

УДК. 621.928.9:66.099.2:66.046

РУДОБАШТА С.П.,<sup>1</sup> ДМИТРИЕВ В.М.<sup>2</sup><sup>1</sup>Московский государственный агроинженерный университет<sup>2</sup>Тамбовский государственный технический университет

## РОЛЬ ГИДРОДИНАМИКИ ПОТОКОВ В НЕПРЕРЫВНО ДЕЙСТВУЮЩИХ СУШИЛКАХ С ДИСПЕРСНОЙ ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ

Розглянуто вплив структури потоків для фаз, що взаємодіють, на кінетику сушіння дисперсних матеріалів у неперервно діючих сушарках. Наведено результати гідродинамічних досліджень апаратів шахтного типу з поперечним обдуванням кільцевого шару матеріалу. Визначено фізико-механічні властивості гранульованих полімерів, які висушуються в цьому апараті, вивчено вплив ущільнення потоку твердої фази, сітчастих та перфорованих стінок на характер руху твердої фази. Розроблено та експериментально перевірено технічні розв'язки, що поліпшують структуру потоку твердої фази у апаратах шахтного типу. Розроблено конструкції сушарних апаратів шахтного типу з поперечно продувним кільцевим шаром для безперервного глибокого конвективного сушіння гранульованих полімерів.

Рассмотрено влияние структур потоков взаимодействующих фаз на кинетику сушки дисперсных материалов в непрерывно действующих сушилках. Представлены результаты гидродинамических исследований для аппарата шахтного типа с поперечно продуваемым кольцевым слоем материала. Определены физико-механические свойства гранулированных полимеров, высушиваемых в этом аппарате, изучено влияние стесненности потока твердой фазы, сетчатых и перфорированных стенок на характер движения твердой фазы. Разработаны и экспериментально проверены технические решения, улучшающие структуру потока твердой фазы в аппаратах шахтного типа. Разработаны конструкции сушильных аппаратов шахтного типа с поперечно продуваемым кольцевым слоем для непрерывной глубокой конвективной сушки гранулированных полимеров.

Influence of structures of streams of cooperating phases on kinetics of drying of disperse materials in continuously operating dryers is considered. Results of hydrodynamical researches for the device of mine type with cross-section blown ring layer of a material are presented. With reference to this case physicommechanical properties of the granulated polymers which are dried up in this apparatus, are certain, influence of constraint of a stream of a firm phase, mesh and punched walls on character of movement of a firm phase is studied. The technical decisions improving structure of a stream of a firm phase in devices of mine type with mesh and punched walls are developed and checked experimentally up. Designs drying apparatus of mine type with cross-section blown ring layer for continuous deep convective drying of the granulated polymers are developed.

 $B$  – ширина сушилки; $D_9$  – эффективный коэффициент молекулярной диффузии влаги в грануле; $D_{np}$  – коэффициент продольной диффузии; $K$  – коэффициент сушки; $l$  – длина потока; $m$  – число псевдосекций; $n^*$  – число секционирующих перегородок; $r$  – радиальная координата; $R$  – радиус сферической частицы; $u$  – локальное влагосодержание в частице; $\bar{u}$  – среднее по объему частицы влагосодержание; $\bar{\bar{u}}$  – среднее влагосодержание всех частиц на выходе из аппарата; $v$  – скорость; $W$  – число псевдооживления; $x$  – декартова координата; $\alpha_{ст}$  – угол наклона стенки сушильной шахты к вертикали; $\delta$  – ширина цилиндрического слоя; $\nu$  – кинематический коэффициент вязкости; $\tau$  – время; $E = (u(r, \tau) - u_p)/(u_n - u_p)$ ,  $\bar{E} = (\bar{u}(\tau) - u_p)/(u_n - u_p)$ ; $\bar{\bar{E}} = (\bar{\bar{u}}(\tau) - u_p)/(u_n - u_p)$  – относительные влагосодержания; $Fo_m = D_9 \tau / R^2$  – число Фурье массообменное; $Re_{np} = \nu \cdot l / D_{np}$  – число Пекле продольного перемешивания; $Re_m = \nu_T \cdot l_T / \nu$  – число Рейнольдса по твердой фазе; $X_b, X_h, X_d$  – относительные ширина перегородки, высота слоя и диаметр частиц, соответственно;

$z = x/l$  — относительная координата.

**Индексы:**

г — газ;

н — начальный;

пр — продольное перемешивание;

р — равновесный;

ст — стенка;

т — твердая фаза;

э — эффективный;

$m$  — массообменный.

### **Введение**

На сушку дисперсных материалов в непрерывно действующих аппаратах большое влияние оказывает гидродинамика потоков взаимодействующих фаз, от которой зависят кинетика процесса, равномерность сушки и, как следствие, — качество получаемого продукта. Предложенная в 1946 г. А.Н. Плановским [1] общепринятая в настоящее время классификация непрерывно действующих аппаратов, предусматривающая их подразделение на аппараты: 1) идеального вытеснения, 2) полного перемешивания, 3) промежуточного типа, послужила мощным стимулом проведения многочисленных исследований с целью изучения фактических структур потоков взаимодействующих фаз в аппаратах различного типа, учета влияния продольного перемешивания и поперечных неоднородностей на среднюю движущую силу процесса и разработки мероприятий по улучшению этих структур. В статье рассмотрены общие гидродинамические аспекты математического моделирования непрерывно действующих сушильных аппаратов, а также в качестве примера — гидродинамика потоков твердой фазы в непрерывно действующих сушилках с кольцевым, радиально продуваемым слоем, которые в настоящее время находят все большее применение в производстве.

