

Вопросы прикладной аэрогазродинамики и теплообмена



Научно-исследовательский институт прикладной математики и
механики при Томском государственном университете

ВОПРОСЫ
ПРИКЛАДНОЙ АЭРОГИДРОМЕХАНИКИ И ТЕПЛОМАССООБМЕНА

498774-1



Издательство Томского университета
Томск - 1989

621.762 (082)

Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена/
Под ред. А. В. Шваба.-Томск: Изд-во Том. ун-та, 1989.-268 с.
2 р. 70 к. 500 экз. I703040000.

В сборнике представлены материалы теоретических и экспериментальных исследований процессов, протекающих в аппаратах порошковой технологии: воздушно-центробежных классификаторах, пневматических циркуляционных смесителях, пневмоимпульсных измельчителях. Рассмотрены некоторые проблемы, касающиеся пневматического транспортирования дисперсных сред и их гранулирования в жидкой среде, а также специальные вопросы тепломассообмена и нелинейной вязкоупругой жидкости.

Для специалистов, работающих в области прикладной аэрогидромеханики, порошковой технологии, реодинамики высоковязких жидкостей и гранулирования дисперсных сред.

Рецензенты - д.т.н. В. И. Верещагин, к.ф.-м.н. А. А. Глазунов

Редакционная коллегия:

В. М. Егоров, Г. Б. Кузнецов, А. Т. Росляк,

А. В. Шваб (ответственный редактор).

В I703040000 62-87
I77(012)-89

ЧИСЛЕННЫЙ РАСЧЁТ ГИДРОДИНАМИКИ ЗАКРУЧЕННОГО ПОТОКА И ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ ПОЛИДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В ЗОНЕ СЕПАРАЦИИ ВОЗДУШНО-ЦЕНТРОБЕЖНОГО КЛАССИФИКАТОРА

В.Н.Арбузов, А.В.Шваб

В настоящее время всё более широкое применение находят высокоэффективные воздушно-центробежные классификаторы (ВЦК) с вращающейся зоной сепарации, образованной двумя плоскими или специальным образом профилированными поверхностями [1]. Дальнейшее повышение эффективности центробежных аппаратов сдерживается неизученностью, сложностью проблем гидродинамики турбулентного потока и механизма закрученного движения взвешенной фазы в зоне сепарации ВЦК.

Среди работ, касающихся теоретического описания турбулентного течения газовой среды в зазоре между вращающимися плоскими и профилированными поверхностями, наиболее обоснованными являются работы [2,3,4], в которых для расчёта характеристик закрученного потока используются двухпараметрические модели турбулентности, в частности К- ϵ модель [5], а также модели более высокого уровня сложности.

Однако и эти работы содержат ряд серьёзных недостатков, связанных прежде всего с использованием системы уравнений параболического типа, которая справедлива лишь для относительно малых величин зазоров H между дисками по сравнению с радиусом вращающегося элемента ($H^2/R_0^2 \ll 1$). В них полностью пренебрегается уравнением для поперечной составляющей осреднённой скорости потока, которая полагается малой. Предложенные модели не позволяют исследовать гидродинамику потока при наличии значительного аксиального поддува или отсоса через границы дискового элемента, что представляет существенный интерес на практике в тех случаях, когда преследуется цель определения оптимальных режимов движения несущего потока, обеспечивающих высокое качество разделения порошкообразного материала в зоне сепарации ВЦК. Существенным недостатком этих моделей является и то обстоятельство, что они оказываются неприемлемыми для расчётов рециркуляционных режимов течения газовой фазы во вращающемся элементе [2], возникающих при интенсивных вращениях устройства и малых радиальных расходах жидкости.

В данной работе рассматривается моделирование гидродинамики установившегося осесимметричного турбулентного потока во вращающемся дисковом элементе (рис. 1) на основе полной системы уравнений

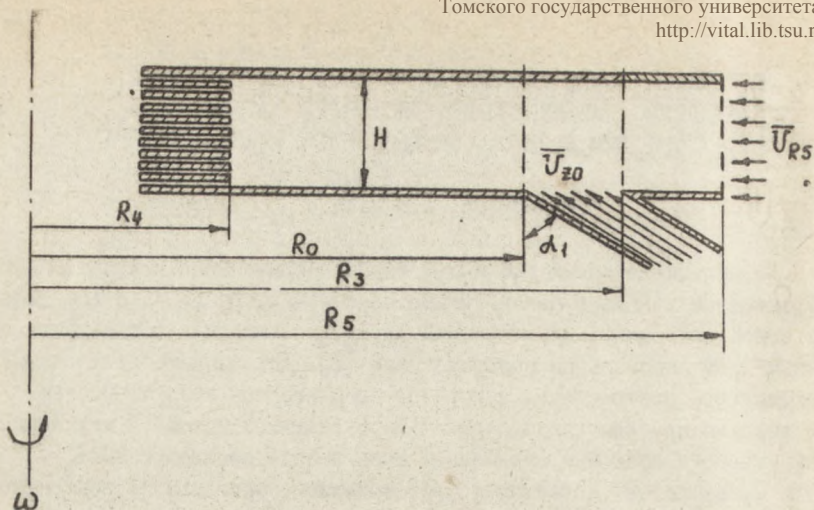


Рис. 1. Схема плоской зоны сепарации ВЦК с аксиальным вводом несущего потока и дополнительным радиальным поддувом

Рейнольдса эллиптического типа и К-Е модели турбулентности, которые свободны от перечисленных недостатков. Общая схема задачи, близко отражающая реальную физическую картину движения двухфазной смеси в воздушно-центробежном классификаторе, учитывает аксиальный ввод основного потока жидкости во вращающийся элемент и дополнительный радиальный поддув среды с внешнего радиуса классификационного пространства (см. рис. 1).

Уравнения переноса осреднённого импульса в переменных завихренности Ω , функции тока φ и угловой скорости G в цилиндрической системе координат в безразмерной форме для осесимметричного несжимаемого течения имеют вид

$$\begin{aligned} & \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left\{ \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r^2 (1 + \varepsilon_t) \Omega \right] \right\} - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(Re_r r^2 \frac{\partial \varphi}{\partial z} \Omega \right) + \frac{\partial^2}{\partial z^2} \left[(1 + \varepsilon_t) \Omega \right] + \\ & + \frac{\partial}{\partial z} \left[Re_r \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (\varphi r^2) \Omega \right] - 2 \frac{\partial^2 \varepsilon_t}{\partial z^2} \left\{ \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (\varphi r^2) \right] \right\} - 2 \frac{\partial^2 \varphi}{\partial z^2} \frac{\partial^2 \varepsilon_t}{\partial r^2} + \\ & + 2 \frac{\partial^2 \varepsilon_t}{\partial r \partial z} \left(\frac{3}{r} \frac{\partial \varphi}{\partial z} + 2 \frac{\partial^2 \varphi}{\partial z \partial r} \right) + \frac{Re_\omega^2}{Re_r} \frac{\partial}{\partial z} (G^2) = 0; \end{aligned} \quad (I)$$

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[(1 + \varepsilon_t) r \frac{\partial G}{\partial r} \right] + 2(1 + \varepsilon_t) \frac{1}{r} \frac{\partial G}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial z} \left[(1 + \varepsilon_t) \frac{\partial G}{\partial z} \right] - \frac{1}{r^3} \frac{\partial}{\partial r} (Re_r r^3 U_r G) - \frac{\partial}{\partial z} (Re_r U_z G) = 0; \quad (2)$$

$$\Omega = \frac{1}{r} \left(\frac{\partial U_r}{\partial z} - \frac{\partial U_z}{\partial r} \right), \quad U_r = r \frac{\partial \varphi}{\partial z}, \quad U_z = -\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (\varphi r^2), \quad G = \frac{U_\varphi}{r}; \quad (3)$$

$$r = \frac{R}{R_0}, \quad z = \frac{Z}{R_0}, \quad U_r = \frac{\overline{U}_r}{|\overline{U}_{R0}|}, \quad U_\varphi = \frac{U_\varphi}{\omega R_0}, \quad U_z = \frac{\overline{U}_z}{|\overline{U}_{R0}|};$$

$$\varphi = \frac{\overline{\varphi}}{|\overline{U}_{R0}|}, \quad \Omega = \frac{\overline{\Omega}}{|\overline{U}_{R0}|} R_0^2, \quad G = \frac{\overline{G}}{\omega}, \quad \varepsilon_t = \frac{\gamma_t}{\gamma}; \quad (4)$$

$$Re_r = \frac{|\overline{U}_{R0}| R_0}{\gamma}, \quad Re_\omega = \frac{\omega R_0^2}{\gamma}.$$

Черта над символами означает размерные значения величин.

В уравнениях (1)–(3) и соотношениях (4) приняты следующие основные обозначения: U_r , U_φ , U_z – безразмерные радиальная, окружная, осевая составляющие осреднённой скорости потока; ω – угловая скорость вращения дискового элемента; R , Z – размерные радиальная и осевая координаты; γ – коэффициент кинематической вязкости газовой фазы; $U_{R0} = \frac{q}{2\pi R_0 H}$ – среднеинтегральное значение радиальной составляющей скорости потока на входном радиусе дисков R_0 ; γ_t – размерный коэффициент турбулентной вязкости среды; q – секундный объёмный расход газа через вращающийся элемент.

При выводе уравнений (1)–(3) предполагалось, что составляющие тензора турбулентных напряжений определяются следующими соотношениями:

$$-\overline{U'_r U'_z} = \gamma_t \left(\frac{\partial \overline{U}_r}{\partial z} + \frac{\partial \overline{U}_z}{\partial r} \right); \quad -\overline{U'_\varphi U'_z} = \gamma_t \frac{\partial \overline{U}_\varphi}{\partial z};$$

$$-\overline{U'_\varphi U'_r} = \gamma_t \left(\frac{\partial \overline{U}_\varphi}{\partial r} - \frac{\overline{U}_\varphi}{r} \right); \quad \overline{U'^2_r} = \frac{2}{3} \overline{K} - 2\gamma_t \frac{\partial \overline{U}_r}{\partial r};$$

$$\overline{U'^2_z} = \frac{2}{3} \overline{K} - 2\gamma_t \frac{\partial \overline{U}_z}{\partial z}; \quad \overline{U'^2_\varphi} = \frac{2}{3} \overline{K} - 2\gamma_t \frac{\overline{U}_\varphi}{r}. \quad (5)$$

Замыкание уравнений осреднённого движения (1)–(3) осуществ-
ляется с помощью двухпараметрической K – ϵ модели турбулентности
[5]. Уравнения баланса кинетической энергии турбулентных пульса-
ций K и скорости диссипации энергии турбулентности ϵ в без-
размерной форме для осесимметричного течения можно представить в
виде

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(1+\epsilon_t) \frac{\partial K}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[(1+\epsilon_t) \frac{\partial K}{\partial z} \right] - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (Re_r r U_r K) - \frac{\partial}{\partial z} (Re_z U_z K) -$$

$$- \frac{4}{3} \frac{K}{r^2} = \frac{\alpha}{6} Re_r \epsilon - \frac{1}{\alpha^2} P_s + 2 \left[\left(\frac{\partial K^{1/2}}{\partial r} \right)^2 + \left(\frac{\partial K^{1/2}}{\partial z} \right)^2 \right]; \quad (6)$$

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(1 + \frac{\epsilon_t}{\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[\left(1 + \frac{\epsilon_t}{\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial z} \right] - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (Re_r r U_r \epsilon) - \frac{\partial}{\partial z} (Re_z U_z \epsilon) =$$

$$= \frac{\alpha}{6} Re_r C_{\epsilon 2} \frac{\epsilon^2}{K} (1 - C_{\epsilon} Ri) - \frac{C_{\epsilon 1}}{\alpha^2} \frac{\epsilon}{K} P_s - \frac{6}{\alpha^3} \frac{1}{Re_r} C_{\epsilon 3} \epsilon_t \left\{ \left(\frac{\partial^2 U_r}{\partial r^2} \right)^2 + \right.$$

$$+ \left(\frac{\partial^2 U_r}{\partial z^2} \right)^2 + \left(\frac{\partial^2 U_z}{\partial r^2} \right)^2 + \left(\frac{\partial^2 U_z}{\partial z^2} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial^2 U_r}{\partial r \partial z} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial^2 U_z}{\partial r \partial z} \right)^2 +$$

$$\left. + \frac{Re_\omega^2}{Re_r^2} \left[\left(\frac{\partial^2 U_\varphi}{\partial r^2} \right)^2 + \left(\frac{\partial^2 U_\varphi}{\partial z^2} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial^2 U_\varphi}{\partial r \partial z} \right)^2 \right] \right\}, \quad (7)$$

где

$$K = \frac{\bar{K}}{K_1}, \quad \epsilon = \bar{\epsilon} \frac{H}{K_1^{3/2}}, \quad \alpha = \frac{\sqrt{K_1}}{|U_{R0}|}, \quad \beta = \frac{H}{R_0};$$

$$Ri = \left(\frac{\beta}{\alpha} \frac{Re_\omega}{Re_r} \right)^2 \frac{K^2}{\epsilon^2} \frac{U_\varphi \cos \gamma}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r U_\varphi), \quad K = \frac{\overline{U_r^2} + \overline{U_\varphi^2} + \overline{U_z^2}}{2}. \quad (8)$$

Здесь γ – угол наклона линий тока жидкости к оси вращения в
локальной точке потока; H – величина зазора между дисками; Ri –
число Ричардсона; $\bar{K}$, $\bar{\epsilon}$ – размерные величины кинетической
энергии пульсаций и скорости диссипации энергии турбулентности.
Среднерасходная радиальная скорость во входном сечении зоны се-
парации, определяемом радиусом R_0 , являющаяся основной масштаб-
ной величиной, рассчитывалась на основе следующего выражения:

$$|U_{R0}| = \frac{(R_3^2 - R_0^2) \bar{U}_{z0} + 2HR_5 |U_{R5}|}{2HR_0}, \quad (9)$$

где $\bar{U}_{z0}$ и $\bar{U}_{R5}$ - среднеинтегральные размерные скорости аксиального ввода несущего потока и радиального поддува с внешнего радиуса R_5 (см. рис. I). В уравнения для пульсационных характеристик (6) и (7) входит функция скорости генерации энергии турбулентности P_s , которая в переменных завихренности, функции тока и угловой скорости определяется выражением

$$P_s = \varepsilon_t \left\{ 2 \left[\frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial \varphi}{\partial z} \right) \right]^2 + 2 \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial \varphi}{\partial z} \right) \right]^2 + 2 \left(\frac{\partial \varphi}{\partial z} \right)^2 + \frac{Re_\omega^2}{Re_r^2} \left[\left(\frac{\partial G}{\partial r} \right)^2 + \left(\frac{\partial G}{\partial z} \right)^2 \right] r^2 + \left(2r \frac{\partial^2 \varphi}{\partial z^2} - r \Omega \right)^2 \right\}. \quad (10)$$

Безразмерный коэффициент турбулентной вязкости ε_t в соответствии с работой [5] связан с величинами K и ϵ следующими соотношениями:

$$\varepsilon_t = C_\mu Re_K, \quad Re_K = \alpha \beta Re_r \frac{K^2}{\epsilon}. \quad (11)$$

Система уравнений переноса осреднённого импульса (I)-(3) и баланса пульсационных характеристик (6)-(8), (10), (11) является замкнутой и описывает закрученное турбулентное течение среды во вращающемся дисковом элементе с учётом влияния локальной кривизны линий тока. Постоянные, входящие в уравнения модели (6), (7), (11), согласно работе [5] равны

$$C_\mu = 0,09 \exp \left[-\frac{3,4}{(1+0,02 Re_K)^2} \right]; \quad C_{\epsilon 1} = 1,44; \quad C_{\epsilon 2} = 2; \\ C_{\epsilon 2} = 1,92 [1 - 0,3 \exp(-Re_K^2)]; \quad C_\epsilon = 0,2; \quad \beta_\epsilon = 1,3.$$

Граничные условия задачи формулировались следующим образом. На внутреннем и внешнем радиусах классификационного пространства R_4 и R_5 (см. рис. I) предполагались равномерные распределения радиальной и окружной составляющих осреднённой скорости потока, а осевая компонента скорости U_z и локальная завихренность течения считались равными нулю

$$U_r(r_4, z) = -\frac{1}{r_4}, \quad U_\varphi(r_4, z) = V_{04} r_4, \quad U_z(r_4, z) = 0, \quad \Omega(r_4, z) = 0; \quad (12)$$

$$U_r(r_5, z) = U_{R5}, \quad U_\varphi(r_5, z) = V_0 r_5, \quad U_z(r_5, z) = 0, \quad \Omega(r_5, z) = 0. \quad (13)$$

Входящие в соотношения (12), (13) параметры V_{04} и V_0 определяют величину закрутки потока соответственно во внутреннем и внешнем сечениях сепарационного элемента

$$V_{04} = \frac{1}{H\omega R_0} \int_0^H \bar{U}_\varphi(R_4, z) dz, \quad V_0 = \frac{1}{H\omega R_0} \int_0^H \bar{U}_\varphi(R_5, z) dz. \quad (14)$$

На поверхностях вращающихся дисков для составляющих осреднённой скорости использовались условия прилипания и непроницаемости стенок

$$U_r(r, 0) = 0, \quad U_\varphi(r, 0) = r, \quad U_z(r, 0) = 0; \quad (15)$$

$$U_r(r, b) = 0, \quad U_\varphi(r, b) = r, \quad U_z(r, b) = 0, \quad (16)$$

а для кинетической энергии турбулентных пульсаций и скорости диссипации энергии турбулентности записывались соотношения, определяющие вырождение пульсационного движения

$$K(r, 0) = 0, \quad \epsilon(r, 0) = 0, \quad K(r, b) = 0, \quad \epsilon(r, b) = 0. \quad (17)$$

В кольцевом сечении ввода среды, определяемом радиусами R_3 и R_0 (см. рис. 1), распределения аксиальной и радиальной составляющих осреднённой скорости потока полагались равномерными

$$U_z(r, 0) = U_{z0}, \quad U_r(r, 0) = -U_{z0} \operatorname{tg} \alpha_1, \quad (18)$$

при этом угол наклона линий тока потока на входе α_1 рассматривался как один из параметров задачи. Полагалось, что те части поверхностей дисков, для которых значения радиуса $R > R_3$, имеют угловую скорость вращения, равную нулю [1]. В связи с этим распределение функции угловой скорости жидкости G в кольцевом сечении ввода задавалось в виде трёх зон - ядра, где скорость вращения среды U_φ не зависит от радиальной координаты и равна заданной величине входной закрутки потока V_{0z} , и двух пристеночных пограничных слоёв, в которых распределение функции G определялось параболическими зависимостями.

$$1 \leq r \leq 1 + 2kr, \quad G(r, 0) = \frac{1}{4kr^2} \left[r - (2 + 4kr) + \frac{(1 + 4kr)^2}{r} \right] + \frac{1}{r}; \quad (19)$$

$$1 + 2kr < r < r_3 - 2kr, \quad G(r, 0) = V_{0z}/r; \quad (20)$$

$$r_3 - 2kr \leq r \leq r_3, \quad G(r, 0) = \frac{V_{0z}}{4kr^2} \left[(2r_3 - 4kr) - r - \frac{(r_3^2 - 4kr r_3)}{r} \right]. \quad (21)$$

Для пульсационных характеристик во входном кольцевом сечении задавались равномерные распределения, причём среднеинтегральное

значение кинетической энергии турбулентных пульсаций K_1 , равное

$$K_1 = \frac{1}{\pi(R_3^2 - R_0^2)} \int_{R_0}^{R_3} \bar{K}(R, 0) 2\pi R dR, \quad (22)$$

выбиралось в качестве масштабной величины для уравнений баланса пульсационной энергии (6) и скорости диссипации энергии турбулентности (7). В соответствии с этим для функций K и ϵ получались граничные условия

$$K(r, 0) = 1, \quad \epsilon(r, 0) = 2 \frac{H}{(R_3 - R_0)}, \quad 1 < r < r_3. \quad (23)$$

Во внешнем и внутреннем сечениях сепарационного пространства пульсационное движение считалось локально изотропным, а распределения пульсационных характеристик по поперечной координате полагались равномерными. Интенсивность турбулентности в этих сечениях, а также в кольцевом сечении аксиального ввода среды, задавалась приближённо на основе известных опытных данных для турбулентных струйных течений

$$R = R_5, \quad \frac{\sqrt{\overline{U'^2}}}{\sqrt{\overline{U_r^2} + \overline{U_\varphi^2} + \overline{U_z^2}}} = C_{K5} = 0,1 \div 0,2; \quad (24)$$

$$R = R_4, \quad \frac{\sqrt{\overline{U'^2}}}{\sqrt{\overline{U_r^2} + \overline{U_\varphi^2} + \overline{U_z^2}}} = C_{K4} = 0,1 \div 0,2; \quad (25)$$

$$R_0 < R < R_3, \quad \frac{\sqrt{\overline{U'^2}}}{\sqrt{\overline{U_r^2} + \overline{U_\varphi^2} + \overline{U_z^2}}} = C_{K1} = 0,1 \div 0,2. \quad (26)$$

Используя соотношение (26), для параметра интенсивности турбулентного движения α , входящего в уравнения (6), (7) и (II), получим

$$\alpha = \frac{\sqrt{K_1}}{|\overline{U_{R0}}|} = C_{K1} \left\{ \frac{3}{2} \left[\left(\frac{Re_w}{Re_r} \right)^2 V_0^2 + U_{z0}^2 (1 + \tan^2 \alpha_1) \right] \right\}^{1/2}. \quad (27)$$

С учётом формул (24), (25) на внешнем и внутреннем радиусах сепарационного пространства R_4 и R_5 для величин K и ϵ задавались следующие соотношения:

$$K(r_5, z) = \frac{3}{2} \frac{C_{K5}^2}{\alpha^2} \left[\left(\frac{Re_w}{Re_r} \right)^2 V_0^2 r_5^2 + U_{r5}^2 \right], \quad \epsilon(r_5, z) = 2 \left[K(r_5, z) \right]^{3/2}; \quad (28)$$

$$K(r_4, z) = \frac{3}{2} \frac{C_{k4}^2}{\alpha^2} \left[\left(\frac{Re_\omega}{Re_r} \right)^2 V_{04}^2 r_4^2 + \left(\frac{1}{r_4} \right)^2 \right], \quad \epsilon(r_4, z) = 2K^{3/2}(r_4, z) \frac{H_1}{H_4}, \quad (29)$$

где H_1 – величина зазора между дисковыми элементами, расположенными на внутреннем радиусе зоны для выравнивания потока (см. рис. I).

Используя краевые соотношения для радиальной и осевой составляющих скорости потока (I2), (I3), (I5), (I6), (I8), можно определить значения функции тока ψ на всех границах сепарационного пространства. Аналогично распределение искомой функции угловой скорости жидкости G на всех границах области легко находится из условий для окружной составляющей скорости U_φ (I2), (I3), (I5), (I6).

Для численного интегрирования системы уравнений (I)–(3), (6), (7), (II) с краевыми условиями для осреднённых и пульсационных величин использовалась конечно-разностная схема "ориентированных вверх по потоку" разностей, имеющая первый порядок точности аппроксимации первых производных $O(h_{zi}, h_r)$ [8]. Для устранения искусственных источников и стоков в тех узлах сетки, где изменяются знаки составляющих скорости U_r и U_z , при аппроксимации конвективных членов использовалась трёхточечная формула [8]. Для расчёта турбулентных характеристик вблизи вращающихся твёрдых поверхностей применялись разностные сетки 40×50 , 40×80 и 20×100 с переменными по аксиальной координате шагами, симметрично сгущающиеся к плоскостям дисков. Зависимость, определяющая изменение величины шагов h_{zi} , выбиралась в виде геометрической прогрессии. На основе численных экспериментов было установлено, что монотонная сходимость к решению при больших числах Рейнольдса $Re_r \approx 10^4$, $Re_\omega \approx 10^5$, соответствующих реальным режимам течения в классификаторах, достигается лишь при использовании последовательной нижней релаксации всех искомым функций в каждом узле сетки, включая узлы, лежащие на границах области. При этом оптимальные значения коэффициентов нижней релаксации для уравнения завихренности оказались равны 0,15, для остальных переменных – 0,3 – 0,4.

На рис. 2, а, б представлены расчётные распределения окружной и радиальной составляющих осреднённой скорости жидкости в зоне сепарации при аксиальном вводе основного потока и дополнительном радиальном поддуве на внешнем радиусе элемента R_5 . Угол наклона линий тока жидкости на входе в зону сепарации $\alpha_1 = 0$, а закрутка потока на внешнем радиусе R_5 равна $V_0 = 0,1$. Результаты расчётов показывают, что распределения составляющих осреднённой скорости имеют сложный характер. Зависимости для радиальной сос –

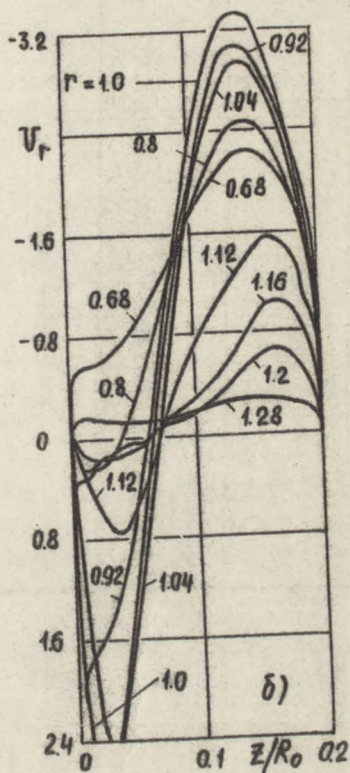
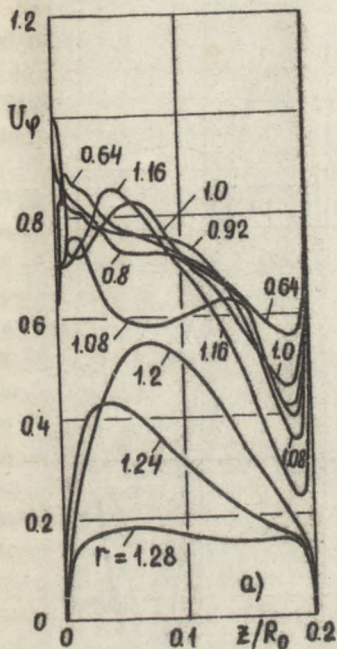


Рис. 2. Расчётные распределения окружной (а) и радиальной (б) составляющих осреднённой скорости жидкости в зоне сепарации ВЦК: $Re_r = 3,87 \cdot 10^4$; $Re_\omega = 6,67 \cdot 10^4$; $\theta = 0,2$; $\alpha = 0,17$; $r_4 = 0,6$; $r_3 = 1,2$; $r_5 = 1,4$; $U_{z0} = 0,69$; $U_{r5} = -0,172$; $V_0 = 0,1$; $V_{04} = 1$; $V_{0z} = 0,7$; $C_{k1} = 0,1$; $C_{k4} = 0,1$. Угол наклона входного потока $\alpha_1 = 0$

ставляющей скорости U_r свидетельствуют о появлении замкнутого вихревого движения среды вблизи аксиального ввода потока, что связано с резким разворотом среды в радиальном направлении. Обращает на себя внимание очень высокая неоднородность распределения радиальной компоненты U_r по поперечному сечению канала. Аналогич -

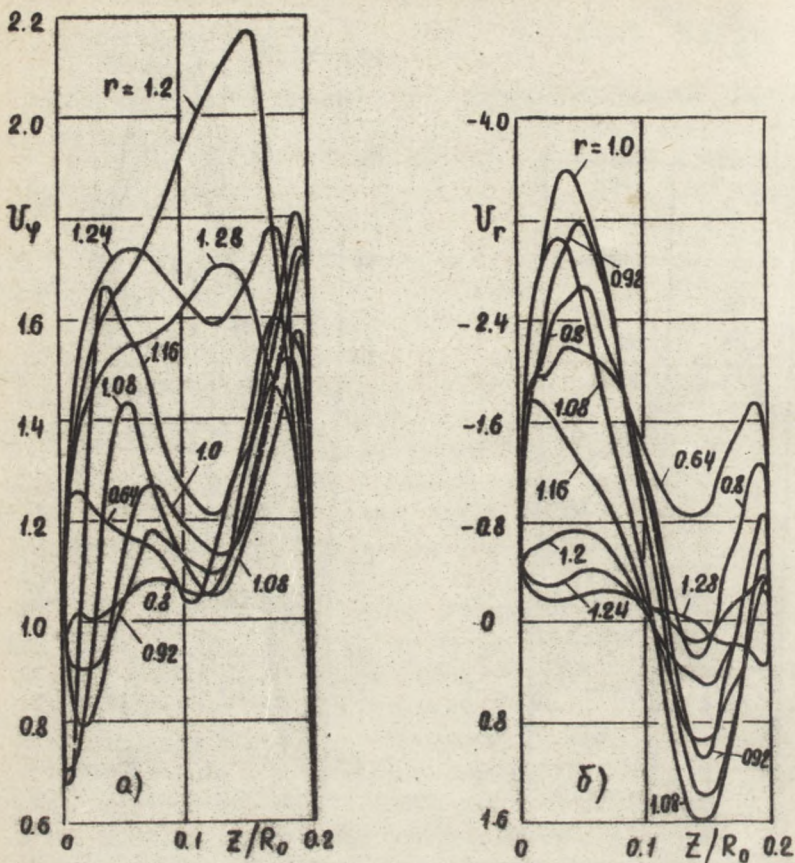


Рис. 3. Расчётные распределения окружной (а) и радиальной (б) составляющих осреднённой скорости жидкости в зоне сепарации ВЦК: $Re_r = 3,87 \cdot 10^4$; $Re_\omega = 6,67 \cdot 10^4$; $\theta = 0,2$; $\alpha = 0,17$; $r_4 = 0,6$; $r_3 = 1,2$; $r_5 = 1,4$; $U_{z0} = 0,69$; $U_{r5} = -0,172$; $V_0 = 1$; $V_{0\alpha} = 1$; $V_{0z} = 0,7$; $C_{K1} = 0,1$; $C_{K4} = 0,1$. Угол наклона входного потока $\alpha_1 = 60^\circ$

ное заключение можно сделать и для окружной составляющей скорости U_φ . Максимальные значения U_φ , как следует из расчётов, при закрутке радиального поддува $V_0 = 0,1$ наблюдаются вблизи нижней вращающейся тарелки. Увеличение закрутки потока на внешнем ра-

диусе R_5 от 0,1 до 1, как следует из расчётов, практически не изменяет распределений радиальной скорости U_r в зазоре элемента, но существенно влияет на окружную компоненту скорости U_φ , максимальное значение которой постепенно перемещается при больших закрутках V_0 к верхней тарелке.

Более важным фактором, определяющим распределение поля скорости в зазоре элемента, является угол наклона входного аксиального потока. На рис. 3,а,б представлены расчётные зависимости для окружной и радиальной составляющих осреднённой скорости в зоне сепарации при вводе потока под углом 60° . В этом случае распределение радиальной компоненты U_r существенно отличается от зависимостей, представленных на рис. 2,б, полученных для случая вертикального ввода потока. Области положительного направления течения среды по радиусу реализуются вблизи верхней тарелки, а общий уровень деформаций профилей радиальной скорости ещё более увеличивается. Расчётные распределения кинетической энергии турбулентных пульсаций вектора скорости жидкости и безразмерного коэффициента турбулентной вязкости ξ_t в зоне сепарации ВЦК, представленные на рис. 4,а,б, показывают, что в области замкнутого вихревого движения среды реализуется резкое возрастание энергии пульсаций и уровня турбулентной вязкости, которое объясняется максимальным искривлением линий тока среды и ростом градиентов всех составляющих вектора осреднённой скорости в ядре вихря (см. рис. 3). В целом результаты расчётов гидродинамики закрученного потока при условии аксиального ввода несущей среды свидетельствуют о существенно большей неоднородности поля скорости и пульсационных характеристик потока во вращающемся элементе по сравнению с выводами, полученными ранее на базе уравнений пограничного слоя в работах [2,3,4]. Значительная неравномерность распределений центробежных и аэродинамических сил, действующих на твёрдые частицы, порождает заметную стохастизацию движения твёрдой фазы, что приводит к снижению качества процесса разделения.

Для оценки влияния режимных и геометрических параметров несущего потока на эффективность разделения полидисперсного материала в аппарате рассмотрим закрученное движение взвешенной твёрдой фазы при условии её аксиального ввода во вращающийся элемент (см. рис. 1). При этом в соответствии с опытными данными [6] положим, что истинная объёмная концентрация твёрдого компонента мала ($\varepsilon_m < 10^{-4}$), вследствие чего обратным силовым влиянием частиц на движение несущего потока, а также эффектами взаимодействия частиц

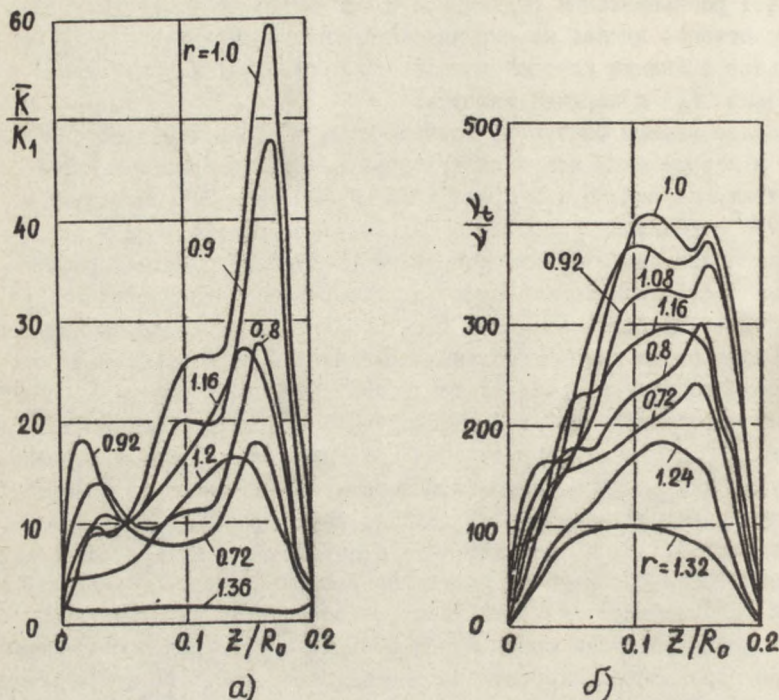


Рис. 4. Расчётные распределения кинетической энергии турбулентных пульсаций вектора скорости среды (а) и безразмерного коэффициента турбулентной вязкости $\eta_t(\delta)$ в зоне сепарации ВЦК: $Re_r = 3,87 \cdot 10^4$; $Re_w = 6,67 \cdot 10^4$; $\theta = 0,2$; $\alpha = 0,17$; $\Gamma_4 = 0,6$; $\Gamma_3 = 1,2$; $\Gamma_5 = 1,4$; $U_{z0} = 0,69$; $U_{R5} = -0,172$; $V_0 = 1$; $V_{04} = 1$; $V_{0z} = 0,7$; $C_{K1} = 0,1$; $C_{K1} = 0,1$. Угол наклона входного потока $\alpha_1 = 60^\circ$

между собой и со стенками канала можно пренебречь. Учитывая это допущение, движение гетерогенной смеси в сепарационном пространстве классификатора правомерно представить в виде движения одиночных твёрдых частиц, взвешенных в турбулентном газовом потоке. Полагая размеры частиц достаточно малыми и пренебрегая вращением частиц и связанными с этим эффектами Магнуса и Саффмена, уравнения, описывающие движение Р-й фракции твёрдой фазы, в цилиндрической системе координат в безразмерной форме запишем в виде

$$\frac{dV_{rp}}{dt} = \beta \frac{V_{\varphi p}^2}{r_p} - \beta_1 \bar{\xi}_p (V_{rp} - U_r); \quad (30)$$

$$\frac{1}{r_p} \frac{d}{dt} (r_p V_{\varphi p}) = - \bar{\xi}_p \beta_1 (V_{\varphi p} - U_{\varphi}); \quad (31)$$

$$\frac{dV_{zp}}{dt} = -\beta_2 - \bar{\xi}_p \beta_1 (V_{zp} - U_z); \quad (32)$$

$$\frac{dr_p}{dt} = V_{rp}, \quad \frac{dz_p}{dt} = V_{zp}, \quad r_p \frac{d\varphi_p}{dt} = \sqrt{\beta} V_{\varphi p}, \quad (33)$$

где

$$V_{rp} = \frac{\bar{V}_{rp}}{|U_{R0}|}, \quad V_{\varphi p} = \frac{\bar{V}_{\varphi p}}{\omega R_0}, \quad V_{zp} = \frac{\bar{V}_{zp}}{|U_{R0}|}, \quad r_p = \frac{R_p}{R_0}, \quad z_p = \frac{Z_p}{R_0}, \quad (34)$$

$$t = \frac{\tau}{R_0} |U_{R0}|, \quad \beta = \frac{\omega^2 R_0^2}{|U_{R0}|^2}, \quad \beta_1 = \frac{R_0}{|U_{R0}| \tau}, \quad \beta_2 = \frac{g R_0}{|U_{R0}|^2}, \quad \tau = \frac{g_m}{g} \frac{\delta_p^2}{18\gamma}.$$

Коэффициент сопротивления частиц $\bar{\xi}_p$, входящий в уравнения (30)–(33), определяется следующими соотношениями:

$$\bar{\xi}_p = \frac{\xi_p}{\xi_{cp}}, \quad \bar{\xi}_p = \frac{24}{Re_{\varphi p}}, \quad (35)$$

где $Re_{\varphi p}$ – число Рейнольдса для частиц, равное

$$Re_{\varphi p} = \frac{|U_{R0}| \delta_p}{\nu} \sqrt{(V_{rp} - U_r)^2 + (V_{zp} - U_z)^2 + \beta (V_{\varphi p} - U_{\varphi})^2}. \quad (36)$$

В соответствии с известными в литературе результатами экспериментальных исследований по влиянию степени, масштаба и спектра турбулентности внешнего потока на коэффициент аэродинамического сопротивления частиц в настоящей работе для коэффициента сопротивления частиц будем использовать эмпирические зависимости [7], справедливые для области $Re_{\varphi p} > 700$, которые позволяют учесть влияние пульсаций скорости несущего потока на коэффициент сопротивления частиц,

$$\bar{\xi}_p = \begin{cases} \frac{27}{4} \text{Ka}_{\text{op}}^{1/3}, & \text{Re}_{\text{op}} < 50, \quad 0,05 \leq \text{Ka}_{\text{op}} \leq 0,5; \\ \frac{0,133}{24} \text{Re}_{\text{op}} \left(1 + \frac{150}{\text{Re}_{\text{op}}}\right)^{1,565} + \frac{1}{6} \text{Ka}_{\text{op}} \text{Re}_{\text{op}}; & \\ 50 \leq \text{Re}_{\text{op}} \leq 700, & 0,07 \leq \text{Ka}_{\text{op}} \leq 0,5. \end{cases} \quad (37)$$

Здесь $\text{Ka}_{\text{op}} = \sqrt{U'^2 / (V_p - U)}$ - число Кармана; U' - пульсационная скорость. Полагая турбулентное движение жидкости локально-изотропным, для числа Кармана получим следующее безразмерное выражение:

$$\text{Ka}_{\text{op}} = \alpha \frac{\sqrt{\frac{2}{3} K}}{\sqrt{(V_{rp} - U_r)^2 + (V_{zp} - U_z)^2 + \beta (V_{\varphi p} - U_{\varphi})^2}} \quad (38)$$

Для замыкания системы уравнений, описывающих движение твердого компонента, система уравнений (30)–(33) дополнялась соотношениями, определяющими значения координат и импульсов частиц во входном сечении $1 \leq r \leq r_3$, $z = 0$ в начальный момент времени $t = 0$

$$r_p = r_p^0, \quad z_p = z_p^0, \quad V_{rp} = K_{r1} U_r(r; 0), \quad V_{\varphi p} = K_{r2} U_{\varphi}(r; 0), \quad V_{zp} = K_{r3} U_z(r; 0), \quad (39)$$

где K_{r1} , K_{r2} , K_{r3} - соответственно коэффициенты отставания частиц по скорости от несущего потока.

При численном интегрировании уравнений (30)–(33), (35)–(38) совместно с начальными условиями (39) использовалась наиболее простая явная схема Эйлера.

Метод оценки эффективности разделения частиц каждой фракции в зоне сепарации ВЦК заключался в следующем. Входное сечение $1 \leq r \leq r_3$ разбивалось на M кольцевых зазоров малого размера, определяемых радиусами $r_m = 1 + m \Delta r$, $\Delta r = (r_3 - 1) / M$, $m = 1, 2, 3, \dots, M$. Предполагалось, что распределение частиц на входе в зону сепарации имеет приблизительно равновероятный характер. Рассчитывая траектории движения частиц, последовательно вводимых в зону сепарации в точках r_m , где $m = 1, 2, 3, \dots, M$, и суммируя малые доли массы частиц p -й фракции ΔQ_{pm} , поступающие в сепарационное пространство через элементарные площадки $\pi(r_m^2 - r_{m-1}^2)$, можно в конечном итоге определить полные массы p -й фракции материала

Q_{pm} и Q_{rk} , выделяемые в мелкую и крупную фракции классификатора. Считалось, что частицы, которые пересекли контрольное се-

чение с радиусом $\Gamma_{\text{мел}}$, выносятся газовым потоком в мелкую фракцию. Частицы, траектории которых завершаются на границах зоны сепарации или пересекают контрольное сечение с радиусом $\Gamma_{\text{кр}}$, относились к крупной фракции. Взаимодействие частиц с вращающимися тарелками и их движение в сепарационном пространстве после отскока не рассматривалось. После нахождения значений $Q_{\text{рм}}$ и $Q_{\text{рк}}$ эф- фективность разделения P -й фракции твёрдой фазы рассчитывалась по следующей формуле:

$$\varphi(\delta_p) = \frac{Q_{\text{рм}}}{Q_{\text{рм}} + Q_{\text{рк}}} \quad (40)$$

Вычисляя значение функции $\varphi(\delta)$ для частиц различного размера δ , по соотношению (40) можно построить кривую фракционно- го разделения полидисперсного порошка в зоне сепарации ВЦК, явля- щуюся важнейшей характеристикой работы центробежного классификато- ра.

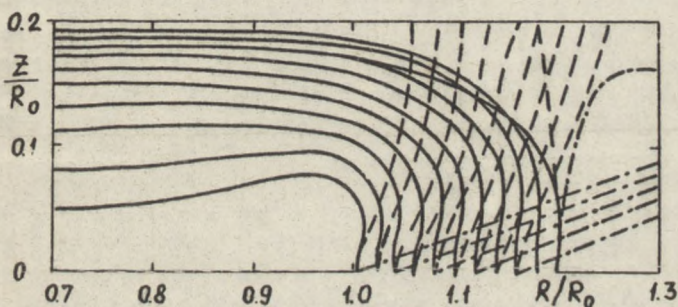


Рис. 5. Расчётные траектории движения твёрдых частиц в зоне сепарации ВЦК: $Re_r = 3,87 \cdot 10^4$; $Re_\omega = 6,67 \cdot 10^4$; $\theta = 0,2$; $\alpha = 0,17$; $\Gamma_4 = 0,6$; $\Gamma_3 = 1,2$; $\Gamma_5 = 1,4$; $U_{z0} = 0,69$; $U_{R5} = -0,172$; $V_0 = 0,1$; $V_{04} = 1$; $V_{0z} = 0,7$; $C_{k1} = 0,1$; $C_{k4} = 0,1$. Угол на - клоне входного потока $\alpha_1 = 0^\circ$; $K_{p1} = 0,75$; $K_{p2} = 0,75$; $K_{p3} = 0,9$; $\beta = 2,97$; $\beta_2 = 2,92 \cdot 10^{-2}$. — $\delta = 28 \text{ мкм}$; - - - - $\delta = 68 \text{ мкм}$; - - - - - $\delta = 108 \text{ мкм}$.

На рис. 5-6 представлены расчётные траектории движения твёр- дых частиц в воздушном потоке в зоне сепарации при разных углах наклона входного потока газозвеси $\alpha_1 = 0^\circ$ и $\alpha_1 = 60^\circ$. Плот- ность материала частиц ρ_m принималась равной 2700 кг/м^3 . Приве- дённые графические зависимости иллюстрируют движение значительного количества твёрдого компонента к вращающейся верхней границе зоны сепарации. На рис. 6 отчётливо заметно пересечение траекторий час-

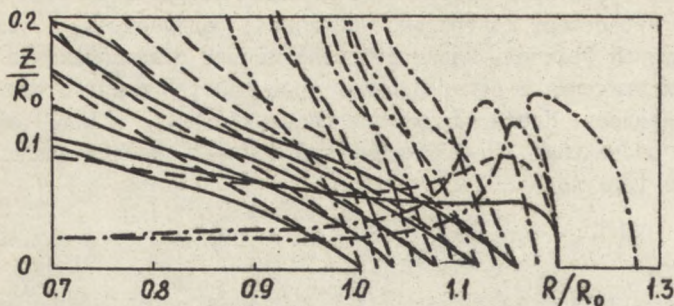


Рис. 6. Расчётные траектории движения твёрдых частиц в зоне сепарации ВЦК при вводе газодисперсного потока под углом $\alpha_1 = 60^\circ$: $Re_r = 3,87 \cdot 10^4$; $Re_\omega = 6,67 \cdot 10^4$; $\beta = 0,2$; $\alpha = 0,224$; $\Gamma_4 = 0,6$; $\Gamma_3 = 1,2$; $\Gamma_5 = 1,4$; $U_{z0} = 0,69$; $U_{R5} = -0,172$; $V_0 = 0,1$; $C_{K1} = 0,1$; $V_{0z} = 1$; $V_{0z} = 0,7$; $C_{K4} = 0,1$; $C_{K5} = 0,1$; $K_{p1} = 0,75$; $K_{p2} = 0,75$; $K_{p3} = 0,9$; $\beta = 2,97$; $\beta_2 = 2,92 \cdot 10^{-2}$.
 — $\delta = 40$ мкм; - - - $\delta = 60$ мкм; - · - · - $\delta = 70$ мкм;
 - · - · - $\delta = 80$ мкм

тиц различных фракций и даже одного размера в Эйлеровой системе координат. Результаты расчётов указывают на необходимость в дальнейшем учёта взаимодействия частиц с вращающимися границами зоны сепарации, которое приводит к изменению составляющих скорости частиц и траекторий их движения.

На рис. 7 приведены расчётные кривые фракционного извлечения твёрдого материала в мелкую фракцию, характеризующие эффективность разделения полидисперсного порошка в центробежном классификаторе при разных углах наклона входного потока α_1 и дополнительном радиальном поддуве воздушной среды с внешнего радиуса зоны сепарации. Кривые 1, 2 соответствуют траекториям движения твёрдых частиц, представленным на рис. 5–6. Как следует из полученных зависимостей, уменьшение угла наклона потока на входе в сепарационное пространство от 60° до 0° приводит к уменьшению граничного размера разделения и существенному повышению качества процесса классификации полидисперсного материала.

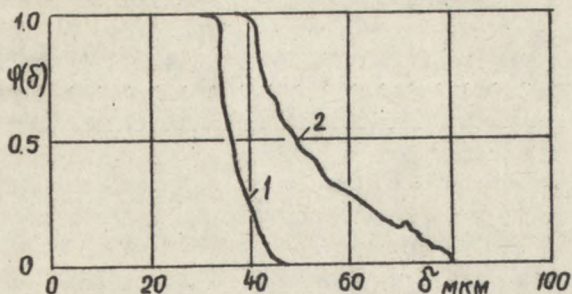


Рис. 7. Расчётные кривые эффективности разделения поли-дисперсного материала в зоне сепарации ВЦК. Значения параметров газового потока соответствуют рис. 5 и 6: 1 – угол наклона входного потока $\alpha_1 = 0$; 2 – угол наклона входного потока $\alpha_1 = 60^\circ$

Представленные результаты расчётов наглядно иллюстрируют возможности предложенного метода в исследовании влияния гидродинамики и геометрических параметров сепарационного элемента на эффективность разделения порошков в центробежном классификаторе. Метод позволяет определить оптимальные значения режимных и геометрических параметров аппарата, при которых достигается наиболее высокое качество процесса разделения дисперсных материалов.

Литература

1. Росляк А.Т., Зятиков П.Н. Систематизация и сравнительный анализ методов воздушно-центробежной классификации порошков // Методы аэродинамики и тепломассообмена в технологических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 64–71.
2. Арбузов В.Н., Шилиев М.И. О диффузионном разделении частиц в закрученном турбулентном потоке // Физическая гидродинамика и тепловые процессы. Новосибирск: ИФФ СО АН СССР, 1980. С. 21–29.
3. Сосновский Н.Д., Шилиев М.И. Расчёт турбулентного течения жидкости во вращающихся каналах переменной высоты // Методы аэродинамики и тепломассообмена в технологических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 50–57.
4. Шилиев М.И. Гидродинамическая теория ротационных сепараторов. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. 233 с.

5. Лондер, Приддин, Шарма. Расчёт турбулентного пограничного слоя на вращающихся криволинейных поверхностях//Теор.основы инж. расчётов. 1977. № I. С. 332-340.
6. Зятиков П.Н., Росляк А.Т. Исследование воздушно-центробежного классификатора дисперсных материалов//Методы гидроаэромеханики в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1977. С. 134-143.
7. Шрайбер А.А., Милютин В.Н., Яценко В.П. Гидромеханика двухкомпонентных потоков с твёрдым полидисперсным веществом. Киев: Наукова думка, 1980. 252 с.
8. Роуч Р. Вычислительная гидродинамика. М.: Мир, 1980. 616 с.

АЭРОДИНАМИКА ВХОДНОГО УЧАСТКА СЕПАРАЦИОННОГО ЭЛЕМЕНТА КЛАССИФИКАТОРА ПРОМЫШЛЕННОГО НАЗНАЧЕНИЯ

А.Т.Росляк

Поскольку в воздушно-центробежных классификаторах (ВЦК) процесс разделения исходного порошкообразного материала на крупную и мелкую фракции происходит в потоке несущей среды, аэродинамика сепарационного элемента ВЦК оказывает определяющее влияние на качество классификации [1]. В свою очередь, на распределение составляющих компонент скорости несущей среды в зоне разделения оказывают влияние расход несущей среды, скорость вращения границ сепарационного элемента, входной радиус и относительная ширина зоны сепарации, профиль канала, способ подачи несущей среды и разделяемого порошка в зону разделения, концентрация в несущей среде и гранулометрический состав исходного материала и ряд других параметров.

Основная цель работы состоит в том, чтобы установить влияние рабочих, геометрических и конструктивных параметров на распределение компонент скорости несущей среды на входе в зону сепарации ВЦК промышленного назначения.

Так как движение несущей среды в зоне сепарации носит стационарный характер и измерения проводятся на рабочих моделях ВЦК без организации специальных мероприятий по повышению стабильности рабочих и геометрических параметров, за основу изучения аэродинамики сепарационных элементов ВЦК выбран пневмометрический метод [3]. Этот метод прост, доступен в измерениях и обработке опытных данных по сравнению с термоанемометрическими и оптическими [2], которые

требуют создания специальных установок для обеспечения необходимой точности измерений и предназначены, прежде всего, для определения локальных мгновенных характеристик потока в фундаментальных исследованиях определённого класса течений.

По своим техническим возможностям пневмометрический метод занимает промежуточное место между механической анемометрией и термоанемометрией. Возможность достаточной миниатюризации пневматических датчиков скорости позволяет проводить измерения в точке. Однако большая инерционность метода измерения давления не обеспечивает определение мгновенных изменений скорости. Поэтому пневмометрический метод пригоден лишь для измерения осреднённых по времени величин скорости.

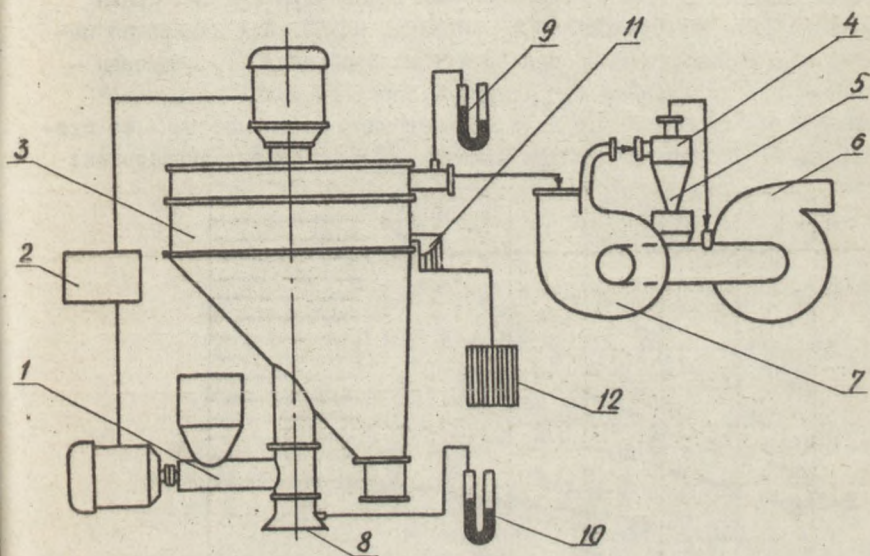


Рис. 1. Экспериментальный стенд ВДК-1000: 1 - дозатор; 2 - пульт управления; 3 - ВДК-1000; 4,5 - циклоны; 6 - воздуходувка; 7 - улиточный пылеконцентратор; 8 - измерительный коллектор; 9,10 - манометры; 11 - шаровой зонд; 12 - батарейный манометр

На рис. I представлен стенд, включающий классификатор ВЦК - 1000 с производительностью до 2000 кг/ч по исходному продукту, предназначенный для изучения моделирования процессов воздушно-пен-

требужной классификации частиц на установках промышленного назначения и большой мощности. В то же время большие габариты классификатора ВЦК-1000 позволили применить в данном случае шаровой зонд для изучения аэродинамики входного участка сепарационного элемента.

Экспериментальный стенд включает дозатор I, обеспечивающий при скорости вращения шнека 20 ± 130 об/мин производительность 300 ± 2000 кг/ч, блок сепарации 3, систему пылеулавливания, состоящую из улиточного пылеконцентратора 7 и выносных циклов 4 и 5, подсоединённых к трубопроводу отсасывающего вентилятора ВВД-9. Скорость вращения ротора ВЦК и шнека дозатора регулировалась с блока управления 2 и регистрировалась тахометром. Для регистрации расхода воздуха через ВЦК и его сопротивления установлен измерительный коллектор 8 и дифференциальные манометры 9, 10. Для измерения поля компонент вектора скорости служит шаровой зонд II, подсоединённый к пятиканальному манометру 12. Зонд вводился во входной участок зоны сепарации по пяти направлениям в соответствии со схемой рис. 2. Рабочие параметры изменялись в следующих диапазонах:

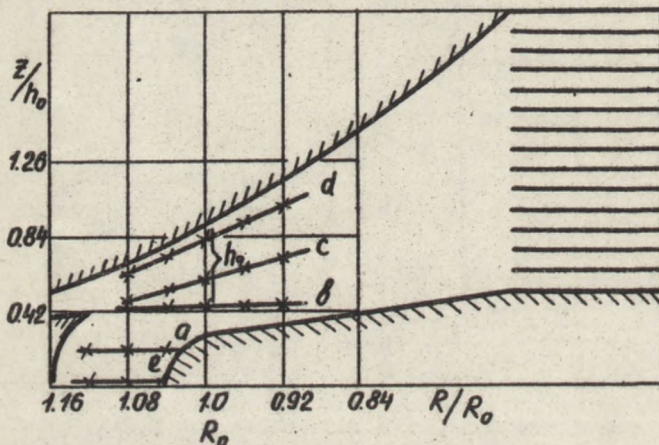


Рис. 2. Схема исследования аэродинамики зоны сепарации ВЦК-1000 шаровым зондом (x – точки измерения)

расход воздуха $q = 0,16 \pm 0,6$ м³/с; скорость вращения ротора $\omega = 20 \pm 200$ 1/с. В безразмерном виде эти параметры представлены в следующем виде [3]:

$$Re_{\omega} = \frac{\omega R_0^2}{\nu}, \quad Re_q = \frac{q}{2\pi R_0 h_0 \nu},$$

где h_0 - высота сепарационного элемента на входе; ν - коэффициент кинематической вязкости воздуха; R_0 - входной радиус сепарационного элемента.

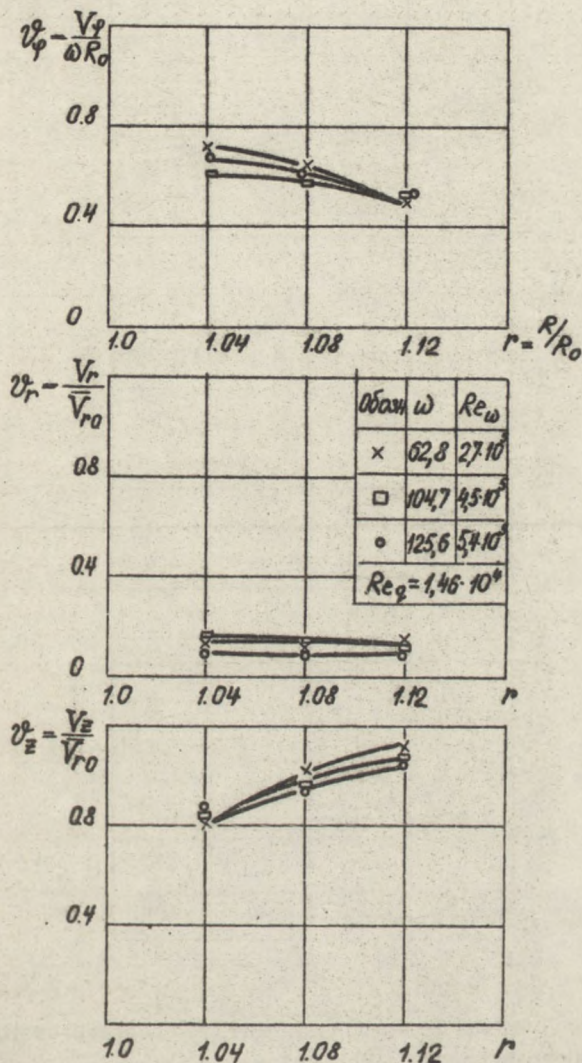


Рис. 3. Распределение компонент вектора скорости несущей среды по линии α (см. рис. 2)

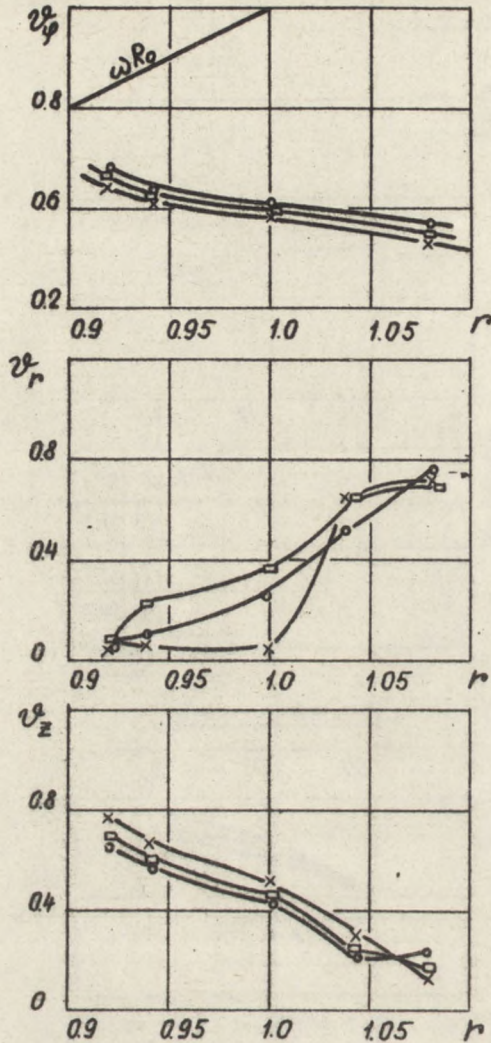


Рис. 4. Распределение компонент вектора скорости несущей среды по линии $\bar{b}$ (см. рис. 2)

На рис. 3-6 приведены распределения аксиальной, окружной (тангенциальной) и радиальной составляющих скорости несущей среды по радиусу входного участка сепарационного элемента при различных режимах работы ВЦК и различных направлениях перемещения зонда. Расход воздуха оставался постоянным и равным $0,35 \text{ м}^3/\text{с}$, что соответствовало значению параметра $Re_q = 1,46 \cdot 10^4$. Значения измеренных окружных компонент скорости приведены к безразмерному виду через масштаб ωR_0 , а радиальных и аксиальных - через сред - неинтегральную скорость на входе V_{r0} .

Как видно из рис. 3-6, на входном участке зоны сепарации ВЦК происходит изменение структуры потока несущей среды от аксиального ссесимметричного течения с незначительной радиальной составляющей (см.рис.3) к плоскому вихревому течению типа потенциального стока, причём с ростом скорости вращения ротора интенсивность перестройки структуры потока увеличивается.

В качестве входного радиуса зоны сепарации выбран радиус $R_0 = 0,255 \text{ м}$, на котором течение типа потенциального стока можно считать реализованным. Дальше вниз по потоку значение аксиальной составляющей скорости составляет $0,01-0,1 \omega R_0$, что в 5-10 раз меньше значения радиальной составляющей скорости.

Абсолютные значения окружной составляющей скорости несущей среды составляют $0,5-0,7$ от скорости вращения границ зоны сепарации на входном радиусе (ωR_0). Следует также отметить, что значения аксиальной составляющей скорости несущей среды на линии α (см.рис.3) и радиальной составляющей на радиусе $r = 0,92$ с точностью до 10 % коррелируют со среднерасходной скоростью, вычисленной для данных сечений и составляющей при указанном расходе $5,5 \text{ м/с}$ на линии α и 5 м/с внутри зоны сепарации. Такое соответствие подтверждает достаточную точность и достоверность проведённых экспериментальных измерений.

При аксиальной подаче основного потока (см.рис.3) относительная величина начальной закрутки остаётся постоянной и равной $0,5 - 0,7$ при любых расходах воздуха, а абсолютная величина окружной скорости на входе в сепарационный элемент растёт прямо пропорционально росту скорости вращения ротора ВЦК.

Полученные экспериментальные данные могут быть использованы для задания граничных условий при теоретических расчётах аэродинамики несущей среды профилированного вращающегося сепарационного элемента [4].

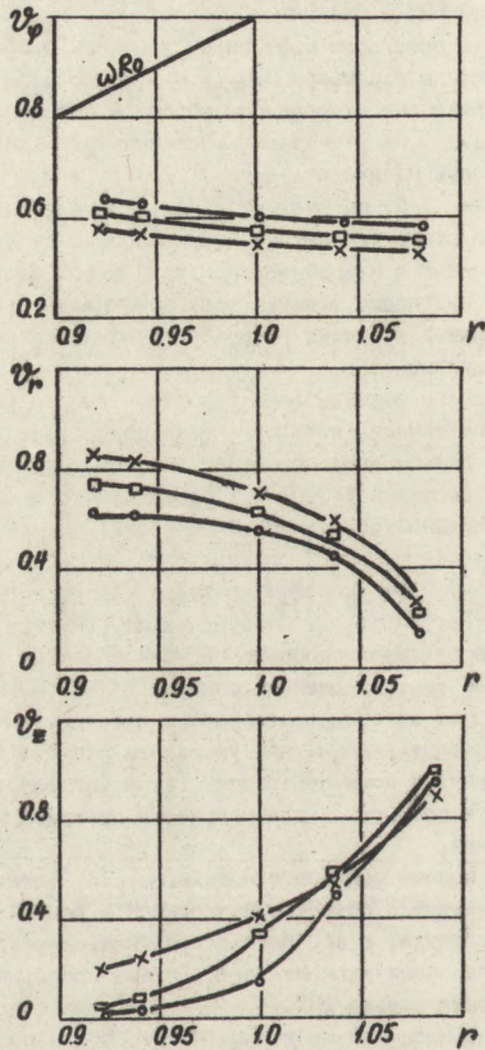


Рис. 5. Распределение компонент вектора скорости несущей среды по линии C (см. рис. 2)

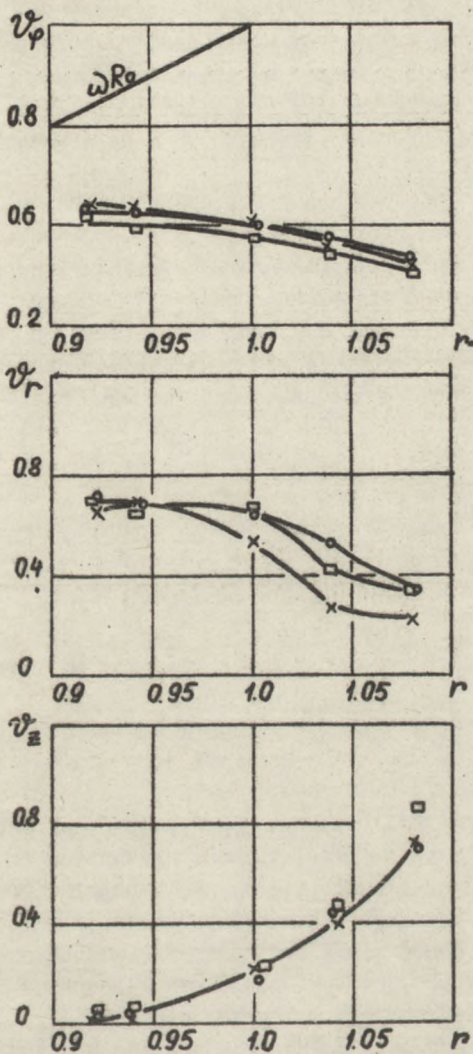


Рис. 6. Распределение компонент вектора скорости несущей среды по линии d (см. рис. 2)

Литература

1. Затилов П.Н., Росляк А.Т. Исследование воздушно-центробежного классификатора дисперсных материалов//Методы гидроаэромеханики в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1977. С. 134-143.
2. Бредшоу П. Введение в турбулентность и её измерение. М.: Мир, 1974. 196 с.
3. Пешехонов И.Ф. Приборы для измерений давлений, температур и направлений потока в компрессорах. М.: Оборонгиз, 1962. 235 с.
4. Определение оптимальных режимно-геометрических параметров воздушно-центробежного классификатора / Н.Д.Сосновский, А.В.Шваб, П.Н.Затилов, А.Т.Росляк, Н.Л.Купцова//Технология сыпучих материалов. Химтехника 86: Тезисы докладов Всесоюзной конференции. Часть I. Процессы измельчения, процессы классификации. Белгород, 1986. С. 131-132.

ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ РАБОЧИХ И ГЕОМЕТРИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ЦИРКУЛЯЦИОННОГО СМЕСИТЕЛЯ НА РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ВРЕМЕНИ ПРЕБЫВАНИЯ ЧАСТИЦ

Ю.А.Бирюков, Л.Н.Богданов, В.Н.Брендаков, В.Т.Столяров

Современная промышленность всё шире использует порошкообразные материалы. Одним из важных моментов порошковой технологии является получение многокомпонентной смеси порошкообразных или гранулированных материалов. Для этих целей разработан пневматический циркуляционный смеситель (ПЦС), который отличается от других аппаратов этого типа простотой устройства и высокой эффективностью [1]. Данный аппарат состоит из цилиндрического корпуса с коническим дном. Вдоль центральной оси аппарата расположена вертикальная транспортная труба, которая совместно с сопловым блоком обеспечивает циркуляцию сыпучего материала в аппарате.

В процессе циркуляции можно выделить две основные зоны, которые определяют процесс смешения: зона движения материала в насыпном слое по цилиндрической и конической части аппарата обеспечивает "конвективное" перемешивание компонентов; зона взаимодействия частиц с газовым потоком (приёмная камера, вертикальная труба), в которой происходит "диффузионное" смешение частиц [2].

Эффективность " конвективного " перемешивания при движении

материала в насыпном слое определяется распределением времени пребывания частиц при циркуляционном движении, то есть полем скоростей частиц и их траекториями.

В связи с тем, что непосредственно измерить локальные значения скоростей потока твёрдых частиц и их траекторий весьма сложно, значительно большее распространение получил способ косвенной оценки перемещения материала в аппарате с помощью так называемой функции распределения времени пребывания (ФРВП) частиц [3]. Особенность применения такого способа в рассматриваемом случае заключается в том, что в отличие от проточных аппаратов при циркуляционном движении возникает сложение первичных откликов более медленных областей со вторичными откликами быстрых областей движения материала. Данное обстоятельство затрудняет получение "чистой" кривой отклика системы на возмущение. В связи с этим для получения ФРВП использовался метод "меченой" частицы. Число циркуляций "меченой" частицы определяется значением доверительной вероятности. В рассматриваемом случае выбранной доверительной вероятности $P = 0,95$ число циклов $N \geq 200$.

В работе исследовалось влияние рабочих и геометрических параметров аппарата на ФРВП. В качестве экспериментальной установки был взят лабораторный вариант ПЦС-6, у которого в верхней части транспортной трубы помещался индуктивный датчик. Исходным материалом являлся гранулированный полипропилен со средним эквивалентным диаметром частицы $d = 3,6$ мм.

За "меченую" частицу была выбрана ферритовая частица, размеры и аэродинамические свойства которой были близки к свойствам гранул. При циркуляционном движении такой "меченой" частицы наличие индуктивного датчика со вторичными приборами обеспечивало достаточно точное фиксирование времени текущего цикла. Функция распределения времени пребывания получается адекватной кривой отклика системы на возмущение с достоверной вероятностью, соответствующей числу циклов N .

При проведении исследований варьировались следующие параметры: d_c - диаметр сопла, Q - расход газа через сопло, l - высота приёмной камеры. Полученные результаты обрабатывались с помощью методов математической статистики [4].

На рис. 1,а приведена полученная кривая отклика системы и соответствующая ей интегральная кривая ФРВП. Сравнение данной кривой отклика с ранее полученной с помощью ввода ключевого компонента [5] показывает их достаточно точное соответствие.

