от всех основных параметров и правдоподобные высоты кипящих слоев.

Из приведенного анализа можно видеть, что «балластная зона», иногда рассматриваемая как лишняя с точки зрения кинетики

Таблица V-1

Уравнения зависимости между критериями Nu и Re

Авторы	Материал	Вид зависимости	Условия применимости уравнения
Ши Янь-Фу, Романков, Рашковская Хиртес, Мак-Хиблинг и сотр.	Силикагель, активированный уголь	$Nu = 0,25 \text{Re} \left(\frac{h}{d} \right)^{-1}$	Периодический процесс
Бабак	Крошка бутил-каучука	$Nu = 0,005 \text{Re}^{0,86} \left(\frac{w}{w_{\text{внр}}} \right)^{-1,2}$	$\text{Re} = 26\,000 \div 33\,000$
Лыков	Зерно, подмосковный уголь, картон, гранулированный суперфосфат	$Nu = 0,0016 \text{Re}^{0,95} \left(\frac{w}{w_{\text{внр}}} \right)^{-1,5}$ $Nu = 0,024 \text{Re}^{0,84}$	
Циборовский	Соль	$Nu = 0,0236 \text{Re}^{1,1}$	Периодическое обезвоживание кристалло-гидрата
Федоров	Зерно	$Nu = 0,23 \text{Re}^{0,863}$	

$$\star \text{Re}_{\mu} = \frac{\text{Re}}{1-\varepsilon}.$$

в первом периоде интенсивность процесса определяется скоростью подвода тепла в слой и, следовательно, Nu должен быть прямо пропорционален Re, что видно из уравнения теплового баланса

$$Q = Lc(t_1 - t_2) = a \sum_i f_i (t - \theta) \quad (V-5)$$

так как $L = wF\rho$, то $a \sim w$ и $Nu \sim Re$.

При сушке некоторых термочувствительных высоковлажных материалов (зерно) наблюдается постоянство скорости влагоотдачи при непрерывном повышении температуры материала. Это следует объяснить тем, что в условиях интенсивного нагрева влажного материала возрастание коэффициента влагопроводности замедляет углубление зоны испарения внутрь материала. Исследования Дубровского и Гинзбурга [3] показали, что коэффициент диффузии влаги в зерне резко увеличивается с повышением температуры зерна

$$a_m = a_{20^\circ} T^n$$

где $n = 8 \div 18$.

При условиях, когда инерционность поля влагосодержаний значительно превышает инерционность температурного поля, нагрев

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 (рис. V-1). Градиент температуры газа по высоте слоя при непрерывном процессе не имеет таких

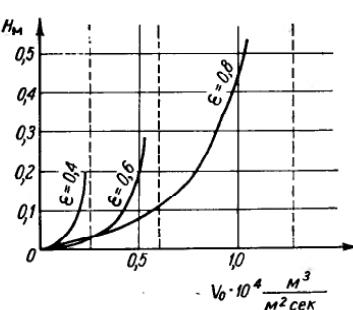


Рис. V-1. Высота кипящего слоя h , необходимая для осуществления процесса сушки, в зависимости от нагрузки по влажному продукту V_0 и влажности кипящего слоя ε .

$u_t = 1,0; u = 0,1; d = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м}; \rho_m = 2 \times 10^3 \text{ кг}/\text{м}^3; c_m = 1,26 \cdot 10^3 \text{ дж}/(\text{кг} \cdot \text{град}); r = 2,2 \cdot 10^6 \text{ дж}/\text{кг}; c_g = 10^3 \text{ дж}/(\text{кг} \cdot \text{град}); t_1 = 200^\circ \text{C}; 1 - \varepsilon = 0,4; 2 - \varepsilon = 0,6; \delta = 0,8$

обеспечения достаточной подвижности слоя, чтобы гидравлическое сопротивление аппарата не превышало 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 [6].

В табл. V-1 приводятся некоторые уравнения, выражающие зависимость между критериями Nu и Re.

Все эти зависимости представлены в форме $Nu = f(\text{Re})$. С. С. Забродским показано, что соотношения такого рода не могут быть достаточно точными ввиду неоднородности слоя. Тем не менее анализ этих соотношений, полученных различными авторами для разнообразных продуктов, позволяет сделать вывод, что в пределах точности проводимых данных величина критерия Нуссельта примерно пропорциональна значению критерия Рейнольдса. По-видимому, именно вследствие неоднородности слоя показатели степени при Re несколько отличаются от единицы, так как при сушке

частиц до максимально допустимой температуры (с точки зрения сохранения физико-химических свойств материала) может наступить до достижения требуемого конечного влагосодержания. Характеристикой влагоинерционности материала является число Лыкова $Lu = a_m/a$, представляющее собой отношение коэффициента потенциалопроводности к коэффициенту температуропроводности.

Если число Лыкова мало, как это наблюдается, например, для зерна ($Lu \approx 10^{-3}$), то процесс сушки должен осуществляться в условиях, предотвращающих возникновение небратимых изменений, которые могут привести к ухудшению качества материала, т. е. следует применить комбинированные циклы нагрева и охлаждения — так называемый осциллирующий режим, рекомендованный Лыковым. Любощин развел теорию осциллирующего режима, успешно осуществил его для сушки зерна [3] (см. рис. II-56). Значительное повышение коэффициента потенциалопроводности 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.

Период падающей скорости сушки

Сушка зернистых материалов в периоде падающей скорости протекает при повышающейся 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 среднему текущему влагосодержанию материала в периоде падающей скорости. Коэффициент пропорциональности и критическое влагосодержание u_{kp} , как правило, должны определяться экспериментально. Такой метод учитывает сложность реального процесса и иногда может с успехом применяться для расчета процесса сушки. Следует лишь подчеркнуть, что в общем случае u_{kp} 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_{kp} в условиях взвешенного слоя, так как значение, полученное для периодического процесса, бряд ли справедливо для сушки того же материала при непрерывной подаче.

Действительно, трудно предположить, что, например, температура теплоносителя в момент достижения материалом критического влагосодержания при периодической сушке будет одинакова с температурой при непрерывном процессе, так как сравниваемые поля температур зависят от различных независимых наборов переменных. Поэтому в настоящее время для обработки экспериментальных данных по сушке зернистых материалов в периоде падающей

скорости в аппаратах взвешенного слоя иногда используется методика, основанная на рассмотрении интегрального эффекта сушки, т. е. среднего относительного конечного влагосодержания непрерывно выгружаемого из кипящего слоя материала. Зависимость такой влажности от некоторых параметров процесса и сушки материала представляется в качестве экспериментально получаемого соотношения. При этом обычно не учитываются массопроводные свойства материалов; поэтому общность такого рода соотношений пока еще далека от желаемой и ограничивается свойствами отдельных материалов.

В литературе для изотермических диффузионных процессов при $Bi \geq 20$, 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. Такое предположение аналогично постулату так называемой двухслойной 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 перемещивания целевого компонента внутри скелета, в отличие от газовой или жидкой фаз, где такое перемещивание 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 $\beta = \frac{\pi^2}{3} \cdot \frac{D}{R}$ (где D и R — коэффициент внутренней диффузии и радиус сферической частицы). Такое выражение для β получается только после установления регулярного режима, соответствующего при $Bi \geq 20$ значению критерия Фурье $Fo \geq 0,1$. Однако легко 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.

СВЯЗЬ МЕЖДУ КИНЕТИКОЙ ПРОЦЕССА И РАСПРЕДЕЛЕНИЕМ ПО ВРЕМЕНАМ ПРЕБЫВАНИЯ. КИНЕТИЧЕСКИЕ ЗАВИСИМОСТИ

При сушке материалов в периоде падающей скорости, особенно при глубокой сушке, время пребывания материала в аппарате должно быть достаточно большим и может быть подсчитано из кинетических зависимостей.

Для получения однородного по влажности высушенного продукта при сушке как в первом, так и во втором периодах требуется знание распределения единовременно загруженной порции материала в аппарате по временам пребывания.

Применение уравнения для плотности распределения частиц по временам пребывания к процессу массообмена между твердым зернистым материалом и газовым потоком в одном кипящем слое и в системе последовательных слоев рассматривалось Фроловым и Романковым [7, 8], причем было использовано полученное авторами уравнение для плотности распределения частиц твердого материала по временам пребывания в аппарате. Так как отдельные порции выгружаемого материала находятся в рабочей зоне аппарата неодинаковое время, то они оказываются обработанными в разной степени, что в ряде случаев может оказаться нежелательным.

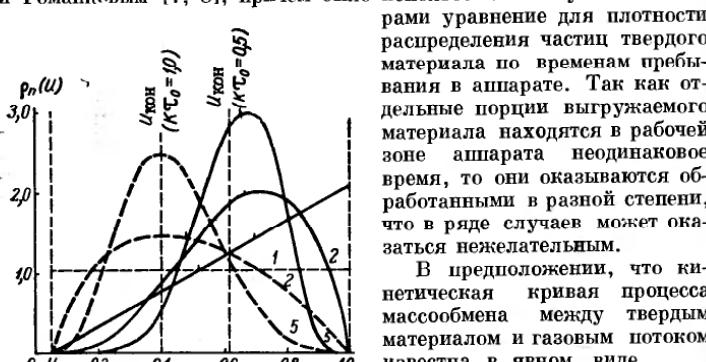


Рис. V-2. Плотность распределения частиц материала по влагосодержанию для сушки во втором периоде при $u_0 = 1,0 < u_p$; $u_p = 0,05$.

(Засечки на кривых дают значения средних интегральных влагосодержаний, цифры соответствуют числу слоев).

по содержанию целевого компонента в аппарате определяется по формуле

$$\rho(u) = \rho[\tau(u)] \frac{1}{\frac{\partial u}{\partial \tau}} \quad (V-7)$$

При допущении, что гидродинамический и тепловой режимы одинаковы для всех рассматриваемых слоев, были использованы известные кинетические зависимости сушки.

Если материал поступает в аппарат с начальным влагосодержанием $u_0 \leq u_p$, то процесс сушки идет только в периоде падающей скорости (второй период) по следующему кинетическому уравнению:

$$\frac{du}{d\tau} = K(u - u_p)$$

$$u = f(\tau) \quad (V-6)$$

где u — содержание извлекаемого компонента в твердой фазе, τ — текущее время) и что эта зависимость справедлива для каждой отдельной частицы, плотность распределения частиц

или после интегрирования при $u_{\tau=0} = u_0$:

$$\tau = \frac{1}{K} \ln \frac{u_0 - u_p}{u - u_p}$$

Подставив данное уравнение в (V-7), получим следующий вид плотности распределения частиц материала по влагосодержанию для любого числа одинаковых слоев с равным средним временем пребывания в аппарате τ_{ep}/n :

$$\rho_n(u) = \frac{n^n}{(n-1)!} \cdot \frac{1}{(K\tau_{ep})^n} \cdot \left[\frac{\ln \frac{u_0 - u_p}{u - u_p}}{u_0 - u_p} \right]^{n-1} \left(\frac{u - u_p}{u_0 - u_p} \right)^{\frac{n}{K\tau_{ep}}} \quad (V-8)$$

Вычисленные по формуле (V-8) кривые $\rho_n(u)$ представлены на рис. V-2.

Особый интерес представляет вычисление среднего интегрального влагосодержания выгружаемого продукта u_{ep} , так как оно и является истинным средним влагосодержанием. Действительно, количество влаги, содержащееся в доле материала с влагосодержанием в пределах u и $(u + du)$, равно произведению влагосодержания на величину этой доли, т. е. $u\rho(u)du$. Тогда полное количество влаги в выгруженному материале равно $\int_{u_p}^{u_0} u\rho(u)du$. Среднее влагосодержание u_{ep} определяется как частное от деления влаги в материале на его количество:

$$u_{ep} = \frac{\int_{u_p}^{u_0} u\rho(u)du}{\int_{u_p}^{u_0} \rho(u)du} = \int_{u_p}^{u_0} u\frac{\rho(u)}{\rho(u)}du \quad (V-9)$$

Здесь расход материала принят за единицу.
Для одного слоя ($n = 1$):

$$u_{ep1} = \int_{u_p}^{u_0} u\rho_1(u)du = u_p + \frac{u_0 - u_p}{1 + K\tau_{ep}} \quad (V-10)$$

Среднее влагосодержание для $n \geq 2$ вычислялось графическим интегрированием по кривым рис. V-2 для различных значений произведения $K\tau_{ep}$. Результаты вычислений даны в табл. V-2, где для сравнения приводятся величины u_{kon} , т. е. значения влагосодержания, получаемые при расчете слоя как целого по кинетическому уравнению и среднему времени пребывания τ_{ep} :

$$u_{kon} = u_p + (u_0 - u_p) \exp(-K\tau_{ep}) \quad (V-11)$$

Как видно из данных табл. V-2, истинное среднее влагосодержание материала, непрерывно выгружаемого из аппарата с кипящим

Результаты графического интегрирования по рис. V-2

Величина	Число слов				
	1	2	3	4	5
$K\tau_{op}$	0,5	1,0	2,0	4,0	10,0
u_{op}	0,684	0,525	0,367	0,250	0,136
u_{kp}	0,625	0,400	0,179	0,067	0,056
R	0,137	0,229	0,335	0,396	—
u_{op}/u_{kon}	0,090	1,310	2,050	3,750	3,690

Таблица V-3

Результаты графического интегрирования по рис. V-3

Величина	Число слов				
	1	2	3	4	5
$K\tau_{op}$	0,5	1,0	2,0	5,0	12,0
u_{op}	0,785	0,625	0,450	0,348	0,252
u_{kp}	0,775	0,550	0,235	0,123	0,059
R	0,095	0,194	0,341	—	0,077
u_{op}/u_{kon}	1,010	1,140	1,910	2,830	4,250

слоем, оказывается выше влагосодержания, подсчитанного только по кинетическому уравнению и среднему времени пребывания. Функция

$$\frac{u_{cp1}}{u_{kon}} = \psi(K\tau_{op}) \quad (V-12)$$

для одного слоя, например, имеет максимум в точке $K\tau_{op} = 4,3$ и с ростом аргумента вновь стремится к единице. Так как бесконечно интенсивную сушку представить себе трудно, то увеличение глубины сушки $K\tau_{op}$ естественно связывать с уменьшением расхода материала. При бесконечно малом расходе $\tau_{op} = \infty$ и процесс перестает быть непрерывным.

Из уравнений (V-10) и (V-12) при $n = 1$ можно показать, что различие между u_{op} и u_{kon} достигает 30% уже при $\frac{u_0 - u_{op}}{u_{op} - u_p} = 1$, т. е. когда сушка идет только до половины начального влагосодержания.

Качество распределения частиц по влагосодержанию оценивается величиной критерия $R = \frac{M(u_{op})}{u_{op}}$, где $M(u_{op})$ — момент полуплощади под кривой $\rho(u)$ относительно линии $u = u_{op}$. Для $n = 1$:

$$M(u_{op})_1 = \frac{\int_{u_{op}}^{u_0} (u - u_{op}) \rho_1(u) du}{\int_{u_{op}}^{u_0} \rho_1(u) du} = \frac{u_0 - u_p}{(K\tau_{op})^{\frac{1}{K\tau_{op}}} \left(1 + \frac{1}{K\tau_{op}}\right)^{\frac{24}{K\tau_{op}}}} \quad (V-13)$$

$$\lim_{K\tau_{op} \rightarrow \infty} M(u_{op})_1 = 0$$

Здесь первый член $\int_{u_{op}}^{u_0} u \rho_n(u) du$ — действительное количество влаги, содержащееся в той доле материала, которая имеет влагосодержание в пределах $u_0 - u_{op}$. Второй член $\int_{u_{op}}^{u_0} u_{op} \rho_n(u) du$ — количество влаги в той же доле, если бы она имела равномерную влажность, равную u_{op} . Результаты вычислений по формуле (V-13) также представлены в табл. V-2 (для двух и более слоев вычисления проводились графически). Как можно видеть, последовательное секционирование одновременно улучшает качество распределения частиц по влагосодержанию и уменьшает разницу в значениях u_{op} и u_{kon} .

Далее был рассмотрен более общий случай, когда начальное влагосодержание $u_0 \geq u_{op}$ и процесс протекает в двух периодах, а кинетическое уравнение имеет следующий интегральный вид:

$$\tau = \frac{1}{K} \left(\frac{u_0 - u_{kp}}{u_{kp} - u_p} + \ln \frac{u_{kp} - u_p}{u - u_p} \right) \quad (V-14)$$

где u_{kp} — критическое влагосодержание материала.

Использование этого уравнения в выражении (V-7) приводит к следующей плотности распределения: для первого периода ($u \geq u_{kp}$)

$$\rho'_n(u) = \frac{n^n}{(n-1)!} \cdot \frac{1}{(K\tau_{cp})^n} \left(\frac{u_0 - u}{u_{kp} - u_p} \right)^{n-1} \exp \left(- \frac{n}{K\tau_{cp}} \cdot \frac{u_0 - u}{u_{kp} - u_p} \right) \quad (V-15)$$

для второго периода ($u \leq u_{kp}$)

$$\begin{aligned} \rho''_n(u) = & \frac{n^n}{(n-1)!} \cdot \frac{1}{(K\tau_{cp})^n} \left(\frac{u_0 - u_{kp}}{u_{kp} - u_p} + \ln \frac{u_{kp} - u_p}{u - u_p} \right)^{n-1} \times \\ & \times \frac{1}{u_{kp} - u_p} \exp \left[- \frac{n}{K\tau_{cp}} \left(\frac{u_0 - u_{kp}}{u_{kp} - u_p} + \ln \frac{u_{kp} - u_p}{u - u_p} \right) \right] \end{aligned} \quad (V-16)$$

При аналитическом определении u_{cp} и $M(u_{cp})$ интегрирование следует проводить для каждого периода отдельно, например:

$$u_{cp} = \int_{u_{kp}}^{u_0} u \rho'(u) du + \int_{u_p}^{u_{kp}} u \rho''(u) du \quad (V-17)$$

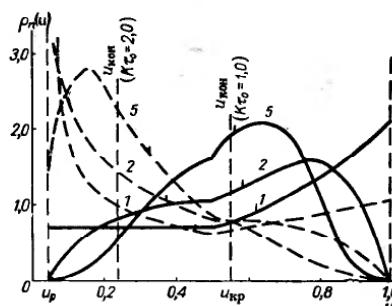


Рис. V-3. Плотность распределения частиц материала по влагосодержанию для сушки в двух периодах при $u_0 = 1,0$, $u_{kp} = 0,5$, $u_p = 0,05$.

(Засечки на кривых дают значения средних интегральных влагосодержаний, цифры соответствуют числу слоев).

большим коэффициентом диффузии частиц в кипящем слое, и, во-вторых, кинетические кривые, описываемые выражением (V-6), которые обычно снимаются в периодическом процессе, неприменимы при непрерывном процессе.

Это было экспериментально показано Ванечеком [9], так как полученные таким путем кривые сушки в значительной степени зависят от методики опыта. Чтобы определить скорость сушки гранулированных материалов при непрерывном процессе сушки в кипящем слое, было предложено получать кривую сушки добавлением

небольшой порции влажного материала к значительно большему количеству предварительно подогретого сухого материала. В этом случае можно рассчитать кривую сушки по записанным с помощью психрометра значениям влажности выходящего из сушилки воздуха. Комбинируя полученную кривую сушки с функцией распределения частиц в слое по временам пребывания, можно в определенных условиях вычислить влагосодержание материала, высушиваемого в непрерывном процессе.

Результаты лабораторных опытов по непрерывному процессу сушки и одного опыта на пилотной установке были сопоставлены со значениями, вычисленными для случаев идеального смешения и полного вытеснения материала. Экспериментальные данные ложатся вблизи рассчитанных для идеального смешения.

Однако метод этот, вследствие большой инерционности психрометра и погрешности его показаний при удалении связанной влаги из материала, недостаточно точен.

Поповым, Романковым и Рашковской [10] была исследована кинетика процесса сушки ударопрочных полистиролов АНГК и СНПК и полимера СГ-1 в фонтанирующем слое (см. рис. II-42).

Основное внимание было уделено нахождению расчетной зависимости вида

$$u' = \int_0^\infty f(\tau) \rho(\tau) d\tau \quad (V-18)$$

полученной в результате совместного решения уравнения кинетики $u = f(\tau)$ и уравнения распределения по временам пребывания Мак-Муллина — Вебера

$$\rho(\tau) = \frac{1}{\tau_{cp}} e^{-\frac{\tau}{\tau_{cp}}} \quad (V-19)$$

Был использован метод снятия кривых кинетики сушки в непрерывном процессе с помощью подкрашенного материала, который заключался в следующем. В слой при непрерывной работе сушилки забрасывалась порция подкрашенного материала одинаковой влажности с исходным, и затем периодически отбирались пробы высушенного продукта, из которых отделялся подкрашенный и анализировался на влажность. Это позволило с достаточной точностью получить зависимость $u = f(\tau)$ в течение длительного промежутка времени.

На рис. V-4 представлены данные ряда опытов, из которых получены кривые кинетики сушки материала СГ-1 при одинаковой температуре воздуха на выходе, равной 135°C , и различных температурах и скоростях газа на входе, а также (для сравнения) кривая, полученная при вbrasывании подкрашенной порции в слой, прогретый при $t_{ex} = 135^\circ\text{C}$ (продукт СГ-1 в данном случае был выбран как модельный). Из рассмотрения условий, при которых снимались эти кривые, можно сделать вывод, что ход кривой кинетики сушки

определяет только $t_2 \approx t_{\text{ca}}$. Это объясняется, по-видимому, тем, что скорость испарения поверхностной влаги в I период или в начале II периода сушки в несколько раз (иногда на порядок) превышает скорость испарения внутри диффузионной влаги, поэтому сток тепла идет гораздо быстрее к влажным частицам, а повышение скорости подачи увеличивает количество влажного материала в слое, что компенсируется для поддержания $t_{\text{вх}} = \text{const}$ либо повышением температуры (при этом несколько возрастает нижняя температурная зона, которая мала по сравнению с оставшимся объемом слоя), либо увеличением скорости теплоносителя (при этом возрастает интенсивность циркуляции частиц в слое, меняются условия обтекания частиц и порозность в фонтане, условия взаимодействия периферийной зоны слоя и фонтана).

Сравнительный анализ кривых кинетики (рис. V-5), полученных в периодическом процессе путем подсушивания слоя и отбора на влажность материала из него (кривая 1) и в непрерывном (кривая 2) при вбрасывании порции подкрашенного продукта в слой, показывает, что, начиная с определенного промежутка времени, обе кривые совпадают, что очень существенно, так как это позволяет более точно по-

Рис. V-4. Кривая кинетики сушки материала СГ-1 при $t_{\text{вх}} = 135^\circ\text{C}$:

$\circ - t_{\text{вх}} = 180^\circ\text{C}; \tau_{\text{cp}} = 29,5 \text{ мин}, w_{\text{вх}} = -8,00 \text{ м/сек}; \triangle - t_{\text{вх}} = 165^\circ\text{C}; \tau_{\text{cp}} = 61,0 \text{ мин}, w_{\text{вх}} = 10,9 \text{ м/сек}; \square - t_{\text{вх}} = 213^\circ\text{C}; \tau_{\text{cp}} = 24,8 \text{ мин}, w_{\text{вх}} = 5,08 \text{ м/сек}.$

$\blacktriangleright -$ в подсущенном; при $t_{\text{вх}} = 135^\circ\text{C}$ слое с использованием подкрашенного материала; $w_{\text{вх}} = 7,5 \text{ м/сек}.$

строить участок кривой, когда из материала испаряется небольшое количество внутридиффузионной влаги и когда анализ на влажность не может дать точных результатов (из-за уменьшения количества подкрашенного материала в слое). Поэтому начальный участок кривой кинетики сушки (I период и часть II периода) необходимо снимать с использованием подкрашенного продукта, а оставшуюся часть кривой — в периодическом процессе. Приведенные выводы применимы и для полидисперсного продукта. В этом случае забрасываемая порция должна иметь тот же состав, что и материал, поступающий на сушку (при этом предполагается, что в фонтанирующем слое функция плотности распределения по времени пребывания $\rho(t)$ не зависит от размера частиц).

Обработка кривых кинетики сушки материала СГ-1, полученных при температуре выходящего теплоносителя 60, 90, 135 и 153°C при одинаковой начальной влажности материала в полулогарифмических координатах (на рис. V-6 приведен начальный участок), показывает, что все критические точки довольно близки и хорошо совмещаются в одну обобщенную кривую при построении их

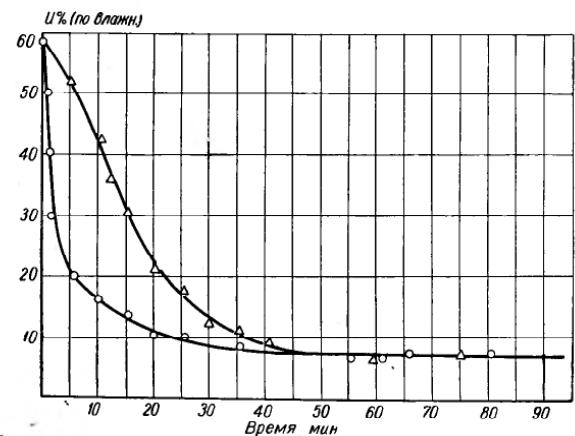


Рис. V-5. Кинетические кривые для СГ-1:
1 — периодический процесс; 2 — непрерывный процесс.

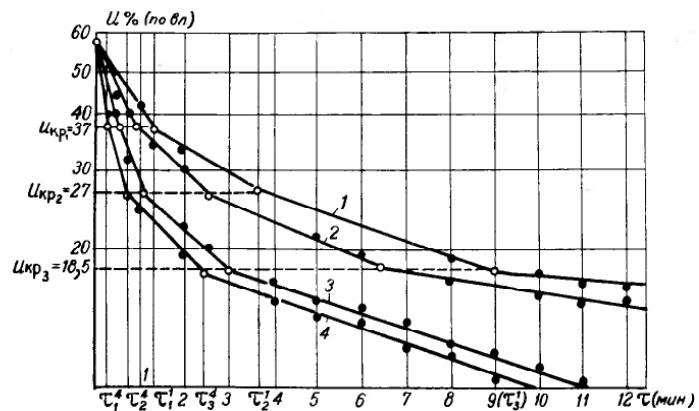


Рис. V-6. Кривые кинетики сушки материала СГ-1 (начальный участок) при различных $t_{\text{вх}}$:

1 — 60°C ; 2 — 90°C ; 3 — 135°C ; 4 — 153°C .

в координатах $u - kt$ по известной методике [11] с введением относительных коэффициентов сушки κ (под относительным коэффициентом понимается отношение коэффициента сушки любого участка кривой к максимальному коэффициенту). Величины этих коэффициентов, как показали Романков и Ращиковская, не зависят от режима сушки, а определяются формой связи влаги с материалом, его физико-химическими свойствами (структурой, плотностью) и способом сушки (табл. V-4).

Таблица V-4
Основные теплофизические свойства исследуемых полимеров

Материал	Начальная влажность u_1' , %	Температура плавления, °С	Теплопроводность c_p , $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$	Плотность конуса $\rho_{\text{конус}}/\text{кг}/\text{м}^3$	Плотность высушиваемого тела $\rho_{\text{выс}}$, $\text{кг}/\text{м}^3$	$d_{\text{макс}}/d_{\text{мин}}$	Скорость вытеснения, $\text{м}/\text{сек}$	d_0 , м
Полистирол ударопрочный АНГК	65—75	80	1465	661.8	330	17.5	3.23	0.004
Полистирол ударопрочный СНПК	65—75	100	1465	661.8	330	17.5	3.23	0.001
СГ-4	50—60	160	2975	1300	470	1.5	6.66	0.00184

В табл. V-5 приведены также значения равновесной влажности материала для данного режима (за равновесную влажность принимается то значение критической влажности, после которой падает кривой, построенной в полулогарифмических координатах, минимальный).

Таким образом, имея одну кривую кинетики во всем диапазоне изменения влажности для одной температуры на выходе, а также значение коэффициента сушки I участка и u_p' для любой другой температуры на выходе, можно построить кривую сушки для этой температуры, не проводя опыта. При этом, по-видимому, лучше получить две кривые сушки — сушки для максимальной и минимальной температуры на выходе, так как первая даст возможность определить все критические точки, вторая же позволит получить более точные значения относительных коэффициентов κ .

Следовательно, при наличии кривой I (рис. V-6) и коэффициента сушки первого участка кривой $4K_{1,4}$ длительности остальных участков кривой можно определить из соотношения:

$$\frac{\tau_{1,1}}{\tau_{1,4}} = \frac{\tau_{2,1} - \tau_{1,1}}{\tau_{2,4} - \tau_{1,4}} = \frac{\tau_{3,1} - \tau_{2,1}}{\tau_{3,4} - \tau_{2,4}} = \dots \quad (V-20)$$

где $\tau_{1,1}$; $\tau_{2,1}$; $\tau_{3,1}$ — длительности различных участков кривой I; $\tau_{1,4}$; $\tau_{2,4}$; $\tau_{3,4}$ — длительности различных участков кривой 2.

Тогда в общем виде уравнение кривой кинетики сушки материала СГ-1:

$$u' = f(\tau) = u_n' \exp [-2,3K'_1\tau] + u_{kp}' \exp [-2,3K'_2\kappa_2(\tau - \tau_1)] + \dots + \dots u_{kp,n-1}' \exp [-2,3K'_1\kappa_n(\tau - \tau_{n-1})] + u_p' \quad (V-21)$$

В табл. V-5 приведены значения относительных коэффициентов скорости.

Таблица V-5
Значение некоторых характеристик процесса сушки материала СГ-1 при различных температурах

Характеристика	Обозначение	Температура воздуха на выходе t_e , °С			
		60	90	135	153
Относительные коэффициенты	κ_2 κ_3 κ_4 κ_5 κ_6 κ_7	0,259 0,129 0,042 — — —	0,232 0,11 0,0386 0,0263 — —	0,291 0,1 0,044 0,0364 0,0107 —	0,28 0,107 0,045 0,032 0,01 0,005
Коэффициент I периода, $\text{кг влаги}/\text{кг сух. вещества}, \text{мин.}$	K_1^1	0,309	0,494	1,06	1,28
Равновесная влажность, $\text{кг влаги}/\text{кг сух. вещества}$	u_p'	0,1365	0,0814	0,0447	0,0204
Продолжительность I периода, мин.	τ_1	1,2	0,75	0,35	0,29

Расхождение экспериментальных данных и значений конечной влажности, рассчитанной по уравнению (V-21), $\pm 10\%$. Аналогично были получены кривые кинетики для ударопрочных полистиролов АНГК и СНПК (рис. V-7). Эти материалы, в отличие от материала СГ-4, имеют большое количество влаги, удаляемой с поверхности, и внутридиффузионной влаги.

Аппроксимация этих кривых дает соответственно:

$$t_{\text{вых}} = 80^\circ\text{C} \quad u' = f(\tau) = (2,92 - 0,52\tau) + 0,316 \exp [-2,303 \cdot 0,118(\tau - 5)] \quad (V-22)$$

$$t_{\text{вых}} = 60^\circ\text{C} \quad u' = f(\tau) = (2,92 - 0,282\tau) + 0,316 \exp [-2,303 \cdot 0,063(\tau - 9,25) + 0,0065] \quad (V-23)$$

$0 \leq \tau \leq 9,25 \quad 9,25 \leq \tau \leq 36 \quad 36 \leq \tau \leq \infty$

Для расчета более удобна зависимость вида $u_{kp}' = f(\tau_{cp})$ построенная при различных средних временах пребывания для различных температур на выходе. Тогда, имея данные по допускаемым температурам теплоносителя на входе, температуре слоя, зависимости для расчета оптимальной скорости теплоносителя на входе, а также соотношения диаметра входа и зеркала слоя, можно рассчитать аппарат фонтанирующего слоя для данного материала.

Бекер и Саланс [12] провели исследование процесса сушки пшеницы в фонтанирующем слое в аппарате диаметром 225 мм, высотой 1800 мм. Нагретый воздух подводился по трубопроводу диаметром 37 мм. Средний диаметр зерен пшеницы 3,6 и 3,3 мм, начальная влажность 25%.

Процесс теплообмена при сушке в фонтанирующем слое Бекер и Саланс описали уравнением для изотермической диффузии внутри зерен

$$\frac{u - u_n}{u_1 - u_n} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{n=\infty} \frac{1}{n^2} \exp \left(-\frac{n^2 \pi^2}{9} x^2 \right) \quad (V-24)$$

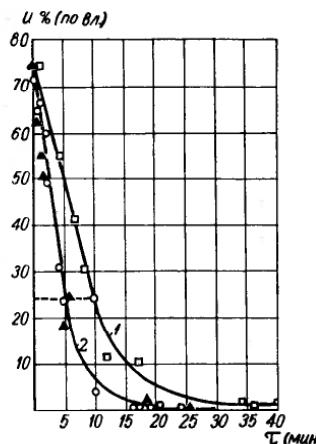


Рис. V-7. Кривые кинетики сушки ударопрочных полистиролов АНГК и СНИК:

1 — $t_{\max} = 60^\circ \text{C}$; 2 — $t_{\max} = 80^\circ \text{C}$.

$$\frac{\delta}{\delta_0} = \exp \left(-\frac{\tau}{\tau_{cp}} \right) \quad (V-25)$$

где δ_0 — количество * поступающего в аппарат материала, кг; δ — количество * материала, оставшегося в слое по истечении времени τ , кг;

$$\tau_{cp} = \frac{G}{G_{\text{под}}} \quad \text{— среднее время пребывания материала в аппарате, ч;}$$

G — масса * материала в слое, кг;

$G_{\text{под}}$ — скорость подачи материала, кг/ч.

* Все количества высушиваемого материала даны в пересчете на сухое вещество.

С учетом распределения материала по времени его пребывания в аппарате приведенное среднестатистическое содержание влаги в материале следующее:

$$\frac{\bar{u} - u_n}{u_1 - u_n} = \int_0^\infty \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{n=\infty} \frac{1}{n^2} \exp \left[-\frac{\tau}{\tau_{cp}} \left(\frac{n^2 \pi^2}{2} x_{cp}^2 + 1 \right) \right] d \frac{\tau}{\tau_{cp}} \quad (V-25a)$$

где

$$x_{cp} = \frac{S}{V} \sqrt{D \tau_{cp}}$$

В случае сушки материалов со значительным сопротивлением внутренней диффузии влаги скорость процесса при данной влажности материала, как отмечает Федоров [13], зависит в основном только от его температуры. Поэтому для обеспечения максимальной скорости сушки следует на всем протяжении процесса сушки поддерживать температуру материала возможно более близкой к предельно допустимой с точки зрения сохранения его качества. Чем равномернее нагрев материала, тем меньше может быть разность между средней его температурой и предельно допустимой. Условия сушки в кипящем слое вследствие практически идеального перемешивания материала весьма благоприятны в этом отношении, и средняя температура может почти равняться предельно допустимой.