#### **Приближенное математическое моделирование гидродинамики потоков**

Для большинства непрерывно действующих сушилок с дисперсной твердой фазой поле их скоростей существенно неоднородно. Расчет этого поля на основе уравнений гидродинамики Навье-Стокса, как правило, достаточно сложен и поэтому редко применяется на практике. В связи с этим в последнее время широкое распространение получил метод математического моделирования структур потоков фаз в аппарате, основан-

ный на определенной идеализации потока и приближенном описании эффектов, обуславливающих продольное и поперечное рассеивание частиц по его рабочему объему. Наиболее часто такое модельное представление структур потоков фаз в аппарате используется для учета их продольного перемешивания, эффектов рецикла и байпаса. Этот метод впервые стал применяться при математическом моделировании реакторов [2], откуда он был перенесен на описание массообменных процессов [3]. Хотя в равной мере он мог бы быть использован и при описании процессов “чистого” теплообмена, однако в этой области он не получил сколько-нибудь заметного распространения. Это объясняется, по-видимому, тем, что массообменные процессы как часть классических процессов химической технологии, ближе по своей физической сущности к химическим процессам, что в большей степени способствует взаимному проникновению идей из этих областей знаний.

Рассматриваемый метод гидродинамического моделирования нашел применение для описания различных массообменных процессов — абсорбции, ректификации, экстракции, адсорбции, а также процессов сушки [4]. В практике математического моделирования используются такие гидродинамические модели, как диффузионная, псевдосекционная (ячеечная), модели с рециклом, байпасом, застойными зонами или их комбинации.

Для описания макрокинетики сушки дисперсного материала в непрерывно действующем аппарате, под которой понимается кинетика сушки всей совокупности частиц в аппарате, возможны два подхода [5], один из которых заключается в использовании подвижной (лагранжевой) системы координат, связываемой с центрами частиц, перемещающихся по аппарату, а второй — в применении неподвижной (эйлеровой) системы координат, фиксированной на корпусе аппарата. При формулировке кинетической задачи в по-

движной системе координат неоднородность частиц по времени пребывания применительно к процессу сушки описывается соотношением

$$\bar{\bar{u}}(\tau) = \int_0^{\infty} f(\tau) \bar{u}(\tau) d\tau, \quad (1)$$

где  $f(\tau)$  – дифференциальная функция распределения частиц по времени пребывания в аппарате;  $\bar{u}(\tau)$  – кинетическая зависимость для единичной частицы.

Функции  $f(\tau)$ , учитывающие неидеальность потока фазы (аппарат не идеального вытеснения) находят экспериментально – обычно на холодных моделях аппаратов путем снятия кривых вымывания меченого вещества (трассера) при импульсном или ступенчатом его вводе в аппарат [2]. Реализация данного подхода предполагает описание микрокинетики сушки применительно к единичным частицам, перемещающимся по аппарату. Различные математические модели, описывающие микрокинетику сушки отдельных частиц и возможности использования их на практике, рассмотрены в [4–7].

При использовании второго подхода (система координат фиксирована на корпусе аппарата) макрокинетическая модель записывается на основе дифференциальных уравнений конвективной диффузии (для описания массообмена) или конвективного теплообмена – уравнения энергии (для описания теплообмена). При моделировании первого периода сушки эта запись осуществляется по газовой фазе, а при моделировании второго периода – по твердой фазе. В качестве микрокинетических моделей, которые выражают кинетику сушки частиц в дифференциально малом объеме аппарата, в данном случае обычно применяют в первом периоде сушки уравнения массо- и теплоотдачи, а во втором периоде сушки в большинстве случаев – кинетическое уравнение для скорости сушки в виде

$$-\frac{du}{d\tau} = K(\bar{u} - u_p), \quad (2)$$

которое имеет смысл модифицированного уравнения массопередачи.

Для описания продольного перемешивания фаз на основе второго подхода наибольшее при-

менение нашла диффузионная модель, согласно которой продольное рассеивание частиц в аппарате уподобляется процессу диффузии с некоторым эффективным коэффициентом  $D_{пр}$ . Для обобщения опытных данных в этом случае используется число  $Pe_{пр}$ , которое обычно рассчитывают через дисперсию частиц по времени пребывания в аппарате

$$\sigma_{\tau}^2 = \int_{\tau_{min}}^{\tau_{max}} (\tau - \bar{\tau})^2 f(\tau) d\tau, \quad (3)$$

где

$$\bar{\tau} = \int_{\tau_{min}}^{\tau_{max}} \tau f(\tau) d\tau. \quad (4)$$

Связь между  $Pe_{пр}$  и  $\sigma_{\tau}^2$  устанавливается соотношением

$$\sigma_{\tau}^2 = \frac{2}{Pe_{пр}} - \frac{2}{Pe_{пр}^2} + \frac{2}{Pe_{пр}^2} \exp(-Pe_{пр}). \quad (5)$$

Нередко также используется псевдосекционная (ячеечная) модель, для которой

$$\sigma_{\tau}^2 = 1/m. \quad (6)$$

При высушивании материала в первом периоде при необходимости берется во внимание продольное перемешивание газовой фазы, продольное перемешивание твердой фазы, при этом на кинетику процесса влияния не оказывает. Во втором периоде сушки в макрокинетическом уравнении непосредственно отражается продольное перемешивание твердой фазы. Если есть необходимость учесть также продольное перемешивание газовой фазы, то проще всего это можно сделать с помощью модели с рециклом. Методика такого учета описана в [8].

Математические модели сушки, учитывающие различные гидродинамические аспекты, приведены в [9].