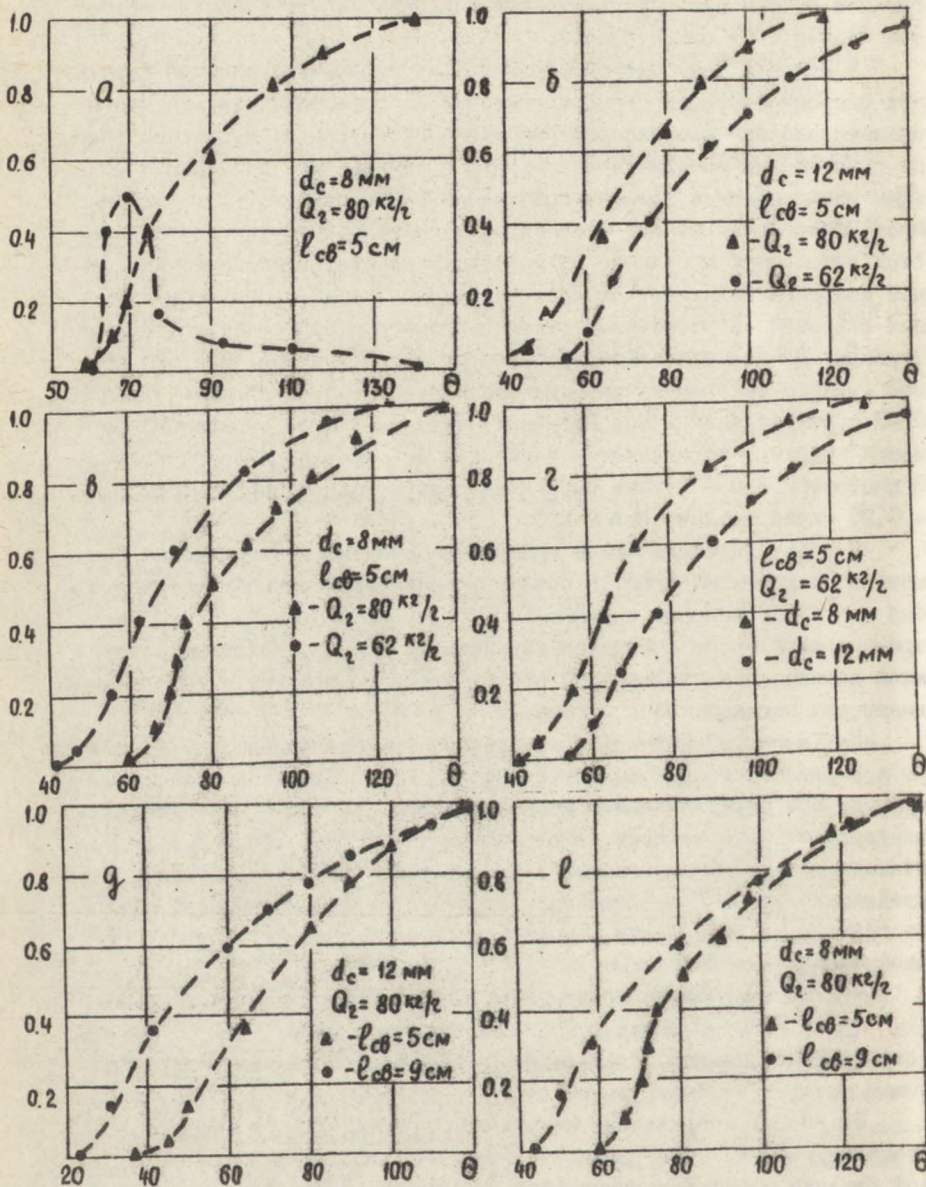


Рис. 1. Зависимость ФРП от рабочих и геометрических параметров

На рис. I,б и в показана зависимость ФРВП от расхода газа при различных диаметрах сопел d_c . Из графиков следует, что расход газа существенно влияет на интенсивность циркуляционного движения, но практически не сказывается на характере кривой ФРВП, то есть на эффективности процесса смешения. Полученные результаты согласуются с ранее опубликованными [7]. Аналогичное влияние оказывает диаметр сопла (см. рис. I, г). Если рассмотреть совместно рис. I,б и I,в в зависимости от одного параметра $V_c = \frac{4 \cdot \frac{1}{8} \cdot Q}{\pi \cdot d_c^2}$, то есть скорости газа из сопла, то видно, что с увеличением V_c происходит увеличение интенсивности циркуляционного движения, однако при некотором V_c наблюдается некоторый спад. Это можно объяснить тем, что с увеличением скорости V_c , сопло выходит на нерасчётный режим истечения, струя газа получается недорасширенной, это ведёт к уменьшению количества материала, поступающего в струю. Данный факт имеет аналог в подобных исследованиях [6].

На рис. I,д и I,е показана зависимость ФРВП от высоты приёмной камеры ℓ . Из рисунков видно, что геометрия приёмной камеры существенно влияет на характер поведения ФРВП. Увеличение ℓ ведёт к увеличению доли частиц с малым временем цикла, что можно объяснить уменьшением минимальной траектории частиц. Следовательно, геометрия приёмной камеры сказывается на эффективности процесса смешения.

Таким образом, на основании проведённых экспериментальных исследований можно сделать следующие выводы:

1. В аппаратах типа ПЦС изменения расхода газа и размера сопла влияют только на интенсивность циркуляционного движения.

2. Геометрия приёмной камеры существенно влияет на эффективность процесса смешения. Этот факт позволяет оптимизировать процесс смешения [7].

3. Ввиду того, что кривая отклика, полученная с помощью метода "меченой" частицы, адекватно отражает ФРВП, то данный метод целесообразно использовать для исследования в ПЦС режима смешения взамен более трудоёмкого традиционного метода, использующего компонент-индикатор для снятия кривой отклика.

4. Полученные экспериментально кривые отклика позволяют составить более точную математическую модель процесса смешения в реальном аппарате.

Литература

1. Бирюков Д.А., Богданов Л.Н., Демиденко А.А., Свищёв Б.Г., Гор-

- деев В.К. Пневматический смеситель сыпучих материалов//Экс -
пресс-информация, отечественный опыт. Сер. ХМ I. Химическое и
нефтеперерабатывающее машиностроение, 1984. № 12. С. 6-10.
2. Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н., Брендаков В.Н., Демиденко А.А.,
Свищёв Б.Г. Некоторые особенности циркуляционного движения
дисперсных материалов в пневматическом аппарате с вертикаль -
ной трубой//Методы аэродинамики и тепломассообмена в техноло -
гических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 100-107.
 3. Марков Ю.И. Аппараты для смешения сыпучих материалов. М.: Ма -
шиностроение, 1973. 216 с.
 4. Дунин-Барковский И.В., Смирнов Н.В. Курс теории вероятностей
и математическая статистика для технических приложений. М.: На -
ука, 1969. 511 с.
 5. Шваб В.А., Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н., Свищёв Б.Г., Гордеев
В.К., Кочетков Н.А. Исследование процесса смешения гранулиро -
ванного ПЭВД/Пластические массы. 1981. № 5. С. 42-43.
 6. Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н. Метод расчёта промышленных усред -
нителей дисперсных материалов//Вопросы аэрогидромеханики и теп -
ломассообмена в приложении к некоторым технологическим процес -
сам. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1979. С. 103-111.
 7. Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н. Исследование эффективности смеше -
ния сыпучих материалов в пневматическом циркуляционном аппара -
те//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена.
Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. С. 93-105.

ВЛИЯНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ТЕЧЕНИЯ НЕСУЩЕЙ СРЕДЫ В ПРОФИЛИРОВАННОМ КАНАЛЕ ВОЗДУШНО-ЦЕНТРОБЕЖНОГО КЛАССИФИКАТОРА НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАЗДЕЛЕНИЯ ПОРОШКОВ

Н.Д.Сосновский, А.В.Шваб, П.Н.Зятиков, А.Т.Росляк, Н.Л.Купцова

Возрастающее использование порошкообразных материалов в раз -
личных отраслях народного хозяйства требует ускорения разработки и
внедрения новых высокоэффективных методов классификации порошков
на отдельные по крупности частиц фракции. Как показано в [1], за -
даче эффективной классификации микропорошков наиболее полно удов -
летворяют ротационные проходные воздушно-центробежные классифика -
торы (ВЦК). В [2,3] установлено, что воздушно-центробежные класси -

факторы с профилированной вращающейся зоной сепарации обладают рядом преимуществ по сравнению с другими аппаратами. В [3] проведён теоретический анализ процесса разделения частиц при ламинарном и турбулентном течении несущей среды в зоне сепарации ВЦК и сделаны выводы о влиянии режимных параметров и геометрии зоны сепарации на качество классификации, а также экспериментально показано влияние физико-механических свойств материала и рабочих параметров ВЦК на эффективность классификаций.

Целью данной работы является теоретическое и экспериментальное исследование процесса воздушно-центробежной классификации порошков посредством изучения гидродинамики турбулентного течения несущей среды в профилированной зоне сепарации ВЦК, определение оптимальных режимных и геометрических параметров, отвечающих максимальной эффективности классификации, сравнение полученных теоретических выводов с экспериментальными результатами.

Основными режимными параметрами ВЦК являются угловая скорость вращения ротора ω , объёмный расход несущей среды через зону сепарации Q и среднеинтегральная по высоте канала окружная скорость потока на входе $U_{\varphi 0}$. К геометрическим параметрам относятся радиус входа в зону сепарации R_0 , высота канала на входе h_0 и зависимость высоты канала от радиуса $h = h(R)$. Все эти параметры удобно представить в безразмерном виде. Первые два параметра запишем по аналогии с критерием Рейнольдса

$$Re_{\omega} = \frac{\omega R_0^2}{\nu} ;$$

$$Re_q = \frac{q}{2\pi R_0 \nu} .$$

За масштаб скорости в окружном и радиальном направлении примем линейную скорость обода ротора ωR_0 и представим начальную закрутку в виде

$$u_{\varphi 0} = \frac{U_{\varphi 0}}{\omega R_0} .$$

Отношение геометрических параметров обозначим

$$\beta = \frac{h_0}{R_0} ,$$

уравнение профиля канала в безразмерном виде запишем

$$f(r) = \frac{h(R)}{h_0} ,$$

где $r = \frac{R}{R_0}$ - безразмерный текущий радиус зоны сепарации.

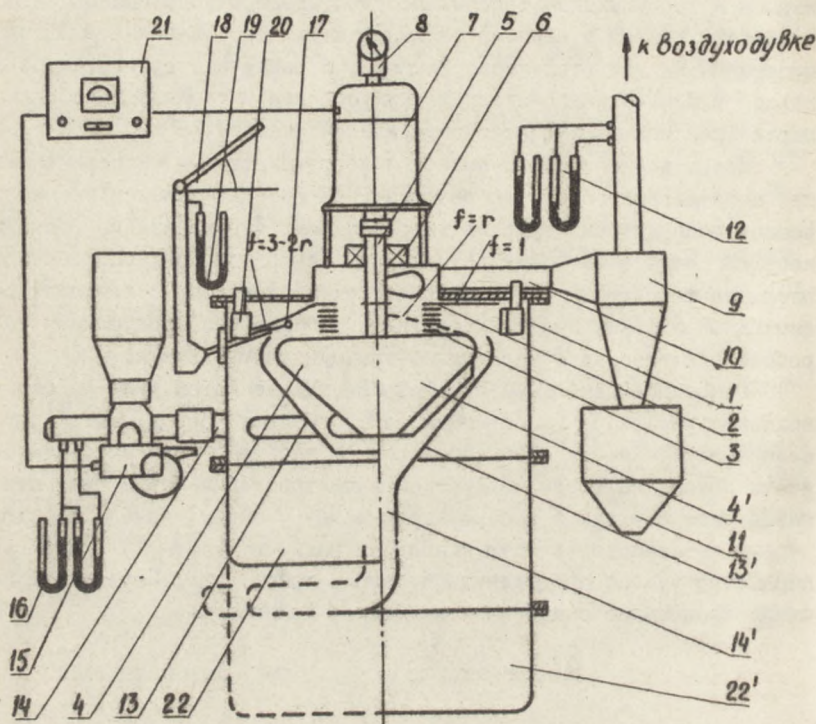


Рис. 1. Экспериментальный стенд исследования ВЦК (аксиальный и тангенциальный подводы, три профиля зоны сепарации): 1 - корпус; 2 - верхний профилированный диск; 3 - диск ротора; 4, 4' - обтекатель ротора; 5 - вал; 6 - подшипниковый узел; 7 - электропривод; 8 - тахометр; 9 - циклон; 10 - выводной патрубок; 11 - бункер приёма мелкой фракции; 12, 16 - расходомерные узлы; 13, 13' - направляющие воронки; 14 - тангенциальный подвод; 14' - аксиальный подвод; 15 - дозатор; 17 - пневмометрический датчик; 18 - манометр ММН; 19 - манометр статического давления; 20 - сопла поддува; 21 - пульт управления; 22, 22' - бункер приёма крупной фракции

Расчёт процесса разделения частиц в воздушном потоке с различной геометрией сепарационного элемента ВЦК проводился параллель-

но с экспериментальными исследованиями воздушно-центробежной классификации порошков. На рис. 1 представлен экспериментальный стенд с классификатором ВЦК-9, расчётная производительность которого по исходному продукту составляет до 70 кг/ч. Стенд состоит из блока сепарации ВЦК в различных вариантах исполнения (аксиальной и тангенциальной подачей исходного материала и воздуха в зону сепарации, с разной геометрией сепарационного элемента и несколькими вариантами перераспределения воздушных потоков), дозатора исходного материала, пылеотделительного устройства (циклон, фильтр) блока управления, дутьевого устройства (воздуходувка, вакуум-насос). Стенд оснащён системами измерения общего расхода несущей среды и его составляющих, измерения скорости вращения ротора ВЦК, пневмометрическими датчиками для измерения компонент скорости несущего потока в сепарационном элементе. Блок сепарации ВЦК является основным узлом стенда и состоит (см. рис. 1) из корпуса 1, внутри которого на валу 5 с подшипниковым узлом 6 установлен ротор, включающий верхний профилированный диск 2, набор дисков 3, обтекатель 4. Ротор приводится во вращение электроприводом 7. Зону сепарации образуют верхний профилированный диск 2, набор дисков 3, верхняя часть обтекателя ротора 4 и верхний край направляющей воронки 13. Подача исходного материала осуществляется через тангенциальный 14 или аксиальный 14' патрубки и кольцевую щель между вращающимся обтекателем 4 ротора и направляющей неподвижной воронкой 13, а вывод мелкой фракции вместе с потоком воздуха обеспечивается через тангенциальный патрубок 10. Исходный порошокобразный материал из дозатора 15 поступает в воздушную магистраль, где образуется пылегазовая смесь и подаётся в сепарационный элемент. В соответствии с заданной скоростью вращения ротора и расходом несущей среды устанавливается определённый режим разделения. Крупные частицы выбрасываются на периферию зоны сепарации и через кольцевую щель между верхним профилированным диском 2 ротора и направляющей воронкой 13 удаляются в бункер приёма крупной фракции 22 (22'). Частицы с размерами, меньшими граничного, проходят вместе с воздухом внутрь сепарационного элемента между дисками 3 и через тангенциальный патрубок 10 выводятся в пылеуловитель (циклон) 9. Мелкая фракция разделения собирается в бункере 11. Поворотные сопла 20 служат для дополнительной подачи воздуха с различной начальной закруткой в зону сепарации. Ротор ВЦК снабжён сменными верхними дисками 2 и дополнительными вставками, обеспечивающими изменение геометрии сепарационного элемента в соответствии с

тремя типами каналов: расширяющимся к центру вращения по закону $f = 3-2r$, плоскопараллельным $f = 1$ и сужающимся к оси вращения по закону $f = r$.

Представленный стенд позволяет исследовать влияние на процесс классификации частиц в воздушном потоке следующим режимных и геометрических параметров ВЦК:

- 1) входного радиуса сепарационного элемента $R_0 = 0,1$ м;
- 2) высоты канала на входе в сепарационный элемент $h_0 = 0,01$ м;
- 3) профиля сепарационного элемента $f = 3-2r$, $f = 1$, $f = r$;
- 4) расхода несущей среды, изменяющегося в пределах $20+90$ м³/ч;
- 5) угловой скорости вращения ротора, которая варьировалась в диапазоне $10-200$ с⁻¹.

Опыты проводились на кварцевом песке SiO_2 с плотностью $\rho = 2700$ кг/м³, расходной концентрацией $M = 0,9$ кг/кг и дисперсностью частиц в диапазоне $0+315$ мкм со средним размером $\delta_0 = 80$ мкм.

Теоретическое исследование процесса разделения частиц в профилированной зоне сепарации ВЦК на основе уравнений турбулентного движения гетерогенной среды связано с непреодолимыми трудностями в постановке краевых условий и при решении системы уравнений. Поэтому построение и анализ кривых разделения, являющихся важнейшими характеристиками процесса классификации, для различных режимов и геометрий зоны сепарации проводится на основе расчёта уравнений движения одиночных частиц в турбулентном потоке несущей среды.

Система уравнений турбулентного течения несущей среды в цилиндрических координатах в безразмерном виде

$$v_r \frac{\partial v_\varphi}{\partial r} + v_z \frac{\partial v_\varphi}{\partial z} + \frac{v_\varphi v_r}{r} = \frac{1}{\beta^2 Re_w} \frac{\partial}{\partial z} \left[(1 + \varepsilon_t) \frac{\partial v_\varphi}{\partial z} \right];$$

$$v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} + v_z \frac{\partial v_r}{\partial z} - \frac{v_\varphi^2}{r} + \frac{dp}{dr} = \frac{1}{\beta^2 Re_w} \frac{\partial}{\partial z} \left[(1 + \varepsilon_t) \frac{\partial v_r}{\partial z} \right];$$

$$\frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_r}{r} + \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0 \quad (1)$$

замыкается с помощью $K-\varepsilon$ модели турбулентности Лаундера-Джонса [4], применённой к расчёту потока в канале переменной геометрии в [5].

В этих уравнениях безразмерные величины определены следующим образом:

$$\bar{v}_\varphi = \frac{V_\varphi}{\omega R_0}, \quad \bar{v}_r = \frac{V_r}{\omega R_0}, \quad \bar{v}_z = \frac{V_z}{\omega h_0},$$

$$P = P/\rho \omega^2 R_0^2, \quad z = \frac{Z}{h_0}, \quad \varepsilon_t = \frac{\gamma_t}{\gamma},$$

где V_φ , V_r , V_z – размерные окружная, радиальная и осевая составляющие вектора скорости несущей среды; P – осреднённое статическое давление; ρ – плотность среды; Z – осевая координата; γ , γ_t – коэффициенты соответственно молекулярной и турбулентной вязкости среды; ωh_0 – масштаб для осевой компоненты скорости.

При относительно малых концентрациях материала допустимо пренебречь взаимодействием частиц между собой и обратным силовым влиянием их на поток. В этом случае уравнения движения одиночной твёрдой частицы в проекциях на оси цилиндрической системы координат запишутся в виде

$$\frac{d\bar{w}_r}{dt} - \frac{\bar{w}_\varphi^2}{r_p} = \bar{\xi} \frac{\bar{v}_r - \bar{w}_r}{\omega \tau};$$

$$\frac{dr_p}{dt} = \bar{w}_r;$$

$$\frac{d\bar{w}_\varphi}{dt} + \frac{\bar{w}_\varphi \bar{w}_r}{r_p} = \bar{\xi} \frac{\bar{v}_\varphi - \bar{w}_\varphi}{\omega \tau};$$

$$r_p \frac{d\varphi_p}{dt} = \bar{w}_\varphi;$$

$$\frac{d\bar{w}_z}{dt} = -\frac{g}{\omega^2 h_0} + \bar{\xi} \frac{\bar{v}_z - \bar{w}_z}{\omega \tau};$$

$$\frac{dz_p}{dt} = \bar{w}_z.$$

(2)

Система (2) должна решаться при следующих начальных условиях:

$$\bar{w}_r(t=0) = \bar{w}_{r0}; \quad r_p(t=0) = r_{p0};$$

$$\bar{w}_\varphi(t=0) = \bar{w}_{\varphi0}; \quad \varphi_p(t=0) = \varphi_{p0};$$

$$\bar{w}_z(t=0) = \bar{w}_{z0}; \quad z_p(t=0) = z_{p0}.$$

Здесь приняты обозначения: $\bar{w}_r$, $\bar{w}_\varphi$, $\bar{w}_z$ – соответственно безразмерные радиальная, окружная и осевая компоненты скорости частицы; r_p , φ_p , z_p – соответственно радиальная, угловая и осевая безразмерные координаты частицы; $t = \omega T$ – безразмерное время; $\tau = g_m \delta^2 / 18 \rho \gamma$ – время релаксации частицы, безразмерное про-

извлечение ω характеризует размер частицы; ρ_m, δ - плотность и диаметр частицы; $\xi = \xi/\xi_c$ - относительный коэффициент сопротивления частицы, где ξ_c - коэффициент сопротивления по Стоксу; g - ускорение свободного падения.

В результате расчёта системы уравнений (2), где компоненты скорости несущей среды определяются заранее из системы (1), находятся кривые разделения процесса классификации по методике, предложенной в 6. Кривые разделения строятся в безразмерном виде $\varphi = \varphi(\chi)$, где $\chi = \delta/\delta_{gr}$, δ_{gr} представляет собой граничный размер, который находится из кривой разделения $\varphi(\delta)$ как размер частиц, при котором $\varphi = 1/2$.

Для определения эффективности классификации по кривой разделения существует много показателей [7,8]. При расчётах этих показателей используются минимальный и максимальный размеры частиц, участвующих в разделении, что в реальном процессе всегда известно. При теоретическом построении кривых разделения из-за неопределённости гранулометрического состава порошка пользоваться этими показателями неудобно ввиду необходимости введения некоторых условных минимального или максимального размеров частиц. Поэтому будем определять эффективность классификации по кривой разделения $\varphi(\chi)$ по величине суммарной площади загрязнения. На рис. 2 величине за-

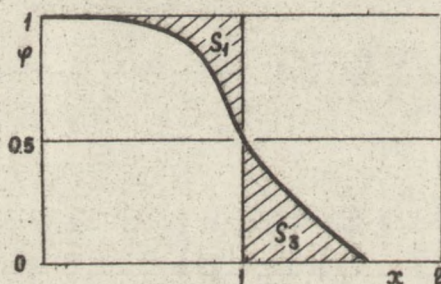


Рис. 2. Величина площади загрязнения из кривой разделения

грязнения соответствует заштрихованная площадь $S_1 + S_3$, где S_1 - загрязнение крупного продукта мелкими частицами, S_3 - загрязнение мелкого продукта крупными частицами. Максимальной эффективности классификации отвечает минимальная площадь загрязнения $S_1 + S_3$.

Расчёты граничного размера и эффективность классификации для различных режимных параметров приведены при следующих геометрических параметрах зоны сепарации: $R_0 = 0,01$ м; $R_0 = 0,1$ м; $\beta = *$

$= 0,1$, $f = 3 - 2r$ (расширяющийся к оси вращения канал), $f = 1$ (плоскопараллельный канал), $f = r$ (сужающийся к оси вращения канал). При этом частицы с плотностью $\rho_m = 2700 \text{ кг/м}^3$ вводились на радиусе входа в канал ($r_{p0} = 1$) со скоростью течения несущей среды, а коэффициент сопротивления частицы брался по полуэмпирической зависимости Л.С.Клячко $\xi = 1 + 0,167 Re_s^{2/3}$, где $Re_s = \frac{\omega R_0 |r - r_0| \delta}{\nu}$. Распределения компонент скорости несущей среды на входе в канал задавались равномерными по высоте, а уровень окружной компоненты скорости принимался равным линейной скорости стенок на входе ($u_{\phi 0} = 1$), что, как показано в [3], соответствует наилучшей эффективности разделения.

Зависимости граничного размера от расходного параметра Re_q при постоянном значении параметра скорости вращения ротора Re_{ω} приведены на рис. 3. Из рисунка видно, что для всех трёх профилей

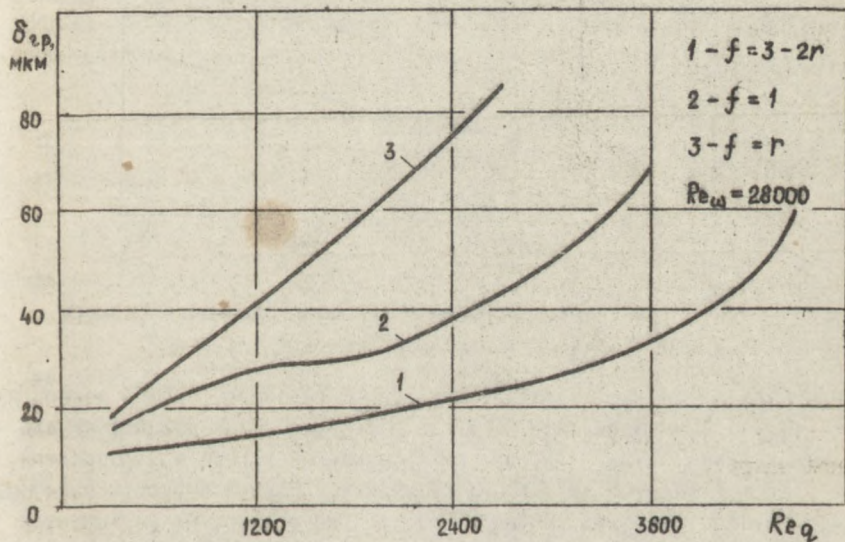


Рис. 3. Расчётные зависимости граничного размера от расходного параметра

верхней стенки канала величина граничного размера частиц возрастает с повышением расходного параметра Re_q . Наиболее быстрый рост границы разделения δ_{gr} происходит при малых значениях Re_{ω} и в сужающейся к оси вращения зоне сепарации (кривая 3), причём при

достижении расходным параметром Re_q некоторых критических значений небольшому приращению Re_q соответствует значительное изменение граничного размера, то есть имеют место неустойчивые режимы классификации.

Характер расчётной зависимости граничного размера от расходного параметра Re_q качественно согласуется с экспериментальными данными (рис. 4), хотя следует отметить, что абсолютные значе-

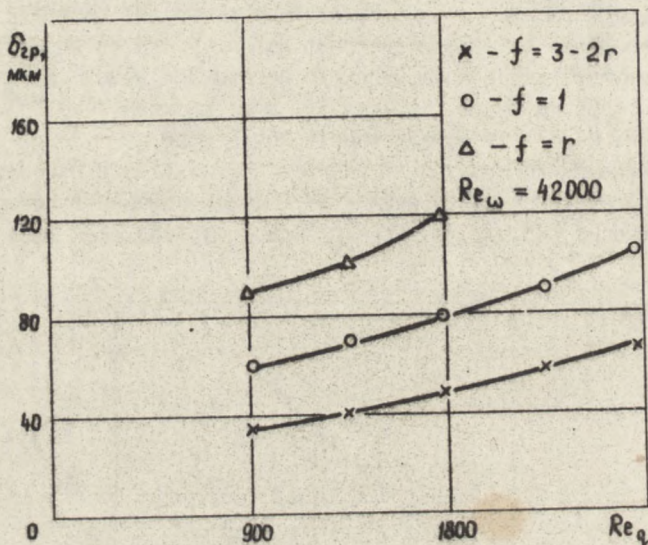


Рис. 4. Экспериментальные зависимости граничного размера от расходного параметра

ния $\delta_{гр}$ существенно отличаются. Причиной этого, прежде всего, является задание в расчёте на входе в сепарационный элемент начальной закрутки $U_{\varphi 0} = 1$, что на практике не всегда выдерживается, а чаще наблюдается отставание среднеинтегральной скорости газа $U_{\varphi 0}$ от линейной скорости границ на входе. Кроме того, не учитывается обратное влияние частиц на поток, которое существенным образом перераспределяет компоненты вектора скорости гомогенной среды. Сильно влияет на $\delta_{гр}$ и дисперсный состав исходного порошка.

На рис. 5 показаны кривые разделения в расширяющейся зоне сепарации при $Re_\omega = 28000$ для трёх значений расходного параметра Re_q . Как следует из рисунка, величина площади загрязнения умень-

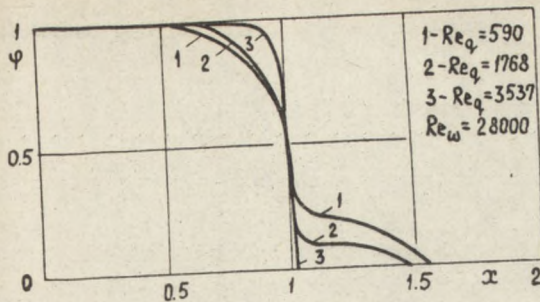


Рис. 5. Кривые разделения в расширяющейся зоне сепарации

шается с возрастанием расходного параметра Re_q , то есть качество разделения частиц в сепарационном элементе повышается. Это следует из анализа распределения скорости несущей среды по высоте зоны сепарации. При повышении расхода несущей среды распределение радиальной компоненты потока по высоте канала становится более равномерным (рис. 6). Следовательно, частицы в данном сечении канала,

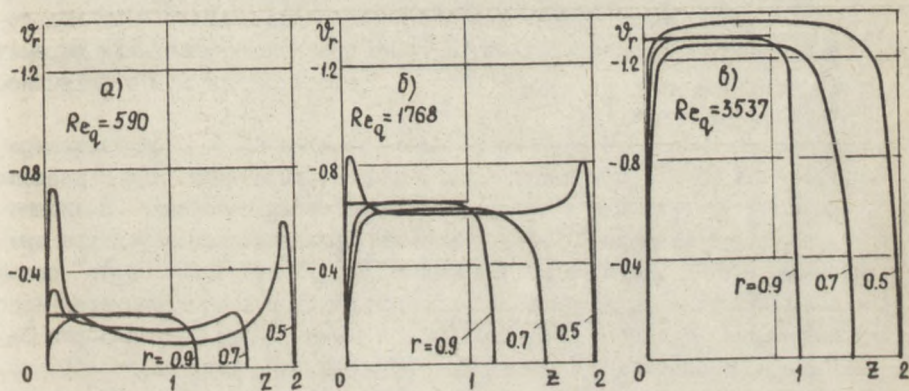


Рис. 6. Распределение радиальной компоненты скорости несущей среды по высоте зоны сепарации на различных радиусах при $Re_\omega = 28000$

движущиеся на разной высоте, находятся в достаточно близких условиях, что в конечном счёте повышает эффективность классификации. Однако при дальнейшем возрастании расхода происходит некоторое уве-

личение площади загрязнения $S_1 + S_3$ (рис. 7). Это вызвано, по-ви-

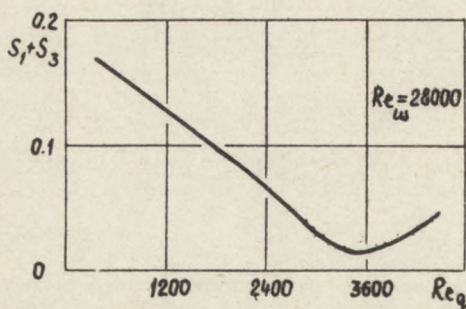


Рис. 7. Зависимость величины загрязнения от расходного параметра

димому, ростом градиента радиальной компоненты скорости несущей среды у стенки, который приводит к существенной разнице в скорости движения частиц, находящихся на близких высотах, и вследствие этого к возрастанию вероятности попадания частиц не в свою фракцию. Подобная картина наблюдается для плоскопараллельного и сужающегося к центру вращения каналов, а также при других значениях параметра вращения Re_w . Таким образом, существует оптимум эффективности классификации.

Зависимости граничного размера разделения $\delta_{гр}$ от параметра вращения Re_w при постоянном расходном параметре Re_q представлены на рис. 8. Для всех трёх геометрий зоны сепарации величина граничного размера $\delta_{гр}$ уменьшается при повышении параметра вращения Re_w . При малых значениях Re_w эта зависимость весьма сильная, то есть и здесь наблюдается неустойчивость процесса классификации. Наоборот, при больших значениях Re_w зависимость $\delta_{гр}$ (Re_w) слабая и носит асимптотический характер, следовательно, существует некоторый предельный граничный размер, который можно получить при данном расходном параметре, меняя в реальных пределах параметр вращения Re_w .

На рис. 9 приведены результаты экспериментальных исследований влияния параметра вращения Re_w на граничный размер, которые качественно подтверждают правильность расчётных данных.

Функция величины загрязнения $S_1 + S_3$ от параметра вращения Re_w при постоянном Re_q тоже имеет оптимум (рис. 10). Такое поведение $S_1 + S_3$ также можно объяснить из рассмотрения распределе-

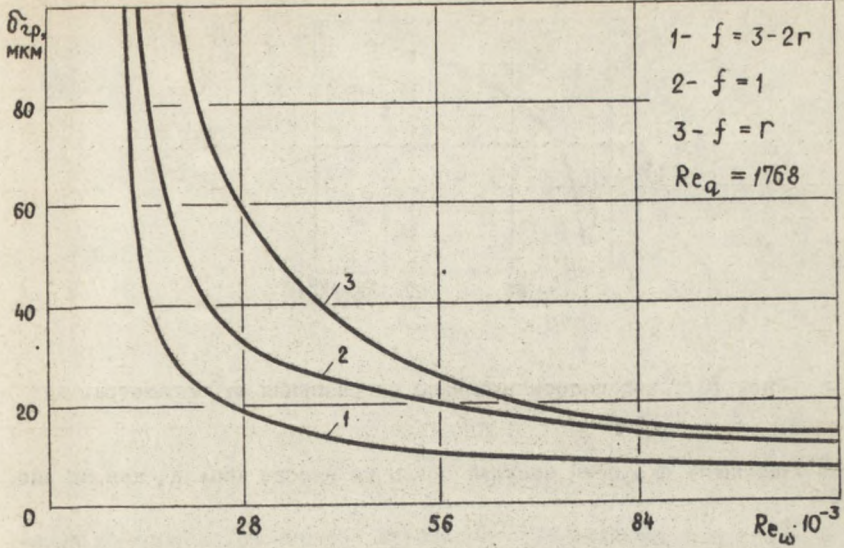


Рис. 8. Расчётные зависимости граничного размера от параметра вращения

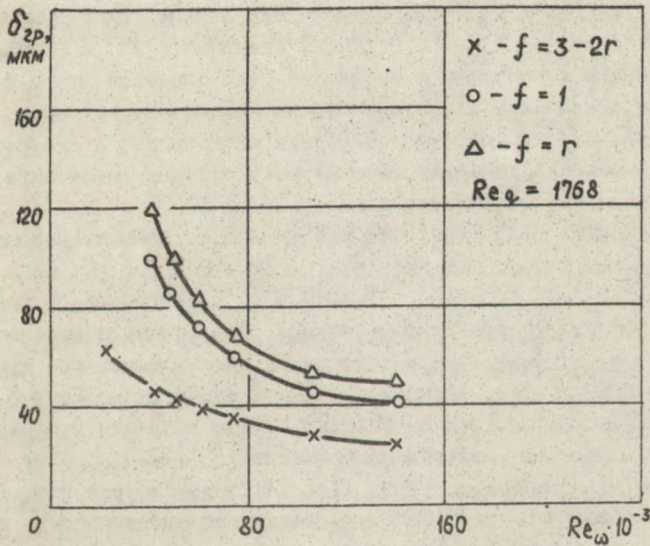


Рис. 9. Экспериментальные зависимости граничного размера от параметра вращения

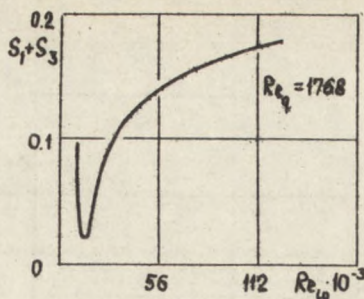


Рис. 10. Зависимость величины загрязнения от параметра вращения

ний компонент скорости несущей среды по высоте канала, как на рис. 6.

Имея все эти данные, зависимость граничного размера от параметра вращения Re_ω и расходного параметра Re_q можно представить в виде $\delta_{гр} = A Re_\omega^m Re_q^n$. В области умеренного изменения $\delta_{гр}$ от этих параметров в результате обработки расчётных точек методом наименьших квадратов были получены значения показателей: $m = -1,11$, $n = 0,66$ для сужающегося канала. Экспериментально для показателей m и n получены значения: $m = -1,03$, $n = 0,50$. Близкие результаты в определении показателей m и n , полученные теоретически и экспериментально, указывают, что влияние гидродинамики на процесс классификации существенно и его расчёт с учётом лишь гидродинамики течения несущей среды позволяет делать правильные качественные выводы.

Массовые расчёты эффективности разделения во всём диапазоне изменения режимных параметров ВДК $Re_q = 220 + 7074$ ($q = 7,5 + 240$ м³/ч), $Re_\omega = 7000 + 168000$ ($\omega = 10 + 240$ с⁻¹) для трёх видов канала показали, что одному граничному размеру соответствует множество пар значений Re_ω и Re_q , при которых он достигается, но при этом эффективность разная. Выбирая каждому граничному размеру $\delta_{гр}$ максимальную эффективность классификации, можно получить графики зависимости минимальной величины загрязнения $(\dot{S}_1 + \dot{S}_3)_{min}$ от $\delta_{гр}$ для трёх типов зоны сепарации (рис. 11). Как видно из рисунка, в диапазоне граничных размеров 10÷30 мкм наилучшая эффективность разделения достигается в сужающемся к центру вращения сепарационном элементе $f = r$, в диапазоне 30÷60 мкм – в расширяющейся зоне се-

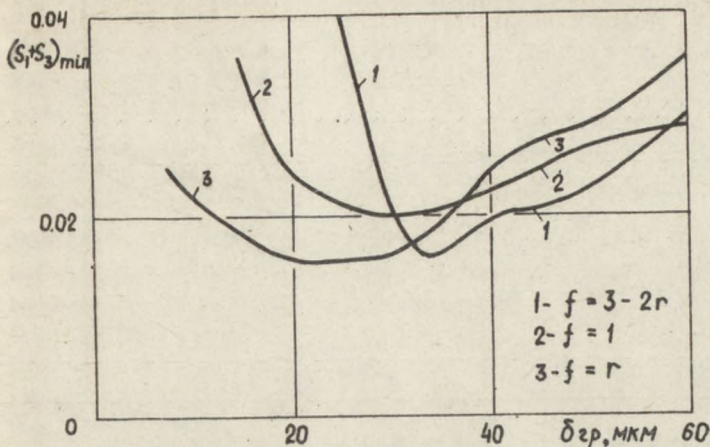


Рис. II. Расчётные зависимости минимальной величины загрязнения от граничного размера

парации $f = 3 - 2r$. Для плоскопараллельного канала $f = 1$ наблюдается тенденция к увеличению эффективности по сравнению с другими зонами сепарации для $\delta_{гр} > 60$ мкм. Следует отметить, что слабая разница в величине эффективности возникает из-за задания на входе равномерного по высоте распределения скорости несущей среды, вследствие чего частицы, введённые на входном радиусе, долгое время находятся в близких условиях обтекания несущим потоком воздуха, пока профиль скорости имеет недеформированный вид. Этот участок может предопределить процесс разделения, поэтому эффективность в приведённых случаях высока для всех типов канала. Задание же неравномерного распределения скорости на входе либо ввод частиц на внутренних радиусах, где профиль скорости уже сформирован, приводят к ухудшению эффективности классификации, а значит, и к большей разнице в величине загрязнения для трёх видов зоны сепарации.

На рис. I2 приведены зависимости величины, обратной эффективности, $1 - E$ от граничного размера $\delta_{гр}$ для трёх типов канала сепарации, полученные экспериментально путём оптимизации по режимным параметрам. Экспериментальные точки несколько смещены вдоль оси абсцисс по отношению к расчётным, но и из них можно заключить, что вывод о наилучшей эффективности классификации для диапазона $30 \text{ мкм} < \delta_{гр} < 60 \text{ мкм}$ в расширяющейся зоне сепарации справедлив. Однако

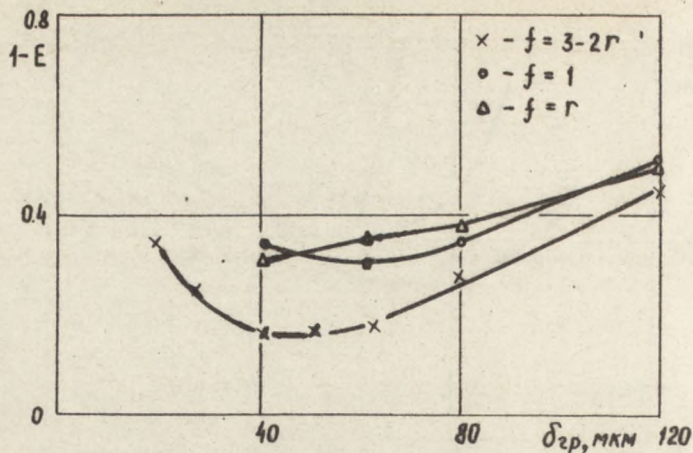


Рис. 12. Экспериментальные зависимости величины, обратной эффективности, от граничного размера

экспериментальные данные свидетельствуют, что при $\delta_{гр} > 60$ мкм сохраняется тенденция преимущества расширяющейся зоны сепарации в эффективности разделения по сравнению с другими каналами. Этот факт объясняется перечисленными выше отличиями принятой модели расчёта от реального процесса классификации.

Результаты теоретических и экспериментальных исследований подтверждают, что гидродинамика течения несущей среды в зоне сепарации оказывает решающее влияние на граничный размер и эффективность разделения, модель расчёта движения частиц в переменном поле скорости несущего потока является вполне пригодной для анализа процесса классификации в сепарационном элементе ВЦК и позволяет выбрать оптимальные режимные и геометрические параметры ВЦК, обеспечивающие максимальную эффективность классификации.

Литература

1. Росляк А.Т., Зятиков П.Н. Систематизация и сравнительный анализ методов воздушно-центробежной классификации порошков // Методы аэродинамики и тепломассообмена в технологических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 64-71.
2. Зятиков П.Н., Росляк А.Т. Исследование воздушно-центробежного

- классификатора дисперсных материалов//Методы гидроаэромеханики в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1977. С. 134-143.
3. Шилиев М.И., Росляк А.Т., Сосновский Н.Д., Зятиков П.Н. Исследование процесса разделения частиц в воздушно-центробежном классификаторе//Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1981. С. 75-89.
 4. Лондер Б., Приддин С., Шарма Б. Расчёт турбулентного пограничного слоя на вращающихся и криволинейных поверхностях//Теор.основы инж.расчётов. 1977. № 1. С. 332-340.
 5. Сосновский Н.Д., Шилиев М.И. Расчёт турбулентного течения жидкости во вращающихся каналах переменной высоты//Методы аэродинамики и тепломассообмена в технологических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 50-57.
 6. Сосновский Н.Д. Исследование движения одиночных частиц во вращающихся каналах переменной высоты при турбулентном течении не-сухой среды// Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена . Томск: Изд-во Том.ун-та, 1986. С. II-14.
 7. Барский М.Д. Фракционирование порошков. М.: Недра, 1980. 327 с.
 8. Шваб А.В., Зятиков П.Н., Росляк А.Т., Сосновский Н.Д. К вопросу определения эффективности процесса классификации дисперсных материалов. Томск, 1984. 26 с. Рукопись представлена Том.ун-том. Деп. в ВИНТИ 11 янв. 1985 , № 344-85.

АППРОКСИМАЦИЯ ГРАНУЛОМЕТРИЧЕСКИХ ФУНКЦИЙ АНАЛИТИЧЕСКИМИ ЗАВИСИМОСТЯМИ

Б.Б.Квеско, Н.Г.Квеско

Результаты гранулометрического анализа дисперсных материалов, получаемые различными методами, чаще всего представляют в виде массового или счётного распределения имеющегося состава по отдельным интервалам размеров - фракциям. Графически эти результаты изображаются в виде гистограмм (рис. 1), а получаемая при этом информация носит ограниченный характер. В частности, в этом случае трудно оценить медиану распределения Γ_0 и величину дисперсии σ . Кроме того, каждый способ анализа при интерпретации результатов даёт свои интервалы границ фракций, что затрудняет сравнение информации, по-

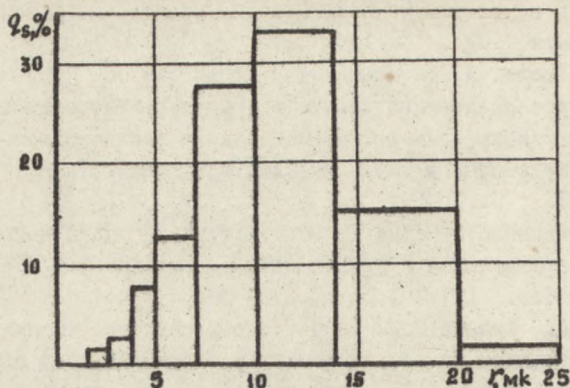


Рис. 1. Гистограмма гранулометрического состава алюминиевого порошка (микроскопический анализ)

лученной на разных приборах. Поэтому для качественного сравнения данных гранулометрического анализа, получаемого различными методами, а также для определения максимально возможного числа характеристик дисперсности представляется актуальной аппроксимация результатов гранулометрического анализа функциональными зависимостями. Положительным фактором при этом являются простота пересчёта одного распределения в другое, вычисление средних параметров, таких, как эквивалентный диаметр d , удельная поверхность $S_{уд}$ и т.д., а также возможность использования в теоретических и прикладных исследованиях.

Дифференциальные функции распределения $f(r)$ из-за большей наглядности находят в практике более широкое применение, чем интегральные $Q(r)$, хотя большинство практических методов анализа определяет именно их. Тем не менее, чаще всего конечной целью аппроксимации экспериментальных данных считают дифференциальную кривую [1]. Получение аналитических зависимостей для дифференциальных функций распределения аппроксимацией гистограмм [2] неточно из-за неопределённости выбора опорных точек прохождения аппроксимирующей функции по интервалам дисперсности, так как при этом неизбежно перераспределение содержаний по фракциям. Более точно получение дифференциальных зависимостей на основе аппроксимации исходных интегральных функций. При этом важнейшим вопросом является выбор вида аналитической зависимости.

Как известно, наиболее просто экспериментальные данные обрабатываются методом наименьших квадратов, что позволяет с достаточной степенью точности приблизиться к исходной зависимости [3].

Однако из-за немонотонного характера самого полинома дифференциальная функция $f(r)$, полученная при дифференцировании, будет осциллирующей. В некоторых случаях это приводит к появлению отрицательных значений функции на концах диапазона дисперсности (при очень малых и очень больших r), то есть там, где приращение массы частиц или их числа мало. Кроме того, чтобы в нулевой точке (при нулевом радиусе и нулевом содержании частиц) функция была определена, необходимо использовать члены полинома, начиная со второго порядка. Таким образом, аппроксимация экспериментальных кривых полиномом неизбежно приводит к неадекватности значений функции экспериментальным данным на концах диапазона дисперсности. Сглаживание колебаний исходной зависимости для уменьшения пульсаций дифференциальной функции приводит к перераспределению долей частиц по фракциям и снижению точности анализа. Поэтому при выборе аппроксимирующей функции необходимо руководствоваться следующими принципами:

- дифференциальная и интегральная функции должны выходить из нуля;
- значения функции должны быть положительны во всём рассматриваемом диапазоне;
- возможность применения функций для описания многомодальных распределений, имеющих практическое значение.

Наиболее полно удовлетворяют этим требованиям экспоненциальные и показательные эмпирические функции распределения. Причём последнее условие можно выполнить, используя ряд по данным функциям.

Интерес к многомодальным распределениям вызван, с одной стороны, возможностью создавать максимально плотные упаковки частиц, необходимые в ряде производств, а с другой, - необходимостью описания характера распределения частиц по размерам, полученного в различных измельчающих устройствах. Что касается последних, то, обладая асимметрией массового распределения, они хорошо описываются нормально-логарифмическим законом [1]. Поэтому для аппроксимации многомодального распределения правомерно использовать ряд, каждый член которого характеризуется своей медианой r_0 и дисперсией σ

$$f = \sum_{i=1}^n A_i \frac{1}{\sqrt{2\pi} \cdot r \cdot \sigma_i} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{\ln r - \ln r_{0,i}}{\sigma_i} \right)^2 \right], \quad (1)$$

где A_i – масштабные множители, выбираемые из условия нормировки функции f относительно I ; r – радиус частиц; n – количество мод исследуемого порошка.

Эта зависимость нелинейна, и для определения величин A_i , $r_{0,i}$, b_i классический метод наименьших квадратов неприемлем. Поэтому для нахождения их значений необходимо использовать методы оптимизации функций многих переменных, минимизируя отклонения аппроксимирующей зависимости от экспериментальных точек. При этом на параметры функции накладываются следующие ограничения:

$$\sum_{i=1}^n A_i = 1; \quad A_i > 0; \quad b_i > 0; \quad r_{0,i} > 0. \quad (2)$$

Выполнение всех этих условий позволяет осуществить метод скользящего допуска [4], слабо зависящий от величин начального приближения. Второе достоинство метода – возможность задания самой аппроксимирующей функции без определения её производных.

Для определения характеристик дисперсности аппроксимируется не сама дифференциальная функция (1), а её интегральные аналоги

$$q_v(r) = \int_r^\infty f(r) dr + \frac{t}{H} \int_0^r f(r) \cdot v(r) dr, \quad (3)$$

где t – время осаждения частиц радиуса r с высоты H , $v(r)$ – скорость осаждения, получаемая в ходе седиментационного анализа при осаждении из объёма, и

$$q_s(r) = \int_0^r f(r) dr, \quad (4)$$

получаемая при пофракционном осаждении, ситовом рассеиве, микроскопическом анализе. Поэтому необходимо функции (3) и (4) привести к виду, удобному для пользования.

Основой седиментационных методов анализа является предположение о стоксовском режиме осаждения частиц твёрдой фазы в вязкой жидкости. С учётом этого интегральная функция может быть записана в следующем виде:

$$q_v(t) = \sum_{i=1}^n \left\{ \int_r^\infty f(r) dr + \frac{b \cdot t}{H} \int_0^r r^2 f(r) dr \right\}; \quad (5)$$

$$b = \frac{2}{9} \frac{g(\rho_1 - \rho_2)}{\eta}; \quad H = b t r^2,$$

где g – ускорение силы тяжести; ρ_1 и ρ_2 – плотности дисперсионной жидкости и частиц твёрдой фазы; η – вязкость жидкости.

Подставляя (1) в (5) и интегрируя, получим окончательное выражение для аппроксимирующей функции, характеризующей седиментацию из объёма,

$$q_v = \sum_{i=1}^n \left[\operatorname{erfc}(z_i) + (r_{0,i} \exp(\delta_i^2)/r)^2 \operatorname{erfc}(\sqrt{2} \delta_i - z_i) \right] \frac{A_i}{2}. \quad (6)$$

Здесь

$$z_i = \ln(r/r_{0,i})/(\sqrt{2} \delta_i); \quad \operatorname{erfc}(z_i) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_{z_i}^{\infty} e^{-t^2} dt$$

— дополнительный интеграл вероятности.

В случае седиментации из слоя, ситовом анализе или микроскопическом из выражений (3) и (4) получим

$$q_s(r) = \sum_{i=1}^n \frac{A_i}{2} [1 + \operatorname{erf}(z_i)], \quad (7)$$

где $\operatorname{erf}(z_i) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{z_i} e^{-t^2} dt$ — интеграл вероятности.

Точность предлагаемого метода аппроксимации определялась тестированием. Для этого задавался гранулометрический состав, описываемый одним членом зависимости (I) (одномодальное распределение) и двумя (бимодальное). Расчёты показали, что для улучшения сходимости необходимо масштабирование радиусов частиц к максимально возможной величине. Для седиментационных методов анализа в качестве такого масштаба можно выбрать $\Gamma = 100$ мкм. В этом случае сходимость слабо зависит от величины начального приближения (медианы $\Gamma_0^{(1)}$ и дисперсии $\delta^{(1)}$). Варьируя $\Gamma_0^{(1)}$ и $\delta^{(1)}$ в диапазоне от 0,1 до 1,5 сходимость решения к точному $\Gamma_0 = 15$ мкм; $\delta = 0,4$; $A = 1$ осуществляется при 60 – 70 итерациях с дисперсией адекватности порядка $10^{-I} + 10^{-II}$. При аппроксимации бимодального распределения ($\Gamma_{0,1} = 15$ мкм; $\delta_1 = 0,4$; $\Gamma_{0,2} = 40$ мкм; $\delta_2 = 0,1$; $A_1 = A_2 = 0,5$) сходимость зависит от величины начального приближения, поэтому необходимо начальные значения коэффициентов мод приближать с разных концов диапазона дисперсности. Например, нормируя радиус частиц на 100 мкм, при $\Gamma_{0,1}^{(1)} = \delta_1^{(1)} = A_1^{(1)} = 0,1$ имеем $\Gamma_{0,2}^{(1)} = \delta_2^{(1)} = A_2^{(1)} = 0,8$; однако для сходимости в этом случае требуется итераций на порядок больше при той же дисперсии адекватности.

Апробация методики была проведена при сравнении результатов анализов одного и того же порошка (АСД-1), полученных на различных приборах. Как уже отмечалось, трудность сравнения таких данных заключается в отсутствии единообразия в выражении результатов анализов (интегральные кривые, гистограммы, кумулятивные кривые и т.д.) и неоднородности шага по интервалам дисперсности. Аппроксимация интегральных зависимостей (рис. 2,а) одномодальным нормально-логарифмическим законом позволила получить дифференциальные кривые (рис. 2,б) и провести их качественное сравнение. Анализ полученных данных позволяет сделать следующие выводы. Кондуктометрический ме-

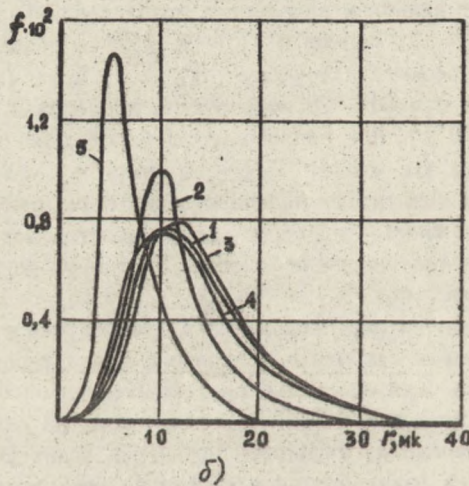
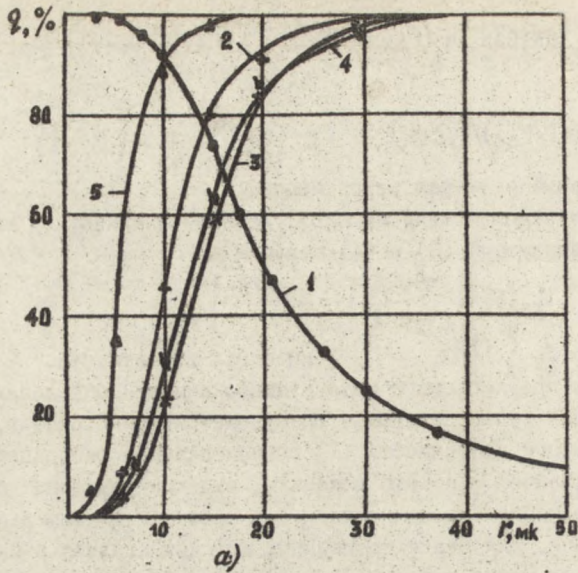


Рис. 2. Аппроксимация гранулометрических функций аналитическими зависимостями: а - интегральные функции распределения; б - дифференциальные функции распределения; $\circ, +, \times, \Delta$ - экспериментальные точки; (—) - аналитическая аппроксимация; 1 - микровесы Фигуровского; 2 - микроскопический метод; 3 - электростатический анализатор ЭЛСА-М; 4 - сканирующий фотоседиментометр "Анализетте-20"; 5 - счётчик Коултера

тод анализа (счётчик Коултера) обладает низкой чувствительностью к крупным фракциям, что выражается резким сдвигом медианы распределения в сторону мелких частиц. Однако с уменьшением разности плотностей твёрдой фазы и электролита можно ожидать повышение точности метода. В микроскопии следует отметить слабую воспроизводимость результатов, в связи с чем можно говорить скорее о качественных, чем о количественных оценках. Остальные методы – ситовой, весовая седиментация и фотоседиментация – дают сравнимые между собой результаты, несмотря на различную физическую природу этих методов.

Литература

1. Коузов П.А. Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельчённых материалов. Л.: Химия, 1987. С. 18–46.
2. Расчёт дисперсного состава суспензий по данным седиментационного анализа с помощью ЭВМ /Яремко З.М., Солтыс М.Н., Федущинская Л.Б., Гаврилов В.Д./Журн.прикл.химии, 1982, 55. № 7. С. 1547–1550.
3. Джонсон К. Численные методы в химии. М.: Мир, 1983. С. 257 – 279.
4. Химмельблау Д. Прикладное нелинейное программирование. М.: Мир, 1975. 534 с.

ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПОЛЯ СКОРОСТЕЙ ГРАНУЛИРОВАННОГО МАТЕРИАЛА В ПЛОТНОМ СЛОЕ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ЦИРКУЛЯЦИОННОГО СМЕСИТЕЛЯ

А.В.Шваб, Е.В.Асадчая

В настоящей работе представлены результаты математического моделирования движения гранулированного материала в плотном слое пневматического циркуляционного смесителя (ПЦС). Этот аппарат представляет собой цилиндроконический бункер, ограниченный внутри центральной транспортной трубой, которая имеет в нижней части косой срез (рис. 1).

Основной процесс усреднения в плотном слое ПЦС происходит за счёт наличия неоднородного поля скоростей и различия путей движения частиц. Неоднородность поля скоростей в частности зависит от

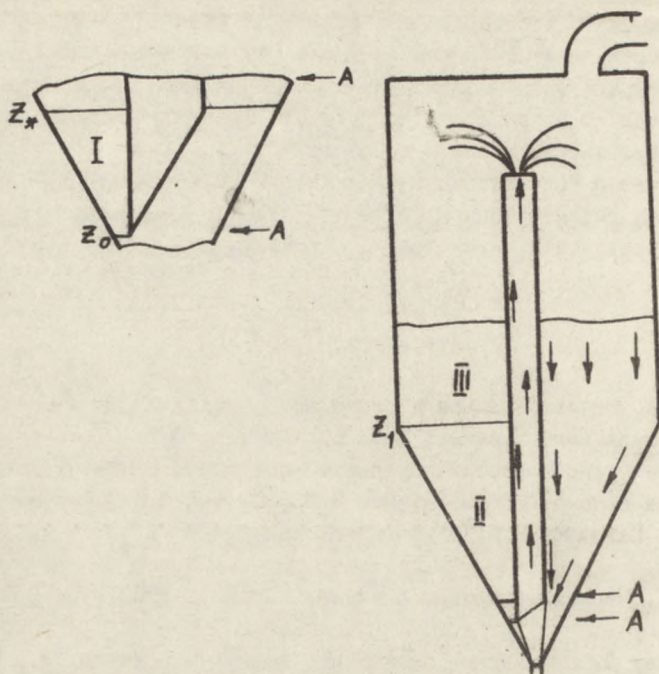


Рис. 1. Схема пневматического циркуляционного смесителя

рабочих и геометрических параметров аппарата. Срез вертикальной трубы оказывает существенное влияние на распределение скоростей частиц в нижней части бункера, создавая тем самым неоднородность поля скоростей в плотном слое гранулированного полиэтилена.

В случае трубы без среза распределение скоростей по объёму носит осесимметричный характер, что хорошо подтверждается опытными данными. Сопоставление характера течения этих случаев позволяет сделать заключение о том, что в результате влияния среза возникает сложное течение, связанное с существенной зависимостью компонент скоростей от окружающего направления.

В случае хорошо сыпучей среды, например гранулированного полиэтилена высокого давления, может быть успешно применена кинематическая модель Неддермана и Тюзюна [1].

Применение этой модели к расчёту поля скорости в случае осесимметричного течения гранулированного материала, хорошо согласу-

ящееся с опытными данными, приведено в работе [2].

При рассмотрении распределения поля скоростей по всему объёму используются те же физические представления, что и в случае осесимметричного движения. Прежде всего гранулированный материал можно представить в виде несжимаемой среды, имеющей непрерывное поле скоростей и ускорений.

Согласно принципу кинематической модели поперечная скорость пропорциональна градиенту продольной скорости

$$V = -B \frac{\partial U}{\partial r} . \quad (1)$$

Предполагаем, что в окружном направлении действует тот же механизм движения сыпучей среды, тогда можно записать

$$W = -\frac{A}{r} \frac{\partial U}{\partial \varepsilon} , \quad (2)$$

где r , ε – радиальное и окружное направления цилиндрической системы координат соответственно; A и B – эмпирические постоянные.

Добавляя уравнение неразрывности для несжимаемого материала

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (rV) + \frac{1}{r} \frac{\partial W}{\partial \varepsilon} + \frac{\partial U}{\partial z} = 0 , \quad (3)$$

получим уравнение параболического типа для продольной скорости

$$\frac{\partial U}{\partial z} = B \left(\frac{1}{r} \frac{\partial U}{\partial r} + \frac{\partial^2 U}{\partial r^2} \right) + \frac{A}{r^2} \frac{\partial^2 U}{\partial \varepsilon^2} . \quad (4)$$

Решение данного уравнения с соответствующими физически обоснованными граничными условиями даёт распределение скорости материала внутри аппарата.

В качестве постоянной B при расчётах используется значение $B = 2,4$ (рис. 2), полученное в случае осесимметричного течения [2].

Поскольку трение между стенками аппарата и материалом мало по сравнению с внутренним трением между частицами, как показывают экспериментальные исследования, то в качестве граничных условий для скорости используется проскальзывание частиц на стенках

$$\begin{aligned} V = 0 , \quad \frac{\partial W}{\partial r} = 0 \quad \text{при} \quad r = r_{\tau} ; \\ \frac{V}{U} = \operatorname{tg} \alpha , \quad \frac{\partial W}{\partial r} = 0 \quad \text{при} \quad r = r_{\alpha} , \end{aligned} \quad (5)$$

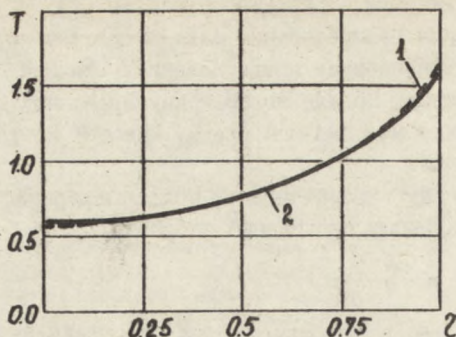


Рис. 2. Распределение безразмерного времени пребывания T в зависимости от координаты η для осесимметричного случая движения плотного слоя: 1 – обобщённая экспериментальная кривая; 2 – результаты численного расчёта

где r_a , r_r – радиусы аппарата в цилиндрической части и трубы соответственно; α – угол наклона внешней стенки конической части аппарата к горизонтальной плоскости.

Скорость на границе среза задаётся линейной зависимостью от высоты среза при $r = r_r$:

$$\begin{aligned} U_0 & \text{ при } z_0; \\ U &= \alpha \cdot z + \beta & \text{при } z_0 < z < z_*; \\ U_{\max} & \text{ при } z_*; \\ U_{\max}/U_0 &= \eta. \end{aligned} \quad (6)$$

Начальная скорость U по радиальному направлению задавалась равномерной.

С целью упрощения проводимых расчётов воспользуемся новой системой координат, которая позволит представить расчётную область в виде прямого цилиндра

$$\begin{aligned} \eta &= \frac{r - r_r}{r_a - r_r} & \text{при } z > z_1; \\ \eta &= \frac{(r - r_r) \cdot z_1}{(r_a - r_r) z - (r_r - r_1) \cdot z_1} & \text{при } z_0 < z < z_1; \\ \varphi &= z/d, \quad \psi = \varepsilon, \end{aligned} \quad (7)$$

где r_1 - радиус аппарата при z_0 ; z_1 - высота конической части аппарата; d - диаметр рабочего сопла.

В новых переменных уравнение (4) выглядит следующим образом:

$$\frac{\partial U}{\partial \varphi} = A_k \frac{\partial^2 U}{\partial \eta^2} + B_k \frac{\partial U}{\partial \eta} + C_k \frac{\partial^2 U}{\partial \varphi^2}, \quad (8)$$

где

$$A_k = B \left(\frac{\partial \eta}{\partial r} \right)^2, \quad B_k = B \frac{\partial \eta}{\partial r} \frac{\partial}{\partial \eta} \left(\frac{\partial \eta}{\partial r} \right) - \frac{\partial \eta}{\partial z} + B \frac{1}{r} \frac{\partial \eta}{\partial r}, \quad C_k = \frac{A}{r^2}.$$

Граничные условия (5) на поверхности центральной транспорт-ной трубы и боковой поверхности аппарата могут быть взяты в виде

$$\eta = 0, \quad \frac{\partial U}{\partial \eta} = 0, \quad \frac{\partial \eta}{\partial r} \frac{\partial^2 U}{\partial \varphi \partial \eta} - \frac{1}{r_\tau} \frac{\partial U}{\partial \varphi} = 0; \quad (9)$$

$$\eta = 1, \quad B \frac{\partial \eta}{\partial r} \frac{\partial U}{\partial \eta} = U \frac{z_1}{r_\alpha - r_\tau}, \quad \frac{\partial \eta}{\partial r} \frac{\partial^2 U}{\partial \varphi \partial \eta} - \frac{1}{r_\alpha} \frac{\partial U}{\partial \varphi} = 0.$$

Для расчёта поля скоростей гранулированного материала используется метод чередующихся направлений [3]. Для уравнения (8) последовательно с шагом $\Delta \varphi / 2$ применяются две разностные аппроксимации

$$\begin{aligned} \frac{U_{i,d}^{k+1/2} - U_{i,d}^k}{\Delta \varphi / 2} &= A_{ki} \frac{U_{i-1,d}^{k+1/2} - 2U_{i,d}^{k+1/2} + U_{i+1,d}^{k+1/2}}{\Delta \eta^2} + B_{ki} \frac{U_{i+1,d}^{k+1/2} - U_{i-1,d}^{k+1/2}}{\Delta \eta} + \\ &+ C_{ki} \frac{U_{i,d}^k - 2U_{i,d}^k + U_{i,d+1}^k}{\Delta \varphi^2}; \\ \frac{U_{i,d}^{k+1} - U_{i,d}^{k+1/2}}{\Delta \varphi / 2} &= A_{ki} \frac{U_{i-1,d}^{k+1/2} - 2U_{i,d}^{k+1/2} + U_{i+1,d}^{k+1/2}}{\Delta \eta^2} + B_{ki} \frac{U_{i+1,d}^{k+1/2} - U_{i-1,d}^{k+1/2}}{\Delta \eta} + \\ &+ C_{ki} \frac{U_{i,d}^{k+1} - 2U_{i,d}^{k+1} + U_{i,d+1}^{k+1}}{\Delta \varphi^2}. \end{aligned} \quad (10)$$

Получающиеся на каждом шаге системы алгебраических уравнений решаются методами немонотонной и циклической прогонки для слоёв $k+1/2$ и $k+1$ соответственно [4].

На основе полученного поля скорости может быть определено время пребывания частицы в плотном слое аппарата, которое является на

практике важной характеристикой процесса омовения гранулированного материала [5].

В ортогональной системе координат траектория определяется следующим образом:

$$\frac{\Delta r}{V} = \frac{r \Delta \varphi}{W} = \frac{\Delta z}{U} = \Delta t, \quad (II)$$

или в новых переменных

$$\frac{\frac{\partial r}{\partial \eta} \Delta \eta + \frac{\partial r}{\partial z} \Delta z}{V} = \frac{\Delta \varphi(r_T + \eta(z))}{W} = \frac{\Delta z}{U} = \Delta t.$$

Интегрируя (II) по z , определим текущие значения координат η , φ на искомой траектории и времени пребывания частицы в плотном слое

$$\begin{aligned} \eta &= \int_{z_0}^z \left(\frac{V}{U} - \frac{\partial r}{\partial z} \right) \frac{\partial \eta}{\partial r} dz; \\ \varphi &= \int_{z_0}^z \frac{W}{U(r_T + \eta(z))} dz; \\ t &= \int_{z_0}^z \frac{dz}{U}. \end{aligned} \quad (I2)$$

Для проверки работоспособности предложенного метода расчёта поля скоростей гранулированного материала сопоставим полученные результаты с экспериментальными данными.

Измерение поля скоростей связано с большими трудностями, поэтому в экспериментах определялось время пребывания частицы в плотном слое. Экспериментальное определение времени пребывания проводилось на лабораторном аппарате методом "меченой" частицы, описание которого представлено в работе [2]. Исследование заключалось в определении зависимости времени пребывания частицы от угла и радиуса ввода гранулы.

На рис. 3 приведена теоретическая кривая времени пребывания частицы в плотном слое в зависимости от угла ввода φ при $A = 1,8$, $\eta = 10$ в сопоставлении с экспериментальными данными. Из рисунка видно, что имеется удовлетворительное соответствие расчётных и опытных данных.

Проведённый численный расчёт позволяет проанализировать влияние среза вертикальной трубы в нижней части аппарата на распределение скоростей в плотном слое.

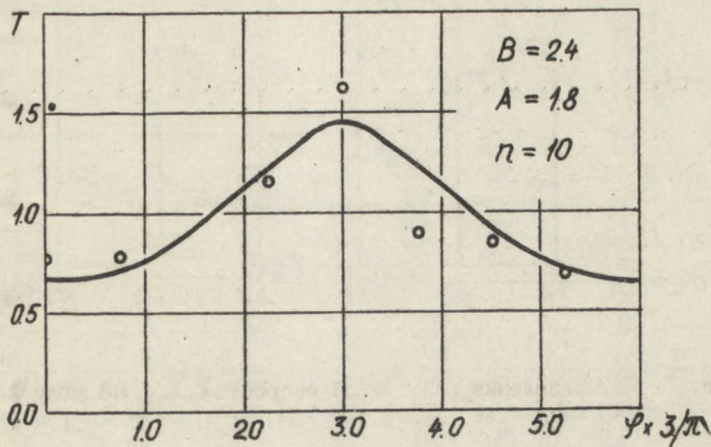


Рис. 3. Зависимость безразмерного времени пребывания T от угла φ : — — численный расчёт; $\circ$ — экспериментальные данные

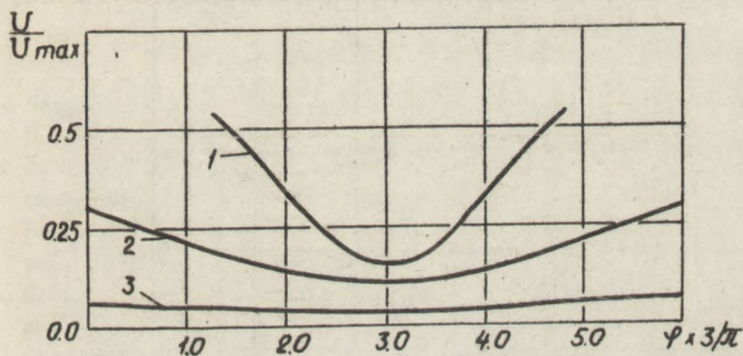


Рис. 4. Профили аксиальной скорости $U/U_{\max}$ вдоль окружного направления при различной высоте $z = z/d$:
1 — $z = 7$; 2 — $z = 13$; 3 — $z = 34$

При этом возникает существенное перераспределение скоростей частиц. В отличие от осесимметричного течения, где распределения аксиальной и радиальной скоростей в тангенциальном направлении постоянны, в данном случае возникает значительное возмущение скоростей в этом направлении (рис. 4,5). Кроме того, появляется угловая

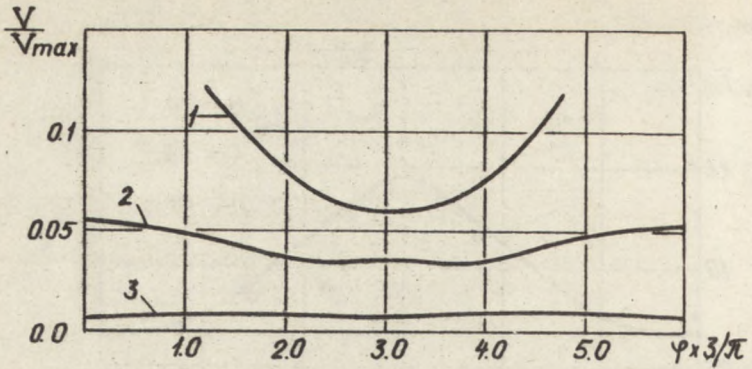


Рис. 5. Распределение радиальной скорости V/V_{max} по углу φ при различной высоте $\varpi = z/d$: 1 - $\varpi = 7$; 2 - $\varpi = 13$; 3 - $\varpi = 34$

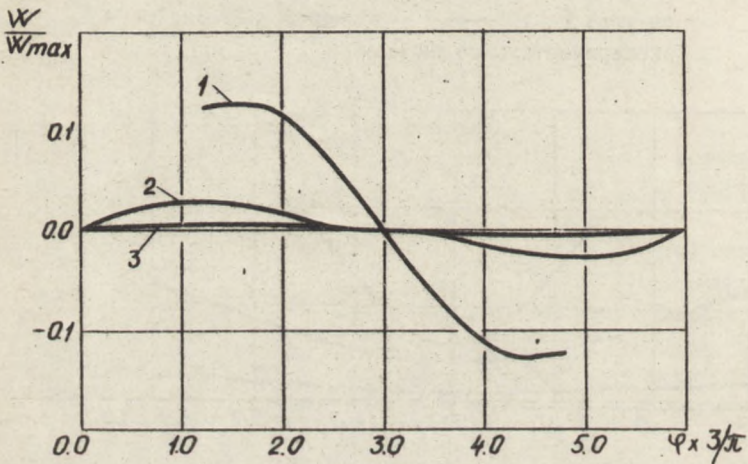


Рис. 6. Распределение угловой скорости W/W_{max} в окружном направлении при различной высоте $\varpi = z/d$: 1 - $\varpi = 7$; 2 - $\varpi = 13$; 3 - $\varpi = 34$

компонента скорости, значение которой, по-видимому, влияет существенно на характер течения (рис. 6).