Скорость нагрева частиц материала связана с параметрами газа и скоростью сушки соотношением:

$$c_v \frac{d\Theta}{dt} = \frac{\rho_r w c_r (t - \Theta)}{G_{cp}} - \frac{du}{dt} \cdot \frac{r}{100 - u} \quad (V-26)$$

Кроме книги Федорова [13] по изучению внутренней задачи, известна также работа по сушке желатина Е. О. Розенталь, о которой сообщается в монографии Лыкова [14]. Студень из желатина с начальной влажностью 700—800% (на сухой вес) разрезался на отдельные частицы в форме кубиков или цилиндров различных размеров. Из-за слипания отдельных частиц желатина сушка в кипящем слое была невозможна (при периодическом процессе). Поэтому вначале процесс проводился в неподвижном слое (до влажности 350%), а затем слой приводили в псевдоожижение состояние, и материал высушивался до кондиционного влагосодержания.

Критическая влажность желатина 550—450%, поэтому весь процесс сушки в кипящем слое (от влажности 350%) протекал в периоде падающей скорости.

При обработке опытных данных кривая скорости сушки была заменена прямой, проходящей через точку, соответствующую равновесной влажности. Таким образом, длительность сушки во втором периоде определяется уравнением

$$\tau = \frac{2,3}{x N_{k,n}} \lg \frac{u_{k,n} - u_p}{u - u_p} \quad (V-27)$$

где $u_{\text{кр. в}}$ — приведенное критическое влагосодержание материала;

$$x = \frac{1}{u_{\text{кр. в}} - u_p} \approx \frac{1}{3.5} = 0.28 \quad \text{— относительный коэффициент сушки;}$$

$N_{\text{кр. в}}$ — скорость сушки при влажности 350%. Она принималась соответствующей значению постоянной скорости сушки.

Гинзбургом и Резчиковым [3] на основании экспериментального исследования процесса сушки зерна в кипящем слое было получено уравнение для определения продолжительности процесса, исходя из условий нагрева зерна до максимально допустимой температуры.

Уравнение получено аналитически при следующих допущениях; температура материала по всему объему слоя в один и тот же момент принята постоянной; при высоте неподвижного слоя материала $h_0 > 100 \text{ мм}$ температура отработавшего сушильного агента принята равной температуре материала; градиент температур внутри частиц пренебрежимо мал ($\lambda = \infty$).

В результате получено следующее уравнение:

$$\tau = \frac{c_g'(100+u'_1)}{c_{\text{вд}} N} \left[1 - \left(\frac{A-B\Theta}{A-B\theta_1} \right) \frac{N c_{\text{вд}}}{B \cdot 100 + u'_1} \right] \quad (\text{V-28})$$

где N — скорость сушки (для высоковлажного материала при данном режиме сушки) — величина постоянная;

θ_1 — начальная температура материала;

Θ — температура материала в момент времени;

$$A = \left(\frac{F_p w \rho c}{M_1} - \frac{3.85 N}{100 + u'_1} \right) t_1 - 43.75 \cdot 10^3 \frac{N}{100 + u'_1} - 1.463 q_5 \quad (\text{V-29})$$

$$B = \frac{F_p w \rho c}{M_1} - \frac{43 N}{100 + u'_1} \quad (\text{V-30})$$

$$c_g' = \frac{100 c_{\text{с. в}} + c_{\text{вд}} u'_1}{100 + u'_1} \quad (\text{V-31})$$

F_p — площадь газораспределительной решетки, м^2 ;

w — скорость воздушного потока, м/сек ;

ρ — плотность воздуха, кг/м^3 ;

M_1 — масса высыпываемого материала, кг ;

t_1 — температура воздуха при входе в слой, $^{\circ}\text{C}$;

q_5 — потери тепла в окружающую среду, отнесенные к 1 кг высыпываемого материала, дж/кг·сек ;

$c_{\text{с. в}}$ и $c_{\text{вд}}$ — тепломемкость сухого вещества материала и влаги, дж/кг·град ;

N — скорость сушки, % мин. Определение ее аналитическим путем затруднено ввиду зависимости коэффициентов внутреннего переноса влаги от температуры и влажности материала и изменения в процессе сушки градиентов температуры и влажности на поверхности испарения.

В связи с этим следует использовать эмпирические формулы для скорости сушки, полученные при обработке экспериментальных данных. Уравнение для скорости сушки зерна (пшеницы) имеет вид

$$N = [0.46(t_1 - 60)^{0.7} + K(u'_1 - 25) + 8] \sqrt{w\rho} \left(\frac{M_1}{F_p} \right)^{-0.6} \frac{\%}{\text{мин}} \quad (\text{V-32})$$

Здесь K — коэффициент, зависящий от температуры сушильного агента.

Уравнение применимо при условиях: $t_1 = 60 \div 140^{\circ}\text{C}$; $w\rho = 1.4 \div 4.4 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{сек}$; $u'_1 = 24 \div 45\%$, $\frac{M_1}{F_p} = 30 \div 225 \text{ кг/м}^2$.

Сопоставление полученной формулы с опытными данными других авторов, проводивших исследования как в лабораторных условиях, так и на полупромышленных установках, показывает не только хорошее совпадение опытных и рассчитанных по уравнению (V-32) данных, но и возможность расширения пределов применения его, а именно: температуры сушильного агента до 200°C ; скорости до $10 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{сек}$; удельной нагрузки на решетку до 100 кг/м^2 .

Для получения зависимостей, необходимых для инженерного расчета процесса, следует математически описать процесс для одного зерна и распространить полученное описание на интегральную влажность выгружаемого продукта с учетом зависимости распределения по временем пребывания. Но первое затруднительно, как уже отмечалось, из-за зависимости влагоконстант от параметров процесса, что приводит к получению нелинейных уравнений, а также из-за сложности гидродинамической обстановки вокруг частицы. Второе вызывает затруднения ввиду сложности получения действительного распределения по временем пребывания, поскольку идеальное смещение — лишь первое приближение.

Романковым, Ращковской и Фроловым с сотрудниками были получены для процессов сушки в кипящем и фонтанирующем слое уравнения, связывающие текущую влажность материала с параметрами процесса, т. е. слой рассматривался как единое целое [18]. Поскольку в сушилке одновременно находятся частицы, сушка части которых происходит в первом периоде, а сушка другой части — во втором, то уравнения рассматриваются как единые для процесса в целом.

Экспериментальные данные были обработаны в виде уравнений связи между обобщенными переменными (критериями и симплексами подобия). Ввиду невозможности математического описания процесса сушки со взвешенным состоянием материала, поскольку система является по крайней мере двухфазной обобщенные переменные выбирались следующим образом:

Общий вид критериальной зависимости, описывающей кинетику процесса для одной частицы, был получен из совместного рассмотрения уравнений Навье — Стокса, Фурье — Кирхгоффа и граничных условий процесса.

Обработка многочисленных опытных данных по теплообмену между газовым потоком и сферической частицей приводит к критериальной зависимости [15]

$$Nu = 2 + 0.03Pr^{0.33}Re^{0.54} + 0.35Pr^{0.368}Re^{0.58}$$

или, в общем виде

$$Nu = f(Re, Pr) \quad (V-33)$$

В случае взвешенного слоя общий вид критериальной зависимости для условий внешнего теплообмена одиночного зерна должен сохраняться с той только разницей, что в критерий должна войти действительная скорость обтекания частицы w_α , которая получается из условия существования кипящего слоя — равенства сил сопротивления среды и веса частицы:

$$\frac{\pi}{6} (\rho_m - \rho_r) gd^3 = \zeta (Re_\alpha) \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{\rho_r w_\alpha^2}{2} \quad (V-34)$$

откуда

$$w_\alpha^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_m - \rho_r}{\rho_r} \cdot \frac{gd}{\zeta (Re_\alpha)} \quad (V-35)$$

Коэффициент сопротивления обычно выражается в виде простой степенной зависимости:

$$\zeta (Re_\alpha) = B Re_\alpha^n \quad (V-36)$$

где $1 \leq n \leq 0$.

Левый предел соответствует чисто ламинарному движению, правый — развитому турбулентному.

По определению

$$Re_\alpha = \frac{w_\alpha d}{v}$$

Рассматривая совместно три последних равенства, получим:

$$Re_\alpha = \left[\frac{4}{3} \cdot \frac{gd^3}{Bv^2} \cdot \frac{(\rho_m - \rho_r)}{\rho_r} \right]^{\frac{1}{2+n}} \quad (V-37)$$

Из уравнения (V-37) следует, что Re_α является однозначной степенной функцией определяющего критерия Ar , причем явный вид этой функции зависит от характера обтекания частицы. Соответственно уравнение (V-37) следует заменить на

$$Nu = f(Ar, Pr) \quad (V-38)$$

При обработке опытных данных в виде зависимости (V-38) коэффициент теплоотдачи, входящий в критерий Nu , обычно вычисляется как частное от деления величины теплового потока на средний температурный напор Δt_{cp} .

Как уже отмечалось, точность определения среднего температурного напора ограничена отсутствием надежной методики определения температур газа и особенно материала. Если даже удается определить локальные температуры газа и материала, то затруднителен

подсчет средней величины: необходимо это значение определить методом графического интегрирования экспериментальной кривой.

Общий вид связи безразмерных групп, определяющих интенсивность процесса, установлен на основе анализа уравнения теплового баланса от газа к твердой фазе

$$c_m G (\bar{\Theta} - \bar{\Theta}_1) - c_r L (t_1 - t) - r (u_1 - u) G \\ a (t - \Theta) f n S dh = - c_r L dt \quad (V-39)$$

при следующих допущениях: 1) температура на поверхности и в центре частицы одинакова; 2) температура материала не зависит от текущей высоты слоя вследствие интенсивного перемешивания; 3) температура газа, покидающего слой, практически равна средней температуре материала в слое.

Приведение этих уравнений к безразмерному виду и рассмотрение их совместно с уравнением (V-38) дает следующее соотношение (при отсутствии обратного перемешивания газа и идеальном перемешивании материала):

$$\frac{E}{1-E} = \frac{u}{u_1-u} = \varphi \left(Ar, Pr, \frac{c_r L}{c_m G}, \frac{t_1 - \Theta_1}{\Theta_1}, Ko, Fo, \frac{\lambda_r}{\lambda_m} \right) \quad (V-40)$$

где u и u_1 — текущее и начальное влагосодержание материала, $\text{кг}/\text{кг}$;

c_m и c_r — тепломасса частиц и воздуха, $\text{дж}/\text{кг}\cdot\text{град}$;

L и G — количества сушильного агента (воздуха или газа) и твердого материала, $\text{кг}/\text{сек}$;

t_1 , Θ_1 , Θ — начальная температура воздуха и материала и текущая температура материала, $^\circ\text{C}$;

λ_m и λ_r — теплопроводность частиц и газа, $\text{вт}/(\text{м}\cdot\text{град})$;

$Ko = \frac{ru_1}{c_m(t_1 - \Theta_1)}$ — критерий Коссовича;

$Fo = \frac{a t_{cp}}{d^2}$ — критерий Фурье;

$a = \frac{\lambda_r}{c_m \rho_m}$ — коэффициент температуропроводности, $\text{м}^2/\text{сек}$;

t_{cp} — среднее время пребывания материала, сек .

При получении соотношения (V-40) предполагалось отсутствие внутреннего термического сопротивления зерен материала. Однако в теории теплопроводности показано, что температурный профиль внутри тел классической формы зависит от двух критериев: Bi и Fo , первый из которых можно представить в виде $Bi = Nu \frac{\lambda_r}{\lambda_m}$. Таким образом, учет внутреннего термического сопротивления зерна не приведет к включению в уравнение (V-40) никаких новых переменных.

В зависимости от условий проведения процесса уравнение (V-40) может быть дополнено геометрическими и температурными симплексами, а критерии подобия могут быть заменены и дополнены другими, если при этих условиях корреляция опытных и рассчитанных

величин окажется лучшей. При этом необходимо соблюдение требований пи-теоремы.

Регером, Романковым и Рацковской был исследован процесс сушки пастообразных азокрасителей в фонтанирующем слое на инертных телах (стеклянных шариках) [16]. Процесс протекал успешно лишь при температуре отходящего из слоя воздуха выше некоторого минимального значения. При более низких температурах (что достигалось увеличением количества подаваемой пасты) шарики склеивались и нормальное фонтанирование нарушалось. Таким образом, было замечено, что процесс осуществляется лишь в том случае, если в слое имеется определенная доля сухих частиц — стеклянных шариков, участвующих только в теплообмене. Эта доля шариков нестационарно нагревается до температуры $\theta > t_m$ (где t_m — температура мокрого термометра). Нагретые шарики, попадая в зону действия форсунки, покрываются пленкой влажного материала, имеющей температуру $\theta_0 < \theta$, и пленка высыпает как при контакте с этой нагретой поверхностью, так и при соприкосновении с нагретым газом. При соударении частиц, покрытых высохшей пленкой материала, происходит истирание и скальвание пленки, и тем интенсивнее, чем выше скорость относительного движения частиц и их масса.

Опыты проводились со слоями небольшой высоты (~ 150 мм), с тяжелыми частицами ($d \approx 3,5$ мм, $\rho = 2400$ кг/м³; см. стр. 232). При этих условиях процесс сушки паст можно рассматривать как внешнедиффузионную задачу — процесс конвективного теплообмена, осложненного массообменом.

Ввиду сложности гидродинамической обстановки около частицы, неоднородности структуры фонтанирующего слоя составить замкнутую систему дифференциальных уравнений и граничных условий для описания процесса не представляется возможным. Поэтому опытные данные были обработаны в виде уравнения связи между обобщенными переменными — критериями подобия. Были выбраны критерии, характерные для вспышки задачи — Nu, Gu, Re, критерий Ag — для характеристики взвешенного слоя и симплекс геометрического подобия h_0/d . Явный вид уравнения

$$Nu = f(Re, Gu, Ag, \frac{h_0}{d}) \quad (V-41)$$

был найден экспериментально. Коэффициент α в критерии Nu определялся по количеству тепла, необходимого для испарения влаги, считая на единицу поверхности стеклянных шариков. При этом разность температур рассчитывалась как среднее логарифмическое значение между температурой газа на входе и при выходе из сушилки и температурой поверхности частиц, соответствующей температуре мокрого термометра. В критерий Re вместо истинной скорости обтекания частиц (которую трудно определить) — скорость воздуха при входе в сушилку.

Для выявления влияния критерия Ag применяли стеклянные шарики диаметром 2; 3; 3,5 и 5 мм. Все физические постоянные для воздуха были взяты при условиях входа в сушилку.

В результате обработки экспериментальных данных было получено следующее уравнение [16]:

$$Nu = 5,97 \cdot 10^{-2} Ar^{-0,438} Re^{2,0} Gu^{0,61} \left(\frac{h_0}{d} \right)^{-1} \quad (V-42)$$

Пределы изменения критериев и симплексов подобия:

$$\begin{aligned} 0,31 \cdot 10^6 < Ar < 5 \cdot 10^6 & \quad 40 < \frac{h_0}{d} < 55 \\ 935 < Re < 1700 & \quad 0,18 < Gu < 0,292 \end{aligned}$$

Решенное относительно коэффициента теплоотдачи уравнение (V-42) будет иметь вид

$$\alpha = 5,97 \cdot 10^{-2} \frac{\lambda \rho_r^{1,562}}{\mu^{1,124} g^{0,438}} \left(\frac{T_c - T_m}{T_c} \right)^{0,61} \frac{w^2 d^{0,882}}{H_0 \rho^{0,438}} \quad (V-43)$$

Ши Янь-фу, Романков и Рацковская [17] изучали периодический процесс сушки различных сыпучих материалов: гранулированного силикагеля, активированного угля, алюмосиликагеля и обожженной глины (размер частиц 0,38—2,5 мм). Сушка велась в цилиндрических аппаратах трех диаметров: 100, 150 и 200 мм. В качестве испаряемых жидкостей использовались вода, этиловый и бутиловый спирты, ксиол и толуол. Во время опыта незащищенным ртутным термометром измерялась температура слоя в 50 мм от решетки, а с помощью психрометров — относительная влажность на входе и выходе. Через определенные промежутки времени из слоя отбирались пробы материала и анализировались на влажность. Температура материала определялась методом опущенного слоя. Схема установки приведена на рис. V-8.

При проведении опытов в первом периоде (при постоянной скорости) не было обнаружено заметной разницы между температурами воздуха над слоем, в кипящем и в опущенном слое.

Для материалов узкой фракции d_s определялся как среднее арифметическое между диаметрами отверстий двух соседних сит, а для полидисперсного материала — как среднее интегральное ситового анализа. В результате обработки опытных данных было получено следующее уравнение для первого и второго периодов сушки:

$$\frac{u_1 - u_{kp}}{u_{kp} - u_p} - 2,3 \lg E = 1,2 Fo Re (Ko')^{-1} \frac{\lambda_r}{\lambda_m} \left(\frac{p_n}{p_r} \right)^{0,25} \left(\frac{h_0}{d} \right)^{-1} \quad (V-44)$$

где $Ko' = \frac{r(u_{kp} - u_p)}{c_m \Delta t_{cp}}$ — видоизмененный критерий Коссовича;

r — теплота парообразования, дж/кг;

$E = \frac{u - u_p}{u_{kp} - u_p}$ — симплекс влагосодержания;

u_1, u_2, u_{kp}, u_p — начальное, текущее, критическое и равновесное влагосодержание материала, $\text{кг}/\text{кг}$;
 $Re = \frac{wd}{v}$ — критерий Рейнольдса;
 $Fo = \frac{\alpha t}{d^2}$ — критерий Фурье;
 p_p и p_r — парциальное давление пара и воздуха (для первого периода);
 λ_r, λ_m — коэффициенты теплопроводности воздуха и материала;
 h_n — высота плотного слоя;
 d — диаметр частиц;
 w — скорость воздуха, считая на полное сечение аппарата;
 v — кинематический коэффициент вязкости воздуха.

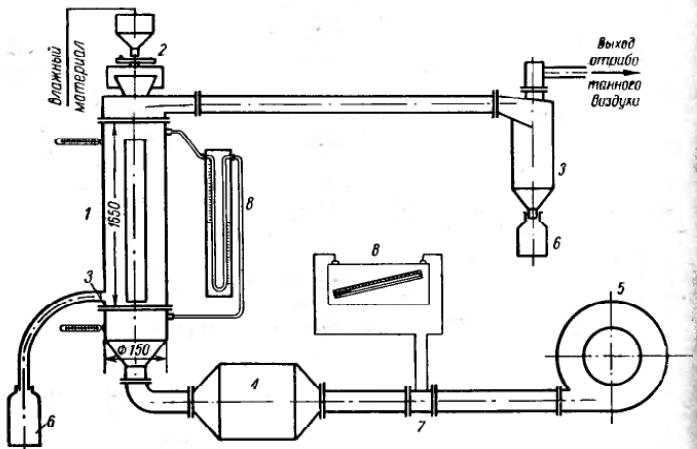


Рис. V-8. Схема экспериментальной установки Ши Янь-фу:

1 — сушилька; 2 — тарельчатый питатель; 3 — циклон; 4 — электрокалорифер; 5 — вентилятор; 6 — сборники высшенного материала; 7 — диафрагма; 8 — дифманометры.

Расчетная форма уравнения (V-44) следующая

$$\tau = 0,208 \frac{\left(\frac{u_1 - u_{kp}}{u_{kp} - u_p} - \ln \frac{u_2 - u_p}{u_{kp} - u_p} \right) \rho_m V r (u_{kp} - u_p) h_{n,1}}{w \Delta t_{ep} \lambda_r \left(\frac{\rho_m}{\rho_r} \right)^{0,25}} \quad (V-44a)$$

где Δt_{ep} рассчитывается для первого периода сушки

$$\Delta t_{ep} = \frac{t_1 - \Theta}{\ln(t_1 - \Theta)}$$

Здесь $\Theta = t_2$; разность между отходящим воздухом и материалом принята в 1 град.

Фроловым, Романковым и Ращковской [18] было проведено исследование тарельчатой сушильной колонны, работающей с кипящим слоем. Известно, что при глубокой сушке материалов с большим сопротивлением внутренней диффузии влаги в одноступенчатом аппарате расходные коэффициенты повышены вследствие малой насыщенности и высокой температуры отработанного сушильного агента. Если этот отработанный газ, обладающий большим сушильным потенциалом, использовать для подсушки влажного материала, то к. п. д. сушильной установки повысится. Кроме того, в таком аппарате материал будет обрабатываться более равномерно, что было показано ранее. Кинетика процесса глубокой сушки сыпучих материалов была изучена в аппаратах с одним и несколькими кипящими слоями.

В рассматриваемой работе специально не исследовалось влияние массопроводных и прочих свойств материала, связанных с переносом влаги внутри зерна. Наиболее полный анализ явлений переноса влаги и тепла с общих позиций механики сплошных сред дан в монографиях А. В. Лыкова. Коэффициенты, характеризующие способность данного материала к внутреннему переносу влаги, в значительной степени зависят от температуры и влажности материала, и их определение весьма сложно. В настоящее время имеется весьма ограниченное количество справочных данных по коэффициентам влагопереноса, поэтому их влияние на процесс отразится на величине коэффициента в уравнении для каждого материала.

Сушка сыпучих материалов осуществлялась в колонном аппарате диаметром 150 мм с различным числом секций (от одной до пяти; рис. V-9). Исследование проводилось с активированным углем АГК-1 ($d = 2$ и 3 мм), силикагелем различной гранулации ($d = 0,5; 0,75; 2,5$ и 4,0 мм) и частью опытов — с сополимером СГ-1.

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

В результате обработки экспериментальных данных было получено расчетное уравнение:

$$\frac{u}{u_1 - u} = A_i \Lambda^{-0,58} \left(\frac{c_r L}{c_m G} \right)^{-1} \left(\frac{t' \Theta}{\Theta_1} \right)^{-n_i} i \text{ Ko}^{0,7} \text{ Fo}^{-1} \quad (V-45)$$

Температура поступающего материала Θ_1 в опытах не менялась и была 20° С. Значения A_i и n_i приведены в табл. V-6.

В уравнении (V-45) критерий Архимеда определяет действительную скорость обтекания частиц материала. Критерий Коссовича характеризует отношение количества тепла, идущего на испарение

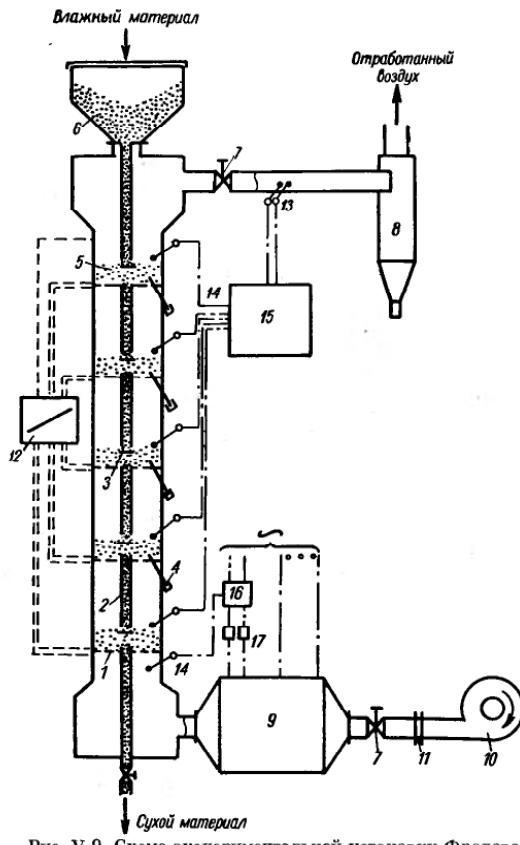


Рис. V-9. Схема экспериментальной установки Фролова:

1 — тарелка; 2 — переточная труба; 3 — отражатель; 4 — пробоотборник; 5 — слой; 6 — бункер с влажным материалом; 7 — задвижка; 8 — циклон; 9 — электрокалорифер; 10 — вентилятор; 11 — диафрагма; 12 — дифманометр; 13 — психрометр; 14 — термопары; 15 — печиметр; 16 — потенциометр; 17 — реле.

влаги, к теплу, расходуемому для нагревания сухого материала. Критерий Фурье показывает степень прогрева твердых частиц; выражение $c_r L / c_m G$ — отношение тепловых емкостей потоков воз-

духа и материала, $(t_1 - \Theta_1 / \Theta_1)$ отражает температурный уровень процесса; влияние симплекса λ_r / λ_m , характеризующего теплопроводные свойства потоков, и критерия Fo обнаружить в этом исследовании не удалось, так как работа велась только с воздухом.

В полученном уравнении отсутствие геометрического симплекса компенсируется наличием в критерии Fo диаметра аппарата и высоты слоя, которые входят в выражение $\tau_{op} = \frac{\pi D_{app}^2 h}{4V_{под}}$ (где $V_{под}$ — объемная скорость подачи материала, $m^3/\text{сек}$).

Поскольку в кинетическое уравнение (V-45) критерий Fo (а следовательно, и высота слоя h) входит в первой степени, то эффективность процесса пропорциональна высоте кипящего слоя. При испарении поверхностью 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 количественная влажность продукта с большим сопротивлением внутренней диффузии влаги при глубокой сушке оказалась обратно пропорциональной первой степени высоты кипящего слоя, дает основание считать, что слой является работоспособным, по крайней мере до исследованной высоты (270 мм). Вероятно, частицы материала, получившие запас тепла в такой «рабочей» зоне, продолжают терять влагу в верхних частях кипящего слоя за счет аккумулированного тепла.

Уравнению (V-45) можно придать следующий развернутый вид:

$$\frac{u}{u_1 - u} = A_i r^{0.7} \rho_r^{0.58} v^{1.16} c_r^{-1} \frac{d^{0.26} c_m^{1.8}}{g^{0.58} \rho_m^{0.58} \lambda_m} \cdot \frac{v_1^{0.7} G^2}{V_{ca} L t_1^{0.7} \left(\frac{t_1}{\Theta_1} - 1 \right)^{n_i}} \quad (V-46)$$

Решенное относительно среднего времени пребывания уравнение (V-45) имеет следующий вид:

$$\tau_{op} = A_i \frac{u_1 - u_2}{u_2} r^{0.7} v_1^{0.7} G \frac{d^{0.26} c_m^{1.8} \rho_{рас}}{g^{0.58} \rho_m^{0.58} \lambda_m} \cdot \frac{V^{1.16} \rho_r^{0.58}}{L t_1^{0.7} \left(\frac{t_1}{\Theta_1} - 1 \right)^{n_i} c_r} \quad (V-47)$$

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 ($V_{c_1} \approx D_{av}^2 h$).

Из уравнения (V-47) 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 (критерий Fo).

Температура зерна и ее изменение в процессе сушки являются решающими факторами, определяющими качество продукта. При сушке в псевдоожженном слое обеспечивается значительная интенсификация процесса и более равномерный нагрев отдельных зерен, чем, например, в плотном подвижном слое. Но так как внутренний теплообмен в зерне происходит во много раз быстрее, чем влагообмен, температура зерна сравнительно быстро достигает максимального 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 осцилирующий режим, как уже отмечалось, был предложен Лыковым [19].

Протодьяконов, Романков и Фролов [20] исследовали непрерывный процесс десорбции органических растворителей — бензола, этилового и изопропилового спиртов из угля первого структурного типа марки АГК-1, который представляет собой монодисперсный материал, состоящий из цилиндрических гранул диаметром 2 мм и длиной 6 мм.

Десорбция проводилась в колонном аппарате диаметром 154 мм с числом кипящих слоев от двух до четырех. В качестве модели десорбирующего агента использовался воздух, который нагнетался в систему воздуховодкой, нагревался в калорифере и поступал в колонну, движаясь навстречу потоку сорбента. Сорбент из загрузочного бункера через тарельчатый дозатор поступал в слой, кипящий на верхней тарелке, а затем, проваливаясь через ее отверстия, попадал на нижележащий кипящий слой; пройдя последовательно все кипящие слои, сорбент поступал в приемник.

Десорбер снабжен системой контрольно-измерительных приборов, системой автоматического регулирования основных параметров процесса, автоматической тепловой защитой и световой сигнализацией, т. е. полностью автоматизирован.

Аппарат позволяет проводить как процесс десорбции, так и процесс адсорбции. Ввиду того что в адсорбционно-десорбционных установках непрерывного действия стадия десорбции идет сразу же после стадии адсорбции, опыты по десорбции проводились непосредственно после адсорбции. Параметры процесса и обобщенные переменные изменялись в следующих пределах:

$$\begin{aligned} t_{bx} &= 60 \div 160^\circ \text{C}; & Ko &= 0.775 \div 3.62; \\ \tau_{cp} &= 997 \div 4780 \text{ сек}; & Fo &= 30.5 \div 170; \\ L &= (2.28 \div 9.95) \cdot 10^{-4} \text{ кг/сек}; & \frac{L}{G} &= 0.54 \div 2.71; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G &= (3 \div 5.34) \cdot 10^{-2} \text{ кг/сек}; & \beta &= 0.61 \div 1.00; \\ a_0 &= (9.91 \div 20), \text{ масс. \%}; & E &= \frac{a_k}{a_0 - a_k} = \\ a_k &= (0.43 \div 8.65), \text{ масс. \%}; & & = 0.0326 \div 1.59 \end{aligned}$$

Как показала обработка опытных данных, показатели степеней при одноименных обобщенных переменных кинетического уравнения для двух-, трех- и четырехсекционного аппаратов не отличаются друг от друга. Различие в величинах коэффициентов кинетических уравнений для аппаратов с разным числом слоев также незначительно: $C_{II} = 1.53 \cdot 10^2$, $C_{III} = 1.82 \cdot 10^2$, $C_{IV} = 1.675 \cdot 10^2$, что дает возможность с ошибкой, не превышающей 8.5%, их усреднить. Среднее арифметическое отклонение экспериментальных данных от расчетных $\pm 12\%$.

В результате обработки экспериментальных данных получено кинетическое уравнение:

$$\frac{a_k}{a_0 - a_k} = 1.675 \times$$

$$\times 10^2 Ko^{1.96} Fo^{-1} \left(\frac{L}{G} \right)^{0.62} \beta^{2.45} \quad (V-48)$$

Относительно высокий положительный показатель при коэффициенте аффинности говорит о существенном влиянии на процесс десорбции величины дифференциальной мольной работы пара десорбируемого вещества, затраченной во время процесса его адсорбции.

a_0 и a_k — начальная и конечная концентрация десорбируемого вещества;

L и G — массовые расходы сорбента и газа;

β — коэффициент аффинности;

$Ko = \frac{q_a a_0}{c_r \Delta t}$ — критерий Коссовича;

$Fo = \frac{a_k \tau_{cp}}{d_s^2}$ — критерий Фурье;

q_a — теплота десорбции;

c_r — теплоемкость сорбента;

τ_{cp} — среднее время пребывания сорбента в колонне;

d_s — эквивалентный диаметр частиц сорбента;

a_0 — начальное содержание адсорбированного вещества.

Куцаковой, Романковым и Ращковской был исследован процесс сушки сыпучих полимерных материалов (см. табл. V-8) в цилиндрическом и конечно-цилиндрических аппаратах, основные размеры которых приведены в табл. V-7 [21].

Таблица V-7
Размеры аппаратов

№ моде- ли	Диаметр, мм		Угол при вершине конуса, град
	цилиндри- ческой части	входного отверстия	
I	220	30	24
II	220	30	37
III	220	39	37
IV	220	79	37
V	220	30	45
VI	127	30	50
VII	127	127	—
VIII	400	43	40

Схема экспериментальной установки дана на рис. V-10. При проведении исследования расход материала изменялся от 0,5 до 5 кг/ч, расход воздуха от 3 до 35 м³/ч, температуру поступающего воздуха от 80 до 160° С, начальное влагосодержание от 1 до 80% (считая на сухое вещество), высоту фонтанирующего слоя от 80 до 250 мм, диаметр частиц (эквивалентный) от 0,37 до 1,2 мм.

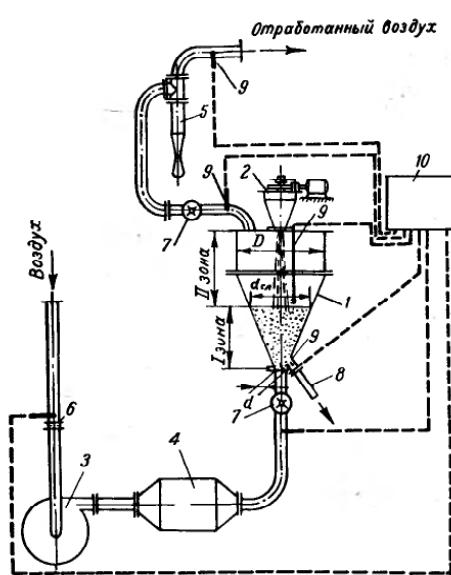


Рис. V-10. Схема экспериментальной установки Ку-аковой:

1 — сушка; 2 — питатель; 3 — вентилятор; 4 — электрокалорифер; 5 — циклон; 6 — диафрагма; 7 — вентиль; 8 — течка; 9 — термометры; 10 — потенциометр.

Исследовался процесс сушки полимерных материалов (табл. V-8) на основе стирола, в частности сополимеров стирола СН-20, СН-20П и ударопрочного полистирола.

В результате обработки экспериментальных данных по методу обобщенных переменных получены следующие уравнения: для цилиндрического аппарата

$$\frac{u_2}{u_1 - u_2} = 2,4 \cdot 10^4 A r^{-c} \cdot F o^{-0,65} K o^{0,72} \Theta^{0,6} \left(\frac{d_u}{h_0} \right)^{1,0} \left(\frac{d_0}{h_0} \right)^{0,5} \left(\frac{\lambda_u}{\lambda_s} \right) \quad (V-49)$$

Таблица V-8
Характеристика некоторых полимерных материалов

Характеристика	СН-20	СН-20П	УП полистирол	Полистирол	Полиметилметакрилат
Диаметр (эквивалентный) d_u , мм	0,6; 0,74; 1,0	0,7; 0,75; 0,9; 0,375	4,2	0,473	0,5
Плотность (насыпная) $\rho_{\text{нас}}$, кг/м ³	520; 470; 445	580; 570; 500; 600	395; 370	350	340; 660
Плотность ρ , кг/м ³	1050	1050	1024	1020	1200
Коэффициент температуропроводности λ_u , м ² /ч*	$0,38 \cdot 10^{-3}$	$0,39 \cdot 10^{-3}$	$0,52 \cdot 10^{-3}$	$0,41 \cdot 10^{-3}$	$0,28 \cdot 10^{-3}$
Коэффициент теплопроводности λ_s , вт/м × град	0,162	0,151	0,081	0,04	0,1
Теплоемкость c , кДж/кг · град	1,46	1,33	0,545	0,3	1,36

* Определение коэффициентов температуропроводности и теплопроводности производилось по методике, разработанной кафедрой физики ЛТИ им. Ленсовета (В. С. Волкенштейн). Скоростной метод измерения теплофизических характеристик материалов.