### **Численный анализ влияния продольного перемешивания твердой фазы на кинетику сушки**

Для оценки влияния продольного перемешивания твердой фазы на макрокинетику процесса

рассмотрим процесс глубокой непрерывной сушки гранулированных полимеров. Учитывая особенности этого класса материалов [5], микрокинетическую задачу для сферической гранулы в данном случае при  $D = \text{const}$  можно сформулировать в виде

$$\frac{\partial u(r, \tau)}{\partial \tau} = D_M \left( \frac{\partial^2 u(r, \tau)}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial u(r, \tau)}{\partial r} \right),$$

$$0 < r < R, \tau > 0 \quad (7)$$

$$u(r, \tau) = u_n(r), \tau = 0, \quad (8)$$

$$u(r, \tau) = u_p, r = R, \tau > 0, \quad (9)$$

$$\frac{\partial u(r, \tau)}{\partial r} = 0, r = 0, \tau > 0, \quad (10)$$

$$\bar{u}(\tau) = \frac{1}{R^3} \int_0^R r^2 u(r, \tau) dr. \quad (11)$$

Решение задачи (7)...(11) при  $D, u_n, u_p, R = \text{const}$  и дальнейшее нахождение функции  $\bar{u} = f(\tau)$  по уравнению (1) при нормальном законе распределения гранул в аппарате по времени пребывания приводит к результату

$$\bar{u} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{B_n}{\sigma_\theta \sqrt{2\pi}} \int_0^{\infty} \exp \left[ - \left( \mu_n^2 Fo_m \theta + \frac{(\theta-1)^2}{2\sigma_\theta^2} \right) \right] d\theta, \quad (12)$$

где  $\sigma_\theta = \sigma_\tau / \bar{\tau}$ ;  $B_n = 6/\mu_n^2$ ;  $\mu_n$  – корни характеристического уравнения

$$\mu_n = n\pi. \quad (13)$$

На основе численных расчетов по уравнению (12) было проанализировано влияние дисперсии  $\sigma_\theta$  на зависимость  $\bar{u} = f(Fo_m)$ . На рис. 1 приведены зависимости  $\bar{u} = f(Fo_m)_{\sigma_\theta}$ , которые иллюстрируют масштаб влияния неоднородности частиц по времени пребывания в аппарате на макрокинетическую сушки. При  $\sigma_\theta^2 > 0,25$  и  $E = 2 \cdot 10^{-2}$ , характерной для глубокой сушки гранулированных полимеров перед переработкой в изделия, относительная погрешность от неучета влияния этого эффекта достигает 10 % и более.

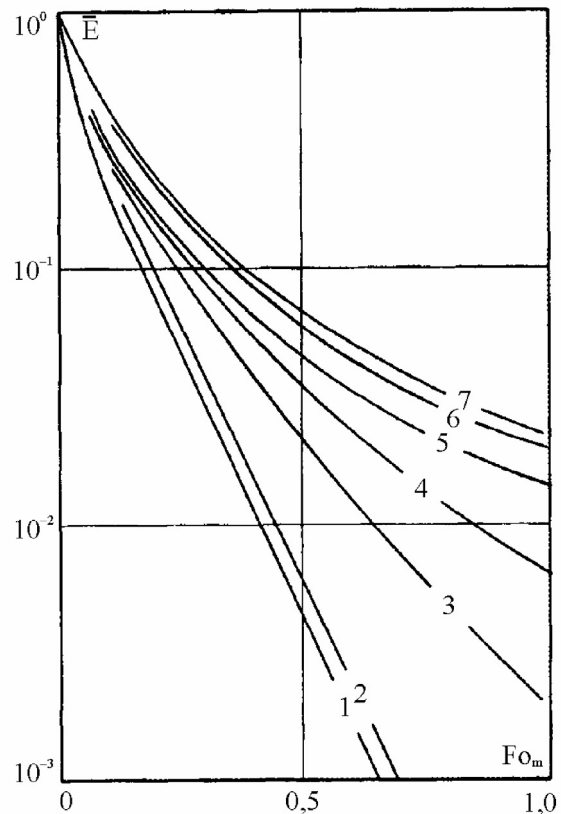


Рис. 1. Зависимости  $\bar{u} = f(Fo_m)_{\sigma_\theta}$  : 1 –  $\sigma_\theta = 0$ ; 2 – 0,14; 3 – 0,32; 4 – 0,42; 5 – 0,61; 6 – 0,75; 7 – 0,98.

В рассмотренном примере кинетика описывалась в подвижной системе координат (первый подход). Для демонстрации второго подхода (неподвижная система координат, фиксированная на корпусе аппарата), сформулируем макрокинетическую задачу для второго периода сушки с учетом продольного перемешивания твердой фазы по диффузионной модели

$$v_T \frac{d\bar{u}}{dx} = D_{\text{пр.т}} \frac{d^2 \bar{u}}{dx^2} - K(\bar{u} - u_p), \quad 0 < x < \infty; \quad (14)$$

$$\bar{u}(x) = u_n + \frac{D_{\text{пр.т}}}{v_T} \frac{d\bar{u}}{dx}, \quad x = 0; \quad (15)$$

$$\frac{d\bar{u}}{dx} = 0, \quad x \rightarrow \infty. \quad (16)$$

Решение задачи (14)...(16) при  $v_T, D_{\text{пр.т}}, K, u_p = \text{const}$  имеет вид [10]