С ростом координаты ϖ величины скоростей падают и возмуще-

ние, вызванное срезом, затухает. При этом профиль продольной скорости становится более плоским, затем преобразуется в профиль поршневого течения в верхней части аппарата, а значения окружной и радиальной компонент практически вырождаются.

Следует отметить, что быстрое затухание угловой и поперечной компонент скорости нежелательно при процессе смешения, поскольку срез, создавая неоднородность поля скоростей во всём объёме, позволяет усилить интенсивность этого процесса. По-видимому, только оптимизация режимных и геометрических параметров, в частности варьирование угла среза транспортной трубы, позволит определить оптимальную интенсивность процесса смешения.

В заключение следует отметить, что данный метод расчёта поля скоростей в плотном слое аппарата, как показывает хорошее соответствие расчётных и опытных данных, адекватно отражает движение гранулированного материала в ПЦС. Учёт распределений компонент скоростей в тангенциальном направлении позволит более корректно определить неоднородность поля скоростей плотного слоя. Это, в свою очередь, даёт возможность с привлечением уравнения диффузии рассчитать коэффициент неоднородности смеси, который характеризует эффективность процесса смешения.

Литература

1. Механика гранулированных сред. Теория быстрых движений/Под ред. И.В.Ширко. М.: Мир, 1985. 280 с.
2. Исследование процесса смешения в пневматическом циркуляционном смесителе/Шваб А.В., Бирюков Ю.А., Брендаков В.Н., Столяров В.Т., Богданов Д.Н. Томск, 1986. 22 с. Рукопись представлена Том. ун-том. Деп. в ВИНТИ 8.07.87, № 4860-В87.
3. Пейре Р., Тейлор Т.-Д. Вычислительные методы в задачах механики жидкости. Л.: Гидрометеиздат, 1986. 352 с.
4. Самарский А.А., Николаев Е.С. Методы решения сеточных уравнений. М.: Наука, 1978. 588 с.
5. Макаров Ю.И. Аппараты для смешения сыпучих материалов. М.: Машиностроение, 1973. 212 с.

ЭНЕРГОЁМКОСТЬ ПНЕВМОТРАНСПОРТА ПРИ РАЗЛИЧНОЙ СТРУКТУРЕ ПОТОКА

В.А.Смоловик, Л.Ф.Мельник, О.Н.Дмитриев

При проектировании пневмотранспортных установок важное значение имеет правильный выбор вида пневмотранспорта, для которого затем подбирается надлежащее оборудование. Основные критерии выбора вида и способа пневмотранспорта связаны с физико-механическими свойствами сыпучего материала, дальностью транспортирования и особенностями данного производства [1]. Немаловажное значение имеет и оценка энергоёмкости проектируемой установки, обратную величину которой принято называть КПД установки

$$\eta = \frac{G_m L q}{Q \Delta P},$$

где G_m - производительность установок, кг/с; Q - расход транспортирующего газа, $\text{Нм}^3/\text{с}$; L - длина транспортирования, м; ΔP - падение давления газа на всей трассе установки: питателе, транспортном трубопроводе и пылеуловителе, Н/м^2 .

Влияние ряда параметров на величину η исследовали в [2,3]. В развитие этих работ авторами данной статьи проведены экспериментальные исследования пневмотранспорта порошка полипропилена по горизонтальному трубопроводу длиной около 100 м и внутренним диаметром 50 мм.

Различный характер движения материала обеспечивается формированием структуры потока в начале транспортного трубопровода. Для формирования поршневой структуры и волновой структуры использовались пневмомеханический делитель, для получения взвеси - дополнительный подвод воздуха на выходе из камерного питателя с нижней подачей. С помощью датчиков статического давления и фотодатчиков оценивалась скорость движения материала. Опыты проводились в широком диапазоне изменения параметров транспортирования: производительности, расхода воздуха и его начального давления. Таким образом, каждый вид пневмотранспорта осуществлялся не только при оптимальном сочетании этих параметров, но и других режимах. Например, транспорт с поршневой структурой осуществлялся при наличии в трубопроводе в данный момент времени лишь одного поршня и при максимально возможном их количестве, когда ещё возможен процесс транспортирования. Регулирование количества добавленного воздуха достигалась различной концентрация материала во взвеси. Таким же способом, а

также при малых паузах подачи материала и воздуха через пневматический делитель обеспечивалось волновое движение материала. При таких способах формирования структуры имели место и комбинированные формы движения материала: волны и слои при наличии над ними взвеси, одновременное существование волн и поршней по подстилке — щему слою. Наблюдение за характером движения материала велось через прозрачные участки трубопровода.

Загруженность транспортного трубопровода принято оценивать по весовой расходной концентрации $\mathcal{M} = G_M / G$, где G — расход воздуха. Однако более достоверно загруженность трубопровода определяется истинной объёмной концентрацией материала, которая с $\mathcal{M}$ имеет следующую взаимосвязь:

$$\varepsilon_M = \frac{1}{1 + \frac{u_M \varrho_M}{u \varrho_M}},$$

где ϱ_M и ϱ — соответственно плотность материала и воздуха; u_M и u — средняя по сечению трубопровода скорость материала и воздуха.

В общем случае структура потока не является однородной как по сечению трубопровода, так и по его длине. Поэтому приходится пользоваться некоторой средней по объёму полости трубопровода концентрацией ε_M , которая соответственно оценивается через среднюю скорость движения материала

$$\bar{\varepsilon}_M = \frac{q_M}{\varrho_M \bar{u}_M},$$

где q_M — удельный расход транспортируемого материала, кг/м²·с.

Из всех рассматриваемых видов движения материала предельным по $\bar{\varepsilon}_M$ является движение в виде сплошного слоя при истинной объёмной концентрации ε_M , соответствующей насыпному слою при плотности ϱ_n , то есть $\varepsilon_n = \varrho_n / \varrho_M$. Поэтому, характеризуя ту или иную структуру потока через концентрацию ε_M , удобно сравнивать её с предельной ε_n через коэффициент загрузки трубопровода $\chi = \bar{\varepsilon}_M / \varepsilon_n$. Величина этого коэффициента определяется по опытным данным через насыпную плотность

$$\chi = \frac{q_M}{\varrho_n \bar{u}_M}.$$

Полученные опытные данные при различных структурных характеристиках графически обобщаются в виде монотонно изменяющихся функ-

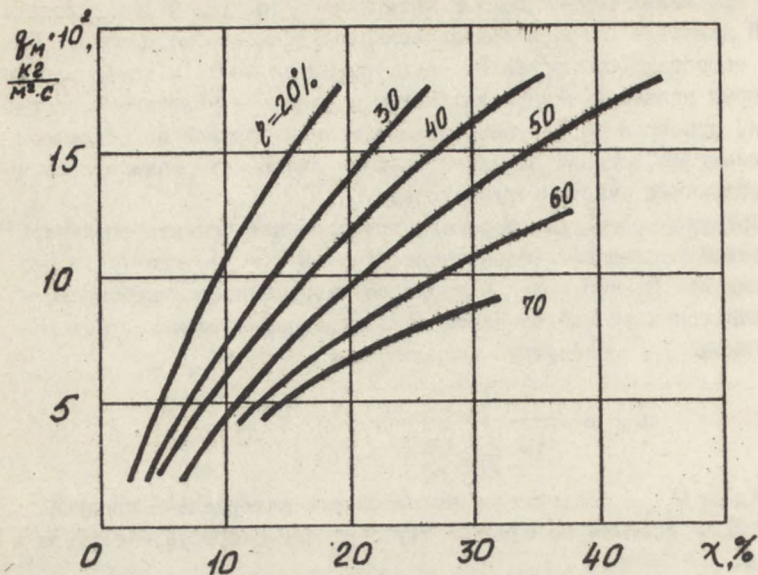


Рис. 1. Зависимость удельного расхода материала от коэффициента загрузки трубопровода

ций $q_m = f(\eta, \chi)$. Усреднённые значения удельного расхода материала в функции степени загрузки трубопровода представлены на рис. 1 в виде серии кривых $\eta = \text{const}$.

Анализ этих кривых показывает, что максимальные значения q_m были достигнуты при различных величинах КПД установки, причём при различных структурных характеристиках потока. Ориентировочная оценка показала, что участки кривых до $\chi = 15\%$ принадлежат транспорту во взвеси и $\chi = 30\%$ – смешанным режимам волнового и поршневого движения, а также только поршневого. Слоисто-волновая структура соответствует степени заполнения трубопровода $\chi = 15\text{--}30\%$. При этом режиме достигались наибольшие значения КПД. Из кривых рис. 1 также видно, что каждому значению χ соответствует некоторый максимально достигнутый КПД.

На рис. 2 представлены данные опытов при различной степени загрузки трубопровода с максимальным значением КПД. Ветвь кривой принадлежащая поршневой структуре потока ($\chi > 30\%$), имеет более низкий КПД, чем для волнового движения за счёт более высокой удель-

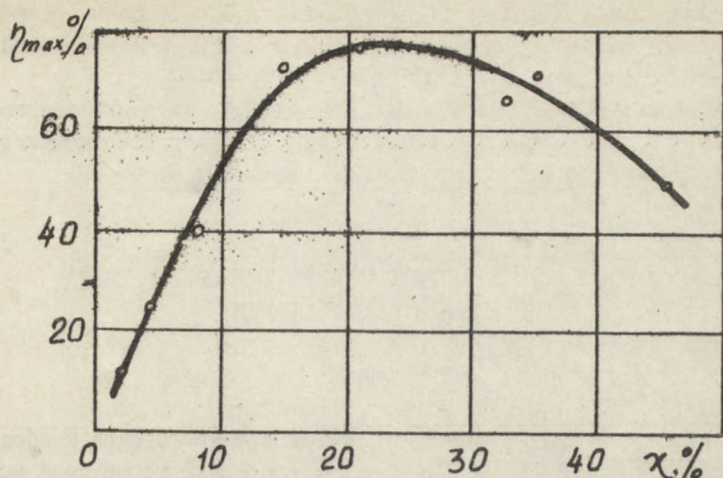


Рис. 2. Максимальные значения КПД при различной загрузке трубопровода

ной затраты энергии на трение материала о стенку трубопровода. Вместе с тем при более низких значениях скорости материала в ряде случаев отдаётся предпочтение транспорту с поршневой структурой.

Для материалов с физико-механическими свойствами, отличающимися от порошка полипропилена, а также при транспортировании по линиям сложной конфигурации представленные цифровые данные, конечно, будут иными. Однако проведённое исследование по транспортированию порошка полипропилена по горизонтальному трубопроводу даёт наглядную картину качественной взаимосвязи между исследованными характеристиками транспортирования.

Аналогичный подход к анализу КПД по коэффициенту загрузки трубопровода может быть использован для выбора подходящего для заданных условий режима пневматического транспорта.

Литература

1. Смоловик В.А., Мельник Л.Ф. Критерии выбора пневматического транспорта сыпучих материалов // Методы аэродинамики и тепломассообмена в технологических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 91-99.

2. Деменко О.Н., Костюк Г.Ф., Ульяницкий А.В. Теоретический КПД процесса пневмотранспортирования//Труды ВНИИ комбикормовой промышленности. Воронеж, 1982, вып. 20. С. 66-67.
3. Ульяницкий А.В., Деменко О.Н., Костюк Г.Ф. Снижение энергоёмкости горизонтального пневмотранспорта//Труды ВНИИ комбикормовой промышленности. Воронеж, 1982, вып. 20. С. 68-69.

МНОГОСЕКЦИОННЫЙ КЛАССИФИКАТОР С РЕГУЛИРОВКОЙ РЕЖИМА РАЗДЕЛЕНИЯ В КАЖДОЙ СЕКЦИИ

А.А.Ананьев, А.Т.Росляк, П.Н. Зятиков

При использовании различных порошков в химической и абразивной промышленности, в технологических процессах порошковой металлургии, в ряде других отраслей народного хозяйства одной из основных проблем является получение порошкообразного материала с определённым гранулометрическим составом или наборов узких фракций порошков. На решение этих задач направлено создание многосекционных воздушно-центробежных классификаторов (ВЦК) порошкообразных материалов, которые могли бы одновременно производить разделение порошков на несколько фракций.

Конструктивно наиболее удачной представляется компоновка многосекционного ВЦК с горизонтальной осью вращения, которая позволяет установить в ряд несколько секций с возможностью привода многосекционного ротора от одного электродвигателя. Такая конструкция обеспечивает удобный вывод продуктов разделения и обеспечивает создание многосекционного ВЦК на модульном принципе [1]. Общий вид такого ВЦК представлен на рис. 1.

В каждой секции 4 устанавливаются обтекатель 6 и профилированный диск 8, разделённые пакетом колец 7, и регулируемые лопасти 9, расположенные в кольцевом зазоре между обтекателем 6 и корпусом 5. Число секций может варьироваться и устанавливается на одну меньше требуемого количества фракций. Профиль дисков выполняется расширяющимся к центру вращения пылегазовой смеси по закону

$$h = \frac{3h_0 R_0 - 2h_0 R}{R_0},$$

где h_0 - расстояние между диском и обтекателем на входном радиусе R_0 ; R, h - текущие радиус и расстояние.

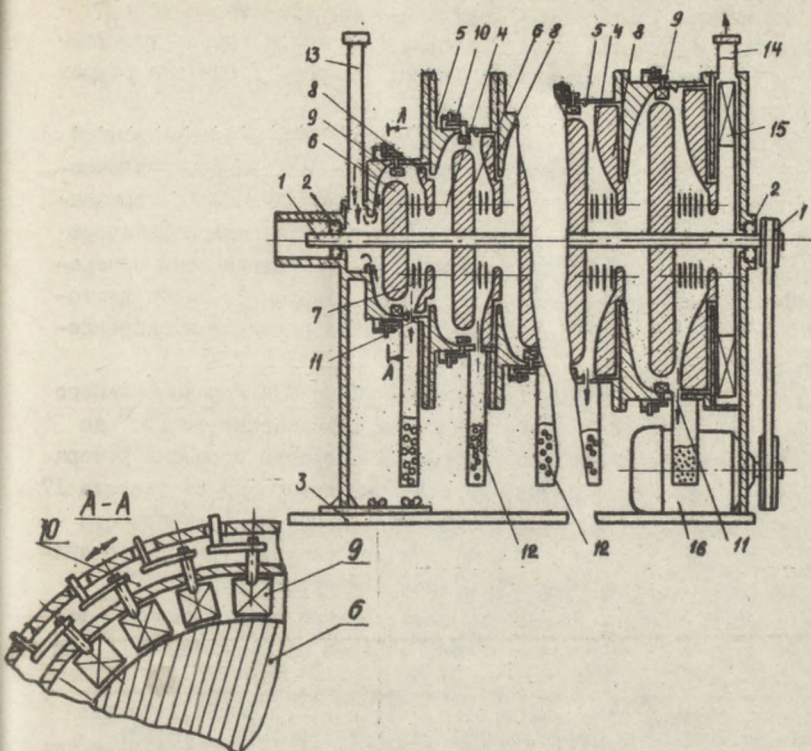


Рис. 1. Многосекционный воздушно-центробежный классификатор (ВЦК-М):

1 – вал; 2 – подшипниковый узел; 3 – станина; 4 – набор секций; 5 – корпус; 6 – обтекатель; 7 – пакет колец; 8 – профилированный диск; 9 – регулируемые лопатки; 10 – механизм поворота лопаток; 11 – разгрузочные отверстия; 12 – бункер приёма выделенных фракций; 13 – загрузочный патрубок; 14 – выходной патрубок; 15 – вентиляторное колесо; 16 – электропривод

Обтекатель, профилированный диск и внешний обод пакета колец образуют зону сепарации, во всём объёме которой происходит разделение порошка на крупную и мелкую фракции. Выбор граничного размера частиц в каждой секции осуществляется регулированием гидродинамики гетерогенного потока за счёт изменения начальной закрутки воздуха на входе в зону сепарации при помощи направляющих лопаток, устанавливаемых под определённым углом к потоку. Исходя из заданной границы разделения, для каждой зоны сепарации устанавливаются опреде -

лённые геометрические размеры R_0 и h_0 , а изменением угла поворота лопаток в каждой секции производится более точная установка граничного размера разделения частиц. На рис. 1 показан разрез по А-А с механизмом поворота лопаток IO.

Возможность реализации изложенного принципа многосекционной классификации экспериментально исследовалась на стенде, включающем односекционный воздушно-центробежный классификатор с горизонтально расположенной осью вращения. Конструкция классификатора обеспечивает возможность регулирования как геометрии зоны сепарации (профиль и относительная ширина зоны сепарации), так и вектора скорости несущей среды на входе в зону по величине и направлению [2].

В ходе экспериментальных исследований на ВЦК горизонтального типа варьировался угол поворота лопаток в диапазоне от 15° до 90° к плоскости вращения при постоянных скорости вращения ротора и расходе воздуха через ротор. Высота зоны сепарации составляла 17 мм, входной радиус - 100 мм. Граница разделения и эффективность классификации определялись по результатам гранулометрического анализа продуктов разделения методом счётной микроскопии.

Результаты экспериментальных исследований представлены в таблице и на рис. 2. В таблице показано влияние профиля канала зоны

№ п/п	Геометрический про- филь канала зоны се- парации	Скорость вращения ротора, $\omega, 1/с$	Расход воздуха, $Q \cdot 10^{-2},$ $м^3/с$	Граничный размер, мм	Эффектив- ность классифи- кации
1	$h = \frac{h_0}{R_0} \cdot R$	188	1,7	20	0,77
2	- " -	60,7	1,7	63	0,45
3	- " -	13,6	3,3	100	0,31
4	$h = h_0 = const$	188	1,7	20	0,78
5	- " -	62,8	1,7	63	0,64
6	- " -	12,6	3,3	100	0,60
7	$h = \frac{3h_0 R_0 - 2h_0 R}{R_0}$	188	1,7	20	0,92
8	- " -	62,8	1,7	63	0,82
9	- " -	13,6	3,3	100	0,86

сепарации на эффективность классификации кварцевого песка при заданных границах разделения и постоянном угле поворота лопаток. В работе задавались плоскопараллельный, сужающийся и расширяющийся к центру вращения профили канала зоны сепарации. Причём в эксперимен-

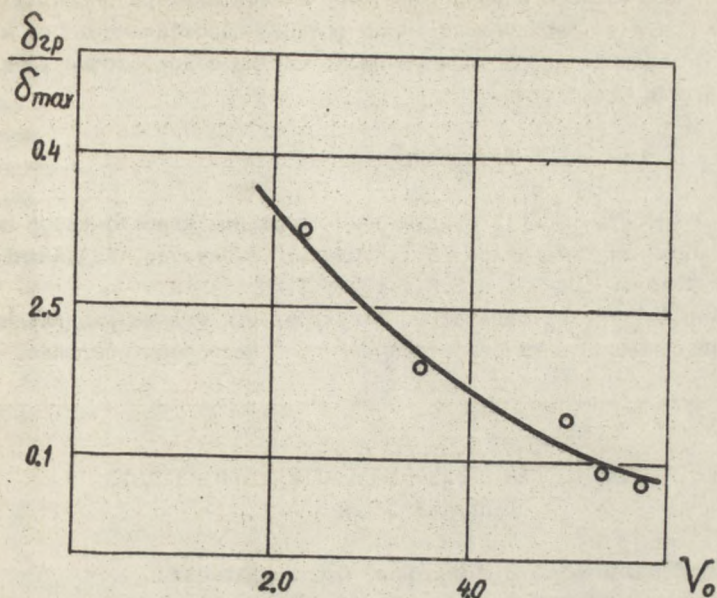


Рис. 2. Влияние начальной закрутки на границу разделения при повороте лопаток

тах режимы работы ВЦК выбирались на каждом профиле зоны сепарации таким образом, чтобы обеспечивалось разделение исходного порошка по границам 20, 63, 100 мкм. Из таблицы видно, что расширяющийся к центру вращения пылегазовой смеси профиль канала зоны сепарации позволяет существенно повысить эффективность классификации порошкообразных материалов.

Установлено (см. рис. 2), что изменением угла поворота лопаток при постоянных режимах работы классификатора ($\omega = 41,9$ 1/с, $q = 1,7 \cdot 10^{-2}$ м³/с) можно регулировать начальную закрутку V_0 (отношение окружной компоненты скорости несущей среды к скорости вращения границ на входе в сепарационный элемент) в диапазоне от 2,1 до 5,6 и тем самым изменять границу разделения материала δ_{gr} в каждой секции ($\delta_{max} = 160$ мкм – максимальный размер частиц для данного порошка). В приведённом примере показано варьирование границ разделения от 12 до 64 мкм при эффективности классификации 0,67–0,72.

Проведённые экспериментальные исследования показали, что при-

менение предложенного многосекционного классификатора позволит непрерывно получать необходимое число фракций высокодисперсного материала с заданным диапазоном размеров частиц с достаточно высоким качеством разделения.

Литература

1. А.С. № 1346275 (СССР). Воздушно-центробежный классификатор порошкообразных материалов /А.Т.Росляк, П.Н.Зятиков, А.А.Ананьев, Ю.А.Бирюков. Оpubл. в В.И., 1987, № 39.
2. Ананьев А.А. Выбор параметров регулирования границ разделения в многосекционном классификаторе // В настоящем сборнике.

КИНЕТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ ОБРАЗОВАНИЯ АГРЕГАТОВ И ГРАНУЛ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

С.А.Бабенко, В.М.Миронов, О.К.Мордвинова

Предложенный механизм образования агрегатов и гранул [1,2] позволяет разработать кинетику процесса гранулирования в жидкой среде.

Подготовленная к гранулированию система состоит из однофазных твердых частиц и капель связующей жидкости, взвешенных в дисперсионной среде. Обычно концентрация агрегируемых частиц больше концентрации связующей жидкости, а размер твердых частиц меньше размера капель.

Для вывода кинетических зависимостей примем следующие допущения. Капли связующей жидкости и твердые частицы в процессе гранулирования сохраняют шарообразную форму и монодисперсны. Процесс протекает в аппарате периодического действия, поэтому время образования одной гранулы будет равно времени образования всех гранул. Одну из предлагаемых моделей можно назвать моделью гранулообразования на основании теории локально-изотропной турбулентности.

В общем случае столкновение и последующий захват твердых частиц каплями эмульсии должен происходить под действием трех сил: диффузионных, гравитационных и инерционных. В аппаратах с интенсивным перемешиванием жидкой среды столкновение частиц определяет-

ся практически только силами инерции.

В условиях развитой турбулентности область изотропной турбулентности характеризуется значительным диапазоном масштабов пульсаций и не зависит от геометрии системы. Так как размер твёрдых частиц очень мал, то допустимо, что они полностью следуют за турбулентными пульсациями. Тогда масса твёрдых частиц, поглощённых каплей связующей жидкости за время dt , будет

$$dm = S_0 u_0 \rho_T^1 dt, \quad (1)$$

где S_0 - миделево сечение капли; u_0 - относительная скорость встречи капли и твёрдой частицы; ρ_T^1 - кажущаяся плотность твёрдых частиц в дисперсионной среде.

Масса частиц, поглощённых единицей массы связующего за тот же промежуток времени

$$dm_N = dm \cdot N_0 = \frac{dm}{\rho_0 V_0}, \quad (2)$$

где N_0 - количество капель; ρ_0 - плотность связующей жидкости; V_0 - объём одной капли.

Определяя диаметр капли через d_0 с учётом (1) и (2), получим

$$dm_N = \frac{3 u_0 \rho_T^1}{2 \rho_0 d_0} dt. \quad (3)$$

На единицу массы связующей жидкости приходится суспензии

$$\chi = \frac{Q_c}{G_0} = \frac{Q_c}{G_T^0 \cdot \frac{G_0}{G_T^0}} = \frac{1}{\rho_{m0}^1 \gamma}, \quad (4)$$

где G_0 - масса связующей жидкости; Q_c - объём суспензии; G_T^0 - масса твёрдых частиц в суспензии; ρ_{m0}^1 - начальная кажущаяся плотность твёрдых частиц в суспензии.

Запишем уравнение баланса массы твёрдых частиц в суспензии за время dt

$$[\rho_T^1 - (\rho_T^1 + d\rho_T^1)] \chi = dm_N,$$

$$dm_N = d\rho_T^1 \cdot \chi. \quad (5)$$

Тогда

$$-\frac{d\rho_T^1}{dt} = \frac{3 \rho_{m0}^1 \gamma u_0}{2 d_0 \rho_0} \rho_T^1. \quad (6)$$

Введя безразмерную концентрацию твёрдых частиц в суспензии

$$\bar{n} = \frac{\varrho'_\tau}{\varrho'_{\tau_0}} \quad \text{и} \quad \Pi = \frac{3}{2} \frac{\varrho'_{\tau_0} \delta u_0}{d_0 \varrho_0},$$

получим

$$-\frac{d\bar{n}}{dt} = \Pi \bar{n}. \quad (7)$$

Вторая из предлагаемых моделей основана на уравнении частоты столкновения молекул, которое для рассматриваемого случая будет иметь вид

$$\gamma_n = \frac{d(n_0 + n_\tau)}{dt} = \frac{\sqrt{2}}{2} S \bar{u} (n_0 + n_\tau)^2, \quad (8)$$

где γ_n - частота столкновения частиц; n_τ , n_0 - объёмные концентрации частиц суспензии и эмульсии; S - эффективное сечение соударений, $S = S_0 + S_m$; $\bar{u}$ - средняя относительная скорость движения частиц. Иначе

$$-\frac{dn_0}{dt} - \frac{dn_\tau}{dt} = \frac{\sqrt{2}}{2} S \bar{u} (n_0^2 + 2n_0 n_\tau + n_\tau^2). \quad (9)$$

Первое слагаемое в правой части уравнения (9) характеризует частоту столкновения частиц эмульсии между собой, последнее - частоту столкновения частиц суспензии между собой, и только второе - частоту столкновения частиц суспензии и эмульсии, определяющую скорость гранулообразования.

Если полагать, что концентрация частиц эмульсии не изменяется, то

$$\frac{dn_0}{dt} = 0$$

и

$$-\frac{dn_\tau}{dt} = \sqrt{2} S \bar{u} n_0 n_\tau. \quad (10)$$

Так как не всякое столкновение частиц суспензии и эмульсии приводит к захвату, то необходимо ввести коэффициент, учитывающий вероятность такого захвата. Обозначим его b , тогда окончательно

$$A = b S K_1; \quad K_1 = \sqrt{2} \bar{u} n_0;$$

и

$$\frac{dn_\tau}{dt} = A n_\tau. \quad (11)$$

Кстати, если полагать, что концентрация половины частиц не изменяется, то уравнение Смолуховского можно представить в виде

$$-\frac{dn_T}{dt} = B n_T, \quad (I2)$$

где $B = 4\pi R D n_0$; R - эффективный размер захвата; D - коэффициент диффузии.

Как видно, исходя из двух различных моделей столкновения частиц в процессе ГЖС, получены аналогичные уравнения (7) и (II), которые подобны модифицированному уравнению Смолуховского (I2).

Если полагать, что сечения S_0 , S и R в результате захвата частиц суспензии каплями эмульсии не изменяются, то все три уравнения легко интегрируются.

В действительности размер капли по мере захвата твёрдых частиц увеличивается, а значит, увеличивается эффективное сечение соударений. Покажем, как можно проинтегрировать уравнение (II) при условии переменной величины

$$S = \frac{\pi}{4} (d + d_T)^2,$$

где d - изменяющийся диаметр капли; d_T - диаметр твёрдой частицы.

Так как $d \gg d_T$, то можно принять, что

$$S = \frac{\pi d^2}{4} \quad (I3)$$

Для шарообразной частицы $d = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}}$, где V - изменяющийся объём капли эмульсии в результате захвата твёрдых частиц.

$$V = V_0 + N V_T = \frac{\pi}{6} (d_0^3 + N d_T^3),$$

где N - число частиц, захваченных каплей; V_T - объём твёрдой частицы.

Тогда

$$d = \sqrt[3]{d_0^3 + N d_T^3}. \quad (I4)$$

Из простых соображений $N = \frac{n_T^0 - n_T}{n_0}$.

Поэтому

$$S = \frac{\pi}{4} \left(d_0^3 + \frac{n_T^0 - n_T}{n_0} d_T^3 \right)^{2/3}.$$

Тогда время образования гранулы при изменяющемся эффективном сечении соударений будет равно

$$t = \int_{n_{\tau}^k}^{n_{\tau}^0} \frac{dn_{\tau}}{bK_3(K_2 + n_{\tau}^0 - n_{\tau})^{2/3} n_{\tau}} , \quad (I5)$$

где n_{τ}^k - конечная концентрация твёрдых частиц в суспензии.

$$K_2 = n_0 \left(\frac{d_0}{d_{\tau}} \right)^3 ; \quad K_3 = K_1 \frac{\pi d_{\tau}^2}{4 n_{\tau}^{2/3}} .$$

Нижний предел интегрирования можно вычислить следующим образом:

$$n_{\tau}^k = n_{\tau}^0 - n_{\tau}^1 .$$

Если ε - порозность получаемой гранулы, то

$$1 - \varepsilon = \frac{NV_{\tau}}{NV_{\tau} + V_0} = \frac{Nd_{\tau}^3}{Nd_{\tau}^3 + d_0^3} ;$$

$$N = \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \left(\frac{d_0}{d_{\tau}} \right)^3 .$$

Откуда

$$n_{\tau}^1 = Nn_0 = n_0 \left(\frac{d_0}{d_{\tau}} \right)^3 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} ;$$

$$n_{\tau}^k = n_{\tau}^0 - n_0 \left(\frac{d_0}{d_{\tau}} \right)^3 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} .$$

Для проверки адекватности модели (II) использованы данные экспериментов, полученные на лабораторной установке. Дисперсионной средой являлся четырёххлористый углерод, дисперсными фазами - 30 % раствор силиказоля в воде и монодисперсный катализатор ИК-9-4.

Постоянные величины, входящие в уравнение (II), следующие: $d_{\tau} = 50$ мкм; $n_0 = 3,3 \cdot 10^4$ м⁻³; плотность частиц $\rho_m = 2500$ кг/м³; кажущаяся плотность CCl_4 - 1595 кг/м³ и вязкость $9 \cdot 10^{-4}$ Па с.

В процессе эксперимента изменялись концентрация суспензии n_{τ}^0 , объём капли связующего V_0 , частота встряхивания и амплитуда колебаний. Было проведено пять серий опытов, в каждом из которых определялось время образования гранулы. Относительную скорость столкновения рассчитывали по модифицированному закону Стокса

$$\bar{u} = \frac{4d_{\tau}^2 \cdot a\pi^2 N_0^2 (\rho_m - \rho_0)}{18\mu_0} , \quad (I6)$$

где a - амплитуда колебаний; N_0 - число оборотов привода смеси-

теля.

Критерий Рейнольдса, рассчитанный по максимальным значениям частоты и амплитуды ($3,3 \text{ с}^{-1}$; $0,002 \text{ м}$ соответственно), имеет значение менее $0,01$, что определяет ламинарную область движения частиц в дисперсионной среде и возможность использования уравнения (16).

Расчётное значение критерия Фишера $-1,54$; табличное его значение при уровне значимости $0,05$ равно $2,96$, что говорит об эффективности рассматриваемой модели.

Значения величин ϵ и b изменялись в пределах $0,58-0,65$ и $18-13$ соответственно. Из-за сравнительно малого числа опытов (всего 33) величины ϵ и b сильно коррелированы. Уравнение связи $b = 61 - 74 \epsilon$.

Указанные модели описывают кинетику получения мелкоферрических гранул, образующихся в результате взаимодействия твёрдых частиц и капель связующей жидкости.

При соответствующих условиях происходит пошаговое столкновение первичных зародышей, приводящее к формированию гранул конечных размеров.

Литература

1. Бабенко С.А., Высоков Б.И., Майкова Л.К. Механизм образования первичных агрегатов в процессе грануляции сажи из сажеводной суспензии//Методы аэродинамики и теплообмена в технологических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 137-146.
2. Бабенко С.А., Мордвинова О.К., Шорохов И.Ю. Образование агрегатов и гранул в процессе получения мелкоферрического катализатора//Вопросы аэрогидромеханики и теплообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1986. С 69-72.

ПЕРЕРАБОТКА ОРГАНИЧЕСКИХ ПОРОШКООБРАЗНЫХ МАТЕРИАЛОВ ПНЕВМАТИЧЕСКИМИ МЕТОДАМИ

Ю.А.Бирюков, А.А.Демиденко, Г.И.Шапилов

Производство некоторых видов современной и перспективной продукции из органических материалов возможно осуществить способом порошковой технологии, включающей в себя пневматические циркуля -

ционные аппараты [1]. С её использованием получают, например, крытопористые полимерные материалы, включая ионообменные мембраны, плёнообразующие полимеры и ряд других. Наиболее существенными характеристиками порошковых композиций, служащих основой для получения таких материалов, являются однородность их состава и дисперсность. Нарушение однородности смеси, а также дисперсности приводит, как правило, к выпуску низкокачественной продукции.

Наметившаяся в последнее время устойчивая тенденция к использованию всё более мелкодисперсных порошков, что обусловлено прежде всего стремлением упростить технологический процесс, обеспечить однородную структуру конечного изделия, выявила несовершенство эксплуатируемого традиционного оборудования по их переработке: классификаторов, измельчителей, смесителей. Так, например, существующее в нашей стране и за рубежом измельчительное оборудование оказалось не в состоянии обеспечить дезагрегацию (измельчение) сверхвысокомолекулярного полиэтилена (СВМПЭ) до размеров частиц менее 100 мкм, а смесительное – обеспечивать однородное смешивание порошков с вводом малого количества жидких добавок (менее 5–10 % от общей массы материала).

Решить эти проблемы применительно к переработке СВМПЭ удалось с применением пневматических методов, базирующихся на использовании свойств циркулирующих потоков и на центробежных эффектах закрученных газовых сред.

Разработанный на этой основе комплекс пневматических аппаратов [2,3] лёг в основу технологической линии производства сепараторных плёнок на основе СВМПЭ и ионообменных мембран. В схеме предусмотрена дезагрегация порошкообразного полиэтилена, введение диспергированных жидких добавок и приготовление однородных порошковых композиций. Создание управляемого циркуляционного движения порошков в замкнутых объёмах позволило обеспечить эффективность перечисленных операций.

Основными элементами циркуляционных аппаратов являются цилиндрикоконический бункер с вертикальной пневмотранспортной трубой, расположенной по оси, эжекционное устройство, обеспечивающее транспортирование материала рабочим газом, и циклон-пылеотделитель, пылеприёмный бункер которого соединён с аппаратом посредством эжектора. Для обеспечения эффективности процесса дезагрегации аппарат оборудован дополнительным блоком воздушно-центробежной классификации. Принцип циркуляционного движения твёрдой фазы позволяет реализовать малоотходные химические и физико-химические процессы, по-

лучать высокую степень однородности композиции.

Исследования процесса дезагрегации порошкообразных материалов показали, что при соответствующей организации циркуляционного движения материала в аппарате, используя при этом высокоскоростной поток газа, с одновременной работой воздушно-центробежного классификатора в заданном режиме для конкретного порошка можно получить конечный продукт с определённым заранее размером частиц.

Проведённые экспериментальные исследования показали, что чистота дезагрегированного материала по дисперсному составу, а также производительность аппарата зависят от давления рабочего газа, диаметра сопла эжекционного устройства, числа оборотов ротора воздушно-центробежного классификатора.

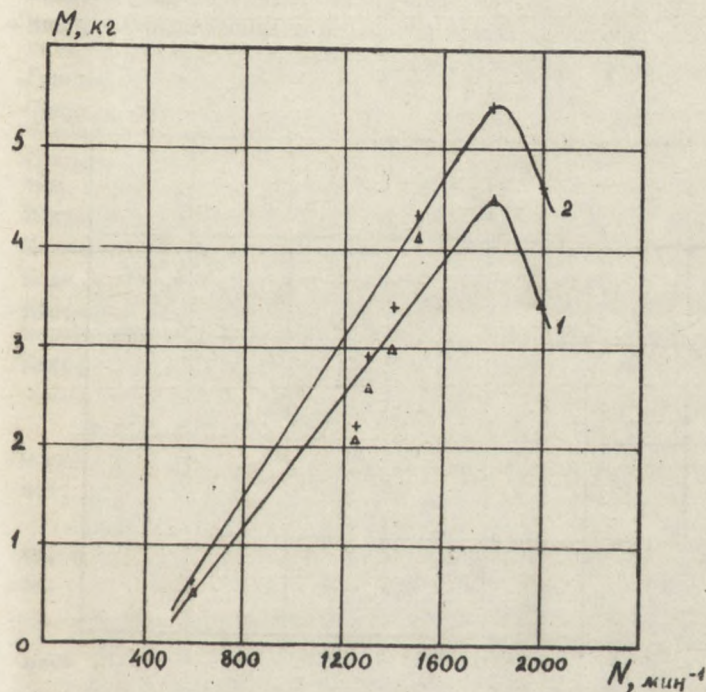


Рис. I. Зависимость выхода дезагрегированного мелкодисперсного материала от числа оборотов ротора классификатора: 1 - мелкодисперсный материал с размером частиц $\delta < 63$ мкм; 2 - мелкодисперсный материал с размером частиц $\delta < 100$ мкм

На рис. 1 представлена зависимость производительности аппарата от числа оборотов ротора классификатора, при этом кривая 1 построена по массе материала с гранулометрическим составом $0 < \delta < 63$ мкм, а кривая 2 - $0 < \delta < 100$ мкм, при этом расход газа $G_r = 40$ кг/ч. Из этого рисунка видно, что работа классификатора повышает выход товарного продукта (с увеличением числа оборотов ротора растёт масса дезагрегированного материала), но до определённого значения числа оборотов. С одной стороны, экстремальный характер кривых, а с другой стороны, снижение дисперсности товарного продукта свидетельствуют скорее всего о возрастании отрицательного влияния вторичных гидродинамических структур в междисковом пространстве: возрастают величины обратных радиальных течений в пограничном слое дисков, что приводит к резкому нарастанию локальных радиальных скоростей от периферии к центру ротора, а следовательно, к повышенному выносу более крупных частиц.

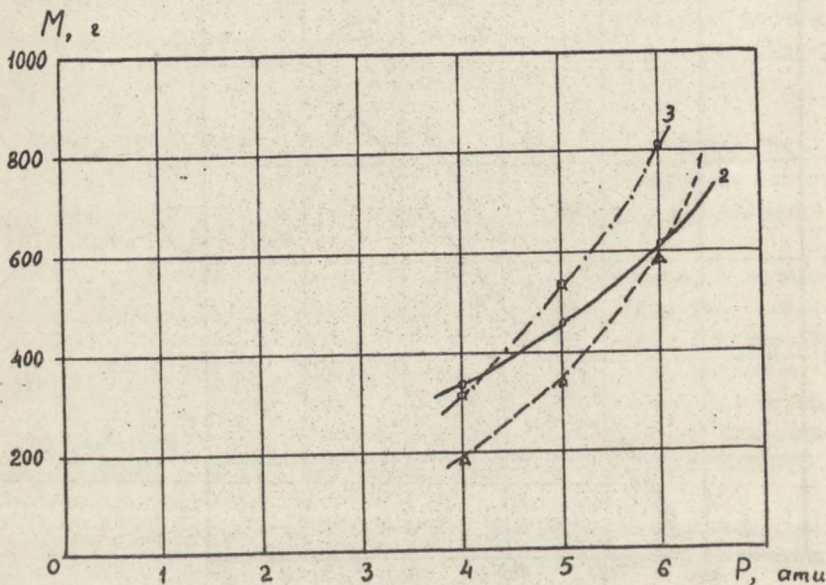


Рис. 2. Зависимость выхода дезагрегированного материала (размер частиц $\delta < 63$ мкм) от давления рабочего газа и площади сечения рабочего сопла аппарата:
1 - диаметр сопла $d_c = 1,9$ мм; 2 - плоское сопло $0,5 \times 7$ мм²; 3 - диаметр сопла $d_c = 2,2$ мм

На рис. 2 показаны зависимости производительности аппарата

по дезагрегации материала (фракционный состав $0 < \delta < 63$ мкм) от давления рабочего газа и диаметра рабочего сопла эжекционного устройства. По характеру кривых на этом рисунке можно сказать, что с увеличением давления и диаметра сопла интенсивность дезагрегации возрастает.

Кроме этого, исследовался процесс дезагрегации эмульсионного и микросуспензионного ПВХ. Результаты приведены в таблице.

Наименование показателей	ПВХ эмульсионный		ПВХ микросуспензионный	
	Исходный	После измельчения	Исходный	После измельчения
Насыпная плотность, г/см ³	0,27	0,25	0,39	0,35
Массовая доля остатка на сите 0,063, %	0,50	0,00	0,05	0,00
Гранулометрический состав:				
Среднечисловой диаметр частиц, мкм	3,7	2,1	3,1	2,4
Средневесовой диаметр частиц, мкм	9,0	8,3	10,0	9,5
Медиана числовая, мкм	2,8	1,7	2,1	1,8
Медиана весовая, мкм	9,3	8,3	11,3	11,3
Мода (по весу), мкм	9,0	8,0	9,0	8,7
Массовая доля частиц размером больше 18 мкм, %	2,6	0,00	8,9	3,3
Максимальный размер частицы	63	16	63	32

Как показали исследования, применяя пневматические методы, можно проводить дезагрегацию органических порошкообразных материалов, добиваясь уменьшения их дисперсности до $\delta < 63$ мкм.

Совмещённые процессы обеспечивают минимальные потери материала, а высокая скорость движения фаз ведёт к интенсификации процесса.

Литература

1. Шваб В.А. К оценке технических параметров пневматической технологии производства порошковой продукции//Вопросы аэрогидродинамики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. С. 3-24.
2. А.с. № 1142156 (СССР). Пневматический циркуляционный смеситель/ А.А.Демиденко, Ю.А.Бирюков, Л.Н.Богданов, Е.И.Давыденко, П.Г.Исаченко. Опубл. в Б.И., 1985, № 8.
3. А.с. № 1273193 (СССР). Способ пневматической сепарации порошко-

образных материалов и устройство для его осуществления/Ю.А.Бирюков, А.Т.Росляк, П.Н.Зятиков, А.А.Демиденко, Г.И.Шапилов.
Опубл. в Б.И., 1986, № 44.

МНОГОСТУПЕНЧАТАЯ СЕПАРАЦИЯ ПРОДУКТОВ ПОМОЛА В УСТАНОВКАХ ПНЕВМОИМПУЛЬСНОГО ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

А.В.Лузин, В.Н.Пачин, Л.С.Баев, В.И. Верецагин

При измельчении твёрдых материалов в традиционных помольных аппаратах (шаровые, вибрационные, пневматические мельницы и др.) в большинстве случаев без дополнительной сепарации не удаётся получить порошки требуемого гранулометрического состава. Продукты помола в установках пневмоимпульсного измельчения [1] также характеризуются широким диапазоном дисперсности. Кроме того, получение тонкого продукта в этих аппаратах осложняется накоплением в корпусе измельчителя мелкой переизмельчённой фракции, которая увеличивает вязность материала и ухудшает процесс измельчения.

В работе [2] рассмотрены схемы компоновки циклонов и других пневматических элементов оборудования, использование которых обеспечивает устойчивость работы измельчителя и регулировку гранулометрического состава продукта помола. Однако эти мероприятия недостаточны для обеспечения наибольшего выхода порошков определённой дисперсности, называемых целевым продуктом.

В предлагаемой работе приводятся результаты исследований по измельчению силикатных материалов на лабораторной установке пневмоимпульсного измельчения УИП-1Л, оборудованной двухсекционным воздушно-лабиринтным сепаратором I (рис. I), который устанавливается между измельчителем 2 и пылеприёмным устройством - циклоном 3. Диаметр входного и выходного патрубков сепаратора составляет 29 мм. Каждая секция сепаратора разделена направляющими перегородками на две равные части с проходным сечением 114×110 мм.

Измельчению подвергался кварцевый песок, кристобалит и тремолит полидисперсного состава с максимальной крупностью частиц 5 мм.

В процессе измельчения варьировалась скорость газа V_n в сепарационной зоне аппарата путём организации подачи дополнительного газа (поддува) непосредственно в зону сепарации через вентиль или эжектор 4 (рис. I). Рабочее давление газа $P = 0,6$ МПа, время паузы $t_n = 3$ с, время импульса $t_u = 0,08$ оставались постоянными

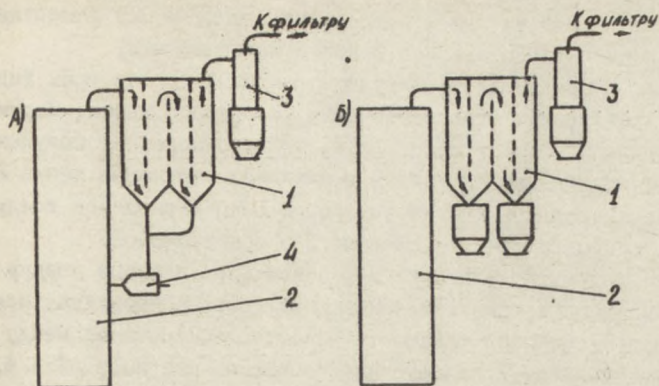


Рис. 1. Схемы соединения воздушно-лабиринтного сепаратора с пневмоимпульсным измельчителем: 1 - воздушно-лабиринтный сепаратор; 2 - пневмоимпульсный измельчитель; 3 - циклон; 4 - эжектор

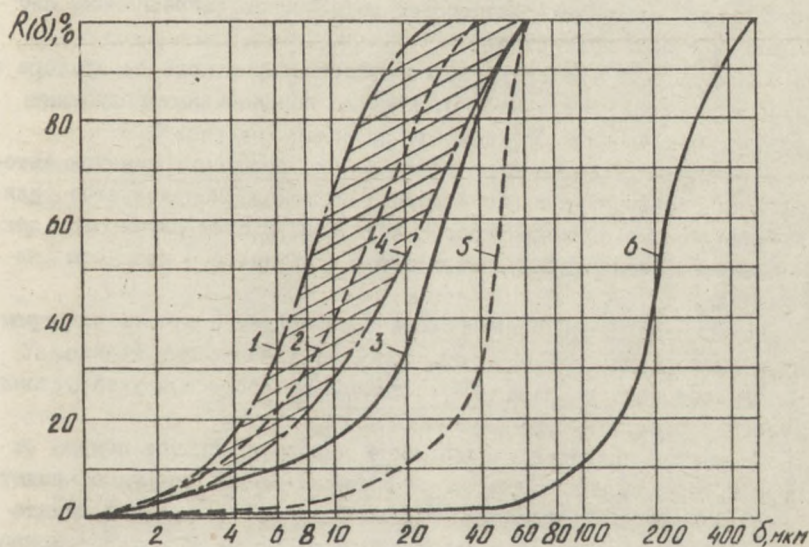


Рис. 2. Гранулометрический состав продуктов помола: 1, 4 - из циклона; 2, 5 - из второй секции сепаратора; 3, 6 - из первой секции сепаратора

Гранулометрический состав продуктов помола определялся комбинированным способом: путём рассева на стенде М 029 и последующего микроскопического анализа фракции менее 63 мкм.

На рис. 2 представлен гранулометрический состав трёх видов продуктов, полученных при измельчении кварцевого песка. Штрихпунктирные кривые 1 и 4 отражают состав тонкого порошка, полученного на конечной стадии разделения, – в циклоне. Штриховые линии 2 и 5 характеризуют продукты помола во второй секции внешнего воздушно-лабиринтного сепаратора, а сплошные 3 и 6 – в первой.

Анализ кривых показывает, что наибольшее влияние поддув оказывает на изменение гранулометрического состава продукта, получаемого в первой секции сепаратора. Область, заключенная между кривыми, соответствующими одному виду порошков, например 1 и 4, является областью варьирования дисперсности продуктов помола путём изменения скорости газа в сепарационной зоне измельчителя. Крупнодисперсный продукт в этом случае характеризуется остатками на сите $R_{40} = 20 + 98 \%$, $R_{400} = 0 + 8 \%$, а тонкодисперсный – $R_{40} = 0 + 15 \%$, $R_{63} = 0$.

Характерно, что дополнительная сепарация продуктов помола позволяет получать тонкодисперсные порошки, не загрязнённые случайными крупными частицами.

Схемы соединения внешнего воздушно-лабиринтного сепаратора с пневмоимпульсным измельчителем, которые обеспечивают получение порошков определённой фракции, представлены на рис. 1.

Компоновка элементов по схеме А, где предусматривается автоматический возврат крупного продукта на домол, используется для получения только тонкодисперсных порошков. В этом случае все секции внешнего сепаратора через эжектор сообщаются с корпусом измельчителя.

Компоновка элементов по схеме В позволяет получать одновременно три вида порошков – крупные, более мелкие и самые мелкие.

Для обеспечения наибольшего выхода целевого продукта устанавливается соответствующий расход газа на поддув.

На рис. 3 приведена зависимость выхода продуктов помола от скорости газа в сепарационной зоне измельчителя. Нетрудно видеть, что при измельчении скорости V_n от 0 до 1,5 м/с доля продукта в первой секции сепаратора увеличивается от 54 до 92 % – кривая 1. Масса порошка во второй секции (кривая 2) и в циклоне (кривая 3) увеличивается, но доля их в общей массе получаемого продукта изменяется соответственно от 27 до 4 и от 19 до 4 %. Особенность такого распределения используется при подготовке порошков, в кото-

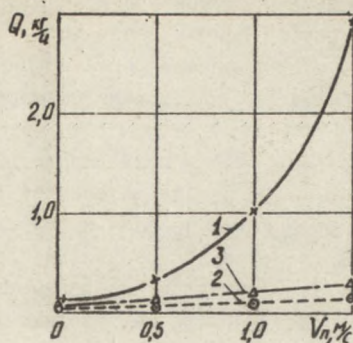


Рис. 3. Зависимость выхода продуктов помолы от скорости газа в сепарационной зоне измельчителя: 1 и 2 – соответственно в первой и второй секции сепаратора; 3 – в циклоне

рых допускается ограниченное содержание мелких фракций, например кремния, где согласно техническим условиям на гранулометрический состав допускается наличие тонкодисперсных фракций (менее 72 мкм) не более 20 %.

Очевидна целесообразность использования установок пневмоимпульсного измельчения с внешним воздушно-лабиринтным сепаратором при помоле кварца или кристобалита с одновременным получением порошков для производства кварцевого стекла – используется фракция 0,2 + 2 мм и оптического стекла – деловая фракция менее 63 мкм.

Ранее было отмечено, что циркуляция материала в корпусе измельчителя ухудшается при накоплении переизмельченного продукта. Увеличение скорости газа в сепарационной зоне измельчителя способствует интенсивному выведению тонких частиц в пылеприёмные устройства. Оставшиеся частицы материала, преимущественно крупнее 400 мкм,

хорошо циркулируют в корпусе аппарата. Это даёт возможность на установке УИП-Л, оборудованной внешним сепаратором по схеме А (см. рис. 1), проводить помол труднодиспергируемого скрытноволнистого материала – тремолита.

Так, при скорости газа в сепарационной зоне аппарата $V_n = 1,3$ м/с циркуляция материала стабилизируется, измельчитель работает устойчиво. Полученные в циклоне порошки тремолита представлены длиннопризматическими кристаллами диаметром 5+10 мкм и длиной 25+

75 мкм. Долевое соотношение порошков при использовании схемы Б (см. рис. 1) составляет: в первой секции сепаратора 78 %, во второй – 14 % и в циклоне – 8 %. В этом случае форма крупных частиц в первой и второй секции сепаратора изометрична размерам от 40 до 400 мкм.

Таким образом, показано, что использование внешнего воздушно-лабиринтного сепаратора при помоле материалов в пневмоимпульсном измельчителе, в котором движение газа имеет импульсный характер, обеспечивает удовлетворительное разделение продукта помола на деловые фракции. При этом отпадает необходимость межоперационной транспортировки продуктов помола на дополнительную сепарацию, так как последняя осуществляется непосредственно энергией отработанного газа.

Установлено, что интенсивное выведение тонких частиц из циркулирующего в аппарате материала и организация возврата крупных частиц на домол при использовании внешнего сепаратора позволяют измельчать высокосвязные в тонкодисперсном состоянии материалы, например тремолит, волластонит и другие.

Литература

1. Шваб В.А., Пачин В.Н., Курочкин В.Н., Губин Е.И. Исследование процессов движения и удара поршневой массы дисперсного материала применительно к условиям работы импульсного пневматического измельчителя//Методы гидроаэромеханики в приложении к некоторым технологическим процессам: Сборник статей. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1977. С. 114-134.
2. Пачин В.Н., Танков Н.К., Лузин А.В. Измельчение сверхтвёрдых тугоплавких соединений в импульсной пневмоустановке//Исследование и разработка теоретических проблем в области порошковой металлургии и защитных покрытий: Материалы Всесоюзной конференции. Ч. I. Минск, 1984. С. 139-142.

РЕЗУЛЬТАТЫ ИССЛЕДОВАНИЯ ОПЫТНО-ПРОМЫШЛЕННОГО СЕПАРАТОРА ОЧИСТКИ ГРАНУЛИРОВАННОГО ПОЛИЭТИЛЕНА ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

М.В.Василевский, Ж.А.Анисимов, Б.Г.Свищёв

В производствах полимерных гранулированных материалов в систе-

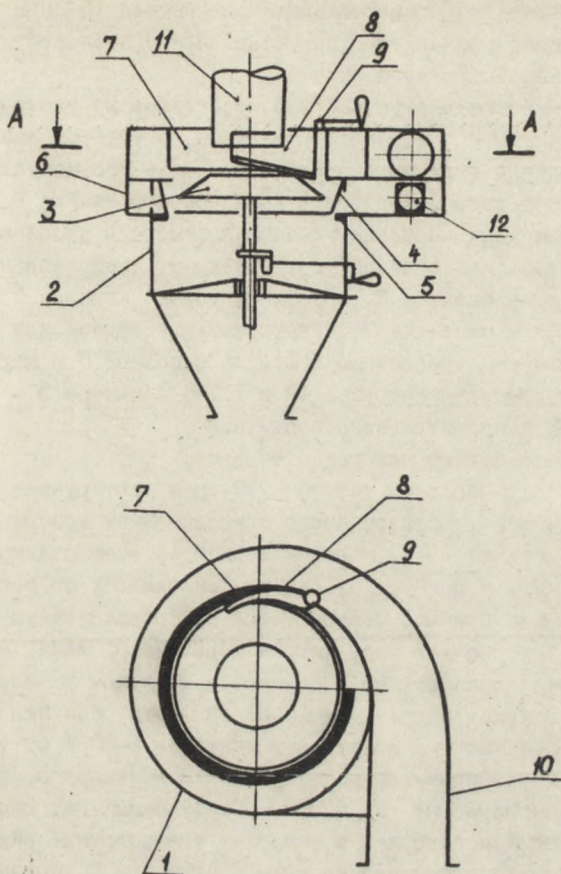


Рис. 1. Схема аппарата для очистки гранулированного ПЭВД от пыли, стружки, волокон

мах конфекционирования образуется примесь в виде стружки, волокон, пыли, которая ухудшает качество товарного продукта.

В [1] приведены сравнительные характеристики аппаратов для очистки гранулированного полиэтилена высокого давления (ПЭВД), а в [2] – результаты исследований характеристик центробежных аппаратов с различными геометрическими соотношениями элементов и режимных параметров.

В настоящей работе проводятся исследования характеристик цен-

тробежного аппарата с дополнительными элементами [3] при транспортных концентрациях гранулята с примесью. Приводятся результаты испытания опытно-промышленного образца.

На рис. 1 изображено устройство, состоящее из улиточного корпуса 1 с приёмником 2 очищенного материала, в котором закреплена коническая втулка в виде подвижного отражательного конуса 3, большое основание которого находится в конической обечайке 4. Под основанием корпуса 1 установлена улиточная камера 5 дополнительной продувки, охватывающая коническую обечайку 4, с образованием щели 6, сообщённой с приёмником 2. К верхней стенке корпуса 1 прикреплена криволинейная пластина 7; охватывающая патрубок для вывода примесей. В корпусе 1 расположена шторка с полкой 8 и шарнир 9. К корпусу 1 прикреплены патрубки 10 и 11, а к камере 5 - продувочный патрубок 12 дополнительного воздуха.

Устройство работает следующим образом.

Материал с примесью из патрубка 10 транспортируется в канале переменного сечения, образованного криволинейной поверхностью корпуса 1 и пластиной 7. Зерновой материал за счёт взаимодействия со стенками канала и магнусовых сил распределяется по сечению равномерно, тогда как примесь сепаруется на криволинейную поверхность канала. Материал по ходу потока через зазор между нижней стенкой корпуса 1 и пластиной 7 сдувается воздухом на отражательный корпус 3, откуда он попадает на поверхность обечайки 4 и затем в приёмник 2. Продувочный воздух в количестве 5-20 % от транспортного подаётся через продувочный патрубок 12 в камеру 5, где распределяется равномерно по окружности. Продувочный газ многократно обдувает сыпавшийся материал и запирает транспортный вихрь в корпусе 1, препятствуя его проникновению в приёмник 2. Крупная примесь из транспортного канала по криволинейной стенке и посредством шторки с полкой 8 выводится в патрубок 11, мелкая примесь сдувается с гранул струёй транспортного газа, натекающей через зазор между пластиной 7 и стенкой корпуса 1, а также многократным воздействием продувочным воздухом. Таким образом, установка пластины 7 обеспечивает лучшую транспортирующую способность, более интенсивное обдувание гранул при электростатической адгезии на них пыли; установка обечайки 4 и камеры 5 обеспечивает равномерную подачу по зазорам продувочного воздуха, многократно обдувающего пересыпающиеся гранулы и запирающего транспортный вихрь в корпусе 1, что позволяет надёжно проводить отвеивание в широком диапазоне положения отражательного конуса 3 при высоких концентрациях продукта в транспорт -

ной магистрали и условиях электризации материала.

Проводились лабораторные испытания аппарата для очистки гранулированного полиэтилена от примесей в виде пыли, стружки, волокон в летнее и зимнее время, когда проявлялась электризация.

Основные размеры аппарата следующие:

диаметр приёмника, мм	-	350
диаметр отверстия в нижней стенке корпуса, мм	-	295
высота корпуса, мм	-	105
конический отражатель (больший диаметр х меньший диаметр х высота), мм ³	-	290x110x100
коническая обечайка (больший диаметр х меньший диаметр х высота), мм ³	-	335x305x70
диаметр транспортного патрубка, мм	-	100
высота камеры продувочного воздуха, мм	-	105
диаметр патрубка продувочного воздуха, мм	-	80

На рис. 2 (лабораторные испытания) приведены кривые эффективности отсеивания примеси и уноса гранулированного полиэтилена при испытаниях аппаратов в летнее время (повышенная относительная влажность) и зимнее (пониженная относительная влажность).

На графике по оси ординат: η - степень уменьшения содержания примеси в гранулах, %; $(1 - \eta_2)$ - степень выноса гранул, %.

По оси абсцисс: G - производительность, кг/ч; C - концентрация (кг/кг) воздуха.

Аппарат испытывался в зимнее время. Из графиков видно, что с увеличением концентрации для предлагаемого устройства влияние продувки становится более значимым.

Проводились опытно-промышленные испытания аппаратов производительностью 15-20 т/ч при концентрации продукта в транспортной линии 4,5-6,5 кг/кг воздуха.

Режимы опытно-промышленного аппарата по сравнению с лабораторными аппаратами увеличены приблизительно в два раза, электризация проявлялась заметно.

Эффективность работы сепаратора оценивалась по степени удаления из исходного продукта стружки, пыли и мелких гранул, а также по величине потерь гранулята.

Отбор проб производился при последовательной расфасовке ПЭВД марки 15303-007 партий 101 (20 т) и 109 (24 т), причём партия 109 была сформирована из остатка полиэтилена, находящегося в товарном бункере, когда наблюдается повышенное содержание примесей в фасуемом полиэтилене.

Для определения содержания примеси в очищенном грануляте по-

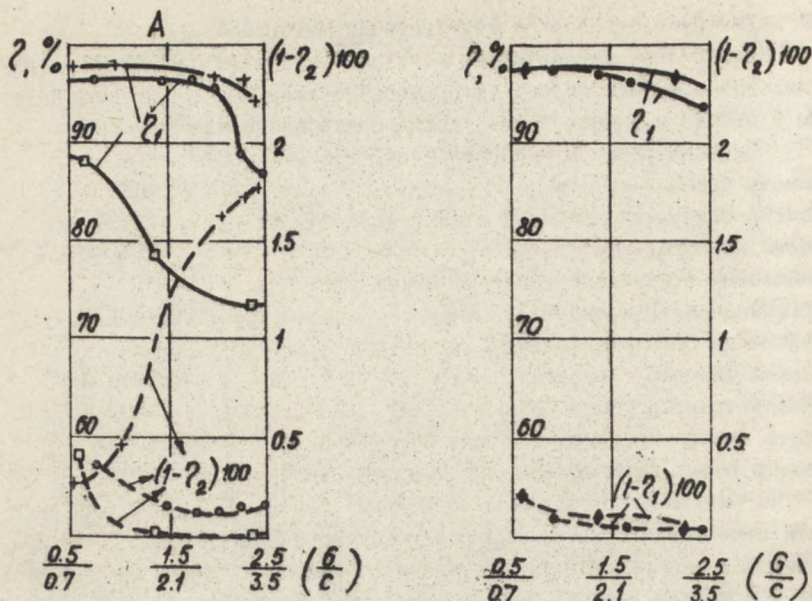


Рис. 2. Характеристики аппарата в зависимости от производительности: А - аппарат без пластины 7 ($q/Q = 0$); $\circ$ - летнее испытание; $\square$ - зимнее испытание. В - аппарат с пластиной (см. рис. I); $\bullet$ - $q/Q = 0$; $\blacklozenge$ - $q/Q = 0,2$. q - расход продувочного газа; Q - расход транспортного газа

следовательно отбирались пробы (мешок - 25 кг) для партии IOI через 5 т расфасованного полиэтилена, для партии IO9 - через 8 т. Примесь отделяли от всего количества отобранных проб и взвешивали на аналитических весах с точностью до 0,0001 г. Содержание пыли и стружки в неочищенном продукте определялось как сумма весов пыли и стружки, задержанных циклоном, и веса стружки, определённого анализом проб, взятых после очистки. Потери гранулята определялись путём выделения его из стружки и пыли, задержанных циклоном, и последующего взвешивания. Все расчёты велись на одну тонну полиэтилена.

Доверительные интервалы содержания примеси в исходном и очищенном грануляте, эффективности очистки, потери гранулята, сбрасываемого в циклон вместе со стружкой, приведены в таблице.

Эффективность очистки гранулята

№ п/п	Наименование интервала	П а р т и я	
		101	109
1	Содержание примеси в исходном грануляте, г/т	49-57	54-68
2	Содержание примеси в очищенном грануляте, г/т	3,5-4,95	5,8-8,6
3	Эффективность очистки, %	91-93	88-89
4	Потери гранулята, сбрасываемого в циклон вместе со стружкой, кг/т	0,396 (0,0396 %)	0,33 (0,033 %)
	В том числе: гранулы менее 2,5 мм, кг/т	0,02 (0,002 %)	0,016 (0,0016 %)

Многократное взвешивание примесей с гранулятом, уловленных циклоном, показывает, что вынос гранулята зависит от частоты срабатывания сигнализатора, максимальной производительности транспортной линии и режима расфасовки, так как основной вынос гранулята наблюдается при отсечке подачи гранулята в транспортную линию.

За период проведения опытно-промышленных испытаний потери гранулята, сбрасываемого в циклон вместе со стружкой, находились в пределах 0,02-0,04 % от веса расфасованного полиэтилена. Количество отвеиванной и уловленной стружки и пыли находится в пределах 40-70 г/т полиэтилена.

При проведении испытаний установлено, что при подъёме отражательного конуса на 180 мм от крайнего нижнего положения визуально наблюдалось, что отвеивание стружки и пыли улучшается, но при этом возрастает вынос гранулята до 0,1 %.

На рис. 3 (опытно-промышленные испытания $G = 15-20$ т/ч, $C = 4,5-6,5$) приведены кривые эффективности аппарата в зависимости от положения отражательного конуса. Нулевая отметка положения отражательного конуса 3 совпадает с плоскостью, проходящей через меньшее основание обечайки 4 (см. рис. 1).

Результаты испытаний показали увеличение эффективности и уменьшение выноса гранулята в предлагаемом аппарате.

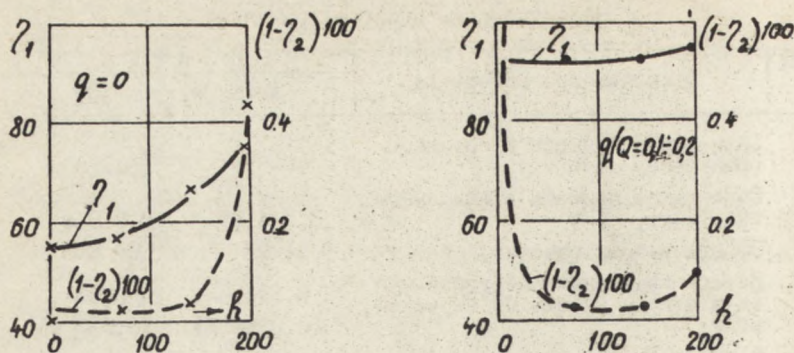


Рис. 3. Характеристики аппарата в зависимости от высоты подъёма отражательного конуса h : $\times$ - аппарат без пластины 7; $\bullet$ - аппарат с пластиной 7 (см.рис.1)

Литература

1. Анисимов Ж.А., Василевский М.В., Свищев Б.Г. Сравнительные характеристики аппаратов для очистки зерновых и гранулированных материалов от примесей // Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1986. С. 24-30.
2. Василевский М.В., Анисимов Ж.А., Свищев Б.Г. Характеристики центробежного аппарата для очистки гранулированного материала от волокнистой примеси и пыли // Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1987. С. 41-48.
3. А.с. № I256816 (СССР), МКИ В 07 в 7/08. Устройство для очистки зерновых и гранулированных материалов от примесей / М.В.Василевский, Ж.А.Анисимов, Б.Г.Свищев, Н.А.Кочетков, А.Т.Росляк, В.К.Гордеев. Опубл. в Б.И., 1986. № 34.

ТЕПЛООБМЕН ПРИ ПЛЁНОЧНОМ ТЕЧЕНИИ НЕЛИНЕЙНОЙ ВЯЗКОУПРУГОЙ ЖИДКОСТИ

А.Н.Козлобродов

Плёночные течения реологически сложных жидкостей встречаются во многих отраслях современного производства – химической технологии, энергетике, транспортировке нефтепродуктов.

Для нанесения на детали и изделия различных покрытий и смазок используются простые методы погружения. При быстром опорожнении сосудов различного назначения на стенках последних остаются плёнки жидкости, постепенно стекающие вниз. Неправильный учёт влияния реологических факторов при эксплуатации подобных устройств приводит к неполному опорожнению рабочих объёмов и паразитным отложениям содержимого на их внутренних стенках. Одним из способов, способствующих уменьшению остатка массы на боковой поверхности резервуара, нанесению более тонких покрытий и сокращению затрат времени, является способ термического воздействия на плёнку [1].

Рассмотрим задачу о стекании плёнки нелинейной вязкоупругой жидкости, удовлетворяющей модели В.Н.Покровского [2,3], по боковой поверхности вертикального цилиндра при условии, что течение является ламинарным, безволновым и боковая поверхность поддержки – является при постоянной температуре $T = T_0$. Из общих соображений следует, что при больших значениях обобщённого числа Прандтля, характерных для всех реологических жидкостей, вблизи орошаемой поверхности должен образовываться эффективный температурный слой, где происходит основное изменение температурного поля. В этом слое температура вдоль плёнки изменяется гораздо медленнее, чем в её поперечном направлении. Поэтому при решении системы уравнений, описывающей процесс стекания плёнки в условиях теплообмена, воспользуемся гипотезой квазистационарности, то есть будем считать, что каждому мгновенному распределению температур в данный момент времени соответствует своё стационарное распределение скоростей. Такое допущение позволяет решать гидродинамическую и тепловую задачи отдельно.

С учётом сделанных предположений система уравнений, записанных в цилиндрической системе координат (z, r, φ) , примет вид

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \phi_{zr}) + \vartheta \vartheta = 0, \quad (1)$$

$$\phi_{zr} = \eta_0 / (1 + k\tau_0 / \eta_0 + r\phi)^n \frac{\partial V_z}{\partial r}; \quad (2)$$

$$\phi_{zz} = 2\tau_0 \phi_{zr} / (1 + k\tau_0 / \eta_0 + r\phi)^n \frac{\partial V_z}{\partial r}; \quad (3)$$

$$V_z \frac{\partial T}{\partial z} = \alpha \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right), \quad (4)$$

где τ_0 - время релаксации; η_0 - вязкость при нулевой скорости сдвига; k - коэффициент, определяемый экспериментально; n - показатель нелинейности; $r\phi$ - след тензора экстракнэпряжений; α - коэффициент температуропроводности.

Уравнения (1)-(4) решаются при условии, что на поверхности цилиндра поддерживается постоянная температура и выполняются условия прилипания

$$V_z = 0; \quad T = T_0 \quad \text{при} \quad r = R, \quad (5)$$

а на свободной поверхности плёнки ($r = R \pm \Delta$) задаётся условие отсутствия касательного напряжения и теплового потока

$$\phi_{zr} = 0; \quad q = -\lambda \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \quad \text{при} \quad r = R \pm \Delta. \quad (6)$$

$$\text{Кроме того, полагаем, что при } z = 0 \quad T = T_{\text{ж}}. \quad (7)$$

Если рассматривается стекание плёнки по внешней стороне цилиндра, то $R \leq r \leq R + \Delta$. Для плёнки, движущейся по внутренней стороне, $R - \Delta \leq r < R$. Здесь Δ - толщина плёнки.

Выбирая в качестве масштабов радиус цилиндра R , среднерасходную скорость стекания U , разность температур стенки T_0 и жидкости $T_{\text{ж}}$, запишем уравнения (1)-(4) и граничные условия (5)-(7) в безразмерном виде

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r\phi_{zr}) + \frac{Re}{Fr} = 0; \quad (8)$$

$$\phi_{zr} = \frac{1}{(1 + kWe\phi_{zz})^n} \frac{\partial V_z}{\partial r}; \quad (9)$$

$$\phi_{zz} = 2We\phi_{zr} \frac{1}{(1 + kWe\phi_{zz})^n} \frac{\partial V_z}{\partial r}; \quad (10)$$

$$V_z \frac{\partial \theta}{\partial z} = \frac{1}{Pe} \left(\frac{\partial^2 \theta}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \theta}{\partial r} \right); \quad (11)$$

$$V_z = 0, \quad \theta = 1 \quad \text{при} \quad r = 1; \quad (12)$$

$$\phi_{zr} = 0, \quad \frac{\partial \theta}{\partial r} = 0 \quad \text{при } r = 1 \pm \delta, \quad (13)$$

где δ - безразмерная толщина плёнки; $\theta = \frac{T - T_{\text{ж}}}{T_0 - T_{\text{ж}}}$ - безразмерная температура; $Re = \rho UR / \eta_0$ - число Рейнольдса; $Fr = U^2 / gR$ - число Фруда; $We = \tau_0 U / R$ - число Вейсенберга; $Pe = UR / \alpha$ - число Пекле.

Найдём сначала решение гидродинамической задачи. Подставляя выражение для $\frac{\partial V_z}{\partial r}$ из (9) в (10), получим

$$\phi_{zz} = 2We \phi_{zr}^2. \quad (14)$$

С другой стороны, из (9) следует, что

$$\phi_{zz} = \frac{1}{kWe} \left[\left(\frac{1}{\phi_{zr}} \frac{\partial V_z}{\partial r} \right)^{1/n} - 1 \right]. \quad (15)$$

Приравнявая ϕ_{zz} из (14) и (15), будем иметь

$$\frac{\partial V_z}{\partial r} = \phi_{zr} (1 + 2kWe^2 \phi_{zr}^2)^n. \quad (16)$$

Интегрирование уравнения (8) даёт

$$\phi_{zr} = \frac{C}{r} - \frac{1}{2} \frac{Re}{Fr} r. \quad (17)$$

Используя первое из граничных условий (12), определим константу интегрирования $C = \frac{1}{2} \frac{Re}{Fr} (1 \pm \delta)^2$.