для конических и коническо-цилиндрических аппаратов

$$\frac{u_2}{u_1 - u_2} = 6,2 \cdot 10^2 A r^{-0,7} F o^{-0,65} K o^{0,72} \Theta^{0,6} \left(\frac{d_u}{h_0} \right)^{0,5} \left(\frac{D}{d_0} \right)^3 \left(\frac{h_0}{d_0} \right)^{-3,5} \times \left(\operatorname{tg} \frac{a}{2} \right)^{-3,5} \cdot \frac{\lambda_u}{\lambda_s} \quad (V-50)$$

Точность экспериментальных данных оценивалась средней арифметической ошибкой $\pm 14,5\%$ от значения рассчитанной величины.

Пределы изменения величин: $2600 < Ar < 24500$; $200 < F o < 2500$; $0,2 < K o < 35$; $0,2 < \Theta < 3$; $0,157 < \frac{\lambda_u}{\lambda_s} < 0,37$; $10^{-3} < \frac{d_u}{h_0} < 10^{-2}$; $1,7 < \frac{D}{d_0} < 7$; $3 < \frac{h_0}{d_0} < 6$ (для цилиндрических аппаратов $0,5 < \frac{h_0}{d_0} < 1,5$); $0,22 < \operatorname{tg} \frac{a}{2} < 0,42$.

Расчетный вид этих уравнений следующий:
для цилиндрической сушки

$$\tau_{cp} = 1,275 \cdot 10^{11} \frac{\left(\frac{u_1 - u_2}{u_2} \right)^{1,54} u_1^{1,11} \rho_f^{1,08} V^{2,16} \Theta^{0,925} d_0^{0,908} h_0^{0,77}}{l_r^{1,54} (t_1 - \Theta_1)^{1,11} d_0^{0,77} h_k^{1,54}} \quad (V-51)$$

для конической сушки

$$\tau_{cp} = 2,06 \cdot 10^{10} \frac{\left(\frac{u_1 - u_2}{u_2} \right)^{1,54} u_1^{1,11} \rho_f^{1,08} V^{2,16} \Theta^{0,625} \left(\frac{D}{D - d_0} \right)^{4,6} \left(\frac{d_0}{D - d_0} \right)^{0,77}}{l_r^{1,54} (t_1 - \Theta_1)^{1,11} d_0^{0,3} h_k^{0,77}} \quad (V-52)$$

* Для ударопрочного полистирола коэффициент уравнения $1,43 \cdot 10^2$.

Таблица V-9

Характеристика высушиваемых материалов

Материал	Средний эквивалентный диаметр частиц d_e , мм	Насыпная плотность $\rho_{\text{нас}}$, кг/м ³	Плотность ρ , кг/м ³	Коэффициент температуропроводности α , м ² /ч	Коэффициент теплопроводности λ , вт/(м·град)	Теплоемкость c , кДж/(кг·град)
ПХВ	0,43	100	1060	$0,67 \cdot 10^{-3}$	0,026	0,24
ПВФ	1,8	445	1246	$0,49 \cdot 10^{-3}$	0,052	0,627
Мумия	0,65	860	3500	$0,36 \cdot 10^{-3}$	0,014	0,039
СГ-1	2,2	500	1300	$0,16 \cdot 10^{-3}$	0,057	0,71

(физические константы высушиваемых материалов были постоянными и поэтому были включены в коэффициенты уравнения).

Обозначения:

$Ar = \frac{d^3 \rho_m g}{v^2 p}$ — критерий Архимеда;

$Fo = \frac{4 \pi t_{\text{ср}}}{d_e^2}$ — критерий Фурье;

$Ko = \frac{ru_1}{c_m t_0}$ — критерий Коссовича;

$\Theta = \frac{\bar{\Theta}_m - \bar{\Theta}_0}{t_1 - t_0}$ — температурный симплекс ($\bar{\Theta}_m \approx t_2$);

d_e — диаметр частицы, эквивалентный;

ρ_m и ρ_g — плотности материала и воздуха соответственно, кг/м³;

v — коэффициент кинематической вязкости воздуха при t_1 , м²/сек;

a — коэффициент температуропроводности материала, м²/ч;

u_1 и u_2 — начальное и конечное влагосодержание материала, % на сухое вещество;

t_0 и t_1 — температуры воздуха на входе в калорифер и в сушилку соответственно °C;

$\bar{\Theta}_m$ и $\bar{\Theta}_0$ — средние температуры материала на выходе и на входе, °C;

D и d_0 — диаметр верхнего и нижнего сечений слоя (не-подвижного), м;

r — теплота парообразования, кДж/кг;

α — угол раствора конуса;

$t_{\text{ср}}$ — среднее расходное время пребывания материала в аппарате, ч;

c_m — теплоемкость материала, кДж/(кг·град);

λ_m и λ_v — теплопроводность материала и воздуха, вт/(м·град).

Ауфом, Романковым и Фроловым [22] было продолжено исследование процесса сушки различных сыпучих материалов в фонтанирующем слое. Объекты исследования были выбраны таким образом, чтобы можно было обеспечить сравнительно широкий диапазон их физических характеристик. Такими материалами являлись: перхлорвиниловая смола (ПХВ), поливинилформаль (ПВФ) и мумия. Кроме того, исследовали процесс сушки сополимера СГ-1.

В табл. V-9 представлены основные физические характеристики этих материалов.

Опыты проводили в цилиндро-коническом аппарате с диаметром цилиндрической части 220 мм и диаметром входного отверстия (в нижней части конуса) 79 мм. Угол раствора конуса 37°. В самом узком сечении конуса находилась решетка с живым сечением около 80%, которая служила для поддержания материала в аппарате.

При проведении опытов производили измерение температуры воздуха на входе в аппарат, над слоем и на выходе из сушилки и температуры выходящего продукта. Датчиками служили хромель-копелевые термопары, а регистрирующим прибором — шеститочечный потенциометр ЭПП-09 с интервалом времени между двумя показаниями одной и той же точки 30 сек.

Воздух подавался в сушилку при помощи вентилятора высокого давления ЭВ54-25 через электрокалорифер. Для измерения расхода воздуха использовалась нормальная диафрагма на всасывающем трубопроводе. Влажность входящего воздуха измерялась психрометром. Отработанный воздух проходил через циклон, в котором отделялось основное количество унесенных из слоя частиц сухого материала. Унос составлял (вес. % от производительности аппарата по сухому материалу): для мумии 5—7, для ПХВ 5—10 и для ПВФ — до 3.

Перед опытом материал увлажняли, тщательно перемешивали и выдерживали в закрытой емкости до получения равномерной влажности по всему объему. Перед началом опыта аппарат заполняли сухим материалом (подушкой), так как материал исходной влажности не обеспечивал хорошего фонтанизирования.

Отбор проб материала для анализа на влагосодержание производили в месте выгрузки, т. е. внизу слоя. Анализ проб производили весовым методом при досушивании навески до постоянного веса в сушильном шкафу.

Регистрацию начала опыта производили с момента выхода аппарата на установившийся режим, о чем судили по постоянству температур и перепада давления в слое. Такой стационарный режим выдерживался в течение 1—1,5 ч, после чего отбирали пробы. Производительность сушилки определяли непосредственными измерениями количества материала, прошедшего через аппарат за время опыта.

При проведении исследования отдельные величины изменяли в следующих пределах:

Расход материала, кг/ч	0,2—3,5
Расход воздуха, кг/ч	3—85
Температура поступающего воздуха, °C	70—120

Начальное влагосодержание материала (считая на сухой продукт), %	3÷290
Объем слоя, л	0,4÷2,2
Эквивалентный диаметр частиц, мм	0,3÷3,0

Экспериментальные данные по сушке были обработаны в виде зависимости между симплексом влагосодержания $E/1-E$ и критериями подобия. При этом было получено следующее обобщенное уравнение:

$$\frac{E}{1-E} = A \text{Ко}^{0,7} \text{Фо}^{-0,8} \text{Аг}^{-0,6} \left(\frac{G}{L} \right)^{1,0} \quad (\text{V-53})$$

где $E = \frac{u}{u_0}$ — отношение между конечной и начальной влажностями материала (после и до опыта);

$\text{Ко} = \frac{ru_0}{c \Delta t}$ — критерий Коссовича, учитывающий отношение количества тепла, необходимого для испарения всей влаги, к количеству тепла, идущего на нагрев влажного материала до максимально возможной температуры;

$\text{Фо} = \frac{4at}{d_{\text{ск}}^2}$ — критерий Фурье, учитывающий отношение количества тепла, проводимого частицей путем теплопроводности, к количеству тепла, затрачиваемого на ее нагрев;

$\text{Аг} = \frac{gd_{\text{ск}}^3}{v^2} \cdot \frac{\rho_m - \rho_c}{\rho_c}$ — критерий Архимеда, который при взвешивании частиц учитывает интенсивность внешнего теплообмена и, таким образом, заменяет собою критерий Рейнольдса, в котором содержится действительная скорость обтекания частиц материала;

$\frac{G}{L}$ — отношение расходов материала к расходу сушильного агента.

Среднее арифметическое отклонение рассчитанных величин от экспериментальных ±9%.

В большинстве опытов температура сушильного агента на входе в аппарат не могла изменяться в широких пределах ввиду малой термостойкости изучаемых продуктов (для ПХВ допустимая температура равна 120 и для ПВФ 115° С). Однако для оценки влияния входной температуры на кинетическое уравнение процесса сушки для мумии и СГ-1 были проведены опыты при повышенной температуре сушильного агента на входе в аппарат (до 200° С). Результаты этих опытов дали зависимость

$$\frac{E}{1-E} \sim \left(\frac{t_1 - \Theta_0}{\Theta_0} \right)^{-0,6}$$

где t_1 — температура воздуха на входе;

Θ_0 — начальная температура материала.

В задачу не входило детальное исследование влияния геометрических размеров сушильного аппарата. Однако в качестве предварительной оценки было исследовано влияние угла раствора конусной части аппарата, так как это, по-видимому, единственный геометрический параметр аппарата, который можно изменять, оставляя все остальные величины правой части кинетического уравнения строго постоянными, и при этом влияние угла выявляется в чистом виде. В предыдущих исследованиях [21], несмотря на учет всех геометрических параметров, найденное влияние геометрии аппарата не является убедительным, так как при изменении одного геометрического параметра (симплекса) другие геометрические параметры (симплексы) изменяются в значительных пределах, иногда в больших, чем пределы исследуемого симплекса.

Влияние угла раствора на кинетику процесса выявлено только для одного материала СГ-1 и описываемого степенным членом вида

$$\frac{E}{1-E} \sim \text{tg}^{0,6} \frac{a}{2}$$

Сажин и Миклин [23] приводят расчетное уравнение процесса сушки в комбинированной аэрофонтанной сушилке (кипящий слой, перемешиваемый механической мешалкой с аэрофонтанной сушилкой), позволяющее на основании опытных данных, полученных на модельной установке, рассчитывать промышленный аппарат:

$$\frac{u}{u_0} = A \text{Re}^{2,0} \text{Gu}^{1,4} \left(\frac{T_c}{T_{ap}} \right)^{-2,1} \left(\frac{D}{D_0} \right)^{-0,65} \left(\frac{q}{q_0} \right)^{0,8} \quad (\text{V-54})$$

где u_0 и u — начальная и конечная влажность материала, %;

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu}; \quad w — \text{скорость газа, м/сек};$$

d — диаметр частиц материала, м;

ρ — плотность материала, кг·сек/m³;

$$\text{Gu} = \frac{t_c - t_m}{t_c}; \quad t_c — \text{температура газов на выходе из сушилки};$$

t_m — температура мокрого термометра, соответствующая t_c , °C;

T_c и T_{ap} — температура сушильного агента и высшенного продукта, °K;

q_0 и q — критическая и рабочая удельные нагрузки, кг абс. сух. prod/кг воздуха;

D и D_0 — диаметры цилиндрической части камеры расчетываемой и модельной установок.

Показатели степеней в уравнении (V-54) определены в результате обработки экспериментальных данных по сушке высокополимерных нафтенатов алюминия (продукты НВ и НН) полупродуктов, кубовых красителей (антримид, диантримид), а также силикателя и гранулированного катализатора *.

* Были использованы данные Романкова и Ращковской по сушке силикагеля и гранулированного катализатора в аэрофонтанной сушилке без подсушителя.

КИНЕТИКА ГРАНУЛЯЦИИ ПРИ ОБЕЗВОЖИВАНИИ И СУШКЕ РАСТВОРОВ В КИПЯЩЕМ И ФОНТАНИРУЮЩЕМ СЛОЯХ

Если процесс сушки сыпучих материалов в ряде случаев, помимо материального и теплового баланса, лимитируется кинетикой удаления влаги, то обезвоживание и грануляция растворов должны проводиться в условиях, обеспечивающих в первую очередь получение продукта заданного гранулометрического состава, т. е. на первый план выдвигаются задачи кинетики грануляции частиц.

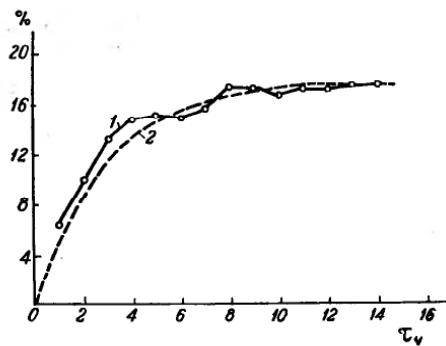


Рис. V-11. Изменение процентного содержания крупных (+40 меш.) частиц в типичном опыте обезвоживания раствора уранилнитрата:
1 — экспериментальная кривая; 2 — теоретическая.

Первая попытка получения аналитического выражения для расчета кинетики роста гранул была предпринята Ионке с сотрудниками [24], которые для неустановившегося процесса (рис. V-11) получили уравнение

$$\frac{c}{c_0} = 1 - e^{-\frac{F\tau}{w}} \quad (V-55)$$

где c и c_0 — текущее и вновь образованное количество крупных гранул;

w — вес слоя;

F — весовая производительность;

τ — текущее время.

Это выражение, полученное на основе закона распределения частиц по временем пребывания (так как $\frac{F}{w} = \frac{1}{\tau_{\text{ep}}}$), характеризует кинетику выхода процесса на установившийся режим и, как следует из рис. V-11, удовлетворительно описывает эксперимен-

тальные данные. Эти авторы проводили опыты (на установке диаметром 152 мм) с растворами уранилнитрата $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, процесс обезвоживания которых сопровождался дегидратацией и денитрацией.

Впоследствии Данлоп с сотрудниками [25], рассматривая аналогичную задачу коксования нефти на твердом теплоносителе (коксе), постулировали уравнение роста отдельной гранулы

$$d = d_0 + K\tau \quad (V-56)$$

где d_0 — начальный размер;
 K — константа скорости роста гранул.

Сочетая это выражение с уравнением распределения частиц по временем пребывания в аппарате идеального смешения, получили соотношение для доли гранул, имеющих размер в выгружаемом продукте менее заданного d (при установившемся процессе):

$$100 - \frac{100}{(1-Q) \exp \left[\left(\frac{d}{d_{\text{ep}}} - 1 \right) \frac{m}{n} \right]} \left[\left(\frac{d}{d_0} - 1 \right)^3 + 3 \left(\frac{m}{n} + 1 \right) \left(\frac{d}{d_0} - 1 \right)^2 + \frac{Q}{m/n} \left(\frac{d}{d_0} - 1 \right) + 1 + Q \right] \quad (V-57)$$

где $Q = 6 \left(\frac{m}{n} \right)^3 + 6 \left(\frac{m}{n} \right)^2 = 3 \frac{m}{n}$; $m = \frac{k}{d_0}$; $n = \frac{1}{\tau_{\text{ep}}}$.

Для процесса обезвоживания растворов Лии с сотрудниками [26] вывели соотношение (V-56), исходя из допущения о пропорциональности эффективной (т. е. получающейся как за счет роста, так и за счет истирания) скорости изменения массы частицы ее поверхности. Опыты по определению влияния различных факторов на величину константы скорости роста гранул они проводили на установке диаметром 76 мм, при обезвоживании раствора $\text{Al}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$. В результате обработки экспериментальных данных ими была получена эмпирическая корреляция:

$$K = C \cdot 3 \cdot 10^4 \left(\frac{F}{W} \right) B^{-0.5} w^{-0.1} \mu^{0.06} \sigma^{-0.3} * \quad (V-58)$$

где C — коэффициент, зависящий от величины зоны действия форсунки, скорости газа, плотности частиц и порозности слоя;

F — скорость подачи твердого, $\text{т}/\text{ч}$;

W — вес слоя в фунтах;

B — соотношение объемных расходов распыливающего газа и распыливаемого раствора;

w — линейная скорость псевдоожижения, $\text{фут}/\text{сек}$;

μ — динамический коэффициент вязкости раствора, $\text{фунт}/\text{ч} \cdot \text{фут}$;

σ — поверхностное натяжение раствора, $\text{дин}/\text{см}^2$.

* Размерности взяты из оригинального источника [26].

Исследование процесса грануляции из растворов в кипящем слое было проведено Шаховой [27]. Рассматривая отложение твердого вещества из раствора на поверхности частиц применительно к идеализированной модели монодисперсного слоя постоянного веса при одинаковой скорости роста всех частиц, она вывела для нестационарного процесса (с течением времени число частиц в слое уменьшилось) выражение для скорости роста гранул

$$d = d_0 \exp \left[0,33 \frac{\tau}{\tau_{cp}} \right] \quad (V-59)$$

где τ_{cp} — среднее время пребывания.

Далее Шахова [27] распространяла его на реальный процесс, при котором вводятся новые центры гранулообразования (рецикл); d_0 — размер частиц рецикла, а τ_{cp} — среднее время их пребывания в слое. Полагая справедливым распределение частиц по временам пребывания в кипящем слое как в системе идеального смешения, она получила выражения для функции распределения выгружаемых частиц по размерам при монодисперсном рецикле:

$$F(D_i; D_{0k}) = 1 - \exp \left(- \frac{3G_p}{G_m} \ln \frac{D_i}{D_{0k}} \right) \quad (V-60)$$

при полидисперсном рецикле

$$F_s(D_i) = \sum_{k=1}^{n=5} F(D_i; D_{0k}) p_k \quad (V-61)$$

где p_k — доля k -ой фракции в рецикле; D_i и D_{0k} — текущий и начальный размер частиц.

Таблица V-10

Сопоставление опытных данных по средней скорости роста отдельных гранул в слое при непрерывной грануляции с рассчитанной по уравнению (V-62) [27]

Начальный диаметр гранул D_0 , мм	Время процесса τ , ч	Средняя скорость роста v_{cp} , мм/ч		Примечания
		опытная	расчетная	
0.42	1	0.14	0.15	По опытным данным Шаховой $G_m = 1,8$ кг/ч; $G_{ca} = 2$ кг
0.35	1	0.10	0.12	
0.23	1	0.06	0.08	
0.22	100	$0.32 \cdot 10^{-3}$	$0.5 \cdot 10^{-3}$	По опытным данным Гrimmetta
0.65	100	$1.5 \cdot 10^{-3}$	$1.5 \cdot 10^{-3}$	$G_m = 0.54$ кг/ч; $G_{ca} = 79$ кг
1.13	100	$2.6 \cdot 10^{-3}$	$2.7 \cdot 10^{-3}$	

Средняя скорость роста гранул рассчитывается из (V-59)

$$v_{cp} = \frac{D_{0k} \left[\exp \left(\frac{\tau}{3\tau_{cp}} \right) - 1 \right]}{\Delta t} \quad (V-62)$$

При этом было получено, как это видно из табл. V-10, удовлетворительное совпадение расчетных и экспериментальных данных.

Для учета отклонений от предлагаемого механизма роста (называемого нормальным) в показатель экспоненты уравнения (V-59) введен опытный коэффициент K , характеризующий долю выделяемого продукта на поверхности существующих гранул и вновь возникающих частиц.

В результате обработки опытных данных, полученных при грануляции суспензии нитрофоски (с концентрацией 70—81%), получена эмпирическая зависимость

$$K = 6,3 \cdot 10^{-5} \left(\frac{\Delta t}{t_{ca}} \right)^{-2} W^{-2,6} l^{-0,7} \Pi_2^{0,34} \Pi_1^{1,43} \quad (V-63)$$

где Δt — разность температур сушильного агента и слоя;

W — число псевдоожижения;

l — удельный расход сушильного агента на 1 кг продукта;

$$\Pi_2 = \frac{w_0^2 \rho_r d_0}{\sigma}; \quad \Pi_1 = \frac{\mu_*^2}{\rho_* \sigma d_0}$$

Знание K позволяет по уравнению

$$d = d_0 \exp \left[0,33K \frac{\tau}{\tau_{cp}} \right]$$

расчитывать диаметр образующихся гранул.

Обширное исследование процессов сушки и грануляции различных растворов и расплавов в кипящем слое было проведено Ванечеком с сотрудниками [28]. Получив уравнение, аналогичное (V-59), они сопоставили расчеты по этому выражению с экспериментом. При обезвоживании раствора глауберовой соли устанавливался устойчивый гранулометрический состав, при сушке и грануляции удобрений имела место интенсивная агломерация, а в случае кристаллической соли процесс наиболее соответствовал модели, положенной в основу вывода выражения (V-59).

В большинстве работ этого первого этапа исследования внимание акцентировалось на кинетике роста гранул (средней для всего слоя или для отдельных его фракций); в то же время не учитывались условия, необходимые для стабилизации процесса в условиях непрерывного роста гранул и отвода части гранул из слоя.

Рассмотрение условий стационарности процесса может быть произведено с использованием уравнения сплошности, предложенного Тодесом для дисперсных систем [29]

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} - \frac{\partial}{\partial r} (\rho \lambda) = 0 \quad (V-64)$$

где $\rho(r, \tau)$ — распределение частиц по размерам;

$$\lambda = \frac{\partial r}{\partial \tau} — линейная скорость роста частиц.$$

Первый член учитывает изменение числа частиц во времени, а второй — изменение числа частиц за счет роста.

Полагая, что распределение по размерам может быть заменено распределением по значениям критерия Архимеда $f(Ar, \tau)$, и учитывая как выгрузку частиц из слоя, так и необходимое для обеспечения устойчивой работы добавление новых частиц (центров грануляции), авторы, совместно с Бабенко [30], получили при использовании уравнения (V-64) следующее общее выражение, описывающее изменение функции $f(Ar, \tau)$:

$$\frac{\partial}{\partial \tau} f(Ar, \tau) - \frac{\partial}{\partial Ar} \left[f(Ar, \tau) \frac{\partial Ar}{\partial \tau} \right] - \frac{M}{N} \Psi(Ar, \tau) + \frac{G}{N} \psi(Ar, \tau) = 0 \quad (V-65)$$

где

- N — число частиц в слое;
- G — число частиц, выгружаемых в единицу времени;
- M — число частиц, регенерированных в слое в единицу времени;
- $f(Ar, \tau); \Psi(Ar, \tau); \psi(Ar, \tau)$ — распределения в слое регенерированных и выгружаемых частиц.

Из анализа выражения (V-65) можно сделать следующие выводы. Для нестационарного процесса

$$\frac{\partial}{\partial \tau} f(Ar, \tau) \neq 0; N \neq \text{const} \text{ и } M \neq G$$

причем при $M > G$ количество частиц в слое растет, диаметр их уменьшается, а при $M < G$ количество частиц в слое убывает, диаметр их увеличивается.

Для стационарного же процесса

$$\frac{\partial}{\partial \tau} f(Ar, \tau) = 0; N = \text{const} \text{ и } M = G$$

В общем случае число регенерированных частиц в слое можно представить в виде суммы

$$M = A + B \quad (V-66)$$

где A — число вновь образованных частиц внутри слоя, которое в значительной мере зависит от свойств продукта и режимов процесса;

B — число подаваемых частиц в рециклке.

Таким образом, в отличие от большинства более ранних исследований, в которых решалась задача определения линейной скорости роста, было дано общее математическое описание процесса, проанализировано его частные случаи и показано, что условием стационарности процесса при непрерывной выгрузке гранул является

поддержание за счет внешних (рецикл) или внутренних источников постоянства числа частиц в слое. Таким образом, задачей дальнейших исследований являлось изучение влияния на характер грануляции, в том числе на функции распределения частиц по размерам, обоих типов источников новых частиц.

На рис. V-12 приведены кривые роста среднего размера гранул слоя d_{cp} от некоторого начального размера d_0 во времени: кривые рис. V-12a, соответствуют непрерывному росту размера частиц при грануляции мочевины и нитрофоски — очевидно, что образования центров грануляции внутри слоя не происходит, и для стабилизации необходимо подавать рецикл; кривые рис. V-12b (аммиачная селитра, едкий натр, хлористый натр) соответствуют выходу слоя

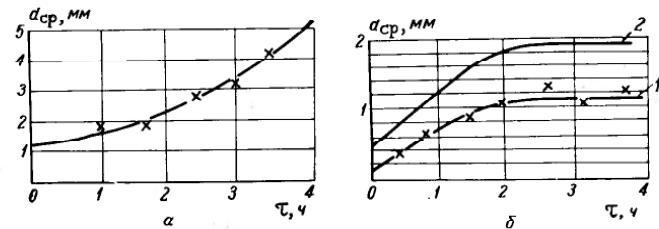


Рис. -12. Зависимость роста среднего размера гранул слоя от времени грануляции:

a — с преобладанием роста существующих гранул; б — со стабилизацией процесса зарождения гранул и их роста; 1 — в лабораторном аппарате; 2 — в промышленном аппарате.

на устойчивый режим, когда отвод частиц компенсируется новообразованием гранул внутри слоя; такой режим безрецикловой работы является наиболее выгодным.

Анализ процесса с рециклом был осуществлен Шаховой, представившей соотношение (V-66) в виде

$$G_{p,c} = G_p + G_n(1-K) \quad (V-67)$$

где $G_{p,c}$ — суммарное количество рецикла;

G_p — количество внешнего рецикла;

$G_n(1-K)$ — доля подаваемого материала, идущего на внутренний рецикл; K находится из (V-63).

В этом случае расчет функции распределения частиц слоя по размерам осуществляется по зависимостям (V-60) и (V-61) при подстановке в показатель экспоненты вместо G_p величины $G_{p,c}/K$. Фактически аналогичная задача решалась в рассмотренной выше работе [25], где дается распределение частиц в слое по размерам при размере частиц рецикла d_0 .

Более подробный анализ чистого случая «внешнего» рецикла был проведен Волковым с сотрудниками [31]. Рассматривая баланс

числа частиц в полидисперсном слое с поверхностным ростом гранул, непрерывной выгрузкой частиц и подачей монодисперсного рецикла, они получили для интегральной функции распределения веса частиц по размерам выражение

$$G(r) = 1 - \left(\frac{C_n}{r_0 F \rho_r \beta} \right)^3 \frac{1}{\frac{C_n}{G_p} + 1} \left(\frac{r F \rho_r \beta}{C_n} + 3 \frac{r F \rho_r \beta}{G_n} + 5 \right) \exp \left[(r_0 - r) \frac{F \rho_r \beta}{C_n} \right] \quad (V-68)$$

и соответственно для плотности распределения

$$g(r) = \frac{F \rho_r}{G_n} \left(\frac{r}{r_0} \right)^3 \cdot \frac{1}{\frac{C_n}{G_p} + 1} \exp \left[\frac{F \rho_r \beta}{G_p} (r_0 - r) \right] \quad (V-69)$$

где F — общая поверхность частиц;

r и r_0 — текущий радиус и радиус частиц рецикла;

$\beta = \frac{G_n + G_p}{G_{ca}}$ — доля частиц, выводимых из слоя с готовым продуктом в единицу времени.

Из (V-68) и (V-69) следует, что $G(r)$ и $g(r)$ зависят от размера частиц рецикла и соотношения G_n/G_p .

Исследование изменения гранулометрического состава в кипящем слое при безрецикловом процессе обезвоживания и грануляции растворов было проведено Каганович и Налимовым [33]. Они предложили рассматривать стационарный процесс обезвоживания и грануляции растворов как сложное, комплексное явление, связанное не только с поверхностными процессами, происходящими на существующих частицах (грануляция и истирание), но и процессами изменения числа частиц (дробление и агломерация). Опыты проводились на четырех установках — лабораторной (диаметр решетки 0,07 м), пилотной (диаметр решетки 0,36 м), опытно-промышленной (площадь решетки 1 м²) и промышленной (площадь решетки 3 м²); основные опыты были проведены с раствором цинкового купороса, некоторые же с хлористым калием, хлористым магнием и другими растворами.

Обработка данных собственных опытов, а также опытов других авторов [24, 27, 34—37], полученных для ряда продуктов (цинкового купороса, хлористого магния, хлористого калия, мочевины, и др.), показала, что наиболее типичной является бимодальная форма численной кривой распределения частиц по размерам (рис. V-13).

Образование двух пиков на кривой распределения отражает динамическое равновесие системы, в которой протекают процессы, направленные на увеличение размеров частиц (нормальный рост и агломерация), и обратные процессы, главным образом теплового дробления. Пик, полученный в области мелких фракций, свидетельствует о существовании в системе источника новых центров гранулообразования, являющегося как бы внутренним рециклом процесса.

Анализ характера изменения бимодальных кривых в зависимости от параметров процесса позволяет выявить влияние отдельных факторов на динамику гранулообразования. При обезвоживании растворов цинкового купороса и ряда других солей повышение температуры слоя приводит к увеличению пика мелких фракций вследствие усиления процессов теплового дробления частиц. Возрастание количества подаваемого раствора (при постоянной высоте слоя) стимулирует нормальный рост и агломерацию, что приводит

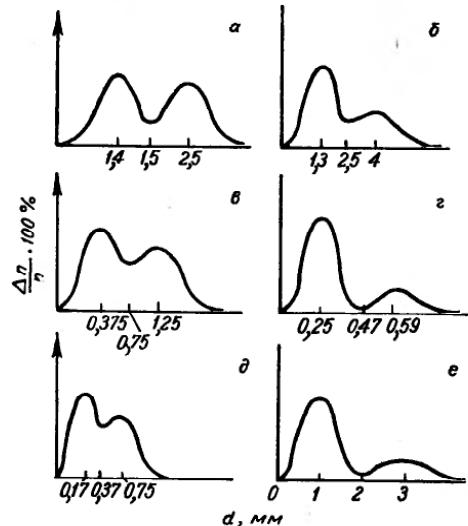


Рис. V-13. Бимодальные кривые распределения:

а — цинковый купорос (подача сверху); б — хлористый магний (подача сверху); в — карбамид (подача сбоку); г — отходы атомной промышленности (подача сбоку); д — хлористый калий (подача сверху); е — мочевина (подача сбоку).

к увеличению пика, соответствующего крупным фракциям. Влияние скорости газа носит несколько более сложный характер: при неизменном температурном режиме с ростом орошения возрастает скорость газа и происходит укрупнение материала, этому же способствует повышение степени уноса мелочи из слоя. При постоянной нагрузке изменение скорости должно сопровождаться соответственным изменением температурного режима и перераспределением пиков для крупных и мелких фракций.

Весьма важно определить допустимые границы изменения основных параметров процесса для получения материала заданного гранулометрического состава.

Экспериментальные данные [33] подтверждают, что характер грануляции воспроизводится при увеличении размеров аппарата от 0,8 до 3 м².

Тодесом, Каганович и Налимовым [38] было показано, что тепловое дробление частиц позволяет стационарно проводить процесс обезвоживания растворов в кипящем слое с непрерывным отводом гранул.

Анализ теплового дробления показал, что в достаточно крупных гранулах максимальные термические напряжения концентрируются в поверхностном слое, что приводит к растрескиванию этих гранул на крупную ядерную часть и мелкие поверхностные осколки. Такой механизм объясняет бимодальный характер кривых распределения частиц слоя по размерам.

Математическое описание стационарного процесса было проведено с использованием уравнения сплошности [29].

Задача была значительно упрощена [38] путем подстановки в уравнение сплошности функции источников; тогда, переходя к распределению частиц слоя по радиусам $r(R)$, вводя функцию распределения источников частиц в слое по радиусам $q(R)$ и обозначая $\Lambda = dR/dt$, можно получить

$$\frac{d}{dR} [\Lambda \rho(R)] = -k\rho(R) + kq(R) \quad (V-70)$$

Отсюда, вводя безразмерные величины $x = R/R_0$ (где $R_0 = \Lambda t_{\text{ср}}$ — прирост размера гранул за среднее время пребывания), получены функции распределения частиц в слое и в источнике:

$$\varphi(x) = R_0 \rho(R) \quad \text{и} \quad g(x) = R_0 q(R)$$

Тогда можно переписать (V-70) в виде выражения для определения безразмерной функции источников $g(x)$ по заданной (полученной из опыта) функции распределения частиц слоя по размерам $\varphi(x)$:

$$g(x) = \varphi(x) + \frac{d\varphi(x)}{dx} \quad (V-71)$$

Пример определения $g(x)$ по экспериментальному значению $\varphi(x)$ дан на рис. V-14. Отрицательный источник (площадь, ограниченная кривой $g(x)$ ниже оси x) соответствует доле дробящихся гранул, которые обеспечивают образование положительного источника — новых центров грануляции.

Не во всех случаях, однако, грануляция, происходящая на поверхности частиц, является основным процессом. В ряде случаев материалы, подвергаемые обезвоживанию, оказываются очень мало-

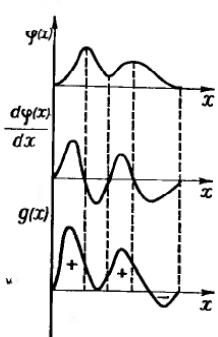


Рис. V-14. Пример определения функции источников $g(x)$ по исходной кривой распределения $\varphi(x)$.

получены функции распределения частиц в слое и в источнике:

прочными, и отлагающаяся пленка высшенного материала почти мгновенно истирается.

Это явление особенно интересно в связи с возможностью обезвоживания растворов на поверхности гранул инертного материала.

О СВЯЗИ МЕЖДУ ТЕМПЕРАТУРОЙ ОТХОДЯЩЕГО СУШИЛЬНОГО АГЕНТА (t_2) И КОНЕЧНОЙ ВЛАЖНОСТЬЮ МАТЕРИАЛА

Как уже было отмечено, при непрерывной сушке зернистых материалов во взвешенном состоянии критическое влагосодержание материала является также кинетической характеристикой и зависит

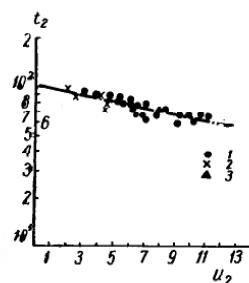


Рис. V-15. Зависимость между температурой отходящего воздуха t_2 и влагосодержанием высшенного материала u_2 выгружаемого из циклона:

1 — кислотный синий 2-3М; 2 — прямой черный; 3 — кислотный фиолетовый Н2СМ.

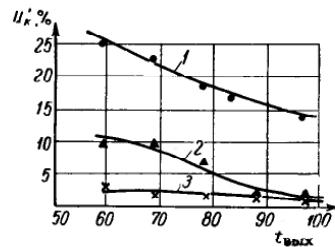


Рис. V-16. Зависимость между температурой отходящего воздуха t_2 и влагосодержанием высшенного материала u_2 выгружаемого из циклона:

1 — медно-никелевый катализатор; 2 — пигмент фиолетовый К; 3 — барабиевые ферриты.