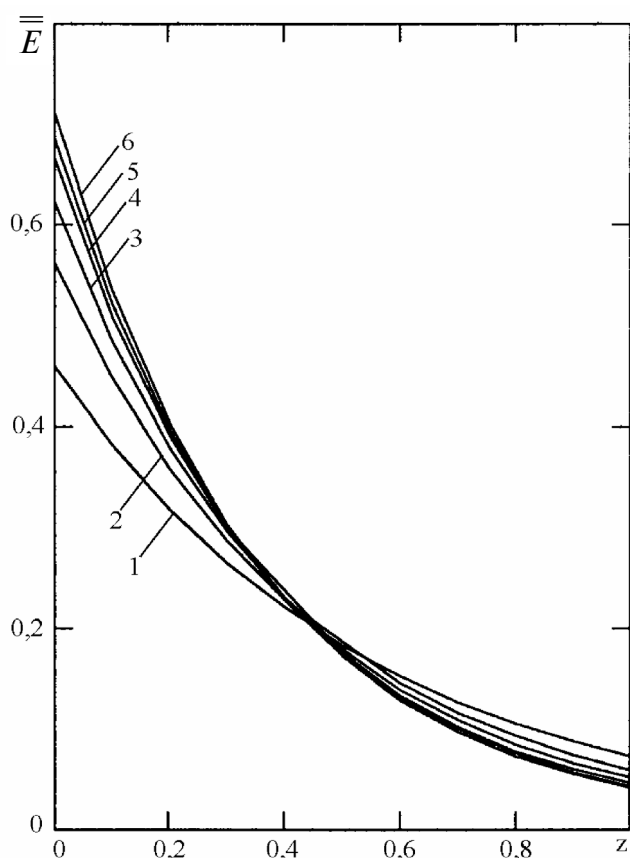


Рис. 2. Зависимости  $\bar{E} = f(z)_{\text{Pe}_{\text{пр.т}}}$  (расчет при  $l = 2 \text{ м}; v_T = 0,001 \text{ м/с}; K = 2 \cdot 10^{-3} \text{ с}^{-1}; B/l = 1/3; X_b = 0,85; X_h = 0,167; \text{Re}_T = 35,2; X_d = 0,02; W = 4$ ):  
 1 –  $n^* = 0$ ; 2 – 1; 3 – 2; 4 – 3; 5 – 4; 6 – 5.

$$\bar{E} = \frac{\text{Pe}_{\text{пр.т}}}{\text{Pe}_{\text{пр.т}} - k} \exp(kz), \quad (17)$$

где  $k = \frac{\text{Pe}_{\text{пр.т}} - \sqrt{\text{Pe}_{\text{пр.т}}^2 + 4\tilde{\beta}}}{2}, k < 0;$  (18)

$$\tilde{\beta} = Kl^2 / D_{\text{пр.т}}.$$

По данной математической модели было проанализировано влияние продольного перемешивания твердой фазы на кинетику сушки дисперсного материала в сушилке лоткового типа с псевдооживленным слоем и поперечными секционирующими перегородками, устанавливаемыми с целью улучшения потока твердой фазы. Для этого были использованы опытные данные по

$D_{\text{пр.т}}$  для аппарата рассматриваемого типа, обобщенные в виде критериального уравнения и приведенные в [10]. Результаты представлены на рис. 2, из которого видно, что для рассмотренного случая при отсутствии секционирующих перегородок ( $n^* = 0$ ) влияние продольного перемешивания твердой фазы на кинетику сушки значительно.

Установка секционирующих перегородок приводит при прочих равных условиях к уменьшению длины аппарата, обеспечивающей требуемое снижение влажности материала. При релаксации относительного влагосодержания  $\bar{E}$  от начального значения  $\bar{E}_h = 1$  до конечного  $\bar{E}_k = 0,05$  установка одной перегородки уменьшает длину аппарата в 1,15 раз, двух – в 1,28 раз, трех – в 1,39 раз.

Приведенные примеры показывают возможность численного анализа при проектировании сушильных аппаратов.

### Гидродинамика потока твердой фазы в непрерывно действующих сушилках с кольцевым плотным радиально продуваемым слоем

Неидеальность потока, формально описываемая с определенным приближением указанными выше моделями, обусловлена конкретными физическими причинами, среди которых можно выделить такие, как: 1) трение потока о стенки аппарата, 2) влияние узлов ввода и вывода, которые, как правило, не могут обеспечить полностью равномерное распределение скорости по его сечению и в некоторых случаях обуславливают образование застойных зон, 3) наличие в потоке каких-либо возмущающих его элементов конструкции, 4) воздействие на поток другой фазы. Их влияние на гидродинамику зависит от конструкции аппарата, способа взаимодействия газовой и твердой фаз, режимов их течения и физико-механических свойств фаз. Ниже представлены результаты экспериментальных гидродинамических исследований потока твердой фазы в непрерывно действующих сушилках с кольцевым, радиально продуваемым слоем (СРПС), ко-

торые призваны проиллюстрировать, в качестве примера, это влияние для рассматриваемого типа аппарата.

В последнее время в системах с твердыми дисперсными материалами достаточно широко применяются для проведения процессов нагрева, охлаждения, сушки и адсорбции аппараты с кольцевым, пронизываемым в радиальном направлении слоем материала [11, 12]. При организации непрерывных процессов стенки этих аппаратов, выполненные перфорированными или сетчатыми, характеризуются значительной шероховатостью и соответствующим влиянием на структуру потока твердой фазы.

Как показали наши исследования, суммарное влияние повышенной шероховатости стенок аппарата и конфигурации полного тракта движения крупнодисперсного материала приводит к существенному продольному перемешиванию твердой фазы в рассматриваемом типе аппаратов.

Для многих дисперсных материалов, особенно при глубокой сушке гранулированных полимеров [12, 13], длительное пребывание в аппарате приводит к недопустимому пересушиванию или термической деструкции, что сказывается в дальнейшем на качестве изделий. В связи с отсутствием литературных данных по структуре потока твердой фазы в шахтных аппаратах с сетчатыми и перфорированными стенками, возникла необходимость экспериментального исследования характера движения гранулированных полимеров для оптимизации формы сушильного тракта.

Для исследования были выбраны гранулированные полимерные материалы, имеющие широкое промышленное распространение: полиамиды (П-12, П-12Э, П-610Л, П-610Л-СВ30), полистиролы (“Стирон”, ПСМ-115, УПМ-0703 Л), полиэтилентерефталат, поликарбонат, полипропилен, АВС-пластик, СФД-ВМ-БС).

Выпускная форма гранулированных полимеров представляет собой сферы, ограниченные цилиндры и пластины с определяющим размером  $(3...5) \cdot 10^{-3}$  м.