Таким образом,

$$\phi_{zr} = \frac{1}{2r} \frac{Re}{Fr} [(1 \pm \delta)^2 - r^2]. \quad (18)$$

Подставляя полученное выражение для ϕ_{zr} в (16), получим нелинейное дифференциальное уравнение первого порядка для определения профиля скорости

$$\frac{dV_z}{dr} = \frac{1}{2r} \frac{Re}{Fr} [(1 \pm \delta)^2 - r^2] \left(1 + \frac{k}{2r^2} \frac{We^2 Re^2}{Fr^2} [(1 \pm \delta)^2 - r^2]^2 \right)^n, \quad (19)$$

которое решается численно методом конечных разностей с учётом первого из граничных условий (12). Решение тепловой задачи также проводится численно путём замены дифференциального уравнения (11) разностным с использованием явной схемы

$$\theta_{i,j+1} = \theta_{i,j} + \frac{h_1}{Re h_2^2 V_{zi}} ((\theta_{i+1,j} - 2\theta_{i,j} + \theta_{i-1,j}) + (\theta_{i+1,j} - \theta_{i,j})/i), \quad (20)$$

где h_1, h_2 - шаги разностной сетки соответственно в аксиальном и радиальном направлениях.

Проведённые численные эксперименты позволили выяснить влияние

параметров течения и реологических характеристик жидкости на профили скоростей и температур, а также на толщину стекающей плёнки. Для определения величины δ строится итерационный процесс с использованием соотношения

$$Q_v = 2\pi \int_1^{1+\delta} r V_z(r) dr.$$

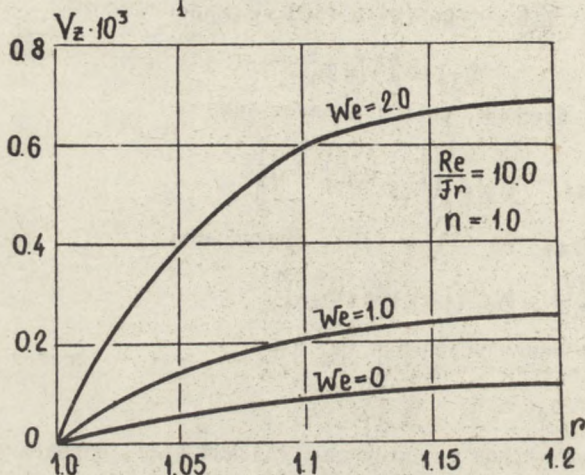


Рис. 1. Распределение скорости по толщине плёнки в зависимости от числа We

На рис. 1-4 приведены некоторые результаты расчёта. Они показывают, что увеличение числа We приводит к росту скорости стекания плёнки (рис. 1) и более резкому падению температуры (рис. 2), то есть сужению прогреваемой зоны плёнки. Рис. 3 иллюстрирует влияние коэффициента нелинейности n на распределение скоростей и температур. Из рис. 3 видно, что увеличение n ведёт к росту скорости стекания и уменьшению толщины прогреваемого слоя плёнки. Зависимость толщины плёнки от числа We при фиксированном значении расхода представлена на рис. 4, который показывает, что с увеличением числа We толщина плёнки уменьшается, а рост расхода ведёт и к росту толщины стекающей плёнки.

Таким образом, полученные результаты показывают, что при отработке технологических режимов учёт теплового фактора и упругих свойств жидкости необходим.

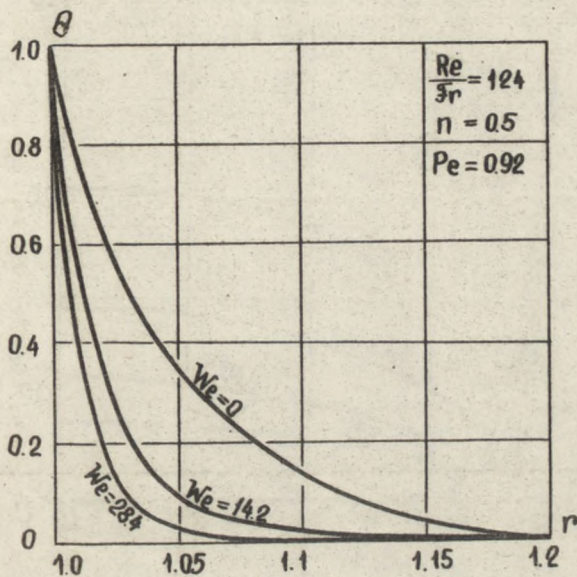


Рис. 2. Распределение температуры по толщине плёнки
в зависимости от числа We

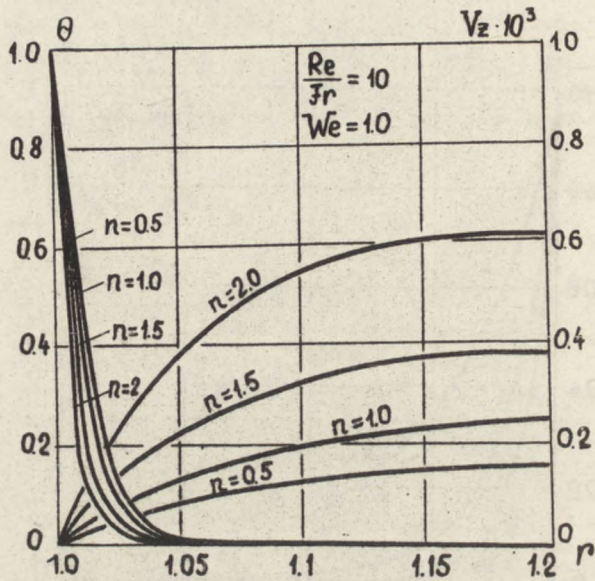


Рис. 3. Влияние показателя нелинейности n на распределение скоростей и температур по толщине плёнки

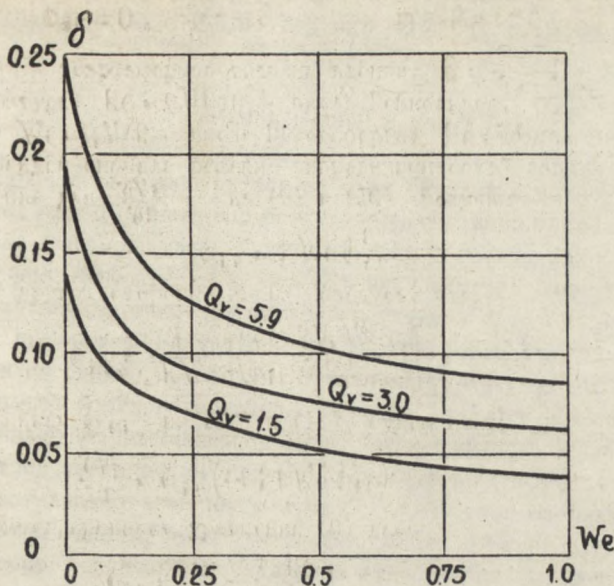


Рис. 4. Зависимость толщины плёнки от числа We при фиксированных значениях объёмного расхода

Литература

1. Шульман З.П., Байков В.И. Реодинамика и тепломассообмен в плёночных течениях. Минск: Наука и техника, 1979. 296 с.
2. Покровский В.Н. Статистическая механика разбавленных суспензий. М.: Наука, 1977. 187 с.
3. Козлобродов А.Н. К вопросу о системе уравнений, описывающих поведение нелинейной вязкоупругой жидкости//Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. С. 109-114.

РАСЧЁТ ТРАЕКТОРИЙ ДВИЖЕНИЯ ТВЁРДЫХ ЧАСТИЦ В ВЕРТИКАЛЬНОЙ ТУРБУЛЕНТНОЙ СТРУЕ

А.В.Шваб, В.Н.Брендаков

Современное производство по переработке сыпучих материалов всё шире использует аппараты пневматического типа. Представителем данного класса является пневматический циркуляционный смеситель, разработанный сотрудниками НИИ ПММ [1]. Несущей средой в таком аппарате является воздух, с помощью которого осуществляется движение сыпучего материала, в частном случае гранулята полиэтилена, по центральной транспортной трубе на выходе из которой осуществляется струйное истечение двухкомпонентной гетерогенной среды. Причём протяжённость такой вертикальной турбулентной струи обычно весьма незначительна и течение не успевает достигнуть автомодельного состояния. Существенная неавтомодельность затрудняет использование хорошо известных интегральных методов расчёта [2], поэтому для расчёта используется конечно-разностный метод.

Рассматривается задача о вертикальном струйном турбулентном течении несжимаемой жидкости при наличии в потоке твёрдых, тяжёлых и достаточно крупных частиц. Объёмная концентрация твёрдых примесей в рассматриваемом случае имеет весьма ограниченную величину $\sim 0,002$, что позволяет не учитывать взаимодействие частиц между собой и также пренебречь обратным влиянием частиц на несущий поток.

Кроме того, предполагается, что турбулентные пульсации скорости несущей среды не оказывают влияния на движение крупных, тяжёлых гранул.

Необходимо также отметить, что существенным для движения частиц в струе является предыстория движения гранулы в вертикальной трубе. Общая характеристика процесса движения твёрдых частиц при пневмотранспорте в вертикальных трубах сводится к следующему. Движение частицы определяется силами аэродинамического сопротивления, возникающими при отставании гранул от несущего потока, действием гравитационного поля в направлении, противоположном движению несущего потока, и действием боковой силы Магнуса. Появление боковой силы объясняется взаимодействием частиц со стенкой. При ударе частицы о стенку имеет место не вполне упругий удар, в результате которого частица получает вращательное движение, что и приводит к появлению силы Магнуса, величина которой в некоторых случаях может

превышать вес частицы [3]. Причём, анализ причин вращения частиц показывает, что в вертикальном потоке частицы, как правило, вращаются около горизонтальных или слабо наклонных осей [4]. Очевидно, что наиболее важным для движения частицы в струе является последнее взаимодействие гранулы со стенкой, которое определяет величину и направление силы Магнуса.

Исходя из рассмотренного механизма пневмотранспорта крупных частиц с учётом сделанных допущений, уравнения движения траекторий сферической частицы в вертикальной плоской или осесимметричной струе могут быть представлены в следующем виде [5]:

$$m \frac{d\dot{w}_z}{dt} = F_z + P_z - mg ; \quad (1)$$

$$m \frac{d\dot{w}_y}{dt} = F_y + P_y ; \quad (2)$$

$$J \frac{d\omega}{dt} = -8\pi g \gamma \delta^3 \omega , \quad (3)$$

где m , J - соответственно масса и момент инерции сферы; δ - диаметр частицы; g - плотность и γ - коэффициент кинематической вязкости несущего потока; P_z , P_y - составляющие силы Магнуса; ω - угловая скорость вращения частицы; t - время; $\dot{w}_z$, $\dot{w}_y$ - составляющие скорости вращения гранулы в направлении осей z и y .

Интегрируя соотношения (3) и используя вышесказанные допущения, систему уравнений (1)-(3) можно привести к безразмерному виду

$$\frac{dW_z}{d\tau} = \xi \frac{(U-W_z)}{\tau_0} + B\Omega(V-W_y) - \frac{1}{2Fr} ; \quad (4)$$

$$\frac{dW_y}{d\tau} = \xi \frac{(V-W_y)}{\tau_0} + B\Omega(U-W_z); \quad (5)$$

$$\Omega = \exp\left(-\frac{80}{3} \frac{\tau}{\tau_0}\right). \quad (6)$$

Здесь использованы обозначения безразмерных параметров

$$\tau = \frac{2tU_0}{d}, \quad W_z = \frac{\dot{w}_z}{U_0}, \quad W_y = \frac{\dot{w}_y}{U_0}, \quad \Omega = \frac{\omega}{\omega_0}; \quad (7)$$

$$\tau_0 = \frac{1}{9} \frac{\rho_m}{\rho} \frac{\delta^2 U_0}{\gamma d}, \quad \xi = 1 + \frac{1}{6} Re^{2/3}, \quad Fr = \frac{U_0^2}{g d};$$

$$B = \frac{3}{8} C \frac{\rho}{\rho_m} \frac{\omega_0 d}{U_0}, \quad U = \frac{U_z}{U_0}, \quad V = \frac{U_y}{U_0}, \quad Re_\delta = \frac{\delta}{\nu} \sqrt{(U_z - \omega_z)^2 + (U_y - \omega_y)^2}, \text{ где}$$

U_z, U_y – компоненты вектора осреднённой скорости несущего турбулентного потока; U_0 – значение максимальной скорости несущего потока на срезе сопла, диаметр которого – d ; ρ, ρ_m – соответственно плотности несущего потока и твёрдых частиц; ω_0 – угловая скорость гранулы после "последнего" соударения со стенкой, максимальное значение которой равно $\omega_{0\max} = 2W_{z0}/\delta$ и, очевидно, минимальное значение $\omega_{0\min} = 0$. Следовательно, для реальных значений ω_0 на срезе сопла можно записать $\omega_0 = 2U_0/\delta n$, где опытное значение n изменяется в пределах $0 \leq n \leq 1$. Кроме того, значение коэффициента C в формуле для подъёмной силы должно быть выбрано с учётом влияния торцевых подсосов в область пониженного давления на поверхности вращающейся сферы. Необходимо отметить, что обе величины n и C , для которых необходима опытная корректировка, входят в уравнения не отдельно, а в виде произведения. Таким образом, на основании вышеизложенного имеем

$$B = \frac{3}{8} C \frac{\rho}{\rho_m} \frac{d}{U_0} \frac{2W_{z0}}{\delta} n = \frac{3}{4} \frac{\rho}{\rho_m} \frac{d}{\delta} \frac{W_{z0}}{U_0} C n. \quad (8)$$

Поле осреднённых скоростей несущего турбулентного потока может быть найдено решением уравнений Рейнольдса. В приближении пограничного слоя система уравнений Рейнольдса для осреднённого движения имеет вид

$$\frac{\partial U}{\partial z} + \frac{1}{y^s} \frac{\partial}{\partial y} (y^s V) = 0; \quad (9)$$

$$U \frac{\partial U}{\partial z} + V \frac{\partial U}{\partial y} = \frac{1}{Re} \frac{1}{y^s} \frac{\partial}{\partial y} (y^s \frac{\partial U}{\partial y}) - \frac{1}{y^s} \frac{\partial}{\partial y} (y^s \phi). \quad (10)$$

Здесь $S = 0$ для плоского и $S = 1$ – для осесимметричного течения; $Re = U_0 d / \nu$, $\phi = \phi_\tau / \rho U_0^2$ – безразмерное турбулентное напряжение, значения U, V, z, y обезразмерены масштабами $d/2$ и U_0 , за которые принимаются, так же как и в уравнениях (4)–(6), величины радиуса выходного сопла и значения максимальной скорости на срезе сопла.

Для замыкания уравнения движения (10) используется однопара – метрическая модель турбулентности Колмогорова–Прандтля [6], в соответствии с которой величина турбулентной вязкости ν_τ и турбулентного напряжения ϕ_τ имеют вид

$$\gamma_T = C_1 \sqrt{K} L, \quad \frac{\phi_T}{\rho} = \gamma_T \frac{\partial U}{\partial y}. \quad (II)$$

Здесь K - кинетическая энергия турбулентных пульсаций, для которой в соответствии с работой [7] можно записать

$$U \frac{\partial K}{\partial z} + V \frac{\partial K}{\partial y} = C_2 \frac{1}{y^s} \frac{\partial}{\partial y} (y^s \gamma_T \frac{\partial K}{\partial y}) + \gamma_T \left(\frac{\partial U}{\partial y} \right)^2 - C_3 \frac{K^{3/2}}{L}. \quad (I2)$$

Масштаб турбулентности L на основе экспериментальных работ [2,8] можно положить постоянным в поперечном сечении струи и линейно изменяющимся по координате z : $L = C_4 + C_5 z$.

Для получения численного решения уравнений (9)-(12) необходимо аппроксимировать их разностными соотношениями в узлах конечно-разностной сетки. Использование прямоугольной системы координат в данном случае оказывается неэффективным, так как толщина струи сильно растёт в направлении течения, что приводит к непрерывному увеличению числа узлов. Преобразование поперечной координаты

$$\eta = \frac{y}{(a+z)} \theta, \quad (I3)$$

позволяет полностью исключить нарастание пограничного слоя. В начальном сечении $z = 0$, $\eta = y$, из соотношения (I3) получим $\theta/a = 1$. Величина θ характеризует расширение струи и она может быть определена на каждом слое по z итерационным способом на основе хорошо известного условия - постоянства полного количества движения секундной массы несущего потока во всех сечениях струи

$$\int_0^\infty U(U_\infty - U) y dy = \text{const}. \quad (I4)$$

Переходя к новым координатам η , z , получим

$$U \frac{\partial U}{\partial z} + \frac{1}{(a+z)} (\theta V - U \eta) \frac{\partial U}{\partial \eta} = \frac{\theta^2}{(z+a)^2} \frac{1}{\eta^s} \frac{\partial}{\partial \eta} \left[\eta^s \left(\gamma_T + \frac{1}{Re} \right) \right] \frac{\partial U}{\partial \eta}; \quad (I5)$$

$$\frac{\partial U}{\partial z} - \frac{\eta}{(z+a)} \frac{\partial U}{\partial \eta} + \frac{\theta}{(z+a)} \frac{1}{\eta^s} \frac{\partial}{\partial \eta} (\eta^s V) = 0; \quad (I6)$$

$$U \frac{\partial K}{\partial z} + \frac{1}{(z+a)} (\theta V - U \eta) \frac{\partial K}{\partial \eta} = \frac{\theta^2}{(z+a)^2} \frac{1}{c_2 \eta^s} \frac{\partial}{\partial \eta} \left[\eta^s \gamma_T \frac{\partial K}{\partial \eta} \right] + \frac{\theta^2}{(z+a)^2} \gamma_T \left(\frac{\partial U}{\partial \eta} \right)^2 - \frac{C_3 K^{3/2}}{L}. \quad (I7)$$

Необходимо полученную систему дополнить граничными условиями

$$\frac{\partial U}{\partial \eta} = \frac{\partial K}{\partial \eta} = 0 \quad \text{при } \eta = 0; \quad (18)$$

$$U = U_{\infty}, \quad K = K_{\infty} \quad \text{при } \eta = \eta_{\infty}. \quad (19)$$

Здесь также переменные K и η обезразмерены масштабом длины $d/2$ и масштабом скорости U_0 .

Система дифференциальных уравнений (15)–(17) представляется в конечно-разностном виде с помощью неявной шеститочечной схемы. Система уравнений (15)–(17) совместно с граничными условиями (18)–(19) решалась методом немонойтонной прсгонки [9]. Численные расчёты, проведённые при значениях постоянных $C_1 = 1$, $C_2 = 1$, $C_3 = 0,09$, $C_4 = 0,06$, $C_5 = 0,015$, хорошо согласуются с экспериментальными результатами [10] для осесимметричного случая течения (рис. 1). Сопоставление расчёта для плоского случая с эксперимен-

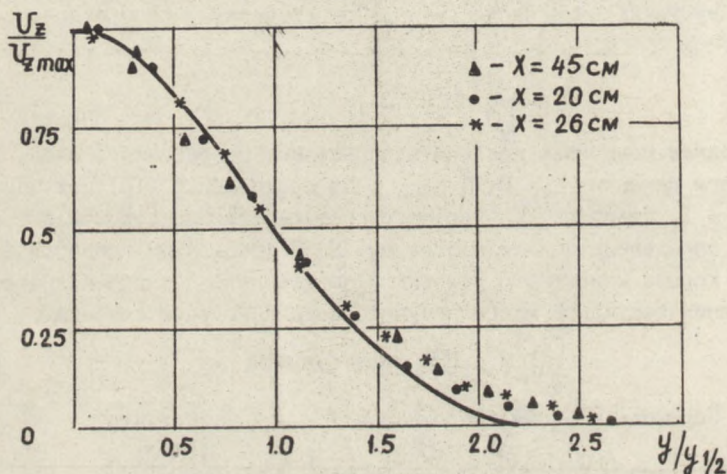


Рис. 1. Профиль скорости в круглой турбулентной струе при $Re = 1,7 \cdot 10^5$

тальными результатами [11] показаны на рис. 2. Анализ расчётов, проведённых при различном шаге сетки по оси z , показал, что необходимая точность расчётов достигается при $\Delta z = 0,05 d$. Сравнение расчётов для случая $\delta = \text{const}$ и в случае, когда величина определялась из условия сохранения импульса (14), показало, что значение δ остаётся практически постоянным в автомодельной области

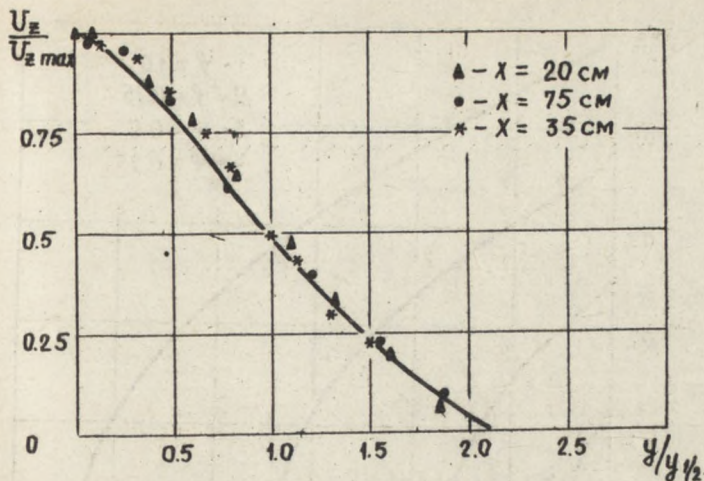


Рис. 2. Профиль скорости в плоской турбулентной струе при $Re = 1,7 \cdot 10^5$

и является функцией, слабо зависящей от z , на начальном участке струи.

Полученное поле осреднённых скоростей $U(z, \eta)$ и $V(z, \eta)$ несущей среды позволяет рассчитать траекторию движения твёрдых частиц в вертикальной струе на основе полученных выше дифференциальных уравнений (4)–(6). Расчёты показали, что продольная составляющая скорости частицы W_z существенным образом зависит от начальных условий ввода. На рис. 3 приведены зависимости W_z от относительной скорости частицы на входе в струю $\varphi = W_z/U_p$, где U_p – продольная составляющая скорости несущей среды в точке ввода частицы. Причём характер поведения кривых на рисунке показывает, что рост начальной скорости частицы отстаёт от скорости увеличения дальности струи. На рис. 4 показано изменение скорости W_z при различных точках ввода по радиусу сопла. Из рисунка видно, что частицы, попавшие в струю на значении ординаты ввода $\eta_0 > 0,5$, выпадают из неё практически на одном расстоянии от сопла, в то время как частицы с $\eta_0 < 0,5$ имеют существенно большую дальность. Влияние силы Магнуса на рассев частиц в вертикальной турбулентной струе показано на рис. 5. В соответствии с опытными данными [4] известно, что частицы в вертикальном потоке, как правило, вращаются около горизонтальных осей. Для таких случаев на

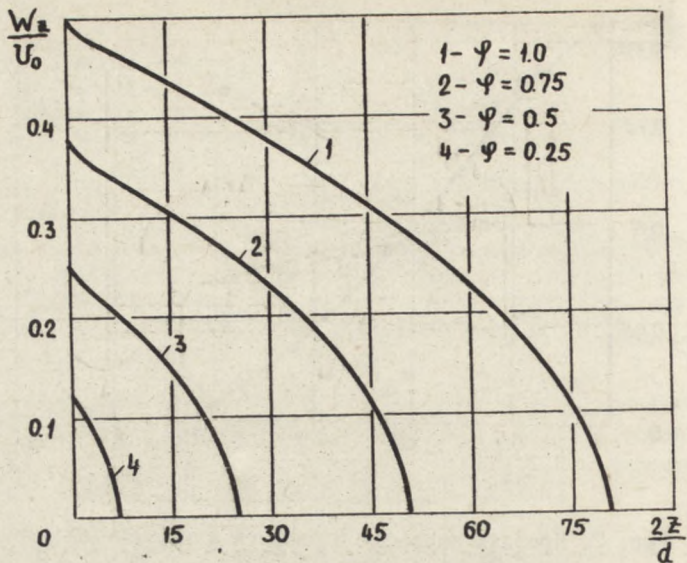


Рис. 3. Изменение продольной скорости частиц для различной скорости ввода при $Re = 1,3 \cdot 10^5$, $\rho_m/\rho = 750$, $\delta = 10^{-3}$ м, $\eta_0 = 0,5$

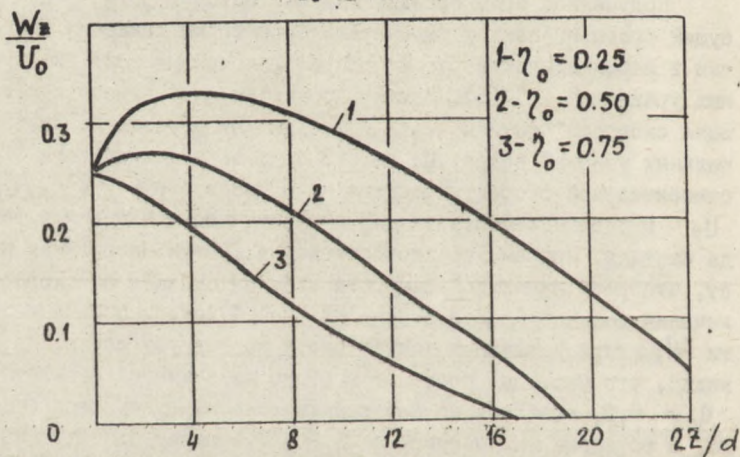


Рис. 4. Изменение продольной скорости частиц для различных точек ввода при $Re = 1,3 \cdot 10^5$, $\rho_m/\rho = 750$, $W_z/U_0 = 0,25$

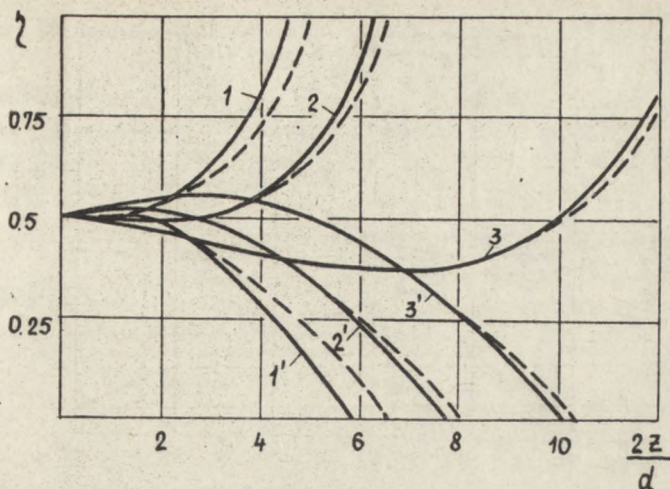


Рис. 5. Влияние силы Магнуса на рассеивание частиц в вертикальной турбулентной струе при $Re = 1,3 \cdot 10^5$, $\rho_m/\rho = 750$, $\eta_0 = 0,5$: 1, 1' - $\delta = 0,5$ мм; 2, 2' - $\delta = 1$ мм; 3, 3' - $\delta = 2$ мм

правления угловой скорости вращения частиц приведены расчётные данные ординат частиц в зависимости от $2z/d$, причём кривые 1, 2, 3 и 1', 2', 3' имеют противоположное направление закрутки. Пунктирными линиями показаны траектории движения частиц, рассчитанные на основании зависимости $\Omega = \Omega(t)$, и сплошными линиями - $\Omega = \text{const}$. Необходимо также отметить, что с уменьшением размера частиц интенсивно затухает угловая скорость Ω , что объясняет слабое влияние силы Магнуса для относительно мелких частиц.

На рис. 6 приведены траектории движения частиц для различных плотностей транспортируемого материала. Как известно, направление силы Магнуса определяется векторным произведением векторов относительной скорости движения частиц $\vec{U} - \vec{W}$ и угловой скорости вращения Ω . Поэтому более инерционные частицы, которые имели большее отставание по скорости на срезе сопла, начинают опережать несущий поток при большей координате $2z/d$, что приводит к более поздней смене знака в направлении силы Магнуса и более позднему выходу к границе струи.

На основании проведённых численных расчётов необходимо отметить, что начальные условия определяющим образом сказываются на

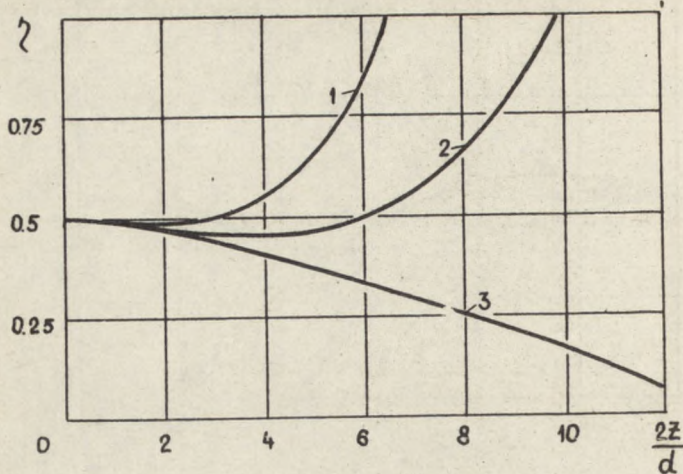


Рис. 6. Траектории движения частиц при различных плотностях транспортируемого материала при $Re = 1,3 \cdot 10^5$, $\delta = 1$ мм, $\eta_0 = 0,5$: 1 - $\rho_m/\rho = 750$; 2 - $\rho_m/\rho = 1500$; 3 - $\rho_m/\rho = 3000$

характере движения частиц в турбулентной вертикальной струе. Для относительно крупных размеров частиц ($\delta \sim 1$ мм) влияние силы Магнуса значительно сказывается на рассеивании их поперёк струи и с уменьшением размера частиц это влияние существенно падает.

Литература

1. А.с. 770520 (СССР). Пневматический смеситель/В.А.Шваб, Ю.А.Бирюков, Л.Н.Богданов. Опубл. в В.И., 1980. № 38.
2. Абрамович Г.Н. Теория турбулентных струй. М.: Наука, 1984. 715 с.
3. Adam O. Forschungsberichte Nordrhein. Westfaler, 1960. 904р.
4. Бабуха Г.Л., Шрайбер А.А. Взаимодействие частиц полидисперсного материала в двухфазных потоках. Киев: Наукова думка, 1972. 175 с.
5. Соу С. Гидродинамика многофазных систем. М.: Мир, 1971. 536 с.
6. Колмогоров А.Н. Уравнения турбулентного движения несжимаемой жидкости//Изв. АН СССР. Серия физика, 1942. Т. 6. № 1-2. С.56-58.
7. Хинце И.О. Турбулентность. М.: Физматгиз, 1963. 606 с.
8. Davies P.O.A.L., Fischer M.J., Barrat M.J.J. Fluid. Mech., 1963. v. 15, № 3. P. 328-331.

9. Богомолов А.Н., Телегин В.И. Об одном численном методе решения линейных систем уравнений с трёхдиагональной матрицей // ЖВММФ, 1974. Т. 14. № 3. С. 768-771.
10. Reichardt H. Gesetzmäßigkeiten der freien Turbulenz. VDI-Forschungsheft, 1942. V.414. 230 p.
11. Förthmanu E. Über turbulente strahlausbreitung. NASA T M, 1936. V. 789. p. 187-194.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА ДВИЖЕНИЯ И РАЗДЕЛЕНИЯ НА ФРАКЦИИ ДИСПЕРСНОГО МАТЕРИАЛА В ЗОНЕ СЕПАРАЦИИ ВОЗДУШНО-ЦЕНТРОБЕЖНОГО КЛАССИФИКАТОРА

А.И.Черников, П.Н.Зятиков

Повышение эффективности классификации дисперсных материалов на воздушно-центробежных классификаторах (ВЦК) связано с детальными исследованиями процесса движения и разделения на фракции дисперсного материала в зоне сепарации ВЦК. Известные трудности в теоретическом описании процесса движения гетерогенного закрученного потока выдвигают на первый план экспериментальное изучение рассматриваемого процесса.

Зона сепарации в ВЦК ротационного типа представляет собой кольцевой объём, ограниченный вращающимися стенками. Причём с целью рациональной организации процесса разделения и вывода материала из зоны стенка, противоположная месту ввода исходного материала, выполнена профилированной [1]. В связи с этим определённый интерес представляет изучение распределения дисперсного материала в процессе классификации вдоль профилированной стенки зоны сепарации, что позволяет опосредованно судить о движении и разделении дисперсного материала в самой зоне.

В настоящей работе представлены результаты экспериментальных исследований распределения массы и размеров частиц дисперсного материала в процессе классификации вдоль профилированной стенки зоны сепарации на двух конструкциях ВЦК – с отдельной и совместной подачей в зону сепарации дисперсного материала и воздушной среды.

При проведении исследований использовались ловушки-пробоотборники, выполненные из дисковых колец и установленные равномерно по радиусу на профилированной стенке (рис. 1) с таким расчётом, чтобы любая частица, достигающая стенки, оказывалась в одном из

прообоотборников.

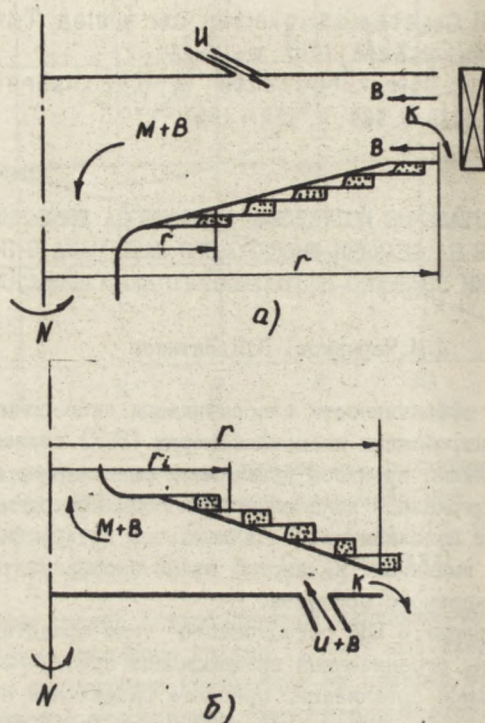


Рис. 1. Схема зоны сепарации ВЦК с раздельной (а) и совместной (б) подачей в зону дисперсного материала и воздушного потока с карманами-прообоотборниками

В качестве исходного материала использовался кварцевый песок со среднемедианным диаметром 28 мкм. Начальная навеска дисперсного материала выбиралась таким образом, чтобы в ходе опыта происходило частичное заполнение карманов-прообоотборников с целью однозначного определения координаты достижения частицами стенки камеры и количества этих частиц.

Опыты проводились в условиях классификации частиц по различ-

ным границам разделения, обусловленным скоростью вращения ротора ВЦК.

Содержимое ловушек и приёмников крупной и мелкой фракций взвешивалось на аналитических весах типа ВЛ-200 и подвергалось дисперсному анализу на фотоседиментометре типа "Анализетте". Для определения воспроизводимости результатов экспериментов проводились дополнительные опыты при заданных режимных параметрах ВЦК с последующим анализом отобранных проб. Максимальная ошибка воспроизводимости относительно медианного диаметра частиц из пяти опытов в отобранных пробах составила: а) $S_{\text{воспр.}} = 1,28$ мкм при $\bar{\delta}_m = 32$ мкм для ВЦК с раздельной подачей в зону сепарации дисперсного материала и воздушного потока; б) $S_{\text{воспр.}} = 1,75$ мкм при $\bar{\delta}_m = 70$ мкм для ВЦК с совместной подачей в зону сепарации дисперсного материала и воздушного потока.

На рис. 2,а,б, приведены экспериментальные зависимости распределения массы дисперсного материала вдоль профилированной стенки зоны сепарации при различных значениях скорости вращения ротора в исследуемых ВЦК.

На рис. 2,а видно, что распределение массы дисперсного материала вдоль нижней стенки зоны сепарации ВЦК с раздельной подачей существенно неоднородно по радиусу с характерными максимумами, сдвигающимися к периферии зоны при увеличении скорости вращения ротора. Наличие максимума массового распределения свидетельствует о том, что дисперсный материал в этом случае поступает в зону в виде концентрированной пылевой струи, обладающей достаточной инерционностью, и достигает нижней стенки, не успевая до конца распределиться по объёму зоны. Причём с ростом скорости вращения ротора увеличивается начальная закрутка дисперсного материала, влекущая к отклонению пылевой струи на периферию зоны. На рис. 2,б видно, что в аппарате с подачей дисперсного материала в зону сепарации совместно с воздухом распределение массы материала вдоль профилированной стенки не имеет характерных максимумов. Это, по-видимому, связано с предварительным распылением дисперсного материала, входящего в зону и, следовательно, с отсутствием жгутообразного движения в зоне сепарации. С увеличением скорости вращения ротора кривая массового распределения становится более градиентной по радиусу, что обусловлено увеличением превалирующего воздействия центробежной силы в зоне на всё большее количество частиц.

Следует отметить, что в обоих случаях масса частиц, достигающих профилированной стенки зоны сепарации, составляет 50-70 % от исходной навески дисперсного материала, а остальная часть оказыва-

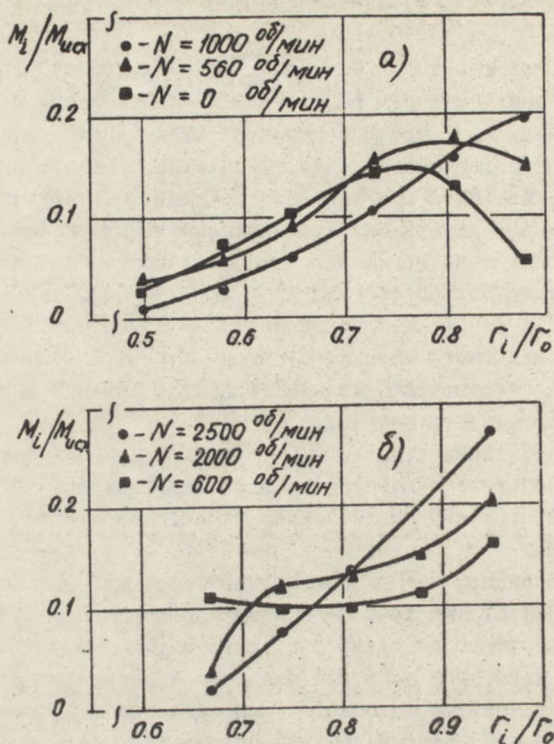


Рис. 2. Распределение массы дисперсного материала по радиусу профилированной стенки зоны сепарации ВЦК с раздельной (а) и совместной (б) подачей в зону дисперсного материала и воздушного потока, где M_i и $M_{исх}$ – масса дисперсного материала в i -том "кармане" и исходной навеске

ется в крупной и мелкой фракциях. Специально проведённые сравнительные эксперименты с карманами-пробоотборниками и без них показали, что не все частицы, достигающие стенки, выбрасываются по ней в крупную фракцию, как это считалось ранее. Более того, примерно половина массы этих частиц оказывается в мелкой фракции. Этот факт свидетельствует о сложности и неоднозначности пристенных процессов происходящих в зоне сепарации ВЦК.

Дисперсный анализ содержимого ловушек показал, что в зоне се-

парадии ВЦК происходит пространственное расслоение частиц материала по размерам. На рис. 3, а, б приведены зависимости среднедиаметра частиц по радиусу профилированной стенки при различных значениях скорости вращения ротора. Как видно из графиков, дисперсный состав классифицируемого материала изменяется по мере продвижения внутрь зоны в сторону меньших размеров частиц, что согласуется с теоретическими выводами об увеличении центробежной силы от периферии к центру зоны сепарации. Причём в ВЦК с раздельной подачей в зону дисперсного материала и воздушного потока пространственное расслоение частиц по размерам более отчётливо. Это, по-видимому, объясняется тем, что в данной конструкции ВЦК более интенсивные гидродинамические режимы, а также большие геометрические размеры зоны сепарации.

Анализ экспериментальных данных показал, что разделение исходного массопотока в зоне сепарации на три составляющие – крупную, мелкую фракции и отбор материала с профилированной стенки (среднюю фракцию) – позволяет получать "чистые" крупную и мелкую фракции, то есть получать распределение частиц по размерам этих фракций практически непересекающимися. Это открывает возможность для практической реализации повышения эффективности ВЦК.

Выводы:

1. Сравнение двух типов ротационных ВЦК показало, что в ВЦК с раздельной подачей в зону сепарации дисперсного материала и воздушного потока пространственное расслоение частиц по размерам более значительно, чем в ВЦК с совместной подачей дисперсного материала и воздушного потока.

2. В процессе сепарации до 70 % массы дисперсного материала концентрируется вблизи профилированной стенки и взаимодействует с последней.

3. Взаимодействие частиц дисперсного материала с профилированной стенкой зоны сепарации приводит к спонтанному перемещению частиц как в мелкую, так и в крупную фракции, что, очевидно, сказывается на качестве получаемых фракций.

4. Отбор частиц дисперсного материала с профилированной стенки зоны сепарации в процессе классификации позволяет получать практически "чистые" крупную и мелкую фракции и тем самым повышать эффективность разделения.

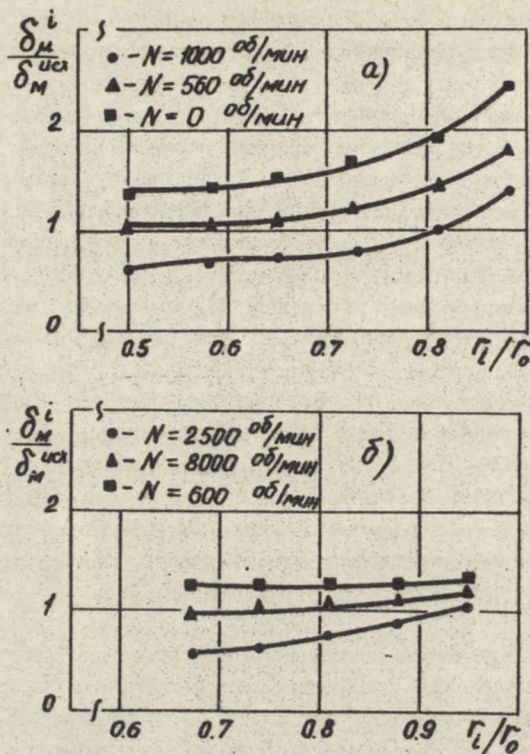


Рис. 3. Распределение медианного диаметра частиц по радиусу профилированной стенки зоны сепарации ВЦК с раздельной (а) и совместной (б) подачей в зону дисперсного материала и воздушного потока, где δ_M^i и $\delta_M^{иск}$ - медианный диаметр частиц в i -том кармане и в исходной навеске

Литература

1. Росляк А.Т., Зятиков П.Н. Систематизация и сравнительный анализ методов воздушно-центробежной классификации порошков // Методы аэродинамики и теплообмена в технологических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 64-71.

ОПЫТНОЕ ОПРЕДЕЛЕНИЕ СРЕДНИХ СКОРОСТЕЙ ДВИЖЕНИЯ ПОРШНЕВОЙ МАССЫ ПОРОШКООБРАЗНОГО МАТЕРИАЛА В ВЕРТИКАЛЬНОМ КАНАЛЕ

Н.К.Танков

Низкий КПД измельчающего оборудования требует совершенствования существующих и создания новых, более эффективных устройств. Исследователями в области струйного измельчения замечено повышение КПД аппарата при более высокой энергонапряжённости помольного объёма, которая находится в прямой зависимости от концентрации твёрдых частиц в несущем потоке и скорости соударения [1]. В существующих пневмоимпульсных измельчителях в сравнении со струйными концентрация твёрдых частиц имеет максимальное значение, а скорость соударения частиц не превышает 80 м/с. Очевидно, для повышения КПД пневмоимпульсных измельчителей необходимо существенное повышение скорости соударения частиц об отбойную поверхность. Газодинамическим расчётом, приведённым в работе [2], установлена возможность получения скоростей соударения частиц в пневмоимпульсных измельчителях более 300 м/с. Однако практическая реализация высоких скоростей требует всестороннего экспериментального исследования. Важнейшим моментом такого исследования является определение зависимости скорости движения порошкообразных масс по длине разгонной трубы от давления энергоносителя.

В настоящей работе приведены результаты экспериментального определения средних скоростей движения поршнеобразных масс полидисперсного мрамора на экспериментальной установке, описанной в работе [3]. Скорость определялась по времени прохождения магнитной частицей базового расстояния 107,5 мм между двумя индукционными катушками, установленными в четырёх точках разгонной трубы на расстояниях 1,35; 1,78; 2,19; 2,55 м от нижнего среза трубы. Порция мрамора массой 1 кг с магнитной частицей в центре разгонялась в трубе под действием кратковременных импульсов сжатого воздуха давлением 1, 2, 3, 4 МПа. При каждом значении давления проводилось более 50 опытов. По статистически обработанным опытным данным строился график зависимости средней скорости частиц в четырёх точках разгонной трубы от давления энергоносителя.

Анализ опытных данных показал значительный разброс значений средних скоростей по всем точкам, например, коэффициент вариации составил около 20 %. По-видимому, это объясняется характером движения магнитной частицы в гетерогенной среде. В силу вышеизложенного приведённый график иллюстрирует качественную картину изменения

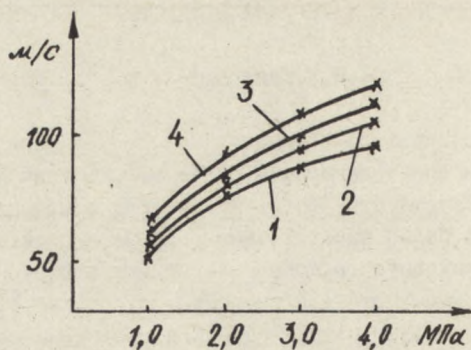


Рис. 1. Зависимость средней скорости движения "поршня" полидисперсного мрамора в вертикальной трубе от перепада давления энергоносителя

скорости движения "поршня" частиц в зависимости от давления энергоносителя. Нумерация кривых на графике соответствует номерам датчиков от нижнего среза трубы. Как видно из графика, при повышении давления энергоносителя наблюдается значительное повышение скорости частиц в точках установки всех датчиков. В одной из серий опытов при давлении энергоносителя 3 МПа получена скорость, равная 140 м/с, что практически соответствует расчётному значению, приведённому в работе [2].

На основании проведённых исследований можно сделать следующие выводы:

- изменение давления энергоносителя влияет на скорость движения "поршня" частиц и, следовательно, на эффект разрушения последних;
- учитывая актуальность рассматриваемого вопроса, необходимо продолжить проведение подобных экспериментальных исследований с целью получения достаточного числа опытных данных для количественного анализа процесса движения "поршня" частиц в разгонной трубе.

Литература

1. Акунов В.И. Струйные мельницы. М.: Машиностроение, 1967. 263 с.
2. Шваб В.А. К оценке технических параметров пневматической технологии производства порошковой продукции//Вопросы аэрогидромеха-

ники и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. С. 3-24.

3. Танков Н.К., Загородин Б.Н., Пачин В.Н. Экспериментальная установка исследования процесса пневмоимпульсного измельчения повышенной энергонапряжённости. Томск. 1986. 9 с. Деп. в ЦНИИТЭИ приборостроения. 28.04.87, № 3750-пр.

МЕХАНИЗМ УПРОЧНЕНИЯ АГРЕГАТОВ И ГРАНУЛ В ПРОЦЕССЕ ГЖС

С.А.Бабенко, О.К.Мордвинова, Н.С.Андреева

Начальной стадией процесса гранулирования в жидкой среде является эмульгирование связующей жидкости и образование агрегатов путём адгезии твёрдых частиц к поверхности капель с последующим их проникновением в каплю [1]. Ввиду анизотропности поверхности твёрдых частиц часть дисперсионной среды вместе с частицами будет проникать в каплю.

С учётом захваченной в агрегат и гранулу дисперсионной среды укрепляющая их сила будет складываться [2] из силы, обусловленной составляющей поверхностного натяжения, действующей по периметру смачивания, и силы, вызываемой капиллярным давлением. Дадим оценку этих сил применительно к упрочнению агрегатов и гранул в исследуемом процессе.

Прочность агрегата, препятствующая его разрушению под воздействием турбулентных потоков, найдётся как отношение поверхностных сил F к площади сечения агрегата S_a

$$P_0 = \frac{F N_T}{S_a}, \quad (1)$$

где P_0 - прочность агрегата, Па; N_T - количество частиц на поверхности агрегата.

$$S_a = \frac{\pi D_a^2}{4}, \quad (2)$$

где D_a - диаметр агрегата, м.

$$N_T = \frac{4 D_a^2 (1 - \varepsilon_n)}{d_p^2}, \quad (3)$$

где ε_n - порозность на поверхности агрегата.

Подставляя в уравнение (1) значения S_a и N_T из (2) и (3), получим

$$P_0 = K \frac{\sigma_{12}(1-\varepsilon_n)\cos\theta}{d_T}, \quad (4)$$

где K - коэффициент.

Как только капля связующей жидкости полностью заполнится твёрдыми частицами, происходит инверсия фаз, сплошной средой становятся твёрдые частицы, а связующая жидкость образует манжеты в местах их контакта. Возникновение манжет возможно благодаря наличию в грануле дисперсионной среды. Для оценки прочности гранулы, образующейся в процессе ГЛС, сделаем следующие допущения:

- твёрдые частицы шарообразны и монодисперсны;
- между твёрдыми частицами образуются капилляры, диаметр которых в сечении гранулы одинаков;
- капилляры имеют форму цилиндра и заполнены связующей жидкостью, имеющей мениск сферической формы. В этом случае главные радиусы кривизны мениска равны между собой [3].

По уравнению Лапласа прочность влажной гранулы P_m , обусловленная капиллярным давлением, равна (рис. 1)

$$P_m = \frac{2\sigma_{12}}{R_m}, \quad (5)$$

где R_m - радиус мениска, м; σ_{12} - поверхностное натяжение на границе раздела двух жидких фаз, Н/м.

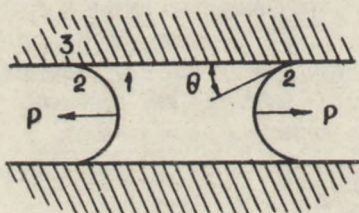


Рис. 1. Схема капиллярных сил, упрочняющих гранулу:

- 1 - полярная жидкость; 2 - аполярная жидкость;
- 3 - твёрдые частицы с полярной поверхностью

В случае неполного смачивания капилляра связующей жидкостью между радиусом мениска и радиусом капилляра R_k существует зависимость

$$R_m = \frac{R_k}{\cos\theta}. \quad (6)$$

Диаметр капилляра d_k можно принять как среднее расстояние между частицами, которое выражается через пористость слоя ε и средний размер частиц d_T [4]

$$d_k = \Phi d_T \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon}, \quad (7)$$

где Φ - коэффициент формы частиц, для шара $\Phi = 2/3$.

Подставляя в (5) значение R_M из (6) и переходя к диаметру капилляра, получим

$$P_M = \frac{4\phi_{12} \cos \theta}{d_k}. \quad (8)$$

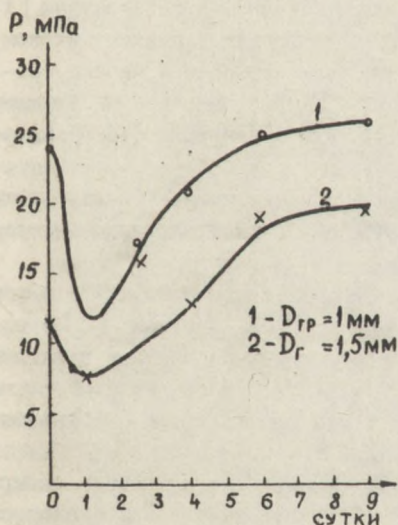
В уравнение (8) подставим значение d_k из (7) и окончательно будем иметь

$$P_M = K_1 \frac{\phi_{12} (1 - \varepsilon) \cos \theta}{d_T \varepsilon}, \quad (9)$$

где K_1 - коэффициент, учитывающий физико-механические и физико-химические свойства твёрдых частиц.

Прочность влажных гранул, отделённых от дисперсионной среды, при полностью сохранённых манжетах на воздухе увеличивается, поскольку всегда $\phi_{ж-г} > \phi_{ж-ж}$.

По мере испарения влаги в процессе сушки при комнатной температуре сплошность манжет и прочность гранул снижается (рис. 2).



При дальнейшей выдержке гранул прочность увеличивается и через 4-5 сут превосходит начальную величину, что можно объяснить изменением свойств силиказоля при переходе коагуляционной структуры, обладающей малой прочностью, в более прочную кристаллизационную. Такая закономерность характерна для гранул различных диаметров, причём прочность на раздавливание мелких гранул значительно выше крупных.

Рис. 2. Зависимость прочности гранул от времени сушки

Литература

1. Бабенко С.А., Мордвинова О.К. Получение мелкооферического катализатора методом гранулирования из суспензий//Научные основы приготовления катализаторов. Новосибирск, 1983. С. 169-170.
2. Щукин Е.Д., Перцов А.В., Амелина Е.А. Коллоидная химия. Изд-во МГУ, 1982. 352 с.
3. Адамсон А. Физическая химия поверхностей. М.: Мир, 1979. 568 с.
4. Коротич В.И. Теоретические основы окомкования железорудных материалов. М.: Металлургия, 1966. 160 с.

ИССЛЕДОВАНИЕ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ СКОРОСТЕЙ И ТРАЕКТОРИЙ ЧАСТИЦ ПРИ ИХ ЦИРКУЛЯЦИОННОМ ДВИЖЕНИИ В ПНЕВМАТИЧЕСКОМ АППАРАТЕ

Д.А.Бирюков, В.Т.Столяров, Л.Н.Богданов

В современной технологии производства и переработки сыпучих материалов важное место занимают процессы гомогенизации периодически нарабатываемых партий гранулированного или порошкообразного материала и получение многокомпонентной смеси. Наиболее перспективными для этих целей являются пневматические циркуляционные смесители, отличающиеся простотой устройства, высоким качеством готовой смеси, относительно малыми удельными энергозатратами [1].

Характер движения сыпучей массы материала в пневматическом аппарате наиболее полно описывается полем скоростей частиц, которое определяется косвенным способом путём измерения их времени пребывания при циркуляционном движении в замкнутом объёме аппарата.

В данной работе исследовалось влияние режимно-геометрических параметров на эффективность процесса смешения в зависимости от распределения времени пребывания.

Метод определения времени пребывания основан на вводе в слой движущегося материала так называемой "меченой" частицы [2] и измерении временного интервала, за который данная частица проходит замкнутый путь в объёме аппарата в течение одного цикла. Этот метод позволяет с достаточной точностью измерять время пребывания частиц при их циркуляционном движении.

Аппарат (рис. 1) для экспериментального исследования распределения скоростей и траекторий частиц представляет собой бункер, со-

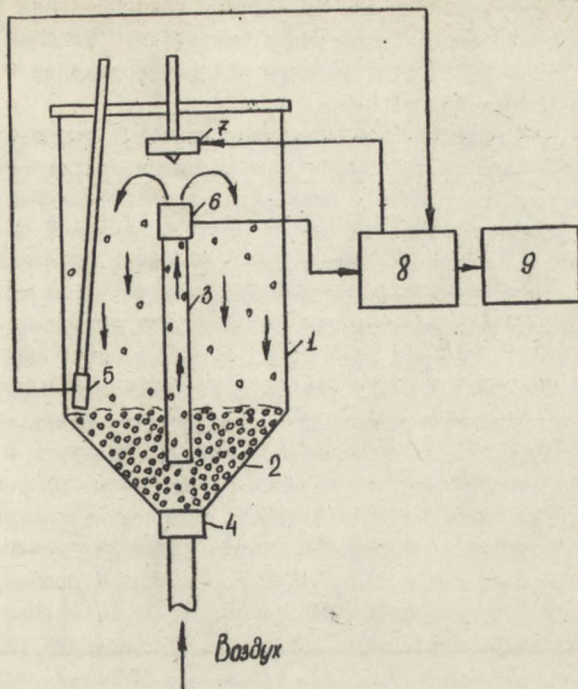


Рис. 1. Экспериментальная установка для исследования распределения времени пребывания частиц

стоящий из цилиндрической 1 и конической 2 частей, внутри которого установлены соосно вертикальная труба 3 и сопловый блок 4, а также газораспределительное устройство, образующее транспортирующий узел для перемещения сыпучего материала газовым потоком в верхний объем аппарата, что обеспечивает непрерывную циркуляцию материала.

Внутри аппарата установлены индуктивные датчики, один из которых расположен непосредственно над поверхностью материала 5, а другой - на верхнем срезе вертикальной транспортной трубы 6. В качестве отбойника используется электромагнит 7. Регистрирующая аппаратура состояла из усилительного блока 8 и блока измерения интервалов времени 9. Исходным материалом для экспериментальной работы служил гранулированный полиэтилен. Форма и механические свойства гранул полиэтилена позволили максимально приблизиться к гидравлической форме течения материала в объеме аппарата при его движении.

Это, в свою очередь, даёт реальную картину распределения времени пребывания частиц в данной конструкции смесителя. "Меченой" частицей являлась частица феррита, размеры которой совпадали со средними размерами гранул полиэтилена.

Поскольку движение материала в цилиндрической части соответствует модели идеального вытеснения (реализуется гидравлическая форма движения насыпного слоя), исследования распределения времени пребывания частиц проводились на загрузке конической части. Движение материала носило осесимметричный характер, поэтому исследовалось распределение времени пребывания по радиальной координате (радиусу аппарата) в зависимости от следующих режимно-геометрических параметров: расхода газа Q , скорости истечения газа из сопла U и расстояния между соплом и вертикальной трубой l .

Методика эксперимента сводилась к следующему. Индуктивный датчик 5 устанавливался на определённом радиусе аппарата и через него на поверхность движущегося материала вводилась "меченая" частица. Сигнал с датчика, усиленный блоком 8, поступал на регистрирующий прибор, который фиксировал начало движения "меченой" частицы в насыпном слое материала. Через определённый промежуток времени "меченая" частица проходила через датчик 6, сигнал с которого поступал на регистрирующий прибор 9, фиксирующий окончание её движения совместно с материалом, что соответствовало одному периоду циркуляции. После прохождения датчика 6 она улавливалась электромагнитом 7, что позволяло исключить её вторичное попадание в слой материала.

Далее устанавливался другой радиус ввода "меченой" частицы в материал и проводилось аналогичное измерение времени пребывания.

Время пребывания определялось серией из пяти опытов. Среднеквадратичное отклонение результатов составляло 7,5 % для доверительной вероятности, равной 95 %. Результаты измерений находятся в пределах доверительных интервалов $\Delta t = \pm 2c$. Регистрирующая аппаратура позволяла измерять время пребывания с точностью до 1 %.

Результаты экспериментальных работ, приведённые на рис. 2, показали, что изменение величин рассмотренных режимно-геометрических параметров не влияет на характер распределения времени пребывания, а следовательно, и поля скоростей, а сказывается только на интенсивности циркуляционного движения.

Таким образом, из данной работы можно сделать основной вывод: при осесимметричном движении материала в насыпном слое распределение времени пребывания зависит только от геометрии бункера, и поэтому для оптимизации процесса смешения необходимы дополнительные

конструктивные элементы, воздействующие на распределение скорости
частиц по угловой координате.

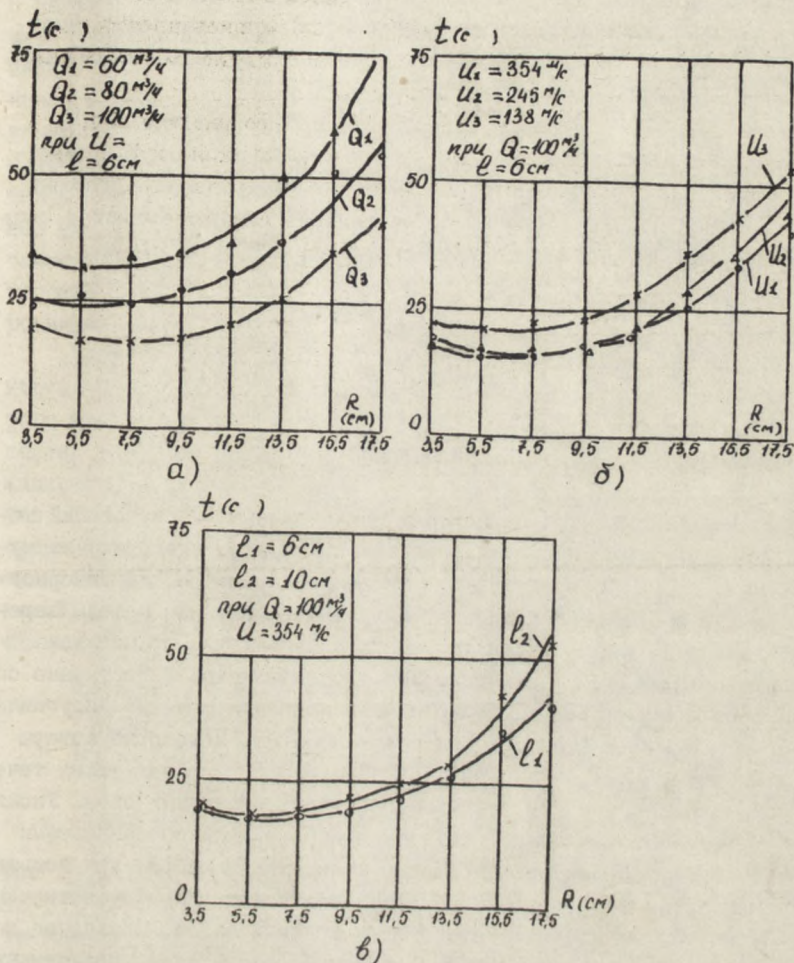


Рис. 2. Зависимость распределения времени пребывания частиц от: а - расхода газа Q ; б - скорости истечения газа из сопла U ; в - расстояния между соплом и вертикальной трубой l

Литература

1. Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н. Исследование эффективности смешения сыпучих материалов в пневматическом циркуляционном аппарате//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. С. 93-105.
2. Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н., Брендаков В.Н., Столяров В.Т. Исследование влияния рабочих и геометрических параметров пневматического циркуляционного смесителя на распределение времени пребывания частиц//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.уч-та, 1987. С. 37-42.

ПРИМЕНЕНИЕ ИСКУССТВЕННОЙ ВЯЗКОСТИ ПРИ ЧИСЛЕННОМ МОДЕЛИРОВАНИИ ТЕЧЕНИЙ ВЯЗКОУПРУГИХ ЖИДКОСТЕЙ

Д.В.Бухановский

Анализ большинства опубликованных численных исследований течений вязкоупругих жидкостей, проведённый в [1], указывает на существование некоего критического значения параметра, характеризующего упругие свойства жидкости. Известные численные методы перестают работать, когда вклад упругости в напряжения становится сравнимым с вкладом вязких сил. Это обстоятельство существенно ограничивает возможности численного моделирования течений упруговязких сред и причины его пока недостаточно ясны. Некоторые авторы (см., например, [2]) связывают наблюдаемую при расчётах таких течений неустойчивость с качеством используемых численных схем. Упомянутая неустойчивость может быть также обусловлена особенностями используемых реологических моделей, вследствие которых при больших значениях параметра упругости оказывается невозможным существование ограниченного решения соответствующих краевых задач. Последнее положение можно проиллюстрировать с помощью результатов, полученных в работе [3]. В указанной работе представлено аналитическое решение задачи о начале течения под действием мгновенно приложенного перепада давления вязкоупругой жидкости в круглой трубе. Как показывают полученные результаты, в отличие от ньютоновского течения, при котором профиль скорости развивается монотонно, в случае течения вязкоупругой жидкости приближение к стационарному состоянию носит осцилляционный характер, причём в самом начале течения амплитуда осцилляций велика.

литуда осцилляций имеет тенденцию к неограниченному возрастанию.

В связи с вышеизложенным, представляется целесообразным использование при расчётах течений упруговязких сред численных схем с искусственной вязкостью. Искусственная вязкость должна оказывать демпфирующее влияние на имеющие место при движении упруго-вязких сред осцилляции и благодаря этому может обеспечить устойчивость при расчётах течений сред с большой величиной параметра упругости. В данной работе искусственная вязкость вводится с помощью схемы Лакса, которая применялась при аппроксимации конвективных членов уравнений, описывающих течение среды. Представленные результаты касаются численного моделирования нестационарного течения вязкоупругой жидкости, происходящего на начальном участке плоской щели. Рассмотрим коротко условия течения, которые моделировались при решении задачи.

Предполагается, что в начальный момент времени $t = 0$ жидкость покоится и напряжения в ней отсутствуют. Затем, до некоторого момента времени $t = t_0$, происходит нарастание расхода жидкости, а далее его величина поддерживается постоянной. Движение жидкости происходит без скольжения на стенках канала. Считается, что течение осуществляется в изотермических условиях и текущая среда представляет несжимаемую жидкость. Реологические свойства жидкости описываются с помощью модели Де Витта [4]. Система уравнений, описывающих рассматриваемое течение, представляется следующим образом:

$$\operatorname{div} V = 0; \quad (1)$$

$$\rho \left(\frac{\partial V}{\partial t} + (V \nabla) V \right) = -\nabla P + \operatorname{div} T; \quad (2)$$

$$T + \lambda \frac{\partial T}{\partial t} = \mu V_1, \quad (3)$$

где V - вектор скорости; ρ - плотность жидкости; P - давление; T - тензор экстранапряжений; λ - время релаксации; V_1 - тензор скоростей деформации.

Входящий в уравнение (3) оператор дифференцирования по времени представляет яumannовскую производную, то есть

$$\frac{\partial T}{\partial t} \equiv \frac{\partial T}{\partial t} + (V \nabla) T - W T + T W,$$

где W - антисимметричная часть тензора градиентов скорости.

Течение рассматривается в декартовой системе координат, ось X которой совпадает с осью канала. Решение задачи проводится в пере-

менных функции тока Ψ и завихренности ω , которые вводятся соотношениями

$$v = \frac{\partial \Psi}{\partial y}, \quad u = -\frac{\partial \Psi}{\partial x}, \quad \omega = \frac{\partial u}{\partial x} - \frac{\partial v}{\partial y},$$

где v , u - компоненты вектора скорости. В этих переменных исходная система уравнений в безразмерном виде может быть представлена следующим образом:

$$\omega = -\Delta \Psi; \quad (4)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial t} + \text{Re} \left(\frac{\partial v \omega}{\partial x} + \frac{\partial u \omega}{\partial y} \right) = \frac{\partial^2 N}{\partial x \partial y} + \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} - \frac{\partial^2 T}{\partial y^2}; \quad (5)$$

$$T + \text{El} \frac{\partial T}{\partial t} + \text{We} \left(\frac{\partial v N}{\partial x} + \frac{\partial u T}{\partial y} + \frac{\omega}{2} N \right) = 2V_1; \quad (6)$$

$$N + \text{El} \frac{\partial N}{\partial t} + \text{We} \left(\frac{\partial v N}{\partial x} + \frac{\partial u N}{\partial y} - 2\omega T \right) = 2R, \quad (7)$$

где приняты обозначения

$$N \equiv T_{yy} - T_{xx}, \quad T \equiv T_{xy}, \quad V_1 \equiv V_{1xy}, \quad R \equiv V_{1yy} - V_{1xx};$$

$\text{Re} = \bar{v}_0 H \rho / \mu$ - критерий Рейнольдса; $\text{El} = \lambda \mu / \rho / H^2$ - первое упругое число, которое может быть интерпретировано как безразмерное время релаксации, так как при обезразмеривании уравнений в качестве масштаба времени использовалась величина $H^2 \rho / \mu$; $\text{We} = \text{Re} \text{El}$ - критерий Вейссенберга. (Здесь $\bar{v}_0$ - средняя скорость жидкости при $t = t_0$, H - ширина щели.)

Решение поставленной задачи находится методом конечных разностей. При решении уравнения (5) предварительно производится расщепление этого уравнения на каждом шаге по времени на следующие два уравнения:

$$\frac{\partial \omega_1}{\partial t} + \text{Re} \left(\frac{\partial v \omega_1}{\partial x} + \frac{\partial u \omega_1}{\partial y} \right) = 0 \quad (8)$$

при $\omega_1(n\delta t) = \omega(n\delta t);$

$$\frac{\partial \omega_2}{\partial t} = \frac{\partial^2 N}{\partial x \partial y} + \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} - \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \quad (9)$$

при $\omega_2(n\delta t) = \omega_1((n+1)\delta t),$

($n = 0, 1, 2, \dots$), что даёт [5];

$$\omega((n+1)\delta t) = \omega_2((n+1)\delta t) + O(\delta t^2).$$

Для решения уравнения (8) используется консервативная схема Лакса [6]. Упомянутая схема обладает, как известно [7], аппроксимационной вязкостью

$$\gamma_\alpha \sim (1 - C^2)\delta h^2/\delta t,$$

здесь $C = v\delta t/\delta h$ – число Куранта, δh – шаг расчётной сетки, которая в данном случае выполняет роль искусственной вязкости. При $C = 0$ величина γ_α достигает своего максимального значения

$$\gamma_{\max} = \delta h^2/\delta t. \quad (10)$$

Метод расщепления применяется и при решении релаксационных уравнений (6) и (7). Процедуры решения этих уравнений одинаковы, поэтому рассмотрим их на примере одного из них. Пусть это уравнение (6). В интервале $n\delta t \leq t \leq (n+1)\delta t$ его можно расщепить следующим образом:

$$\frac{\partial T_1}{\partial t} + \text{Re} \left(\frac{\partial v T_1}{\partial x} + \frac{\partial u T_1}{\partial y} \right) = 0 \quad (11)$$

при $T_1(n\delta t) = T(n\delta t);$

$$\frac{\partial T_2}{\partial t} = \frac{2V - T_2}{El} - \frac{\omega}{2} \text{Re} N \quad (12)$$

при $T_2(n\delta t) = T_1((n+1)\delta t),$

тогда имеем

$$T((n+1)\delta t) = T_2((n+1)\delta t) + O(\delta t^2).$$

Уравнение (11) решается подобно уравнению (8), а (12) в указанном интервале интегрируется аналитически, что с учётом начального условия даёт

$$T_2((n+1)\delta t) = (2V - \omega N \text{We}/2) [1 - \exp(-\delta t/El)] + \exp(-\delta t/El) T_1((n+1)\delta t). \quad (13)$$

Аналогично рассчитывается и N .

Уравнение (4), описывающее поле функции тока, решается итерационным методом Либмана.

Остановимся кратко на некоторых результатах, полученных в процессе проведённых численных экспериментов. Основной целью этих экспериментов являлась оценка минимально допустимого значения искусственной вязкости, а также выяснение влияния на устойчивость численной схемы соотношения шага по времени и времени релаксации, то есть отношения $\delta t / E\ell$. Исследования проводились в области малых значений критерия Рейнольдса ($Re \sim 10^{-4} + 10^{-3}$) при $E\ell \sim 100$. Время выхода течения на режим постоянного расхода полагалось много меньшим времени релаксации, то есть $t_0 \ll E\ell$.

При расчётах использовалась равномерная конечно-разностная сетка с шагом вдоль оси канала $\delta x = 0,25 H$, шаг поперёк канала составлял $\delta y = 0,10 H$. Заданием шага по времени в соответствии с (10) определяется величина искусственной вязкости. Эта величина в дальнейшем характеризуется безразмерным параметром $\tilde{\nu}$, представляющим отношение максимального значения искусственной вязкости к значению кинематической вязкости текущей среды.