для данного материала от режима процесса. Если средняя влажность выгружаемого из аппарата материала выше или равна критической, то некоторая доля частиц имеет значительно меньшую влажность и температуру выше температуры мокрого термометра $t_{\text{кр}}$. Поэтому после усреднения температура выгруженного материала будет выше $t_{\text{кр}}$. Температура отходящих газов t_2 также выше $t_{\text{кр}}$, и тем выше, чем ниже конечная влажность материала.

То же наблюдается и при сушке паст и растворов как на слое высшенного материала, так и на инертном слое. Таким образом, температура уходящего из слоя теплоносителя связана с конечной влажностью материала и даже для первого периода сушки является величиной кинетической.

Знание связи между этими параметрами процесса необходимо как для расчета аппаратов, так и для их автоматизации, поскольку ввиду отсутствия надежных датчиков для измерения влажности высшенного материала в процессе сушки знание зависимости

Таблица V-11

Сопоставление равновесных и конечных значений влажности

Относительная влажность воздуха, %	Материалы					
	фиолетовый К		бариевые ферриты		медно-никелевый катализатор	
	u'_2	u'_p	u'_2	u'_p	u'_2	u'_p
10	5	0.3	2	3.6	17	7.46
20	8	0.36	3	4.15	22	8.64
30	10	0.5	3	4.8	24	9.32
40	10	0.55	3	5.35	25	10.11

$u_2 = f(t_2)$ (при прочих стабилизированных параметрах) позволяет выбрать в качестве параметра регулирования температуру отходящего теплоносителя либо температуру слоя.

На рис. V-15 приведена зависимость t_2 от u_2 для трех пастообразных азокрасителей, высущенных на инертных телях в фонтанирующем слое при различных режимах: при температуре поступающего воздуха от 100 до 180° С, при его скорости внизу сушилки 8,5 ± 16 м/сек и высоте слоя стеклянных шариков 110 ± 165 мм. На основании опытных данных для этих материалов зависимость $u_2 = f(t_2)$ может быть аппроксимирована следующим соотношением [16]

$$t_2 = 109 \exp(-0.0435 u_2) \\ 60 < t_2 < 100 \quad (\text{V-72}) \\ 2.0 < u_2 < 11.0$$

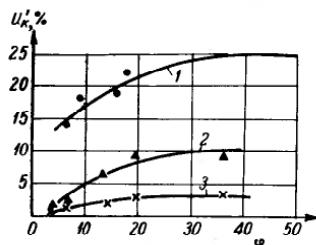


Рис. V-17. Зависимость между влажностью высущенного материала u_2 и относительной влажностью уходящего воздуха $\varphi_{\text{вых}}$.

1 — медно-никелевый катализатор; 2 — пигмент фиолетового К; 3 — барииевые ферриты.

На рис. V-16 дана зависимость, полученная при сушке пастообразных медно-никелевого катализатора, пигмента фиолетового К и барииевых ферритов на слое стеклянных шариков. Из этого рисунка следует, что при однотипных условиях процесса из-за различия в физических свойствах материалов их сушка идет по-разному. То же видно и на рис. V-17, где представлена зависимость конечной влажности выгруженного из сушилки материала от относительной влажности уходящего воздуха.

Для того чтобы выяснить, что является определяющим фактором — кинетика сушки или кинетика истирания, — были поставлены опыты с целью получения равновесных значений влажности (при 20° С, табл. V-11).

Из данных этой таблицы следует, что процесс сушки красителя фиолетового К и медно-никелевого катализатора определяется кинетикой сушки, так как конечная влажность значительно выше равновесной.

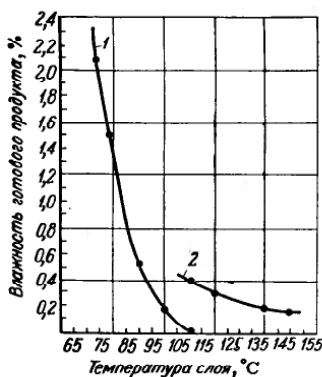


Рис. V-18. Зависимость влажности материала от температуры слоя:
1 — нефелиновый концентрат; 2 — хлористый калий.

весной. При сушке барииевых ферритов процесс определяется кинетика истирания — влажности одного порядка (при температуре уходящего воздуха 70—80° С значения равновесной влажности будут меньше и, вероятно, почти совпадут с конечной влажностью).

Каганович и Злобинским [32] были получены зависимости $u_k = f(t_{\text{эк}})$ для нефелинового концентрата и хлористого калия (рис. V-18), на основе которых был разработан режим автоматического регулирования процесса.

Сажинным с сотрудниками [42] при исследовании процесса сушки с одновременной полимеризацией высокополимерных нефтенатов алюминия в комбинированной аэрофонтанной сушилке было найдено, что конечная влажность u_2 высущенного материала зависит от температуры отходящего теплоносителя и температуры высушившего материала (измеряемой после циклона). Зависимость выражается уравнением

$$\frac{u_2}{u_1} = A \left(\frac{t - \Theta}{t - t_m} \right)^a \quad (\text{V-73})$$

где A , u , a — постоянные;
 t и Θ — температуры теплоносителя и высушившего продукта;
 t_m — температура мокрого термометра, соответствующая t .

С помощью этих зависимостей можно контролировать процессы сушки по температуре продукта, выгружаемого из циклона, и управлять процессом.

Минчевым, Романковым и Ращковской было поставлено исследование с целью выявления влияния на конечную влажность материала ряда параметров процесса при сушке некоторых пастообразных материалов в фонтанирующем слое стеклянных шариков ($d = 4$ мм). Объектами сушки были: медно-никелевый катализатор, лак красный прозрачный СБК, лак красный С и краситель оранжевый спирторастворимый (цель выбора этих материалов — установить влияние природы материала: неорганического и органического происхождения). В результате исследования следовало получить

зависимости, дающие связь между исходными параметрами в оптимальной области работы.

При изучении процесса были использованы несколько методов планирования: дробные реплики полного факторного эксперимента, полный факторный эксперимент и метод ротатабельного планирования второго порядка. Для доказательства, что принятые основные рабочие условия процесса находятся в стационарной области, и для достижения этой области был использован (для двух материалов) метод Бокса — Уилсона для крутого восхождения по поверхности отклика. Различные способы планирования эксперимента позволили сравнить между собой поверхности отклика, полученные для одного и того же материала (медио-никелевого катализатора).

В качестве основных параметров процесса были выбраны:

$x_1(t_1)$ — температура поступающего воздуха, °C;

$x_2(t_2)$ — температура уходящего воздуха, °C;

$x_3(V)$ — количество воздуха, м³/ч (при 20° C);

$x_4(G_{\text{ш}})$ — количество загруженных стеклянных шариков, кг.

Исследуемым параметром была влажность высушенного материала $y(u_2)$, % на общую массу.

Нулевой уровень процесса и величина шага, на основании которого получаются верхний и нижний уровень, были взяты почти оди-

Таблица V 12
Уровни процесса и величины шага для различных материалов

Материал	Уровень и шаг	Параметр			
		x_1	x_2	x_3	x_4
Медно-никелевый катализатор	Основной уровень	180	90	240	5
	Шаг	20	20	20	1
	Нижний уровень	160	70	220	4
	Верхний уровень	200	110	260	6
Лак красный прозрачный СБК	Основной уровень	160	70	220	5
	Шаг	20	20	20	1
	Нижний уровень	140	50	200	4
	Верхний уровень	180	90	240	6
Лак красный С	Основной уровень	160	70	220	5
	Шаг	20	20	20	1
	Нижний уровень	140	50	200	4
	Верхний уровень	180	90	240	6
Краситель оранжевый спирторастворимый	Основной уровень	160	70	220	5
	Шаг	20	15	20	1
	Нижний уровень	140	55	200	4
	Верхний уровень	180	85	240	6

наковыми для всех исследуемых материалов с целью лучшего последующего сравнения полученных результатов (табл. V-12).

Поскольку влияние начальной влажности высушиваемого материала не исследовалось, то для каждого продукта она была почти постоянной (медио-никелевый катализатор $80 \pm 2,5\%$, лак красный прозрачный СБК $81,5 \pm 0,5\%$, лак красный С $68,5 \pm 2\%$, краситель оранжевый спирторастворимый $74 \pm 1\%$).

В табл. V-12 значения x_1, x_2, x_3, x_4 являются действительными значениями параметров процесса. Для того чтобы перейти от действительных значений к значениям, входящим в уравнение регрессии, необходимо воспользоваться соотношением

$$X_i = \frac{x_i - x_{i0}}{\Delta x_i}$$

где X_i — параметр в уравнении регрессии;

x_i — действительный параметр данного процесса, °C;

x_{i0} — основное действительное значение данного параметра, °C;

Δx_i — шаг данного параметра, °C.

Для всех исследуемых материалов производилось планирование по полуяреликсе от типа 2^{k-1} (где k — число переменных, в нашем случае равное 4). Полуяреликса имела генерирующее соотношение $X_4 = X_1 X_2 X_3$ и определяющий контраст $1 = X_1 X_2 X_3 X_4$.

Планирование эксперимента и результаты опытов для первой полуяреликсы даны в табл. V-13.

Коэффициенты в уравнении регрессии подсчитываются обычным методом [43], и в результате получается уравнение, общий вид которого приведен ниже:

$$y_n = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_3 X_3 + b_4 X_4 = b_{12} X_1 X_2 + b_{14} X_1 X_4 + b_{24} X_2 X_4 \quad (\text{V-74})$$

Значения коэффициентов уравнения (V-74) для исследуемых материалов приведены в табл. V-14. Там же даются значения ошибки опыта и оценка коэффициентов уравнений регрессии, которые определены обычным способом [43].

Из полученных уравнений регрессии для четырех исследуемых материалов можно видеть, что наибольшее влияние на влажность оказывает температура воздуха на выходе из аппарата. Влияние остальных трех параметров x_1, x_3, x_4 одного порядка и значительно меньше x_2 . Оценка совместного влияния исследуемых параметров на конечную влажность материала может быть сделана только с помощью полного факторного эксперимента и с помощью метода ротатабельного планирования. Поэтому для одного из материалов (медио-никелевого катализатора) были проведены подробные исследования — выполнен полный факторный эксперимент типа 2^k . После подсчетов коэффициентов в уравнении регрессии для полного факторного эксперимента получены уравнения

$$\begin{aligned} y_1 = y_2 &= 19,9596875 + 0,8871875 X_1 - 5,2290625 X_2 + \\ &+ 0,8684375 X_3 - 1,4134375 X_4 + 0,0346875 X_1 X_2 - 0,9040625 X_1 X_3 + \\ &+ 0,1178125 X_1 X_4 - 0,0465625 X_2 X_3 + 0,6128125 X_2 X_4 + 0,6265625 X_3 X_4 + \end{aligned}$$

Таблица V-13

Планирование эксперимента и результаты опытов по полуярлыку типа 2²⁻¹
 y_1 — медно-никелевый катализатор, y_2 — лак красный СБК, y_3 — лак красный С, y_4 — лак оранжевый спирограстворимый.

N	X_0	X_1	X_2	X_3	X_4	X_1X_2	X_1X_3	X_1X_4	X_2X_3	X_2X_4	X_3X_4	y_1	y_2	y_3	y_4
1	+1	-1	-1	-1	-1	+1	+1	+1	+1	+1	+1	24.4	17.60	4.25	4.07
2	+1	-1	-1	-1	-1	+1	+1	+1	+1	+1	+1	22.42	24.43	3.71	1.11
3	+1	-1	-1	-1	-1	+1	+1	+1	+1	+1	+1	10.50	5.03	0.55	0.99
4	+1	-1	-1	-1	-1	+1	+1	+1	+1	+1	+1	15.50	8.5	0.39	2.03
5	+1	-1	-1	-1	-1	+1	+1	+1	+1	+1	+1	25.03	16.22	3.02	1.26
6	+1	-1	-1	-1	-1	+1	+1	+1	+1	+1	+1	26.22	34.05	14.43	2.27
7	+1	-1	-1	-1	-1	+1	+1	+1	+1	+1	+1	15.75	5.12	0.49	0.84
8	+1	-1	-1	-1	-1	+1	+1	+1	+1	+1	+1	15.25	4.53	0.33	0.89

Таблица V-14

Коэффициенты уравнения (V-74)

Материал	Коэффициенты						Оценка ошибки опыта $s^2(y_i)$	
	b_0	b_1	b_2	b_3	b_4	b_{12}	b_{24}	b_{34}
Медно-никелевый катализатор СБК	49.38375 14,6	0.46375 3.0675	-5.13375 -8.235	-1.17875 +0,17	-1.08375 -1.5075	0.66125 -2.3475	-0.29125 0.48	-0.07125 -1.14
Лак красный СБК								
Лак красный прозрачный С								
Лак желтый спирто-растворимый								
	1.6325 2.98	-0.1075 0.985	-0.495 -2.54	-0.3675 0.755	-0.062 -1.16	0.38 -1.055	0.3725 1.16	0.045 -0.785

$$+ 0,3296875X_1X_2X_3 + 0,3103125X_1X_2X_4 + \\ + 0,0953125X_1X_3X_4 - 0,4234375X_2X_3X_4 - 0,5759375X_1X_2X_3X_4 \quad (V-75)$$

Анализ коэффициентов уравнения подтверждает сделанное ранее заключение о наибольшем влиянии температуры выходящего воздуха на конечную влажность материала (в 3,5 \div 6 раз больше, чем влияние остальных параметров). Из парных комбинаций существенно влияют X_1X_3 , X_2X_4 и X_3X_4 . Влияние X_1X_2 , X_1X_4 , X_2X_3 мало, и им можно пренебречь. Из тройных произведений можно отбросить $X_1X_3X_4$, а произведение $X_1X_2X_3X_4$ следует учитывать.

Для установления или достижения стационарной области поверхности отклика был использован метод Бокса — Уилсона.

В результате проведенного исследования выяснено влияние различных параметров процесса, а также их комбинаций на конечную влажность высушенного материала, причем наибольшее влияние оказывает температура выходящего из сушилки воздуха.

Различные методы планирования эксперимента для одного и того же материала и один и тот же метод для различных материалов дали поверхности одного и того же типа (гиперболоиды). В результате для лабораторного аппарата были найдены оптимальные условия сушки исследуемых материалов (табл. V-15).

Таблица V-15

Оптимальные условия сушки

Материал	t_1 , °C	t_2 , °C	V , м ³ /ч	$G_{\text{тар}}$, кг	Влажность, %	
					необходимая	в опыте
Медно-никелевый катализатор СБК (опыт № 13)	160	70	260	6	25	25.03
Лак красный СБК (опыт № 8)	180	90	240	6	4 \div 5	4.53
Прозрачный С (опыт № 1)	140	50	200	4	4 \div 5	4.25
Краситель оранжевый спирто-растворимый (опыт № 1)	140	50	200	4	4 \div 5	4.07

ЛИТЕРАТУРА

- Лыков А. В., Михайлов Ю. А., Теория тепло- и массопередачи, Госэнергоиздат, 1963.
- Смольский Б. М., Внешний тепло- и массообмен в процессе конвективной сушки, Минск, 1957.
- Гинзбург А. С., Резчиков В. А., Сушка пищевых продуктов в кипящем слое, Изд. «Пищевая пром.», 1966.
- Кутателадзе С. С., Боришанский В. М., Справочник по теплопередаче, Госэнергоиздат, 1959.
- Романков П. Г., Рацковская Н. Б., Фролов В. Ф., ТОХТ, 1, № 3, 283 (1967).
- Гельперин И. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б., Основы техники псевдоожижения, изд. «Химия», 1967.
- Фролов В. Ф., Романков П. Г., ЖПХ, 35, 89 (1962).
- Фролов В. Ф., Романков П. Г., ЖПХ, 35, 1526 (1962).

ГЛАВА ШЕСТАЯ

РАСЧЕТ СУШИЛОК ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ И МОТИВЫ ВЫБОРА СУШИЛЬНЫХ УСТРОЙСТВ

При выборе сушилок и методики их расчета следует учитывать свойства материала и форму связи в нем влаги.

При испарении влаги с поверхности материала (называемой далее поверхностной) основным фактором, определяющим скорость процесса, является скорость подачи тепла, которая тем выше, чем больше относительная скорость теплоносителя и его температура.

1. Из рис. I-1, на котором проведена ориентировочная классификация сушилок, работающих со взвешенным слоем материала, видно, что с наиболее высокими скоростями теплоносителя работают пневмосушилки, затем аэрофонтанные и наконец кипящего и фонтанирующего слоя.

Интенсивная сушка в пневмосушилках в основном происходит на «разгонном» участке, где имеется достаточная разность скоростей газового потока и материала. Длина этого участка не превышает одного метра, а на остальной части трубы интенсивность процесса сушки невелика. Трубы-сушилки особенно целесообразно использовать при сушке монодисперсных термочувствительных материалов, главным образом кристаллических, поскольку в таких аппаратах обеспечивается прямоток и кратковременность пребывания материала.

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 которых уменьшается в процессе сушки. Поскольку время пребывания материала в них больше, чем в пневмосушилках (несколько десятков секунд), то возможно частичное удаление связанной влаги.

3. Для сушки материалов от поверхностной влаги (кристаллические материалы) в том случае, если сухой материал не разлагается под действием высоких температур, то основным фактором, определяющим интенсивность процесса, является скорость подвода тепла в слой. При сушке таких материалов, требующих, как правило, высушивания до низкой конечной влажности, применяют однокамерные аппараты кипящего слоя, работающие

9. Vanecek V., Drbohlav R., Markvart M., *Fluidized Bed Drying*, L. Hill, London, 1965.
10. Попов В. А., Романков П. Г., Ращковская Н. Б., Доклад на III Всесоюзном совещании по тепло- и массообмену, Минск, 1968.
11. Красников В. В., Данилов В. А., ИФЖ, 11, № 4 482 (1966).
12. Вескер Н. А., Sallans H. R., Chem. Eng. Sci., 13, № 3, 97 (1961).
13. Федоров И. М., Теория и расчет процесса сушки, Госэнергоиздат, 1955.
14. Лыков А. В., Тепло- и массообмен в процессах сушки, Госэнергоиздат, 1956.
15. Кацельсон Б. Д., Тимофеева Ф. А., Труды ЦКТИ им. И. И. Ползунова, кн. 2, 1949.
16. Регер Э. О., Романков П. Г., Ращковская Н. Б., сб. «Процессы химической технологии», Изд. «Наука», 1965, стр. 349.
17. Ши Янь-Фу, Романков П. Г., Ращковская Н. Б., ЖПХ, 35, 530 (1962).
18. Фролов В. Ф., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1962.
19. Лыков А. В., Теория сушки, Госэнергоиздат, 1950.
20. Протодьяконов И. О., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1967.
21. Кудакова В. Е., Романков П. Г., Ращковская Н. Б., ЖРХ, 37, 1972; 2223 (1964).
22. Ауф А. А., Романков П. Г., Фролов В. Ф., ЖПХ, 39, № 8, 1724 (1966).
23. Сажин Б. С., Миклин Ю. А., Хим. пром., № 11, 819 (1962).
24. Jonke A. A., Petkus E. F., Loeding J. W., Lawroski S., Nuclear Sci. & Eng., 2, 303 (1957).
25. Dunlop D. D., Griffin L. J., Moser J. F., Chem. Eng. Progr., 54, № 8, 39 (1958).
26. Lee B. S., Chu J. J., Jonke A. A., Lawroski S., AIChE J., 8, № 1, 53 (1962).
27. Шагова Н. А., Хим. пром., № 7, 459 (1967).
28. Magkvart M., Vanecek V., Drbohlav R., Brit. Chem. Eng., 7, № 7, 503 (1962).
29. Тодес О. М., сб. «Проблемы кинетики и катализа», вып. VII, 1949.
30. Бабенко В. Е., Романков П. Г., Ращковская Н. Б., сб. «Применение кипящего слоя в химической промышленности», ч. 1, ЛДНТП, 1965.
31. Волков В. Ф. и др., Хим. пром., № 6, 52-56 (1967).
32. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., сб. «Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР», ЦИИНЦМ, 1965, стр. 193.
33. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., Налимов С. П., Хим. пром., № 6, 447 (1967).
34. Гладушко В. И., Сушіння пітрофоски у киплячому шарі, Хім. пром., № 1 (1961).
35. Metheney D. E., Vance S. W., Chem. Eng. Progr., 58, № 6, 45-48 (1962).
36. Сгіттет Е. С., AIChE J., 10, 717 (1964).
37. Кисельников В. Н., Демшин В. Я., Широков С. Г., Изв. вузов. Химия и хим. технол., 8, № 3, 504 (1965); Широков С. Г., Автореф. канд. дисс., ИХТИ, 1966.
38. Тодес О. М., Каганович Ю. Я., Налимов С. П., ТОХТ, № 3, 1968.
39. Масловский М. Ф., Хим. нефт. маш., № 9 (1965).
40. Регер Э. О., Романков П. Г., Ращковская Н. Б., сб. «Процессы химической технологии», 1965, стр. 349.
41. Блиничев В. Н., Стрельцов В. В., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦИЛТИХимнефтехимаш, 1966, стр. 101.
42. Сажин Б. С. и др., Хим. пром., № 3, 38 (1966).
43. Налимов В. В., Чернова Н. А., Статистические методы планирования экстремальных экспериментов, Изд. «Наука», 1965.

с низкими слоями, обеспечивающими, однако, нормальное псевдоожижение материала.

Температура поступающих газов обычно довольно высока ($700-900^{\circ}\text{C}$) и выбирается из соображений $t_{\text{вх}} > t_{\text{вз}} > t_{\text{ex}}$. Поскольку интенсивность процесса зависит от количества подводимого тепла, то рекомендуется работать при сравнительно высоких скоростях газа (при порозности слоя $0,7 \div 0,75$). Температура уходящих газов выбирается обычно равной $120-130^{\circ}\text{C}$.

4. При высушивании кристаллических материалов, разлагающихся под действием высоких температур (например, сульфата аммония), температуры поступающих и уходящих газов должны быть значительно снижены ($t_{\text{вх}} > t_{\text{праз}} > t_{\text{ex}}$), а при необходимости глубокой сушки таких продуктов следует сушку производить в две ступени, применяя во второй ступени теплоноситель пониженной температуры.

Некоторые данные по выбору температур для различных материалов приведены в табл. VI-1 [1].

Таблица VI-1

Температуры теплоносителя и слоя в зависимости от термостойкости высушиваемых продуктов

Продукт	Temperatura, °C			
	плавле- ния	разложе- ния	поступа- ющего теплоно- сителя	слоя
Адипиновая кислота	152	—	130	77-95
Бикарбонат аммония	—	35-60	90	40
Гидрат оксида железа	—	500	400	250
Двуокись марганца	—	585	380	100
Карбонат калия (поташ)	890	—	800	160
Карналлит	265	—	400	155
Пентазиритрит	260	—	140-170	90-100
Перманганат калия	—	240	180	70
Поливинилбутират	60-65	—	80	30
Поливинилхлорид	60-70	—	130	38
Полистирол	95	—	137	48
Себациновая 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 маргния гидрат (бинофит)	—	118	300	155
Шепит	—	72	780	160-180

В ряде случаев досушку во второй ступени можно производить за счет аккумулированного в материале тепла, продувая холодный воздух.

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 с точки зрения сохранения качества материала [2]. Целесообразно работать с возможно более высоким слоем материала и при возможно меньшем числе псевдоожижения (см. пример 5). При порозности $\varepsilon = 0,55 \div 0,6$ число псевдоожижения $K_w \approx 2 \div 3$. Обычно для глубокого высушивания таких материалов однокамерные аппараты оказываются невыгодными (пример 3) и следует применять многоступенчатые противоточные аппараты (пример 4).

Средняя продолжительность пребывания материала в сушилке должна быть рассчитана по кинетическим уравнениям. Например, при периодическом процессе сушки активного угля и силикагеля по уравнению (V-44) (пример 2); при непрерывном процессе сушки этих же материалов — по уравнению (V-45). Для определения продолжительности нагрева зерна можно воспользоваться уравнением Гинзбурга [3].

6. При высушивании в кипящем слое термоочувствительных тонкодисперсных материалов с небольшой плотностью газы не могут служить единственным теплоносителем, так как с ними не удается подвести достаточное количество тепла. В этом случае приходится либо переходить на аэрофонтанный режим, либо устанавливать теплообменные поверхности [4].

Температуру уходящих газов рекомендуется выбирать на $25-30^{\circ}\text{C}$ выше точки росы во избежание конденсации паров влаги в пылеулавливающей аппаратуре (при применении сухого пылеулавливания). При мокром пылеулавливании это требование отпадает.

7. При обезвоживании растворов возможность интенсификации сушилок КС определяется количеством подводимого тепла и гидродинамической устойчивостью процесса. Первое связано с выбором температурного режима и допустимой скорости 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 [1]. Плавление материала в слое приводит к забиванию решетки, поэтому температура теплоносителя должна быть несколько ниже температуры плавления. Для термоочувствительных материалов она выбирается в зависимости от допустимого по ТУ процента разложения.

8. Расчет сушилок кипящего слоя рекомендуется производить в такой последовательности:

1) По исходным данным — требуемой производительности сушилки и начальной и конечной влажности материала — составляют материальный баланс сушилки, определяют производительность по сухому продукту и по испаряемой влаге.

2) 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. Температуру отходящих газов следует принимать не ниже 120° С, чтобы в пылеулавливающей аппаратуре пары находились в перегретом состоянии.

В других случаях температурный режим для каждого конкретного материала следует находить экспериментально.

Выбрав температурный режим, определяют расход газов по управлению теплового баланса.

3) Для нахождения площади решетки с помощью графика $Ly = f(Ag)$ (рис. I-3) определяют ориентировочно критическую скорость псевдоожижения по частицам среднего размера. Выбрав рабочую порозность слоя ε (в зависимости от состояния влаги и материала) и рабочее значение критерия Ly (в зависимости от величины критерия Ag и ε), определяют скорость газов, считая на полное сечение аппарата. Физические константы газа можно рассчитывать 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 размеров частиц $\frac{d_{\max}}{d_{\min}}$ может быть принят аппарат постоянного сечения.

4) При расчете аппаратов с помощью кинетических уравнений следует, например, руководствоваться методикой, приведенной в примерах 3, 4 и 6, а также методикой, разработанной Лыковым [3].

5) При расчете сушилок для пастообразных материалов, растворов и суспензий, если 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 m^2 зеркала слоя в конических аппаратах или с 1 m^2 площади решетки в аппаратах с постоянным сечением рассчитывается промышленный аппарат. Следует иметь в виду, что в конических сушилках с увеличением высоты слоя увеличивается зеркало слоя, а следо-

вательно, и производительность установки. Кроме того, чем больше объем слоя, тем меньше вероятность образования «завалов», тем равномернее распределяется влажный материал в объеме слоя. Но одновременно с увеличением высоты слоя повышается среднее время пребывания материала в аппарате, а также его гидравлическое сопротивление. Расчет сушилки для пастообразного красителя приведен в примере 8, а для раствора трихлоракетата натрия в примере 7*.

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 аэрофонтанных, кипящего и фонтанирующего слоя), в промышленные условия имеет большое значение.

На основании некоторого опыта авторов по работе с аэрофонтанными сушилками можно рекомендовать моделирование этих аппаратов, исходя из напряжения сушилки по испаряемой влаге, полученного в лабораторных условиях, с соблюдением геометрического моделирования, оправдавшее себя на практике. Возможно использование зависимости, приведенной другими исследователями [5, 6].

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 должно быть обеспечено псевдоожижение без застойных зон материала, должно отсутствовать стационарное каналаобразование [7]. При сушке растворов в бесрециклировом 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 (конических-цилиндрических) с размерами цилиндрической части более 1 м это привело бы к недопустимо большой высоте слоя и, следовательно, большому его гидравлическому сопротивлению. Установка внутреннего конуса (рис. II-69) позволяет иметь слой нормальной высоты при наличии гидродинамического режима, близкого к лабораторным условиям. Практика показала правильность такого метода моделирования (см. примеры 8 и 7). Для аппаратов фонтанирующего слоя большей производительности целесообразно осуществлять блочное масштабирование — параллельное соединение ряда желобчатых щелевых аппаратов (см. рис. III-17, схема аппарата для дегидратации гипса).

При расчете сушилок, предназначенных для высушивания материалов, содержащих внутреннюю влагу, необходимо обеспечить достаточное время пребывания в аппарате, рассчитанное из соответствующего

* Для выбора типа сушилки и конструкции аппарата следует пользоваться данными, приведенными в табл. II-3 и II-4.

кинетического уравнения. Пока не имеется опыта промышленного внедрения аппаратов, рассчитанных таким способом, но можно предположить, что при соблюдении условий гидравлического моделирования в аппаратах большого масштаба можно использовать кинетические зависимости, полученные в лабораторных условиях.

О выборе вспомогательного оборудования. Надежность работы сушильной установки зависит от правильно подобранныго вспомогательного оборудования — топки, питателя, циклона, дутьевых устройств.

В сушильных установках чаще всего используются герметичные топки, работающие под давлением [8, 9]. Для сушки в большинстве случаев наиболее рационально использовать жидкое или газообразное топливо.

Топки выполняются вместе со смесительной камерой и могут быть вертикальными и горизонтальными [10]. С большим теплонапряжением (до $1,5 \cdot 10^6$ ккал/м³·ч) работают газовые циклонные топки [16]. 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 ряде случаев питатель должен равномерно распределять высушиваемый материал по поверхности слоя (при загрузке на слой), что особенно важно для комкующихся материалов, кристаллогидратов, паст, растворов и суспензий. Если влажный материал сыпучий и не склеивается, то загрузка может быть точечной. Когда же 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 [11, 12].

Подачу в сушилку пастообразных материалов возможно производить 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 подачу пасты осуществлять винтовыми или поршневыми насосами через форсунки (механические или пневматические) грубого распыла либо в слой, либо на слой материала. Этим же способом можно подавать растворы и суспензии [13, 14].

Пылеулавливание осуществляют обычно в циклонах (первая ступень) [15, 16], рукавных фильтрах [17] и мокрых скрубберах [17] (вторая ступень). Конструкции циклонов разнообразны, но в промышленной практике наибольшее распространение получили различные типы циклонов НИИОГаза.

Эффективность пылеочистки увеличивается с уменьшением радиуса циклона, поэтому целесообразно применять циклоны малых диаметров, а при больших производительностях — группы параллельно работающих одиночных циклонов.

Тяго-дутьевое 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 пылеводов; 3) дутьевой перед сушилкой и вытяжной за циклоном.

При применении 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 и применение ее целесообразно, например, при сушке красящих и токсичных материалов. При использовании третьего варианта рекомендуется отрегулировать пульевую точку таким образом, чтобы в сепарационном пространстве было небольшое разрежение (5 мм вод. ст.). 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 1000—1200 мм вод. ст.

Обычно применяют вентиляторы высокого давления ЦАГИ: ЦВ-18 № 8 и 9, вентиляторы высокого давления ВВД № 5, 7, 8 и 9.

Подбор вентилятора для данной установки ведут по полученным из расчета значениям расхода газов Q м³/мин (м³/ч), давления (разрежения) Δp . Эти параметры наносят с некоторым запасом на кривые характеристики вентилятора [18] и получают необходимое число оборотов вентилятора и его к. п. д. Если расчетные величины Q и Δp на практике оказываются завышенными или заниженными, то производительность и давление вентилятора регулируют изменением числа оборотов.

При выборе вентилятора следует иметь в виду, что по ГОСТ не разрешается использовать вентиляторы на расчетном режиме, при к. п. д. ниже 0,9 η_{\max} [18].

Часто для получения нужного напора вентиляторы устанавливают последовательно, при этом суммарный напор, создаваемый ими, оказывается несколько меньше (на 10 ± 15%) удвоенного напора вентилятора.

Вместо нескольких вентиляторов может быть установлена одноступенчатая газодувка, например типа ТВ-150-1, 12, Чирчикского завода Средазхиммаш.

РАСЧЕТНЫЕ ПРИМЕРЫ

Пример 1. Расчет сушилки для хлористого калия

Рассчитать сушилку кипящего слоя для хлористого калия

Исходные данные

Производительность (по высушенному материалу) $G_2, \text{т/ч}$	20
Влажность соли (на общий вес), %:	
начальная u_1	10
конечная u_2	0,5
Диаметр частиц, мм:	
средний d	0,25
максимальный d_{\max}	0,5
минимальный d_{\min}	0,1
Temperatura влажной соли $\Theta_1, ^\circ\text{C}$	20
Temperatura влажной соли $c_m, \text{дж/(кг·град)}$	$0,742 \cdot 10^3$ (0,17 ккал/(кг·град))
Плотность соли $\rho_m, \text{кг/м}^3$	$2 \cdot 10^3$
Тепловые потери (приняты в % от расхода тепла на нагревание материала и испарение влаги), %	15
Сушильный агент — топочные газы	

Выбор конструкции сушилки и условий ее работы

Устанавливаем факторы, влияющие на выбор конструкции сушилки:

- 1) состояние высушиваемого материала: смущий, комкующийся во влажном состоянии;
- 2) материал выдерживает нагрев до высокой температуры ($t_{\text{нк}} = 770^\circ\text{C}$);
- 3) отношение максимального размера частиц к минимальному

$$\frac{d_{\max}}{d_{\min}} = \frac{0,5}{0,1} = 5$$

4) подлежащая удалению влага в основном поверхностная;
5) решетку выбирают провального типа (рекомендуемую при сушке солей), с диаметром отверстий $d_{\text{отв}} = 5 \text{ мм}$ (с отверстиями меньшего размера решетку трудно изготовить);

6) допускается некоторая неравномерность высушенного материала по конечному влагосодержанию, поскольку при хранении все частицы соли приобретают одинаковую влажность.

Указанные факторы позволяют предварительно выбрать однокамерный сушильный аппарат с вертикальными стенками.

Для обеспечения лучших гидродинамических условий выбираем аппарат круглого сечения.

Высоту кипящего слоя в аппарате принимаем в 4 раза большее высоты зоны действия струй (зоны гидродинамической стабилизации):

$$h_{\text{ст}} = 20 \cdot l_{\text{отв}} = 20 \cdot 5 = 100 \text{ мм}$$

$$h \approx 4h_{\text{ст}} = 4 \cdot 100 = 400 \text{ мм}$$

Temperaturu разбавленных воздухом топочных газов, поступающих под решетку, принимаем $t_1 = 800^\circ\text{C}$, temperaturu выходящих газов $t_2 = 125^\circ\text{C}$, что позволяет исключить конденсацию паров в шлеузы улавливающей аппаратуре (циклонах, фильтрах). Temperaturu выгружаемой соли приближенно можно принять равной temperaturе отходящих газов, т. е. $\Theta_2 = 125^\circ\text{C}$.

Подачу комкующейся влажной соли для обеспечения равномерного «кипения» следует производить не концентрированно, а равномерно распределя материал по поверхности слоя (с помощью разбрасывателей).

Выгрузку соли рекомендуется производить непосредственно у решетки для вывода из аппарата комков.