Для оценки сыпучести гранулированных полимеров были экспериментально определены: угол естественного откоса; угол обрушения на установке секторного типа; угол динамического откоса в емкости с плоским днищем и выпуск-

ным отверстием; порозность неподвижного и движущегося слоев зернистого материала.

Было установлено, что исследуемые полимерные материалы имеют угол естественного откоса в пределах  $31...36^\circ$ . Угол обрушения находится в пределах  $34...39^\circ$  и превышает угол естественного откоса на  $3...5^\circ$ . Угол динамического откоса лежит в пределах  $53...65^\circ$  (примерно в 2 раза больше угла естественного откоса), что характерно для хорошо сыпучих материалов [14].

Порозность неподвижного слоя определена при формировании слоя в результате свободной насыпки с высоты 0,3 м методом “дождя”. Порозность движущегося слоя измерена при установившемся регулируемом движении материалов в канале с вертикальными стенками со скоростью  $5 \cdot 10^{-4}$  м/с. Для всех исследуемых гранулированных полимеров наблюдалось незначительное разрыхление движущегося слоя [15].

Согласно классификации сыпучих материалов [15], с учетом полученных экспериментальных данных, исследуемые материалы можно отнести к классу несвязных материалов I группы (кусковые, зернистые с размерами частиц более  $3 \cdot 10^{-3}$  м).

Изучение влияния стесненности потока твердой фазы, сетчатых и перфорированных стенок на характер движения гранулированных полимеров в вертикальных сушильных аппаратах шахтного типа с кольцевым слоем зернистого материала проводилось на экспериментальной установке, представляющей собой плоскую модель слоя материала в аппарате с регулируемым движением.

Экспериментальная установка имела стеклянные переднюю и заднюю стенки и две боковые стенки, моделирующие гладкие, сетчатые или перфорированные поверхности. Боковые стенки представляли собой широко распространенные сетчатые и перфорированные материалы с отверстиями  $(2...3) \cdot 10^{-3}$  м. Боковые стенки имели возможность установки с отклонением от вертикали до  $100^\circ$ . На установке выделялось три зоны движения зернистого материала: зона загрузки; зона выгрузки и зона сушки. Скорость движения материала задавалась в пределах  $(2...5) \cdot 10^{-4}$  м/с питателем секторного типа, что характерно для глубокой сушки гранулированных полимеров в аппаратах шахтного типа [12]. Толщина слоя материала изменялась в пределах 0,08...0,30 м. Ми-

нимальная толщина слоя выбиралась из условия отсутствия сводообразования и пульсаций расхода материала [15].

При исследовании структуры потока твердой фазы использовался метод трассирующего вещества, в качестве которого применяли окрашенные частицы полимеров, импульсно вводимые в изучаемую зону аппарата.

Степень отклонения потока вещества от идеального режима движения рассчитывалась непосредственно по экспериментальным данным на основе однопараметрической диффузионной модели [2].

Установлено, что при вертикальных гладких боковых стенках (полированная нержавеющая сталь, алюминий) все гранулированные полимеры при отсутствии влияния загрузочной и выгрузочной зон аппарата движутся в режиме идеального вытеснения. Гранулированный материал опускается всем столбом, крайние частицы потока скользят без проворачивания по гладким стенкам, застойные зоны не образуются. Это полностью согласуется с данными других исследований [15, 16], в которых отмечается, что даже частицы округлой формы в процессе движения сыпучего материала обычно не вращаются.

При установке боковых стенок повышенной шероховатости отмечалось их значительное влияние на режим движения твердой фазы. Визуальные наблюдения показали вращение и задержку частиц, прилегающих к стенкам. Возмущения в пристенном слое отмечалось на расстоянии 4...6 диаметров частиц, что приводило к существенному изменению профиля трассера.

Известно [15], что сводообразующие структуры проявляют свое воздействие на течение материала при значениях отношения диаметра аппарата к диаметру частиц  $< 15...20$ .

В рассматриваемом случае при толщине слоя материала 0,1 м стесненность потока твердой фазы приводила к значительному искажению профиля трассера, с увеличением толщины слоя влияние стесненности потока существенно уменьшалось.

При установке выгрузочной зоны аппарата под углом, близким к углу естественного откоса, появляется застойная зона, форма которой определяется углом динамического откоса. Частицы

материала в застойной зоне движутся с меньшими скоростями и пребывают в аппарате значительно большее время, хотя застойная зона и не считается областью полностью неподвижного материала [15].

Для многих полимерных материалов (особенно для полиамидов) длительное пребывание в сушильном аппарате (значительно больше расчетного времени сушки) приводит к недопустимому пересушиванию или термической деструкции материала, что отрицательно сказывается при переработке расплавов полимеров и качестве изделий из них [17].

Суммарное влияние повышенной шероховатости стенок и конфигурации полного сушильного тракта приводит к существенному продольному перемешиванию твердой фазы в рассматриваемом аппарате. В связи с этим возникла необходимость изучения структуры потока гранулированного материала с целью разработки конструктивных мер по организации требуемого режима движения твердой фазы.

По полученным экспериментальным данным по движению гранулированных полимеров в плотном слое с применением диффузионной модели продольного перемешивания [2], определены значения чисел Пекле для твердой фазы ( $Pe_T$ ), находящиеся в пределах 6...20 при толщине слоя 0,08...0,30 м.

Проведенный численный анализ влияния неоднородности по времени пребывания в аппарате на равномерность конечного влагосодержания полимерных материалов показал, что при  $Re_{пр.т} < 30$  прогнозируется существенное влияние продольного перемешивания на кинетику глубокой сушки гранулированных полимеров. Следует также отметить, что отсутствие учета продольного перемешивания твердой фазы при проведении кинетического расчета процесса глубокой сушки гранулированных полимерных материалов в шахтных аппаратах может привести к значительной погрешности определения времени сушки.