Графики, представленные на рис. I, позволяют оценить значимость параметра $\tilde{\nu}$. Здесь показано изменение со временем скорости жидкости на оси канала (в сечении $x = 0,5 H$) при различных значениях $\tilde{\nu}$. Как видно, в рассмотренном диапазоне изменение $\tilde{\nu}$

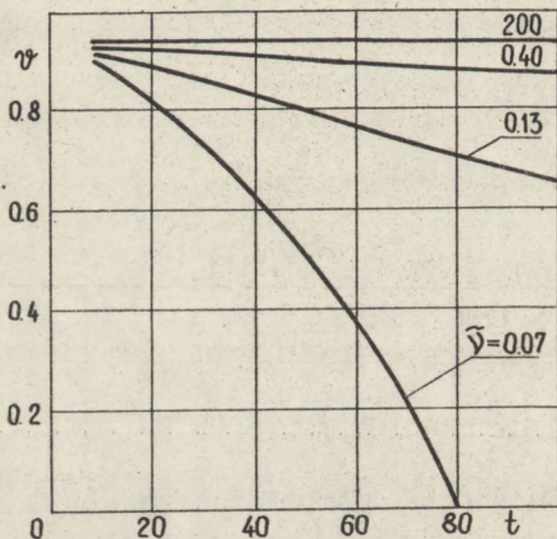


Рис. I

оказывает существенное влияние на характер течения. Если при малых $\tilde{\gamma}$, а именно $\tilde{\gamma} < 0,1$, имеет место значительное падение скорости, то при $\tilde{\gamma} > 0,5$ её величина остаётся практически без изменений и здесь, по-видимому, влияние искусственной вязкости является доминирующим.

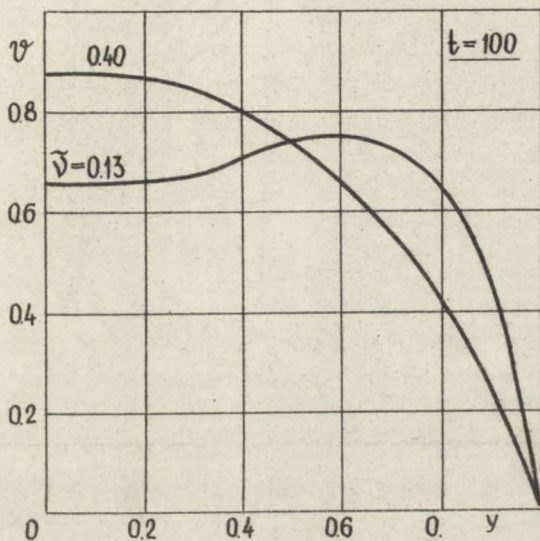


Рис. 2

На рис. 2 сопоставляются профили скорости, полученные в момент времени $t = 100$ (равный времени релаксации) при различных значениях $\tilde{\gamma}$. Характерным здесь является наличие области заторможенного течения вблизи оси канала в варианте, соответствующем меньшему значению $\tilde{\gamma}$. Развитие профиля скорости со временем при $\tilde{\gamma} = 0,13$ отражается графиками рис. 3. Аналогичные кривые, полученные при $\tilde{\gamma} = 0,07$, представлены на рис. 4. Как видно, картины течения в обоих случаях качественно совпадают, однако тенденции, имеющие здесь место, в случае меньшего $\tilde{\gamma}$ выражены более резко.

Значение $\tilde{\gamma} = 0,07$ является минимальным, для которого удалось возможным провести расчёт течения, ибо дальнейшее уменьшение этого параметра приводило к недопустимо большим амплитудам осцилляций поля течения. Продолжительность течения в исследованном случае составляла $t = 2000$, что в двадцать раз превышает время ре-

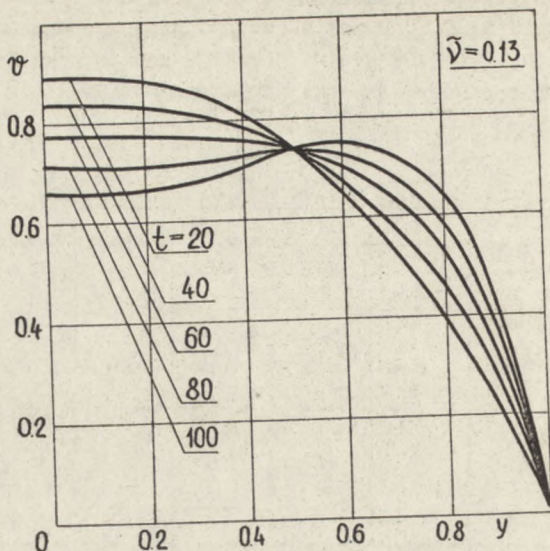


Рис. 3

лаксации. Развитие течения в указанном временном интервале отражается на рис. 5 и 6. На рис. 5 представлен график изменения скорости на оси канала в сечении, расположенном на расстоянии $0,5H$ от входа в канал, а на рис. 6 изображены профили скорости в этом же сечении в различные моменты времени. Из приведённых данных видно, что течение носит пульсирующий характер, и хотя амплитуда пульсаций вначале несколько уменьшается со временем, полного их затухания и выхода течения на стационарный режим не происходит.

Говоря об условиях устойчивости численной схемы, следует отметить существенное влияние на неё соотношения шага схемы по времени и времени релаксации. Как показали проведённые численные эксперименты, при $Re \sim 10^{-4} + 10^{-3}$ необходимо выполнение условия

$$\delta t / El < 0,005, \quad (I4)$$

с ростом Re величина отношения $\delta t / El$ должна уменьшаться. Условие (I4) совместно с (I0) накладывает ограничение на допустимые значения критерия El .

Из указанных соотношений следует

$$El > 200 \delta h^2 / \bar{\gamma}, \quad (I5)$$

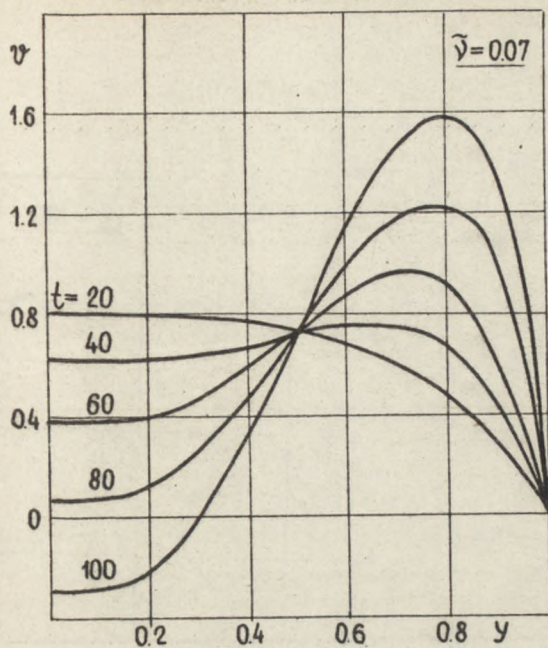


Рис. 4

откуда видно, что существует минимально допустимое значение $E\ell$, определяемое параметрами расчётной сетки и величиной вводимой искусственной вязкости.

Следует отметить, что условие (I5) ограничивает возможность исследования течений сред с малым временем релаксации и тем самым не позволяет осуществить тестирование предложенного метода расчёта путём сравнения с известными решениями, соответствующими случаю $E\ell \rightarrow 0$. Тестирование в данном случае может быть проведено лишь на основе сопоставления с решениями, полученными при рассмотрении течений сред, удовлетворяющих принятому в работе реологическому закону и характеризующихся конечным временем релаксации. Такое тестирование, помимо того, что оно способствовало бы установлению достоверности полученных результатов, позволило бы также оценить влияние на результаты расчётов искусственной вязкости.

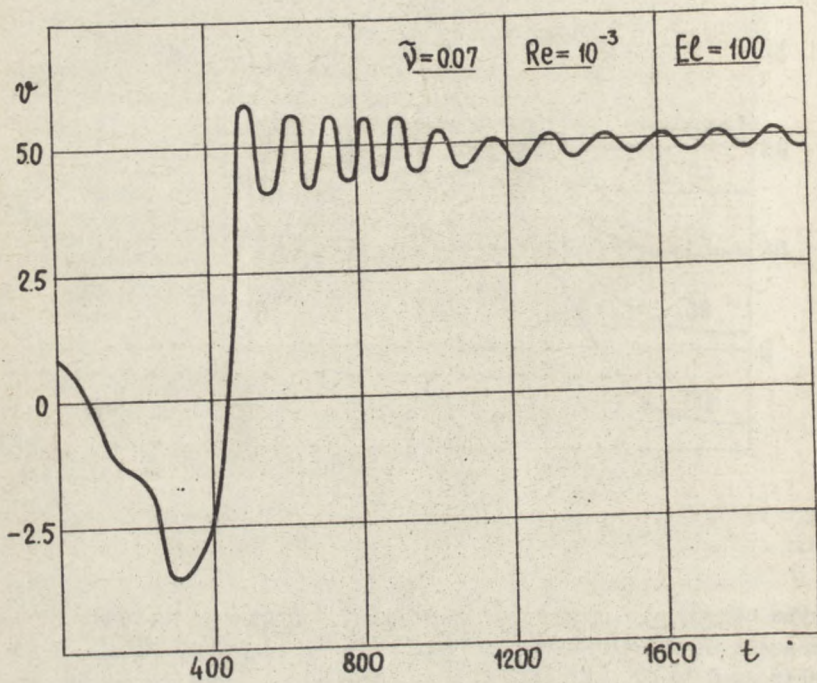


Рис. 5

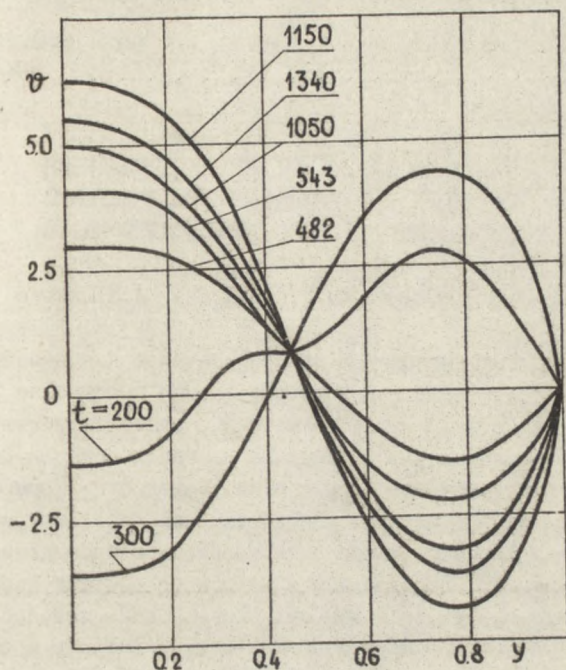


Рис. 6

Литература

1. Crochet M.J., Walters K. Numerical methods in non Newtonian fluid mechanics. *Annu. Rev. Fluid Mech.*, 1983. v. 15. p. 241-260.
2. Mendelson M.A., Yeh P.V., Brown R.A., Armstrong R.C. Approximation error in finite element calculation of viscoelastic fluid flows. *J. Non Newton. Fluid Mech.*, 1982. v. 10. N 1-2. P. 31-54.
3. Sharma H.S. Unsteady flow of viscoelastic fluids through circular and coaxial circular ducts with pressure gradient as any function of time. *Indian J. Pure and Appl. Math.* 1972. v. 3. N 3. p. 535-542.
4. Чанг Дей Хан. Реология в процессах переработки полимеров. М.: Химия, 1979. 366 с.
5. Годунов С.К., Рябенький В.С. Разностные схемы. М.: Наука, 1977. 362 с.

6. Lax P.D. Weak solutions of nonlinear hyperbolic equations and their numerical computation. Comm. Pure Appl. Math., 1954. v. 7. p. 159-167.
7. Роуч П. Вычислительная гидродинамика. М.: Мир, 1980. 616 с.

К ОЦЕНКЕ ПРИНЦИПИАЛЬНЫХ ВОЗМОЖНОСТЕЙ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ КЛАССИФИКАЦИИ НА ОСНОВЕ ИЗМЕРЕНИЙ УДЕЛЬНЫХ ПОВЕРХНОСТЕЙ ПОРОШКООБРАЗНЫХ МАТЕРИАЛОВ

А.В.Шваб, В.К.Никульчиков, И.Н.Харламова, А.К.Шилько

Важнейшей характеристикой классификаторов порошкообразных материалов является эффективность разделения порошка на фракции определённых размеров. Известные методы расчёта эффективности процесса классификации [1,2] основаны на использовании результатов анализа гранулометрического состава исходного, крупного и мелкого продуктов разделения. Для достижения удовлетворительной точности оценки процесса разделения необходимо проведение большого числа анализов по определению дисперсного состава порошков, в связи с чем возникает необходимость в разработке методов, позволяющих с меньшей трудоёмкостью осуществлять контроль процесса классификации.

В работе представлен метод расчёта граничного размера и эффективности процесса классификации на основе известного закона распределения веса частиц по размерам исходного состава порошка, массовых выходов и удельных поверхностей мелкого и исходного продуктов разделения.

Без нарушения общности процесс классификации может быть рассмотрен на классе непрерывных функций. Положим, что $f_{исх}(\delta)$, $f_m(\delta)$, $f_{кр}(\delta)$ — непрерывные функции плотности распределения счётного числа частиц по размерам исходного, мелкого и крупного продуктов. Тогда для шарообразной формы частиц непрерывные функции плотности распределения массы по размерам частиц исходного, мелкого и крупного продуктов можно представить в следующем виде:

$$\rho_{исх}(\delta) = \frac{1}{6} \pi \rho \delta^3 f_{исх}(\delta),$$

$$\rho_m(\delta) = \frac{1}{6} \pi \rho \delta^3 f_m(\delta),$$

$$\rho_{кр}(\delta) = \frac{1}{6} \pi \delta^3 f_{кр}(\delta), \quad (1)$$

где ρ - плотность; δ - диаметр частиц порошкообразного материала. Аналогичным образом представляется плотность распределения поверхности частиц по размерам исходного, мелкого и крупного продуктов разделения

$$\begin{aligned} S_{исх}(\delta) &= \pi \delta^2 f_{исх}(\delta); \\ S_m(\delta) &= \pi \delta^2 f_m(\delta); \\ S_{кр}(\delta) &= \pi \delta^2 f_{кр}(\delta). \end{aligned} \quad (2)$$

Введём безразмерный параметр размера частиц в виде

$$x = \frac{\delta - \delta_{\min}}{\delta_{\max} - \delta_{\min}}, \quad (3)$$

где $\delta_{\min}$, $\delta_{\max}$ - минимальный и максимальный размеры частиц в исходном порошке.

Проводя нормировку функции $\rho_{исх}(x)$, получим

$$\int_0^1 \rho_{исх}(x) dx = 1. \quad (4)$$

Если процесс классификации проходит без измельчения и агрегации частиц, то для произвольного размера частиц x может быть записано очевидное равенство

$$\rho_{исх}(x) = \rho_m(x) + \rho_{кр}(x). \quad (5)$$

Тогда массовая доля выхода мелкого продукта α и крупного γ может быть представлена в виде

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{\int_0^1 \rho_m(x) dx}{\int_0^1 \rho_{исх}(x) dx} = \int_0^1 \rho_m(x) dx; \\ \gamma &= \frac{\int_0^1 \rho_{кр}(x) dx}{\int_0^1 \rho_{исх}(x) dx} = \int_0^1 \rho_{кр}(x) dx. \end{aligned} \quad (6)$$

Из соотношений (4)–(6) можно получить связь для относительных выходов продуктов разделения

$$\alpha + \gamma = 1. \quad (7)$$

На основании работы [2] значение показателя эффективности

классификации E может быть представлено в виде

$$E = 1 - \frac{\int_0^{x_{gr}} (1-\varphi) P_{ucx}(x) dx + \int_{x_{gr}}^1 \varphi P_{ucx}(x) dx}{2\alpha\gamma} \quad (8)$$

Здесь φ - кривая разделения, имеющая вид

$$\varphi = \frac{P_m(x)}{P_{ucx}(x)}, \quad (9)$$

а x_{gr} - значение граничного размера частиц, для которого выполняется соотношение

$$\varphi(x_{gr}) = \frac{1}{2}. \quad (10)$$

Как показано в работе [2], зависимость (8) хорошо коррелирует с критерием Ханкока-Луйкена при относительном выходе мелкого продукта, близком к половине исходного, и более точно оценивает эффективность классификации при произвольных выходах продуктов разделения.

Необходимо отметить, что в практической работе с полидисперсными порошками более удобной и легко определяемой является величина, очень близкая к граничному размеру x_* , найденная из соотношения

$$\int_0^{x_*} P_{ucx}(x) dx = \alpha, \quad (11)$$

где $x_* = (\delta_* - \delta_{min}) / (\delta_{max} - \delta_{min})$.

Причём, как показывают опытные данные, с достаточной точностью можно положить $\delta_* = \delta_{gr}$. Более того, в тех случаях, когда кривая разделения $\varphi = P_m(x) / P_{ucx}(x)$ является немонотонной функцией (рис. 1), появляется неоднозначность в определении граничного размера $\varphi(x_{gr}) = 1/2$ и за его значение целесообразно принимать x_* .

Согласно определению значение удельной поверхности γ_{ucx} исходного состава порошка можно представить в виде

$$\gamma_{ucx} = \frac{\int_{\delta_{min}}^{\delta_{max}} \pi \delta^2 f(\delta) d\delta}{\int_{\delta_{min}}^{\delta_{max}} \frac{1}{6} \pi \delta^3 g f(\delta) d\delta},$$

или в безразмерном виде с учётом соотношений (1), (3) получим

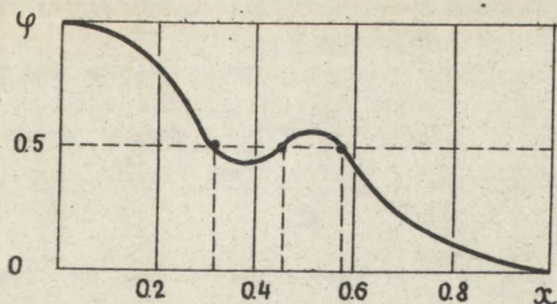


Рис. 1. Кривая фракционного разделения

$$J_{исх} = \frac{6}{\vartheta} \frac{\int_0^1 \frac{P_{исх}(x)}{x} dx}{\int_0^1 P_{исх}(x) dx}. \quad (I2)$$

На основании нормировки функции $P_{исх}$ в соответствии с (4) соотношение (I2) примет вид

$$J_{исх} = \frac{6}{\vartheta} \int_0^1 \frac{P_{исх}(x) dx}{x}. \quad (I3)$$

Аналогично для значений удельных поверхностей мелкого и крупного продуктов разделения получим

$$J_m = \frac{6}{\vartheta \alpha} \int_0^1 \frac{P_m(x)}{x} dx; \quad (I4)$$

$$J_{кр} = \frac{6}{\vartheta \delta} \int_0^1 \frac{P_{кр}(x)}{x} dx. \quad (I5)$$

Для того, чтобы определить эффективность процесса классификации по известным значениям α , J_m , $J_{исх}$ и функции $P_{исх}(x)$, необходимо, как видно из зависимости (8), смоделировать поведение кривой разделения $\varphi(x)$. При реальном процессе классификации характер поведения кривой $\varphi(x)$ может быть существенно немонотонным. Однако для получения кривой $\varphi(x)$ будем использовать монотонную функцию, которая осредняет поведение действительной функции $\varphi(x)$ таким образом, что величина удельной поверхности мелкого продукта совпадает с её опытным значением и по зависимости (8)

определяется величина показателя эффективности разделения. Опишем подробнее процесс моделирования функции $\varphi(x)$.

По известному закону плотности распределения веса частиц исходного состава по размеру $P_{исх}(x)$ и доли массового выхода мелкого продукта α может быть найден граничный размер $x_* = x_{гр}$ на основании соотношения (II) численным способом

$$\int_0^{x_*} P_{исх}(x) dx = \alpha. \quad (I6)$$

Так как x_* - граничный размер, то, очевидно, на основании (I0) можно получить

$$\frac{P_M(x=x_*)}{P_{исх}(x=x_*)} = \varphi(x_*) = \frac{1}{2}.$$

Соотношения (6) и (I6) можно представить в виде слагаемых суммы

$$\int_0^{x_*} P_{исх}(x) dx = \int_0^{x_*} \varphi P_{исх}(x) dx + \int_0^{x_*} (1-\varphi) P_{исх}(x) dx = \alpha; \quad (I7)$$

$$\int_0^1 P_M(x) dx = \int_0^{x_*} \varphi P_{исх}(x) dx + \int_{x_*}^1 \varphi P_{исх}(x) dx = \alpha. \quad (I8)$$

На основании зависимостей (I7) и (I8) следует, что

$$\int_0^{x_*} (1-\varphi) P_{исх}(x) dx = \int_{x_*}^1 \varphi P_{исх}(x) dx. \quad (I9)$$

Учитывая соотношения (4) и (I9), из зависимости (8) можно получить

$$\int_0^{x_*} [1-\varphi(x)] P_{исх}(x) dx = (1-E) \cdot \alpha \cdot \delta; \quad (20)$$

$$\int_{x_*}^1 \varphi(x) P_{исх}(x) dx = (1-E) \cdot \alpha \cdot \delta. \quad (2I)$$

Выберем в качестве кривой разделения наиболее простую степенную функцию. При $0 \leq x \leq x_*$ примем

$$\varphi = 1 - \frac{1}{2} \left(\frac{x}{x_*} \right)^n \quad (22)$$

и для $x_* \leq x \leq 1$ положим

$$\varphi = \frac{1}{2} \left[\frac{(1-x)}{(1-x_*)} \right]^m. \quad (23)$$

После подстановки значений $\varphi(x)$ из зависимостей (22), (23) в соотношения (20), (2I) получим

$$\int_0^{x_*} \left[1 - \frac{1}{2} \left(\frac{x}{x_*} \right)^n \right] P_{исх}(x) dx = (1-E) \alpha \delta; \quad (24)$$

$$\int_{x_*}^1 \frac{1}{2} \left[\frac{(1-x)}{(1-x_*)} \right]^m P_{исх}(x) dx = (1-E) \alpha \delta. \quad (25)$$

При заданном наперед значении эффективности классификации E из трансцендентных уравнений (24) и (25) могут быть найдены величины показателей m и n .

Таким образом, при заданном значении показателя эффективности E получаем совершенно определённую единственную функцию кривой разделения φ или функцию распределения массы частиц по размерам мелкого продукта, равную $P_m(x) = \varphi(x) P_{исх}(x)$.

В дальнейшем на основании смоделированной функции $P_m(x)$ может быть определено значение удельной поверхности мелкого продукта разделения по соотношению (14). Следовательно, получаем взаимно однозначное соответствие между показателем эффективности классификации и значением удельной поверхности мелкого продукта. Рассчитывая для ряда значений показателя эффективности E_i соответствующие значения удельных поверхностей мелкого продукта $(\bar{J}_m)_i$, получим кривую $\bar{J}_m = f(E)$, на которой для заданного значения (определённого из опыта) определяется соответствующая величина показателя эффективности.

Для проверки работоспособности построенного метода расчёта был создан численный алгоритм расчёта на ЭВМ показателя эффективности и граничного размера вышеописанным способом. Численная проверка разработанного метода проводилась следующим образом. С одной стороны, по известным из опыта кривым $P_m(x)$, $P_{кр}(x)$, $P_{исх}(x)$ вычислялись значения E и $x_{гр}$ непосредственно по зависимостям (8) и (10). С другой стороны, по известному из опыта распределению $P_m(x)$ по зависимости (14) определялось значение удельной поверхности мелкого продукта $\bar{J}_m$, а затем по предложенному методу на основании $\bar{J}_m$, α и функции $P_{исх}(x)$ также определялись смоделированные значения E и $x_{гр}$.

В качестве иллюстрации на рис. 2, 3 приведено сопоставление опытными кривых распределений массы частиц по размерам исходного и мелкого продуктов разделения с результатами смоделированных кривых, полученных на основе предложенного метода.

Из рисунков видно, что кривые разделения и значения эффективностей смоделированных ($E_{сг.т}$, $E_{сг.}$) и действительной (E_r)

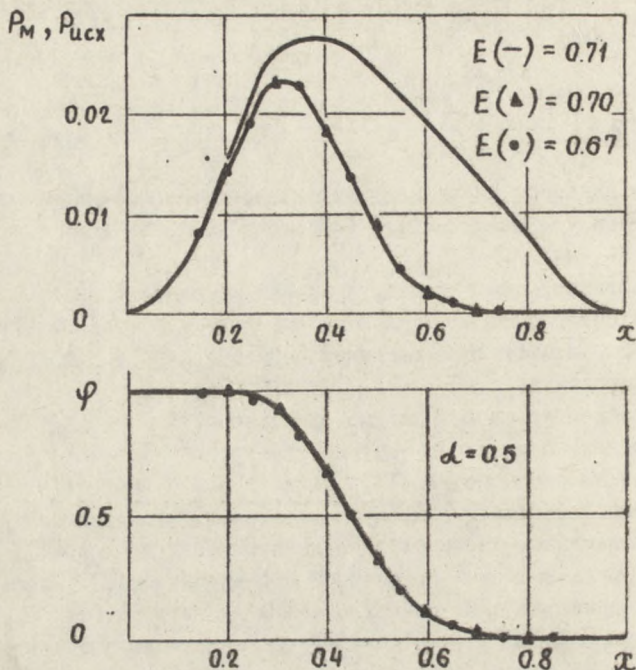


Рис. 2. Сопоставление опытных значений эффективностей и кривых разделения с результатами предложенного метода: $\bullet$ – кривые, построенные на основе измерений удельной поверхности мелкого и исходного продуктов; Δ – кривые, построенные на основе рассчитанных удельных поверхностей мелкого и исходного продуктов по известному гранулометрическому составу

хорошо согласуются между собой. Необходимо отметить, что даже для немонотонных опытных кривых разделения (рис. 4,5) разница в значениях эффективностей весьма мала, хотя смоделированная теоретическая кривая разделения может отклоняться от экспериментальной кривой. На рис. 4, 5 приведено сопоставление значений эффективностей и кривых разделений при различном относительном выходе мелкой фракции $\alpha = 0,83$ и $\alpha = 0,14$. Полученные значения эффективностей для этих случаев также очень близки.

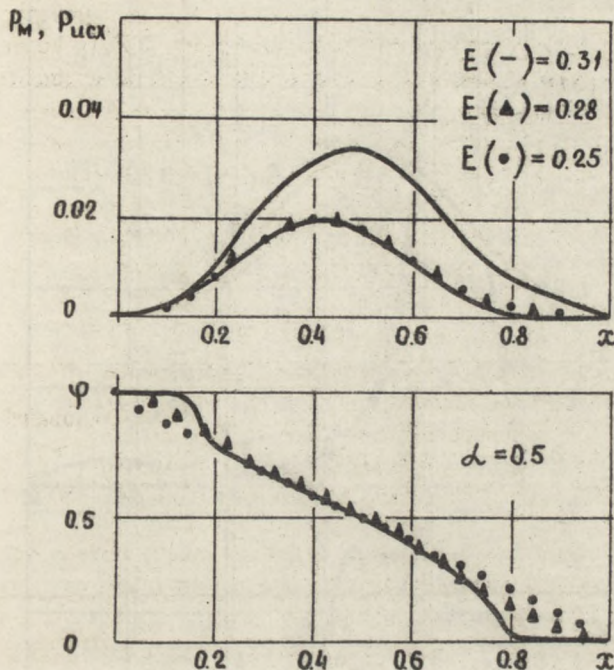


Рис. 3. Сопоставление опытных значений эффективностей и кривых разделения с результатами предложенного метода: • – кривые, построенные на основе измерений удельной поверхности мелкого и исходного продуктов; Δ – кривые, построенные на основе рассчитанных удельных поверхностей мелкого и исходного продуктов по известному гранулометрическому составу

Проведено также исследование разработанного метода для другой функции, моделирующей кривую разделения $\varphi(x)$, в частности, вместо степенной функции (22)–(23) была использована стохастическая модель процесса классификации [3], на основании которой кривая разделения $\varphi(x)$ может быть для нашего случая преобразована к виду при $0 \leq x \leq 1$

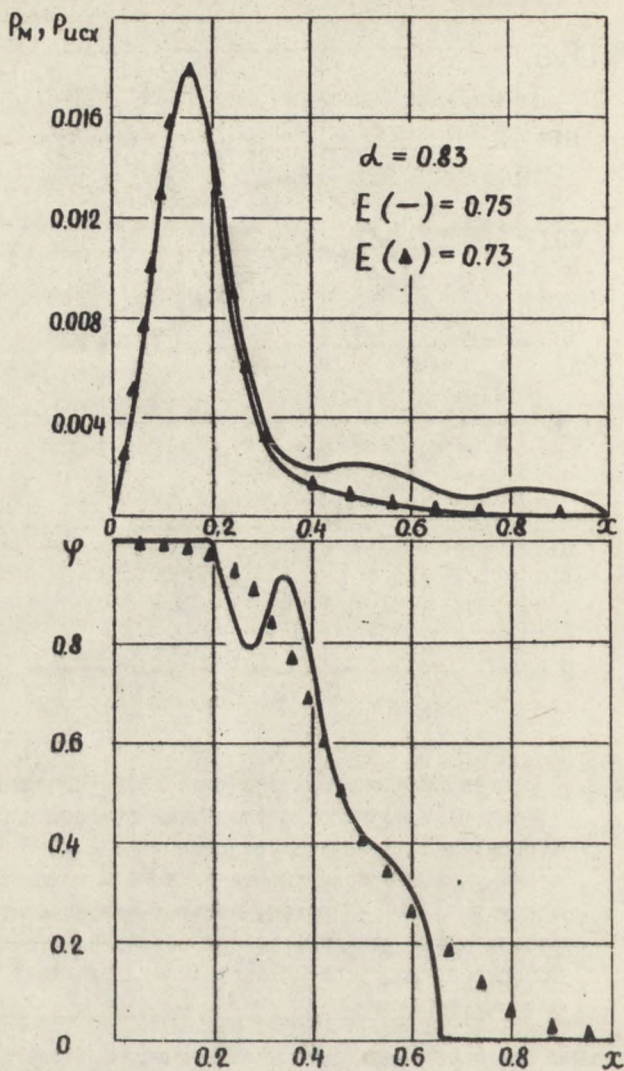


Рис. 4. Кривые фракционного разделения для случая $\alpha = 0,83$;
 Δ - смоделированная теоретическая кривая разделения

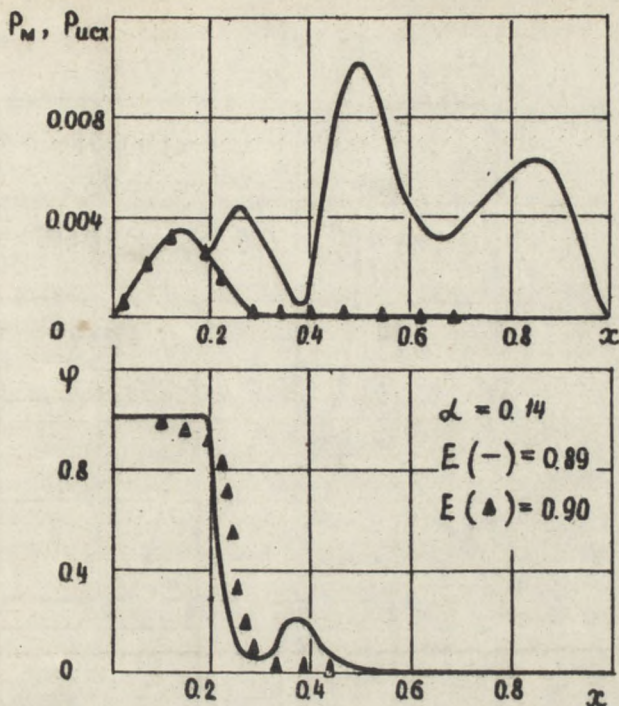


Рис. 5. Кривые фракционного разделения для случая $\alpha' = 0,14$:
▲ - смоделированная теоретическая кривая разделения

$$\varphi(x) = \left\{ 1 + \left(\frac{x}{x_*} \right)^k \exp \left[\left(\frac{x_*}{x} \right)^{1/k} - 1 \right] n \right\}^{-1}, \quad (26)$$

при $x_* \leq x \leq 1$

$$\varphi(x) = \left\{ 1 + \left(\frac{x}{x_*} \right)^k \exp \left[\left(\frac{x_*}{x} \right)^{1/k} - 1 \right] m \right\}^{-1}. \quad (27)$$

Здесь $k \cong \text{const}$ в зависимости от режима аэродинамического обтекания частицы; значения параметров m и n определяются аналогичным образом.

На рис. 6 приводятся результаты сопоставления расчётов по различным моделирующим функциям $\varphi(x)$. Кривая 1 соответствует степенному закону (22)–(23), а кривая 2 – стохастической модели. Необходимо отметить, что сам закон, моделирующий функцию $\varphi(x)$, прак-

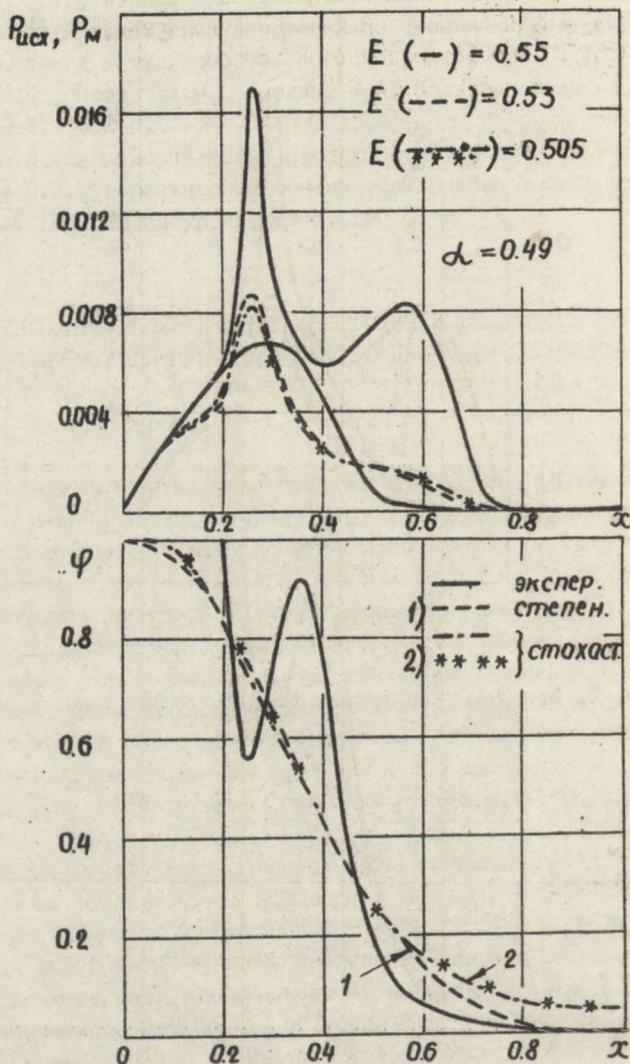


Рис. 6. Сопоставление кривых разделения и значений эффективностей для различных моделирующих функций

тически не влияет на результаты расчётов. Необходимым условием для получения хороших результатов, по-видимому, является представление кривой разделения $\Psi(X)$ двумя монотонными функциями $\Psi(X)$ в области $0 \leq X \leq X_*$ и $X_* \leq X \leq 1$ с одним свободным параметром.

Таким образом, предложенный метод расчёта показателя эффективности классификации имеет достаточно высокую точность. Совершенно очевидно, что если в практической работе получить с необходимой точностью значения α , J_m , $J_{исх}$ и $R_{исх}(X)$, то можно гарантировать результаты расчётов показателя эффективности классификации. Необходимость в рассматриваемом методе получения оптимального значения удельной поверхности $J_{исх}$ связана с тем, что в реальном процессе форма частиц порошкообразных материалов часто отличается от шарообразной, поэтому, чтобы скорректировать расчёты, необходимо найти коэффициент, учитывающий отклонение значений удельных поверхностей реальных и шарообразных частиц. Для этого, проводя расчёты удельной поверхности исходного порошка по известному распределению $R_{исх}(X)$ и получая значения удельной поверхности с помощью прибора, найдём корректирующий коэффициент C , равный

$$C = \frac{J_{исх.теор}}{J_{исх.опытн}} \quad (28)$$

Значение удельной поверхности мелкого продукта, используемого в разработанной методе, должно быть, очевидно, подправлено по сравнению с экспериментальным на величину

$$J_{м.теор} = C J_{м.опытн} = \frac{J_{исх.теор}}{J_{исх.опытн}} \cdot J_{м.опытн} \quad (29)$$

Необходимо отметить, что величина C в общем случае может быть функцией размера частиц $C = C(X)$, если форма мелких частиц отличается от крупных. Для таких порошкообразных материалов, по-видимому, целесообразно учитывать переменность C в расчётах, проводя дополнительные тестовые исследования для определения зависимости $C(X)$.

Разработанный метод использовался для оценки эффективности классификации порошкообразного алюминия АСД-I при разделении его с помощью воздушно-центробежного классификатора (ВЦК) [4]. Для оценки работоспособности метода в ходе опытов изменением режимно-геометрических параметров достигалось различное качество разделения.

Анализ гранулометрического состава исходного порошка, крупных

и мелких фракций осуществлялся прибором COULTER COUNTER TA2. Удельная поверхность рассчитывалась по результатам анализа на ЭВМ по формуле (I3). Для измерения удельной поверхности исходного порошка и продуктов разделения применялся прибор ПСХ-4, усовершенствованный с целью повышения точности измерения. Время падения столба жидкости при фильтрации воздуха через слой исследуемого порошка регистрировалось следящей системой с оптоэлектронными датчиками, что дало возможность значительно снизить погрешность и увеличить рабочий диапазон прибора.

Значение корректирующего множителя C , учитывающего неферричность частиц и приборный коэффициент ПСХ-4, оказалось равным 1,62

$$C = \frac{J_{\text{исх. теор}}}{J_{\text{исх. эксп}}} = 1,62.$$

Как показали результаты экспериментальных исследований, для исследуемого порошка АСД-I величина C может быть принята постоянной. Применение метода газопроницаемости для замера удельной поверхности является физически обоснованным, так как с его помощью регистрируется внешняя поверхность частиц без учёта микротрещин и т.д., что может служить характеристикой их крупности.

Экспериментальные результаты приведены в таблице. Сравнение результатов расчётов эффективности классификации по результатам анализа гранулометрического состава продуктов разделения, значениям удельной поверхности мелкой фракции и функции распределения исходного порошка проведено при классификации порошка по медианному диаметру. Значения показателей эффективности E , рассчитанные по результатам анализа гранулометрического состава, приведены с индексами "г", значения показателей эффективности E , рассчитанные по предложенному методу, приведены с индексами "уд" и теоретическое значение показателя эффективности E , полученное на основе численного расчёта удельной поверхности из анализа гранулометрического состава мелкой фракции, приведено с индексом "уд.т".

Как видно из таблицы, совпадение результатов хорошее не только при высокой эффективности классификации, но и при значениях показателей E , близких к нулевому ($E = 0,1$).

Точность метода повышается при оценке высокоэффективных процессов классификации, в этом случае за значение граничного размера можно с большей уверенностью принимать величину, определяемую из соотношения (II).

Как видно из результатов, разработанный метод оценки процесса

Размер частиц, мкм	Процентное содержание фракций														Исход- ный
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	
0 - 10	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	Исход- ный
10 - 20	11,5	11	11,5	11	10	19,5	11,5	17	0,5	32,5	2,5	32	14,5		
20 - 32	35,5	42,5	42	21,5	29	45	35,5	37	35,5	33	16	50	23,5	50	33,5
32 - 40	31,5	18,5	26,5	23	18	27	21	25,5	21	24,5	23,5	27,5	10,5	35,5	10,5 24,5
40 - 51	20,5	12	24	14,5	11	33,5	24,5	9	23	16,5	21,5	18	37,5	3	29
51 - 64	-	3	7,5	5	3	13,5	10,5	-	6	4	7	6	18	-	9,5
> 60	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,5	-	-
$K \cdot S_{yg}$	649	922	764	931	950	809	678	815	702	886	798	893	640	1118	634
E_z	0,334	0,159	0,357	0,405	0,178	0,057	0,704	0,674							
$E_{yg-г}$	0,261	0,182	0,335	0,361	0,161	0,098	0,778	0,664							
E_{yg}	0,152	0,173	0,217	0,217	0,076	0,091	0,844	0,516							

классификации является достаточно точным и его применение, например, при исследованиях воздушно-центробежных классификаторов, позволит более просто и надёжно контролировать качество разделения.

Литература

1. Барский М.Д., Ревнивцев В.И., Соколкин Ю.В. Гравитационная классификация зернистых материалов. М.: Недра, 1974. 231 с.
2. Шваб А.В., Зятиков П.Н., Росляк А.Т., Сосновский Н.Д. К вопросу определения эффективности процесса классификации дисперсных материалов. Томск, 1984. 25 с. Рукопись представлена Том.ун-том. Деп. в ВИНТИ II.01.85. № 344-85.
3. MoLerus O., Hoffman H. Darstellung von Windsich Techn., 1969. Bd. 41. N 5/6. S. 340-344.
4. А.с. №740305 (СССР). Центробежный классификатор/В.А.Шваб, А.Т. Росляк, П.Н.Зятиков, Ю.А.Бирюков, В.К.Никульчиков, Л.Н.Лаврентьев. Опубл. в Б.И., 1980. № 22.

СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ИССЛЕДОВАНИЙ В ОБЛАСТИ СЕДИМЕНТОМЕТРИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ДИСПЕРСНЫХ СРЕД

Н.Г.Квеско

В современных промышленных производствах применение материалов в порошкообразном виде, особенно тонкодисперсных, способствует интенсификации технологических процессов, повышению качества продукции, снижению производственных затрат. Обязательным методом контроля всех операций, связанных с использованием дисперсных материалов, является гранулометрический анализ. В настоящее время для анализа фракционного состава применяется более ста видов приборов и аппаратов различного назначения. Расширение области применения тонкодисперсных материалов и повышающиеся требования к их гранулометрическому составу способствуют развитию седиментационных методов анализа и, в частности, весовых, которые благодаря высокой чувствительности и разнообразию способов реализации занимают ведущее место среди других седиментационных методов. В связи с этим представляет несомненный интерес анализ современного состояния исследований в области седиментометрии с целью выбора наиболее перспективного

направления её развития в условиях повышенных требований производства.

1. Особенности процесса осаждения при жидкостной гравитационной седиментации

Метод жидкостной гравитационной седиментации основан на экспериментальном определении скорости оседания частиц порошка, суспендированного в какой-либо дисперсионной среде. Характерные для определения фракционного состава параметры – размеры исследуемых частиц – определяются через косвенные показатели: изменение во времени на заданной высоте концентрации твёрдой фазы, плотности суспензии и веса осадка. Реализовать процесс осаждения частиц в жидкой или газообразной среде можно двумя способами: а) равномерно перемешивая суспензию перед началом опыта, чтобы осаждение происходило из каждого элемента объёма среды; б) помещая твёрдую фазу тонким слоем на открытую чистую поверхность дисперсионной среды [1–3]. В этом случае седиментация осуществляется из тонкого слоя, расположенного в верхней части дисперсионного сосуда.

Большинство седиментационных приборов используют первый способ, хотя применение его к весовой седиментации вызывает некоторые трудности при обработке кривых оседания. Происходит это за счёт того, что к определённому моменту времени на чаше весов скапливается материал, содержащий весь спектр размеров исследуемых частиц. Массу частиц с размерами, меньшими δ_i , осевшую к моменту времени t_i , точно учесть довольно трудно. Чаще всего это достигается методом графического дифференцирования кривой накопления, впервые разработанного Оденом. В этом случае необходимая кривая распределения частиц по размерам получается двойным дифференцированием экспериментальной кривой. Поскольку графическое дифференцирование предполагает построение касательных к кривой накопления, то даже однократная процедура содержит в себе значительную ошибку. Повторённая дважды, эта операция сглаживает кривые распределения, снижая при этом точность. Существенные погрешности в седиментацию из объёма вносит процесс подготовки и использования суспензии: интенсивное перемешивание её вызывает сильные турбулентные флуктуации, слабо затухающие во времени [1,3], а недостаточно интенсивное – более раннее оседание крупных частиц.

Избежать систематических ошибок, а также двойного дифференцирования кривых накопления осадка можно, используя способ, суть которого заключается в диспергировании измельчённого материала в

верхней части сосуда или внесении его на чистую поверхность дисперсионной жидкости в виде тонкого слоя [1,3]. Седиментация частиц из тонкого слоя начинается одновременно, фракционирование материала достигается в верхней части сосуда и на приёмную чашечку седиментационных весов последовательно осаждаются фракции, начиная с самой крупной. Недостаточное развитие этого направления вызвано отсутствием надёжного способа создания монослоя и некоторыми особенностями конструкционного характера используемых приборов.

2. Аналитический подход к решению задач дисперсионного анализа

Графическое изображение функций распределения частиц по размерам, имеющее вид плавных кривых, издавна наталкивало исследователей на мысль о том, что существует закономерная связь между размерами частиц и их весовым содержанием. Поэтому для аналитического описания кривых распределения частиц по размерам предложено множество формул.

Можно выделить два направления, которыми руководствуются при конструировании аналитических зависимостей. Первое направление статистическое, при котором диаметр частиц рассматривается как одномерная случайная величина, а рассматриваемая дисперсная система — как статистическая совокупность частиц. Такой подход приводит чаще всего к построению теоретических зависимостей, которые выводятся на основании математического моделирования процесса измельчения [1,2]. Как всякая математическая аппроксимация, описывающая реальный процесс, теоретическая гипотеза моделируемого процесса описывает его с некоторой степенью точности и не может гарантировать полного тождества. Тем не менее существует несколько теоретических зависимостей, удачно описывающих функцию распределения частиц по размерам [1,2]. Среди них можно назвать логарифмически нормальный закон распределения, теоретически обоснованный А.И.Колмогоровым. Широко известны и заслуживают самого пристального внимания формула Л.М.Чёрного — логарифмически нормальный закон с переменной дисперсией в предположении о зависимости гранулометрических характеристик конечного продукта от их исходного состава, и применяемая для пыли, витающей в спокойном воздухе, формула Г.И.Ромашова.

Второе направление связано с изучением конкретных процессов и, следовательно, математической аппроксимацией реальных эксперимен-

тов, и поэтому носит эмпирический характер [4-7]. Пригодность эмпирических формул устанавливается при сопоставлении экспериментальных и расчётных данных. Из зависимостей этого класса широко используются в практике, положительно себя зарекомендовавшие, формулы Розина-Раммлера и формула Годэна-Андреева-Шумана. Практическая ценность этих формул была подтверждена специальной комиссией шведского Королевского технологического института [6].

Особое место в аналитическом описании кривых дисперсного состава занимает разработка формул, описывающих процесс накопления осадка при седиментации. Н.А.Авдеев [5,6] предложил асимптотическое описание процесса, при котором по двум или более точкам интерполирования опытной кривой можно провести полный дисперсионный анализ и определить не только функцию распределения частиц по размерам, но и удельную поверхность, число частиц в грамме вещества и т.д. Н.Н.Цюрупа с сотрудниками [7] попытались сконструировать обобщающее выражение интегральной и дифференциальной функций распределения, носящее характер общей закономерности распределения частиц по размерам независимо от природы как самой диспергированной фазы, так и окружающей среды для систем, дающих общеизвестные кривые седиментации. Пригодность выведенных уравнений была проверена авторами на широком спектре порошков и показала хорошее согласие. Однако Л.И.Эдельман [4,12] на основании многочисленных исследований считает, что зависимостью, предложенной Н.Н.Цюрупой, невозможно описать большинство порошков, в то время как логарифмически нормальный закон распределения описывает их с удовлетворительной точностью.

В плане исследования пригодности различных аналитических зависимостей к разнообразным реальным порошкам и процессам предпринимались попытки провести аналитическое сравнение известных функций распределения частиц по размерам. В частности, в работах [8,9] Петролл аналитическим методом сравнивал функции распределения Розина-Раммлера-Шперлинга, логарифмическую и простую функции Гаусса, функцию Готеса-Годэна-Шумана. Сравнение проводилось по величине рассеивания. В результате были определены требования к методам испытаний порошковых материалов и точность определения размеров частиц, позволяющих однозначно выбрать функцию распределения. К.Висванатхен и Б.П.Мани [10] предложили новую функцию распределения частиц по размерам и провели сравнение предложенной функции с известными законами распределения: нормальным, Годэна-Шумана, Розина-Раммлера. Авторами отмечены преимущества нового

уравнения и в том числе возможность определения удельной поверхности.

С.Смирнов [II] получил модернизированные функции, с помощью которых можно охарактеризовать распределение по размерам при измельчении и классификации, так как, по его мнению, существующие классы функций распределения носят ограниченный характер и непригодны для некоторых реальных распределений. Это характерно для систем, когда существует чётко определённая верхняя и нижняя границы распределения.

Как показал анализ литературных данных, описанию кривых распределения частиц по размерам и нахождению аналитических зависимостей, характеризующих кривые седиментации, посвящено большое количество работ. Этот интерес не случаен, так как аналитический подход к решению задач дисперсионного анализа обладает рядом преимуществ. Прежде всего, наличие аналитической зависимости позволяет существенно упростить обработку кривых, полученных при испытаниях определённого класса порошков. Во-вторых, знание аналитического вида кривой позволяет достаточно просто определять целый ряд различных показателей, характеризующих дисперсность системы: величину удельной поверхности, средний диаметр частиц, медиану распределения и т.д. И наконец, имея аналитическую формулу для описания кривой распределения, легко автоматизировать процесс обработки информации с использованием ЭВМ и, следовательно, повысить точность получаемых результатов.

Несмотря на множество аналитических зависимостей и преимуществ, вытекающие из их применения, необходимо отметить, что использование того или иного аналитического представления кривой распределения требует априорного знания её качественного вида и поэтому непригодно для быстрого получения надёжной информации экспрессного характера. Обилие же существующих дисперсных материалов, разнообразие методов их получения и переработки (измельчение, распыление, смешивание, классификация), а также весьма широкий спектр их физико-механических свойств не позволяют создать универсальную зависимость, пригодную в равной степени для всех существующих материалов и процессов.

3. Основные направления теоретических и экспериментальных исследований в жидкостной седиментации

Интерес к теоретическим основам жидкостной седиментации выз -

ван, с одной стороны, необходимостью дальнейшего совершенствования седиментационных методов для анализа гранулометрического состава порошков, и с другой – использованием осаждения частиц твердой фазы в жидкой или газообразной среде в различных технологических процессах. Развитию теории седиментации посвящено большое количество фундаментальных работ. К ним прежде всего следует отнести монографии Н.А.Фигуровского, Г.С.Ходакова, П.А.Коузова [1-3]. Из последних необходимо отметить работы Л.К.Филиппова [13], в которых изучена динамика оседания частиц при жидкостной гравитационной седиментации. Получено аналитическое выражение для нахождения из кривых оседания дифференциальной функции распределения частиц по размерам (ДРЧР) и показано, что для нахождения ДРЧР необходимо графоаналитически находить вторую производную кривой накопления по времени.

В работе Дж.Кеане [14] исследовалось влияние на процесс оседания частиц в жидкостной седиментации различных факторов: размера и формы частиц, разности плотностей твердой и жидкой фаз, наличия флоккулянтов, влияния вязкости суспензии, температуры, способов введения флоккулянтов, распределения частиц по размерам, смачиваемости частиц твердой фазы, наличия конвективных токов в жидкости и её испарения.

М.Д.Глуз [15], предлагая модель суспендирования при механическом перемешивании систем жидкость-твердое тело, рассматривает методы оценки относительной скорости движения твердых частиц при ламинарном, переходном и турбулентном режимах течения, что может представлять интерес в седиментационных исследованиях.

Вопрос выбора величины объемной концентрации, при которой, с одной стороны, не учитывается взаимное влияние частиц друг на друга, а с другой – обеспечивается необходимая точность измерений, всегда являлся "узким местом" в экспериментальных исследованиях. М.С.Селим, А.Котхари и Р.М.Туриан [16] рассмотрели осаждение твердых частиц под действием гравитационных сил в узких каналах. Ими было обнаружено, что взаимное влияние частиц в таких системах сведено к изменению архимедовой силы по сравнению с чистой жидкостью, было учтено влияние стенок на процесс седиментации.

В связи с широким использованием жидкостной седиментации для определения характеристик дисперсности сыпучих материалов правомочен вопрос о пределах применимости гравитационной седиментации к различным классам порошков. Т.Аллен и М.Г.Баудет [17] выявили эффекты, ограничивающие область применения гравитационной седимента-

ции. Верхний передел размеров частиц определяется параметрами потока жидкости и отклонением формы частиц от сферической, а нижний – влиянием градиентов температуры, броуновским движением, эффектом вращения частиц, влиянием стенок. Было найдено, что нижняя граница гравитационной седиментации составляет 1–3 мкм.

При проведении седиментационных анализов существенное значение имеет временной фактор. Время проведения анализа в случае осаждения мелкодисперсных частиц для порошков с удельным весом, мало отличающимся от единицы, составляет от нескольких часов до нескольких суток. В связи с этим представляют интерес исследования, проведённые Ю.А.Кирсановым, М.Ф.Осининой, И.В.Слотиной [18] по сокращению времени седиментации. Ими была предложена методика определения предельной массы для обработки кривой накопления осадка на ЭВМ. В работе приведены результаты использования этой зависимости при обработке опытных данных седиментации порошкообразных материалов различного дисперсного состава по методу Авдеева [6]. Указано, что сокращение времени седиментации не влияет существенно на вид функции распределения.

Анализ литературы показывает, что абсолютным большинством исследователей изучается динамика оседания, влияние величины и формы частиц, разности плотностей твёрдой и жидкой фаз, смачиваемости частиц, стеснённости при значительных концентрациях твёрдой фазы и т.д. Однако проводимые исследования направлены прежде всего на учёт максимального числа факторов, влияющих на процесс осаждения при традиционной седиментации из объёма, а не на принципиальное совершенствование седиментационного метода анализа, позволяющее значительно уменьшить количество ошибок и повысить точность измерений.

4. Тенденции развития современного седиментационного приборостроения

Второе направление седиментационных исследований – разработка новых способов и приборов для анализа дисперсности порошковых материалов. При разработке новой аппаратуры такого типа пытаются устранить недостатки, присущие предшествующим приборам: повысить надёжность и точность анализа, сократить время его проведения, упростить обработку информации, устранить влияние фактора субъективности. Один из актуальных вопросов, решаемых современным приборостроением в области анализа дисперсности, – повышение быстродействия и сокращение времени анализа. В устройстве [19] проблема реа-

лизуется путём непрерывного, равномерного уменьшения высоты столба жидкости над чашечкой (при регистрации осадка на ней) со скоростью, равной или меньшей скорости частиц наименьшего размера. В фотоседиментографе со сканированием "Анализетте-20" [20] небольшая длительность измерения осуществляется благодаря встроенному сканирующему устройству, то есть за счёт непрерывного движения светового луча навстречу направлению осаждения. В "Седиграфе-5000" [21] для того, чтобы снизить время, требующееся для анализа, осадительная ячейка находится в непрерывном движении, так что глубина ячейки осаждения обратно пропорциональна времени. Движение ячейки синхронизовано с осью самописца для того, чтобы непосредственно указывать эквивалентный диаметр сферы, соответствующий времени, необходимому для получения данных седиментации на некоторой глубине.

В некоторых случаях [22] ускорение анализа добиваются использованием различных добавок, в частности 0,01 – 0,08 % полимера с молекулярным весом выше 100000 (полиэтиленоксида или полиакриламида).

В большинстве весовых седиментационных приборов, работающих на принципе осаждения из объёма равномерно взмученной и перемешанной суспензии, существенную ошибку в результаты анализа вносит потеря крупных фракций в начальный момент времени из-за несовпадения начала седиментации со временем начала отсчёта. Происходит это за счёт того, что весовую чашечку приходится подвешивать на коромысло весов после тщательного перемешивания и взмучивания суспензии. В таких условиях неизбежна потеря крупных фракций в ходе анализа, так как время седиментации их очень мало.

Ещё одна ошибка, присущая весовым седиментационным приборам, заключается в наличии различных подвесных нитей и тяг для седиментационной чашечки. Возникает она из-за поверхностного натяжения на границе раздела сред и зависит от толщины подвески. Этот факт существенно влияет на точность и стабильность показаний седиментометрических весов.

В современных седиментометрических устройствах эти проблемы устраняются следующим образом.

В седиментометре НИИОГАЗ [23] для совмещения момента начала осаждения с началом отсчёта используют арретирующее устройство, которое фиксирует приёмную чашечку во время заполнения седиментометра суспензией и её перемешивании.

Аналогичная попытка уже предпринималась в весах Галленкампа

(конструкция Востока) [24], в которых седиментационная трубка в своём нижнем конце закрывается металлической чашечкой с небольшим зазором между трубкой и кромкой чашечки. В данном устройстве влияние подвески снижается путём помещения чашечки в нижней части седиментационного сосуда, однако существующий зазор между стенками и чашечкой, а также способ заполнения устройства суспензией не гарантирует высокой точности результатов и стабильной работы аппарата. Поскольку слив суспензии в седиментационный сосуд из резервуара предварительной подготовки суспензии осуществляется вдоль стенки седиментационного сосуда, часть крупных фракций, до заполнения сосуда суспензией, выпадает в зазор между чашечкой и стенкой и в ходе анализа не учитывается.

Существенно повысить точность проводимых анализов позволяет использование слоевого метода загрузки материала [25-28], значительно уменьшающее ошибки начала отсчёта и повышающее точность определений в связи с более простой системой расчётов. Однако в существующих приборах, реализующих слоевой метод загрузки, чаще всего не удаётся выполнить основные требования, предъявляемые к условиям проведения седиментационного анализа: обеспечить спокойное состояние жидкости, исключающее возникновение в ней конвективных токов, достичь необходимой дезагрегации частиц. Обычно для создания монослоя используется небольшая капсула с пробой исследуемого порошка, разведённого в дисперсионной среде, которая помещается в верхней части цилиндрического сосуда. В начальный момент времени дно капсулы открывается и суспензия смешивается с верхним слоем дисперсионной среды. Однако при этом плотность образующегося слоя оказывается больше плотности нижележащих слоёв, что приводит к возникновению конвективных потоков и вносит искажения в седиментационный процесс.

Принцип слоевой загрузки применён в устройстве "Микромерог-раф" [1,4], где в качестве дисперсионной среды используется газ. Применение для осаждения мелких частиц длинных осадительных колонн и цилиндров с воздухом в качестве дисперсионной среды позволяет достичь высокой точности измерений. Основное затруднение в этом приборе вызывает диспергирование порошка. В случае неполного диспергирования кривая распределения частиц по размерам сдвигается в сторону более крупных частиц. Кроме того, некоторое влияние на результаты анализа оказывают электростатические эффекты, в результате которых происходит электризация мелких частиц и налипание их на стенки осадительной камеры, что влечёт недоучёт мелких фракций.

С целью разрушения агрегатов в седиментометре [29] предлага-

ется использовать распылительное устройство, выполненное в виде двух спиральных трубопроводов, входные концы которых соединены с загрузочными карманами, а выходные сопла введены в смесительную камеру, где образуется "облако" взвешенных частиц, толщина которого сравнима с высотой осадительной камеры. То есть в данном случае нельзя слой считать достаточно тонким для создания условий одновременного начала седиментации всей массы частиц.

Проблема дезагрегации порошков при проведении анализа их фракционного состава весьма существенна, так как от её решения зависит точность проводимых измерений. Отсутствие надёжных способов разрушения агрегатов, образуемых вторичными частицами, приводит к сдвигу кривой распределения и, следовательно, к искажению дисперсного состава порошка. В [30] предлагается способ подготовки порошков к различным исследованиям путём воздействия на них электрическим полем коронного разряда напряжением 6000 В/см в течение пяти минут, в результате которого происходит дезагрегация агломератов, образованных вторичными частицами.

Один из способов создания монослоя предложен в [25]. Проба суспензии замораживается в виде ледяной пластинки и помещается на чистую поверхность дисперсионной жидкости. Однако разница температур жидкости и пластинки приводит к возникновению конвективных токов в суспензии, вызывающих локальные изменения её плотности. Кроме того, при замораживании порошка в ледяную пластинку возможны колебания толщины слоя частиц. При таянии пластинки часть частиц, расположенная на внутренней её поверхности, начнёт оседать, частицы же, находящиеся на её внешней стороне, будут ещё неподвижны. Таким образом, основной принцип метода – одновременный отрыв частиц от подложки в момент начала седиментации – будет нарушен.

Попытка организовать слоевое осаждение предпринята в устройстве [28]. В этом случае седиментационный объём разделён на две части затвором. В нижней части сосуда расположена чистая дисперсионная среда, в верхней – разведённая в дисперсионной жидкости проба материала. В начальный момент времени затвор отодвигается, после чего начинается седиментация из слоя. Однако использование затвора не является лучшим решением, так как при заливке суспензии в приёмную камеру сразу же начинается процесс осаждения, в результате которого частицы крупных размеров осядут на затвор и выпадут из дальнейшего хода анализа.

Известны попытки использования слоевого метода загрузки материала при нахождении распределения частиц по размерам с помощью

дисковой центрифуги [31]. При этом результаты сравнения L -метода, при котором исследуемая проба диспергируемого пигмента вносится в верхний слой раствора, и U -метода, когда центрифугированию подвергается равномерно перемешанная суспензия, говорят в пользу первого, так как он даёт интегральные кривые, сравнимые с эталонными, а U -метод ограничен из-за влияния турбулентности.

Таким образом, большинство седиментационных приборов, используя способ седиментации из объёма, не устраняет систематических ошибок, присущих этому методу: недоучёт крупных фракций в начальном момент осаднения и существенных погрешностей математической обработки кривых накопления, сводящейся к их графическому дифференцированию. Совершенствование аппаратов направлено в основном на сокращение времени анализа, автоматизацию обработки информации за счёт использования ЭВМ, устранение влияния подвесных тяг и других факторов, что не устраняет систематических ошибок метода.

Принципиально новый подход – использование слоевого метода седиментации – не находит широкого применения в практике, хотя попытки его реализации и предпринимаются [25–28]. Дальнейшее его развитие и распространение связано прежде всего с совершенствованием метода введения пробы на поверхность дисперсионной жидкости и разработкой новых приборов, устраняющих недостатки, присущие всем существующим до настоящего времени моделям.

В НИИ прикладной математики и механики при ТГУ разработан способ слоевой седиментации [32], позволяющий повысить точность измерений за счёт обеспечения условий одновременного начала седиментации и устранения образования конвективных потоков. Предлагаемый способ предусматривает создание монослоя частиц в верхней части седиментационного сосуда с помощью гигроскопической подложки, пропитанной жидкостью, снижающей поверхностное натяжение дисперсионной среды. На влажную подложку равномерным слоем напыляется дисперсная фаза, после чего подложка напылённой стороной помещается на поверхность чистой дисперсионной среды. Используемая для пропитывания подложки жидкость позволяет создать условия для одновременного отрыва всех частиц, а возникающая при взаимодействии обеих жидкостей мелкомасштабная турбулентность способствует дезагломерации твёрдой фазы.

Литература

1. Коузов П.А. Основы анализа дисперсного состава промышленных пы-

- лей и измельчённых материалов. Л.: Химия, 1974. 279 с.
2. Ходаков Г.С. Основные методы дисперсионного анализа порошков. М.: Изд-во литературы по строительству, 1968. 199 с.
 3. Фигуровский Н.А. Современные методы седиментометрического анализа суспензий и эмульсий. М., 1939. 198 с.
 4. Карелин В.А., Луцкий В.К. Методы и аппаратура для измерения размеров частиц. М.: ЦНИИцветметинформация, 1966. 94 с.
 5. Авдеев Н.А. Расчёт гранулометрических характеристик полидисперсных систем. Ростов-на-Дону, 1966. 56 с.
 6. Авдеев Н.А. Об аналитическом методе расчёта седиментометрического дисперсионного анализа. Ростов-на-Дону, 1964. 201 с.
 7. Цорупа Н.Н. Распределение диспергированной фазы по размерам частиц//Колл.журн., 1964. Т. 26. № I. С. 117-125.
 8. Petroll J. Rechnerischer Vergleich gebräuchlicher Korngrößenverteilungsfunktionen //Staub-Reinhalt - Luft, 1976. 36. N11. S. 448-452.
 9. Petroll J. Korngrößenverteilungsfunktionen für verschiedene Mengemarten //Staub-Reinhalt - Luft, 1979. 36. N3. S. 78-79.
 10. Veswanathan K., Mani B.P. A new particle size distribution // Ind. and Eng. Chem. Process Des. and Develop, 1982. v. 21. N4. p. 776-778.
 11. Smirnow S. Nutzenanwendungen für erweiterte Korngrößenverteilungsfunktionen //Aufber. - Techn., 1979. 20. N6. S. 316-328.
 12. Эдельман Л.И. О специфике гранулометрического состава некоторых порошков и ускоренный метод расчёта кривых распределения частиц по размерам (по кривым седиментации)//Информационные сообщения ВНИИНСМ, 1962. № 10. С. 94-104.
 13. Филиппов Л.К. Теория седиментометрического анализа//Докл. АН СССР, 1983. Т. 271. № I. С. 122-125.
 14. Keane J.M. Sedimentation: theory, equipment and methods // World Mining, 1979. v. 32. N43. p. 46-53.
 15. Глуз М.Д. К вопросу о гидродинамике перемешивания систем жидкость-твёрдое тело//Инж.физ.журн., 1983. Т. 45. № 2. С. 189-195.
 16. Selim M.S., Kothari A.C., Turian R.M. Sedimentation of multisized particles in concentrated suspensions //AIChE Journal, 1983. v. 29. N6. p. 1029-1038.
 17. Allen T., Baudet M.G. The Limits of gravitational sedimentation // Powder Technol., 1977. v. 18. N2. p. 131-138.

18. Кирсанов Ю.А., Осинина М.Ф., Слотина И.В. Методика оценки предельной массы осадка при седиментационном методе дисперсионного анализа порошков. Киров, 1983. II с. Рукопись представлена Кировск.политехн.ин-том. Деп. в ВИНТИ 10 марта 1984. № 1479-84.
19. А.с. 949423 (СССР). Способ седиментационного анализа дисперсных систем/А.Е.Ольгин, А.Ф.Шалайкин, М.Н.Бабекин, Ф.Г.Аржанов. Опубл. в Б.И., 1982. № 29.
20. Пат. 2658211 (ФРГ). Устройство для измерения скорости осаждения. Фрич ГМБХ. Опубл. Изобретения за рубежом, 1977. № 29.
21. Sedigraph - 500 E. Particle size analyser. Measure particle size distributions automatically quickly and accurdtely. - Рекл. просп.ф. Культроникс - Франс.
22. А.с. 693166 (СССР). Способ седиментационного анализа/В.Т.Будяков, В.В.Збаржевский, В.А.Любченко, Б.С.Фарбер. Опубл. в Б.И., 1979. № 39.
23. Коузов П.А., Скрыбина Л.Я. Методы определения физико-химических свойств промышленных пылей. Л.: Химия, 1983. С. 47-49.
24. Cohen S.A. A sedimentation balance for particle size analyses. - Instrument Particle, 1953, v.13, N 10, p. 1036-1041.
25. А.с. 339844 (СССР). Способ седиментационного анализа/В.Н.Несин, Е.И.Павловский. Опубл. в Б.И., 1972. № 17.
26. А.с. 746268 (СССР). Устройство для непрерывного анализа суспензий/В.А.Порозов, В.Я.Свинцов, С.Н.Андреев, И.Д.Мурашов. Опубл. в Б.И., 1980. № 25.
27. Пат. 4419879 (США). Устройство для измерения размеров частиц. Слубл. Р.Ж. Изобретения за рубежом, 1983. № 18.
28. А.с. 473085 (СССР). Устройство для определения концентрации твёрдых частиц по скорости осаждения в жидкости/П.В.Лобачёв, В.В.Егорушкин, Е.Г.Климашев и др. Опубл. в Б.И., 1975. № 21.
29. А.с. 254878 (СССР). Седиментатор/Н.М.Рудный, Р.Я.Нестерчук. Опубл. в Б.И., 1969. № 32.
30. А.с. 603883 (СССР). Способ подготовки проб для исследования свойств порошков/Н.К.Наремский, А.В.Денисов. Опубл. в Б.И., 1978. № 15.
31. Brugger K. The particle size determination of pigments with the disc centrifuge. - Powder Techol., 1976, v.13, N2, p. 215-221.
32. Заявка № 3789687/24-25. Способ седиментационного анализа/Н.Г.Квеско, Г.С.Ходаков, В.Н.Пачин, Н.К.Танков. 1985. Положительное решение.

ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ МАТЕРИАЛОВ В ПНЕВМОИМПУЛЬСНОМ АППАРАТЕ

В.Н.Пачин

Рассмотрим процесс помола многокомпонентной смеси материалов, имеющих различные физико-механические свойства, в пневмоимпульсном измельчителе, рабочий процесс которого характеризуется непрерывной сепарацией измельчённых до заданной крупности частиц, непрерывной циркуляцией измельчаемого материала в рабочем объёме аппарата и непрерывной подачей в аппарат исходного материала по мере его измельчения и сепарации. Устройство и принцип действия этого аппарата достаточно полно изложены в работах [1,2].

Содержание компонентов в исходной смеси определим их весовой концентрацией ε_{i0} ; кроме того, введём в рассмотрение коэффициенты K_i , характеризующие относительный выход из аппарата измельчённых i -тых компонентов, которые для упрощения дальнейших рассуждений будем полагать постоянными.

Очевидно, что при помоле смеси материалов мягкий компонент измельчается и выводится из аппарата более интенсивно, чем твёрдый. Поэтому концентрация компонентов в рабочем объёме аппарата будет изменяться в сторону повышения для более твёрдого материала. В этих условиях концентрация компонентов в продукте помола также изменяется и отлична от исходной.

Учитывая, что ε_{i0} постоянна и исходная смесь непрерывно поступает в аппарат, с течением времени концентрация компонентов в рабочем объёме аппарата достигает определённого постоянного значения, при котором концентрация компонентов в продукте помола становится равной исходной. Это состояние соответствует установившемуся режиму измельчения многокомпонентной смеси материалов. Концентрацию компонентов в рабочем объёме аппарата, соответствующую этому режиму, обозначим ε_{iy} .

Для режима поршневого ударного взаимодействия концентрация i -го компонента смеси, циркулирующей в рабочем объёме аппарата, после N -го акта измельчения определится выражением

$$\varepsilon_{i,N} = \varepsilon_{i,N-1} - K_i \varepsilon_{i,N-1} + \varepsilon_{i0} \sum_{j=1}^m K_j \varepsilon_{j,N-1} \quad (1)$$
$$(i = 1, 2, \dots, m),$$

где m — число компонентов в измельчаемой смеси материалов.

В силу вышеизложенного при достаточно большом N разности $\varepsilon_{i,N} - \varepsilon_{i,N-1} < \delta$, где δ — сколь угодно малая величина.

При $N \rightarrow \infty$ величина $\varepsilon_{i,N} - \varepsilon_{i,N-1} \rightarrow 0$ и для установившегося режима измельчения имеет место

$$K_i \varepsilon_{iy} = \varepsilon_{i0} \sum_{j=1}^m K_j \varepsilon_{jy} \quad (i = 1, 2, \dots, m). \quad (2)$$

Суммируя последнее выражение по всем компонентам и учитывая, что $\sum_{i=1}^m \varepsilon_{iy} = 1$, получим

$$\sum_{j=1}^m K_j \varepsilon_{jy} = \left(\sum_{i=1}^m \frac{\varepsilon_{i0}}{K_i} \right)^{-1}. \quad (3)$$

После подстановки этого соотношения в формулу (2), получим окончательное выражение для определения концентрации компонентов смеси, циркулирующей в рабочем объёме аппарата, для установившегося режима измельчения

$$\varepsilon_{iy} = \frac{\varepsilon_{i0}}{K_i \sum_{j=1}^m \frac{\varepsilon_{j0}}{K_j}} \quad (i = 1, 2, \dots, m). \quad (4)$$

Из последнего соотношения следует:

- в случае измельчения одного компонента

$$\varepsilon_{iy} = \frac{\varepsilon_{i0}}{K_i \cdot \frac{\varepsilon_{i0}}{K_i}} = 1,$$

что соответствует действительности;

- в случае измельчения двухкомпонентной смеси

$$\varepsilon_{iy} = \frac{K_2 \varepsilon_{i0}}{K_1 \varepsilon_{20} + K_2 \varepsilon_{i0}}.$$

Справедливость этого выражения подтверждена данными экспериментальных исследований в работе [3].