Расчет

1. Количество влажного материала:

$$G_1 = G_2 \frac{100 - u_2}{100 - u_1} = 20000 \frac{0,995}{0,9} = 22400 \text{ кг/ч}$$

2. Количество испаряемой влаги:

$$W = G_1 - G_2 = 22400 - 20000 = 2400 \text{ кг/ч}$$

или

$$W_{\text{сек}} = 0,584 \text{ кг/сек}$$

3. Расход тепла:

$$Q = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пар}} + Q_{\text{пот}} = 1,45 [W (c_n (t_2 - \Theta_1)) + G_2 c_m c_k (\Theta_2 - \Theta_1)] = 1,45 [0,584 (2400 + 1,97 (125 - 20))] + 5,56 \cdot 0,712 (125 - 20) = 2,28 \cdot 10^3 \text{ квт}$$

4. Удельный расход тепла:

$$q = \frac{Q}{M_{\text{сек}}} = \frac{2,28 \cdot 10^3}{0,584} = 3900 \frac{\text{квт}}{\text{кг влаги}} (930 \text{ ккал/кг влаги})$$

5. Расход сушильных газов:

$$L_{\text{сек}} = \frac{Q}{c_r (t_1 - t_2)} = \frac{2,28 \cdot 10^3}{1,05 \cdot (800 - 125)} = 3,22 \text{ кг/сек}$$

Теплоемкость газов взята при средней температуре, равной 0,5 (800 + 125) = 462,5°C.

6. Удельный расход газов:

$$l = \frac{L}{W_{\text{сек}}} = \frac{3,22}{0,584} = 5,5 \text{ кг/кг влаги}$$

7. Скорость газов. Предварительно рассчитываем критическую скорость псевдоожижения для частиц среднего размера, пользуясь графиком $L_y = f(Ar)$ (см. рис. I-3) для температуры в слое, которую можно считать равной температуре уходящих газов, т. е. 125°C.

Критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{ds \rho_m g}{v^2 \rho_r} = \frac{2,53 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^8 \cdot 9,81}{2,47^2 \cdot 10^{-10} \cdot 0,885} = 5,67 \cdot 10^2$$

$$\rho_r = 1,293 \frac{273}{273 + 125} = 0,885 \text{ кг/м}^3$$

(рассчитываем как для воздуха)

$$v = 2,47 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{сек}$$

Критическое значение критерия Лященко:

$$Ly_{\text{кр}} = 10^{-4}$$

Критическая скорость псевдоожижения:

$$w_{\text{кр}} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{\text{кр}} v g \rho_m}{\rho_r}} = \sqrt[3]{\frac{10^{-4} \cdot 2,47 \cdot 10^{-5} \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot 10^8}{0,885}} = 0,038 \text{ м/сек}$$

Рабочее значение критерия Ly выбираем при наибольшей порозности кипящего слоя ($\epsilon = 0,75$), так как для процессов сушки, идущих в первом периоде, интенсивность процесса тем выше, чем больше скорость газов.

По рис. I-3 находим $Ly = 3,4 \cdot 10^{-1}$ (см. схему решения на рис. VI-1).

Тогда число псевдоожижения:

$$K_w = \sqrt[3]{\frac{Ly}{Ly_{kp}}} = \sqrt[3]{\frac{3,4 \cdot 10^{-1}}{10^{-4}}} = 45$$

Скорость газов (считан на полное сечение решетки):

$$w = K_w w_{kp} = 0,038 \cdot 45 = 0,57 \text{ м/сек}$$

Скорость газов непосредственно у решетки выше (из-за более высокой температуры) и равна:

$$\begin{aligned} w_{peh} &= w \frac{273 + t_1}{273 + t_2} = \\ &= 0,57 \frac{273 + 800}{273 + 125} = 1,54 \text{ м/сек} \end{aligned}$$

Приняв живое сечение решетки равным 10% от всей ее площади, получим скорость газа в отверстиях решетки:

$$w_{otv} = 10 \cdot 1,54 = 15,4 \text{ м/сек}$$

Эта скорость достаточна для псевдоожижения слоя не только с частицами наибольшего диаметра ($d_{max} = 0,5 \text{ мм}$), но и с более крупными образованиями (комками), что видно из следующего расчета.

Если принять число псевдоожижения для укрупненных частиц небольшим, лишь достаточном для их перемещения (например, $K_w = 3$), то критическая скорость псевдоожижения для них:

$$w_{kp(отв)} = \frac{w_{otv}}{K_w} = \frac{15,4}{3} = 5,13 \text{ м/сек}$$

Тогда:

$$Ly_{kp(отв)} = \frac{w_{kp(отв)}^3 \rho_r}{vg \rho_m} = \frac{5,13^3 \cdot 0,33}{1,31 \cdot 10^{-4} \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot 10^3} = 1,74 \cdot 10$$

$$\rho_r = 1,293 \frac{273}{273 + 800} = 0,33 \text{ кг/м}^3$$

$$v = 1,31 \cdot 10^{-4} \text{ м/сек}$$

Значению $Ly_{kp} = 1,74 \cdot 10$ соответствует значение $Ar = 10^7$. Тогда диаметр укрупненных частиц:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar v^2 \rho_r}{\rho_m g}} = \sqrt[3]{\frac{10^7 \cdot 1,31^2 \cdot 10^{-8} \cdot 0,33}{2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}} = 0,0143 \text{ м} \approx 14 \text{ мм}$$

Таким образом, у отверстий решетки в состоянии перемещаться даже комки, диаметр которых $\sim 14 \text{ мм}$.

8. Размер решетки. Полную площадь решетки определим из выражения:

$$S_{peh} = \frac{L_{cep}}{\rho_r w} = \frac{3,22}{0,885 \cdot 0,57} = 6,39 \text{ м}^2$$

Диаметр решетки.

$$D_{peh} = \sqrt{\frac{S_{peh}}{0,785}} = \frac{6,39}{0,785} = 2,85 \text{ м}$$

9. Сепарационное пространство. Высоту сепарационного пространства принимаем в 4 раза большее высоты кипящего слоя:

$$h_{cen} = 4 \cdot 400 = 1600 \text{ мм}$$

Общая высота аппарата (над решеткой):

$$h + h_{cen} = 400 + 1600 = 2000 \text{ мм} = 2,0 \text{ м}$$

Проверим, будут ли выноситься из аппарата наименеея частицы соли, равные 0,1 мм:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_m g}{\nu^2 \rho_r} = \frac{1 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{2,47^2 \cdot 10^{-10} \cdot 0,885} = 3,64 \cdot 10$$

Критерий Лященко, соответствующий уносу частиц, составит $Ly_{vit} = 0,45$, а скорость витания частиц диаметром 0,1 мм:

$$w_{vit} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{vit} \nu \rho_m g}{\rho_r}} = \sqrt[3]{\frac{0,45 \cdot 2,47 \cdot 10^{-5} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,885}} = 0,435 \text{ м/сек}$$

Действительная скорость газа в сепарационном пространстве для аппарата с вертикальными стенками:

$$w = \frac{L_{cep} + W_{cen}}{\rho_r S_{peh}} = \frac{(3,22 + 0,584) \cdot (273 + 125)}{1,293 \cdot 273 \cdot 6,39} = 0,672 \text{ м/сек}$$

(с некоторой погрешностью плотность отходящих газов рассчитана, как для воздуха).

Таким образом, аппарат с вертикальными стенками не обеспечит осаждения частиц соли диаметром менее 0,1 мм. Поэтому, если необходимо обеспечить их осаждение в сепарационном пространстве сушки, то его сечение должно быть расширено до значения:

$$\begin{aligned} S_{cen} &= 1,1 \cdot S_{peh} \cdot \frac{w}{w_{vit}} = \\ &= 1,1 \cdot 6,39 \frac{0,672}{0,435} = 11,3 \text{ м}^2 \end{aligned}$$

(здесь коэффициент 1,1 учитывает некоторое снижение скорости потока по сравнению со скоростью витания для обеспечения осаждения частиц).

Диаметр сепарационного пространства при этом:

$$D_{cen} = \sqrt{\frac{11,3}{0,785}} = 3,8 \text{ м}$$

Эскиз такой сушки дан на рис. VI-2.

Если некоторый вылеуное допустим, то аппарат может иметь цилиндрическую форму.

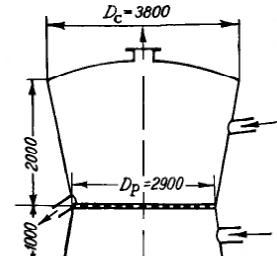


Рис. VI-2. Эскиз сушки (к примеру 1).

Пример 2. Определение продолжительности периодического процесса сушки

Определить продолжительность периодического процесса сушки в кипящем слое активированного угля, насыщенным парами этилового спирта. Сушка ведется воздухом при температуре 80° С.

Исходные данные

Влажность (на вес сухого вещества), %	
начальная u'_1	71
конечная u'_2	2
критическая u'_{kp}	35
равновесная u'_p	0.8
Диаметр частиц d , мк	1.08
Плотность угля ρ_u , кг/м ³	730
Высота свободно насыщенного слоя h_0 , мк	350
Температура мокрого термометра (в первом периоде сушки) t_m , °С	21

Расчет

1. Для определения продолжительности сушки в кипящем слое при периодическом режиме процесса воспользуемся уравнением (V-44, стр. 273):

$$\frac{u'_1 - u'_p}{u'_{kp} - u'_p} - 2.3 \lg \frac{u'_2 - u'_p}{u'_{kp} - u'_p} = 1.2 F_o R_e (Ko')^{-1} \left(\frac{\lambda_r}{\lambda_u} \right) \left(\frac{p_u}{p_r} \right)^{0.25} \left(\frac{h_{nx}}{d} \right)^{-1}$$

В этом уравнении $\frac{p_u}{p_r}$ и Ko' рассчитываются для первого периода.

После подстановки в критерии подобия соответствующих физических величин и сокращения одноименных величин получим:

$$\frac{u'_1 - u'_p}{u'_{kp} - u'_p} - 2.3 \lg \frac{u'_2 - u'_p}{u'_{kp} - u'_p} = \\ = 4.8 \frac{u'_1 - u'_p}{\rho_u v r (u'_{kp} - u'_p) h_{nx}} \left(\frac{p_u}{p_r} \right)^{0.25}$$

2. Определение скорости воздуха. Критическую скорость псевдоожижения определяем по графику $Ly = f(Ar)$ (рис. I-3). Критерий Архимеда (Ar):

$$Ar = \frac{d^3 \rho_u g}{v \rho_r} = \\ = \frac{1.08 \cdot 10^{-9} \cdot 7.3 \cdot 10^2 \cdot 9.81}{1.5^2 \cdot 10^{-10} \cdot 1.2} = 3.34 \cdot 10^4$$

Рис. VI-3. К примеру 2.

где $\rho_r = 1.2 \text{ кг/м}^3$ (при 21° С); $v = 1.5 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{сек}$.

Значению $Ar = 3.34 \cdot 10^4$ соответствует $Ly_{kp} = 0.1$ (см. схему решения на рис. VI-3).

Критическая скорость:

$$w_{kp} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{kp} \rho_u g}{\rho_r}} = \sqrt[3]{\frac{0.1 \cdot 1.5 \cdot 10^{-5} \cdot 7.3 \cdot 10^2 \cdot 9.81}{1.2}} = 0.208 \text{ м/сек}$$

Поскольку из активированного угля удаляется, главным образом, сорбционно связанный влагой (этиловый спирт), процесс идет преимущественно во

втором периоде и рекомендуется работать с возможно меньшими скоростями теплоносителя, — тогда рабочее значение выбираем так, чтобы оно соответствовало нижнему пределу порозности кипящего слоя $\varepsilon = 0.55$, т. е. $Ly = 2.3$.

Число псевдоожижения:

$$K_w = \sqrt[3]{\frac{Ly}{Ly_{kp}}} = \sqrt[3]{\frac{2.3}{0.1}} = 2.84$$

Скорость воздуха, считая на полное сечение аппарата:

$$w = K_w w_{kp} = 2.84 \cdot 0.208 = 0.59 \text{ м/сек}$$

3. Средняя разность температур (для первого периода сушки):

$$\Delta t_{ep} = \frac{t_1 - t_m}{2.3 \lg(t_1 - t_m)} = \frac{80 - 21}{2.3 \lg(80 - 21)} = 14.5^\circ \text{ С}$$

4. Продолжительность сушки:

$$\tau = \frac{\left(\frac{u'_1 - u'_{kp}}{u'_{kp} - u'_p} - 2.3 \lg \frac{u'_2 - u'_p}{u'_{kp} - u'_p} \right) \rho_u v r (u'_{kp} - u'_p) h_{nx}}{4.8 w \Delta t_{ep} \lambda_r \left(\frac{p_u}{p_r} \right)^{0.25}} = \\ = \frac{5.40 \cdot 0.73 \cdot 1.5 \cdot 10^{-5} \cdot 9.44 \cdot 10^5 \cdot 0.342 \cdot 0.24}{4.8 \cdot 0.59 \cdot 14.5 \cdot 0.0256 \left(\frac{50}{710} \right)^{0.25}} = 7180 \text{ сек} \approx 2 \text{ ч}$$

Здесь $h_{nx} = h(1 - \varepsilon_0) = 0.35 (1 - 0.4) = 0.21 \text{ м}$ — высота плотного слоя; ε_0 — порозность свободно насыщенного слоя, принимаемая равной 0.4;

$$v = 1.5 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2/\text{сек}$$

$$r = 0.14 \cdot 10^6 \text{ дж/кг; } \lambda_r = 0.0256 \text{ квт/(м \cdot град)}$$

$$p_u = 50 \text{ мм рт. ст.; } p_r = 710 \text{ мм рт. ст.}$$

Пример 3. Расчет одноступенчатого аппарата непрерывного действия для сушки активированного угля

Рассчитать однокамерный аппарат кипящего слоя непрерывного действия для сушки активированного угля АГК-1.

Исходные данные

Производительность установки (по высушенному углю), кг/ч	400
Диаметр частиц (эквивалентный средний) d , мк	3.0
Влажность угля, кг/кг	
начальная u_1	0.3
конечная u_2	0.002
Плотность угля (кажущаяся), кг/м ³	730
Коэффициент температуропроводности угля, a_u , м ² /ч	$0.638 \cdot 10^{-3}$
Допустимая максимальная температура материала, °С	170
Теплопроводность воздуха λ_r , квт/(м \cdot град)	1.01
Атмосферное давление P , мм вод. ст.	(0.24 ккал/кг \cdot град)
Благодарение поступающего воздуха x_0 , кг/кг	104
Теплоплота парообразования воды r , квт/кг	0.01
	2260
	(540 ккал/кг)

Теплоемкость сухого угля c_m , кДж/(кг·град)	1.3
Temperatura входящего воздуха t_1 , °C	170*
Относительная влажность уходящего воздуха φ_2	0.8

* При глубокой сушке некоторые частицы могут нагреться до температуры поступающего воздуха, т. е. до 170° С, являющейся предельно допустимой для этого угля.

Расчет

1. Скорость воздуха. По графику $Ly = f(Ar)$ (рис. I-3), находим Ly_{kp} по предварительно найденному значению Ar :

$$Ar = \frac{d^3 p_m g}{v^2 \rho_r} = \frac{27 \cdot 10^{-9} \cdot 0.73 \cdot 10^3 \cdot 9.81}{31^2 \cdot 10^{-12} \cdot 0.8} = 2.51 \cdot 10^5$$

Получаем $Ly_{kp} = 1.0$ (см. схему решения на рис. VI-4).

Критическая скорость:

$$w_{kp} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{kp} \rho_m g}{\rho_r}} = \sqrt[3]{\frac{1.0 \cdot 31 \cdot 10^{-6} \cdot 0.73 \cdot 10^3 \cdot 9.81}{0.8}} = 0.653 \text{ м/сек}$$

Здесь $\rho_r = 0.8$ при $t_1 = 170^\circ \text{C}$.

Рабочее значение Ly выбираем при небольших значе-

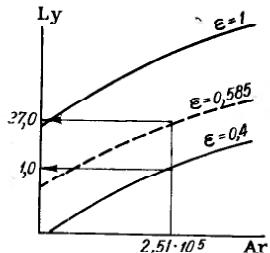


Рис. VI-4. К примеру 3.

Рис. VI-5. Определение температуры уходящего воздуха (к примеру 3).

ниях порозности слоя $\epsilon = 0.55 \div 0.6$), так как при сушке угля удаляется в основном сорбционно связанный влаги, скорость испарения которой для данного материала зависит от его температуры, а не от скорости воздуха.

Принимаем $\epsilon = 0.585$. Тогда $Ly = 2.7 \cdot 10$.

Число псевдоожижений:

$$K_w = \sqrt[3]{\frac{Ly}{Ly_{kp}}} = \sqrt[3]{\frac{27}{1.0}} = 3$$

Скорость воздуха (считая на полное сечение аппарата):

$$w = K_w w_{kp} = 3 \cdot 0.653 = 1.96 \text{ м/сек}$$

2. Диаметр аппарата. Определяем минимальный диаметр аппарата из условия минимального расхода воздуха L_{min} , который, в свою очередь, находится

из уравнения материального баланса, составленного по влаге, и уравнения теплового баланса:

$$x_0 + \frac{G}{L_{min}} (u_1' - u_2') = 0.622 \frac{\varphi_2 P_{nac}}{\Pi - \varphi_2 P_{nac}} \quad (VI-1)$$

$$L_{min} c_r (t_1 - t_2) = r G (u_1' - u_2') + c_m (\Theta_2 - \Theta_1) \quad (VI-2)$$

Здесь t_2 — температура уходящего воздуха;
 Θ_1 — температура поступающего материала (берется равной температуре атмосферного воздуха, т. е. 20° С);

P_{nac} — давление насыщенных паров воды при температуре t_2 и относительной влажности $\varphi_2 = 0.8$.

Система уравнений (VI-1) и (VI-2) должна быть решена относительно t_2 и L_{min} .

Подставив в (VI-1) значение L_{min} из (VI-2), равное

$$L_{min} = \frac{r G (u_1' - u_2') + G c_m (\Theta_2 - \Theta_1)}{c_r (t_1 - t_2)}$$

получим уравнение:

$$x_0 + \frac{G (u_1' - u_2') c_r (t_1 - t_2)}{r G (u_1' - u_2') + G c_m (\Theta_2 - \Theta_1)} = 0.622 \frac{\varphi_2 P_{nac}}{\Pi - \varphi_2 P_{nac}} \quad (VI-3)$$

После подстановки в уравнение (VI-4) численных значений (приняв $\Theta_2 = 130^\circ \text{C}$) получим:

$$0.040 + 3.68 \cdot 10^{-4} (170 - t_2) = 0.5 \frac{P_{nac}}{10^4 - 0.8 P_{nac}} \quad (VI-4)$$

Уравнение (VI-4) проще всего решить графически, составив вспомогательную таблицу (табл. VI-2). Из построенного по данным таблицы графика (рис. VI-5) можно видеть, что $t_2 = 46.0^\circ \text{C}$. Подставив полученное значение $t_2 = 46^\circ \text{C}$ в уравнение (VI-2), найдем L_{min} :

$$L_{min} = \frac{2260 \cdot 100 \cdot 0.298 + 1.3 \cdot 100 (130 - 20)}{1.01 (170 - 46)} = 652 \text{ кг/ч}$$

Таблица VI-2
Вспомогательная таблица для решения уравнения (VI-4)

t_2	$170 - t_2$	P_{nac}'	$0.8 P_{nac}$	$10^4 - 0.8 P_{nac}$	P_{nac}	$B = 0.5 \cdot 10^{-4} (170 - t_2)$	$3.68 \cdot 10^{-4} (170 - t_2)$	$A = 0.040 + 3.68 \cdot 10^{-4} (170 - t_2)$
30	140	433	347	9653	0.0224	0.0516	0.0616	
35	135	573	458	9542	0.030	0.0490	0.0597	
40	130	752	603	9397	0.040	0.048	0.058	
45	125	977	783	9217	0.053	0.046	0.056	
50	120	1258	1010	8990	0.070	0.044	0.054	

Минимальный диаметр аппарата (при $\varphi_2 = 0.8$)

$$D_{min} = \sqrt{\frac{V_{sec}}{0.785w}} = \sqrt{\frac{652}{0.8 \cdot 3.6 \cdot 10^3 \cdot 0.785 \cdot 1.94}} = 0.4 \text{ м}$$

3. Высота кипящего слоя. Для ориентировочного расчета применим кинетическое уравнение (V-45), решенное относительно критерия Фурье (Fo):

$$Fo = \frac{0.35 \cdot 10^6}{E} \left(\frac{t_1 - \Theta_1}{\Theta_1} \right)^{-2.3} \left(\frac{c_m G}{c_r L} \right) Ko^{0.7} Ar^{-0.58}$$

Для удобства последующих расчетов это уравнение приведем к виду:

$$Fo = \frac{A}{L} \quad (VI-5)$$

где

$$A = \frac{0.35 \cdot 10^6}{E} \left(\frac{t_1 - \Theta_1}{\Theta_1} \right)^{-2.3} \left(\frac{c_m G}{c_r} \right) Ko^{0.7} Ar^{-0.58}$$

$$\frac{t_1 - \Theta_1}{\Theta_1} = \frac{170 - 20}{20} = 7.5$$

$$\frac{c_m G}{c_r} = 129$$

$$Ko = \frac{ru_1}{c_m(t_1 - \Theta_1)} = \frac{2260 \cdot 0.3}{1.3(170 - 20)} = 3.5$$

$$\frac{E}{1-E} = \frac{\frac{0.002}{0.3}}{1 - \frac{0.002}{0.3}} = 0.0067$$

$$Ar = 2.51 \cdot 10^5$$

Подставив полученные значения, получим:

$$A = \frac{0.35 \cdot 10^6}{0.0067} \cdot 7.5^{-2.3} \cdot 129 \cdot 3.5^{0.7} (2.51 \cdot 10^5)^{-0.58} = 1.47 \cdot 10^5$$

Для данных условий A не зависит ни от расхода воздуха, ни от сечения аппарата (при постоянном числе псевдоожижения K_w , т. е. при постоянной скорости воздуха). Итак:

$$Fo = 1.47 \cdot 10^5 \cdot L^{-1} \quad (VI-6)$$

Среднее время пребывания материала в кипящем слое:

$$\tau_{cp} = Fo \frac{d^2}{a_m} = \frac{Ad^2}{La_m} = \frac{Ad^2}{(wS_{ca}\rho_r \cdot 3600) a_m}$$

или

$$\tau_{cp} = \frac{B}{K_w S_{ca}}$$

где

$$B = \frac{Ad^2}{w_{kp}\rho_r 3600 a_m} = \frac{1.47 \cdot 10^5 (3 \cdot 10^{-3})^2}{0.653 \cdot 0.8 \cdot 3600 \cdot 0.638 \cdot 10^{-3}} = 0.877$$

Тогда

$$\tau_{cp} = \frac{0.877}{K_w S_{ca}} \quad (VI-7)$$

(где K_w — число псевдоожижения; в данном примере $K_w = 3$), т. е.

$$\tau_{cp} = \frac{0.877}{3 \cdot 0.785 \cdot 0.40^2} = 2.33 \text{ с}$$

Количество материала в слое:

$$G_{ca} = \tau_{cp} G = 2.33 \cdot 100 = 233 \text{ кг}$$

Объем кипящего слоя:

$$V_{ca} = \frac{\tau_{cp} G}{\rho_m (1-\epsilon)} = \frac{BG}{K_w S_{ca} \rho_m (1-\epsilon)} = \frac{C}{K_w S_{ca}}$$

где

$$C = \frac{BG}{\rho_m (1-\epsilon)} = \frac{0.877 \cdot 100}{0.73 \cdot 10^3 (1-0.585)} = 2.90 \cdot 10^{-1}$$

$$V_{ca} = \frac{2.90 \cdot 10^{-1}}{0.785 D_{min}^2 K_w} = \frac{2.90 \cdot 10^{-1}}{3 \cdot 0.785 \cdot 0.4^2} = 0.77 \text{ м}^3 \quad (VI-8)$$

$$h = \frac{V_{ca}}{S_{ca}} = \frac{C}{K_w S_{ca}^2} = \frac{2.90 \cdot 10^{-1}}{K_w D_{min}^4} = \frac{4.7 \cdot 10^{-1}}{3 \cdot 0.4^4} = 6.42 \text{ м} \quad (VI-9)$$

Высота слоя недопустимо велика. В этом случае будет иметь место неэффективный горизонтальный режим «кипения» и очень большое гидравлическое сопротивление слоя. Кроме того, кинетическое уравнение (V-45) для такой высоты слоя не проверено. Таким образом, однокамерный аппарат диаметром 0,4 м, обеспечивающий относительную влажность уходящего воздуха $\varphi_2 = 0.8$, normally работать не может. Поэтому, приняв допустимую высоту слоя $h = 350$ мм, делаем пересчет диаметра аппарата.

4. Диаметр аппарата. Уравнение (VI-9), решенное относительно диаметра аппарата, будет

$$D = \sqrt[4]{\frac{4.7 \cdot 10^{-1}}{K_w h}} = \sqrt[4]{\frac{4.7 \cdot 10^{-1}}{3 \cdot 0.35}} = 0.82 \text{ м}$$

5. Параметры уходящего воздуха. Подсчитываем количество испарившейся влаги:

$$W = G(u'_1 - u'_2) = 100 \cdot 0.298 = 29.8 \text{ кг/ч}$$

Количество воздуха:

$$L = w_{kp} \cdot 0.785 D^2 \cdot 3600 = 1.96 \cdot 0.8 \cdot 0.785 \cdot 0.82^2 \cdot 3600 = 2980 \text{ кг/ч}$$

Влагосодержание:

$$x_2 = x_0 + \frac{W(1+x_0)}{L} = 0.01 + \frac{29.8(1+0.01)}{2.98 \cdot 10^3} = 0.0201 \text{ кг/кг}$$

Затем находим температуру и относительную влажность.

На диаграмме I-x (рис. VI-6) находим точку A, соответствующую состоянию воздуха, поступающего в калорифер ($t_0 = 20^\circ \text{C}$, $x_0 = 0.01$), и точку B, соответствующую состоянию воздуха, поступающего в сушилку ($x_2 = 0.01$, $t_1 = 170^\circ \text{C}$). Затем на пересечении линии $I = 20^\circ \text{C}$ с $x_2 = 0.0201$ находим точку C, соответствующую состоянию воздуха на выходе из сушилки. Параметры точки C: $\varphi_2 < 5\%$ и $t_2 = 133^\circ \text{C}$.

6. Энергетические затраты. Затраты энергии на продувку сушильного агента и на его нагрев от 20 до 170°C производим в предположении, что гидравлическое сопротивление решетки равно сопротивлению слоя.

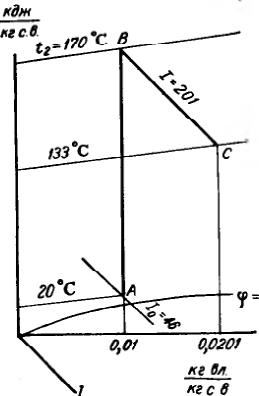


Рис. VI-6. К примеру 3.

Расход энергии на продувку воздуха (приняв $\eta = 0,5$):

$$N = \frac{V_{\text{сек}} \Delta P}{1000 \eta}$$

где

$$V_{\text{сек}} = w_{\text{кп}} K_w S_{\text{св}} \frac{0.8}{1.2}$$

0,8 и 1,2 — плотность воздуха соответственно при 170 и 20° С:

$$\Delta P = 2 \Delta p_{\text{св}} = 2 \frac{G_{\text{св}} \cdot 9.81}{S_{\text{св}}}$$

$$G_{\text{св}} = \tau_{\text{еп}} G = \frac{0.877 G}{K_w S_{\text{св}}} \quad (\text{см. выше})$$

В результате

$$N = \frac{w_{\text{кп}} 0.8 \cdot 2 \cdot 9.81 \cdot G \cdot 0.877}{1000 \eta \cdot 1.2 S_{\text{св}}} =$$

$$= \frac{0.653 \cdot 2 \cdot 9.81 \cdot 100 \cdot 0.877 \cdot 0.8}{1000 \cdot 0.5 S_{\text{св}}} = \frac{1.8}{S_{\text{св}}} = \frac{1.8}{0.785 \cdot 0.822} = 3.41 \text{ кет}$$

Количество тепла, идущее на нагревание воздуха в калорифере:

$$Q = L_{\text{сек}} c_r (t_1 - t_0) = w_{\text{кп}} K_w \rho_r c_r (t_1 - t_0) = 0.653 \cdot 0.8 \cdot 1.01 (170 - 20) \cdot K_w S_{\text{св}} = \\ = 79.4 K_w S_{\text{св}} = 79.4 \cdot 3 \cdot 0.785 \cdot 0.822 = 126 \text{ кет}$$

Общие энергозатраты:

$$\Theta = N + Q = \frac{1.80}{S_{\text{св}}} + 79.4 K_w S_{\text{св}} = 129.44 \text{ кет}$$

7. Термовой к. п. д. сушилки (характеризующий степень использования сушильного агента):

$$\eta = \frac{r}{q}$$

где

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{79.4 K_w S_{\text{св}} \cdot 3.6 \cdot 10^3}{29.8} = 0.96 \cdot 10^4 \cdot 3 \cdot 0.785 \cdot 0.822 = 15200 \text{ кдж/кг влаги}$$

$$\eta = \frac{2260}{0.96 \cdot 10^4 K_w S_{\text{св}}} = \frac{2.36 \cdot 10^{-1}}{K_w S_{\text{св}}} = \frac{2.36 \cdot 10^{-1} \cdot 100}{3 \cdot 0.785 \cdot 0.822} = 14.9\%$$

Низкое значение η в рассматриваемом случае объясняется малой (менее 5%) степенью насыщения уходящего воздуха и его высокой (133° С) температурой (см. рис. VI-6).

8. Напряжение по влаге единицы объема кипящего слоя:

$$A_e = \frac{(u_1 - u_2) G}{V_{\text{св}}} = \frac{0.298 \cdot 100 K_w S_{\text{св}}}{2.90 \cdot 10^{-1}} = 100 K_w S_{\text{св}} = \\ = 100 \cdot 3 \cdot 0.785 \cdot 0.822 = 158 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{ч}$$

9. Удельный расход воздуха (сухого):

$$l = \frac{L}{W} = \frac{w_{\text{кп}} K_w S_{\text{св}} \rho_r 3.6 \cdot 10^3}{(1+x_0)(u_1 - u_2) G} = \frac{0.653 \cdot 0.8 \cdot 3.6 \cdot 10^3}{(1+0.01) \cdot 29.8} K_w S_{\text{св}} = \\ = 63.0 K_w S_{\text{св}} = 63.0 \cdot 3 \cdot 0.785 \cdot 0.822 = 99.2 \text{ кг/кг влаги}$$

В табл. VI-3 приводятся расчеты для аппаратов различных диаметров.

Таблица VI-3

Данные для одноступенчатого аппарата при различных его диаметрах и $K_w = 3$ (к примеру 3)

Параметры	Диаметр аппарата, м					
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
$\tau_{\text{еп}} = \frac{0.877}{K_w S_{\text{св}}}$, ч	2,33	1,49	1,04	0,760	0,582	0,460
$V_{\text{св}} = \frac{2.90 \cdot 10^{-1}}{K_w S_{\text{св}}}$, м ³	0,768	0,49	0,34	0,25	0,191	0,151
$h = \frac{2.90}{K_w S_{\text{св}}^2}$, м	6,43	2,51	1,21	0,652	0,384	0,238
$N = \frac{1.80}{S_{\text{св}}}$, кет	14,3	9,2	6,36	4,68	3,58	2,83
$Q = 79.4 K_w S_{\text{св}}$, кет	30,0	46,6	67,4	92,0	120,0	151,0
$\Theta = Q + N$, кет	44,3	55,8	73,76	96,68	123,58	153,83
$\eta = \frac{2.36 \cdot 10}{K_w S_{\text{св}}}$, %	62,5	40,0	27,7	20,4	15,6	12,3
$A_e = 100 K_w S_{\text{св}}$, кг/(м ³ · ч)	37,8	59	85	116	151	190
$l = 63.0 K_w S_{\text{св}}$, кг/кг	23,8	37,0	53,5	73,5	95	120
$g = 0.96 \cdot 10^4 K_w S_{\text{св}}$, кг/кг	3600	5640	8120	11400	14500	18300
q_2 , %	45	6,0	Менее 5	Менее 5	Менее 5	Менее 5
t_2 , °С	57	100	120	133	140	149
x_2	0,0526	0,0373	0,0289	0,0238	0,0206	0,018

Из этой таблицы видно, что увеличение высоты кипящего слоя значительно сокращает затраты на проведение процесса сушки. Однако при $\frac{h}{D_{\text{пп}}} \geq 1,5$, как правило, наблюдается поршневой режим кипения. Кроме того, использованное кинетическое уравнение (V-45), строго говоря, применимо лишь до высоты кипящего слоя 270 мм, и значительная экстраполяция его по высоте за этот исследованный предел недопустима.

При увеличении диаметра аппарата (и уменьшении высоты слоя) уменьшается влагосодержание уходящего воздуха и повышается его температура, следовательно снижается к. п. д. установки.

Итак, применение одноступенчатого (однокамерного) сушильного аппарата для глубокого высушивания угля АГК-1 нецелесообразно, и следует применить многоступенчатый противоточный аппарат (см. пример 4).