Одним из технических решений, уменьшающих влияние повышенной шероховатости стенок на структуру потока твердой фазы, является использование расширяющегося канала, в котором движется зернистый материал [16]. Для рассматриваемого случая при использовании ука-

занного технического решения найдены значения угла наклона стенок, при котором режим движения исследуемых материалов близок к идеальному вытеснению.

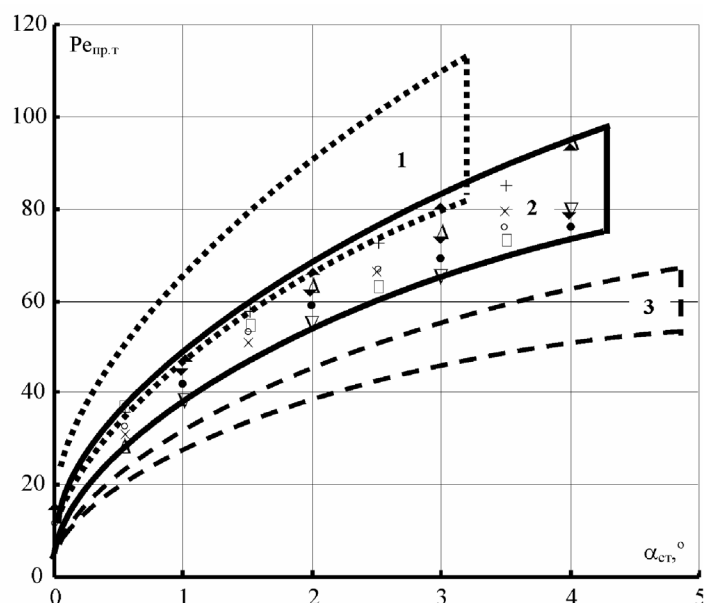
Результаты проведенных исследований приведены на рис. 3 в виде зависимостей  $Re_{пр.т} = f(\alpha_{ст})\delta$  при различных толщинах слоя материала  $\delta$ . Из рисунка видно, что при  $\alpha_{ст} = 0$  в сушилке с сетчатыми стенками имеет место существенное продольное перемешивание твердой фазы, интенсивность которого возрастает с уменьшением толщины слоя. С ростом  $\alpha_{ст}$  эффект продольного перемешивания уменьшается.

Экспериментальные исследования показали, что при раскрытии боковых стенок аппарата на угол  $4...6^\circ$  структура потока твердой фазы улучшается. С увеличением толщины слоя уменьшается влияние стесненности потока, что также приводит к увеличению  $Re_{т}$ . Получены обобщенные зависимости  $Re_{т}$  в функции угла наклона боковых стенок аппарата для всех исследованных полимерных материалов.

Приведенные на рис. 3 данные показывают, что на структуру потока также оказывает заметное влияние качество бокового среза гранул. Для исследованных полимеров характерны следующие виды боковых срезов: оплавленные, с гладкой поверхностью, с округленными краями; поверхность гладкая, с острыми кромками (скол); поверхность шероховатая, с крупными заусенцами; на поверхности среза выступает волокнистый наполнитель; плоскость среза не перпендикулярна оси гранулы. Шероховатые гранулы в ряде случаев “захватываются” структурой стенки, образуя значительную вторичную шероховатость, что в целом ухудшает структуру потока твердой фазы.

Кроме того, значительная неоднородность исследуемых материалов по размеру частиц дополнительно приводит к временной или постоянной задержке сетчатой или перфорированной стенками некоторой части мелкой фракции, что также обуславливает образование значительной вторичной шероховатости стенки аппарата.

В целом при движении исследованных материалов в канале с сетчатыми стенками с углом раскрытия  $5...6^\circ$  выполняется условие  $Re_{пр.т} > 40...100$ . Это соответствует режиму, близ-



**Рис. 3.** Обобщенная зависимость  $Re_{пр.т} = f(\alpha_{ст})$  для всех гранулированных полимерных материалов при движении в слое (материал боковых стенок – сетка).

Толщина слоя материала: 1 – 0,3 м; 2 – 0,2 м; 3 – 0,1 м. ▲ – АВС-пластик; + – полипропилен; ● – полиамид П-12 Э; ○ – полиамид П-610 Л; × – СФД ВМ-ВС; ▼ – ПСМ-115; ▽ – поликарбонат “Дифлон”; □ – “Styron”.

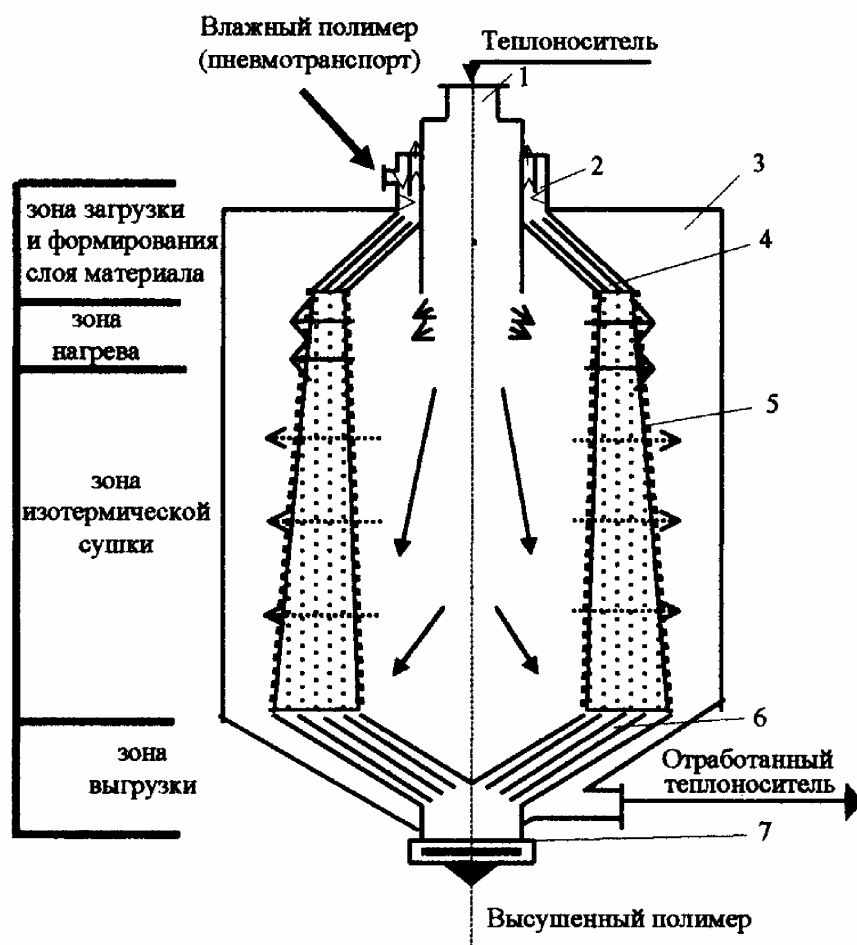
кому к идеальному вытеснению, что позволяет обоснованно использовать расширяющуюся рабочую зону сушильного аппарата (с сетчатыми стенками повышенной шероховатости) для улучшения структуры потока твердой фазы.