Проведённый анализ предполагал, как было отмечено, постоянство коэффициентов K_i . Это, в определённой мере (без учёта взаимного влияния компонентов), верно при условии постоянства характеристик измельчаемых материалов и рабочих параметров процессов измельчения и сепарации. Снимем это ограничение и рассмотрим влияние указанных факторов на величину K_i .

По определению величина K_i выражается соотношением

$$K_i = \frac{M_i}{\varepsilon_i M}, \quad (5)$$

где M_i - масса измельчённого за единичный акт помола и отсепа - рированного i -го компонента, кг; M - масса материала, участвующего в единичном акте помола, кг.

В работах [2,4] было показано, что для ряда материалов процесс пневмоимпульсного измельчения описывается законом Риттингера

$$e = R \cdot \Delta S, \quad (6)$$

где e - удельная энергия удара, дж/кг; ΔS - прирост удельной поверхности, $\text{м}^2/\text{кг}$; R - удельная работа, дж/м².

При поршневом режиме движения гетерогенной среды скорость удара U одинакова для всех компонентов и их удельная энергия удара определяется соотношением

$$e_i = \frac{U^2}{2} \quad (7)$$

С учётом выражений (6) и (7) прирост поверхности i -го компонента ΔS_i смеси за единичный акт измельчения составит

$$\Delta S_i = \frac{1}{2} M \varepsilon_i R_i^{-1} U^2 \quad (8)$$

При установившемся режиме работы аппарата измельчаемый материал сепарируется и выводится из аппарата. Величина поверхности частиц этого материала равна приросту поверхности за счёт измельчения. В случае известной функции распределения зернового состава $f(\delta)$ и граничного размера δ_{iq} сепарируемого i -го компонента, удельная поверхность последнего определяется выражением

$$S_{ip} = a \int_0^{\delta_{iq}} f(\delta) \delta^{-1} d\delta, \quad (9)$$

где a - параметр, характеризующий форму частиц.

Масса i -го компонента, измельчённого и выведенного из аппарата, будет равна

$$M_i = \frac{\Delta S_i}{S_{ip}} = \frac{M \varepsilon_i R_i^{-1} U^2}{2a \int_0^{\delta_{iq}} f(\delta) \delta^{-1} d\delta} \quad (10)$$

Подставляя выражение M_i в формулу (5), получим окончательное соотношение для определения K_i :

$$K_i = \frac{U^2}{2a R_i \int_0^{\delta_{iq}} f(\delta) \delta^{-1} d\delta} \quad (11)$$

Таким образом, при известных значениях исходных параметров соотношения (4) и (11) позволяют рассчитать концентрацию компонентов в рабочем объёме измельчителя, при которой процесс помола многокомпонентной смеси является установившимся.

Литература

1. Шваб В.А., Пачин В.Н., Курочкин В.Н., Губин Е.И. Исследование процессов движения и удара поршневой массы дисперсного материала применительно к условиям работы импульсного пневматического измельчителя//Методы гидроаэромеханики в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск:Изд-во Том.ун-та, 1977. С. 112-133.
2. Шваб В.А., Пачин В.Н. Исследование механизма и закономерностей измельчения материалов в импульсном измельчителе//Изв.СО АН СССР. Сер.хим.наук, 1979. Вып.4. С. 36-39.
3. К вопросу помола двухкомпонентной смеси материалов в пневмоимпульсном измельчителе/В.Н.Пачин, В.И.Верещагин, А.В.Лузин, В.Н.Загородин //Вопросы аэрогидродинамики и тепломассообмена. Томск:Изд-во Том. ун-та, 1986. С.55 - 60.
4. Ходаков Г.С. Физика измельчения. М.: Наука, 1972. 307 с.

ВЫБОР ПАРАМЕТРОВ РЕГУЛИРОВАНИЯ ГРАНИЦЫ РАЗДЕЛЕНИЯ В МНОГОСЕКЦИОННОМ КЛАССИФИКАТОРЕ

А.А.Ананьев

Возрастающий интерес современной промышленной технологии к воздушно-центробежным классификаторам (ВЦК) порошкообразных материалов, способным работать в химической, абразивной, металлургической промышленности и во многих других отраслях народного хозяйства требует дальнейшего совершенствования метода воздушно-центробежной классификации. Например, в ряде производств необходимо получение нескольких монофракций с достаточно узким диапазоном размеров частиц. В других отраслях народного хозяйства необходимо создавать полидисперсные порошкообразные материалы с заданным распределением частиц по размерам.

Одним из направлений решения данных задач является разработка многосекционных воздушно-центробежных классификаторов, которые проводят разделение порошков одновременно на ряд отдельных монофракций. Конструктивно наиболее удачной представляется компоновка многосекционного ВЦК с горизонтальной осью вращения [1], которая позволяет расположить одна за другой ряд секций с возможностью привода многосекционного ротора от одного электродвигателя. Такая возможность обеспечивает удобный вывод продуктов разделения

и позволяет создать многосекционный ВЦК на модульном принципе.

Для разработки такого аппарата была создана опытная модель ВЦК горизонтального типа (ВЦК-Г). Данная экспериментальная установка производит разделение порошков на две фракции, но отличается от предыдущих моделей воздушно-центробежных классификаторов тем, что позволяет варьировать большим числом параметров. В составленном из нескольких таких модулей, как ВЦК горизонтального типа, многосекционном классификаторе выбор требуемых границ разделения материала возможен не только способом, традиционным для ВЦК, — установкой необходимой скорости вращения ротора классификатора при заданном расходе несущей среды и открытием соответствующего числа штуцеров поддува воздуха, но и изменением геометрических параметров зоны сепарации, варьированием способов подачи в зону сепарации как самого порошка, так и воздушного потока.

Исследование установки ВЦК-Г даёт возможность проанализировать процессы, протекающие в многосекционном классификаторе, отработать способы установки различных границ разделения порошков при постоянных рабочих параметрах.

Конструкция аппарата ВЦК-Г (рис. I) позволяет изменять ширину и радиус зоны сепарации, устанавливая для канала зоны сепарации три варианта геометрического профиля: плоскопараллельный ($\varphi = I$), расширяющийся к центру вращения ротора классификатора ($\varphi = 1/r$), сужающийся к центру вращения профиль ($\varphi = r$). Исследуемый порошкообразный материал подаётся в зону сепарации как совместно с несущим газовым потоком посредством тангенциального ввода, так и отдельно через дозирующее устройство. Шесть симметрично расположенных сопел осуществляют вдув воздушной среды в зону сепарации. Поворотом этих сопел под углом к радиусу окружности, ограничивающей зону сепарации в пределах $0-90^\circ$, осуществляется варьирование окружной компоненты скорости пылегазового потока на входе в сепарационный элемент.

Программа экспериментальных исследований состояла из двух основных задач. Одна из них заключалась в исследовании аэродинамики зоны сепарации при различных режимно-геометрических параметрах ВЦК-Г, вторая — в исследовании самого процесса классификации порошкообразного материала в условиях известной при данных режимно-геометрических параметрах аэродинамики несущего гомогенного потока.

Исследования аэродинамики зоны сепарации включали экспериментальное изучение распределения окружной компоненты скорости

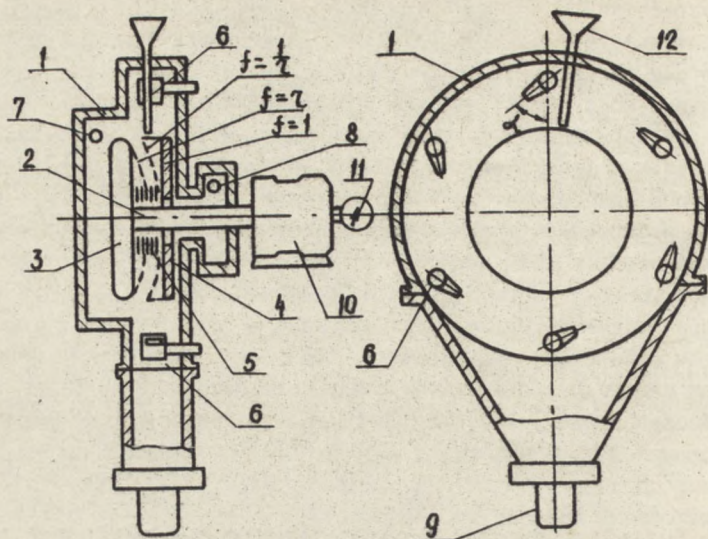


Рис.1. Блок сепарации ВЦК-Г: I – корпус; 2 – вал ротора; 3 – обтекатель ротора; 4 – профилированный или плоский диск; 5 – набор дисков ротора; 6 – сопла; 7 – тангенциальный ввод материала и воздуха; 8 – вывод мелкой фракции; 9 – бункер сбора крупной фракции; 10 – электропривод ротора; 11 – тахомер; 12 – дозирующее устройство

газа по ширине канала на входе в зону сепарации. Измерение окружной составляющей скорости гомогенного потока на входе в сепарационный элемент осуществлялось в соответствии с [3] Т-образным пневмометрическим датчиком скорости с использованием двух дифференциальных манометров с наклонной трубкой. Пневмометрический зонд с помощью координатного устройства перемещался по ширине зоны сепарации с шагом 2 мм. В каждой точке производился замер статического давления $P_{ст}$ и перепада давлений ΔP , по которым рассчитывались соответствующие значения окружной компоненты скорости газового потока V_{φ} на входе в сепарационный элемент. Окружная компонента скорости приводилась к безразмерному виду через масштаб ωR_0

$$\bar{V}_{\varphi} = \frac{V_{\varphi}}{\omega R_0} ,$$

где ω – угловая скорость вращения ротора классификатора; R_0 – радиус зоны сепарации на входе в канал.

Было установлено, что на распределение скоростей в ядре потока на входе в зону сепарации профиль канала сепарационного элемента и скорость его вращения не оказывают существенного влияния.

Окружная компонента скорости газового потока на входе в канал в основном зависит от угла поворота сопел (рис.2) и от расхода несущей среды (рис.3). Как видно из рис.2, максимальные

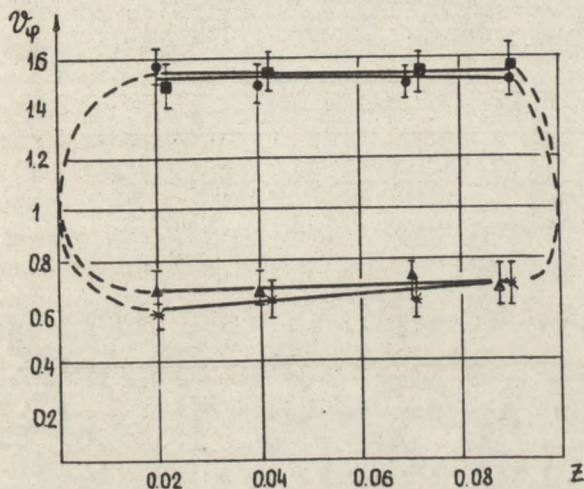


Рис.2. Распределение окружной компоненты скорости газового потока по ширине зоны сепарации при различных углах поворота сопел: ● – $\alpha = 15^\circ$; ■ – $\alpha = 30^\circ$; ▲ – $\alpha = 60^\circ$; * – $\alpha = 90^\circ$

значения окружной компоненты скорости газового потока достигались при изменении угла α поворота сопел в пределах $15-30^\circ$. Распределение V_ϕ на входе в канал приведено в виде её зависимости от Z – безразмерной оси координат, направленной по ширине зоны сепарации. Видно, что ядро потока опережает вращающиеся поверхности при углах поворота сопел 15 и 30° . Измерения на установке показали, что при повороте под углом 35° ось входного сечения сопла проходит касательно к внешнему радиусу зоны сепарации. Отставание ядра потока происходит почти всегда, когда угол α составляет

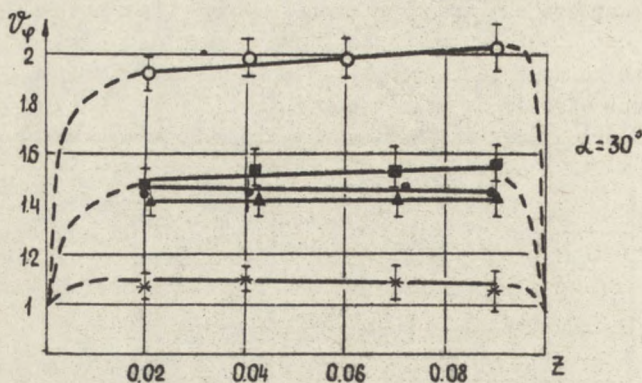


Рис.3. Зависимость окружной компоненты скорости газового потока на входе в зону сепарации от расхода несущей среды при различных профилях канала: * - $q = 8,3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$, $l = r$; $\blacksquare$ - $q = 1,14 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, $l = 1$; $\blacktriangle$ - $q = 1,14 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, $l = 1/r$; $\bullet$ - $q = 1,14 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, $l = r$; $\circ$ - $q = 1,69 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, $l = r$, $l = 1$, $l = 1/r$

60-90°. Исходя из граничных условий прилипания на стенки канала, окружная компонента скорости газового потока у стенки принята равной местной скорости вращения границ зоны сепарации, а радиальная - равной 0. Так как за масштаб выбрана величина ωR_0 , то на входе в сепарационный элемент на стенках канала окружная компонента скорости газа равна 1. Замена одного геометрического профиля зоны сепарации другим практически не влечёт за собой изменения окружной составляющей несущего потока на входном радиусе (см. рис.3).

В то же время, как будет показано ниже, профиль канала оказывает определённое влияние на процесс классификации порошков. Следовательно, так как внешние параметры классификатора ВЦК-Г не меняются (расход несущей воздушной среды, скорость вращения ротора классификатора, угол поворота сопел, начальная закрутка на входе в зону сепарации), по изменению эффективности процесса

классификации можно судить об изменении аэродинамики внутри зоны сепарации при различных профилях канала.

В основе экспериментальных исследований процесса воздушно-центробежной сепарации частиц лежит изучение гранулометрического состава исходного материала и продуктов классификации, построение кривых разделения, определение реально сложившейся границы разделения и эффективности классификации [2]. Традиционные методы определения гранулометрического состава порошков отличаются не только относительно невысокой точностью, но и достаточно трудоёмки, что значительно снижает продуктивность исследований. В связи с этим в настоящей работе применён метод пофракционного разделения, который заключается в том, что исходный полидисперсный материал (кварцевый песок) предварительно разбивался на отдельные монофракции: 0–40 мкм, 40–63 мкм, 63–80 мкм, 80–100 мкм, 100–160 мкм, а затем для каждого режима работы ВЦК-Г проводилась классификация этих монофракций. Обработка экспериментальных результатов заключалась в определении весовых выходов каждой монофракции в мелкий и крупный продукты классификации, построении по относительным выходам мелкого или крупного продуктов кривых разделения, по которым определялись граничный размер и эффективность классификации. Специально проведённые сравнительные испытания показали, что метод пофракционной классификации порошков обеспечивает построение кривой разделения, подобно той, что получена традиционным методом.

В результате исследований классификации отдельных монофракций кварцевого песка на аппарате ВЦК-Г установлено, что на процесс воздушно-центробежной классификации порошков существенное влияние оказывает геометрический профиль канала зоны сепарации

$f(r)$. Минимальная граница разделения при максимальном качестве получается при профиле канала $f = 1/r$.

На рис.5 представлены кривые разделения относительно крупного продукта, показывающие влияние начальной закрутки несущей среды на входе в сепарационный элемент U_0 на процесс классификации. Начальная закрутка определяется как отношение среднеинтегрального значения окружной скорости несущего потока на входе в сепарационный элемент к местной окружной скорости входного участка зоны сепарации (U/R_0). С увеличением U_0 граничный размер уменьшается, причём диапазон границ разделения составил для одного режима работы аппарата от 16 до 64 мкм.

Таким образом, в результате проведённых экспериментальных исследований классификатора ВЦК-Г может быть сделан вывод, что

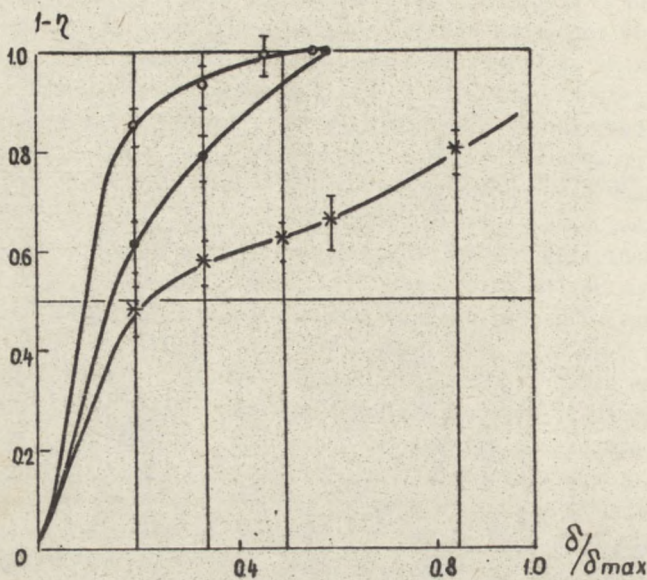


Рис. 4. Влияние профиля зоны сепарации на процесс воздушно-центробежной классификации: * - $f = r$;
● - $f = 1$; ○ - $f = 1/r$

при конструировании многосекционных ВЦК горизонтального типа с постоянной скоростью вращения во всех секциях регулирование гра -
ницы разделения в блоках сепарации наиболее эффективно осущест -
влять за счёт изменения начальной закрутки воздуха на входе в ка -
нал. Основным параметром формирования окружной скорости несущей
среды на входе в зону сепарации в многосекционном классификаторе
могут быть направляющие сопла или лопатки, устанавливаемые под
определённым углом к радиусу.

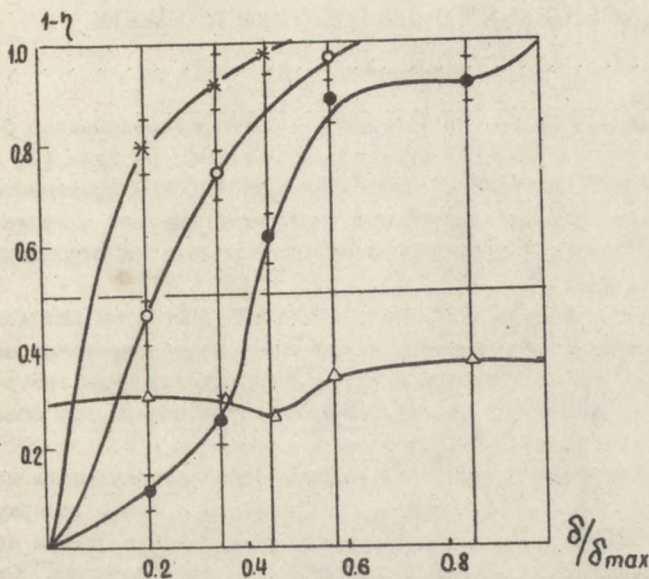


Рис. 5. Кривые разделения при различных параметрах U_0 :
● - $U_0 = 2,1$; ○ - $U_0 = 2,5$; * - $U_0 = 5,4$; Δ - $U_0 = 0$

Литература

1. А.с. 614830 (СССР). Воздушно-центробежный классификатор порошкообразных материалов/ В.А.Шваб, А.Т.Росляк, Д.А.Бирюков, П.Н.Зятиков. Опубл. в Б.И., 1978. № 26.
2. Шваб А.В., Зятиков П.Н., Росляк А.Т., Сосновский Н.Д. К вопросу определения эффективности процесса классификации дисперсных материалов. Томск, 1985. 25с. Рукопись представлена Том.ун-том. Деп. в ВИНТИ 11 янв. 1985, №344-85.
3. Пешехонов Н.Ф. Приборы для измерения давлений, температуры, направлений потоков в компрессорах. М.: Оборонгиз, 1962. 184с.

РЕЦИРКУЛЯЦИОННЫЕ ГАЗОВЫЕ ПОТОКИ И ПУТИ ИХ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ДЛЯ ИНТЕНСИФИКАЦИИ РАБОТЫ СЕПАРАЦИОННЫХ ЭЛЕМЕНТОВ ПНЕВМАТИЧЕСКИХ АППАРАТОВ ПОРОШКОВОЙ ТЕХНОЛОГИИ

А.А.Демиденко

Рециркуляционные газовые потоки являются разновидностью более широкого класса рециркуляционных материальных потоков [1].

Рециркуляционные газовые потоки находят широкое применение для интенсификации различных технологических процессов в теплоэнергетике, химической промышленности, промышленности строительных материалов и т.д.

Ограничимся рассмотрением рециркуляционных газовых потоков, имеющих рециркуляционный контур, исключающий контактирование потоков с внешней газовой средой (рис.1). Рециркуляционные газовые потоки являются замкнутым ответвлением части разомкнутого, основного газового потока.

Рециркуляционный контур представляет собой совокупность не проницаемых для газа поверхностей, между которыми течёт рециркулирующий газ. В общем случае рециркуляционные газовые потоки не изолированы и взаимодействуют с основными газовыми потоками. Однако существуют предельные случаи, когда рециркуляционные газовые потоки автономны,

$$Q_o = 0, \quad Q_p = 0.$$

Как видно из представленной схемы, посредством рециркуляции осуществляется перенос определённого количества газа из области основного потока, лежащей вниз по течению, в область, лежащую вверх по течению. Для реализации такого типа течений необходимо сообщить рециркулирующему газу определённое количество энергии, что и является функцией рециркулирующего устройства. Наиболее широко распространёнными типами рециркуляционных устройств являются пневматические (эжекторы, инжекторы, струйные компрессоры) и механические (вентиляторы, воздуходувки, турбокомпрессоры).

Проведённый анализ позволяет конкретизировать понятие рециркуляционных потоков применительно к рециркуляции газовой среды. Рециркуляционные газовые потоки – разновидность рециркуляционных материальных потоков, в которых осуществляется перенос определённого количества газа из области основного газового потока, лежащей вниз по течению, в область, лежащую вверх по течению, причём перенос осуществляется посредством рециркуляционного устройства, включённого в рециркуляционный контур, исключающий контактирование

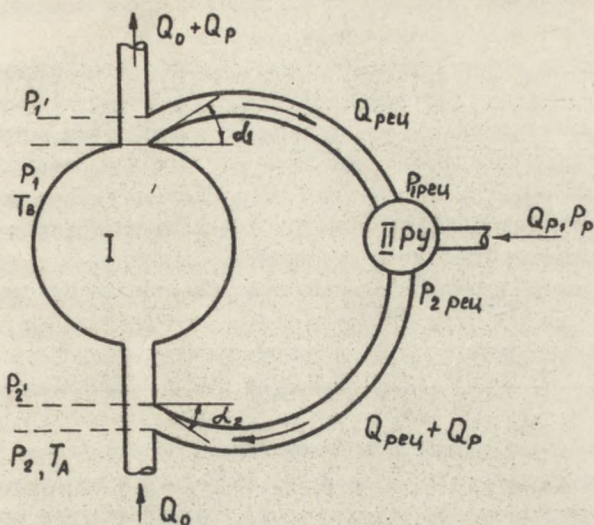


Рис. 1. Схема реализации рециркуляционного газового потока (РП): Q_o, Q_{rec} — объемные расходы основного и рециркуляционного потоков; Q_p, P_p — объемный расход и статическое давление эжектирующего потока; $P_{1,2 rec}$ — статические давления на входе и выходе эжектора; P_1', P_2' — статические давления газа в соответствующих сечениях; $\alpha_{1,2}$ — углы слияния и разделения потоков; T_A и T_B — температура потоков, зона I — рабочая, в которой реализуются сепарационные процессы

рециркулирующего газа с внешней газовой средой.

Процессы взаимодействия потоков в зоне I, наряду с режимно — геометрическими характеристиками остальных участков рециркуляционного контура, определяют результирующие параметры рециркуляционного и основного потоков.

В зоне I, ограниченной сечениями 2 и I, осуществляется процесс обмена количеством движения и энергией между потоками. При уменьшении величины Q_o величина Q_{rec} возрастает. Вызвано это тем, что уменьшение величины Q_o определяется снижением движущего перепада давления, приложенного к граничным сечениям зоны I. В свою очередь, указанный перепад давления является составляющим перепада давления всего рециркуляционного контура, который преодолевает ре-

циркуляционное устройство. И наоборот, если Q_0 увеличивается, то величина $Q_{\text{рвч}}$ уменьшается вплоть до полного исчезновения, наступают критические условия взаимодействия потоков.

Для расчёта рабочих параметров потоков с учётом режимно-геометрических характеристик элементов рециркуляционного контура необходимо математически описать процесс взаимодействия потоков в зоне I. Учёт процесса взаимодействия позволяет осуществлять контроль гидромеханической обстановки в зоне I путём выбора соответствующих параметров рециркуляционного и основного потоков, прогнозировать достижение критических условий.

На рабочие параметры основного газового потока влияет величина $P_2 - P_1'$, где P_1' складывается в процессе разделения потоков. Соответственно на рабочие параметры рециркулирующего газа влияет величина $P_2' - P_1$, где P_2' формируется в процессе слияния потоков.

В общем случае процессы взаимодействия потоков имеют практически неограниченное число вариантов реализации и не существует какой-либо общей математической модели, описывающей эти процессы. Только в частных, простейших случаях возможно математически описать процесс взаимодействия. Рассмотрим один из случаев в гидравлической постановке. При этом используем результаты, полученные в гидравлике переменной массы [2].

Схема слияния

потоков, текущих по трубопроводам А и В, полностью моделирует процесс слияния на входе в зону I. Для данной схемы слияния известно [2], что параметры потоков до слияния и после связаны соотношением (I), где параметры с индексом 2' относятся к сечению 2' после слияния и выравнивания параметров потоков, а с индексом 0 — к сечению 0 до слияния.

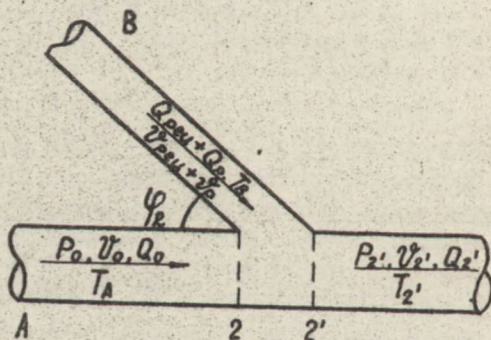


Рис. 2. Схема, моделирующая процесс слияния РП и ОП: А и В — трубопроводы основного и рециркуляционного потоков

С учётом обозначений, представленных на рис. 2, запишем

$$\frac{y_0}{g} \left[V_{2'}^2 - V_0^2 - \frac{(Q_{pec} + Q_p)}{w} (V_{pec} + V_p) \right] \cdot \cos d_2 = \\ = \frac{\rho_0 - \rho_{2'}}{\gamma} \left(1 - \frac{\Omega}{w} \cos d_2 \cdot \sin d_2 \right), \quad (I)$$

где y_0 – корректив, учитывающий неравномерность распределения скоростей по живому сечению в зоне соприкосновения потоков; Ω и w – площади сечений патрубков В и А; $d_{1,2}$ – углы между осями потоков в трубопроводах В и А.

Из (I) можно получить значение давления на входе в зону I

$$p_{2'} = \frac{\frac{y_0 \gamma}{g} \left[V_{2'}^2 - V_0^2 - \frac{(Q_{pec} + Q_p)}{w} (V_{pec} + V_p) \right] \cos d_2}{1 + \frac{\Omega}{w} \cos d_2 \cdot \sin d_2} + p_0. \quad (2)$$

Аналогично для разделения потоков давление $p_{1'}$ запишется

$$p_{1'} = \frac{-\frac{y_0 \gamma}{g} \left[V_{1'}^2 - V_1^2 + \frac{Q_{pec}}{w} \cdot V_{pec} \right] \cos d_1}{1 + \frac{\Omega}{w} \cos d_1 \cdot \sin d_1} + p_1. \quad (3)$$

Если процессы, протекающие в зоне I и других элементах рециркуляционного контура, адиабатичны, а температуры T_A и T_B различны, то граничное условие для температуры смешанного потока $T_{2'}$ определяется с использованием закона Рихмана [3].

$$C_A \rho_A Q_0 (T_A - T_{2'}) = C_B \rho_B (Q_{pec} + Q_p) (T_{2'} - T_B), \quad (4)$$

где C_A, C_B, ρ_A, ρ_B – удельные теплоёмкости и плотности газа. Если потоки имеют одинаковые удельные теплоёмкости, то

$$T_{2'} = \frac{\rho_B (Q_{pec} + Q_p) T_B + \rho_A Q_0 T_A}{\rho_B (Q_{pec} + Q_p) + \rho_A Q_0}. \quad (5)$$

Таким образом, для частного случая получены выражения для $p_{2'}$, $p_{1'}$, $T_{2'}$, с помощью которых может быть описан процесс взаимодействия потоков и найдены непосредственно рабочие параметры рециркуляционного и основного газовых потоков. Для этого уравнение (2) должно решаться с уравнениями гидромеханики, описывающими процессы в зоне I. В общем случае уравнения гидромеханики записываются в виде

$$\operatorname{div} (\rho \vec{V}) = 0;$$

$$\rho \frac{d\vec{V}}{dt} = \text{grad} \left(P + \frac{2}{3} \mu \text{div} \vec{V} \right) + 2 \text{Div}(\mu \cdot \vec{S});$$

$$\text{div} [\rho \vec{V} (\bar{h} + \frac{V^2}{2})] = \rho \frac{d}{dt} \left(\frac{P}{\rho} \right) + 2 \text{Div}(\mu \cdot \vec{V} \cdot \vec{S}) - \text{div} [(P + \frac{2}{3} \mu \text{div} \vec{V}) \vec{V}], \quad (6)$$

где $\vec{V}$ – вектор скорости газа; P – гидростатическое давление; μ – динамическая вязкость газа; $\bar{h}$ – энтальпия газа; $\vec{S}$ – единичный тензор.

Наряду с граничными условиями типа (2), (3) задаются граничные условия теплообмена.

Расчёт рабочих параметров рециркуляционного и основного потоков целесообразно вести по итерационной методике. Запишем закон сохранения энергии для рециркуляционного контура в случае нескимаемого газа $\rho = \text{const}$

$$\Delta P_{\text{рец}} = \Delta P_I + \sum_{i=1}^n \xi_i \rho_i \frac{(V_p + V_{\text{рец}})_i^2}{2}, \quad (7)$$

где $\Delta P_{\text{рец}}$ – напор, развиваемый рециркуляционным устройством; ξ_i – коэффициент гидравлического сопротивления i -го участка контура; $(V_p + V_{\text{рец}})_i$ – характерная скорость на i -м участке; $\Delta P_I = P_2 - P_1$ – величина потери давления в зоне I. Выражение (7) преобразуем к виду

$$\Delta P_{\text{рец}} = \Delta P_I + \sum_{i=1}^n \xi_i \rho_i \frac{(Q_p + Q_{\text{рец}})^2}{2 S_i^2}, \quad (8)$$

где S_i – площадь характерного сечения i -го участка.

Из (8) определяются критические условия, при $Q_{\text{рец}} = 0$

$$\Delta P_{\text{рец}} = \Delta P_I + \sum_{i=1}^n \xi_i \rho_i \frac{Q_p^2}{2 S_i^2}, \quad (9)$$

где ΔP_{I0} – перепад давления в зоне I при $Q_{\text{рец}} = 0$. Если критические условия (9) нарушаются, то возможны следующие случаи закрывающего течения:

$$\Delta P_{I00} < \Delta P_{\text{рец}} < \Delta P_{I0} + \sum_{i=1}^n \xi_i \rho_i \frac{Q_p^2}{2 S_i^2}, \quad \text{т.е. (10)}$$

реализуется течение, подобное течению в газовом тройнике, где ΔP_{I00} – перепад давления в зоне I. При $Q_p = 0$ и $Q_{\text{рец}} = 0$ (рис.3) и при

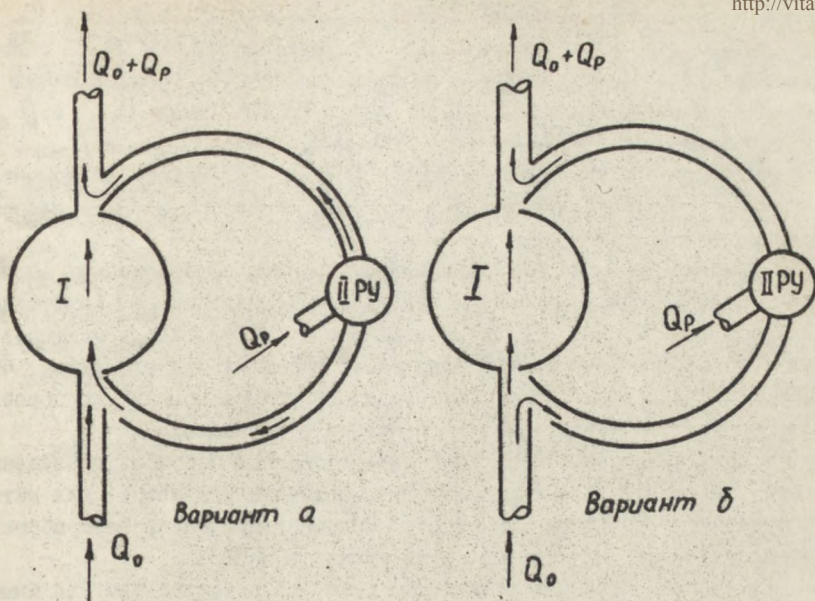


Рис.3. Случай закритического режима течения ОГП:
а – аналогичный течению в тройнике; б – аналогичный
в байпасном отводе

$$\Delta P_{\text{pec}} < \Delta P_{\text{Ioo}} \quad (\text{II})$$

наблюдается однонаправленное разветвлённое течение, аналогичное течению в байпасном отводе.

Для нахождения рабочих параметров рециркуляционного и основного газовых потоков необходимо решать уравнения типа (6) совместно с граничными условиями, аналогичными (2) и (3) и балансовым уравнением (8). Наиболее рационален итерационный метод решения. В качестве нулевого приближения полагаем, что $P_2' = P_2$ и $P_1' = P_1$ и через зону I течёт лишь основной газовый поток. Решая уравнение (6), определяем в зоне I гидродинамические параметры и, следовательно, величину Q_{00} . Задавшись величиной Q_{00} и зная расходно-напорную характеристику эжектора, т.е. ΔP_{pec} , проверяем критические условия (9)–(II). Если эти условия не достигаются, то по (8) определяем величину $Q_{\text{pec},0}$. Зная $Q_{\text{pec},0}$, уточняем по из-

вестной расходно-напорной характеристике эжектора величину $P_{\text{рец.}0}$. По $P_{\text{рец.}0}$ и $Q_{\text{рец.}0}$, используя (2) и (3), находим $P_{2'1}$ и $P_{1'1}$. Используя уточнённые граничные условия для зоны I, решаем снова уравнения (6) и получаем Q_{01} и P_{11} . По (8), имея P_{11} и Q_{01} , определяем $Q_{\text{рец.}1}$. Снова уточняем $P_{\text{рец.}1}$. Имея $Q_{\text{рец.}1}$ и $P_{\text{рец.}1}$, находим во втором приближении $P_{2'2}$ и $P_{1'2}$ и т.д. вплоть до момента, пока $|Q_{0i} - Q_{0,i-1}| < \Delta_1$ и $|Q_{\text{рец.}i} - Q_{\text{рец.}i-1}| < \Delta_2$, где Δ_1 и Δ_2 — наперёд заданные малые величины.

Традиционно низкая эффективность работы сепарационных элементов пневматических аппаратов порошковой технологии [4] (пылеотделителей центробежного типа, инерционных пневмокласификаторов) усугубляется переменностью газовой нагрузки на эти элементы, что обусловлено особенностями реализации гидромеханических процессов переработки порошкообразных материалов в аппаратах.

Анализ основных свойств рециркуляционных потоков, проведенный выше, позволяет целенаправленно использовать эти потоки для интенсификации сепарационных и некоторых других процессов переработки порошкообразных материалов, реализуемых в ПАПП.

Свойство переноса количества газа, обладающего тем или иным количеством движения, из области, лежащей вниз по течению основного потока, в область, лежащую вверх по потоку, используется:

- для организации рециркуляционного газового отсоса из пылеприёмных циклонов;
- для пневмотранспортирования условленного материала в заданную область зоны I;
- для повышения текучести порошкообразного материала, находящегося в зоне I в плотном слое, путём создания азрационного поддува, за счёт рециркуляционного газа;
- для осуществления запрограммированного ввода малых количеств мелкодисперсных порошков, газообразных добавок и диспергированных жидкостей в зону I.

Обратная зависимость величины $Q_{\text{рец}}$ от величины Q_0 , обусловленная падением напорно-расходной характеристики рециркуляционного устройства при возрастании гидравлического сопротивления зоны I за счёт увеличения расхода, используется:

- для стабилизации газовой нагрузки на сепарационные элементы как при перенастройке режима работы аппарата на другой расход, так и при нестационарных газовых нагрузках;
- для снижения газовой нагрузки на сепарационные элементы, путём создания интенсивного рециркуляционного потока через зону переработки порошкообразного материала в аппарате;

- для организации замкнутых по газу-энергоносителю процессов переработки порошкообразных материалов.

Литература

1. Нагиев М.Ф. Теория рециркуляции и повышения оптимальности химических процессов. М.: Химия, 1970. 317 с.
2. Петров Г.А. Гидравлика переменной массы. Харьков: Изд-во Харьк. ун-та, 1964. 224 с.
3. Справочник по физике /Под ред. Х.Кухлинга. М.: Мир, 1982. 519 с.
4. Шваб В.А. Аэромеханические методы в технологии производства порошковой продукции. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. 160 с.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ДИСПЕРСНОГО МАТЕРИАЛА ПО ВЫСОТЕ СЕПАРАЦИОННОЙ КАМЕРЫ ВОЗДУШНО - ЦЕНТРОБЕЖНОГО КЛАССИФИКАТОРА

А.И.Черников, А.Т.Росляк

Повышение эффективности работы воздушно-центробежных классификаторов (ВЦК) с вращающейся зоной сепарации [1] прямым образом связано с исследованием движения гетерогенного потока, в частности, движения частиц дисперсного материала в объеме сепарационной камеры. В этом смысле представляет интерес изучение распределения дисперсного материала по высоте камеры ВЦК.

В работе приведены результаты экспериментальных исследований распределения дисперсного материала по высоте сепарационной камеры ВЦК с раздельной подачей в камеру дисперсного материала и воздушного потока (рис.1). Принцип действия ВЦК данной конструкции отличается вводом дисперсного материала в уже сформированный поток рабочей среды, что исключает влияние подачи исходного материала на качество продуктов разделения.

Для определения распределения дисперсного материала по высоте сепарационной камеры использовались ловушки-пробоотборники объемом 1 см^3 с отборными отверстиями $2 \times 5 \text{ мм}$, установленные равномерно по высоте камеры на выходах крупной (сечение ММ) и мелкой (сечение N/N) фракций (см.рис.1).

Эксперименты проводились на кварцевом песке со средневесовым размером частиц 160 мкм . Исходный материал классифицировался на крупную и мелкую фракции, причём скорость вращения ротора ω изменялась в опытах от 0 до 30 1/с , что соответствовало изменению

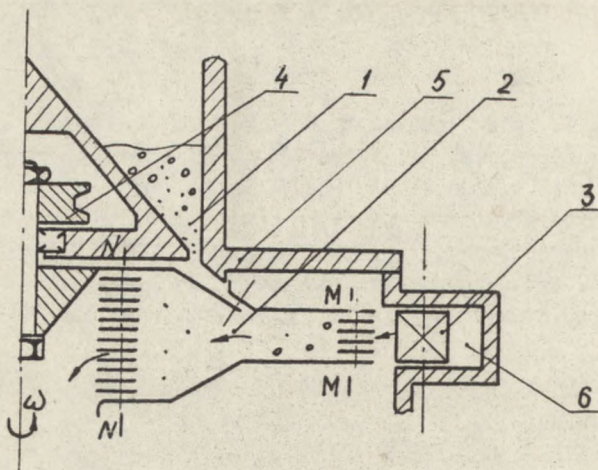


Рис. 1. Схема расположения рабочих элементов ВЦК с разделной подачей в сепарационную камеру дисперсного материала и воздушного потока: 1 – питатель; 2 – сепарационная камера; 3 – направляющие лопатки; 4 – привод ротора; 5 – корпус ВЦК; 6 – воздухо-распределитель

границы разделения от 200 до 50 мкм. После каждого опыта содержимое ловушек извлекалось и взвешивалось на электромеханических весах типа ВЛЭ-200 с точностью до $\pm 0,5$ мг. Для оценки размеров частиц, собранных в ловушках, проводился микроскопический анализ отобранных проб.

На рис. 2 показаны распределения относительной массы частиц по высоте сепарационной камеры на выходах мелкой и крупной фракций при различных режимах разделения.

Как видно из графиков, распределение дисперсного материала по высоте сепарационной камеры существенно неравномерно. Основная масса материала сосредоточивается вдоль нижней стенки камеры и резко уменьшается по высоте. Особенно это заметно для частиц мелкой фракции. Кроме того, микроскопический анализ отобранных проб показал неоднородность по высоте дисперсного состава мелкой и крупной фракций (рис. 3), причём засорение мелкой фракции происходит в основном в пристенной зоне нижней стенки камеры.

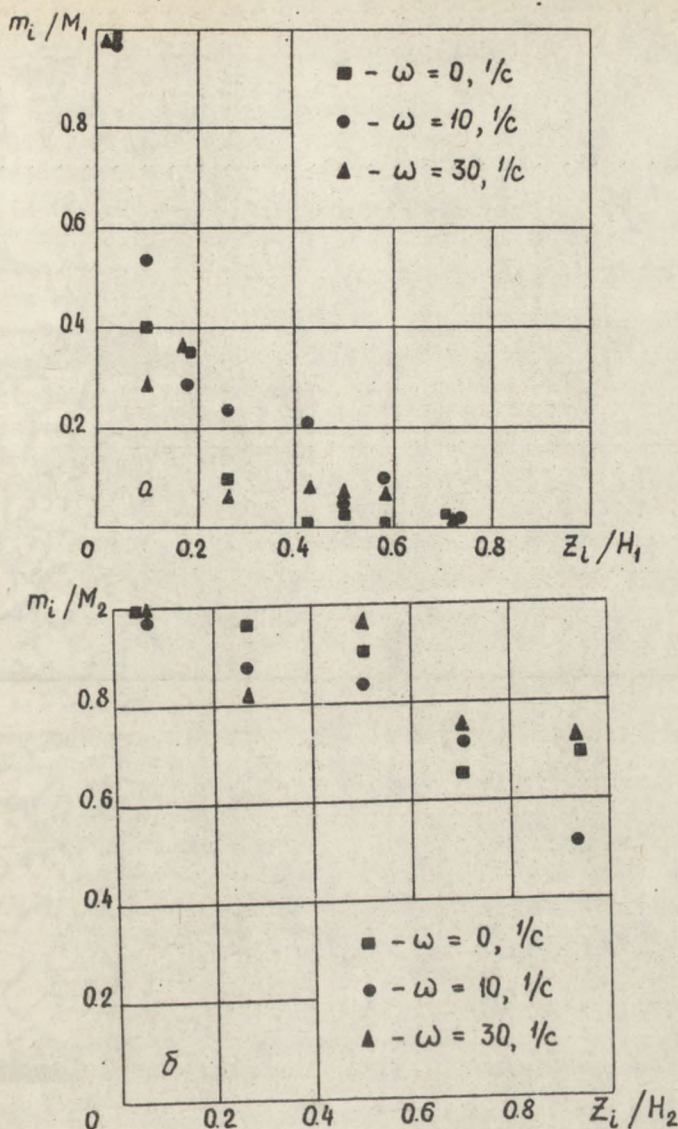
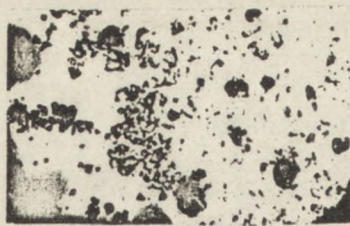
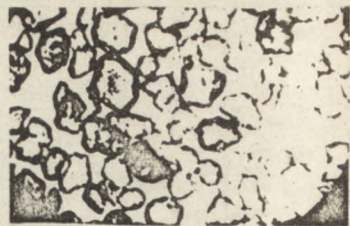


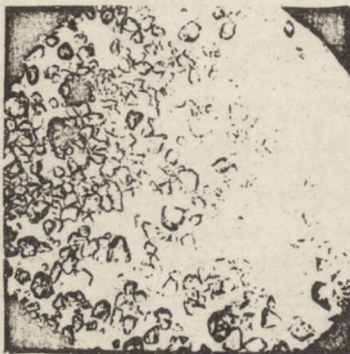
Рис. 2. Распределение относительной массы частиц по высоте сепарационной камеры на выходах мелкой (а) и крупной (б) фракций: M_1 , M_2 - максимальный вес материала в одной ловушке мелкой и крупной фракции; H_1, H_2 - высота сепарационной камеры на выходах мелкой и крупной фракций



$$Z_i/H_1 = 0.50$$



$$Z_i/H_2 = 0.93$$



$$Z_i/H_1 = 0.18$$



$$Z_i/H_2 = 0.50$$



$$Z_i/H_1 = 0.03$$

a



$$Z_i/H_2 = 0.07$$

b

Рис. 3. Типичная картина распределения дисперсного состава мелкой (а) и крупной (б) фракций по высоте сепарационной камеры: Z_i - текущая ордината

Наблюдаемая асимметрия распределения дисперсного материала по высоте объясняется по-видимому, влиянием на гетерогенный поток в реально складывающихся условиях эксплуатации ВЦК сил тяжести, а также наличием в сепарационной камере одностороннего центрального стока воздушного потока.

Таким образом, проведённые исследования показали наличие существенной неравномерности распределения дисперсного материала по высоте сепарационной камеры ВЦК, приводящей к снижению эффективности классификации.

Этот факт необходимо учитывать при теоретических расчётах движения гетерогенных потоков применительно к процессам воздушно-центробежной классификации порошков [2]. Кроме того, при проектировании реальных моделей ВЦК необходимо предусматривать специальные меры по увеличению равномерности гетерогенного потока в объёме сепарационной камеры или создавать дополнительные условия для сепарации крупной и мелкой фракций в нижней пристенной части камеры.

Литература

1. Росляк А.Т., Зятиков П.Н. Систематизация и сравнительный анализ методов воздушно-центробежной классификации порошков // Методы аэродинамики и тепломассообмена в технологических процессах. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1984. С. 64-72.
2. Шияев М.И. Гидродинамическая теория ротационных сепараторов. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1983. 232 с.

ИССЛЕДОВАНИЕ ГРАДУЛИРОВАНИЯ ТОНКОДИСПЕРСНЫХ КАТАЛИЗАТОРНЫХ ЧАСТИЦ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

С.А.Бабенко, О.К.Мордвинова

Получение достаточно прочных гранул из тонкодисперсных частиц суспензий позволит интенсифицировать процессы разделения жидких неоднородных систем и упростить технологию мелкосферических продуктов, в том числе получение мелкой сферы катализатора методом градулирования в жидкой среде (процесс ГЖС) [1].

Мелкосферические катализаторы, используемые в кипящем слое, должны обладать не только высокой активностью и селективностью, но также оптимальными гидродинамическими характеристиками, которые обусловлены размером, формой и плотностью зёрен катализатора.

В ряде работ [2-5] установлено, что на размер и форму гранул влияет несколько факторов: интенсивность и тип перемешивания, концентрация твёрдых частиц, нагрузка на аппарат, размер частиц порошка, количество связующей жидкости, смачиваемость порошков и др.

Настоящая работа посвящена исследованию процесса регулирования крупности и пористости мелкой сферы, а также изучению сферичности гранул, полученных методом ГЖС из различных катализаторных порошков. Было выяснено влияние крупности исходных частиц на выход целевой фракции мелкой сферы.

Исходный порошок катализатора, состоящий из окислов Fe, Ni, Co, Bi, Mo, Si (проба №1), путём ситовой классификации делился на ряд узких фракций, которые являлись исходным материалом для получения мелкой сферы. Для различных фракций катализатора суммарный объём пор, определяемый по адсорбции паров бензола, изменяется незначительно (табл. I).

Таблица I

Суммарный объём пор отдельных фракций катализатора

Класс, мкм	$\Sigma V_p, \text{см}^3/\text{г}$
- 100 + 80	0,250
- 80 + 75	0,255
- 75 + 40	0,260
- 40	0,266

Мелкосферические гранулы катализатора размером от 0,25 до 1,0 мм были получены из каждой узкой фракции порошка при одинаковом режиме гранулирования. Выход гранул различной крупности представлен в таблице 2, из которой видно, что чем меньше исходные частицы катализатора, тем крупнее получаются гранулы.

Таблица 2

Выход гранул катализатора, полученных из частиц различного фракционного состава

Размер гранул, мкм	Выход гранул, %			
	Размер исходных частиц, мкм			
	- 40	-75 + 40	-80 + 75	-100 + 80
-1,00+0,75	40,0	23,8	9,0	-
-0,75+0,50	11,8	8,7	8,0	-
-0,50+0,25	16,7	19,6	41,8	72,4
-0,25	31,5	47,9	41,3	27,6

Суммарный объём пор гранул диаметром 0,25–0,5 мм, полученных из частиц различного фракционного состава, показан в табл. 3.

Таблица 3

Полученные данные можно объяснить следующим образом. Согласно физической модели процесса ГЖС [6] образования агрегатов и гранул складывается из следующих этапов:

- диспергирование связующей жидкости на отдельные капли;
- сближение твёрдых частиц с каплями;
- проникновение твёрдых частиц в каплю.

Так как поверхность твёрдых частиц обладает анизотропными свойствами, проявляющимися в различной смачиваемости отдельных участков поверхности жидкой средой, то твёрдые частицы приносятся в каплю связующей жидкости определённое количество жидкой среды (аполярной жидкости). Поскольку мелкие частицы обладают большей удельной поверхностью, то они вносят больше аполярной жидкости, и тем самым увеличивают суммарный объём пор в грануле.

В процессе получения мелкосферических катализаторов методом ГЖС немаловажную роль играет форма гранул, т.к. гранулированный катализатор применяют в процессах с кипящим слоем. Для уменьшения гидравлического сопротивления в слое необходимо, чтобы гранулы были идеально сферическими.

В работе исследована сферичность различных гранул катализатора, полученных методом ГЖС, и определены коэффициент и фактор формы [7] (табл.4).

Таблица 4

Сферичность гранул катализатора

Проба катализатора	Фактор формы	Коэффициент формы
№ 1	0,972	1,056
№ 2	0,967	1,066
№ 3	0,964	1,068

Для сравнения были взяты пробы катализатора №1,2,3. Проба №2 состоит из окислов Zn и Cu , а проба №3 из окислов Cu , Al , Zn .

Таким образом, как показали результаты исследований, фактор формы близок

к единице, т.е. процесс гранулирования в жидкой среде позволяет получить практически идеально сферические гранулы катализатора. Полученные данные позволяют сделать вывод, что чем меньше фракционный состав катализаторного порошка, тем крупнее получаются гранулы при прочих равных условиях гранулирования, и чем крупнее исходные частицы, тем меньше суммарный объем пор в гранулах одного размера.

Литература

1. Бабенко С.А., Мордвинова О.К. Получение мелкосферического катализатора методом гранулирования из суспензий // Тезисы докладов Всесоюзного Сопевдания по научным основам приготовления катализаторов. Новосибирск, 1983. С.169-170.
2. Bemer G.G., Zuiderweg F.J. Growth regimes in the spherical agglomeration process. — *Fine Particles process. Proc. Int. Symp., Las Vegas, Nev., 1980*, p. 1524-1546
3. Siriganni et al. Resent experience with spherical agglomeration process. — *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1969, v.47, N2, p. 166-170.
4. Kawashima Yoshiaki, Capes G.E. Some experiments on the effect of contact angle in agglomeration from liquids. — *Ind. and Eng. Chem. Fundam.*, 1980, N3, p. 312-314.
5. Capes G.E. et al. Formation of spheres from finely divided solids in liquid suspension. — *Ind. and Eng. Chem. Process Design and Development*, 1967, v.6, N1, p. 146-154.
6. Бабенко С.А., Мордвинова О.К. Поверхностные явления в процессе гранулирования тонкодисперсных частиц суспензий // Тезисы докладов Всесоюзной научной конференции 16-18 мая 1984 года "Процессы и оборудование для гранулирования продуктов микробиологического синтеза". Тамбов, 1984. С.16.
7. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973. С.100-110.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ ПРИ ДВИЖЕНИИ ЧАСТИЦ В ПНЕВМАТИЧЕСКОМ ЦИРКУЛЯЦИОННОМ СМЕСИТЕЛЕ (ПЦС)

Ю.А.Бирюков, Л.Н.Богданов, В.П.Дорогин

В настоящее время структура потоков при движении насыпного слоя изучена недостаточно и исследована в основном для процесса истечения материалов из бункеров при их разгрузке [1]. Движение насыпного слоя в ПЦС во многом подобно движению при свободном истечении через отверстие, что позволило применить уже известные результаты [2] для приближённого расчёта процесса смешения с помощью моделирования на ЭВМ и получить область оптимальных значений t_{max}/t_{min} и вид кривой распределения времени пребывания частиц.

Однако дальнейшее повышение эффективности ПЦС за счёт оптимизации распределения времени пребывания возможно при наличии полной информации о взаимодействии газовой струи с окружающим материалом, а именно о характере распределения скорости движения частиц в конической части аппарата. Кроме того, результаты исследования этого вопроса также позволят прояснить физическую картину процесса пневмотранспорта частиц в ПЦС. В этой связи для экспериментального изучения структуры потоков частиц в ПЦС были разработаны "плоские" модели смесителя (рис. 1), позволяющие исследовать визуально и с помощью фотосъёмки структуру потоков в приёмной камере, транспортной трубе и насыпном слое при различных режимно-геометрических параметрах. При конструкторской проработке установок были учтены технические возможности фотоаппаратуры. Движение частиц в насыпном слое происходит при скоростях, меньших 10^{-1} м/с, поэтому фотосъёмка проводилась в отражённом свете и при сравнительно большом времени экспозиции ($t = 4 \cdot 10^5 - 8 \cdot 10^5$ мс). Это позволило получить движение частиц на фотоснимке в виде треков и иметь информацию о линиях тока и скорости частиц при движении в насыпном слое. Данная модель представляет собой разрезанный по диаметальному сечению ПЦС (рис. 1, а). Однако при съёмке в отражённом свете невозможно получить чёткие границы треков частиц, движущихся в транспортной трубе со скоростью 5–20 м/с.

Для реализации этой задачи использовалась "монослойная плоская" модель ПЦС (рис. 1, б) с толщиной насыпного слоя 30 мм, что позволяло проводить фотосъёмку частиц в трубе в проходящем свете. Обе модели были выполнены прозрачными, что обеспечило возможность наблюдения и фотосъёмки любых областей ПЦС.

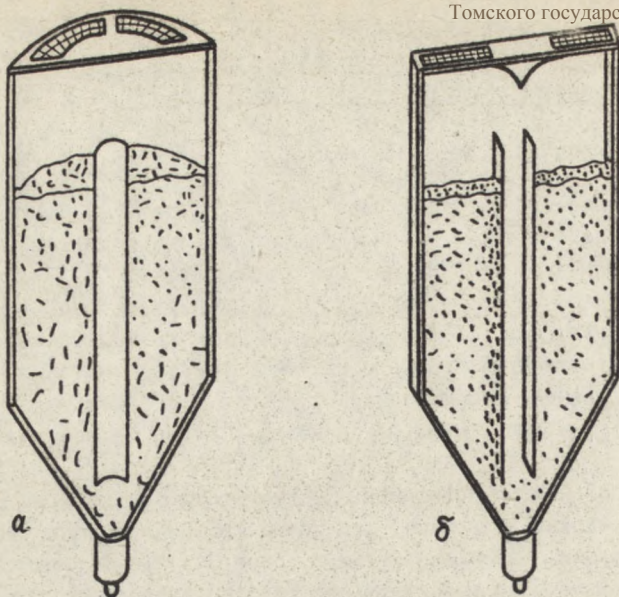


Рис. 1. "Плоские" модели ПДС: а - полуцилиндрическая;
б - монослойная

Перед проведением основных экспериментов предварительно были определены и согласованы области значений режимно-геометрических параметров ПДС и светотехнические средства, обеспечивающие качественную фотосъемку. С помощью электронно-счётного частотомера было определено среднее время экспозиции и её дисперсия. Различие времени экспозиции при одной и той же выдержке на результаты измерений не влияло, так как изучалась качественная картина движения частиц. При исследовании варьировались следующие параметры: расход газа - G_r , длина свободной струи - l_c , скорость истечения газа из сопла U_c . По результатам измерений длин треков частиц определялась структура потоков в основных областях движения частиц.

На рис. 2а, б и 3 представлены картины движения частиц в слое и трубе (для слоя показаны кривые распределения скорости по радиусу аппарата).

Как видно из рис. 2, а, б, распределение скорости в цилиндрической части отсутствует ($U = f(r) = \text{const}$), что согласуется с известными результатами, полученными на зернистых материалах [3]. В конусе же существуют две области, явно отличающиеся по скорости, причём в самих областях распределение скорости незначительно, а ос-

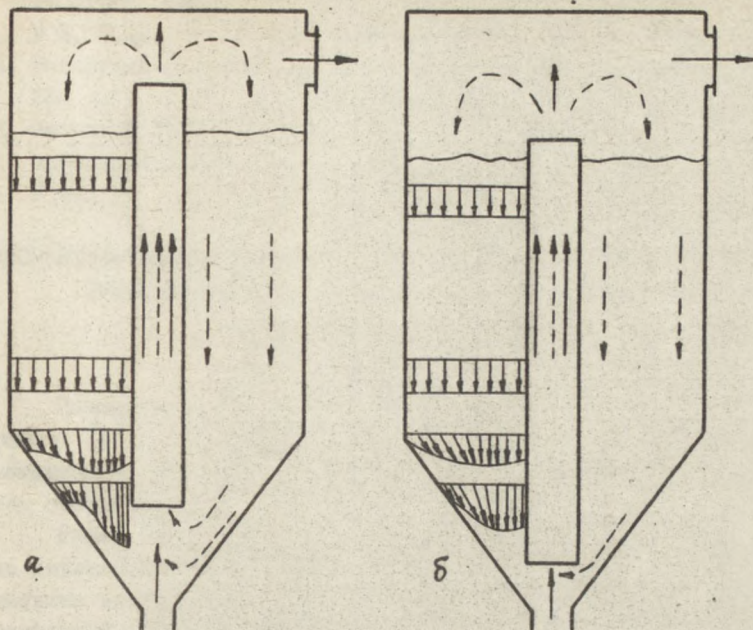


Рис. 2. Распределение скорости частиц по радиусу для различных областей насыпного слоя: а - $l_c = 5$ см; б - $l_c = 10$ см

новая масса материала проходит в "скоростной" области движения частиц, расположенной вдоль оси аппарата. Всё это объясняет причины того, что при осесимметричном движении для любых величин t_{max}/t_{min} процесс смешения характеризуется низкой эффективностью. Известны работы [4], в которых с помощью введения в этих областях конструктивных элементов пытаются создать распределение времени пребывания. Но, как видно из структуры течения материала в этой области (см. рис. 1), такое распределение носит скачкообразный характер, что и объясняет незначительное повышение эффективности смешивания. Данные результаты дополнительно подтвердили, что большей возможностью воздействия на характер распределения времени пребывания обладает распределение скорости движения частиц в насыпном слое по угловой координате.

На рис. 2 показана картина движения частиц (треков) на различных участках вертикальной трубы. На нижнем участке ввиду большой скорости газа ($U_c = 100-250$ м/с) и неоднородности её значений по горизонтальному сечению трубы имеются одновременно частицы с боль-

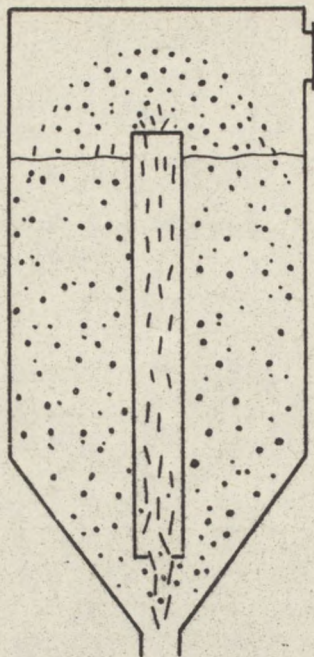


Рис. 3. Движение частиц в трубе

шими скоростями (15–20 м/с), близкими к нулю. В средней части трубы происходит выравнивание до скоростей 8–11 м/с, а на выходе из трубы скорости частиц практически выравнились и снизились до 8–9 м/с.

Полученные результаты позволяют сделать следующий вывод: при расчёте промышленных усреднителей, у которых длины вертикальных труб достаточно велики и составляют 10–20 м, потери энергии на разгон частиц незначительны и движение материала можно считать установившимся по всей длине транспортной трубы. Проведённые исследования показали также необходимость и целесообразность создания распределения времени пребывания путём распределения скорости частиц в слое по угловой координате.

Литература

1. Лукьянов П.И. Аппараты с движущимся зернистым слоем. М.: Мир, 1974. 272 с.
2. Шаб В.А., Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н. Исследование процесса

смешения гранулированного ПЭВД // Пластические массы, 1981.

№ 5. С.42.

3. Рогинский Г.А. Дозирование сыпучих материалов. М.: Химия, 1978. 268 с.
4. Патент № 1937374 (ФРГ). Бункер для пневматического смешивания порошкового или зернистого материала. Опубл. в В.И., 1972. № 42.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПОМОЛА ДВУХКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ МАТЕРИАЛОВ В ПНЕВМОИМПУЛЬСНОМ ИЗМЕЛЬЧИТЕЛЕ

А.В.Лузин, В.И.Верещагин

Пневмоимпульсный измельчитель, достаточно полно описанный в работе [1], позволяет получать тонкие порошки широкого класса материалов. Однако измельчение смесевых материалов в этих аппаратах сопровождается некоторыми особенностями.

Ранее проведёнными исследованиями установлено, что при помоле двухкомпонентной смеси материалов с различными физико-механическими свойствами и заданным весовым соотношением компонентов в начальный период измельчения концентрация компонентов в промежуточной смеси (в корпусе измельчителя) и готовом продукте изменяется и достигает постоянного значения только при установившемся режиме.

При достижении установившегося режима измельчения концентрация компонентов в готовом продукте соответствует их соотношению в исходной смеси.

Для изучения процесса помола двухкомпонентных смесей в пневмоимпульсном аппарате проведены две серии экспериментов с модельной смесью соли ($NaCl$) и кварцевого песка (SiO_2). В качестве опытного измельчителя использована лабораторная установка УИП-III [2].

Для работы аппарата были приняты следующие рабочие параметры: давление газа $P = 0,8 \text{ МПа}$, продолжительность импульса $t_{\text{и}} = 0,08 \text{ с}$, промежуток времени между импульсами $t_{\text{п}} = 4 \text{ с}$, скорость газа в сепарационной зоне $U_{\text{ф}} = 0,3 \text{ м/с}$.

В первой серии экспериментов исследовался процесс выхода измельчителя на режим в зависимости от исходной концентрации компонентов, их твёрдости и времени измельчения (рис. I, а). В бункер исходного материала засыпалась тщательно перемешанная смесь компонентов, предварительно просеянных через сито с отверстиями 4,5 мм.

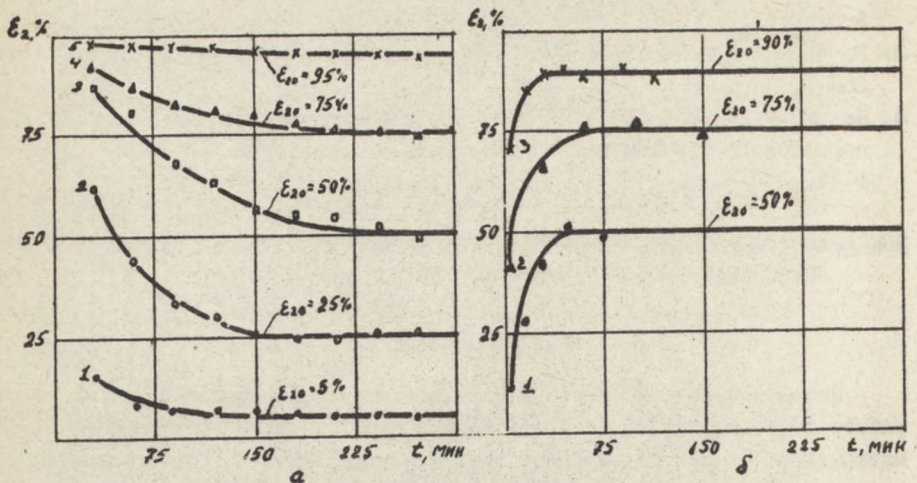


Рис. 1. Содержание соли в готовом продукте в зависимости от времени измельчения при различных концентрациях и гранулометрических составах компонентов в исходной смеси: а – компоненты одинаковой крупности (менее 4,5 мм); б – соль крупностью менее 4,5 мм, песок – менее 100 мкм

а песок был предварительно измельчён при тех же рабочих параметрах до минус 100 мкм.

В этом случае в начальный период измельчения в готовом продукте в отличие от исходной смеси было больше песка, так как на его измельчение не требовалось дополнительных затрат энергии. Соотношение компонентов в продукте помола постепенно изменялось и достигало требуемого (исходного) значения к моменту установления режима.

Промежуточная смесь характеризовалась накоплением песка в первом случае, во втором случае происходило накопление соли (рис. 2). Можно предположить, что существует такое соотношение гранулометрического состава компонентов с различными физико-механическими свойствами, при котором установившийся режим измельчения наступит сразу после первых актов помола. Тогда концентрация компонентов в готовом продукте и промежуточной смеси будет соответствовать их концентрации в исходной смеси.

При совместном помоле двух компонентов с различной способно-

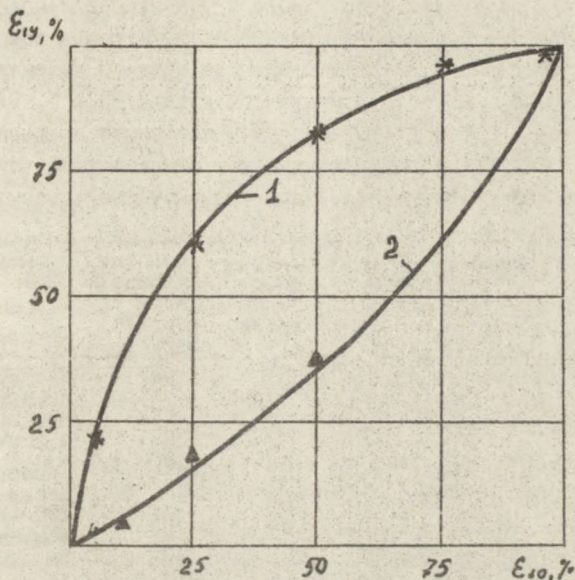


Рис. 2. Содержание песка в корпусе измельчителя при установившемся режиме измельчения: * – экспериментальные значения в случае измельчения компонентов одинаковой крупности (менее 4,5 мм); ▲ – экспериментальные значения при измельчении соли крупностью менее 4,5 мм и песка менее 100 мкм

стью к измельчению их концентрация в корпусе аппарата изменялась от исходного к определённом значению. При этом происходило накопление того продукта, на измельчение которого требовалось больше энергии (см. таблицу). Такое накопление характерно для любых концентраций компонентов в исходной смеси (см. рис. 2).

Полученные экспериментальные значения концентраций компонентов в промежуточной смеси подтвердили расчётные величины, определённые по выражению
$$\varepsilon_{1y} = \frac{K_2 \varepsilon_{10}}{K_1 \varepsilon_{10} + K_2 \varepsilon_{10}}$$
 для установившегося режима при измельчении двухкомпонентной смеси.

Здесь ε_{10} и ε_{20} – исходные концентрации компонентов, а значения коэффициентов K_1 и K_2 зависят от физико-механических свойств компонентов и режима сепарации аппарата.

На рис. 2 приведены кривые зависимости ε_{1y} от ε_{10} при зна-

чениях отношения $K_1/K_2 = 0,2$ для кривой I и I,8 – для кривой 2.

В случае измельчения смеси песка и цемента одинаковой концентрации, но различного качества цемента, концентрация компонентов в промежуточной смеси была различной. Для свежего цемента концентрация песка в корпусе измельчителя составляла 85,4 %, для слежавшегося цемента – 84,4 %, то есть на измельчение слежавшегося цемента потребовались дополнительные затраты энергии, что повлекло увеличение концентрации цемента в промежуточной смеси.

№ смеси	Компоненты	Твёрдость по мин. шкале	Компонент, накапливающийся в промежуточной смеси	Примечания
I	Кварцевый песок-соль ($NaCl$)	7 2	Песок	Дисперсность компонентов одинакова: 4,5 мм
2	Кварцевый песок-соль ($NaCl$)	7	Соль	Дисперсность песка минус 100 мкм, соль – менее 4,5 мм
3	Кварцевый песок-цемент	7 –	Песок	Дисперсность компонентов – 4,5 мм
4	Кварцевый песок-слюда (мусковит)	7 2–3	Песок	– " –
5	Стекло – слюда (мусковит)	5 2–3	Стекло	– " –

Проведённые исследования показали возможность использования пневмоимпульсных измельчителей для совместного помола компонентов шихт. Экспериментально установлено, что при совместном измельчении песка и цемента для подготовки бетонной смеси в производстве тротуарной плитки качество готовых изделий повышается и может быть уменьшен расход цемента на 10 %. При этом механическая прочность образцов повышается на 8–10 %.

Небольшие добавки кварцевого песка или стекла, применяемые в технологии силикатных материалов в смеси с глиной, способствуют лучшей дезагрегации глины и тем самым улучшают качество готовых продуктов.

Совместное измельчение сухарных огнеупорных глин с кварцитом или электрокорундом при их концентрации не более 5–15 % позволяет повысить пластичность и связующую способность этих глин. Это подтверждается работой [3], где установлено, что насыпная масса гли-

ны после импульсной пневматической обработки уменьшается вдвое, после обработки на дезинтеграторе – втрое. Число пластичности и связующая способность глины после обработки вышеупомянутыми способами увеличилось вдвое. Механическая прочность после обжига при 1400°C глин, обработанных этими же способами, повысилась в 5 раз по сравнению с необработанной и в 1,5 раза – по сравнению с глиной, обработанной в шаровой мельнице.

Экспериментальные исследования показали возможность использования твёрдых дисперсных добавок в качестве измельчающих тел для помола труднодиспергируемых материалов, например слюды.

Слюда относится к так называемым слоистым силикатам, легко расщепляется на тонкие пластинки, но трудно поддаётся измельчению в механических аппаратах. В пневмоимпульсном измельчителе частицы слюды циркулируют очень плохо. Добавка стекла или кварцевого песка, входящих в состав шихт, позволила стабилизировать циркуляцию материала в аппарате. Одновременно повысилась измельчаемость слюды. Это объясняется тем, что повышенные абразивные свойства одного из компонентов способствуют интенсификации измельчения второго [4]. При таком способе измельчения была получена тонкоизмельчённая слюда, в которой частицы размером менее 100 мкм составляли 70–80%.

Таким образом, совместный помол компонентов смеси в пневматических аппаратах обеспечивает качественное измельчение и одновременное смешение материалов, при этом улучшаются технологические параметры и реакционная способность шихт. Выход пневмоимпульсного измельчителя на установившийся режим, обеспечивающий требуемое соотношение компонентов в готовом продукте, зависит от их заданного соотношения, тонины помола, дисперсности исходных компонентов и их физико-механических характеристик (твёрдость, прочность, хрупкость и т.д.).

Введение небольших добавок (5–15%) твёрдых компонентов обеспечивает эффективное измельчение труднодиспергируемых материалов типа слюды.

Сокращение времени выхода пневмоимпульсного измельчителя на режим обеспечивается путём заполнения корпуса аппарата шихтой с концентрацией компонентов, соответствующей промежуточной смеси при установившемся режиме измельчения или подбором дисперсности исходных материалов.