Пример 4. Расчет многоступенчатого колонного аппарата для сушки активированного угля

Рассчитать многоступенчатый колонный противоточный сушильный аппарат непрерывного действия для сушки в кипящем слое 100 кг/ч активированного угля АГК-1 в условиях примера 3. Для определения оптимального числа ступеней в аппарате приводим расчет для двух, трех, четырех и пяти слоев. Порядок расчета остается тот же, что и в примере 3. Для расчета воспользуемся кинетическим уравнением (V-45), но для каждого числа слоев из табл. V-6 берутся

Таблица VI-4
Данные для одноступенчатого и многоступенчатого противоточного аппарата
для сушки угля АГК-1 производительностью 100 кг/ч (к примеру 4)

Определяемая величина	Диаметр аппарата $D_{\text{апп}}, \text{м}$	Число ступеней, n				
		1	2	3	4	5
Высота кипящего слоя в каждой ступени $h, \text{м}$	0.4	6.43	0.572	0.499	0.406	0.072
	0.5	2.51	0.246	0.082	0.046	0.030
	0.6	1.21	0.120	0.040	0.021	0.014
Напряжение сушки по влаге (на объем кипящего слоя) $A_w, \text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$	0.4	37.8	207	398	558	662
	0.5	59.0	310	616	852	1010
Удельный расход воздуха $l, \text{кг}/\text{кг влаги}$	0.6	85.0	442	880	1220	1540
	0.4	23.8	23.0	23.0	23.0	23.0
	0.5	37.0	36.0	36.0	36.0	36.0
	0.6	53.5	52.8	52.8	52.8	52.8
Удельный расход тепла $q, \text{кдж}/\text{кг влаги}$	0.4	3600	3500	3500	3500	3500
	0.5	5640	5450	5450	5450	5450
	0.6	8120	7950	7950	7950	7950
Тепловой к. п. д. $\eta, \%$	0.4	62.5	63.8	63.8	63.8	63.8
	0.5	40.0	41.5	41.5	41.5	41.5
	0.6	27.7	29.2	29.2	29.2	29.2
Энергозатраты $\mathcal{E}, \text{квт}$	0.4	44.3	31.7	30.6	30.3	30.1
	0.5	55.8	48.4	47.0	46.7	46.6
	0.6	73.76	67.6	66.9	66.6	66.4
Высота аппарата $H_{\text{апп}}, \text{м}$	0.4	12.26	2.38	1.22	0.85	0.73
	0.5	5.0	4.0	0.5	0.37	0.31
	0.6	2.42	0.49	0.24	0.17	0.14

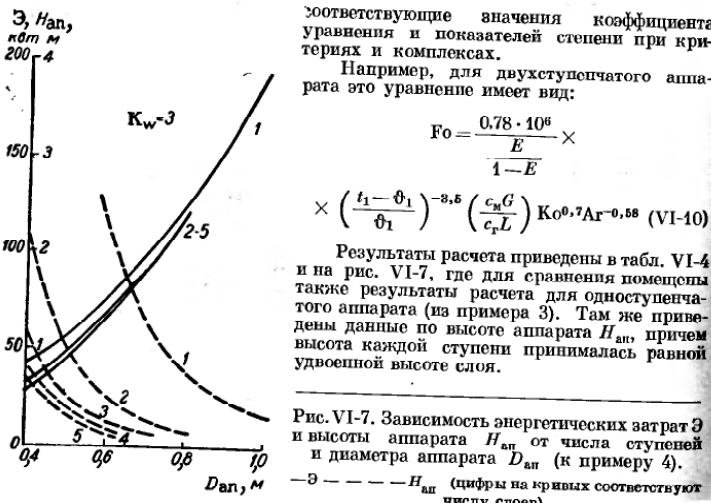
соответствующие значения коэффициента уравнения и показателей степени при критериях и комплексах.

Например, для двухступенчатого аппарата это уравнение имеет вид:

$$\mathcal{E} = \frac{0.78 \cdot 10^6}{E} \times \left(\frac{t_1 - \theta_1}{\theta_1} \right)^{-2.5} \left(\frac{c_m G}{c_t L} \right) K_w^{0.7} A_g^{-0.58} \quad (\text{VI-10})$$

Результаты расчета приведены в табл. VI-4 и на рис. VI-7, где для сравнения приведены также результаты расчета для одноступенчатого аппарата (из примера 3). Там же приведены данные по высоте аппарата $H_{\text{апп}}$, причем высота каждой ступени принималась равной удвоенной высоте слоя.

Рис. VI-7. Зависимость энергетических затрат \mathcal{E} и высоты аппарата $H_{\text{апп}}$ от числа ступеней и диаметра аппарата $D_{\text{апп}}$ (к примеру 4). — \mathcal{E} — $H_{\text{апп}}$ (цифры на кривых соответствуют числу слоев).



Из таблицы видно, что энергетические затраты уменьшаются с увеличением количества ступеней. При переходе с одной ступени на две и более резко сокращается высота аппарата, что приводит к экономическому преимуществу многостороннего аппарата.

Пример 5. Влияние числа псевдоожижения на экономику процесса сушки

Выявить влияние числа псевдоожижения K_w на экономику процесса сушки при высушивании АГК-1 в условиях примера 3.

Поскольку основной статьей расхода являются затраты тепла на нагрев сушильного агента, то интересно проанализировать влияние числа псевдоожижения на экономику процесса сушки. Расчеты, аналогичные приведенным в примере 3, при тех же заданных параметрах процесса проделаны для однокамерного аппарата при $K_w = 6.0$. (Соответственно изменяются значения ϵ и $D_{\text{мин}}$) Результаты расчетов сведены в табл. VI-5, где для сравнения приводятся данные табл. VI-3 (для примера 3, при $K_w = 3$).

Из табл. VI-5 видно, что с увеличением числа псевдоожижения увеличиваются энергетические затраты. Следовательно, при глубокой сушке угля АГК-1 и других продуктов, содержащих главным образом сорбционно связанный влагу, число псевдоожижения следует выбирать минимальным, лишь бы было обеспечено удовлетворительное перемешивание и хорошая подвижность слоя.

Таблица VI-5
Данные для одноступенчатого аппарата при различных числах псевдоожижения (к примеру 5)

Определяемая величина	Диаметр аппарата $D_{\text{апп}}, \text{м}$	Число псевдоожижения K_w		Определяемая величина	Диаметр аппарата $D_{\text{апп}}, \text{м}$	Число псевдоожижения K_w	
		3	6			3	6
Высота кипящего слоя $h, \text{м}$	0.5	2.51	2.02	Тепловой к. п. д. $\eta, \%$	0.5	40.0	20.4
	0.6	1.21	0.96		0.6	27.7	14.2
	0.7	0.652	0.548	Общие энергозатраты $\mathcal{E}, \text{квт}$	0.5	20.4	10.4
Напряжение слоя по влаге $A_w, \text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$	0.5	59.0	75.7		0.5	55.8	102
	0.6	85.0	109		0.6	73.76	139
	0.7	116	150	Влагосодержание уходящего воздуха $x_2, \text{кг}/\text{кг}$	0.5	0.0373	0.0236
Удельный расход тепла $q, \text{кдже}/\text{кг}$	0.5	5640	9560		0.6	0.0289	0.0196
	0.6	8120	14000		0.7	0.0238	0.017
	0.7	11100	19000				

Пример 6. Расчет сушилки с фонтанирующим слоем для сополимера стирола

Дано: Производительность (на сухое вещество) 100 кг/ч; начальное и конечное содержание влаги $u'_1 = 0.1$ и $u'_2 = 0.002 \text{ кг}/\text{кг}$ (на сухое вещество), соответственно. Средний диаметр частиц $d_q = 0.7 \text{ м}$; плотность сухого материала $\rho_m = 1056 \text{ кг}/\text{м}^3$; насыщая плотность сухого материала $\rho_{\text{нас}} = 470 \text{ кг}/\text{м}^3$; максимальная допустимая температура воздуха на входе 170°C .

Решение 1. Массовая скорость воздуха может быть рассчитана из теплового баланса:

$$Lc_t(t_1 - t_2) = 1.1G(u'_1 - u'_2)[r + c_p(\Theta_2 - \Theta_1)] + G(1 + u'_2)c_p(\Theta_2 - \Theta_1) \quad (\text{VI-11})$$

21*

где Θ_1 и Θ_2 — температуры материала на входе и выходе; принимаем Θ_2 приближенно равной максимально допустимой температуре, т. е. 70° С, поскольку требуется получить сухой продукт с низким влагосодержанием. Коэффициент 1,1 учитывает тепловые потери.

1. Расход воздуха

$$L = \frac{1.1 \{ G(u'_1 - u'_2) [r + c_n(\Theta_2 - \Theta_0)] + G(u'_2 + 1) c_m(\Theta_2 - \Theta_0) \}}{c_r(t_1 - t_2)} = \\ = \frac{1.1 \{ 100(0.1 - 0.002) [2300000 + 4190(70 - 20)] + 100 \cdot 1.002 \cdot 1.47 \cdot 10^3(70 - 20) \}}{3600 \cdot 1005 \cdot (170 - 70)} = \\ = 0.0990 \text{ кг/сек}$$

(адесь 4190 дж/кг·град — теплоемкость воды,
1005 дж/кг·град — теплоемкость воздуха).

2. Скорость воздуха в нижнем сечении конического аппарата находится из соотношения, найденного опытным путем, $w_1 = (0.8 \div 3) w_{\text{вих}}$ (нижний предел относится к частицам малого размера и низкой плотности, верхний — к частицам большого размера высокой плотности).

Примем $w_1 = w_{\text{вих}}$; $w_{\text{вих}}$ определим из зависимости $L_y - Ar$ (рис. I-3)

$$Ar = \frac{d^3 \rho_m \Omega_r g}{\mu_r^2} = \frac{0.73 \cdot 10^{-9} \cdot 1050 \cdot 0.775 \cdot 9.81 \cdot 10^6}{0.025^2} = 4380$$

$$Ly_{\text{вих}} = 100; \quad Ly_{\text{вих}} = \frac{w_{\text{вих}}^3 \rho_r^2}{\mu_r \rho_m g}; \quad w_{\text{вих}} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{\text{вих}} \Omega_r \rho_m g}{\rho_r^2}} = \\ = \sqrt[3]{\frac{100 \cdot 0.025 \cdot 1050 \cdot 9.81}{10^3 \cdot 0.775^2}} = 3.5 \text{ м/сек} \\ w_{\text{вих}} = 3.5 \text{ м/сек}$$

3. Диаметр нижнего сечения сушилки

$$d_0 = \sqrt{\frac{V_{\text{сек}}}{0.785 \cdot w_1}} = \sqrt{\frac{0.099}{0.785 \cdot 3.5}} = 0.19 \text{ м}$$

4. Для определения высоты слоя и диаметра верхнего его сечения воспользуемся кинетическим уравнением (V-50), которое решим относительно искомой высоты неподвижного слоя после того, как будут определены входящие в уравнение величины

$$Fo = \frac{4 \Delta t}{d_r^2} = \frac{4 \cdot 0.38 \cdot 10^{-3} \cdot 4.420}{3.600 \cdot 0.7^2 \cdot 10^{-6}} h_0 (D^2 + d_0^2 + Dd_0) = 3.64 \cdot 10^3 h_0 (D^2 + d_0^2 + Dd_0) \\ \tau = \frac{V_{\text{сд}} \cdot \rho_{\text{нас}}}{C_2} = \frac{470 \cdot 3.14 \cdot 3600 \cdot h_0}{100.2 \cdot 12} (D^2 + d_0^2 + Dd_0) = 4420 h_0 (D^2 + d_0^2 + Dd_0)$$

$$K_0 = \frac{ru'_1}{c_m t_1} = \frac{2330000 \cdot 0.4}{1.47 \cdot 10^3 \cdot 170} = 0.935$$

$$\Theta = \frac{t_2 - t_0}{t_1 - t_2} = \frac{70 - 20}{170 - 70} = 0.5$$

$$\frac{u'_2}{u'_1 - u'_2} = \frac{0.2}{10 - 0.2} = 0.0204$$

$$\frac{d_r}{h_0} = \frac{0.7 \cdot 10^{-3}}{h_0}; \quad \frac{\lambda_m}{\lambda_r} = \frac{0.162}{0.0362} = 4.47$$

Уравнение (VI-12) может быть преобразовано к виду

$$\frac{u'_2}{u'_1 - u'_2} = 6.85 \cdot 10^3 Ar^{-0.7} Fo^{-0.65} K_0^{0.72} \Theta^{0.6} \left(\frac{\lambda_m}{\lambda_r} \right) \left(\frac{D}{D-d_0} \right)^3 \left(\frac{d_0}{D-d_0} \right)^{0.5} \left(\frac{d_2}{h_0} \right)^{0.5} \quad (\text{VI-13})$$

После подстановки в уравнение (VI-13) найденных выше величин и решения его относительно h_0 получим:

$$h_0^{1.15} = 0.34 \left(\frac{D}{D-d_0} \right)^3 \left(\frac{d_0}{D-d_0} \right)^{0.5} (D^2 + d_0^2 + Dd_0)^{0.65} \quad (\text{VI-14})$$

Поскольку уравнение (VI-13) применимо при $1.7 < \frac{D}{d_0} < 7$, то, задаваясь

соотношением $\frac{D}{d_0}$ из уравнения (VI-14) определим высоту неподвижного слоя, причем высота не должна быть больше диаметра слоя (из гидродинамических соображений). Результаты подсчетов сведены в табл. VI-6.

Таблица VI-6

Результаты расчета примера 6

$\frac{D}{D_0}$	D	$\frac{D}{D-d_0}$	$\frac{d_0}{D-d_0}$	$D^2 + Dd_0 + d_0^2$	$h_0, \text{ м}$	$\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}$	α°	$\eta, \%$
2.5	0.475	1.67	0.666	0.348	1.94	0.0735	6.4	42.5
3.0	0.565	1.49	0.506	0.461	1.3	0.143	16.4	»
3.5	0.66	1.41	0.405	0.593	0.88	0.267	29.8	»
4.0	0.752	1.33	0.338	0.74	0.615	0.457	49	»
5.0	0.95	1.25	0.25	1.116	0.358	1.06	> 90	»
6.0	1.14	1.2	0.20	1.552	0.245	1.93	> 90	»

Кинетическое уравнение (VI-13) получено в опытах, где $\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}$ изменялся от 0,22 до 0,42, поэтому следует принять аппарат с $\frac{D}{d_0} = 3.5$. Диаметр верхнего сечения слоя 0,66 м, высота слоя (неподвижного) 0,88 м.

4. Диаметр аппарата рассчитывается из следующих условий.

Скорость воздуха в сепарационном пространстве должна быть меньше скорости витания, и это условие при диаметре цилиндрической части $D_{\text{ди}}$ = 0,66 м будет обеспечено:

$$w_2 = \frac{V_2}{0.785 D_{\text{ди}}} = \frac{0.099 + \frac{9.8}{3600}}{1.03 \cdot 0.785 \cdot 0.66^2} = 0.288 \text{ м/сек} < w_{\text{вих}} = 3.5 \text{ м/сек}$$

5. Коэффициент полезного действия аппарата

$$\eta = \frac{G \Delta t}{L c_v (t_1 - t_0)} = \frac{100 \cdot 0.098 \cdot 2330000 \cdot 100}{3600 \cdot 0.099 \cdot 1005 \cdot (170 - 20)} = 42.5\%$$

Пример 7. Расчет сушилки для трихлорацетата натрия

Рассчитать сушилку фонтанирующего слоя для раствора трихлорацетата натрия *.

Мотивы выбора сушилки: конструкция сушилки фонтанирующего слоя выбрана на основании результатов работы лабораторной (производительностью

* Расчет выполнен сотрудниками химзавода под руководством авторов.

3—5 кг/ч) и опытно-промышленной (производительностью 120 кг/ч) установок фонтанирующего слоя. При проектировании установки необходимо учесть следующие рекомендации:

1) по касательной к образующей конуса установить четыре форсунки на высоте 350 мм от решетки;

2) для обеспечения устойчивой работы сушилки и для получения гранулированного продукта узкого фракционного состава, а также для его охлаждения перед складированием использовать воздушный сепаратор с регулируемой подачей воздуха;

3) для уменьшения пылеупоса установить в сушилке отбойную тарелку. Предусмотреть возвращение пыли из циклона как в слой (в зону действия форсунки), так и для повышения концентрации раствора, идущего на сушку;

4) трубопроводы для подачи раствора в сушилку должны иметь обогрев горячей водой;

5) для предотвращения забивания форсунки твердые частицы поступающего в сушилку раствора должны быть размером не более 0,1 мм. Избыточное давление воздуха на форсунки 1 + 3 atm, его расход 10—30 кг/ч;

6) учитывая термическую неустойчивость продукта (температура разложения 165° С), температура поступающего в сушилку воздуха не должна превышать 155° С. Ввиду возможности повышения температуры следует предусмотреть автоматическое отключение подогрева воздуха, а также снабдить сушилку взрывными мембранными.

Исходные данные

Производительность (по высушенному материалу) G_2 , кг/ч	500
Влажность (на общую массу), %	
раствора u_1	50
высушенного материала u_2	1,5
Среднее расходное время пребывания материала τ , ч	2
Диаметр гранул высушенного материала d , мм	3 ± 4
Насыпная плотность высушенных гранул $\rho_{\text{нв}}$, кг/м³	700
Температура, °С	
поступающего воздуха t_1	150
выходящего воздуха t_2	70
Теплосъемка высушенного материала c_m , кДж/кг·град	1,25
Тепловые потери (приняты от общего расхода тепла на нагревание материала и воздуха и испарение влаги), %	10
Температура высушенного материала (принята приближенно равной температуре уходящего воздуха) Θ_2 , °С	70
Температура раствора (с учетом его подогрева в трубопроводе, обогреваемом теплой водой) Θ_0 , °С	30
Скорость газов, м/сек	
на входе в сушилку w_1	25
на выходе из сушилки w_2	1,5

Расчет

1. Производительность по раствору

$$G_1 = G_2 \frac{100 - u_2}{100 - u_1} = 500 \frac{100 - 1,5}{100 - 50} = 985 \text{ кг/ч}$$

2. Количество испаряемой влаги

$$W = G_1 - G_2 = 985 - 500 = 485 \text{ кг/ч}$$

3. Расход воздуха и тепла.

Для определения расхода тепла изображаем сушильный процесс в $I-x$ диаграмме, предварительно рассчитав тепловые потери Δ на 1 кг испаряемой влаги:

$$\begin{aligned} \frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_0} &= \Delta; \quad \Delta = q_{\text{ист}} + q_{\text{пот}} - c_v \Theta_0 \\ q_{\text{ист}} &= \frac{G_2 c_2 (\Theta_2 - \Theta_0)}{W} = \frac{500 \cdot 1,25 (70 - 30)}{485} = 51,6 \text{ кДж/кг влаги} \\ q_{\text{пот}} &= 0,1 q_{\text{сушил}} = 0,1 (r + c_v t_2 + q_{\text{ист}} - c_v \Theta_1) = \\ &= 0,1 (2493 - 1,97 \cdot 70 + 51,6 - 4,19 \cdot 30) = 255,66 \text{ кДж/кг влаги} \\ \Delta &= 51,6 + 255,66 - 4,19 \cdot 30 = 181,26 \text{ кДж/кг влаги} \end{aligned}$$

Вначале строим на $I-x$ диаграмме ход теоретического процесса сушки BC (рис. VI-8).

Для построения реального процесса необходимо найти промежуточную точку M , лежащую на прямой, соответствующей реальному процессу.

Воспользуемся соотношением $\frac{I_1 - I}{x_2 - x_0} = \Delta$.

Задавшись промежуточным значением $x = 0,03$ ($0,01 < x < 0,044$) определяем соответствующее значение I

$$I = I_1 - \Delta (x - x_0) = 180 - 181,26 (0,03 - 0,01) = 176$$

Таким образом, точка M имеет координаты: $x = 0,03$ и $I = 176$. Продолжая прямую BM до пересечения с изотермой $t_2 = 70^\circ\text{C}$, получаем точку C с координатами: $x_2 = 0,038$; $I_2 = 173 \text{ кДж/кг сухого воздуха}$.

Удельный расход воздуха

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,038 - 0,01} = 35,7 \text{ кг сухого воздуха/кг влаги}$$

Часовой расход воздуха

$$L_{\text{ч}} = Wl = 485 \cdot 35,7 = 17300 \text{ кг сухого воздуха/ч}$$

Расход атмосферного воздуха

$$L = L_{\text{ч}} (1 + x_0) = 17300 (1 + 0,01) = 17500 \text{ кг/ч}$$

Расход тепла

$$Q = Lc (t_1 - t_0) = \frac{17500}{3600} \cdot 1,005 (150 - 10) = 685 \text{ кВт или } 587000 \text{ ккал/ч}$$

Удельный расход тепла

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{587000}{485} = 1210 \text{ ккал/кг влаги или } 5060 \text{ кДж/кг влаги}$$

4. Размеры сушильной камеры.

4) Диаметр цилиндрической части

$$D_n = \sqrt{\frac{V_2 \text{ сек}}{0,785 w_2}} = \sqrt{\frac{4,85}{0,785 \cdot 1,5}} = 2,03 \text{ м}$$

Принимаем $D_n = 2 \text{ м}$

$$V_2 \text{ сек} = \frac{L + W}{3600 \cdot \rho_2} = \frac{(17500 + 485) \cdot (273 + 70)}{3600 \cdot 1,293 \cdot 273} = 4,85 \text{ м}^3/\text{сек}$$

2) Сечение нижней части сушки:

$$f_1 = \frac{V_{\text{сек}}}{w_1} = \frac{5.82}{25} = 0.233 \text{ м}^2$$

$$V_{\text{сек}} = \frac{L}{3600 \cdot \rho_1} = \frac{17500 (273 + 150)}{3600 \cdot 1.293 \cdot 273} = 5.82 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Ввиду невозможности геометрического моделирования цилиндро-конических сушек из-за чрезмерного увеличения конической части и высоты слоя выбираем конструкцию сушки, исходя из приближенного гидравлического моделирования, обеспечив скорости газа, имеющие место в лабораторных и опытно-промышленных условиях. Для этого уменьшаем высоту усеченного конуса и внутрь устанавливаем обратный конус так, что слой имеет форму конического желоба, а репетка вид колыца (рис. VI-9).

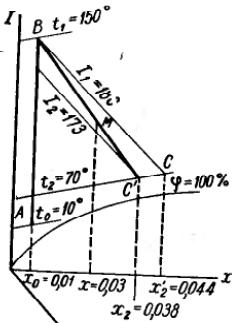


Рис. VI-8. К примеру 7.

Рис. VI-9. Эскиз сушки для трихлор-акетата натрии (к примеру 8).

Принимаем наружный диаметр колыца $d_2 = 500 \text{ мм}$. Тогда внутренний диаметр d_1 будет:

$$f_k = 0.785 (d_2^2 - d_1^2)$$

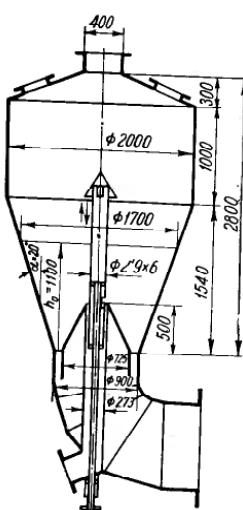
$$d_1 = \sqrt{\frac{0.785(d_2^2 - f_k)}{0.785}} = \sqrt{\frac{0.785 \cdot 0.92 - 0.233}{0.785}} = 0.725 \text{ м}$$

Остальные размеры сушки принимаем из конструктивных соображений. Половинный угол раствора конуса принят, как и в установках, испытанных ранее, — $\alpha = 20^\circ$. Эскиз сушки дан на рис. VI-9.

Объем этой сушки $V = 6,1 \text{ м}^3$.

5. Высота слоя.

Высоту слоя определяем, исходя из необходимого объема слоя, который, в свою очередь, определяется из среднего расходного времени пребывания $\tau_{\text{ср}}$. Из данных, полученных при опытно-промышленных испытаниях, следует, что $\tau_{\text{ср}} \approx 2 \text{ ч}$. Отношение количества подаваемого раствора к весу слоя для обеспечения нормального фонтанирования должно быть около единицы, т. е. $\frac{G_1}{G_{\text{сж}}} = 1$,



следовательно, $G_{\text{сж}} = G_1 = 985 \text{ кг}$, а исходя из $\tau_{\text{ср}} = 2 \text{ ч}$ $\frac{G_{\text{сж}}}{G_2} = 2$ и $G_{\text{сж}} = 1000 \text{ кг}$, т. е. получены близкие значения.

При насыпной плотности слоя $\rho_{\text{нас}} = 700 \text{ кг}/\text{м}^3$ объем слоя должен быть

$$V_{\text{сж}} = \frac{G_{\text{сж}}}{\rho_{\text{нас}}} = \frac{1000}{700} = 1.43 \text{ м}^3$$

При высоте неподвижного слоя $h_0 = 1,1 \text{ м}$ диаметр верхнего его сечения будет 1,7 м и объем слоя

$$\begin{aligned} V_{\text{сж}} &= \frac{\pi h_0}{12} (D^2 + Dd_2 + d_2^2) - \frac{\pi h_{\text{ни}}}{12} (d_{\text{ни}}^2 + d_{\text{ни}}d_1 + d_1^2) = \\ &= \frac{3.14 \cdot 1.1}{12} (1.7^2 + 1.7 \cdot 0.9 + 0.9^2) - \frac{3.14 \cdot 0.5}{12} (0.18^2 + 0.18 \cdot 0.705 + 0.705^2) = \\ &= 1.51 - 0.09 = 1.42 \text{ м}^3 \end{aligned}$$

т. е. соответствует необходимому.

6. Напряжения сушки по испаряемой влаге

1) считая на объем сушки

$$A_v = \frac{485}{6.1} = 79.5 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$$

2) считая на объем слоя

$$A_{v_{\text{сл}}} = \frac{485}{1.42} = 340 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$$

3) считая на верхнее сечение сушки

$$A_{S_2} = \frac{485}{0.785 \cdot 2.2} = 155 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

4) считая на нижнее сечение сушки

$$A_{S_1} = \frac{485}{0.233} = 2080 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

7. Ориентировочный расчет сепаратора.

Скорость воздуха в сепараторе по данным опытно-промышленной установки при необходимости получения гранул диаметром 4–5 мм 10 м/сек.

Масса гранул на 1 м² сечения сепаратора 16 000 кг/м²ч (по опытным данным).

Необходимое сечение сепаратора

$$F_{\text{сен}} = \frac{500}{16000} = 0.0316 \text{ м}^2$$

$$d_{\text{сен}} = \sqrt{\frac{0.0316}{0.785}} = 0.178 \text{ м}$$

Принимаем сепаратор диаметром 180 мм. Расход воздуха на сепаратор

$$V_{\text{сен}} = 10 \cdot 3600 \cdot 0.0324 = 116 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Пример 8. Расчет сушки для пастообразного красителя прямого черного 3

Рассчитать опытно-промышленную сушку 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, °C	
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, °C	
начальная Θ_0	30
конечная Θ_2	80
Теплоемкость материала (сухого) c_m , ккал/(кг·град)	0,4
Скорость теплоносителя, м/сек	
в нижнем сечении w_1	30
в цилиндрической части w_2	0,75
Напряжение сушилки по влаге (считая на сечение решетки) A_{s_1} , кг/(м ² ·ч)	3500
Сопротивление аппарата в рабочем состоянии, мм вод. ст.	400
Параметры атмосферного воздуха (для Москвы, январь месяц) t_0 , °C	-10,8
φ_0 , %	88

Расчет

1. В данном расчете за исходную производительность принято $G_2 = 200 \text{ кг}/\text{ч}$ — вес высущенного материала, выгружаемого из сушилки и циклона с конечной влажностью $u_2 = 5\%$. Фактически должно высушиваться

$$G_2 = \beta G'_2 = 1,05 \cdot 200 = 210 \text{ кг}/\text{ч}$$

Здесь $\beta = 1,05$ — коэффициент, учитывающий вынос пыли из циклона в мокрый скруббер.

2. Количество испаряемой влаги

$$W = G_2 \frac{u_1 - u_2}{100 - u_1} = 210 \frac{67 - 5}{100 - 67} = 395 \text{ кг}/\text{ч}$$

3. Количество исходной пасты

$$G_1 = G_2 + W = 210 + 395 = 605 \text{ кг}/\text{ч}$$

4. Теоретическое количество воздуха, необходимое для сгорания 1 кг керосина

$$L_0 = \frac{2,67C + 8H - O + S}{23} = \frac{2,67 \cdot 86 + 8 \cdot 13,7 - 0,1 + 0,2}{23} = 14,7 \text{ кг}/\text{ч}$$

5. Состав теплоносителя при входе в сушилку на 1 кг керосина при коэффициенте избытка воздуха α . Состав керосина (в %):

C	86	O	0,1
H	13,7	S	0,2

Нижняя теплотворная способность керосина, рассчитанная по формуле Менделеева, $Q_n^p = 10300 \text{ ккал}/\text{кг}$

$$G_{CO_2} = 3,67 \frac{C}{100} = 3,67 \cdot \frac{86}{100} = 3,45 \text{ кг}$$

$$G_{H_2O} = G_{H_2O} + L_0 \alpha x_0 = \frac{9H}{100} + L_0 \alpha x_0 = \frac{9 \cdot 13,7}{100} + 14,7 \alpha \cdot 0,002 = 1,23 + 0,0294 \alpha \text{ кг}$$

$$(x_0 = 0,002 \text{ кг влаги}/\text{кг сух. возд. для } t_0 = -10,8, \varphi = 88\%)$$

$$G_{O_2} = 0,23(\alpha - 1)L_0 = (\alpha - 1) \cdot 0,23 \cdot 14,7 = 3,38\alpha - 3,38$$

$$G_{N_2} = \alpha \cdot L_0 \cdot 0,77 + \frac{N}{100} = \alpha 14,7 \cdot 0,77 = 11,3\alpha$$

$$G_{SO_2} = 2 \frac{S}{100} = 2 \frac{0,2}{100} = 0,004 \text{ кг}$$

6. Тепло, вносимое воздухом на 1 кг сжигаемого керосина

$$Q_s = L_0 \alpha \cdot t_0 = 14,7 \cdot (-2,6) \alpha = -38,2\alpha \text{ ккал}/\text{кг}$$

$$i_0 = c_p t_0 = 0,24 \cdot (-10,8) = -2,6 \text{ ккал}/\text{кг}$$

7. Потери тепла в топке и камере смешения от химической и механической неполноты сгорания и окружающую среду принимаем

$$Q_{\text{пот}} = 0,1 Q_n^p = 1030 \text{ ккал}/\text{кг}$$

8. Теплоемкость газов при температуре $t_1 = 330^\circ \text{C}$ (в ккал/кг·град)

$$c_{CO_2} = 0,222 + 0,000043t_1 = 0,236$$

$$c_{H_2O} = 0,436 + 0,000119t_1 = 0,475$$

$$c_{O_2} = 0,216 + 0,0000166t_1 = 0,2215$$

$$c_{N_2} = 0,246 + 0,0000189t_1 = 0,2522$$

$$c_{SO_2} = 0,512$$

9. Коэффициент избытка воздуха определяем из уравнения теплового баланса топки и камеры смешения, составленного на 1 кг сжигаемого керосина *

$$Q_n^p + L_0 \alpha i_0 = (1 + \alpha L_0) i_1 + Q_{\text{пот}}$$

где $i_1 = c_1 t_1$ — теплосодержание газов при входе в сушилку. Тогда

$$(1 + \alpha L_0) i_1 = (G_{CO_2} c_{CO_2} + G_{H_2O} c_{H_2O} + G_{O_2} c_{O_2} + G_{N_2} c_{N_2} + G_{SO_2} c_{SO_2}) i_1 = \\ = [3,45 \cdot 0,236 + (1,23 + 0,0294\alpha) 0,475 + (3,38\alpha - 3,38) 0,2215 + \\ + 11,3\alpha \cdot 0,2522 + 0,004 \cdot 0,512] 330 = 192 + 1190\alpha$$

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)

$$G_{H_2O} = 1,23 + 0,0294 \cdot 7,4 = 1,448 \text{ кг}/\text{кг}$$

11. Содержание сухих газов на 1 кг сжигаемого керосина

$$G_{CO_2} = G_{H_2O} + G_{O_2} = 1 + 1,23 + 0,0294 \cdot 7,4 + 14,7 - 1,448 = 108,552 \text{ кг}/\text{кг}$$

* Теплом, вносимым топливом, пренебрегаем.

12. Влагосодержание теплоносителя при $t_1 = 33^\circ \text{C}$ на 1 кг сухих газов:

$$x_1 = \frac{G_{\text{в. н.}}}{G_{\text{с. г.}}} = \frac{1,448}{108,552} = 0,0133 \text{ кг влаги/кг сухого газа}$$

или

$$d_1 = 13,3 \text{ г/кг сухого газа}$$

13. Теплосодержание теплоносителя из $I-d$ диаграммы при

$$t_1 = 33^\circ \text{C} \text{ и } d_1 = 13,3 \text{ г/кг сухого газа}$$

$$I_1 = 90,5 \text{ ккал/кг сухого газа}$$

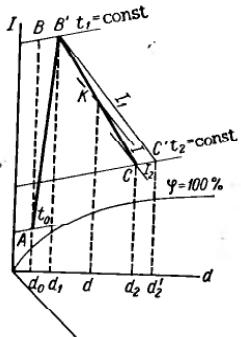


Рис. VI-10. К примеру 8.

$$= 62,6 \text{ ккал/кг влаги}$$

$$q_{\text{пот}} = 0,1 q_{\text{сум}} = 62,3 \text{ ккал/кг влаги}$$

$$\Delta = 10,6 + 62,3 - 30 = 42,9 \text{ ккал/кг влаги}$$

Производим построение процесса сушки на диаграмме $I-d$ (рис. VI-10) и определяем положение конечной точки процесса c_1 при температуре выходящих газов $t_2 = 100^\circ \text{C}$. Точка A соответствует состоянию воздуха, поступающего в топку. Условно процесс в топке и камере смещения изображается прямой AB' (точка B' определяется по t_1 и найденному значению влагосодержания d_1). От точки B' проводим линию $B'C'$ по $I = \text{const}$ до $t_2 = 100^\circ \text{C}$.

В точке $c'd'_2 = 103 \text{ г/кг с. г.}$ выбираем промежуточное значение $d_0 < d < d_2$, равное 75 г/кг и для него находим значение I из соотношения

$$\frac{(I_1 - I) 1000}{d - d_1} = \Delta \frac{(90,5 - I) 1000}{75 - 13,3} = 42,9$$

откуда $I = 87,8 \text{ ккал/кг сух. г.}$

Наносим на диаграмму точку M с координатами d (влагосодержание) = $75 \text{ г/кг сухого газа}$ и $I = 87,8 \text{ ккал/кг сухого газа}$ и проводим прямую $B'M$, которую продолжаем до пересечения с изотермой $t_2 = 100^\circ \text{C}$ в точке C . Процесс $B'C$ будет реальным процессом сушки.

Точка C имеет координаты: $d_2 = 98 \text{ г/кг сухого газа}$ и $I_2 = 86,7 \text{ ккал/кг сухого газа}$.

15. Удельный расход сухого теплоносителя

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_1} = \frac{1000}{98 - 13,3} = 11,8 \text{ кг/кг влаги}$$

16. Расход теплоносителя (сухого)

$$L = l \cdot W = 11,8 \cdot 395 = 4650 \text{ кг/ч}$$

17. Расход теплоносителя (влажного)

$$L \left(1 + \frac{d_1}{1000} \right) = 4650 (1 + 0,0133) = 4720 \text{ кг/ч}$$

18. Расход керосина

$$G_{\text{кер}} = \frac{L}{G_{\text{с. г.}}} = \frac{4650}{108,552} = 42,8 \text{ кг/ч}$$

19. Удельный расход тепла

$$q = l (I_1 - I_0) = 11,8 (90,5 + 2) = 1009 \text{ ккал/кг влаги}$$

20. Размеры сушильной камеры

1) Диаметр цилиндрической части

$$D_n = \sqrt{\frac{V_{\text{сек}}}{0,785 w_2}} = \sqrt{\frac{4,5}{0,785 \cdot 0,75}} = 1,6 \text{ м}$$

$$V_{\text{сек}} = \frac{L_{\text{на}} + W}{3600 \cdot \rho_2} = \frac{(4720 + 395) \cdot 373}{3600 \cdot 1,293 \cdot 273} = 1,5 \text{ м}^3/\text{сек}$$

2) Сечение нижней части сушилки

$$f_1 = \frac{V_{\text{сек}}}{w_1} = \frac{2,24}{30} = 0,0747 \text{ м}^2$$

$$V_{\text{сек}} = \frac{L_{\text{на}}}{3600 \rho_1} = \frac{4720 \cdot 603}{3600 \cdot 1,293 \cdot 273} = 2,24 \text{ м}^3/\text{сек}$$

По соображениям, изложенным в примере 7, внутрь сушильной камеры помещаем обратный конус таким образом, что слой имеет форму конического желоба, а решетка — вид кольца (см. рис. II-69). Принимаем наружный диаметр кольца $d_1 = 860 \text{ мм}$, тогда внутренний диаметр d_2 будет

$$f_2 = 0,785 (d_1^2 - d_2^2); d_2 = \sqrt{\frac{0,785 (d_1^2 - f_1)}{0,785}} = \sqrt{\frac{0,785 \cdot 0,86^2 - 0,0747}{0,785}} = 0,8 \text{ м}$$

Остальные размеры сушилки принимаем из конструктивных соображений (при половинном угле раствора конуса 20°C).