### **Конструктивные решения, улучшающие структуру потока твердой фазы в СРПС**

Проведенные исследования физико-механических свойств гранулированных полимеров и структуры потока твердой фазы в движущемся кольцевом плотном слое материала позволили предложить ряд конструктивных решений сушильного тракта, при использовании которых решаются основные задачи процесса глубокой сушки полимерных материалов

К этим конструктивным решениям относятся:  
- применение сушильной камеры с расширяющимися сетчатыми стенками под углом  $\geq 5^\circ$ , поз-





**Рис. 4. Шахтная однозонная сушилка с кольцевым слоем дисперсного материала:**

**1 – штуцер подачи теплоносителя; 2 – приемная камера влажного материала; 3 – приемный коллектор отработанного теплоносителя; 4, 6 – направляющие конусы; 5 – наружный перфорированный конус; 7 – штуцер вывода высушенного материала с дисковым питателем.**

воляющее реализовать режим движения твердой фазы, близкий к идеальному вытеснению

( $Re_{пр.т} > 100$ );

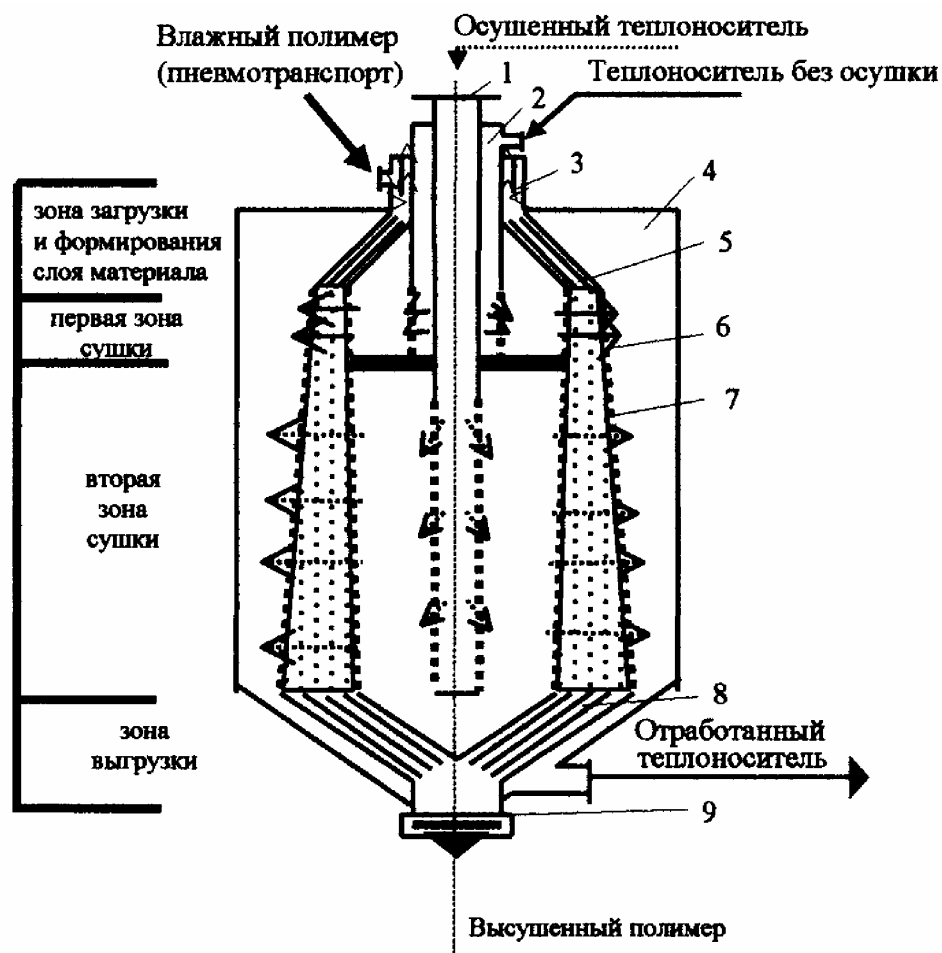
- использование системы раздающих и сборных коаксиальных диффузоров (с углом наклона на  $3...5^\circ$  превышающим угол обрушения), которая уменьшает влияние загрузочной и выгрузочной зон на структуру потока твердой фазы, а также устраняет появление застойных зон материала в рабочей зоне сушильной камеры;

- установка перфорированной трубы равномерной радиальной подачи теплоносителя или системы коаксиальных вставок для выравнивания скорости газового потока перед входом в зернистый слой.