Литература

1. Шваб В.А. К оценке технических параметров пневматической технологии производства порошковой продукции // Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. С.3-24.
2. Шваб В.А., Пачин В.Н., Курочкин В.Н., Губин Е.И. Исследование процессов движения и удара поршневой массы дисперсного материала применительно к условиям работы импульсного пневматического измельчителя // Методы гидроаэромеханики в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1977. С.114-115.
3. Вакалова Т.В., Верещагин В.И., Пачин В.Н., Лузин А.В. Савинкина М.А., Анищенко Л.Я. Влияние различных способов механической обработки на свойства трюшковых глин // Тез.докл. П науч.-практ.сем. "Применение методов и аппаратов порошковой технологии в народном хозяйстве". Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. С.10.
4. Пачин В.Н. Перспективы применения импульсных пневмоизмельчителей // Тез.докл. П науч.-практ.сем. "Применение методов и аппаратов порошковой технологии в народном хозяйстве". Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. С.7-9.

ХАРАКТЕРИСТИКИ ЦЕНТРОБЕЖНОГО АППАРАТА ДЛЯ ОЧИСТКИ ГРАНУЛИРОВАННОГО МАТЕРИАЛА ОТ ВОЛОКНИСТОЙ ПРИМЕСИ И ПЫЛИ

М.В.Василевский, Ж.А.Анисимов, В.Г.Свищёв

Актуальность задач очистки гранулированных материалов от пылевидных примесей объясняется необходимостью повышения качества этих материалов. В производстве гранулированного полиэтилена высокого давления (ПЭВД) в системах конфекционирования при его переработке образуется примесь в виде стружки, волокон, пыли, которая ухудшает качество товарного продукта.

В [1] приведены сравнительные характеристики аппаратов для очистки гранулированного ПЭВД от примеси, выявлены определённые преимущества аппарата центробежного типа, в котором отвеивание примеси осуществляется самим транспортным потоком при достаточно интенсивном диспергировании материала и относительно длительном времени воздействия на частицы центробежных, магнусовых и упругих сил, определяющих эффективность разделения. Этот аппарат хорошо

компонуются в технологических линиях с пневмотранспортными установками гранулированных материалов. Интенсификация процесса от-
вешивания примеси из гранулированного ПЭВД зависит от концентрации
полиэтилена в транспортирующем потоке воздуха и от степени элек-
тризации материалов.

В настоящей работе проводятся дальнейшие исследования харак-
теристик центробежных аппаратов с различными геометрическими со-
отношениями их элементов.

Эффективность аппарата η_0 характеризуется степенью выноса
примеси из гранулята η_c и степенью выделения гранулята из пото-
ка воздуха η_r . В качестве определяемого параметра может быть
выбрана зависимость переменной в форме

$$\varepsilon_0 = (1 - \eta_0) 100, \quad \eta_0 = \eta_c \cdot \eta_r.$$

На рис. 1,а показан аппарат, в котором фиксированными геоме-
трическими параметрами являются $D_0 = 340$ мм - диаметр цилиндри-
ческой части камеры аппарата и безразмерные величины $d_1 = d_1/D_0$
 $= 0,44$, $H_1 = H_1/D_0 = 0,2$; $H_0 = H_0/D_0 = 0,66$; $H_2 = 0,53$; $d_2 = 0,3$.
Переменные параметры и значения ε_0 приведены в табл. I, причём
величины, имеющие размерность длины, приведены в долях D_0 .
Опыты проводились в условиях электризации гранул и примеси. В этой
же таблице приведены данные, касающиеся аппарата (рис. 1,б), у ко-
торого выгрузное отверстие для гранулята выполнено в виде серпо-
видного сектора. В отличие от данных, приведённых в [1], опыты
проведены при концентрациях гранулята, близких к транспортным в
промышленных условиях.

Из приведённых данных видно, что значения ε_0 высоки, то есть
низки значения эффективности при всех переменных параметрах. Из
геометрических параметров наиболее существенными оказываются зна-
чения $\bar{D}_1$, $\bar{h}_1$, $\bar{h}_2$, d_1 , d_3 . Низкие значения эффективности $\varepsilon_0 =$
I - η_0 объясняются локальными перегрузками потока, из которого
спустки гранул с примесью выпадают и частично перекрывают щелевые
отверстия для прохода гранулята. Изменяя $\bar{D}_1$, $\bar{h}_1$, $\bar{h}_2$, d_1 , d_3 ,
можно найти область оптимальных их значений с целью получения ми-
нимального ε_0 , однако ясно, что определяющим в диспергировании
гранулята и примеси является напряжённость вихря в сепарационном
объёме. Кроме того, необходимо создать условия для равномерного
стекания гранулята из сепарационного пространства в приёмник по
всему периметру выгрузного щелевого отверстия при минимальном про-
ходе транспортирующего воздуха из сепарационного пространства в
приёмник очищенного гранулята.

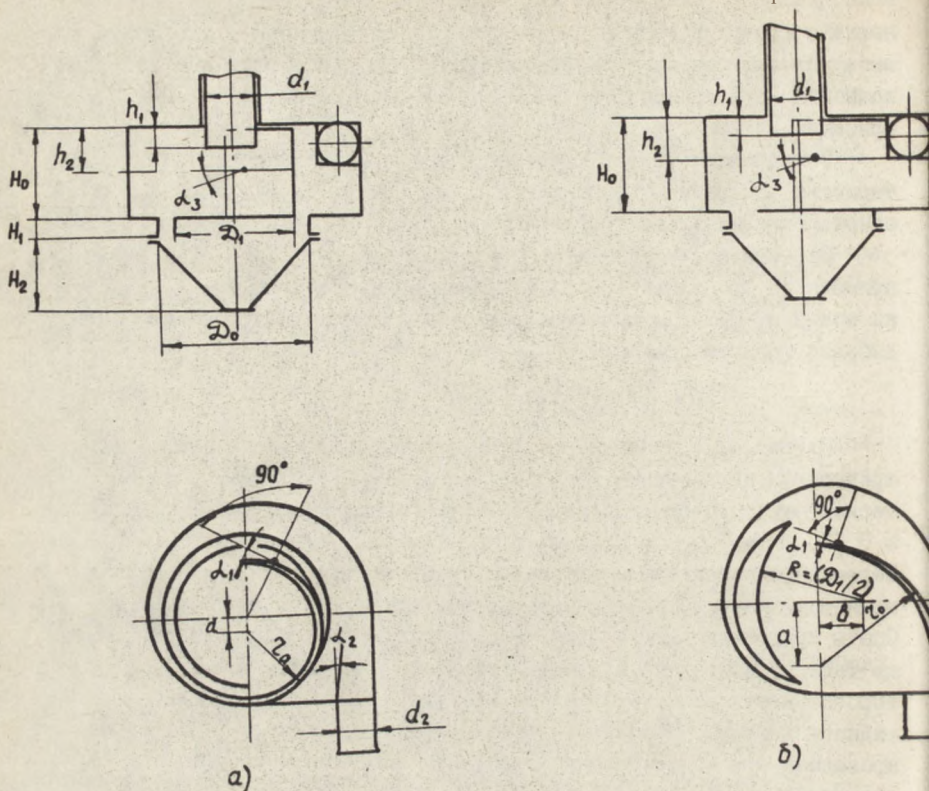


Рис. 1. Схема центробежного аппарата: а – с отражательным диском; б – с выгрузным отверстием в виде серповидного сектора

На рис. 2 [2] приведена схема аппарата с регулируемым положением отражательного конуса. Транспортируемый материал с примесью поступает в патрубок 12, затем в криволинейный канал улиточного корпуса 1. Под действием центробежных, магнусовых и упругих сил взаимодействия со стенками канала частицы движутся скачкообразно и за счёт уменьшения сечения канала равномерно стекают в зазор между отражателем 5 и кромкой отверстия в нижней стенке корпуса 1.

Примесь отжимается к криволинейной стенке и газовым потоком (посредством дугообразной пластины 7, шторки 8, полки 11) переносится

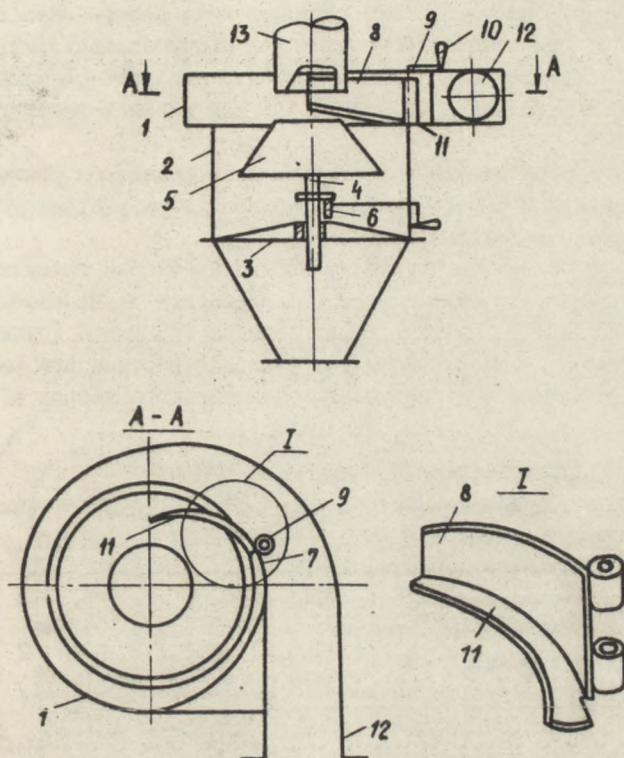


Рис. 2. Схема аппарата с отражательным конусом и регулируемым его положением

сится в область интенсивных радиальных токов и выносится в патрубок 13. Положение шторки 8 с полкой II регулирует соотношение между радиальной и окружной компонентами газа, увеличение зазора по ходу движения потока между нижней стенкой корпуса I и полкой II приводит к возрастанию потока газа по направлению к выходному патрубку 13 и, следовательно, к интенсификации выноса примеси; уменьшение ширины полки II по ходу движения потока способствует более полному стеканию частиц материала в приёмник очищенного продукта. Положение усечённого конического отражателя 5 относительно

кромки нижнего отверстия корпуса I определяет напряжённость вихря в камере корпуса, влияющего на несущую способность потока, а также определяет величину зазора между этим отражателем и кромкой отверстия, причём зазор при его регулировании должен быть достаточным для прохода материала и малым для проникновения вихря в приёмник чистого продукта. В этом варианте аппарата очищенный гранулированный материал является затвором для вихря в сепарационном объёме.

В табл. 2 даны основные геометрические размеры и режимные параметры эффективной работы аппаратов с неподвижным отражательным диском I и с отражательным конусом 2.

На рис. 3 приведены кривые эффективной очистки гранулированного полиэтилена (сплошные линии) в зависимости от производительности (концентрации), а также кривые выноса гранулята (пунктирные линии). Кривые представляют наилучшие характеристики при регулировании шторкой, а также положения отражательного конуса в зависимости от производительности аппаратов.

На рис. 4 представлена схема аппарата с безразмерными величинами, где $h_2 = 0,33$, а D_1/D_0 зависит от величины h_3 , h_4 — относительная величина кольцевого зазора, и также представлены схемы вариантов сосредоточенного ввода продувочного воздуха. В табл. 3 представлены значения ε_0 в зависимости от номера схемы $d_3, \ell, h_1 = 0$, а также зависимость ε_0 от h_4 при $d_1 = 0$ и $h_1 = 0,1$, $h_2 = 0,33, h_3 = 0, d_1 = 15, d_2 = 0, d_3 = -15, D_0 = 340 \text{ мм}, d_1 = 0,44, H_1 = 0,2, H_2 = 0,53, d_2 = 0,3$.

Результаты опытов показали влияние входного импульса продувочного воздуха на равномерность распределения гранулята по периметру выгрузного щелевого зазора. В 4-й

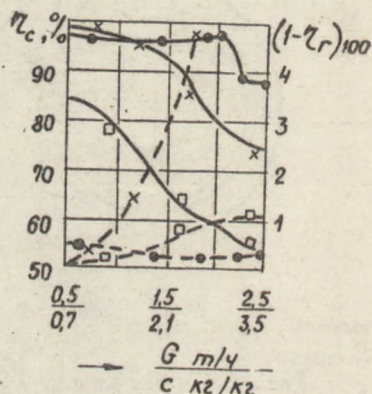


Рис.3. График эффективности выноса примеси из гранулята (η_c сплошные линии) и степень уноса гранулята ($1-\eta_g$ — пунктирные линии) в зависимости от производительности: X — аппарат [1] с диаметром отражательного диска 320 мм; □ — 280 мм; ● — аппарат [2] с отражательным конусом

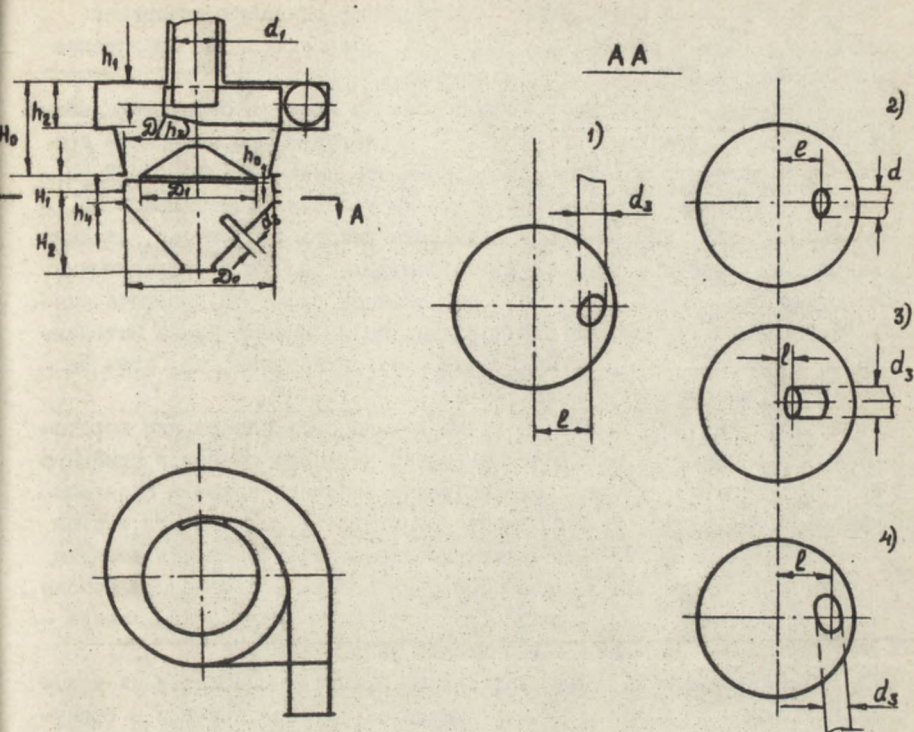


Рис. 4. Схема аппарата с отражательным конусом и вариантами ввода продувочного воздуха

схеме, когда вход продувочного воздуха осуществляется в том же направлении, что и вращение вихря в сепарационном объёме, нарушение равномерности было наименьшим. Наилучшие результаты получаются при подаче продувочного воздуха в кольцевой зазор. В этом случае между h_1 и h_3 , очевидно, имеется корреляционная связь, что приводит к возможности отыскания минимального h_4 , при котором количество продувочного воздуха будет наименьшим.

Очевидно, что подача продувочного воздуха в сепарационное пространство через выгрузной щелевой зазор создаёт дополнительные благоприятные условия для отвеивания примеси из гранул: запирается рабочий вихрь в сепарационном объёме и более интенсивно происходит обдувание гранул потоком воздуха.

На основании проведённых исследований выявлены диапазоны скоростей газа в элементах сепаратора, обеспечивающих проведение процесса отвеивания примеси из гранул.

Скорость транспортирующего потока на входе в сепаратор выбирается из условия транспортировки гранулированного материала при заданной концентрации (производительность пневмотранспортной установки). Верхний предел выбирается из условия допустимости потерь гранулята, выносимого из аппарата вместе с примесью, за счёт рекошетирования при упругом взаимодействии гранул с ограждающими поверхностями. Очевидно, что с уменьшением размеров аппарата скорость транспортировки на входе должна быть снижена из-за интенсивного взаимодействия частиц гранул с поверхностями, при этом не сущая способность потока сохраняется [3].

Скорость продувочного воздуха в кольцевом зазоре для перетокa гранулированного материала из сепарационного объёма в приёмную камеру выбирается из условия запираания рабочего вихря в сепарационном объёме и из условия недопустимости зависания гранул в этом зазоре. Последнее условие будет выполнено, если скорость воздуха в зазоре будет меньше скорости витания гранул в стеснённом потоке, которая определится объёмной концентрацией и отношением эквивалентного диаметра гранулы к величине зазора [4].

Скорость потока в патрубке ввода примеси выбирается из условия превышения скорости витания наиболее крупной примеси и гранулята. Последнее объясняется недопустимостью накопления гранулята и примеси в зоне формирования вынужденного вихря и уменьшения крутки потока в области сепарации. Верхнее значение скорости определяется условием сопротивления сепаратора.

Рекомендуемые значения скорости воздуха в элементах сепаратора приведены в табл. 4.

Выявленные геометрические соотношения сепаратора и режимные параметры могут быть использованы для разработки промышленных сепараторов очистки гранулированных полимерных материалов от примесей в пневмотранспортных линиях установок конфекционирования химических производств.

Таблица I

$\bar{h}_1$	$\bar{h}_2$	$\bar{D}_1$	$\bar{b}$	$\bar{r}_a$	d_1°	d_2°	d_3°	$U_{мк}$	$C_{кп/м}$	$\varepsilon, \%$
0,3	0,66	0,94	0,0	0,5	30	0	0	15	3,0	12,5
0,55	0,66	0,94	0	0,5	15	0	0	18	2,0	55,0
0,1	0,66	0,94	0	0,5	45	0	0	18	4,0	14,0
0	0,66	0,94	0	0,5	45	0	0	18	4,0	30,0
0	0,66	0,94	0	0,5	0	0	0	20	5,0	25,0
0,1	0,33	0,94	0	0,5	30	15	0	19	3,5	12,2
0,1	0,33	0,94	0	0,5	15	30	15	20	3,5	12,9
0,1	0,33	0,94	0	0,5	30	30	0	21	2,5	13,0
0,1	0,33	0,86	0	0,5	15	0	15	22	3,0	31,0
0,1	0,33	0,86	0	0,5	15	0	-15	21	4,0	14,1
0,1	0,66	0,86	0	0,5	15	0	0	19	2,5	11,0
0,3	0,66	0,86	0	0,5	30	30	0	18	3,1	9,8
0,2	0,66	0,86	0	0,5	30	0	0	18	2,2	8,7
0,1	0,66	0,86	0	0,5	45	15	0	17	3,2	9,1
0,1	0,66	0,86	0	0,5	30	30	0	16	3,3	10,3
0,2	0,66	1,45	0,3	0,87	15	0	0	15	3,1	13,1
0,2	0,66	1,45	0,3	0,87	30	15	0	22	4,5	12,0
0,1	0,66	1,45	0,3	0,87	15	30	0	18	4,4	15,0
0,2	0,66	1,45	0,3	0,87	0	0	0	17	2,0	12,0
0,1	0,33	1,45	0,3	0,87	15	0	0	18	3,0	8,1
0,1	0,33	1,45	0,3	0,87	15	0	-15	19	3,1	26,0
0,2	0,33	1,45	0,3	0,87	45	0	15	25	0,98	25,0

Таблица 2

Наименование	Аппараты	
	[1]	[2]
I	2	3
Диаметр цилиндрического корпуса, мм	340	-
Диаметр отверстия в нижней стенке улиточного корпуса, мм	-	295
Высота корпуса аппарата, мм	210	105
Отражатели, мм:		
диск	320	-
усечённый конус (большой диаметр x	-	

Продолжение табл. 2

I	2	3
меньший диаметр х высота)	-	290x110x100
Диаметр выходного патрубка, мм	150	150
Диаметр входного патрубка, мм	100	100
Производительность по грануляту, кг/ч	500-720	500-2000
Расход воздуха, м ³ /ч	500-600	500-600
Вынос гранулята, %	0,1-0,2	0,6-0,2
Эффективность очистки, %	91-99	95-96
Соппротивление, КПа	1-1,5	1,5-1,8

Таблица 3

Номер схемы	$\bar{d}_3 = 0,05$		$\bar{d}_3 = 0,1$		$\bar{d}_3 = 0$	
	$\bar{e}$	$\epsilon, \%$	$\bar{e}$	$\epsilon, \%$	$\bar{h}_1$	$\epsilon, \%$
1	0,35	8,5	0,35	11,2	0	7,9
2	0,35	5,1	0,35	2,3	0,003	0,2
3	0,05	7,2	0,05	6,5	0,012	0,9
4	0,35	3,2	0,35	1,8	0,006	0,15

Таблица 4

Наименование участка	Скорость, м/с
Вход гранулята с примесью	18 + 25
Выход примеси	8 + 16
Щелевой зазор перетока гранулята	2 + 5

Литература

1. Анисимов Ж.А., Василевский М.В., Свищёв В.Г. Сравнительные характеристики аппаратов для очистки зерновых и гранулированных материалов от примесей // Вопросы аэрогидромеханики и тепло - массообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1986. С.41-43.
2. А.с. 1163916 (СССР). Устройство для очистки зерновых и гранулированных материалов от примесей / М.В.Василевский, Ж.А.Анисимов, В.Г.Свищёв, А.Т.Росляк, Н.А.Кочетков. Оpubл. в Б.И., 1985. № 24.

3. Шваб В.А., Вахмянин В.С. Пневматический транспорт резиновых гранул в горизонтальных трубах // Тр. НИИ ПММ, 1973. Т.3. С.182-194.
4. Разумов И.М. Псевдооживление и пневмотранспорт сыпучих материалов. М.: Химия, 1972. 239 с.

СТАЦИОНАРНАЯ КОНВЕКЦИЯ НЕЛИНЕЙНОЙ ВЯЗКОУПРУГОЙ ЖИДКОСТИ В ВЕРТИКАЛЬНОМ КАНАЛЕ

И.Г.Вогомазова, А.Н.Козлобродов

1. В последнее время всё больший интерес проявляется к конвекции реологически сложной жидкости в каналах [1-3]. Однако в строгой постановке эта проблема была рассмотрена лишь недавно [4] и для одной из самых простых реологических моделей — модели Ост-вальда, или степенной. На практике же нередко встречается ситуация, когда разность нормальных напряжений значительно больше, чем напряжение сдвига [5]. Такое поведение характерно для множества расплавов полимеров и их растворов. Нормальные напряжения не могут быть рассчитаны или интерпретированы при помощи законов для обычной неньютоновской жидкости. Их проявление наблюдается при сдвиговом течении лишь вязкоупругой среды и обусловлено тем, что в этой жидкости развиваются большие упругие деформации.

Рассматривается одномерная стационарная конвекция нелинейной вязкоупругой жидкости в вертикальном канале с теплопроводящими стенками. В полностью развитом одномерном режиме исходную систему уравнений можно записать в виде

$$\frac{\partial p}{\partial y} = \frac{d\sigma_{xy}}{dx} + \rho g \beta (T - T_0) = C; \quad (1)$$

$$\sigma_{xy} = \eta \frac{\partial V_y}{\partial x}, \quad (2)$$

где в соответствии с работой [6]

$$\eta/\eta_0 = \tau/\tau_0 = 1/(1 + K\tau_0/\eta_0 t r \sigma); \quad (3)$$

$$\sigma_{xx} = 0; \quad \sigma_{yy} = 2\tau \sigma_{xy} \frac{\partial V_y}{\partial x}; \quad (4)$$

$$\lambda \frac{d^2 T}{dx^2} + q = 0. \quad (5)$$

Уравнения теплопроводности для стенок с внутренними теплоисточниками

$$\begin{aligned}\lambda_1 \frac{d^2 T_1}{dx^2} + q_1 &= 0, & -(h+l) \leq x \leq -l, \\ \lambda_1 \frac{d^2 T_1}{dx^2} + q_2 &= 0, & l \leq x \leq (h+l).\end{aligned}\quad (6)$$

2. Рассмотрим случай, когда вязкость η и время релаксации напряжений τ не зависят от температуры. На границе канала с жидкостью выполняются условия прилипания и условия непрерывности температуры и нормальной составляющей теплового потока, а на внешних поверхностях для температуры задаются граничные условия первого рода.

В качестве масштабов для расстояния скорости, давления и температуры выбираем соответственно

$$l, V = \rho g \beta \Delta T l^2 / \eta_0, P = \rho g \beta \Delta T l, \Delta T,$$

где $2\Delta T$ — разность температур между стенками.

Введением безразмерных величин $\bar{x} = x/l$, $\bar{\eta} = \eta/\eta_0$, $\bar{\tau} = \tau/\tau_0$, $\bar{\Theta} = (T - T_0)/\Delta T$, $\bar{V}_y = V_y/V$, $\bar{P} = P/P$, $\bar{\sigma}_{ij} = (\tau/\eta_0 V) \sigma_{ij}$ уравнения (1)–(6) преобразуются к виду (знак "минус" опущен)

$$\Theta + \frac{d\sigma_{xy}}{dx} = \frac{dP}{dy} = F; \quad (7)$$

$$\sigma_{xy} = \frac{\partial V_y}{\partial x} / (1 + K We \sigma_{yy}); \quad (8)$$

$$\sigma_{yy} = 2 We \sigma_{xy} \frac{\partial V_y}{\partial x} / (1 + K We \sigma_{yy}), \quad (9)$$

где $We = \rho g \beta \Delta T l^2 \tau_0 / \eta_0$ — аналог числа Вейсенберга,

$$\frac{d^2 \Theta}{dx^2} + S = 0; \quad (10)$$

$$\frac{d^2 \Theta}{dx^2} + S_1 = 0, \quad -(1 + h/l) \leq x \leq -1; \quad (11)$$

$$\frac{d^2 \Theta}{dx^2} + S_2 = 0, \quad 1 \leq x \leq (1 + h/l). \quad (12)$$

Полученная система уравнений решается при следующих граничных условиях:

$$\begin{aligned}x = \pm 1, \quad V_y = 0, \quad \Theta = \Theta_1, \quad \frac{d\Theta}{dx} &= \frac{\lambda_1}{\lambda} \cdot \frac{d\Theta_1}{dx}; \\ x = \pm (1 + h/l), \quad \Theta_1 = \pm 1, \quad \int_{-1}^1 V_y(x) dx &= 0.\end{aligned}\quad (13)$$

Поскольку рассматривается случай не зависящих от температуры теплофизических свойств, то тепловая и гидродинамическая задачи решаются раздельно. Решение для температурного поля получено в [4] и имеет вид

$$\Theta(x) = \frac{S}{2}(1+2\psi) + \left(\frac{h}{\ell}\right)^2 \frac{S_2+S_1}{4} + \frac{4+(S_2-S_1)(h/\ell)^2}{4(1+\psi)} - \frac{S}{2} x^2, \quad (14)$$

где $\psi = \lambda h / \lambda_1 \ell$ - параметр сопряжённости, характеризующий отношение теплопроводностей и толщин в системе жидкость-стенки.

Интегрирование уравнения (7) даёт

$$\sigma_{xy} = Fx - \int \Theta(x) dx + C_1. \quad (15)$$

Совместное решение уравнений (8) и (9) позволяет найти выражение для градиента скорости [6]

$$\frac{dV_y}{dx} = 2\kappa We^2 \sigma_{xy}^3 + \sigma_{xy}, \quad (16)$$

откуда

$$V_y(x) = 2\kappa We^2 \int \sigma_{xy}^3 dx + \int \sigma_{xy} dx + C_2. \quad (17)$$

Подставляя (15) в (17) и учитывая выражение для $\Theta(x)$ (14), окончательно будем иметь

$$V_y(x) = 2\kappa We^2 \int [(F-n)x - mx^2 - qx^3 + C_1]^3 dx + \int [(F-n)x - mx^2 - qx^3 + C_1] dx + C_2, \quad (18)$$

где

$$\begin{aligned} n &= \frac{S}{2}(1+2\psi) + (h/\ell)^2 (S_2+S_1)/4; \\ 2m &= [4 + (h/\ell)^2 (S_2-S_1)/4]/(1+\psi); \\ 3q &= -S/2. \end{aligned}$$

Константы интегрирования C_1 и C_2 определяются из условий прилипания, а постоянная F - из граничного условия $\int V_y(x) dx = 0$. Однако оказывается, что определение этих констант является не простым делом, поскольку легко можно найти лишь C_2 , а для вычисления значений постоянных C_1 и F необходимо получить решение системы нелинейных уравнений третьего порядка. Проведённые исследования показали, что известные методы решения систем нелинейных алгебраических уравнений в данном случае не позволяют получить удовлетворительные результаты. Поэтому задача нахождения констант была сведена к итерационному решению одного кубического уравнения с заданием постоянной F в качестве параметра таким образом, чтобы

выполнялось условие

$$\int_{-1}^1 V_y(x) dx = 0$$

с заданной степенью точности.

3. Рассмотрим некоторые результаты расчётов, полученные с помощью ЭВМ. Проведённые численные исследования показали, что в случае стационарной конвекции вязкоупругой жидкости при равных по мощности теплоисточниках в стенках ($S_1 = S_2$) и при фиксированном значении теплоисточника в жидкости ($S = \text{const}$) скорость конвекции практически не зависит от величины мощности теплоисточника в стенках так же, как и в случае ньютоновской жидкости [7].

На рис. 1 представлены профили скорости при $S = S_1 = S_2 = 0$ и фиксированном значении Ψ . Приведённые профили скорости имеют два экстремума с равными абсолютными значениями и с ростом We приобретают всё более острую форму, т.е. для жидкости с более ярко выраженными упругими свойствами скорость конвекции увеличивается.

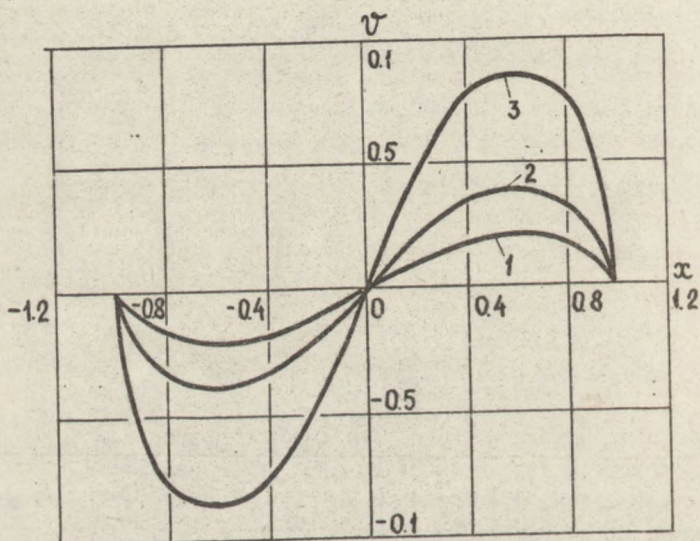


Рис. 1. Профили скорости при $\Psi = 2$ для различных значений:
1 - $We = 0$; 2 - $We = 15$; 3 - $We = 25$

Влияние параметра сопряжённости на стационарную скорость конвекции показано на рис. 2. Из представленного рисунка видно,

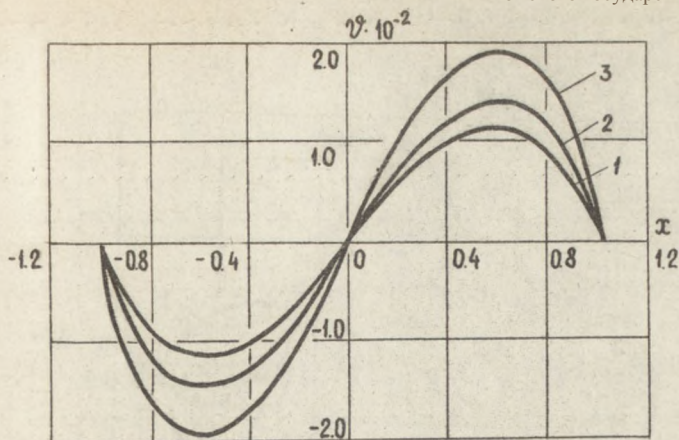


Рис. 2. Влияние параметра сопряжённости на скорость конвекции при $S = 0$; $S_1 = 10$; $S_2 = 10$; $We = 20$:
1 - $\Psi = 3$; 2 - $\Psi = 2$; 3 - $\Psi = 1$

что с ростом параметра сопряжённости Ψ конвекция ослабляется. Такой характер механического поведения согласуется с физическими соображениями и результатами, полученными в работе [4].

Из рис. 3 следует, что увеличение мощности теплоисточника в жидкости при фиксированных значениях параметра сопряжённости мощности теплоисточников в стенках ($S_1 \neq S_2$) и числа We приводит не только к увеличению скорости конвекции, но и к изменению профиля скорости (появляется третья экстремальная точка).

Влияние числа We на скорость конвекции при ненулевых и фиксированных значениях параметров Ψ , S , S_1 , S_2 показано на рис. 4. Из представленного рисунка видно, что в данном случае, так же как и в случае ($S = S_1 = S_2 = 0$) (см. рис. 1), с увеличением We наблюдается рост скорости конвекции, хотя профили скорости в этих двух случаях значительно отличаются, поскольку получены при различных значениях S , S_1 , S_2 .

В заключение отметим, что если рассмотреть частный случай полученного решения (18) при $We = 0$, то после определения констант интегрирования распределение скорости по сечению канала принимает вид

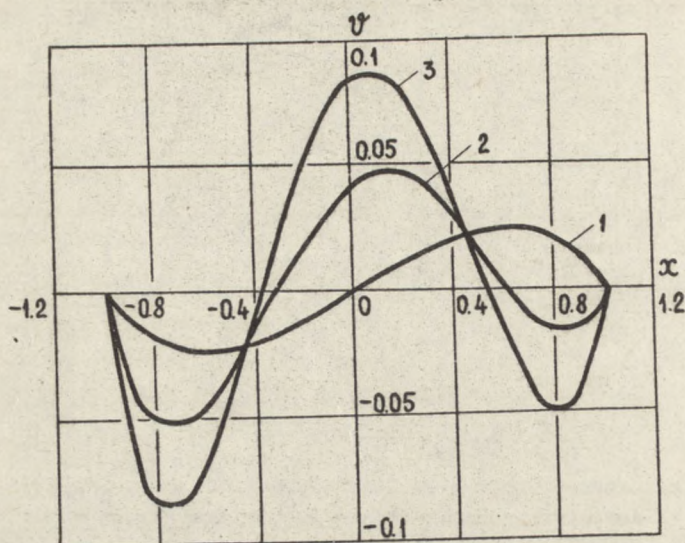


Рис. 3. Профили скорости при $\Psi = 2$; $We = 20$; $S_1 = 5$; $S_2 = 10$ для различных значений: 1 - $S = 0$; 2 - $S = 10$; 3 - $S = 20$

$$V_y = \frac{S}{24} (x^4 - 1) + \frac{4 + (h/e)^2 (S_2 - S_1)}{24(1 + \Psi)} (x - x^3) - \frac{S}{20} (x^2 - 1)$$

Такое распределение скоростей рассмотрено в [7].

Таким образом, результаты проведённого исследования показывают, что наряду с другими характеристиками процесса стационарной конвекции жидкости в вертикальном канале вязкоупругие свойства этой жидкости оказывают существенное влияние как на абсолютное значение, так и на профиль скорости конвекции.

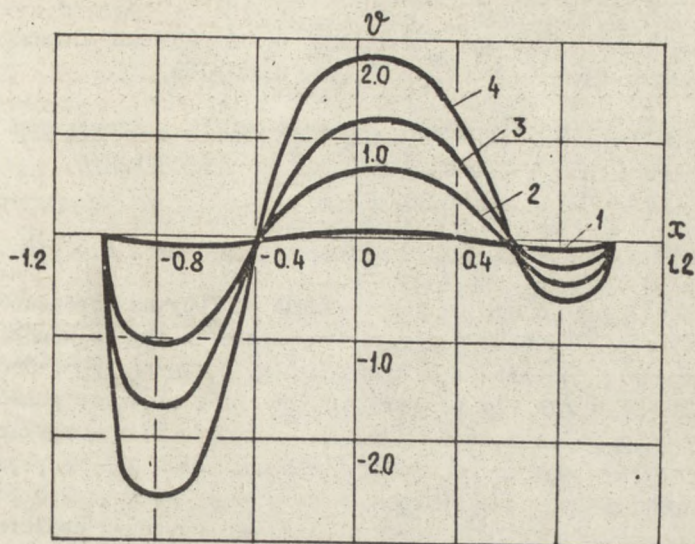


Рис. 4. Влияние We на скорость конвекции $\Psi = 2$; $S = 10$;
 $S_1 = 20$; $S_2 = 40$; 1 - $We = 0$; 2 - $We = 15$; 3 -
 $We = 20$; 4 - $We = 25$

Литература

1. Шульман З.П. Конвективный тепло-массоперенос реологически сложных жидкостей. М.: Энергия, 1975. 370 с.
2. Шульман З.П., Байков В.И., Зальцгендлер Э.А. Тепло- и массообмен при свободной конвекции в ньютоновских жидкостях. Минск: Наука и техника, 1975. 135 с.
3. Гершуни Г.З., Жуховицкий Е.М. Конвективная устойчивость несжимаемой жидкости. М.: Наука, 1972. 385 с.
4. Ву Зуй Куанг, Шульман З.П. Сопряжённая задача естественной конвекции ньютоновской жидкости в вертикальном канале // ИЖ, 1982, Т.43, №5, С.47-51.
5. Чанг Дей Хан. Реология в процессах переработки полимеров. М.: Химия, 1979. 366 с.
6. Козлобродов А.Н. К вопросу о системе уравнений, описывающих движение нелинейной вязкоупругой жидкости // Вопросы аэрогидро-

механики и тепломассообмена. Томск:Изд-во Том .ун-та, 1983. С.108-113.

7. Семакин И.Г. Стационарная конвекция неньютоновской жидкости в вертикальном слое // МЖГ, 1972. №4. С.137-139.

ПРИМЕНЕНИЕ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ЦИРКУЛЯЦИОННОГО АППАРАТА ПРИ ПЕРЕРАБОТКЕ МЕТАЛЛОКЕРАМИЧЕСКИХ ПОРОШКООБРАЗНЫХ КОМПОНЕНТОВ

Ю.А.Бирюков, А.А.Демиденко, Г.И.Шапилов, В.В.Перков, В.А.Влинова

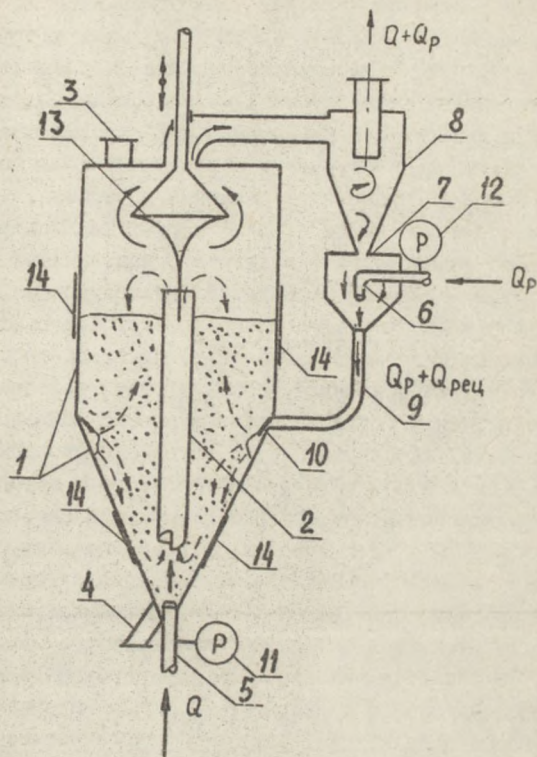
Приготовление однородных композиций из сыпучих порошкообразных материалов во многих производствах является широко используемым процессом и составляет основную задачу смешения [1]. Поскольку это процесс протекает во времени, его ход и скорость зависят от физико-механических свойств сыпучих материалов, конструкции смесителя и цикличности его работы (периодическая или непрерывная). Приготовление достаточно однородной композиции из порошкообразных материалов, отличающихся по своим физико-механическим свойствам, в известных механических смесителях (барабанные, червячно-лопастные, ленточные, бегунковые) – процесс весьма трудоёмкий, а в ряде случаев практически невыполнимый.

Весьма перспективным для решения вышеуказанной задачи является применение пневматических циркуляционных смесителей (ПЦС) периодического действия [2]. Сравнительная оценка механического и пневматического способов перемешивания проводилась по двум важным характеристикам перемешивающих устройств: 1) эффективности перемешивающего устройства; 2) интенсивности его действия.

Применение пневматических циркуляционных аппаратов позволяет получать высокую степень однородности композиции в процессе циркуляционного движения исходных порошков, обусловленного их пневмотранспортированием из нижней части объёма аппарата в свободную от материала верхнюю часть с одновременным перемещением в насыпном слое под действием силы тяжести. Высокая эффективность процесса смешения обеспечивается за счёт создания оптимального распределения скорости частиц в насыпном слое и за счёт взаимодействия частиц в газовом потоке.

Пневматический циркуляционный смеситель для приготовления однородных порошковых композиций представлен на рис. 1.

Рис. I. Схема пневматического циркуляционного аппарата: I – цилиндрикоконический корпус; 2 – центрально расположенная пневмотранспортная труба; 3 – патрубок загрузки; 4 – патрубок выгрузки; 5 – центральное сопло подвода рабочего газа; 6 – эжекторное рециркуляционное устройство; 7 – пылеприёмный бункер; 8 – циклон; 9 – выходной патрубок эжектора; 10 – кольцевой аэрационный коллектор; 11 – датчики давления рабочего газа; 12 – датчики давления эжектирующего газа; 13 – отражающий элемент; 14 – иллюминаторы



эжектирующего газа; 13 – отражающий элемент; 14 – иллюминаторы

Работа аппарата заключается в следующем. Порошки, подлежащие смешению в ПЦС, послойно загружаются в рабочий объем аппарата. Перекрывается патрубок загрузки 3 и включается подача рабочего газа через центральное сопло 5 и эжектирующего газа через эжекторное рециркуляционное устройство 6. При помощи датчиков давления 11 и 12 аппарат настраивается на тот или иной режим работы по газу, центральная пневмотранспортная труба 2 поднимается в рабочее положение. Таким образом, осуществляется циркуляционное движение порошкообразных материалов в рабочем объеме ПЦС и идёт процесс смешения. Отработанный газ вместе с наиболее мелкодисперсными частицами выносится из рабочего объема ПЦС и поступает на вход циклонного пылеуловителя 8, где под действием инерции

тенсивного центробежного поля закрученного потока, оттесняющего частицы к стенкам циклона, и аэродинамических сил, увлекающих частицы к центру циклона, происходит вынос частиц в пылеприёмный бункер 7, откуда уловленный материал непрерывным образом удаляется эжекторным устройством 9, индуцирующим рециркуляционный газовый поток в аппарате. Рециркуляционный газовый поток вместе с уловленными частицами поступает в аэрационный коллектор 10. В зоне около коллектора 10 происходит ожигание материала, что исключает его зависание в прилегающей к коллектору зоне. При фильтрации рециркуляционного газового потока вместе с уловленными частицами через плотный слой материала происходит фильтрационное улавливание частиц из рециркуляционного газового потока. При смешении мелкодисперсных порошковых материалов наличие рециркуляционного эжектируемого газового потока позволяет повысить эффективность работы пылеотделяющего циклона, исключив опасность его забивания наиболее мелкодисперсными, а, следовательно, и адгезионноспособными частицами. Кроме того, наличие рециркуляционного газового потока позволяет организовать простой и непрерывный отвод уловленного материала в рабочий объём ПЦС. Если порошкообразный материал слабосыпучий, то путём надлежащей организации ввода рециркуляционного газового потока в рабочий объём можно увеличить текучесть порошкообразного материала, исключив тем самым опасность его зависания. Таким образом, исключается накопление мелкодисперсного материала в рециркуляционном контуре в процессе смешения материала, что позволяет существенно повысить эффективность газоочистительной системы при смешении мелкодисперсных ($\delta < 50 \text{ мкм}$) или слабосыпучих материалов, а также увеличить текучесть материалов в плотном слое.

Экспериментальные исследования, проведённые на пневматическом циркуляционном аппарате, по смешению порошков шлама стали ШХ15 СТ и графита показали, что качество полученной смеси высокое. Ключевым компонентом, по которому определялось качество готового продукта, являлся углерод. Длительность процесса смешивания составляла 10 минут, данные приведены в таблице.

Смешиваемые материалы	Содержание С в пробах, %				Коефф. неоднор., %
	1	2	3	4	
Порошок стали ШХ15СТ и 1,5% графита	2,33	2,50	2,50	2,65	5,21
Сталь ШХ15СТ и 3% графита	3,90	3,85	4,05	4,10	2,96
Сталь ШХ15СТ и 4% графита	4,88	4,85	4,65	4,50	3,78

На обычных механических аппаратах для смешивания подобный результат достигается за 2-3 часа.

В процессе исследования пневматического циркуляционного аппарата для подготовки металлокерамических смесей возникла необходимость в том, чтобы удалить из приготовленного продукта примеси, влияющие на качество изготавливаемого изделия. С этой целью были проведены испытания аппарата по обогащению порошкообразного карбида бора. Процесс обогащения, то есть удаление свободного (молекулярно не связанного) углерода из исходного порошка, происходит за счёт пневмосепарации при многократной рециркуляции исходного порошка в рабочем объёме аппарата. При единовременной загрузке аппарата порошком карбида бора в объёме 10 литров на соответствующем режиме работы процентное содержание углерода было снижено с 33 до 28 % в течение 45 минут работы аппарата, то есть весь несвязанный углерод был практически удалён.

Кроме этого, испытания аппарата в режиме диспергирования и сепарации проводились с катодным осадком, содержащим металлический хром и сухой электролит (смесь $K_2Cr_2O_7$ и Na_2SO_4). В процессе сепарации катодного осадка, время которого составляло 70 минут, массовая доля нерастворимого осадка в электролите менялась от 5,5 до 6,6 %, а остаточная массовая доля электролита в металле (после 70 минут) составила 10-12 %.

Результаты исследований пневматического циркуляционного аппарата при подготовке порошковых композиций показывают, что аппарат может применяться для смешивания порошкообразных материалов, имеющих значительный разброс по плотностям и дисперсному составу ($\delta < 40$ мкм, $\delta < 50$ мкм, $\delta < 100$ мкм, $\delta < 150$ мкм). Коэффициент неоднородности приготовленной смеси порошков $V(c)$ составляет 2-3% после 5-7 кратной циркуляции. Необратимые потери материала составляют 0,02-0,05 % от общей массы загруженного материала.

Кроме того, пневматический циркуляционный аппарат может эффективно применяться и для реализации технологических процессов, связанных с дезагрегацией некоторых классов порошкообразных материалов.

Литература

1. Макаров Ю.И. Аппараты для смешения сыпучих материалов. М.: Машиностроение, 1973. 215 с.
2. Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н. Исследование эффективности смешивания

ния сыпучих материалов в пневматическом циркуляционном аппарате // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1983. С.93-105.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ТВЁРДЫХ ОТХОДОВ ПРОИЗВОДСТВА ПОЛИПРОПИЛЕНА

С.А.Бабенко, А.М.Мирошниченко, Н.С.Шваб

В процессе производства полипропилена образуется значительное количество твёрдых отходов, которые после их сжигания, предусмотренного технологической схемой, представлены главным образом оксидами титана и алюминия.

В результате проведённых ранее исследований была выявлена возможность использования этих отходов в процессе локальной очистки сточных вод производства полипропилена в качестве сорбента и утяжелителя вместо применяемого мела, что позволило бы снизить материальные затраты и повысить качество очистки сточной воды [1].

Известно, что эффект очистки зависит от ряда факторов [2]: pH среды, расходов утяжелителя и флокулянта. Нахождение оптимальных условий ведения процесса явилось задачей настоящей работы.

В качестве объектов исследования были взяты реальные сточные воды Томского химзавода. Анализ отобранных в разное время сточных вод показал, что их состав нестабилен, однако во всех пробах присутствуют все основные загрязнители.

Количество ионов титана и алюминия в фильтре сточной воды зависит от её pH, так как при определённом её значении они выпадают в осадок в виде гидроокисей.

Изучение влияния pH среды на полноту извлечения ионов титана и алюминия проводилось на сточных водах с их начальной концентрацией, равной $Al^{3+} = 180 - 217$ мг/л; $Ti^{3+} = 0,4 - 97,5$ мг/л.

Как показали исследования, наименьшее остаточное содержание Al^{3+} и Ti^{3+} в сточной воде для всех проб наблюдается при pH = 6 (таблица). При этих условиях интенсифицируется также процесс осаждения твёрдых примесей сточной воды (рис. 1).

Для сокращения времени хлопьеобразования и интенсификации процессов осаждения взвешенных примесей при отстаивании в сточную воду добавляют мелкодисперсные неорганические порошки (утяжелители), являющиеся центрами коагуляции в дисперсных системах.

Проведённые исследования показали, что применение в качестве утяжелителя прокалённых твёрдых отходов вместо мела позволяет со-

кратить время осаждения примесей (рис.2).

Влияние pH среды на полноту осаждения

№ пробы	pH среды	Содержание, мг/л	
		Al^{3+}	Ti^{3+}
CB-I	4	84,0	0,4
	5	6,5	0,4
	6	0,2	0,14
	7	3,3	0,32
	9	16,0	0,2
CB-2	5	36,9	0,18
	6	12,5	отсутствует
	7	15,7	0,16
	9	21,1	0,20
CB-3	4	130,0	0,6
	5	13,3	0,14
	6	0,06	0,10
	9	0,56	0,11

Помимо утяжелителя для увеличения скорости осаждения примесей и более полного обезвоживания осадка в сточную воду добавляют растворимые в воде высокомолекулярные органические вещества - флокулянты. В существующей технологии очистки сточной воды производством полипропилена в качестве флокулянта используют 0,1% -ный раствор полиакриламида в количестве 30-40 мг/л стоков. Стоимость флокулянта составляет значительную долю в расходах по очистке воды. Поэтому были проведены исследования по определению влияния концентрации полиакриламида на время осветления сточной воды. Как показали исследования (рис.3), время осветления резко падает при увеличении концентрации ПАА до 3-5 мг/л, дальнейший рост концентрации флокулянта не приводит к значительному уменьшению времени осветления. Это позволяет, учитывая достаточную для производства скорость осветления воды, с целью экономии ПАА сократить его расход до 5 мг/л стоков.

Как было сказано выше, наряду с соединениями алюминия и титана, выпадающими в осадок, в сточной воде содержатся растворенные органические вещества, которые частично сорбируются на образующихся в процессе очистки гидроксидов титана и алюминия [3].

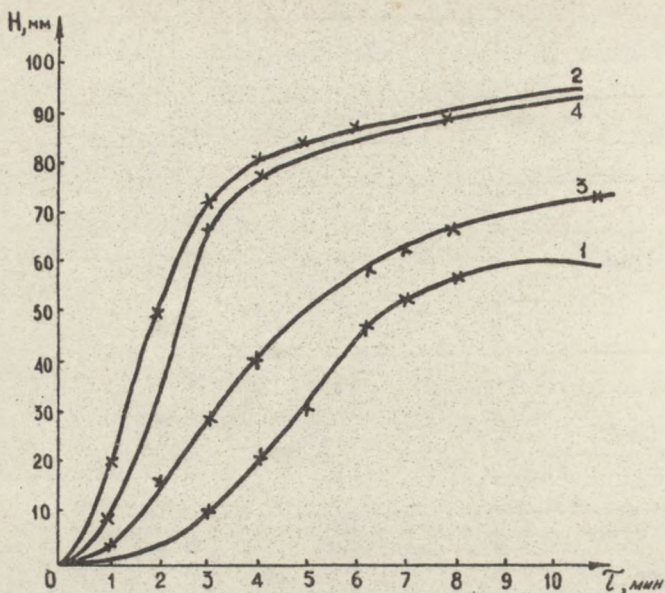


Рис. 1. Влияние pH на кинетику осаждения примесей сточной воды: 1 — pH = 4; 2 — pH = 6; 3 — pH = 7; 4 — pH = 9

Поскольку в состав предлагаемого утяжелителя входят окислы титана и алюминия, которые также обладают определёнными сорбционными свойствами по отношению к органическим веществам, то они могут дать дополнительный эффект очистки.

Оценка сорбционной способности предлагаемого утяжелителя по сравнению с мелом проводилась по величине ХПК (химическое потребление кислорода), характеризующей общее содержание в воде органических восстановителей.

Как показали результаты экспериментов, использование прокалённых твёрдых отходов позволяет снизить содержание органических веществ на выходе из отстойников локальной очистки в 1,5 – 2 раза.

Таким образом, можно предположить, что замена мела твёрдыми отходами после их сжигания в процессе очистки сточных вод, содержащих органические примеси, будет целесообразна для производства и даст определённый экономический эффект.

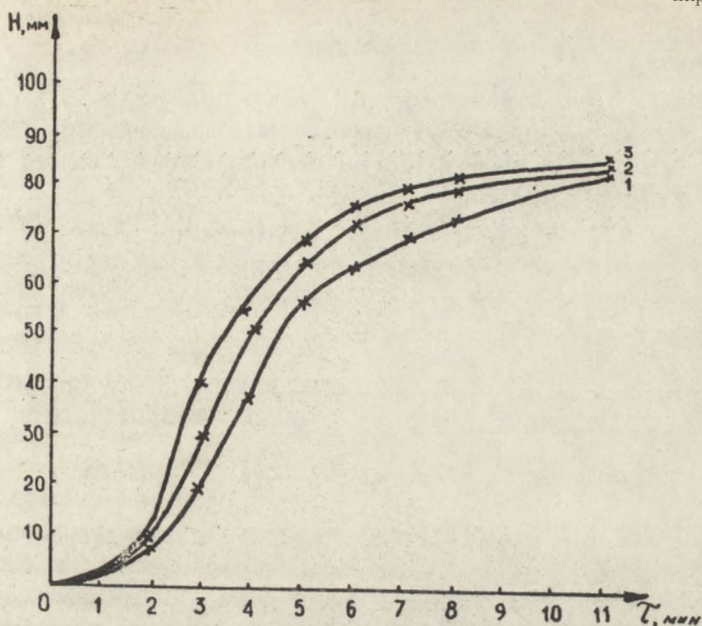


Рис. 2. Влияние вида утяжелителя на кинетику осаждения примесей сточной воды: 1 - pH=4; 2 - pH=6; 3 - pH=7; 4 - pH=9

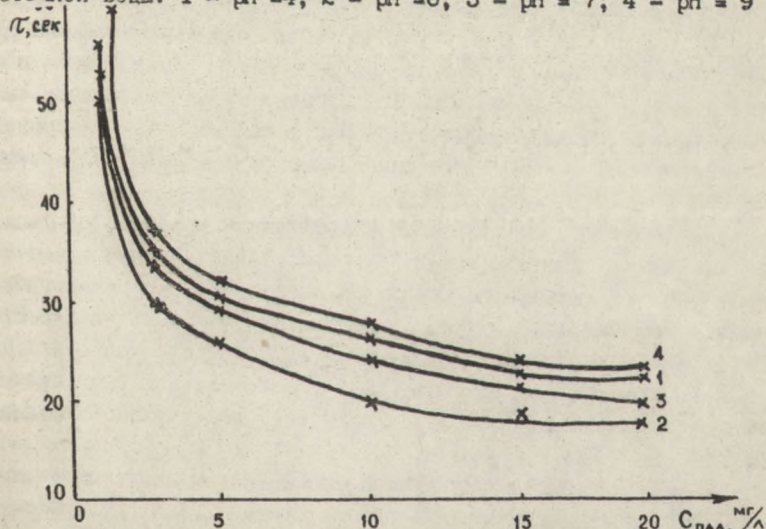


Рис. 3. Влияние расхода полиакриамида на время осветления сточной воды: 1 - $C_{\text{ут}} = 0,8 \text{ кг/м}^3$; 2 - $C_{\text{ут}} = 0,6 \text{ кг/м}^3$; 3 - $C_{\text{ут}} = 0,4 \text{ кг/м}^3$; 4 - $C_{\text{ут}} = 0,1 \text{ кг/м}^3$

Литература

1. Бабенко С.А., Мирошниченко А.М., Шваб Н.С. Сорбенты и утяжелители из твёрдых отходов производства полипропилена // Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1985. С.92-94.
2. Бабенков Е.Д. Очистка воды коагулянтами. М.: Наука, 1977. 350 с.
3. Жаброва Г.М., Егорова Е.В. Закономерности сорбции и ионного обмена на амфотерных окислях и гидроокислях // Успехи химии, 1961. Т.30. Вып.6. С.764-767.

РЕЗУЛЬТАТЫ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ ПНЕВМОИМПУЛЬСНОГО ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ НЕКОТОРЫХ ПРОМЫШЛЕННЫХ МАТЕРИАЛОВ

В.Н.Пачин, Н.К.Танков, Л.С.Баев, Г.С.Осипов

В настоящее время всё более широкое распространение получает метод пневмоимпульсного измельчения сыпучих материалов. Его достоинства и особенности конструктивного решения достаточно подробно описаны в работах [1-4].

С целью обоснования области применения установок пневмоимпульсного измельчения, оценки технологических параметров и построения новых перспективных схем процесса измельчения в НИИ ПММ в 1984-1985 гг. были проведены исследования по измельчению некоторых промышленных материалов. При проведении экспериментов были использованы разработанные в НИИ ПММ установки пневмоимпульсного измельчения УИП-1Л (лабораторный вариант) и УИП-6 (полупромышленный).

На лабораторной установке измельчались карбид бора Запорожского абразивного комбината, термообработанный эмульсионный ПБХ марки Е-6250, мипластовая лента на основе ПБХ, железная губка, окатыши металлические, дробь чугунная, хром металлический Броварского завода порошковой металлургии (БЗПМ), железная губка Днепровского алюминиевого завода (ДАЗ). Все материалы были представлены порошками полидисперсного состава с максимальной крупностью частиц 5 мм.

Определяющими параметрами процесса пневмоимпульсного измельчения были приняты рабочее давление сжатого газа P , МПа, скорость газа в сепарационной зоне измельчителя V_F , м/с, продолжительность импульса подачи рабочего газа $t_{имп}$, с, продолжительность паузы между импульсами t_n , с.

При измельчении карбида бора варьировались параметры ρ и V_{ϕ} , а $t_{\text{мпп}}$ и $t_{\text{п}}$ были приняты постоянными и равными 0,08 и 4 соответственно. Опытами установлено, что фракционный состав измельченного карбида бора в пределах варьирования параметра ρ менялся незначительно, а производительность установки возрастала в 4,9 раза при увеличении рабочего давления в 1,7 раза. Данные опытов (рис. I) показывают, что при $V_{\phi} = 0$ продукт измельчения характеризуется повышенным содержанием фракции минус 50 мкм. С увеличением скорости газа в зоне сепарации содержание фракции минус 50 мкм в продукте измельчения снижается, а фракция 50-100 мкм увеличивается и при величине скорости $V_{\phi} = 0,3$ м/с достигает максимума. Содержание фракции плюс 100 мкм при увеличении V_{ϕ} не прерывно повышается, при этом также повышается производительность установки.

Для оценки влияния параметров процесса измельчения отходов мипластовой ленты на основе ПВХ на характеристики продукта был составлен план эксперимента по линейной модели. Значения параметров и результаты экспериментов приведены в табл. I.

По этим результатам составлено регрессионное уравнение, имеющее вид (I). Анализ уравнения свидетельствует, что в пределах варьирования параметра V_{ϕ} поддув газа не оказывает существенного влияния на производительность установки, более того, при увеличении наблюдается повышенный выход фракции плюс 100 мкм, что не соответствует требованиям к продукту измельчения. На основании вышеизложенного величина V_{ϕ} была принята минимальной, равной 0,26 м/с. Наибольшее влияние на производительность, как это видно из уравнения, оказывает параметр $t_{\text{мпп}}$,

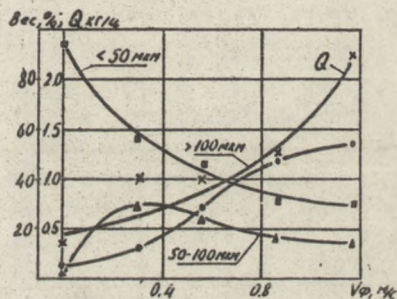


Рис. I. Влияние содержания фракций в продукте помола карбида бора и производительности пневмоимпульсного измельчителя в зависимости от скорости газа в сепарационной зоне аппарата U_{ϕ}

фракции плюс 100 мкм, что не соответствует требованиям к продукту измельчения. На основании вышеизложенного величина V_{ϕ} была принята минимальной, равной 0,26 м/с. Наибольшее влияние на производительность, как это видно из уравнения, оказывает параметр

$$Q = -291,429 + 4687,5 t_{\text{мпп}} + 12,188 \rho + 14,718 V_{\phi}, \quad (I)$$

причём с увеличением последнего производительность возрастает. Однако при превышении его предельного значения пневмоимпульсный режим измельчения переходит в струйный, менее эффективный.

Таблица I

Рабочие параметры УИП-Л1 и результаты измельчения
мипластовой ленты

$t_{\text{имп}}, \text{с}$	$P, \text{МПа}$	$V_{\phi}, \%$	$Q, \text{кг/ч}$	Производительность			Содержание фракции в продукте измельчения, %	
				Производительность			Содержание фракции в продукте измельчения, %	
				минус 63 мкм	63-100 мкм	плюс 100 мкм		
0,07	I	0,47	0,185	34,9	26,5	38,6		
0,05	I	0,47	0,050	41,5	26,8	31,7		
0,07	0,6	0,47	0,100	33,1	24,6	42,3		
0,05	0,6	0,47	0,050	37,8	26,8	35,4		
0,07	I	0,26	0,185	28,8	41,1	30,1		
0,05	I	0,26	0,050	41,8	29,8	28,4		
0,07	0,6	0,26	0,090	42,6	27,2	30,2		
0,05	0,6	0,26	0,035	46,4	27,6	26,0		

На основании опытов определено оптимальное значение $t_{\text{имп}}$, равное 0,07 с. Что же касается рабочего давления сжатого газа, то, как видно из уравнения регрессии, оно оказывает значительно меньшее влияние на производительность и может быть принято равным 0,8 МПа, что соответствует давлению сжатого газа в промышленных условиях.

Измельчение отсевов ПВХ в силу сходства физико-механических свойств со свойствами отходов мипласта проводилось на вышеуказанном оптимальном режиме.

Микроскопический анализ продуктов показал, что разрушение отходов мипластовой ленты осуществляется по поверхностям спайки исходных частиц, поэтому грансостав продуктов измельчения соответствует грансоставу исходных порошков ПВХ, применяемых для производства мипластовой ленты.

Результаты экспериментов показали, что первая ступень циклонного пылеулавливания обеспечивает эффективность $\eta = 99,99$, поэтому в промышленном производстве целесообразно использовать одноступенчатый циклонный пылеуловитель.

Снижение содержания в продукте измельчения крупнодисперсной фракции возможно осуществлением принципа внешней сепарации продукта измельчения с возвратом крупных частиц в измель-

читель. Принципиальная схема такой установки, состоящей из пневмоимпульсного измельчителя 1, сепаратора 2, одноступенчатого циклона с приёмным бункером 3, эжектора 4 возврата крупных частиц на доизмельчение, приведена на рис.2.

При измельчении материалов БЗПМ и ДАЗ регистрировали весовую функцию распределения частиц по размерам $F(\delta)$ и производительность установки. Значения параметров процесса измельчения определялись из условия оптимального режима работы установки.

Рис. 3 иллюстрирует результаты измельчения железной губки при различных скоростях газа в сепарационной зоне измельчителя. Как видно из графика (кривая 3), измельчение железной губки ДАЗ при дополнительном расходе газа на поддув $q_n = 23 \text{ м}^3/\text{ч}$ обеспечивает гранулометрический состав порошка, соответствующий требованиям ГОСТ 9849-74 (категория I классов С,М).

Рис. 3. Кривые весового распределения порошка железной губки (ЖГ) по размеру частиц: 1 - ЖГ БЗПМ, $P = 0,8 \text{ МПа}$, $q_n = 13 \text{ м}^3/\text{ч}$; 2 - ЖГ ДАЗ, $P = 0,8 \text{ МПа}$, $q_n = 30 \text{ м}^3/\text{ч}$; 3 - ЖГ ДАЗ, $P = 0,8 \text{ МПа}$, $q_n = 23 \text{ м}^3/\text{ч}$

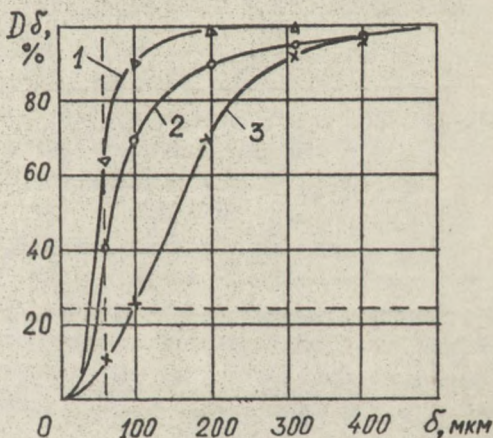
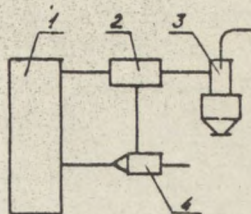


Рис. 2. Принципиальная схема установки пневмоимпульсного измельчения с внешней сепарацией



Результаты экспериментов показали, что при измельчении железной губки имеет место снижение производительности установки от времени работы.

Анализ измельчения металлических порошков показал, что причиной снижения производительности является наличие в исходном материале оплавленных частиц. Обладая более высокой прочностью, чем основная масса материала, они накапливаются в измельчителе, и, более того, в режиме непрерывной циркуляции интенсифицируют процесс поверхностного наклёпа измельчаемых частиц. Это приводит к неудовлетворительной формуемости порошка.

С целью снижения степени наклёпа проведены исследования по измельчению металлических порошков в режиме ограниченной циркуляции материала в корпусе измельчителя. В этом случае в аппарат загружалось заданное количество исходного материала и после проведения N соударений с отбойной поверхностью весь продукт извлекался из аппарата для определения грансостава и степени наклёпа частиц. Опытным путём определялось оптимальное число соударений $N = 8$, выше которого наблюдалось чрезмерное увеличение фракции минус 56 мкм. Таким образом, пневмоимпульсное измельчение металлических порошков в режиме ограниченной циркуляции исключает наклёп частиц и обеспечивает получение стандартного порошка.

Результаты измельчения окатышей металлических подобны вышеуказанным для железной губки.

Экспериментальные данные по измельчению металлического хрома и чугуновой дробы показали, что эти материалы обладают высокой прочностью и процесс их измельчения весьма энергоёмок. Низкая эффективность измельчения связана с изменением изометрии частиц, которые приобретают округлую форму и при соударении в меньшей степени испытывают касательные напряжения. Для увеличения производительности пневмоимпульсного измельчителя необходимо увеличить энергонапряжённость помольного объёма, например, увеличивая рабочее давление сжатого газа.

Анализ экспериментальных данных позволяет выбрать оптимальный режим измельчения материалов для получения порошков с максимальным содержанием целевой фракции и прогнозировать технико-экономические показатели установки промышленного типа. В табл. 2 приведены технико-экономические показатели измельчения исследованных материалов на лабораторной установке и расчётные — для промышленного варианта.

Эксперименты по измельчению кристаллического кремния проводили на шеститрубной установке УИП-6. Исходный материал в этом случае имел полидисперсный состав с максимальной крупностью частиц 7 мм. Режим измельчения менялся двумя параметрами: частотой

работы разгонных труб f и расходом эжектируемого в сепарационную зону измельчителя газа $q_9, \text{м}^3/\text{ч}$. Результаты измельчения кремния приведены в табл. 3.

Таблица 2

Экспериментальные и расчётные технико-экономические показатели пневмоимпульсного измельчения

Измельчаемый материал	Характеристики материала	Дисперсность - иск. сост. мм	Производительность, кг/ч		Удельные энергозатраты, кг/кгмелённого		Содержание фракций в измельчённом материале, %
			УИП-III	УИП-6 (расч.)	УИП-III	УИП-6 (расч.)	
Карбид бора	Абразив Тв. по Моосу 8 ед.	менее 5	I	55	8,96	4	60,6(-63мкм) 2,6(+160мкм)
ПВХ	Теплостойк. 50-80°C по Мартенсу	менее 5	I,47	45	8	5,5	83,4(-63мкм) 5,9(+100мкм) 35,0(-63мкм) 30,2(+100мкм)
Мипласт			0,2	7,2	-	-	
ЖГ БЗПМ	Продукт отжига порошка сырья, получ. распылением расплава металла	0,4 - 5,0	19,2	1000	0,3	0,2	22,4(-63мкм) 32 (+100мкм)
Метал. окатыш.		- " -	22,	2000	0,3	0,2	21,1(-63мкм) 10,1(+500мкм)
ЖГ ДАЗ		0,4 - 5,0	1,2	600	0,3	0,8	7,9(-63мкм) 6,1(+400мкм)
Дробь чугуна.	Размол чугуна дробилкой по ГОСТ II964-81	0,18 - 1,0	0,64	15	-	-	23,9(-63мкм) 0,3(+315мкм)
Хром метал.	X99A, X99B ГОСТ 5905-79	0,2 - 5,0	0,3	15	-	-	23,0(-63мкм) 0,5(+400мкм)

Опытные данные свидетельствуют, что при повышении частоты работы разгонных труб производительность установки резко возрастает. Это объясняется, прежде всего, интенсификацией процесса сепарации материала при частичном наложении друг на друга после-

довательных импульсов газового потока, подаваемого в разгонные трубы. Данные опытов 3-6, при проведении которых частота работы разгонных труб оставалась постоянной, а расход газа на поддув q^* изменялся, свидетельствуют о существенном влиянии величины q^* на грансостав измельчённого материала и производительность установки.

Таблица 3

Результаты экспериментального измельчения кремния
на установке УИП-6

№ опыта	Режим измельчения		Производительность, кг/ч	Удельный расход энергоносителя, кг/кг	Содержание фракций в измельчённом материале, %	
	t_n , с	q^* , м ³ /ч			- 63мкм	+ 500мкм
1	0,6	0	39,0	2,66	73,07	0,81
2	1,0	0	14,0	4,70	81,13	0,93
3	1,5	0	7,3	6,26	81,55	0,53
4	1,5	16,0	107,0	0,62	35,93	1,86
5	1,5	20,5	136,0	0,48	30,05	5,31
6	1,5	26,5	222,0	0,30	25,84	13,07

На основании проведённых исследований установлена принципиальная возможность пневмимпульсного измельчения промышленных материалов с различными физико-механическими свойствами. Изменением режима сепарации осуществляется устойчивая регулировка фракционного состава продукта помола. Вместе с тем анализ результатов опытов показал необходимость учёта особенностей каждого конкретного материала при конструировании промышленных установок пневмоимпульсного измельчения.

Литература

1. Шваб В.А., Пачин В.Н., Курочкин В.Н., Губин Е.И. Исследования процессов движения и удара поршневой массы дисперсного материала применительно к условиям работы импульсного пневматического измельчителя // Методы гидромеханики в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1977. С. 112-113.
2. Шваб В.А., Пачин В.Н. Исследование механизма и закономерностей измельчения материалов в импульсном пневмоизмельчителе // Изв. СО АН СССР. Сер.хим.наук, 1979. Вып.4. С.36-39.

3. Пачин В.Н., Танков Н.К. Исследование износа рабочих поверхностей импульсного пневмоизмельчителя // Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1981. С. 98-101.
4. Шваб В.А. К оценке технических параметров пневматической технологии производства порошковой продукции // Вопросы аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1983. С. 3-4.

СТОХАСТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ КЛАССИФИКАЦИИ ПОЛИДИСПЕРСНЫХ СМЕСЕЙ ЧАСТИЦ

А.Л.Петренко

В многочисленных исследованиях по моделированию процесса классификации [1-5] нет единства в решении задач классификации, что вызывает необходимость поиска физически обоснованной модели и построения решений, наиболее полно отражающих как характеристики самого процесса, так и особенности классифицирующих устройств.