21. Высота неподвижного слоя принимается исходя из допустимого гидравлического сопротивления аппарата 500 мм вод. ст. и равна 400 мм. При испытании установки может оказаться, что с целью повышения устойчивости процесса высоту слоя необходимо увеличить, поэтому следует при проектировании предусмотреть некоторый запас напора вентиляторов.

Результаты испытания сушилки, приведенные в табл. IV-4, показали, что сушилка не только обеспечивает проектную производительность, но и превышает ее.

Пример 9. Расчет (ориентировочный) аэрофонтанной сушилки для сульфоклорида

Исходные данные

Производительность по сухому продукту $G_2, \text{ кг/ч}$	500
Влажность материала (на общую массу), %	
начальная u_1	21
конечная u_2	0,2

Состояние воздуха		
Температура, °C		
атмосферного t_0	18°	($x_0 = 0,008 \text{ кг/кг сух. воздуха}$)
после калорифера t_1	120	
на выходе из сушилки t_2	70	
Напряжение сушилки по влаге A_v , $\text{кг}/\text{м}^3$	30	
Потери тепла, %	10	
		(принято)

Расчет

1. Количество испаренной влаги

$$W = G_2 \frac{u_1 - u_2}{100 - u_1} = 500 \frac{20 - 0.2}{100 - 20} = 124 \text{ кг/ч}$$

2. Для построения процесса сушки в $I-x$ диаграмме определяем тепло-содержание уходящего из сушилки воздуха

$$0.9 (I_1 - I_0) = (I_2 - I_0)$$

$$0.9 (34 - 9.3) = I_2 - 9.3$$

откуда $I_2 = 34,4 \text{ ккал/кг сухого воздуха}$.

При этом $x_2 = 0,023 \text{ кг влаги/кг сухого воздуха}$.

3. Удельный расход воздуха и тепла

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0.023 - 0.008} = 66.6 \text{ кг/кг влаги}$$

$$q = l (I_1 - I_0) = 66.6 (34 - 9.3) = 1710 \text{ ккал/кг влаги}$$

4. Общий расход воздуха и тепла:

$$L = Wl = 124 \cdot 66.6 = 8260 \text{ кг/ч}$$

$$Q = Wq = 124 \cdot 1710 = 212000 \text{ ккал/ч или } 247 \text{ квт}$$

5. Размеры сушилки.

На основании лабораторных данных напряжение сушилки по испаряемой влаге составляет $A_v = 30 \text{ кг}/(\text{м}^3\text{ч})$, при этом был получен материал с влажностью 0,96%. Следует ожидать, что вследствие большего времени пребывания материала в промышленной сушилке может быть получен продукт с влажностью 0,2%.

Приняв то же значение напряжения сушилки по влаге, получим необходимый объем аппарата:

$$V = \frac{W}{A_v} = \frac{124}{30} = 4.13 \text{ м}^3$$

Диаметр входного патрубка

$$d = \sqrt{\frac{V_{\text{сек}}}{0.785w}} = \sqrt{\frac{8260}{3600 \cdot 0.785 \cdot 0.9 \cdot 20}} = 0.4 \text{ м}$$

Для определения диаметра сушилки, геометрически подобной лабораторной модели, в которой высота цилиндрической части $h_y = \frac{D}{2}$, высота конической части $h_k = \frac{500}{300} D$ с $V = 4,13 \text{ м}^3$ получим, уравнение:

$$0.436D^3 + 0.174D^2 + 0.07D = 4.13$$

откуда $D \approx 2 \text{ м}$.

Высота (в м)

$$\text{цилиндрической части } h_y = \frac{2}{2} = 1.0$$

$$\text{конической части } h_k = \frac{500}{300} \cdot 2 = 3.3$$

$$\text{общая } H = h_y + h_k = 1.0 + 3.3 = 4.3$$

Сушилка полученных размеров была изготовлена и испытана с положительными результатами в опытно-промышленных условиях на одном из химических заводов.

Пример 10. Расчет комбинированной сушилки (аэрофонтанной и фонтанирующего слоя) для ударопрочного полистирола (СНИК, АНГК)

Дано: производительность $G_{\text{сух}} = 100 \text{ кг/ч}$ (на абс. сухое вещество), влажность (на абс. сухое вещество) начальная $u'_n = 300$, конечная $u'_k = 1\%$; средний эквивалентный диаметр частиц после сушилки в аэрофонтанной сушилке $d'_{\text{ср}} = 1,16 \text{ мм}$, после сушилки фонтанирующего слоя $d''_{\text{ср}} = 1,0 \text{ мм}$; плотность каплющаяся $\rho = 662 \text{ кг}/\text{м}^3$, плотность насыпной $\rho_{\text{нас}} = 330 \text{ кг}/\text{м}^3$; теплопроводность материала $C_m = 2095 \text{ дж}/\text{кг град}$; температура плавления для АНГК $\approx 85^\circ \text{С}$, для СНИК $\approx 100^\circ \text{С}$; допустимая температура поступающего в аэрофонтанную сушилку воздуха $t'_{\text{вх}} = 280^\circ \text{С}$, поступающего в сушилку фонтанирующего слоя $t''_{\text{вх}} = 160^\circ \text{С}$ (на основании опытных данных); температура атмосферного воздуха $t_0 = 20^\circ \text{С}$, его влагосодержание $x_0 = 0,01 \text{ кг влаги}/\text{кг сухого воздуха}$.

Принимаем такую схему, что отработанный воздух после аэрофонтанной сушилки не используется, поэтому его следует выводить при невысокой температуре. Принимаем эту температуру, а также температуру воздуха, выходящего из сушилки фонтанирующего слоя, $t_2 = 80^\circ \text{С}$.

Расчет аэрофонтанной сушилки (1 ступень)

На основании опытных данных принимаем, что из аэрофонтанной сушилки материал выходит с влажностью $u'_{\text{вых}} = 100\%$ на абс. сухое вещество.

1. Количество испаренной влаги

$$W' = G_{\text{сух}} \frac{u'_n - u'_{\text{вых}}}{100} = 100 \left(\frac{300 - 100}{100} \right) = 200 \text{ кг/ч}$$

2. Расход воздуха (сухого)

$$L'_{\text{вх}} = \frac{W [r + c_{\text{вх}} (t'_{\text{вх}} - \Theta_0)]}{0.9 \cdot c_{\text{вх}} (t'_{\text{вх}} - t_2)} = \frac{200 \cdot 2375 \cdot 10^3 + 4190 (53 - 20)}{0.9 \cdot 1000 \cdot (280 - 80)} = 2790 \text{ кг/ч}$$

Здесь $t'_{\text{вх}} = 53^\circ \text{С}$ — температура мокрого термометра, определяемая по $I-x$ диаграмме по $t_1 = 280^\circ \text{С}$ и $x_0 = 0,01 \text{ кг влаги}/\text{кг сухого воздуха}$, 0,9 — коэффициент, учитывающий тепловые потери.

3. Определение диаметров входного ($d_{\text{вх}}$) и выходного ($d_{\text{вых}}$) сечений, а также верхнего основания аппарата (D).

На основании опытных данных имеем, что $w_{\text{вых}} \geq 1,254 w_{\text{внт}}$, $d_{\text{вх}} = d_{\text{вых}}$ и $\frac{D}{d_{\text{вх}}} \leq 3,1$. Здесь $w_{\text{внт}}$ — скорость витания наибольшего крупных частиц, рассчитанная для абс. сухого материала и равная 7,2 м/сек (для $d_{\text{макс}} = 4,475 \text{ мм}$).

Для обеспечения устойчивой работы сушилки принимаем

$$w_{\text{вых}} = 1,45 w_{\text{внт}} = 1,45 \cdot 7,2 = 10,45 \approx 10,5 \text{ м/сек} *$$

$$d_{\text{вых}} = d_{\text{вх}} = \sqrt{\frac{2790 \cdot 1.01 + 200}{0.785 \cdot 10.5 \cdot 3600 \cdot 1}} = 0.306 \text{ м} \approx 0.31 \text{ м}$$

* Расчет ведем на расход атмосферного воздуха без учета количества испаренной влаги, поэтому действительные скорости будут несколько выше.

$$\rho_2 = 1,293 \frac{273}{353} = 1,0 \text{ кг/м}^3 \text{ (пренебрегаем некоторым уменьшением плотности из-за наличия водяных паров)}$$

$$D = 0.31 \cdot 3.1 = 0.96 \text{ м}$$

Скорость воздуха на входе в сушилку

$$w_{\text{вх}} = \frac{1.01 \cdot 2790 \cdot 553}{0.785 \cdot 3600 \cdot 1.293 \cdot 293 \cdot 0.34^2} = 16.35 \text{ м/сек}$$

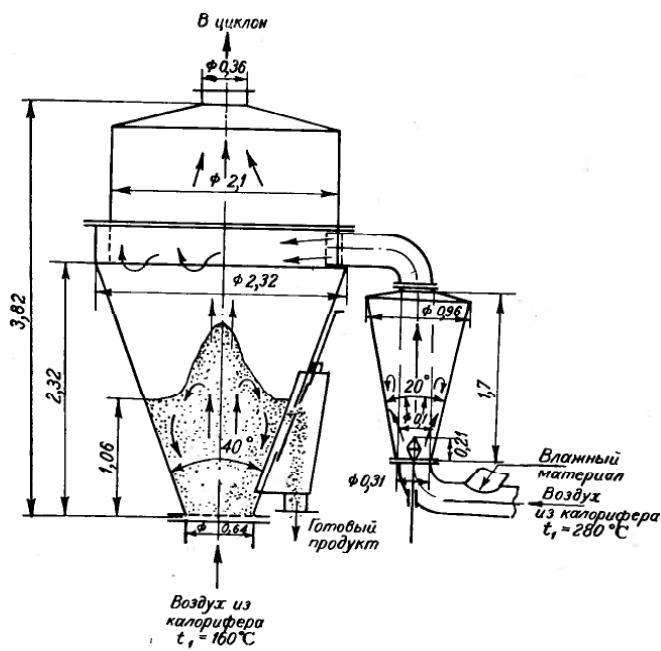


Рис. VI-11. Эскизы сушилок к примеру 10.

а — аэрофонтанная сушилка; б — сушилка фонтанирующего слоя.

4. Определение высоты аппарата

$$h = \tau \cdot w_{\text{вых}}$$

где τ — среднее расходное время пребывания материала в сушилке, сек.,
 $w_{\text{вых}}$ — условная скорость движения материала, определяемая из соотношения $w_{\text{вых}} = \frac{w_{\text{оп}} - w_{\text{вых}}}{K}$.

где K — коэффициент, полученный опытным путем, зависящий от конструкции сушилки и равный для рассматриваемого случая 150;

τ определяем из уравнения теплоотдачи. $Q_{\text{полез}} = \alpha F \Delta t_{\text{ср}} \tau$, а α — из уравнения $Nu = f(\text{Re})$, полученного в результате обработки опытных данных и имеющего вид

$$Nu = 3.6 \text{ Re}^{1.1} \text{ при } \text{Re} = 1.5 \div 3.6$$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(t'_{\text{вх}} - t_{\text{м}}) - (t_2 - t_{\text{м}})}{2.3 \lg \frac{t'_{\text{вх}} - t_{\text{м}}}{t_2 - t_{\text{м}}}} = \frac{(280 - 53) - (80 - 53)}{2.3 \lg \frac{280 - 53}{80 - 53}} = 94.5^\circ \text{ С}$$

$$F = \frac{6 \cdot G_{\text{сыр}}}{d\rho} = \frac{6 \cdot 400 \cdot 10^3}{1.46 \cdot 662} = 782 \text{ м}^2/\text{ч} — \text{поверхность материала}$$

$$Q_{\text{полез}} = 0.9 L_{\text{возд}} c_{\text{возд}} (t'_{\text{вх}} - t_2) = \frac{0.9 \cdot 2790 \cdot 200 \cdot 1000 \cdot 1.01}{3600} = 140000 \text{ квт}$$

$$\text{Re} = \frac{(w_{\text{оп}} - w_{\text{вых}}) d'_{\text{ср}}}{k \cdot V} = \frac{(13.0 - 4.06) 1.16 \cdot 10^{-3}}{30.1 \cdot 10^{-6} \cdot 150} = 2.26$$

$$w_{\text{оп}} = \frac{w_{\text{вх}} + w_{\text{вых}}}{2} = \frac{15.5 + 10.5}{2} = 13.0 \text{ м/сек}$$

$w_{\text{вых}}$ — скорость витания для $d_{\text{ср}} = 1.16 \text{ мм}$, равная 4.06 м/сек

$$v = 30.4 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек} \quad \left(\text{при } t_{\text{ср}} = \frac{280 - 80}{2.3 \lg \frac{280}{80}} = 160^\circ \text{ С} \right)$$

$$Nu = 3.6 \cdot 2.26^{1.1} = 8.85; \quad \alpha = \frac{Nu \lambda}{d'_{\text{ср}}} = \frac{8.85 \cdot 3.64 \cdot 10^{-2}}{1.16 \cdot 10^{-3}} = 278 \text{ квт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$$

$$\lambda = 3.64 \cdot 10^{-2} \text{ квт}/(\text{м} \cdot \text{град}) \quad (\text{при } t_{\text{ср}} = 160^\circ \text{ С})$$

$$\tau = \frac{Q_{\text{затр}} \cdot 3600}{F \cdot \Delta t_{\text{ср}} \cdot \alpha} = \frac{140000 \cdot 3600}{782 \cdot 94.5 \cdot 278} = 24.6 \text{ сек}$$

Тогда высота сушилки

$$h = \frac{(w_{\text{оп}} - w_{\text{вых}}) \tau}{K} = \frac{8.94 \cdot 24.0}{150} = 1.47 \text{ м} \quad (\text{примем с запасом } h = 1.7 \text{ м})$$

Угол конусности принимаем таким же, как и в лабораторной установке, т. е. 17° . Эскиз сушилки дан на рис. VI-11.

Расчет сушилки фонтанирующего слоя (II ступень)

1. Количество испаренной влаги

$$W'' = G_{\text{сыр}} \left(\frac{100 - 1}{100} \right) = 100 \cdot 0.99 = 99 \text{ кг/ч}$$

2. Определение расхода воздуха

$$L'' = \frac{W'' + G_{\text{сыр}} c_{\text{в}} (t_2 - \Theta_0) + W'' c_{\text{в}} (t''_{\text{вх}} - \Theta_0) + c_{\text{в}} G_{\text{сыр}} u_{\text{к}} (t_2 - \Theta_0)}{0.9 \cdot c_{\text{в}} (t''_{\text{вх}} - t_2)} =$$

$$= \frac{99 \cdot 2396 \cdot 10^3 + 100 \cdot 2095 \cdot (80 - 20) + 99 \cdot 4190 (43 - 20) +}{0.9 \cdot 1000 (160 - 80)} \rightarrow$$

$$\rightarrow \frac{+4190 \cdot 100 \cdot 0.01 \cdot (80 - 20)}{0.9 \cdot 1000 (160 - 80)} = 3600 \text{ кг/ч}$$

(принимаем $t_2 = 80^\circ \text{C}$, т. е. ниже температуры плавления материала и $\Theta_0 = t_0$).

3. Среднее время пребывания материала.

Для определения τ воспользуемся кинетическим уравнением, полученным для начальной влажности 2,92 кг влаги/кг сухого воздуха температуры $t_2 = 80^\circ \text{C}$ (гл. V)

$$u = f(\tau) = (2.92 - 0.52\tau_1) + 0.316 \exp[-0.118(\tau_2 - 5)]$$

$$0 \leq \tau_1 \leq 5 \quad 5 \leq \tau_2 \leq \infty$$

При совместном решении этого уравнения и функции распределения по времени пребывания $\rho(\tau) = \frac{1}{\tau_{cp}} \exp\left(-\frac{\tau}{\tau_{cp}}\right)$ в виде $u' = \int_0^\infty \rho(\tau) f(\tau) d\tau$ можно по-

строить зависимость $u' = f(\tau_{cp})$, задаваясь различными τ_{cp} и определяя соответствующее значение u' . Так как $u'_k = 1 \text{ кг влаги/кг сухого вещества}$, то продолжительность первого периода определяется из соотношения

$$1 - 0.52\tau_1 = 0.316 \quad \text{и} \quad \tau_1 = 1.315 \text{ мин}$$

где 0,316 — критическое влагосодержание материала, кг влаги/кг сухого вещества. Тогда общее решение уравнения имеет вид

$$u'_k = 1 - \exp\left(-\frac{1.315}{\tau}\right) + 0.52 \exp\left(-\frac{1.315}{\tau}\right) + 0.316 \cdot \frac{1}{0.118 \cdot 2.303 + \frac{1}{\tau}} \exp\left(-\frac{1.315}{\tau}\right)$$

Рис. VI-12. К примеру 10. Кинетические кривые

По этому уравнению построена кривая рис. VI-12. Пользуясь этой кривой, можно определить τ_{cp} , которое равно 180 мин.

4. Основные размеры сушки.

a) Объем слоя

$$V_{ex} = \tau_{cp} \cdot V_2 = \tau_{cp} \frac{G_{ex}(1+u'_k)}{\rho_{max} \cdot 60} = \frac{180 \cdot 100 \cdot 1.01}{330 \cdot 60} = 0.947 \text{ м}^3$$

б) Диаметр входного отверстия d_0 конической сушки ($\alpha = 40^\circ$). На основании опытных данных установлено, что $w_{ex} = (1 \div 1.25) w_{out}$, где w_{out} рассчитывается для $d_{sp} = 1.0 \text{ мм}$ и равно 3,23 м/сек. Примем $w_{ex} = 1.2w_{out} = 1.2 \cdot 3.23 = 3.87 \text{ м/сек}$.

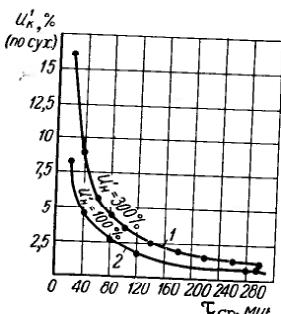
$$d_0 = \sqrt{\frac{3600}{0.785 \cdot 3600 \cdot 0.815 \cdot 3.87}} = 0.636 \text{ м}, \quad \text{примем } d_0 = 0.64 \text{ м}$$

$$(p_{ex} = 1.293 \frac{273}{273 + 160} = 0.815 \text{ кг/м}^3)$$

в) Диаметр верхнего сечения слоя D

Обозначим $\frac{D}{d_0} = a$, причем на основании опытных данных

$$2 < \frac{D}{d_0} < 3$$



Находим a из уравнения $v_{ex} = \frac{\pi h_0}{12} (D^2 + Dd_0 + d_0^2)$

После подстановки

$$h_0 = \frac{D - d_0}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} = \frac{d_0(a-1)}{0,726} \quad \text{и} \quad D = ad_0$$

Тогда

$$v_{ex} = \frac{3.14 \cdot d_0^2 (a^3 - 1)}{0.726 \cdot 12} = 0.917; \quad a^3 = 10.7 \quad \text{и} \quad a = \sqrt[3]{10.7} = 2.2,$$

т. е. находится в допустимых пределах.

$$D = ad_0 = 2.2 \cdot 0.64 = 1.41 \text{ м}$$

г) Диаметр сепаратора (минимальный), его уточняем после определения диаметра верхней части конуса.

Диаметр сепаратора определяем, исходя из скорости витания наиболее мелкой фракции $d < 0,15 \text{ мм}$, которая равна 0,547 м/сек.

$$D_{sep} = \sqrt{\frac{3600}{0.785 \cdot 3600 \cdot 0.547 \cdot 1.0}} = 1.53 \text{ м}$$

$$(p_{out} = 1.0 \text{ кг/м}^3)$$

д) Высота конической части сушки.

Опытными данными установлено, что отношение высоты фонтанирующего слоя к высоте неподвижного слоя равно 2,2, т. е. $\frac{h}{h_0} = 2.2$.

$$h_0 = \frac{1.41 - 0.64}{0.726} = 1.06 \text{ м}$$

Тогда $h = 2.2 \cdot 1.06 = 2.32 \text{ м}$. Эта высота и определяет необходимую высоту конической части сушки.

е) Диаметр верхнего основания конической части

$$2.32 = \frac{D_{verx} d_0}{0.726}; \quad D_{verx} = 2.32 \text{ м}$$

ж) Наружный диаметр колпачкового канала, через который проходит воздух из аэрофонтанной сушки (1 ступени).

Исходим из того, что скорость в колпачковом канале равна скорости выхода воздуха из аэрофонтанной сушки $w_{out} = 10.5 \text{ м/сек}$, а расход $\frac{2790}{2} = 1395 \text{ кг/с}$ (поскольку воздух рассекателем делится на два потока)

$$F = \frac{1395}{3600 \cdot 1 \cdot 10.5} = 0.0368 \text{ м}^2$$

Приняв соотношение сторон 1 : 2, получаем ширину канала $b_k = \sqrt{\frac{F}{3}} = \sqrt{\frac{0.0368}{3}} = 0.11 \text{ м}$, а высоту $h_k = 2 \cdot 0.11 = 0.22 \text{ м}$.

Тогда диаметр сепаратора $D_{sep} = D_s - 2b_k = 2.32 - 0.22 = 2.1 \text{ м}$, т. е.

Принимаем высоту сепаратора $H_{\text{sep}} \approx \frac{1}{2} D_{\text{sep}} = 1,0 \text{ м}$. Общая высота сушилки фонтанирующего слоя (II ступени)

$$H_f = 2,32 + 1,0 = 3,2 \text{ м}$$

Эскиз сушилки дан на рис. VI-11.

Экономический анализ работы комбинированной сушилки и сушилки фонтанирующего слоя

1. При высушивании материала только в сушилке фонтанирующего слоя необходимо обеспечить среднее время пребывания 300 мин (рис. VI-12 кривая I). Объем слоя

$$v_{\text{об}} = \frac{\tau \cdot G_{\text{сух}} (1 + u'_k)}{\rho_{\text{нас}} \cdot 60} = \frac{300 \cdot 100 \cdot 1,01}{\rho_{\text{нас}} \cdot 60} = 1,53 \text{ м}^3$$

2. Расход воздуха в сушилке фонтанирующего слоя

$$\frac{99 \cdot 2396 \cdot 10^3 + 100 \cdot 2095(80 - 20) + 299 \cdot 4190(43 - 20) + 4190 \cdot 100 \cdot 0,01(80 - 20)}{0,9 \cdot 1000(160 - 80)} = 10500 \text{ кг/ч}$$

Основные показатели работы комбинированной сушилки и сушилки фонтанирующего слоя следующие *:

Комбинированная сушилка	Сушилка фонтанирующего слоя
Уд. расход воздуха, кг сух. возд./кг влаги	21,4
Уд. расход тепла, кДж/кг влаги	4520
Коэффициент полезного действия, %	51
Суммарные затраты, руб/т влаги	3,27
	4,08

ЛИТЕРАТУРА

- Себаццо В. П., Черкес Г. С., Налимов С. П., Сопоставительные обзоры по химической промышленности, серия «Процессы и аппараты», вып. 3, НИИТЭХИМ, 1967.
- Федоров И. М., Теория и расчет процесса сушки, Госэнергоиздат, 1955.
- Лыков М. В., Изв. вузов, Пищ. технол., № 3, 90—105 (1962).
- Забродский С. С., Труды Института энергетики АН БССР, вып. VIII, 1958.
- Попов В. А., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленсовета, 1968.
- Сажин Б. С., Микрин Ю. А., Хим. пром., № 11 (1962).
- Гельперин Н. И., Кваша В. Б., Серегин Ю. М., Быков Ю. Н., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 2, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 75.
- Бейлин М. И., Сушка угля в кипящем слое, изд. «Недра», 1965.
- Славинский Д. М. и др., Топка под давлением в нефтепереработке, Гостоптехиздат, 1958.

* При расчете принятая стоимость электроэнергии 0,02 р. 1 кет-ч и 0,02146 р. 1 ккал газа (саратовского $Q^n = 8575 \text{ ккал/м}^3$).

- Лыков М. В., Леончик Б. И., Распылительные сушилки, Изд. «Машиностроение», 1966.
- Орлов Е. П., Дозирующие устройства, Машгиз, 1966.
- Кисельников В. Н. и др., сб. «Техника сушки во взвешенном слое», вып. 3, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 23.
- Лыков М. В., Основные направления развития сушильной техники, Научно-техническая информация НИИТЭХИМ, 1964.
- Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., Хим. пром., № 5, 389 (1960).
- Циклоны НИИОГАЗ. Руководящие указания по проектированию, изготовлению, монтажу и эксплуатации, Госхимиздат, 1956.
- Циклоны НИИОГАЗ. Каталог № 22-А института «Гипрогазоочистка», Госхимиздат, 1966.
- Гордон Г. М., Пейсахов И. Л., Пылеулавливание и очистка газов, Металлургиздат, 1958.
- Рысин С. А., Вентиляционные установки машиностроительных заводов, Машигиз, 1960.

ГЛАВА СЕДЬМАЯ

АВТОМАТИЗАЦИЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Задачей всякого сушильного процесса является получение материала с требуемой конечной влажностью. Следовательно, заданная конечная влажность материала с точки зрения автоматизации является самым важным параметром материала, который должен поддерживаться на определенном уровне.

Ввиду того что непосредственное измерение конечной влажности u_2 затруднительно, так как существующие влагомеры * не в состоянии обеспечить измерение влажности высушенного материала в потоке, то о ней судят по температуре уходящего воздуха t_2 (для данного материала t_2 почти однозначно определяет u_2) (см. гл. V). То же можно сказать и о температуре в слое t_{ca} , предполагая при этом идеальное перемешивание частиц материала в слое и его изотермичность во всем объеме (за исключением «активной» зоны), что, строго говоря, справедливо лишь для небольших установок [1]. Применение импульсов по t_2 или по t_{ca} для стабилизации работы сушилки вполне оправдано, так как их измерение не вызывает затруднений. Для автоматизации крупных установок с неизотермичным слоем М. В. Лыков и Ю. А. Майзель рекомендуют управление по t_2 или по t_{ca} , найденной как средняя величина из измерения температур ряда точек слоя.

Для регулирования количества находящегося в слое материала используют гидравлическое сопротивление слоя.

Выбрать управляющие воздействия бывает затруднительно из-за наличия в сушилке взаимосвязанных параметров. Очевидно, что стабилизации t_1 или t_{ca} можно достигнуть тремя способами: воздействием на количество подаваемого влажного материала G_1 , на количество поступающего теплоносителя L или на его температуру t_1 (имеется в виду, что температура поступающего материала θ_1 задана, а начальная влажность материала u_1 и влагосодержание теплоносителя x_1 — неуправляемые входные переменные [1]).

Рассмотрим последовательно эти способы. *Стабилизация t_2 или t_{ca} посредством регулирования G_1 .* При этом t_2 и L — постоянны. Достоинство этого способа в том, что стабилизируются гидродинамические условия процесса, так как изменение G_1 практически

* Хотя в этом направлении и ведутся разработки [2].

не сказываются на весе слоя, а температуру t_1 можно поддерживать максимально допустимой, что обеспечит работу установки с максимальным к. п. д. (максимальный влагосъем, следовательно, минимальный удельный расход тепла). Применение этой схемы позволяет осуществить дистанционное управление процессом со щита контроля и управления, но требует сооружения промежуточной емкости между отделениями фильтрации и сушики, а также установки весьма надежно работающих дозирующих устройств. Этот способ применим только для входных возмущений по u_1 — начальному влагосодержанию материала, когда увеличение u_1 компенсируется уменьшением G_1 и наоборот, а количество испаряемой влаги после окончания переходного процесса остается постоянным.

В случае же возмущения по нерегулируемому параметру x_1 (например, по увеличению) рассматриваемая схема регулирования может уменьшить производительность установки по влаге, что приведет к снижению к. п. д. сушилки даже при стабилизации t_1 . При работе по комбинированной схеме (например, распыление — кипящий слой) изменение G_1 недопустимо. Иногда плавное регулирование G_1 оказывается технически сложно. В этих случаях можно использовать другие управляющие воздействия [1].

Второй способ — *стабилизация $t_2(t_{ca})$ регулированием количества теплоносителя L .* Достоинства — легкость обеспечения плавного регулирования и возможность осуществления при любой схеме работы установки, в том числе и при переменном G_1 . Но регулирование L влияет на гидродинамику процесса, что ограничивает диапазон регулирования. Изменение L при любом способе нагрева теплоносителя приводит к изменению t_1 и к необходимости ее стабилизации, что усложняет систему регулирования. Изменение G_1 или u_1 при этом способе регулирования приводит к уменьшению влагосъема в установке и, следовательно, к снижению к. п. д.

Третий способ — *стабилизация $t_2(t_{ca})$ с помощью регулирования t_1 .*

Достоинства этого способа стабилизации:

1) способ осуществим при любой схеме работы установки (в том числе и при переменном G_1);

2) плавное регулирование t_1 возможно при любых схемах нагрева теплоносителя (воздействием на подачу греющего агента в теплообменник или на подачу топлива в топку);

3) практически диапазон регулирования t_1 неограничен, так как производится почти без изменения L , т. е. без нарушения гидродинамики слоя; возможно осуществление несвязанного регулирования.

Недостатки способа:

1) устойчивое изменение G_1 (или u_1) приводит к снижению к. п. д. установки вследствие работы в нерасчетном режиме;

2) постоянная времени по каналу $t_1 - t_2(t_{ca})$ равна постоянной времени по каналу $L - t_2(t_{ca})$ при использовании топочных газов, но превышает ее при подогреве теплоносителя в теплообменнике

(за счет включения дополнительной инерционности теплообменника); по сравнению с управлением $G - t_2(t_{ca})$ постоянная времени по каналу $t_1 - t_2(t_{ca})$ обычно значительно выше [1].

Поэтому можно рекомендовать воздействие на G_1 при технической осуществимости плавного регулирования подачи влажного материала; в остальных случаях — воздействие на t_1 . Метод регулирования по стабилизации температуры воздуха на выходе из сушилки с помощью изменения подачи влажного материала принят в схеме опытно-промышленной установки фонтанирующего слоя для сушки пастообразного красителя.

СХЕМА АВТОМАТИЗАЦИИ ПРОМЫШЛЕННОЙ УСТАНОВКИ ДЛЯ СУШКИ ПАСТ (ДЕРБЕНЕВСКИЙ ХИМЗАВОД) *

Данная схема автоматизации сушильного агрегата имеет один замкнутый контур регулирования основного технологического параметра, а также автоматический контроль вспомогательных параметров и сигнализацию аварийных режимов (рис. VII-1).

Автоматизация установки проводилась из условия, что влажность высушенного материала определяется температурой воздуха на выходе, которая при постоянном расходе воздуха (дутья) и постоянной температуре на входе зависит только от количества подаваемого на сушку материала.

Постоянство расхода воздуха, подаваемого в сушилку, обеспечивается вентилятором (ВВД-8, 1500 об/мин), а температура поддерживается на заданном уровне регулированием расхода топлива (керосина), подаваемого в топку.

Связь между регулируемым параметром (температурой воздуха на выходе) и регулирующим воздействием (количеством подаваемого материала) осуществляется следующим образом.

Температура воздуха на выходе из сушилки измеряется хромель-копелевой термопарой ТХК-ХIII, служащей датчиком вторичного измерительного прибора ЭПП-120, в свою очередь являющимся датчиком изодромного (пропорционально-интегрального) регулирующего устройства ИР-130 М.

Входной сигнал на регулирующее устройство снимается с 10% реостатного датчика, встроенного во вторичный прибор ЭПП-120.

При несоответствии температуры на выходе сушилки с заданием в регулирующем устройстве формируется выходной управляющий сигнал, который управляет исполнительным механизмом ИМ 2/120.

Выходной вал исполнительного механизма жестко связан с управляющим реостатом промышленного магнитного усилителя (ПМУ-6М) рычажной передачей.

* Схема автоматизации разработана и испытана М. В. Герке, Л. Е. Кравивиным, К. А. Маловым, И. О. Протодьяконовым, М. А. Стоговым и Л. А. Синюком.

Магнитный усилитель питает электромотор постоянного тока, являющийся приводом винтового насоса, подающего пасту.

Следовательно, отклонение температуры на выходе от задания преобразуется в изменение числа оборотов насоса, т. е. приводит к изменению подачи разработанной пасты красителя.

Для уменьшения инерционности системы автоматического регулирования защитный чехол с термопары снят.

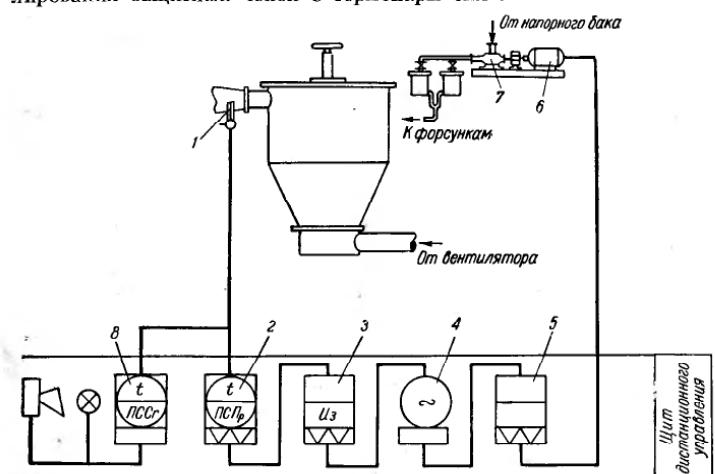


Рис. VII-1. Схема автоматизации промышленной установки для сушки паст (Дербеневский химзавод):

1 — двойная термопара ТХК-ХIII; 2 — измерительный прибор ЭПП-120; 3 — регулятор ИР-130 М; 4 — исполнительный механизм ИМ 2/120; 5 — магнитный усилитель ПМУ-6М; 6 — электромотор постоянного тока; 7 — винтовой насос; 8 — измерительный прибор ЭПП-12.

Выбег и качания исполнительного механизма у положения равновесия устраниены за счет установки тормозных сопротивлений ($R = 5000 \text{ ом}$) в линии связи управляющее устройство — исполнительный механизм.

Применение изодромного регулирующего устройства ИР-130 М позволяет пренебречь возможными колебаниями температуры на входе в сушилку.