В разработанной рабочей камере достаточно просто осуществляется продольное секционирование с целью подачи теплоносителя различных параметров, что расширяет возможности аппарата.

Экспериментальная проверка работы сушильной камеры при проведении процесса глубокой сушки гранулированных полимеров показала, что режим движения твердой фазы близок к идеальному вытеснению, относительная неравномерность по регламентированному конечному влагосодержанию высушенных полимеров не превышает  $9...14\%$ .

На основе проведенных исследований процесса глубокой сушки полимерных материалов и анализа особенностей массопереноса разработан ряд непрерывно действующих сушильных аппа-



*Рис. 5. Шахтная двухзонная сушилка с кольцевым слоем дисперсного материала: 1 – канал подачи осушенного теплоносителя; 2 – канал подачи неосушенного теплоносителя; 3 – приемная камера влажного материала; 4 – приемный коллектор отработанного теплоносителя; 5, 8 – направляющие конусы; 6, 7 – наружные перфорированные конусы первой и второй зон сушки; 9 – штуцер вывода высушенного материала с дисковым питателем.*

ратов шахтного типа, учитывающих те или иные особенности процесса: однозонная сушилка, двухзонная сушилка с подачей двух потоков теплоносителей с разными температурно-влажностными потенциалами, двухзонная сушилка с регулируемой высотой рабочих зон, двухкамерная сушилка, зерносушилка с зоной охлаждения. Схемы некоторых из них показаны на рис. 4 и 5.

Все сушилки содержат четыре технологические зоны: загрузки и формирования слоя; нагрева, изотермической сушки и термостатирования (охлаждения). Скорость движения слоя материала  $(3...8) \cdot 10^{-4}$  м/с задается секторным питателем. Толщина слоя материала составляет 0,1...0,2 м, режим движения твердой фазы близок к идеальному вытеснению.

Разработаны методики проектного и технологического расчетов процесса глубокой сушки гранулированных полимерных материалов, учитывающие для повышения точности кинетического расчета дисперсию гранулированных материалов по размерам, неоднородность по времени пребывания материала в рабочей зоне аппарата, время достижения изотермических условий сушки, изменение движущей силы процесса по направлению движения сушильного агента в слое материала. В аппаратах с явно выраженной протяженностью сушильного тракта, к каким относятся и разработанные шахтные сушилки, предложено позонное разделение длины потока твердой фазы на ряд элементарных зон с позонным заданием параметров процесса и дифферен-

цированным учетом изменения кинетических коэффициентов.

### Выводы

1. Гидродинамика потоков взаимодействующих фаз оказывает значительное влияние на кинетику сушки и качество получаемых продуктов.
2. Численное моделирование сушки дисперсных материалов является действенным инструментом в нахождении ее эффективного аппаратно-технологического оформления. Физический эксперимент позволяет, однако, изыскать дополнительные возможности в совершенствовании конструкции сушилки и поэтому является важным фактором в создании прогрессивной сушильной техники.

### ЛИТЕРАТУРА

1. *Плановский А.Н., Николаев П.И.* Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. М.: Химия, 1987. – 540 с.
2. *Levenspiel O.* Chemical reaction engineering. New York-London. John Wiley and sons. Inc. 1965.
3. *Кафаров В.В.* Методы кибернетики в химии и химической технологии. – М.: Химия, 1985. – 448 с.
4. *Рудобашта С.П.* Математическое моделирование процесса конвективной сушки дисперсных материалов // Известия Академии наук. Энергетика. – 2004. № 4. – С. 98–109.
5. *Рудобашта С.П.* Энерго- и ресурсосбережение при сушке дисперсных материалов // Международная конференция “Энерго- и ресурсосберегающие технологии и оборудование, экологически безопасные производства”. 14–17 сентября 2004 г. Иваново, Россия. 2004. – С. 3–18.
6. *Рудобашта С.П.* Кинетический расчет процесса конвективной сушки дисперсных материалов // IV-й Минский международный форум по теплообмену. 22–26 мая 2000 г. Минск, Р. Беларусь. Т. 9. “Теплообмен в процессах сушки”. 2000. – С. 41–48.
7. *Рудобашта С.П.* Роль математического моделирования при контроле и управлении качеством дисперсных высушиваемых продуктов // Пятая международная теплофизическая школа “Теплофизические измерения при контроле и управлении качеством”. 20–24 сентября 2004 г. Тамбов, Россия. Изд-во ТГТУ. 2004. Часть I. – С. 60–66.
8. *Рудобашта С.П.* Массоперенос в системах с твердой фазой. – М.: Химия, 1980. – 248 с.
9. *Фролов В.В.* Моделирование сушки дисперсных материалов. – Л.: Химия, 1987. – 207 с.
10. *Рудобашта С.П.* и др. Продольное перемешивание твердой фазы и теплообмен в непрерывно действующем аппарате с псевдооживленным слоем // Промышленная теплотехника. – 2002. – Т. 24, № 1. С. 39–44.
11. *Муштаев В.И., Ульянов В.М.* Сушка дисперсных материалов. – М.: Химия, 1988. – 352 с.
12. *Кавецкий Г.Д.* Оборудование для производства пластмасс. – М.: Химия, 1986. – 224 с.
13. *Воробьев В.А., Андрианов Р.А.* Технология полимеров. – М.: Высшая школа, 1971. – 360 с.
14. *Лукьянов П.И.* Аппараты с движущимся зернистым слоем. – М.: Машиностроение, 1974. – 184 с.
15. *Каталымов А.В., Любартович В.А.* Дозирование сыпучих и вязких материалов. – М.: Химия, 1990. – 240 с.
16. *Гячев Л.В.* Основы теории бункеров. Новосибирск, Изд-во Новосиб. ун-та, 1992. – 312 с.
17. *Вольф Л.А., Хайтин Б.Ш.* Производство поликапроамида. – М.: Химия, 1977. – 208 с.

Получено 26.01.2006 г.