Установка снабжена автоматикой безопасности, включающей звуковую и световую сигнализацию о превышении температуры выхода (140°C), как предупредительную меру и отсечку топлива в случае недопустимого перегрева (160°C).

Система автоматики безопасности управляется трехпозиционным регулирующим устройством прибора ЭПД-12, работающего параллельно с основным измерительным прибором ЭПП-120.

Система автоматического контроля включает регистрацию следующих вспомогательных технологических параметров:

- 1) температуры на входе в сушилку и температуру слоя;
- 2) давления в линии подачи пасты и линии сжатого воздуха на форсунках;
- 3) перепада давления (сопротивление) слоя, циклона и скруббера;
- 4) уровня топлива в напорном баке;
- 5) силы тока, потребляемую электромоторами вентиляторов и винтового насоса;
- 6) расхода теплоносителя.

Все приборы и устройства автоматического управления и контроля смонтированы в щитах, установленных в специальном помещении.

Кроме того, непосредственно у сушилки установлены показывающие приборы следующих параметров: температур слоя, входа и выхода, а также давления на форсунках и сопротивления сушилки, циклона и скруббера.

АВТОМАТИЗАЦИЯ УСТАНОВКИ КИПЯЩЕГО СЛОЯ ДЛЯ СУШКИ СОЛЕЙ (КАЛУШСКИЙ КАЛИЙНЫЙ КОМБИНАТ)

Схема установки показана на рис. VII-2. Регулирование основано на управлении температурой слоя путем изменения загрузки влажного материала. Расход и температура теплоносителя стабилизированы. Этот способ регулирования требует наличия промежуточного бункера между отделением фильтрации и сушильной установкой, емкость которой выбирается в соответствии с колебаниями производительности отделения фильтрации по тоннажу и влажности соли.

Схема автоматизации предусматривает регулирование температуры слоя, его гидродинамического сопротивления и давления газа в газопроводе перед топкой.

Регулятор температуры слоя воспринимает импульс от малоинерционной термопары, помещенной в слое на высоте 200 мм от решетки, и воздействует на вариатор в приводе загрузочного питателя. В качестве регулирующего устройства выбран электронный изодромный регулятор с предварением типа ЭР-Т-54. Гидродинамическое сопротивление слоя стабилизируется регулятором, воздействующим на редуктор-вариатор выгружающего устройства. Импульсом высоты слоя является перепад давления под решеткой и в верхней части аппарата.

Регулирующим устройством системы принят регулятор с изодромной характеристикой типа ЭР-111-54.

Для регулирования давления газа служит пропорциональный регулятор прямого действия, установленный на газопроводе.

Постоянство температуры слоя обеспечивает равномерную влажность материала, которая колеблется в интервале 0,15—0,2%.

Регулирование выгрузки необходимо для своевременного отвода сухого материала и стабилизации гидродинамического сопротивления слоя. Гидродинамический режим топки и пылеулавливающей системы в основном стабилизирован и не может быть источником резких и частых возмущений в системе дутья. Высота слоя — единственная переменная гидродинамического сопротивления всей системы. Благодаря стабилизации сопротивления слоя расход теплоносителя является практически постоянным и тем самым поддерживается оптимальный аэродинамический режим сушки.

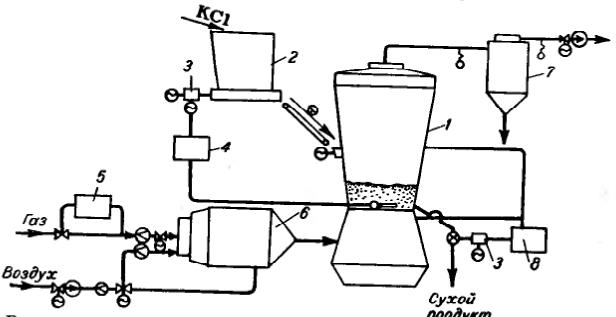


Рис. VII-2. Схема автоматического регулирования процесса сушки солей в аппарате кипящего слоя:
1 — сушилка; 2 — бункер; 3 — регулятор выгрузки; 4 — регулятор давления; 5 — регулятор загрузки; 6 — топка; 7 — циклон; 8 — варистор.

Автоматическое регулирование давления газа, подаваемого в топку, обеспечивает постоянство его расхода. Поэтому температура поступающего в сушилку теплоносителя поддерживается с погрешностью $\pm 7^\circ$ и является максимально допустимой, обеспечивающей наилучший тепловой к. п. д. установки.

Наладка систем автоматического регулирования не вызывала принципиальных затруднений. Динамическая погрешность регулирования температуры слоя $\pm 5 \text{ мм вод. ст.}$ Статическая погрешность регулирования давления газа $\pm 0,05 \text{ ат.}$, что практически не скрывается на расходе газа, подаваемого в топку.

СХЕМА АВТОМАТИЗАЦИИ СУШИЛКИ МАГНИТОГОРСКОГО КОМБИНАТА *

В схеме, разработанной Гипрококсом (рис. VII-3), предусматривается автоматическое регулирование расхода воздуха первичного и вторичного (с учетом температуры теплоносителя, поступающего на сушку) и разрежения газов на выходе из сушилки.

* И. М. Бейли, Сушка угля в кипящем слое, Изд. «Недра», 1965, стр. 34.

Контролируются: давления коксового газа и воздуха после вентилятора; расходы коксового газа и воздуха на горение и смещение; разрежение газов на выходе из сушилки; температуры теплоносителя перед и после сушилки и слоя, сопротивление циклона и скруббера. Устройства автоблокировки и сигнализации отключают подачу коксового газа и останавливают сушилку при падении давления газа или воздуха ниже 600 мм вод. ст. и при повышенной температуре

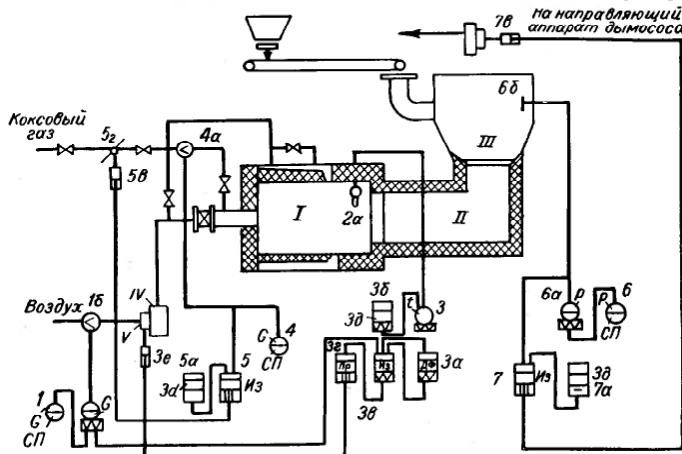


Рис. VII-3. Схема автоматизации сушилки Магнитогорского комбината, разработанная Гипрококсом:

I — топка; II — смесительная камера; III — сушилка; IV — вентилятор; V — направляющий аппарат вентилятора; 1 — дифманометр-расходомер ДМК — Р120; 16 — диафрагма; 2a — термопара ТХА-62-1; 3 — температурная приставка ПТП-1 к электронному потенциометру ПС1-01; 3a — электронный дифференциатор-разминонитель ЭДР-1к; 3b — задатчик ЭВ-1; 3c — регулирующий блок БЭР-1к; 3d — преобразовательный блок БП-1; 3e — кривошипный гидравлический привод ПГК-1; 4 — дифманометр-расходомер ДК-РС 4В; 4a — диафрагма; 5 — гидравлический регулятор ИГ-1; 5a — датчик МНПИ; 6 — тягомер ДКФМ-1; 6b — устройство УИМИ-1; 7 — регулятор ИГ-1; 7a — задатчик МИПИ-1;

газов после сушилки, а также сигнализируют о падении давления коксового газа и воздуха, повышении температуры газов после сушилки и уменьшении давления масла в гидравлических регуляторах.

Автоматическое регулирование расхода коксового газа, поступающего из топки I (рис. VII-3) через смесительную камеру 2 и сушилку 3, происходит следующим образом. В газопроводе устанавливается плоская измерительная диафрагма 4a, связанная с дифманометром-расходомером типа ДК-РС 4В 4. С диафрагмы импульс управления поступает на вход изодромного гидравлического регулятора 5 типа ИГ-1, который настраивается на определенный режим расхода газа датчиком МНПИ-1 (5a). С выхода регулятора подается сигнал на гидравлический кривошипный сервопривод СПГК-1 (5b), последний изменяет положение заслонки 5g, регулируя расход газа.

Расход воздуха на горение и разбавление поддерживается в определенных границах с помощью хромель-алюминевой термопары ТХА-62-1 (2a), установленной на входе в сушильную камеру. Сигнал с термопары поступает на показывающий самопищий электронный потенциометр ПС1-01 и на измерительную температурную приставку типа ПТП-1 (3). На эту же приставку поступает также сигнал с задатчика типа ЭВ-1 (3b); выходной сигнал с приставки подается на электронный дифференциатор-разминонитель ЭДР-1к (3a) и регулирующий блок БЭР-1к (3c). На последний поступает также выходной сигнал ЭДР-1к. Кроме того, от плоской диафрагмы 16 через дифманометр-расходомер ДМК-Р-120 на вход регулятора направляется сигнал расхода воздуха. Выходной сигнал регулятора через преобразовательный блок БП-1 (3d) поступает на кривошипный гидравлический привод ПГК-1 (3e), который изменяет положение направляющего аппарата вентилятора.

Таким образом, расход воздуха на горение и разбавление изменяется в зависимости от температуры продуктов горения на входе в сушилку.

Для автоматического регулирования разрежения газов на выходе из сушилки импульс давления, отбираемый устройством УИМИ-1 (6b), поступает на колокольный дифманометр — тягомер ДКФМ-Т1 (6a) и на вход изодромного гидравлического регулятора ИГ-1 (7), настройку которого на данный режим регулирования производят задатчик МИПИ-1 (7a).

Сигнал с выхода регулятора направляется на кривошипный гидравлический сервопривод, изменяющий положение направляющего аппарата дымососа.

СХЕМА АВТОМАТИЗАЦИИ ПРОМЫШЛЕННОЙ УСТАНОВКИ ДЛЯ СУШКИ ГРАНУЛ МЕДНО-ЦИНКОВОЙ РУДЫ (рис. VII-4 [4])

Данная схема построена по принципу связанныго регулирования. В этом варианте считается, что влажность гранул определяется в основном притоком тепла в сушильную установку вместе с теплоносителем (воздухом). Подачу материала поддерживают постоянной с помощью соответствующего регулирующего контура, связывающего весь комплекс загрузочных устройств. Рассмотрим еще два контура, связанных с предыдущим в одно целое. Один из этих контуров находится перед первым калорифером, который обогревается газами из обжиговой печи. Задача этого контура — поддерживать заданный расход воздуха постоянным. Сигналы о расходе воздуха и его влажности поступают в сумматор Σ другого контура, регулирующего температуру воздуха на входе в сушилку. В этот же сумматор поступают и данные измерения влажности и подачи материала.

Сигнал сумматора измеряется прибором ИП₆. Из сумматора сигнал идет на задатчик 3 и далее — на измерительный прибор. В этот же измерительный прибор поступает сигнал от датчика температуры горячего воздуха $T_{\text{г.в.}}$, установленного после второго

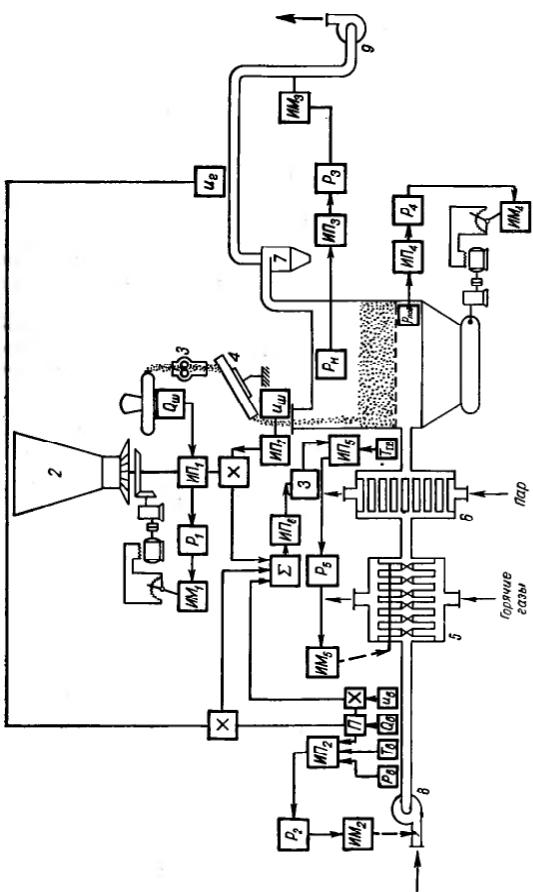


Рис. VII-4. Схема автоматизации промышленной установки для сушки медно-цинковой руды:
1 — пель кипящего слоя; 2 — бункер; 3 — бункер; 4 — гранулятор; 5 — размельчитель; 6 — газовый и паровой калорифер; 7 — циклон; 8 — волтуховка; 9 — дымоход; $u_{\text{ш}}$ — сортирование в шахте; $u_{\text{в}}$ — сортирование вакуумом; $P_{\text{н}}$ — давление воздуха после подачи воздуха; $P_{\text{н}}$ — давление воздуха в надпрессии пространстве печи; Σ — суммирующее устройство; \times — умножающее устройство; 3 — полный (решетчатый) печи; 4 — измерительные приборы; $P_1, P_2, P_3, P_4, P_5, P_6$ — регуляторы; 3 — задатчик; $IM_1, IM_2, IM_3, IM_4, IM_5$ — исполнительные механизмы; $П$ — устройство размешения супензии.

калорифера, обогреваемого паром. В измерительном приборе IP_6 сигнал суммируется, идет в регулятор P_5 и далее на исполнительный механизм IM_5 , управляющий нагревом первого калорифера. Конечная задача этой связанной системы — обеспечить поступление постоянного количества тепла в сушилку. Это достигается регулированием обогрева калорифера с учетом данных о случайных изменениях влажности и расхода воздуха и материала. Для обеспечения стабильности гидродинамического режима имеются еще два несвязанных контура регулирования, поддерживающих постоянство давления над слоем и под ним (под подией).

Далее будут рассмотрены две схемы автоматического регулирования процесса в комбинированных сушилках.

СХЕМА АВТОМАТИЧЕСКОГО РЕГУЛИРОВАНИЯ РАБОТЫ КОМБИНИРОВАННОЙ СУШИЛКИ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ГРАНУЛИРОВАННЫХ УДОБРЕНИЙ * [5]

Сушильная установка для производства сложных гранулированных удобрений (рис. VII-5) включает комбинированную сушильную камеру II, бак для пульпы I и две топки III. Горячие газы, поступающие из топок, разбавляются до необходимой температуры вторичным воздухом.

Установка предназначена для получения гранулированных удобрений из супензий с различной влажностью. Предварительно режимы получения различных сложных удобрений были отработаны на полупромышленной установке.

При исследовании комбинированной сушилки как объекта управления были определены ее динамические характеристики, а также связи между входными и выходными параметрами отдельных узлов.

Установлено, что гранулометрический состав продукта зависит от $\frac{L_1}{G_1}$ и $\frac{L_{\text{гидр}}}{L_1}$. Эта зависимость объясняется тем, что первое соотношение определяет дисперсность капель при распылении, т. е. число центров гранулообразования, а второе определяет условия перемешивания в слое.

Использована схема регулирования по косвенным параметрам.

Требуемое влагосодержание готового продукта достигается стабилизацией температуры в слое ($t_{\text{с}}$), для чего использовано управляющее воздействие на $t_{\text{гидр}}$ температуры газов под решеткой, поскольку воздействие на G_1 (подача супензии) вызвало бы нарушение режима распылительной сушки, а на сушке в кипящем слое сказалось бы с большим запозданием. Диапазон же регулирования при воздействии на $L_{\text{гидр}}$ (подача теплоносителя под решетку) весьма

* Ю. А. Майзель, М. В. Лыков, Оборудование, механизация и защита от коррозии в химической промышленности, вып. 3, 1966, стр. 15.

мал, так как изменения этой величины ограничены необходимостью стабилизации гидродинамики кипящего слоя.

Ввиду того что в больших установках слой нельзя считать изотермичным, то для предотвращения возможности местных перегревов

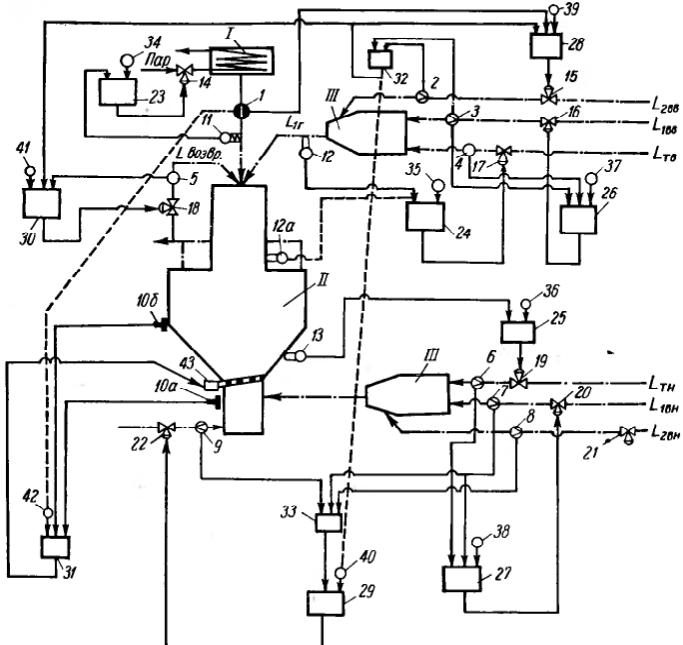


Рис. VII-5. Схема автоматического регулирования работы комбинированной сушильной установки:

I — бак пульпы; II — комбинированная сушилка; III — топка, 1—9 — датчики расхода; 10а, 10б — датчики давления, 11—13 — датчики температуры; 14—22 — исполнительное устройство; 23—25 — регуляторы температуры, 26—27 — регуляторы соотношения топливо—воздух; 28 — регулятор распыла; 29 — регулятор гидродинамики кипящего слоя; 30 — регулятор возврата газов; 31 — регулятор разгрузки; 32—33 — суммирующее устройство; 34—42 — задатчики регуляторов; 43 — устройство для выгрузки продукта: — основные связи в системе регулирования; — — — корректирующие (1—42 и 32—40) и заменяющая (12а—24) связи в системе регулирования; —— материальные потоки (топливо, воздух, газы, пульпа).

материала необходимо установить в кипящем слое несколько термопар (на рисунке схематично показана одна из них — 13) и для автоматического регулирования принять усредненное значение t_{cs} . Число термопар и их размещение зависят от конструкции сушильной камеры и гидродинамического режима в слое.

352

Для стабилизации температурного режима распылительной части сушилки следует использовать импульс от датчика температуры 12а, находящегося за распылительной частью сушилки.

В установке, предназначенной для работы при переменной нагрузке, целесообразно предусмотреть две корректирующие связи (на рисунке показаны пунктиром): от датчика расхода 1 (G_1) к задатчику 42 регулятора разгрузки 31 с целью стабилизации средней продолжительности пребывания частиц материала в кипящем слое и от суммирующего устройства 32 ($L_1 = L_{1\text{вн}} + L_{2\text{вн}}$) к задатчику 40 регулятора 29 ($L_{\text{разр}}$) — для стабилизации аэродинамики встречных потоков. При постоянной нагрузке (дополнительный регулятор, стабилизирующий G_1 , на рис. VII-5 не показан), отпадает необходимость в этих связях, а также в связи от датчика расхода 1 к регулятору распыла 28 ($\frac{L_1}{G_1}$), который в этом случае становится стабилизатором L_1 .

В схеме предусмотрено девять автоматических регуляторов. Регулятор соотношения распыла 28а получает импульсы по G_1 от датчика 1, а также по L_1 от датчиков 2 и 3 (через суммирующее устройство 32), поддерживая заданное соотношение $\frac{L_1}{G_1}$ путем воздействия на подачу вторичного воздуха $L_{2\text{вн}}$ (исполнительное устройство 15).

Если возможна искусственная стабилизация G_1 , то в схему добавляется регулятор, который, получая импульс по G_1 , должен воздействовать на соответствующий исполнительный орган, находящийся на линии подачи супензии (на схеме не показан). В этом случае регулятор распыла 28 получает импульс только по L_1 и стабилизирует эту величину, воздействуя на $L_{2\text{вн}}$ (вв — вторичный воздух). При наличии датчика гранулометрического состава его можно применить для подачи корректирующего импульса на задатчик регулятора распыла. Использовать этот импульс в качестве основного нецелесообразно, так как вследствие значительной длительности пребывания материала в кипящем слое существенно сказывается инерционность объекта по каналу $\frac{L_1}{G_1} \rightarrow$ гранулометрический состав выгружаемого продукта.

Регулятор температуры супензии 23 получает импульс от датчика 11 и воздействует на исполнительное устройство 14, изменяя подачу греющего пара в бак исходной супензии. Регулятор 24 температурного режима распылительной части сушилки, получая импульс от датчика 12 или 12а, воздействует на подачу газа ($L_{\text{вн}}$) в верхнюю топку. Регулятор температуры в кипящем слое 25 по импульсу, получаемому от датчиков 13, стабилизирует t_{cs} , воздействуя на подачу газа ($L_{\text{вн}}$) в нижнюю топку.

Регуляторы 26 и 27 получают импульсы соответственно по $L_{\text{вн}}$ и $L_{1\text{вн}}$, а также по $L_{\text{вн}}$ и $L_{1\text{вн}}$ и поддерживают заданные соотношения топливо — воздух, воздействуя соответственно на $L_{1\text{вн}}$ и $L_{1\text{вн}}$.

23 Заказ 1560.

Регулятор гидродинамики кипящего слоя 29, получая импульс от устройства 33, суммирующего расходы первичного $L_{1\text{нп}}$ и вторичного $L_{2\text{нп}}$ воздуха в нижней топке (датчики 7 и 8) и расход добавочного воздуха L_b (датчик 9), поддерживает заданное значение $L_{\text{над}} = L_{1\text{нп}} + L_{2\text{нп}} + L_b$ путем изменения подачи добавочного воздуха L_b под решетку кипящего слоя.

Регулятор выгрузки 31, получая импульсы по разности давлений под решеткой и в камере над кипящим слоем (датчики 10а и 10б), поддерживает заданный вес материала, находящегося в кипящем слое, или соответствующее значение Δp , воздействуя на устройство для выгрузки готового продукта 43.

Регулятор возврата газов к распылителю 30 по импульсам, получаемым от суммирующего устройства 32 и датчика 5, поддерживает заданное соотношение $\frac{L_{\text{возвр}}}{L_1}$, воздействуя на исполнительный орган 18, находящийся на линии возврата газов.

Описанная схема рассчитана на использование серийной стандартной аппаратуры. Она обеспечивает выпуск удобрений заданной влажности и требуемого гранулометрического состава.

СХЕМА АВТОМАТИЧЕСКОГО РЕГУЛИРОВАНИЯ АЭРОВИХРЕВОЙ СУШИЛКИ ВАВАС [6]

Ввиду большой скорости протекания процесса сушки необходимо строго поддерживать установленный режим, т. е. температуру поступающего воздуха и количество поступающего материала.

Для автоматического регулирования температуры установлены термометры расширения (газонаполненные) с пневматическим регулирующим устройством первоначального и дополнительного потоков воздуха. Измерительные дистанционные приборы и кнопки управления электродвигателей смонтированы на пульте управления.

Сжатый воздух от компрессора через обратный клапан поступает в емкость сжатого воздуха, откуда по двум линиям (для регулирования температур воздуха первоначального t_1 и дополнительного t_2 потоков воздуха) через фильтр и редуктор давления (1 ат) поступает на регулятор с измерительной системой (самопищущий дистанционный газонаполненный термометр), а затем — на регулирующий орган — мембранный клапан паропровода, который регулирует подачу пара.

Контрольный указатель регулятора устанавливается вручную согласно заданному режиму процесса.

Установка терморегулирования имеет следующие основные узлы (рис. VII-6):

- Пневматический регулирующий термометр 04-ТГ-410 (2 шт.) с приводом диаграммы от часового механизма в комплекте с воздушным фильтром и редуктором давления.

- Регулирующий орган — два мембранных регулирующих клапана.

3. Самопищущий дистанционный термометр ТС-2 для контроля температуры выходящего воздуха.

4. Компрессор с электродвигателем для получения сжатого воздуха. Оптимальное рабочее давление 2 ат, производительность 8 м³/ч. (Если имеется в цеху сжатый воздух, надобность в установке компрессора отпадает.)

5. Емкость сжатого воздуха ($v = 2 \text{ м}^3$, $p = 3 \text{ ат}$).

6. Пульт управления. Внутри пульта управления расположены магнитные пускатели всех электродвигателей и плита для предохранителей.

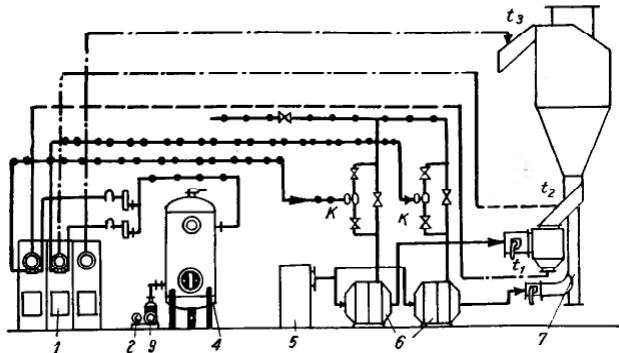


Рис. VII-6. Схема автоматического регулирования сушки ВАВАС:

1 — пульт управления; 2 — электромоторы; 3 — компрессор; 4 — бойлер; 5 — воздушный фильтр; 6 — калорифер; 7 — корпус сушки.
 t_1 , t_2 , t_3 — места установки термометров. К — клапаны.

На панелях щита монтируются два пневматических регулирующих термометра (04-ТГ-410) и самопищущий дистанционный термометр ТС-2. Имеется световое табло ТС-5 (12 штук) и кнопки управления КУ-122 (4 штуки) для электродвигателей.

ЛИТЕРАТУРА

- Майзель Ю. А. Техника сушки во взвешенном слое, вып. 3, ЦИНТИХимнефтемаш, 1966, стр. 60.
- Катушкин В. П., Автореф. канд. дисс., ЛТИ им. Ленисовета, 1967.
- Кулле П. А., Лопаченок Л. В. Хим. пром., № 11, 805 (1962).
- Кричевский Г. Я., Корсунский В. И., Цветная металлургия, Бюлл. ЦИИНЦМ, № 10, 41 (1962).
- Майзель Ю. А., Лыков М. В., Оборудование, механизация и защита от коррозии в химической промышленности, вып. 3, НИИТЭХИМ, 1966, стр. 15.
- Бекер М. Е., Сушка термочувствительных материалов во взвешенном состоянии, изд. «Эннатне», Рига, 1966.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	3	Полимерные материалы и некоторые органические продукты	160
Основные обозначения	5	Лабораторное исследование процесса	173
ГЛАВА ПЕРВАЯ. ГИДРОДИНАМИКА ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ	7	Некоторые вопросы экономики	194
Классификация гидродинамических режимов и аппаратов, используемых для процессов сушки	7	Литература	197
Диапазон существования кипящего слоя	11	ГЛАВА ЧЕТВЕРТАЯ. ПАСТООБРАЗНЫЕ МАТЕРИАЛЫ, РАСТВОРЫ И СУСПЕНЗИИ	200
Распределение по времени пребывания в кипящем слое	27	Сушка на слое высушиваемого материала	202
Гидродинамика фонтанирующих слоев	29	Пастообразные материалы	202
Гидравлическое сопротивление в щелевом и коническом аппаратах	44	Пигменты	203
Структура и перемешивание частиц в фонтанирующих слоях	48	Органические красители	204
Литература	68	Другие пастообразные материалы	212
ГЛАВА ВТОРАЯ. КОНСТРУКЦИИ СУШИЛОК	72	Растворы	217
Технологическая классификация сушилок кипящего и фонтанирующего слоя	72	Сушка на инертных телах	230
Конструктивная классификация	73	Пастообразные материалы	230
Сушилки непрерывного действия для сыпучих материалов	75	Суспензии и растворы	236
Однокамерные сушилки	75	Некоторые вопросы экономики	243
Многокамерные сушилки	88	Литература	245
Сушилки с исходящим движением материала и параллельной подачей теплоносителя	94	ГЛАВА ПЯТАЯ. КИНЕТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ	247
Ступенчато-противоточные сушилки	102	Особенности тепло- и массопереноса во взвешенном слое	247
Аэрофонтаные сушилки	103	Период падающей скорости сушки	249
Комбинированные сушилки	105	Связь между кинетикой процесса и распределением по временам пребывания	254
Сушилки периодического действия	111	Кинетические зависимости	255
Сушилки полунепрерывного действия	115	Кинетика гранулации при обезвоживании и сушке растворов в кипящем и фонтанирующем слоях	286
Аппараты для обезвоживания и грануляции паст, растворов, суспензий и расплавов	120	О связи между температурой отходящего сушильного агента (t_2) и конечной влажностью материала	295
Литература	135	Литература	301
ГЛАВА ТРЕТЬЯ. СУШКА СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ ВО ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ	139	ГЛАВА ШЕСТАЯ. РАСЧЕТ СУШИЛОК ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ	303
Минеральные продукты и топливо	139	Методические указания и мотивы выбора сушильных устройств	303
Известковые и рудные материалы и песок	139	Расчетные примеры	310
Топливные материалы	145	1. Расчет сушилки для хлористого калия	310
Минеральные соли	155	2. Определение продолжительности периодического процесса сушки	314
		3. Расчет одноступенчатого аппарата непрерывного действия для сушки активированного угля	314
		4. Расчет многоступенчатого колонного аппарата для сушки активированного угля	321
		5. Влияние числа псевдоожижения на экономику процесса сушки	323
		6. Расчет сушилки с фонтанирующим слоем для сополимера стирола	323
		7. Расчет сушилки для трихлорацетата натрия	325
		8. Расчет сушилки для пастообразного красителя прямого черного 3	329
		9. Расчет (ориентировочный) аэрофонтанной сушилки для сульфохлорида	333
		10. Расчет комбинированной сушилки (аэрофонтанной и фонтанирующего слоя) для ударопрочного полистирола (СНИК, АНГК)	335
		Литература	340

ГЛАВА СЕДЬМАЯ. АВТОМАТИЗАЦИЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Схема автоматизации промышленной установки для сушки паст (Дербеневский химзавод)	342
Автоматизация установки кипящего слоя для сушки солей (Калужский калийный комбинат)	344
Схема автоматизации сушилки Магнитогорского комбината	346
Схема автоматизации промышленной установки для сушки гранул мелноцинковой руды	347
Схема автоматического регулирования работы комбинированной сушилки для производства гранулированных удобрений	349
Схема автоматического регулирования аэровихревой сушилки ВАВАС	351
Литература	354
	355

ЗАМЕЧЕННЫЕ ОНЕЧАТКИ

Страница	Строка	Напечатано	Должно быть
7	7 снизу	горячего	горячего
29	3 сверху	$[F_o(p^2 + \mu^2 n)]$	$[F_o(p^2 + \mu_n^2)]$
56	12 сверху	Мелека	Малека
93	3 сверху	(ВТИ)	(ВПИ)
275	формула (V-45)	$\left(\frac{t' \theta}{\theta_1}\right)^{-n_i}$	$\left(\frac{t_1 - \theta_0}{\theta_0}\right)^{-n_i}$
331	12 снизу	$+ G_{SO_2} c_{SO_2} t_1$	$+ G_{SO_2} c_{SO_2} t_1$
333	20 снизу	$\frac{0.785 (d_1^2 - f_1)}{0.785}$	$\frac{0.785 d_1^2 - f_1}{0.785}$
336	рис. VI-11	3.82	3.4
340	1 сверху	$H_{cep} \dots = 1.0 \text{ м}$	$H_{cep} \dots = 1.05 \text{ м}$
340	3 сверху	$H_\phi = 2.32 + 1.0 = 3.2 \text{ м}$	$H_\phi = 2.32 + 1.05 \approx 3.4 \text{ м}$

Заказ 1560.

*Петр Григорьевич Романков,
Наталья Борисовна Рацковская*

СУШКА ВО ВЗВЕШЕННОМ СОСТОЯНИИ

с. 360

УДК 66047

Издательство «Химия». Ленинградское отделение,
Невский пр., 28. Темплан 1967 г. п. 168

Редактор *Е. И. Шур*

Техн. редактор *Ф. Т. Черкасская*

Корректоры: *В. Б. Генгут, Н. Я. Шубина*

Сдано в набор 30/I 1968 г. Подписано к печати 4/IV 1968 г.
М-20198. Бумага № 2. Формат 60 × 90 $\frac{1}{4}$ л. Тираж 8000 экз.
Уч.-изд. л. 23,1. Печ. л. 22,5. Цена 1 р. 31 к. Заказ 1560.

Ленинградская типография № 14 «Красный Печатник» Главполиграфпрома
Комитета по печати при Совете Министров СССР. Московский пр., 91.

ИЗДАТЕЛЬСТВО „ХИМИЯ“

ГОТОВЯТСЯ К ВЫПУСКУ

РОМАНКОВ П. Г., ЛЕПИЛИН В. Н. Непрерывная адсорбция паров и газов. 20 л., ц. 1 р. 20 к. в пер. (III кв.)

В различных областях химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и газовой промышленности широко применяются процессы разделения и очистки газов и паров методами непрерывной адсорбции, осуществляющей как в движущемся, так и в кипящем слоях.

В предлагаемой книге освещены теоретические основы непрерывных адсорбционных процессов, изложены результаты обширных экспериментальных работ по непрерывной адсорбции, дано описание аппаратуры, а также изложены рекомендации по экспериментальному исследованию, проектированию и расчету установок. Приведены обширная библиография, иллюстративный материал и численные примеры расчетов.

Книга рассчитана на инженерно-технических работников химической, нефтехимической, газовой и других отраслей промышленности, а также может быть полезной для аспирантов и студентов старших курсов вузов соответствующих специальностей.



МИХАИЛ Р., КЫРЛОГАНУ К. Реакторы в химической промышленности. Перевод с румынского, под ред. чл.-корр. АН СССР Романкова П. Г. 24,25 л., ц. 2 р. 01 к. в пер. (II кв. 1968 г.)

Книга посвящена классификации, расчету и общему описанию реакторов, используемых в химической промышленности для проведения гомогенных и гетерогенных, некатализитических и катализитических реакций в неподвижном и движущемся слоях.

Приведены расчетные зависимости, необходимые для проектирования химических реакторов, и примеры расчета реакционной аппаратуры.

Книга предназначена для инженеров проектных институтов, а также для технологов химической и смежных с ней отраслей промышленности. Кроме того, она может быть использована как учебное пособие студентами химико-технологических факультетов при изучении курса специального оборудования химических производств, а также при курсовом и дипломном проектировании.

Предварительные заказы на эти книги можно оформить в магазинах, распространяющих научно-техническую литературу.