Из анализа имеющихся экспериментальных исследований [1, 2, 6, 7] следует, что процесс классификации в зоне сепарации двухфазного потока представляет собой стохастический процесс. Очевидно, что решение данной задачи как многофакторного случайного процесса в зависимости от параметров потока и устройства практически невозможно. Тем не менее, если допустить, что случайности процесса в зоне сепарации находят прямое отражение в характеристиках статистических распределений частиц, то возможно получение простого аналитического решения. Это допущение следует из анализа характеристик распределений [6] и экспериментальной оценки граничного размера частиц [7]. Установлено, что среднестатистическому граничному размеру частиц в зоне сепарации, задаваемому детерминированными параметрами потока и устройства, соответствует решение $X = X_0^*$ функций относительных нормированных плотностей распределения частиц (рис.1)

$$\rho_m(X_0^*) = \rho_{kp}(X_0^*) = \rho_o(X_0^*), \quad (1)$$

где X_0^* - граничный размер частиц в зоне сепарации;

$\rho_m(x) = \frac{1}{m_m} \frac{dm_m(x)}{dx}$, $\rho_{kp}(x) = \frac{1}{m_{kp}} \frac{dm_{kp}(x)}{dx}$, $\rho_o(x) = \frac{1}{m_o} \frac{dm_o(x)}{dx}$ - относительные нормированные плотности распределения частиц мелкой, крупной и исходной смесей; $m_m(x)$, $m_{kp}(x)$, $m_o(x)$ - распределения масс час -

тиц в смесях; m_m , $m_{кр}$, m_o — массы смесей.

Представление физической картины классификации как стохастического процесса, отображённого в распределениях частиц по фракциям, позволяет найти формулы для описания модели этого процесса. Если в окрестности некоторого "приграничного" значения $\bar{X}_i$ распределения $m_o(x)$ на интервале $\pm \Delta X$ выделить массовую долю частиц $\Delta m_o(\bar{X}_i)$ (рис. 2) и подать её с потоком полидисперсной смеси частиц в классифицирующее устройство, то на выходе из устройства получим доли "мелкой" $\Delta m_m(\bar{X}_i)$ и "крупной" $\Delta m_{кр}(\bar{X}_i)$ фракций, содержащие $\Delta n_m(\bar{X}_i)$ и $\Delta n_{кр}(\bar{X}_i)$ частиц соответственно. Отношения этих величин к общему числу $\Delta n_o(\bar{X}_i)$ частиц массовой доли $\Delta m_o(\bar{X}_i)$ представляют собой "частоту" попадания частиц не в "свою" фракцию

$$\frac{\Delta n_m(\bar{X}_i)}{\Delta n_o(\bar{X}_i)} = 1 - N(\bar{X}_i), \quad \frac{\Delta n_{кр}(\bar{X}_i)}{\Delta n_o(\bar{X}_i)} = N(\bar{X}_i). \quad (2)$$

Когда в поток непрерывно попадают частицы с размером $\bar{X}_i$ и близкие к нему по размерам, то при сколь угодно малых $\pm \Delta X$ "частоты" $N(\bar{X}_i)$ сколь угодно близко будут приближаться к вероятности

$\Phi(\bar{X}_i)$ миграции частиц с размером X_i не в "свою" фракцию. В пределе при $\Delta X \rightarrow 0$, т.е. для частиц одного размера X_i , отношения (2) будут тождественны отношениям масс этих частиц, представляющих также вероятности $[1 - \Phi(x)]$ и $\Phi(x)$ миграции частиц.

Таким образом, при непрерывном процессе классификации для любого X_i ($\Delta X = 0$) можно записать

$$\frac{dm_m(x)}{dm_o(x)} = [1 - \Phi(x)], \quad \frac{dm_{кр}(x)}{dm_o(x)} = \Phi(x) \quad (3)$$

или

$$\frac{dm_m(x)}{dx} = \frac{dm_o(x)}{dx} [1 - \Phi(x)]; \quad (4)$$

$$\frac{dm_{кр}(x)}{dx} = \frac{dm_o(x)}{dx} \Phi(x), \quad (5)$$

где $\Phi(x) = \frac{1}{\sigma_o \sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^x e^{-\frac{(x-x_o)^2}{2\sigma_o^2}} dx$ — функция нормального распределения случайных величин.

Уравнения (4) и (5), описывающие стохастическую модель процесса, отражают закон сохранения масс частиц в их распределениях — общеизвестные связи между исходной смесью частиц и отдельными фракциями. Для заданной плотности распределения частиц в исходной их смеси и при известных параметрах функции $\Phi(x)$ дисперсии σ_o^2 и медианы (математического ожидания) X_o уравнения (4) и (5) позволяют определить абсолютные плотности распределения частиц в отдельных фракциях на интервале их распределения $X = X_{min}, \dots, X_{max}$.

При этом принимается ограниченный интервал изменения X в окрестности X_0 равный $|X - X_0| \leq 3\sigma_0$ и $\Phi(X_{\min}) \approx 0$, $\Phi(X_{\max}) \approx 1$.

Массы фракций m_m и m_{kr} определяются как наиболее вероятные значения долей, отделяемых от распределения $m_0(x)$ на интервале $m_0(x) = 0, \dots, m_0$, при интегрировании (3) по частям

$$m_m = M m_0(x), \quad m_{kr} = m_0 - M m_0(x), \quad (6)$$

где $M m_0(x) = \int_{X_{\min}}^{X_{\max}} m_0(x) d\Phi(x)$ — есть интеграл Стильтеса, значение которого представляет собой математическое ожидание функции $m_0(x)$.

Следует отметить, что медиана X_0 функции $\Phi(x)$ является решением функции $m_m(x)$ и $m_{kr}(x)$, при котором всегда выполняется условие

$$m'_m(x_0) = m'_{kr}(x_0) = \frac{1}{2} m'_0(x_0). \quad (7)$$

Чтобы решить задачу о распределении частиц по фракциям при их классификации относительно граничного размера X_0^* , соответствующего условию (I), надо преобразовать (4) и (5) в относительные нормированные функции. Используя нормирующие множители

$$\frac{1}{m_m} = \frac{1}{M m_0(x)}, \quad \frac{1}{m_{kr}} = \frac{1}{m_0 - M m_0(x)}, \quad \frac{1}{m_0}$$

для соответствующих им функций распределения, получим

$$p_m(x) = p_0(x) \frac{1 - \Phi(x)}{M q_0(x)}; \quad (8)$$

$$p_{kr}(x) = p_0(x) \frac{\Phi(x)}{1 - M q_0(x)},$$

где $p_m(x) = \frac{1}{M m_0(x)} \frac{d m_m(x)}{dx}$, $p_{kr}(x) = \frac{1}{m_0 - M m_0(x)} \frac{d m_{kr}(x)}{dx}$, $p_0(x) = \frac{1}{m_0} \frac{d m_0(x)}{dx}$, (9)

$$q_m(x) = \frac{m_m(x)}{M m_0(x)}, \quad q_{kr}(x) = \frac{m_{kr}(x)}{m_0 - M m_0(x)}, \quad q_0(x) = \frac{m_0(x)}{m_0}.$$

Из решения (8) и (9) при $X = X_0^*$ следует, что

$$\Phi(X_0^*) + M q_0(X_0^*) = 1. \quad (10)$$

Это значит, что математическое ожидание $M q_0(X_0^*)$ исходного относительного распределения массы частиц $q_0(x)$ представляет собой некоторую случайную функцию $\Phi[q_0(X_0^*)]$, изменяющуюся на интервале $\Phi[q_0(X_0^*)] = 0, \dots, 1$ при изменении её аргумента $q_0(X_0^*)$ на интервале $q_0(X_0^*) = 0, \dots, 1$. Параметрами $\Phi[q_0(X_0^*)]$ является дисперсия σ_q^2 и медиана $q_0(X_0^*) = 0,5$.

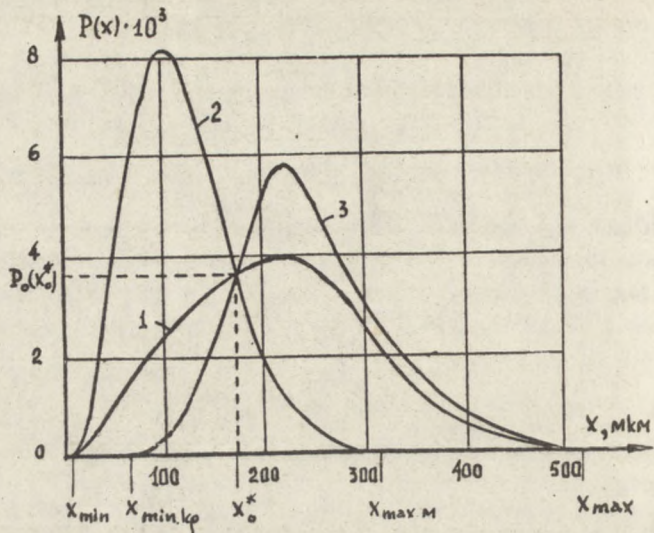


Рис. 1. Графики нормированных плотностей распределения частиц:
1 – исходная смесь; 2 – мелкая фракция; 3 – крупная фракция

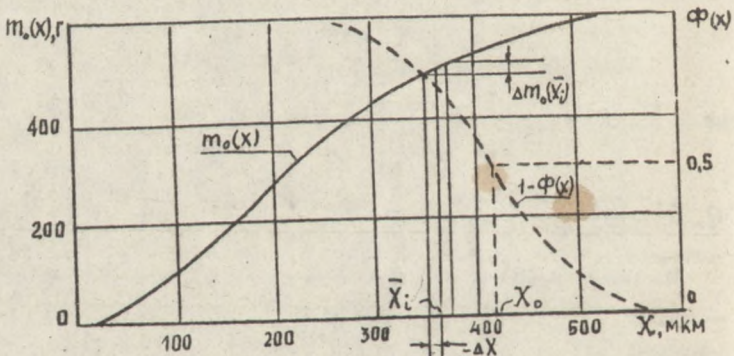


Рис. 2. К выводу формул распределения частиц в отдельных фракциях

Для функции $\varphi(x)$ целесообразно использовать затабулированный интеграл вероятностей [8]

$$\varphi(x) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^x e^{-\frac{1}{2}\left(\frac{x-t}{\sigma}\right)^2} dt = \varphi_u(u_x) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{u_x} e^{-\frac{1}{2}u^2} du = \frac{1}{2} + \Phi(u_x),$$

где $u_x = \frac{x-x_0}{\sigma_0}$ — нормированная переменная, $\Phi(u_x) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{u_x} e^{-\frac{1}{2}u^2} du$ — табличные значения интеграла вероятностей при изменении на интервале $u_x = 0, \dots, 5$ [8]. Аналогично этому

$$\varphi[q_0(x_0^*)] = \varphi_u(u_q) = \frac{1}{2} + \Phi(u_q) \quad (I2)$$

при $u_q = \frac{q_0(x_0^*) - 0.5}{\sigma_q}$.

В обозначениях (II) и (I2) уравнения (8) и (9) примут вид

$$\rho_m(x) = \rho_0(x) \frac{0.5 - \varphi(u_x)}{0.5 + \varphi(u_q)}; \quad (I3)$$

$$\rho_{кр}(x) = \rho_0(x) \frac{0.5 + \varphi(u_x)}{0.5 - \varphi(u_q)}. \quad (I4)$$

Решение уравнений (I3) и (I4) при $X = X_0^*$ даёт простую линейную связь между X_0 и X_0^* . Это видно из того, что при выполнении условия (I) из уравнений (I3) и (I4) получают равенство

$$-\varphi(u_x) = \varphi(u_q)$$

или, ввиду нечётности функций,

$$\varphi(-u_x) = \varphi(u_q).$$

Из равенства значений функций следует равенство их аргументов, т.е. $-u_x = u_q$.

Раскрывая значения u_x и u_q при $X = X_0^*$, получим

$$X_0 = X_0^* + \frac{\sigma_0}{\sigma_q} [q_0(x_0^*) - 0.5]. \quad (I5)$$

Параметр σ_0 отражает влияние всей совокупности случайных факторов на качество процесса. Он зависит не только от числа случайных факторов, но и от их масштаба, который может измениться с изменением детерминированных параметров. Поэтому целесообразнее представить этот параметр как $\sigma_x = \sigma_0 \pm \Delta\sigma$, где σ_0 представляет собой "микрометрику" (паспортную характеристику) устройства, а $\Delta\sigma$ представляет собой функцию, отражающую влияние детерминированных параметров на процесс классификации. Использование $\Delta\sigma$ в качестве "самостоятельной" функции позволит

более корректно выявлять влияние параметров потока и устройства на процесс классификации. Очевидность его влияния подтверждается тем, что параметр σ_x входит в критериальную оценку R качества разделения исходной смеси [6]

$$R = 1 - \sqrt{2\pi} P_0(x^*) \sigma_x, \quad (16)$$

где $\sigma_x = \frac{\sigma_{xm} + \sigma_{xp}}{2}$; σ_{xm} , σ_{xp} — опытные оценки параметра σ_x в мелкой и крупной фракциях по размаху распределения мигрирующих частиц ("хвостов") в этих фракциях.

Как и общее решение задачи о классификации, аналитическое определение параметра σ_x практически невозможно и нецелесообразно. Поэтому единственным способом определения σ_x надо признать определение его из опыта.

Полученные формулы (13) и (14) при известных значениях σ_x и σ_q позволяют определять характеристики распределений частиц в отдельных фракциях по заданным значениям $P_0(x)$, x^* и $q_0(x^*)$ на всём интервале изменения $P_0(x)$.

На рис. 3 показаны опытные и рассчитанные по (13) и (14) нормированные плотности распределения частиц во фракциях.

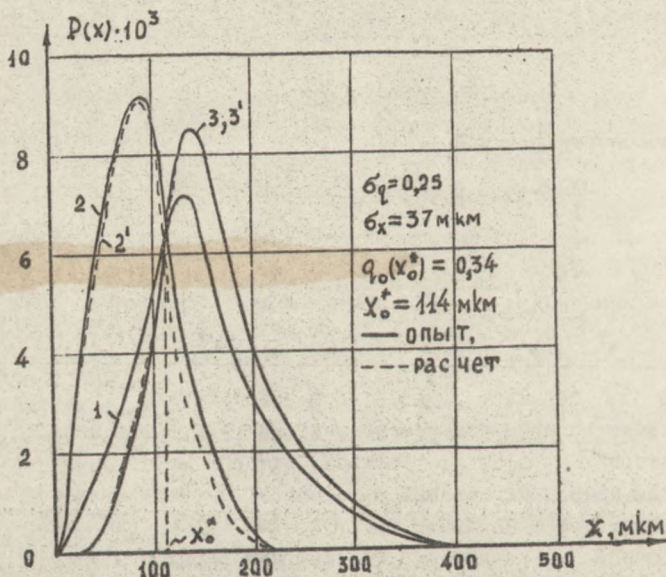


Рис. 3. Нормированные плотности распределения частиц: 1 — исходная $P_0(x)$; 2,2 — мелкая $P_m(x)$; 3,3 — крупная фракция $P_{kp}(x)$.

Классификация частиц воздушным потоком рассматривалась в данной работе как наиболее распространённый пример для построения физической картины и модели процесса классификации. Однако есть основание утверждать, что полученные результаты применимы для оценки других видов классификаторов и различных способов классификации.

Литература

1. Шрайбер А.А., Милютин В.Н., Яценко В.П. Гидромеханика двух - компонентных потоков с твёрдым полидисперсным веществом. Киев: Наукова думка, 1980. 249 с.
2. Molerus O., Hoffman H. *Darstellung von Windsichtertrennkuren durch ein stochastisches Model.* - Chem. - Ing. - Techn., 1969, Bd. 41, N 5/6. S. 340 - 344.
3. Шиляев М.И. Гидродинамическая теория ротационных сепараторов. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1983. 233 с.
4. Барский М.Д. Фракционирование порошков. М.: Недра, 1980. 328с.
5. Ушаков С.Г., Зверев Н.И. Инерционная сепарация пыли. М.: Энергия, 1974. 169 с.
6. Петренко А.Л. Анализ характеристик статистических распределений частиц. Оценка качества отдельных фракций. Томск, 1986. II с. Деп. в ВИНТИ 26.01.87, № 605 - В87.
7. Петренко А.Л. Опытная оценка границы разделения полидисперсных смесей частиц при их классификации. Томск, 1986. 9с.Деп. в ВИНТИ 23.01.87, № 544 - В 87.
8. Корн Г., Корн Т. Справочник по математике. М.: Наука, 1970. С.513 - 516.

О СТРУКТУРЕ ПОТОКА ПРИ ПОРШНЕВОМ ПНЕВМОТРАНСПОРТЕ

В.Н. Воронин

При поршневом пневмотранспорте в поршневом режиме период формирования одного структурного элемента складывается из времени подачи материала t_m , за который в трубопровод вводится сгусток материала (поршень) с массой M , и времени подачи транспортирующего газа t_a , за которое вводится порция сжатого воздуха с массой m , после чего цикл повторяется.

Варьируя t_m и t_a , регулируют производительность установки G_m , расход газа G_a и массовую расходную концентрацию μ

$$G_m = M(t_m)/T ; \quad (1)$$

$$G_v = m(t_v)/T ; \quad (2)$$

$$\mu = G_m/G_v = M/m . \quad (3)$$

Величина μ является косвенной характеристикой энергозатрат на транспортирование. Вопрос оптимизации концентрации μ как функции многих переменных (начального давления, дальности транспортирования, свойств перемещаемого материала) далёк от своего разрешения. Не разработаны и методы непрерывного контроля этого параметра для потоков высокой концентрации. В частности, существенные трудности представляет измерение текущего расхода транспортирующего газа при его импульсной подаче.

При регулировании параметров потока путём варьирования интенсивности подачи материала $\theta = t_m/T$ удобнее контролировать не расходные, а структурные характеристики потока, тем более, что дестабилизация процесса сопровождается изменением характера течения и нарушением заданной структуры.

В установившемся режиме суммарная масса дисперсного материала, находящегося в трубопроводе, постоянна, поскольку периодическое поступление очередных порций компенсируется выходом материала в приёмный бункер. При этом производительность установки можно выразить следующим образом:

$$G_m = \sum M_i/T_L , \quad (4)$$

где T_L — время нахождения материала в трубопроводе

$$T_L = L/u , \quad (5)$$

u — средняя скорость транспортирования.

Допустим, что при устойчивой работе ПТУ поршни при движении не разрушаются, а материал в них сохраняет начальную пористость. Выразим массу поршня через его длину l_i и диаметр D

$$M_i = (1-\varepsilon) \rho_m \frac{\pi D^2}{4} l_i = K_1 l_i ; K_1 = const . \quad (6)$$

Тогда в соответствии с (4)

$$G_m = K_1 u \sum l_i/L = K_1 d u . \quad (7)$$

Отношение $\sum l_i/L = d$ показывает объёмную долю трубопровода, занятую сыпучим материалом. В работе [1] предложено эту характеристику потока поршневой структуры называть степенью загрузки транспортного трубопровода

$$\sum l_i = dL ; \quad 0 \leq d \leq 1. \quad (8)$$

Степень загрузки d , в отличие от M , делает наглядной связь между основными параметрами транспортирования и помогает при анализе причин дестабилизации потока.

В литературе употребляются понятия "надёжность транспортирования", "стабильность потока", однако эти термины носят субъективный характер и не имеют количественного эквивалента. Традиционное вероятностное определение надёжности [2] требует большого количества опытных данных и неприемлемо в экспериментальной практике. Вместе с тем замечено, что во время транспортирования все параметры потока претерпевают флуктуации во времени. Они вызываются как случайными причинами, так и заданием предельного значения какого-либо основного параметра, например начального давления. В первом случае отклонения носят характер колебаний относительно некоторого среднего значения, во - втором - как колебательный, так и монотонный дрейфовый характер. В последнем случае обычно установка не выходит на стационарный режим. Забивка трубопровода сопровождается резким увеличением амплитуды колебаний, вызванных изменением структуры потока. Это обстоятельство позволяет использовать для количественной характеристики стабильности процесса транспортирования степень отклонения измеряемого параметра от его среднего значения. Контролируемым параметром могут служить скорость движения материала [1], частота прохождения поршней через фиксированное сечение [3] или, как в данной работе, локальное давление транспортирующего газа.

Давление в фиксированном сечении периодически изменяется в соответствии с прохождением сгустков материала, однако на временной диаграмме $P(t)$ можно выделить некоторые характерные точки, например давление на заднем фронте поршня, и проследить его флуктуации во времени.

На рис. 1 приведена типичная диаграмма давления, полученная при транспорте гранулированного полиэтилена по трубопроводу диаметром $D = 50$ мм на расстояние $L = 242$ м (приведённая дальность транспортирования $L_n = 294$ м). Кривая записана прибором НЗЗЗ-6П с помощью датчика ТДМ-5, установленного в сечении с ко-

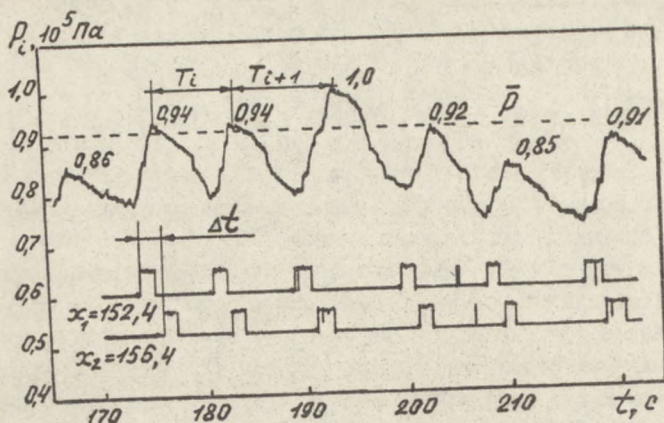


Рис. 1. Диаграмма прохождения поршней сыпучего материала через измерительную базу. Гранулированный полиэтилен, $L = 242$ м, $D = 0,05$ м; $P_c - P_k = 2,7 \cdot 10^5$ Па; $\Theta = 0,63$; $\alpha = 0,16$

ординатой $X = 152,4$ м. Измерительный участок оборудован двумя фотодатчиками для измерения средней скорости поршней на базе

$\Delta X = 4$ м (прямоугольные импульсы в нижней части диаграммы). Цифры возле кривой обозначают избыточное давление на заднем фронте поршня.

Флуктуации давления ставились в соответствие с достигнутой в опыте загрузкой трубопровода. Для этого на диаграмме $P(t)$ выбирался достаточно протяжённый по времени участок соответствующий установившемуся режиму транспортирования. При обработке диаграммы находили среднюю величину давления на заднем фронте и величину наибольшего отклонения

$$\bar{P} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N P_i ; \quad \delta P = |P_{i \max} - \bar{P}|$$

Загрузку трубопровода определяли из формулы (7) с помощью измеренных значений G_m и U

$$d = G_m / K_1 U, \quad (9)$$

где $K_1 = \text{const}$ для данного опыта.

Результаты, представленные на рис.2, свидетельствуют о рез-

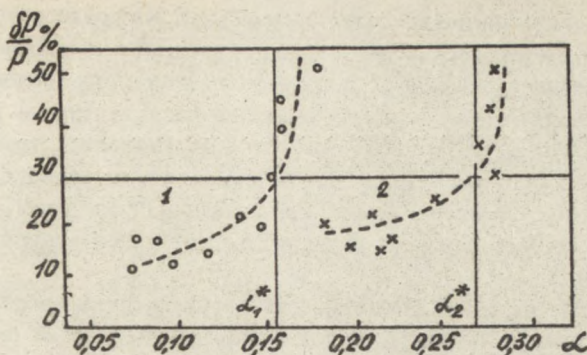


Рис. 2. Зависимость колебаний давления транспортирующего газа от степени загрузки трубопровода: 1 – область стабильного транспорта полиэтилена при $L = 242$ м; 2 – область стабильного транспорта хлористого калия при $L = 36$ м

ком нарастании амплитуды колебаний давления с увеличением загрузки α . При этом процесс требует оперативного вмешательства во избежание забивки транспортного трубопровода. На практике это достигалось изменением скважности процесса θ или увеличением начального давления P_0 . В противном случае наблюдаются такие нежелательные явления, как рассыпание одних поршней и объединение других, образование подстилающего слоя, нарушение стабильной работы питателя и т.п.

Анализ результатов по транспорту в предельных режимах показал, что для сохранения регулярной поршневой структуры потока следует ограничить допустимую амплитуду колебаний давления величиной $\pm 30,0\%$ от его среднего значения в данной точке. Все эксперименты, в которых амплитуда колебаний превышала эту величину, закончились забивкой трубопровода.

Значение $\alpha = \alpha^*$, соответствующее этой границе, назовём предельной загрузкой трубопровода при данной дальности транспортирования. Можно полагать, что устойчивый поршневой режим транспортирования возможен и при более высоких значениях α , однако это требует оборудования ПТУ специальными средствами контроля и устранения дестабилизирующих факторов.

Для получения зависимости оптимальной загрузки трубопровода от дальности транспортирования были обработаны полученные ранее экспериментальные данные по перемещению хлористого калия, пиритного огарка, апатита и гранулированного полиэтилена на расстоянии от 5,8 до 242 м. В экспериментах использовались трубопроводы диаметром от 0,05 до 0,1 м. В этом диапазоне не обнаружено заметного влияния диаметра на величину предельной загрузки, что не исключает нахождения такой зависимости путём целенаправленного эксперимента.

На рис. 3 показана зависимость загрузки от приведённой дальности транспортирования. Максимальным значениям d соответствует кривая $d^*(L_n)$, которая аппроксимирована выражением

$$d^* = 0,1 + L_n^{-0,5} \quad (10)$$

Из графика видно, что последняя формула справедлива в области $L^* < L_n < 300$ м, где L^* — предельная длина плотного слоя, для которого $d = 1$.

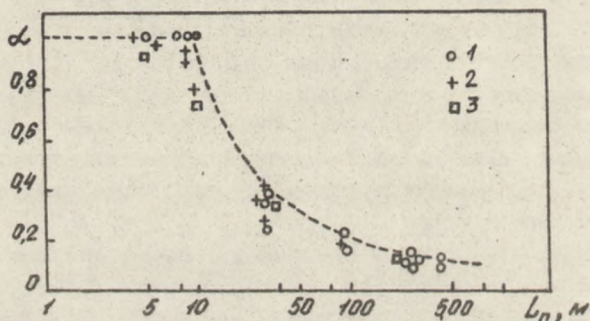


Рис. 3. Зависимость степени загрузки трубопровода от приведённой дальности транспортирования: 1 — гранулированный полиэтилен, $D = 0,05; 0,057; 0,1$ м; 2 — хлористый калий, $D = 0,05; 0,057$; 3 — пиритный огарок, $D = 0,05; 0,057$ м

Как указано выше, транспорт с предельной загрузкой представляет определённые трудности и не является оптимальным по надёжности. Кроме того, на величину оптимальной загрузки оказывает влияние особенности транспортируемого материала. Например, влажный хлористый калий транспортируется при высоких значениях

α более устойчиво, чем сухой. Поэтому целесообразно ввести в формулу (10) некоторый поправочный коэффициент, близкий к единице, гарантирующий запас надёжности,

$$\alpha_{\text{опт}} = \xi \alpha^* = \xi (0,1 + L n^{-0,5}). \quad (\text{II})$$

При недостаточной информации о конфигурации трассы и условиях транспортирования можно полагать в расчётах $\xi = 0,8$.

Величина α тесно связана с расходной концентрацией M , а именно, в предположении отсутствия фильтрационных перетоков между воздушными промежутками

$$\alpha = K_2 M / (1 + K_2 M); \quad (\text{I2})$$

$$M = \alpha / K_2 (1 - \alpha), \quad (\text{I3})$$

где $K_2 = \rho_K (\rho_0 + \rho_K) / 2 \rho_K (1 - \varepsilon) \rho_m$; ρ_0 - начальное давление; ρ_K и ρ_K - давление и плотность газа на выходе из трубопровода; $(1 - \varepsilon) \rho_m$ - объёмная плотность материала.

Известно, что M является убывающей функцией дальности транспортирования [4,5]. П.Н.Дмитриев и А.И.Матвеев на основании опытов рекомендуют графическую зависимость $M(Ln)$ для цемента [5], что даёт возможность сравнить предложенную эмпирическую зависимость (10) с экспериментальными данными этих авторов. Для этого подставим значение α из выражения (II) в формулу (I3)

$$M = 2 \rho_K (1 - \varepsilon) \rho_m (0,1 + L n^{-0,5}) / \rho_K (\rho_0 + \rho_K) (1,15 - L n^{-0,5}). \quad (\text{I4})$$

Положим $\rho_K = 1 \cdot 10^5$ Па; $\rho_K = 1,21$ кг/м³; $\xi = 0,8$ $(1 - \varepsilon) \rho_m = 1200$ кг/м³. Поскольку явная зависимость $\rho_0(Ln)$, присутствующая в формуле (I4), неизвестна, построим семейство кривых $M(Ln)$ для различных диапазонов начального давления транспортирования. Из графиков, приведённых на рис.4, следует удовлетворительное соответствие формулы (II) экспериментальным данным, что позволяет рекомендовать её для использования при расчёте и эксплуатации пневмотранспортных установок.

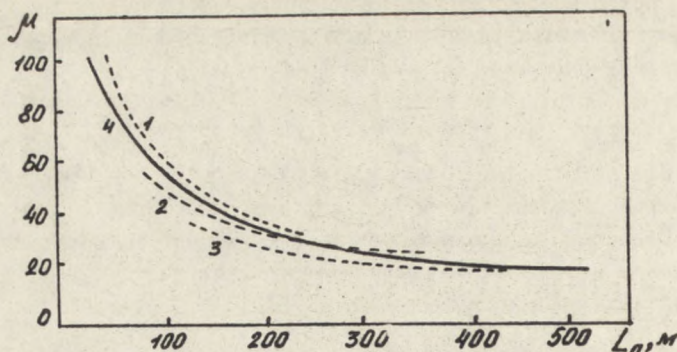


Рис. 4. Зависимость оптимальной расходной концентрации от приведённой дальности транспортирования. Цемент, $\rho = 1200 \text{ кг/м}^3$, 1 - $P_0 = 4,0 \cdot 10^5 \text{ Па}$; 2 - $P_0 = 5,0 \cdot 10^5 \text{ Па}$; 3 - $P_0 = 6,0 \cdot 10^5 \text{ Па}$, расчёт по формуле (14); 4 - экспериментальные данные [5]

Литература

1. Воронин В.Н., Егоров В.М. Поршневой пневмотранспорт с малой скоростью // Вопросы аэромеханики и тепломассообмена в приложении к некоторым технологическим процессам. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1981. С.112 - 125.
2. Бруевич Н.Г. Количественные оценки надёжности изделий // Основные вопросы теории и практики надёжности. М.: Машиностроение, 1971. С.36.
3. Воронин В.Н., Романдин В.И., Свищёв В.Г. Испытания поршневого пневмотранспорта полиэтилена в промышленных условиях. Томск, 1986. Исс. Деп. в ЦНТИ Химнефтемаш 9.04.1986, № 1509-86хн.
4. Воробьёв А.А. Пневмотранспортные установки: Справочник. Л.: Машиностроение, 1969. 200с.
5. Дмитриев П.Н., Матвеев А.И. Расчёт и исследование установок для пневматического транспортирования цемента // Труды / ВНИИстройдормаш, 1965. Сер. I. С.3-35.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПНЕВМОТРАНСПОРТИРОВАНИЯ ВЛАЖНОГО ДИСПЕРСНОГО МАТЕРИАЛА

В.М.Тишин

В процессе пневмотранспортирования дисперсных материалов существенную роль играют такие их физико-механические характеристики, как влагосодержание. Увеличение влажности приводит к возрастанию сил сцепления между частицами материала и сил взаимодействия их со стенками технологического оборудования, что затрудняет процесс истечения влажных материалов из бункеров и транспортирование их в пневматических установках.

Целью настоящего исследования было изучение процесса пневмотранспортирования влажных материалов, определение максимального влагосодержания, при котором возможно осуществить устойчивое транспортирование материала по горизонтальному трубопроводу на расстояние до 300 м с производительностью 40 т/ч, и расчёт комплексной промышленной установки, гарантирующей заданный режим.

В связи с тем, что движение дисперсных сред с переменными физико-механическими характеристиками твёрдой фазы является сложным процессом, на первой стадии по известным методикам [1-3] проведён приближённый расчёт рабочих и геометрических параметров установки применительно к непрерывному пневмотранспорту с эжекционным эффектом.

Экспериментальная проверка полученных расчётных данных проводилась на специально разработанной установке, принципиальная схема которой изображена на рис. 1. В качестве дисперсного материала применялись зольные отходы теплоэлектростанций, гранулометрический состав которых представлен в табл. 1, а пикнометрическая плотность составляет $2 \cdot 10^3$ кг/м³.

Таблица 1

Фракция, мкм	400	400/200	200/160	160/100	100/63	63/50	50
% - ное содержание	0,28	0,48	0,40	3,37	5,17	0,11	90,19

Установка состоит из лоткового бункера I для приёма и кратковременного хранения материала, истечение которого в эжектор 2 осуществляется ленточным шнеком 3 и шлюзовым питателем 4 при вращении их электродвигателями 5 с блоками питания

и регулирования скоростей вращения 6. Подача сжатого воздуха для пневмотранспортирования материала по трубопроводу 7 осуществляется вентилем 8 через сопло 9. Расход воздуха определяется посредством расходомерной шайбы 10 и дифференциального манометра II. Статическое давление определяется манометрами 12 и 13.

Конструктивно бункер выполнен в виде короба с основанием размером $200 \times 500 \text{ мм}^2$, в центре его расположено выпускное отверстие размером $120 \times 120 \text{ мм}^2$. Для обеспечения полного исте-

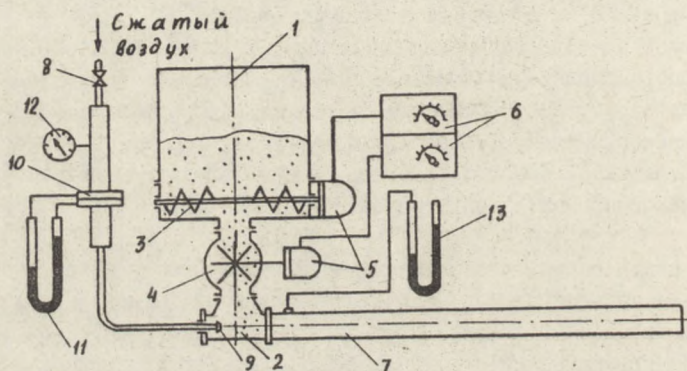


Рис. I. Принципиальная схема экспериментальной установки

чения влажного материала по продольной горизонтальной оси бункера установлен ленточный шнек диаметром 250 мм. Применение ленточного шнека позволяет взрыхлить подаваемый материал, предотвращая его зависание, и создать столб материала над выпускным отверстием, препятствуя этим пробиванию воздуха. Для устойчивого дозирования материала и более полного предотвращения пробивания воздуха установлен шлюзовый питатель. Определяющим фактором в конструкции его при работе с влажным материалом является зазор между корпусом и барабаном. При зазоре 0,25 мм обеспечивается подача золы с влажностью до 10%, с увеличением влажности происходит заклинивание барабана. При зазоре 0,5 мм обеспечивается подача материала до 20% влажности, а при 24% влажности шлюзовый питатель работает не более 5 ÷ 10 мин. Совместное использование ленточного шнека и шлюзового питателя обеспечивает устойчивую подачу материала с указанным дисперсным составом до 18% влажности, с повышением дисперсности материала истечение ухудшается.

Пневматический транспорт золы осуществляется по транспортной магистрали диаметром 50 мм при различной длине трубопровода и влажности золы. При этом регистрировались расход воздуха, золы, статическое давление перед эжектором и в трубопроводе.

Визуальные наблюдения за характером движения материала показали, что сухой материал перемещается по всему сечению магистрали (плотным слоем), с увеличением влажности заполненность сечения трубопровода материалом снижается.

О характере работы установки можно судить по данным, приведенным в табл. 2. Как видно из таблицы, при длине трубопровода

Таблица 2

Длина трубы, м	Давление перед эж., 10^5 Па	Давление в начале трубы, 10^5 Па	Скор. возд., м/с	Кон- цен- трац., кг/кг	Влажн. матер., %	Работа питателя	Работа транспорт. трубопров.
8	I		3I	4	II,5	устойч.	устойчив.
16	I	300	20		9,27	- " -	- " -
16	I	380	I7		I7,79	- " -	- " -
2I	2		22,3	3,4	9,63	- " -	уст. по низу
2I	3		3I,5	2,3	I3,20	- " -	- " -
2I	4		4I	2	9,1	- " -	- " -
2I	I				I4,16	- " -	- " -
50	I	I500	I8	I0,37	0,0	- " -	уст. по всем. диаметру
50	I	900	I8	4,34	4,12	- " -	- " -
50	I	880	I8	7,02	4,78	- " -	- " -
50	I	770	I8	4,59	9,44	- " -	- " -
50	I	700	I8	4,88	I4,10	- " -	уст. по низу
50	I	260	I8		I5,62	- " -	- " -
50	I	260	I8		I7,00	забился питатель	забился эжектор

50 м устойчивый транспорт материала прекратился при влажности 15,6 %. При увеличении влажности до 17 % произошла забивка эжектора, материал уплотнился и закупорил питатель. С уменьшением длины магистрали установка работает и при этой влажности.

Таким образом, экспериментально установлена возможность пневматического транспортирования золы с влажностью до 14 % с массовой концентрацией до 5 кг материала на килограмм воздуха. Так как увеличение геометрических размеров способствует улучшению условий истечения материала из бункера и его пневмотранспор-

тирования, то можно заключить, что промышленная установка, созданная по рекомендациям 1-3, обеспечит транспорт влажной золы с заданными характеристиками.

Литература

1. Урбан Я. Пневматический транспорт. М.: Машиностроение, 1967. 256 с.
2. Успенский В.А. Пневматический транспорт. Свердловск: Металлургия, 1959. 231 с.
3. Рогинский Г.А. Дозирование сыпучих материалов. М.: Химия, 1978. 176 с.

ВЛИЯНИЕ ФОРМЫ ГАЗОВОЙ СТРУИ ПРИ ВЗАИМОДЕЙСТВИИ С НАСЫПНЫМ СЛОЕМ МАТЕРИАЛА

Е.В.Асадчая, В.П.Дорогин, О.А.Страхова

Для переработки сыпучих материалов широко используются в различных технологических процессах аппараты, обеспечивающие циркуляционное движение среды. Физическое представление процессов, протекающих в данных аппаратах, является важнейшей задачей [1]. При этом исследование взаимодействия газовой струи с гранулированным материалом имеет существенное значение, поскольку загрузка рабочего газа материалом определяет интенсивность процесса смешения или усреднения частиц в аппарате.

Эжектирование струи является сложным процессом, зависящим от ряда параметров: высоты и формы струи, расхода газового потока [2]. Так, например, несимметричная форма газовой струи в пневматическом циркуляционном аппарате приводит к повышению загрузки газовой струи гранулированным материалом [3].

В данной работе представлены некоторые результаты экспериментального исследования влияния формы струи на характер движения насыпного слоя. В частном случае изменение формы струи рассматривалось в зависимости от изменения входа канала, который характеризуется углом α (рис.1).

При проведении экспериментов использовался аппарат, изобра-

женный на рис.1. Аппарат представляет собой прозрачный корпус, выполненный из стекла. Аппарат включает в себя плоский канал, стенки которого 2 и 3 подвижны, и отбойник 4. Для распределения газа в насыпной слой материала установлен сопловой блок 1.

Методика проведения эксперимента заключается в следующем. Зоны I и II аппарата заполняются гранулированным материалом до определенного уровня. С помощью соплового блока в аппарат поступает газовая струя. Частицы эжектируются газом и выносятся им через плоский канал на поверхность насыпного слоя. Перемещением отбойника регулируется одинаковая масса частиц в зонах I и II. Визуально наблюдается, что в основной части аппарата движение сыпучего материала подобно поршневому течению. Поэтому, определив время опускания частиц плотного слоя в каждой зоне, рассчитываются скорости движения гранулированного материала V_I и V_{II} в зонах I и II соответственно. Поведение концентрации материала, пропорциональной средней скорости частиц, изучалось в зависимости от угла α между подвижными пластинами 2 и 3. Угол α варьировался от 0° до 48° . При проведении опытов изменялась высота h между соплом и плоским каналом, диаметр сопла и расход воздуха.

Характерные распределения скорости движения насыпного слоя в зонах I и II представлены на рис.2 а, б.

Как видно из рисунка, при увеличении угла α скорость частиц зоны I уменьшается до определенного угла α , затем возрастает. Данное поведение материала связано, по-видимому, с перераспределением характера эжектируемого газа.

Увеличение высоты h также существенно влияет как на характер распределения, так и на величину значений скорости частиц. С возрастанием h величины скоростей V_I и V_{II} в исследуемом диапазоне угла α монотонно падают и возрастают соответственно. Суще-

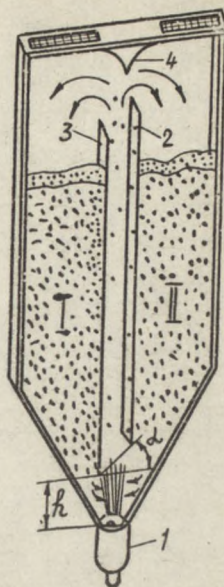


Рис.1. Принципиальная схема аппарата

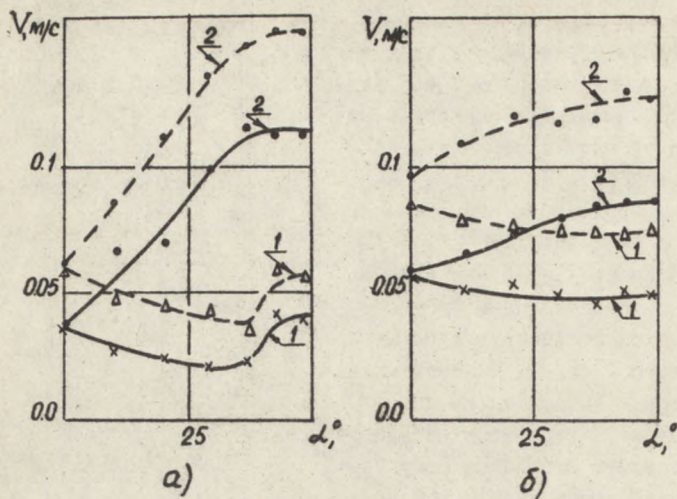


Рис.2. Зависимость скорости частиц V от угла α :
а) $h = 57$ мм; б) $h = 77$ мм; 1 и 2 – скорости частиц в зонах I и II соответственно; — — $P = 1$ атм, ---- — $P = 3$ атм

твенно, что характер изменения скорости частиц в зависимости от высоты h при $\alpha = 0$ типичен ранее полученным распределениям [4]. Как видно из рисунка 2, на повышение значений скоростей частиц как в зоне I, так и в зоне II существенно влияет расход поступающего газа. Следует отметить, что, как показано в работе [4], дальнейшее увеличение расхода газа может привести к снижению средней скорости материала.

На рисунке 3 представлено изменение средней скорости движения всего материала в аппарате в зависимости от угла α . Причем, увеличение угла α приводит к наиболее полной загрузке газовой струи.

Экспериментальные исследования показали, что увеличение поверхности границы газовой струи приводит к дополнительному росту средней скорости материала.

Таким образом, проведенное экспериментальное исследование влияния формы газовой струи при взаимодействии с сыпучим материалом, с одной стороны, подтверждает полученные ранее закономерности движения гранулированной среды для данного аппарата,

с другой стороны, показывает, что форма газовой струи может влиять на скорость движения материала, в свою очередь, связанную с интенсификацией процесса смешения или усреднения.

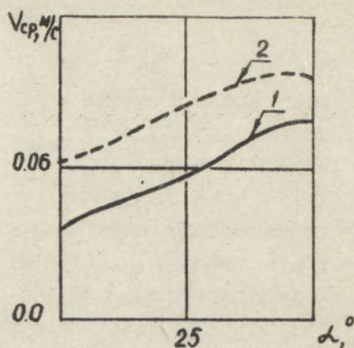


Рис.3. Зависимость средней скорости V_{cp} от угла α при $h = 57$ мм.
1 - $P = 1$ атм; 2 - $P = 3$ атм.

Литература

1. Интенсификация процессов механической переработки сыпучих материалов: Сб. статей. Иваново: Изд-во Иван. хим.-тех. ин-та, 1987. 156 с.
2. Матур К., Эпстайн Н. Фонтанирующий слой. Л.: Химия, 1978. 288 с.
3. А.с. № 770520 (СССР). Пневматический смеситель/ В.А.Шваб, Ю.А.Бирюков, Л.Н.Богданов, Б.Г.Свищев, Р.Н.Спасский, А.Т.Росляк, П.Н.Зятиков, В.К.Гордеев. Оpubл. в Б.И., 1980, №38..
4. Бирюков Д.А., Богданов Л.Н. Исследование эффективности смешения сыпучих материалов в пневматическом циркуляционном аппарате // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Тым.ун-та, 1983. С.93-105.
5. Бирюков Д.А., Богданов Л.Н., Дорогин В.П. Экспериментальные исследования структуры потоков при движении частиц в пневматическом циркуляционном смесителе // В настоящем сборнике.

СО Д Е Р Ж А Н И Е

В.Н.Арбузов, А.В.Шваб. Численный расчёт гидродинамики закрученного потока и процесса разделения полидисперсных материалов в зоне сепарации воздушно-центробежного классификатора	3
А.Т.Росляк. Аэродинамика входного участка сепарационного элемента классификатора промышленного назначения . . .	20
Ю.А.Бирюков, Л.Н.Богданов, В.Н.Брендаков, В.Т.Столяров. Исследование влияния рабочих и геометрических параметров пневматического циркуляционного смесителя на распределение времени пребывания частиц	28
Н.Д.Сосновский, А.В.Шваб, П.Н.Зятиков, А.Т.Росляк, Н.Л.Купцова. Влияние гидродинамики течения несущей среды в профилированном канале воздушно-центробежного классификатора на эффективность разделения порошков . . .	32
Б.Б.Квеско, Н.Г.Квеско. Аппроксимация гранулометрических функций аналитическими зависимостями.	47
А.В.Шваб, Е.В.Асадчая. Численное моделирование поля скоростей гранулированного материала в плотном слое пневматического циркуляционного смесителя	53
В.А.Смоловик, Л.Ф.Мельник, О.Н.Дмитриев. Энергоёмкость пневмотранспорта при различной структуре потока . . .	62
А.А.Ананьев, А.Т.Росляк, П.Н.Зятиков. Многосекционный классификатор с регулировкой режима разделения в каждой секции	66
С.А.Бабенко, В.М.Миронов, О.К.Мордвинова. Кинетические модели образования агрегатов и гранул в жидкой среде	70
Ю.А.Бирюков, А.А.Демиденко, Г.И.Шапилов. Переработка органических порошкообразных материалов пневматическими методами	75
А.В.Лузин, В.Н.Пачин, Л.С.Баев, В.И.Верещагин. Многоступенчатая сепарация продуктов помола в установках пневмоимпульсного измельчения	80
М.В.Василевский, Ж.А.Анисимов, Б.Г.Свищёв. Результаты исследования опытно-промышленного сепаратора очистки гранулированного полиэтилена высокого давления . .	84

А.Н.Козлобродов. Теплообмен при плёночном течении не- линейной вязкоупругой жидкости	91
А.В.Шваб, В.Н.Брендаков. Расчёт траекторий движения твёрдых частиц в вертикальной турбулентной струе	98
А.И.Черников, П.Н.Зятиков. Экспериментальные исследо- вания процесса движения и разделения на фракции диспер- сного материала в зоне сепарации воздушно-центробежно- го классификатора	107
Н.К.Танков. Опытное определение средних скоростей движения поршневой массы порошкообразного материала в вертикальном канале	113
С.А.Бабенко, О.К.Мордвинова, Н.С.Андреева. Механизм упрочнения агрегатов и гранул в процессе ГЖС.	115
Ю.А.Бирюков, В.Т.Столяров, Л.Н.Богданов. Исследование распределения скоростей и траекторий частиц при их циркуляционном движении в пневматическом аппарате . .	118
Ю.В.Бухановский. Применение искусственной вязкости при численном моделировании течений вязкоупругих жид- костей	122
А.В.Шваб, В.К.Никульчиков, И.Н.Харламова, А.К.Шилько. К оценке принципиальных возможностей определения эф- фективности классификации на основе измерений удельных поверхностей порошкообразных материалов	132
Н.Г.Квеско. Современное состояние исследований в об- ласти седиментометрического анализа дисперсных сред. .	146
В.Н.Пачин. Измельчение многокомпонентной смеси мате- риалов в пневмоимпульсном аппарате	159
А.А.Ананьев. Выбор параметров регулирования границ разделения в многосекционном классификаторе.	162
А.А.Демиденко. Рециркуляционные газовые потоки и пути их использования для интенсификации работы сепарацион- ных элементов пневматических аппаратов порошковой тех- нологии	170
А.И.Черников, А.Т.Росляк. Экспериментальные исследо- вания распределения дисперсного материала по высоте се- парационной камеры воздушно-центробежного классифика- тора	177
С.А.Бабенко, О.К.Мордвинова. Исследование гранулиро- вания тонкодисперсных катализаторных частиц в жидкой среде	181

Ю.А.Бирюков, Л.Н.Вогданов, В.П.Дорогин. Экспериментальные исследования структуры потоков при движении частиц в пневматическом циркуляционном смесителе	185
А.В.Лузин, В.И.Верещагин. Экспериментальные исследования процесса помола двухкомпонентной смеси материалов в пневмоимпульсном измельчителе	189
М.В.Василевский, Ж.А.Анисимов, В.Г.Свищёв. Характеристики центробежного аппарата для очистки гранулированного материала от волокнистой примеси и пыли	194
И.Г.Богомазова, А.Н.Козлобродов. Стационарная конвекция нелинейной вязкоупругой жидкости в вертикальном канале. .	203
Ю.А.Бирюков, А.А.Демиденко, Г.И.Шапилов, В.В.Перков, В.А.Блинова. Применение пневматического циркуляционного аппарата при переработке металлокерамических порошкообразных компонентов	210
С.А.Бабенко, А.М.Мирошниченко, Н.С.Шваб. Исследование процесса очистки сточных вод с использованием твердых отходов производства полипропилена	214
В.Н.Пачин, Н.К.Танков, Л.С.Баев, Г.С.Осипов. Результаты экспериментальных исследований пневмоимпульсного измельчения некоторых промышленных материалов	218
А.Л.Петренко. Стохастическая модель классификации полидисперсных смесей частиц	225
В.Н.Воронин. О структуре потока при поршневом пневмотранспорте	231
В.М.Тишин. Экспериментальное исследование пневмотранспортирования влажного дисперсного материала	239
Е.В.Асадчая, В.П.Дорогин, О.А.Страхова. Влияние формы газовой струи при взаимодействии с сыпучим слоем материала	242

ВОПРОСЫ ПРИКЛАДНОЙ АЭРОГИДРОМЕХАНИКИ И ТЕПЛОМАСООБМЕНА

Редактор Г. В. Астапенко
ИБ 1809

Подписано к печати 6. I. 89. КЗ 06004
Формат 60x84 / . Бумага типографская № 3. Печать офсетная.
Печ. л. 16,5. Усл. печ. л. 15,34. Уч.-изд. л. 13,6. Тираж 500 экз.
Заказ 302 . Цена 2 р. 70 к.

Издательство ТГУ, 634029, Томск, ул. Никитина, 4.
Ротапринт ТГУ, 634029, Томск, ул. Никитина, 4.

РЕЗЮМЕ НА ОПУБЛИКОВАННЫЕ СТАТЬИ

УДК 532.517.4:532.529:621.928.6

Арбузов В.Н., Шваб А.В. Численный расчёт гидродинамики закрученного потока и процесса разделения полидисперсных материалов в зоне сепарации воздушно-центробежного классификатора // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 3-20.

В работе рассмотрен метод численного моделирования гидродинамики несущего потока и закрученного движения взвешенной твёрдой фазы в зоне сепарации воздушно-центробежного классификатора на основе полной системы эллиптических уравнений Рейнольдса и уравнений $k-\epsilon$ модели турбулентности. Метод учитывает аксиальный ввод основного потока и дополнительный радиальный поддув газовой среды с внешнего радиуса вращающегося элемента. Приведены результаты численных расчётов распределений радиальной, окружной и осевой составляющих вектора осреднённой скорости, пульсационных характеристик турбулентного потока и траекторий движения твёрдых частиц в сепарационном пространстве классификатора. На основе результатов расчёта движения твёрдой фазы получены кривые эффективности разделения полидисперсных материалов в центробежном классификаторе при различных условиях аксиального ввода газодисперсного потока во вращающийся сепарационный элемент.

Библ. 8, ил. 7.

УДК 621.928

Росляк А.Т. Аэродинамика входного участка сепарационного элемента классификатора промышленного назначения // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.20-28.

В работе представлены результаты экспериментальных исследований аэродинамики входного участка сепарационного элемента классификатора промышленного назначения. Показано, что при аксиальной подаче основного потока относительная величина начальной закрутки остаётся постоянной и равной 0,5-0,7 при любых расходах воздуха, а абсолютная величина окружной скорости на входе в сепарационный элемент растёт прямо пропорционально росту скорости вращения ротора воздушно-центробежного классификатора.

Библ. 4, ил. 6.

УДК 678.053.3

Бирюков Ю.А., Богданов Л.Н., Брендаков В.Н., Столяров В.Т.
Исследование влияния рабочих и геометрических параметров пневматического циркуляционного смесителя на распределение времени пребывания частиц//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.28-32.

В работе представлены результаты экспериментальных исследований по изучению влияния рабочих и геометрических параметров пневматического циркуляционного смесителя на распределение времени пребывания частиц в слое. Показано существенное влияние геометрии приёмной камеры на эффективность процесса смешения. Доказана принципиальная возможность использования метода "меченой" частицы для изучения процесса смешения в аппаратах циркуляционного типа. Результаты исследований представлены в графиках.

Библ. 7, ил. 1.

УДК 532.517.4+621.928.93

Сосновский Н.Д., Шваб А.В., Зятиков П.Н., Росляк А.Т., Купцова Н.Л. Влияние гидродинамики течения несущей среды в профилированном канале воздушно-центробежного классификатора на эффективность разделения порошков//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.32-47.

В работе приведено теоретическое и экспериментальное исследование процесса воздушно-центробежной классификации порошков в профилированном вращающемся канале. Установлено, что гидродинамика течения несущей среды в канале оказывает существенное влияние на процесс классификации. Определены оптимальные режимно-геометрические параметры воздушно-центробежного классификатора. Получено качественное согласование теоретических и экспериментальных результатов. Сделан вывод о том, что принятая модель может быть использована для анализа процесса классификации.

Библ. 8, ил. 12.

УДК 518.62+543.062

Квеско Б.Б., Квеско Н.Г. Аппроксимация гранулометрических функций аналитическими зависимостями//Вопросы прикладной аэрогид-

ромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.47-53.

В работе предложены метод аппроксимации дифференциальной функции распределения рядом нормально-логарифмических законов и методика определения неизвестных параметров ряда из интегральных экспериментальных кривых. Приведён вид первообразных функций, даны рекомендации по выбору величин начального приближения.

Применимость метода проверена на тестовых задачах. В статье приведены результаты обработки кривых гранулометрического состава предлагаемым методом аппроксимации, полученных на разных приборах, в основе которых заложены различные физические принципы.

Библ. 4, ил. 2.

УДК 532.51:678.053.3

Шваб А.В., Асадчая Е.В. Численное моделирование поля скоростей гранулированного материала в плотном слое пневматического циркуляционного смесителя. // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.53-61.

В статье представлены результаты численного моделирования поля скоростей в плотном слое пневматического циркуляционного смесителя. Численный расчёт проведён на основе кинематической модели, обобщённой на случай трёхмерного течения. Показано, что при рассмотрении движения гранулированного материала необходимо учитывать распределения компонент скоростей в окружном направлении.

Пригодность модели для описания течения гранулированного материала показана сопоставлением численных расчётов с опытными данными.

Библ. 5, ил. 6.

УДК 621.867.8

Смоловик В.А., Мельник Л.Ф., Дмитриев О.Н. Энергоёмкость пневмотранспорта при различной структуре потока // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 62-66.

Приводятся результаты экспериментального исследования КПД пневмотранспорта порошка полипропилена при различной структуре

потока. Изложенный подход к анализу КПД по коэффициенту загрузки трубопровода может быть использован для выбора подходящего для заданных условий режима пневматического транспорта.

Библ. 3, ил. 2.

УДК 621.928.

Ананьев А.А., Росляк А.Т., Зятиков П.Н. Многосекционный классификатор с регулировкой режима разделения в каждой секции// Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 66– 70.

В работе представлен многосекционный классификатор с регулировкой режима разделения в каждой секции. Показано, что наиболее удачной является компоновка многосекционного воздушно-центробежного классификатора (ВЦК-М) на модульном принципе с горизонтальной осью вращения и приводом от одного электродвигателя. Проведённые исследования показали возможность регулировки границы разделения в каждой секции ВЦК-М путём изменения угла поворота лопаток, что обеспечивает непрерывное получение ряда фракций мелкодисперсного материала с достаточно высоким качеством разделения.

Библ. 2, ил. 2, табл. I.

УДК 66.099.2:62-492

Бабенко С.А., Миронов В.М., Мордвинова О.К. Кинетические модели образования агрегатов и гранул в жидкой среде//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 70 – 75.

В работе приводятся дифференциальные уравнения, описывающие кинетику процесса гранулирования в жидкой среде. Одна из моделей основана на принципе изотропной турбулентности, а другая – на теории частоты столкновения молекул. Проверена адекватность второй модели опытным путём при условии изменения размеров капли связующего при захвате ею частиц твёрдого вещества.

Библ. 2.

УДК 678.053.3

Бирюков Ю.А., Демиденко А.А., Шапилов Г.И. Переработка органических порошкообразных материалов пневматическими методами//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 75 – 80.

В статье показана возможность дезагрегирования порошкообразного высокомолекулярного полиэтилена и ПВХ на пневматических циркуляционных аппаратах, при этом уменьшается размер частиц исходного материала. Представлены зависимости производительности аппаратов по дезагрегации материала от режимно-геометрических параметров.

Библ. 3, ил. 2, табл. 1.

УДК 621.926.88

Лузин А.В., Пачин В.Н., Баев Л.С., Верещагин В.И. Многоступенчатая сепарация продуктов помола в установках пневмоимпульсного измельчения//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 80 – 84.

В работе приводятся результаты экспериментальных исследований по измельчению силикатных материалов в пневмоимпульсном измельчителе с использованием внешнего двухсекционного воздушно-лабиринтного сепаратора, обеспечивающего разделение продуктов помола на три деловые фракции и позволяющего измельчать высокосвязные материалы.

Библ. 2, ил. 3.

УДК 621.928

Василевский М.В., Анисимов Ж.А., Свищёв Б.Г. Результаты исследования опытно-промышленного сепаратора очистки гранулированного полиэтилена высокого давления//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 84-90.

В статье приводятся результаты исследования характеристик центробежного аппарата с дополнительным элементом при транспортных концентрациях гранулята с примесью. Приводятся результаты испытания опытно-промышленного образца на Новополоцком комбинате. Даются оценки эффективности работы сепаратора от степени удаления из исходного продукта стружки, волокон, пыли и мелких гранул, а

также от величины потерь гранул в зависимости от различных соотношений расходов продувочного и транспортного газа, производительности и геометрических параметров.

Библ. 3, ил. 3, табл. 1.

УДК 678.027:532.135

Козлобродов А.Н. Теплообмен при плёночном течении нелинейной вязкоупругой жидкости//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.91 - 97.

В работе рассматривается термическое воздействие на плёнку нелинейной вязкоупругой жидкости, стекающей по боковой поверхности вертикального цилиндра. Поставленная задача решается в предположении, что течение является ламинарным, безволновым и каждому мгновенному распределению температур соответствует своё стационарное поле скоростей. Поэтому гидродинамическая и тепловая задачи решаются раздельно. Приводятся результаты расчёта и анализируется влияние входных параметров на толщину плёнки, поля скоростей и температур.

Библ. 3, ил. 4.

УДК 532.529

Шваб А.В., Брендаков В.Н. Расчёт траекторий движения твёрдых частиц в вертикальной турбулентной струе//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.98 - 107.

В работе представлен численный расчёт траекторий движения тяжёлых гранул в вертикальной турбулентной струе. Показано, что движение частиц определяется силами аэродинамического сопротивления, действием гравитационного поля и действием боковой силы Магнуса, появление которой объясняется "последним" взаимодействием частицы со стенкой, причём величина этой силы может существенно затухать со временем. Поле скорости несущего потока рассчитывалось конечно-разностным методом с использованием немонотонной прогонки на основе однопараметрической модели турбулентности Колмогорова-Прандтля. Результаты полученных расчётов позволяют построить численную модель расчёта рабочего элемента пневматическо-

го циркуляционного аппарата.

Библ. II, ил. 6.

УДК 621.928.6

Черников А.И., Зятиков П.Н. Экспериментальные исследования процесса движения и разделения на фракции дисперсного материала в зоне сепарации воздушно-центробежного классификатора // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1989, с. 107-112.

В работе представлены результаты экспериментальных исследований распределения массы и размеров частиц дисперсного материала в процессе классификации вдоль профилированной стенки зоны сепарации на двух конструкциях воздушно-центробежного классификатора - с раздельной и совместной подачей в зону сепарации дисперсного материала и воздушной среды. В экспериментах использовались ловушки-пробоотборники, размещённые равномерно по радиусу профилированной стенки сепарационной камеры. В результате проведённых исследований установлено, что процесс движения и пространственного расслоения частиц по размерам в пристенной области, где сосредоточивается их основная масса, носят неупорядоченный характер. Это отрицательно сказывается на эффективности и классификации. Намечены пути практической реализации повышения эффективности классификации.

Библ. I, ил. 3.

УДК 621.926.88

Танков Н.К. Опытное определение средних скоростей движения поршневой массы порошкообразного материала в вертикальном канале // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1989, с. 113-115.

Приведены результаты экспериментального определения средних скоростей движения "поршней" полидисперсного мрамора под действием кратковременных импульсов сжатого воздуха до 4 МПа. Установлено значительное влияние скорости "поршня" от давления энергоносителя. На экспериментальной установке впервые получена скорость "поршня", равная 140 м/с, при давлении энергоносителя 3 МПа.

Библ. 3, ил. I.

УДК 66.099.2:62-492

Бабенко С.А., Мордвинова О.К., Андреева Н.С. Механизм упрочнения агрегатов и гранул в процессе ГЖС//Вопросы прикладной аэро-гидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. II5-II8.

В работе изложен механизм упрочнения агрегатов и гранул в процессе гранулирования в жидкой среде. Упрочнение обусловлено капиллярными силами, возникающими в порах гранул, заполненных связующей жидкостью и дисперсионной средой.

Библ. 4, ил. 2.

УДК 678.053.2

Бирюков Д.А., Столяров В.Т., Богданов Л.Н. Исследование распределения скоростей и траекторий частиц при их циркуляционном движении в пневматическом аппарате//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989 г. II8-II22.

В работе представлены результаты исследований пневматического циркуляционного смесителя с центральной транспортной трубой при осесимметричном движении материала в насыпном слое методом "меченых" частиц. Приведены зависимости распределения времени пребывания частиц в конической части аппарата по радиальной координате от режимно-геометрических параметров.

Библ. 2, ил. 2.

УДК 519.6:532.5

Бухановский Д.В. Применение искусственной вязкости при численном моделировании течений вязкоупругих жидкостей//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. I22-I32.

Рассмотрение опубликованных численных исследований течений вязкоупругих жидкостей показывает, что большинство известных численных методов перестает работать, когда вклад упругости в напряжения становится сравнимым с вкладом вязких сил. Причины наблюдаемой при расчётах таких течений неустойчивости в настоящее время недостаточно ясны. Исходным в данной работе является предположе -

ние, что упомянутая неустойчивость обусловлена особенностями используемых реологических моделей, вследствие которых оказывается невозможным существование ограниченного решения соответствующих краевых задач. В связи с этим при численном моделировании вязкоупругих течений предлагается использование численных схем с искусственной вязкостью. Последняя должна оказывать демпфирующее влияние на осцилляции при течении и благодаря этому обеспечивать проведение расчётов при больших значениях параметра упругости.

Разработанный на основе данного подхода численный метод применён для расчёта нестационарного течения вязкоупругой жидкости на входном участке плоской щели. Представлены результаты расчётов, отражающие влияние искусственной вязкости и позволяющие оценить её минимально допустимую при расчётах величину.

Библ. 7, ил. 6.

УДК 621.928

Шваб А.В., Никульчиков В.К., Харламова И.Н., Шилько А.К.
К оценке принципиальных возможностей определения эффективности классификации на основе измерений удельных поверхностей порошкообразных материалов//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и теплообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 132-146.

В работе рассмотрен метод оценки эффективности процесса классификации порошкообразных материалов и расчёта граничного размера разделения на основе определения значений удельных поверхностей мелкого и исходного продуктов и известного закона распределения частиц по размерам исходного продукта. Расчёт эффективности процесса классификации осуществляется по кривой разделения, вид которой получен из условия совпадения рассчитанного значения удельной поверхности мелкого продукта и её опытного значения. Кривые разделения моделируются с помощью двух степенных функций с одним свободным параметром и с помощью стохастической модели процесса классификации. Проведено сравнение значений эффективности, полученных из расчёта по результатам гранулометрического анализа выделенных фракций, со значениями показателя эффективности процесса, полученными с помощью предлагаемого метода. Показано, что предложенный метод расчёта эффективности процесса классификации имеет достаточно высокую точность.

Библ. 4, ил. 6, табл. I.

УДК 539.216.2

Квеско Н.Г. Современное состояние исследований в области седиментометрического анализа дисперсных сред//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1989, с. 146-158.

Расширение области применения тонкодисперсных материалов и повышающиеся требования к их гранулометрическому составу способствуют развитию седиментационных методов анализа.

В настоящее время известно два способа организации процесса осаждения твёрдых частиц в жидкости под действием гравитационных сил: седиментация из объёма и седиментация из слоя. Первое - традиционное направление, хорошо изучено экспериментально и теоретически, имеет множество аналитических зависимостей для описания кривой накопления осадка, реализуется в большинстве существующих приборов. Второе, хотя и более перспективное в плане повышения точности анализа за счёт исключения систематических ошибок, присутствующих первому способу, не находит пока широкого признания и распространения.

В работе предпринята попытка проанализировать причины, сдерживающие развитие слоевой седиментации, предложен перспективный способ организации слоевого осаждения.

Библ. 32.

УДК 531.8:621.926.88

Пачин В.Н. Измельчение многокомпонентной смеси материалов в пневмоимпульсном аппарате//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 159-162.

В работе представлены результаты теоретического анализа процесса помола многокомпонентной смеси материалов в пневмоимпульсном измельчителе. Показано, что процесс характеризуется наличием переходного режима. Получены аналитические выражения, позволяющие по известным данным рассчитать концентрацию компонентов смеси в рабочем объёме аппарата, соответствующую установившемуся режиму помола, для которого концентрация компонентов в продукте помола соответствует их концентрации в исходной смеси.

Библ. 4.

УДК 621.928

Ананьев А.А. Выбор параметров регулирования границ разделения в многосекционном классификаторе//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.162-169.

Исследована опытная модель воздушно-центробежного классификатора горизонтального типа, являющаяся одним из модулей многосекционного аппарата. На основе экспериментального изучения аэродинамики зоны сепарации и процесса классификации на аппарате установлено, что при конструировании многосекционных ВЦК с постоянной скоростью вращения ротора в каждом блоке сепарации регулирование границы разделения в секциях наиболее эффективно осуществлять за счёт изменения начальной закрутки воздуха на входе в зону сепарации.

Библ. 3, ил. 5.

УДК 621.928.93

Демиденко А.А. Рециркуляционные газовые потоки и пути их использования для интенсификации работы сепарационных элементов пневматических аппаратов порошковой технологии//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 170-177.

В работе, базируясь на свойствах рециркуляционных газовых потоков, исследованы условия взаимодействия рециркуляционных и основных газовых потоков. Получены критические условия их взаимодействия. В простейшей гидравлической постановке определены рабочие параметры газа на входе и выходе зоны взаимодействия потоков. Приведена схема итерационного расчёта параметров последних. Определены пути использования рециркуляционных газовых потоков для интенсификации сепарационных и некоторых других процессов, реализуемых в пневматических аппаратах порошковой технологии.

Библ. 4, ил. 3.

УДК 621.928.6

Черников А.И., Росляк А.Т. Экспериментальные исследования распределения дисперсного материала по высоте сепарационной камеры воздушно-центробежного классификатора//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 177-181.

В работе представлены результаты экспериментальных исследований распределения дисперсного материала по высоте сепарационной камеры воздушно-центробежного классификатора с раздельной подачей в камеру дисперсного материала и воздушного потока. В экспериментах использовались ловушки-пробоотборники, расположенные равномерно по высоте сепарационной камеры на выходах крупной и мелкой фракций. Установлено наличие существенной неоднородности распределения по высоте камеры как массы материала, так и его дисперсного состава.

Библ. 2, ил. 3.

УДК 66.099.2:54-44

Бабенко С.А., Мордвинова О.К. Исследование гранулирования тонкодисперсных катализаторных частиц в жидкой среде//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 181-184.

В работе исследован процесс получения мелкосферического катализатора методом гранулирования в жидкой среде. Найдено, что крупность и пористость гранул можно регулировать изменением фракционного состава исходных частиц. Изучена сферичность полученных гранул и определены коэффициент и фактор формы.

Библ. 7, табл. 4.

УДК 678.053.3

Биряков Ю.А., Богданов Л.Н., Дорогин В.П. Экспериментальные исследования структуры потоков при движении частиц в пневматическом циркуляционном смесителе//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.185-189.

Приведены результаты экспериментальных исследований структуры течения зернистых материалов в пневматическом циркуляционном

смесителе, полученные с помощью фотосъёмки различных зон насыпного слоя и пневмотранспортной трубы. Определены зависимость рас-пределения времени пребывания частиц в слое от режимно-геометрических параметров смесителя.

Библ. 4, ил. 3.

УДК 621.926.88

Лузин А.В., Верещагин В.И. Экспериментальные исследования процесса помола двухкомпонентной смеси материалов в пневмоимпульсном измельчителе//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепло-массообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.189-194.

В работе описаны результаты экспериментов по измельчению двухкомпонентной модельной смеси. Установлено влияние физико-механических свойств исходных материалов на режим помола. Установившийся режим измельчения обеспечивает сохранение концентраций компонентов в готовом продукте, заданных в исходной смеси.

Показано, что совместный помол компонентов смеси в пневмоимпульсных аппаратах обеспечивает качественное измельчение и одно-временное смешение материалов, при этом улучшаются технологические параметры и реакционная способность шихт. Введение небольших добавок (5-15 %) твёрдых компонентов обеспечивает эффективное измельчение труднодиспергируемых материалов типа слюды.

Библ. 4, ил. 2, табл. 1.

УДК 622.767.553 (088.8)

Василевский М.В., Анисимов Ж.А., Свищёв Б.Г. Характеристики центробежного аппарата для очистки гранулированного материала от волокнистой примеси и пыли//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.194-203.

В статье приводятся результаты экспериментальных исследований вариантов центробежного аппарата для очистки гранулированного материала при концентрациях последнего в транспортном потоке воздуха больше единицы. Выявлены определяющие геометрические и режимные параметры аппарата, которые могут быть использованы для разработки промышленных устройств очистки гранулированных пыльных материалов от примеси в пневмотранспортных линиях устано-

вок конфекционирования химических производств.

Библ. 4, ил. 4, табл. 4.

УДК 536.26:532.135

Богомазова И.Г., Козлобродов А.Н. Стационарная конвекция нелинейной вязкоупругой жидкости в вертикальном канале//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 203-210.

В работе рассмотрена сопряжённая задача естественной конвекции нелинейной вязкоупругой жидкости, удовлетворяющей модели В.Н.Покровского в плоском вертикальном канале с теплопроводящими стенками конечной толщины. Обсуждена математическая постановка проблемы. Показано влияние параметров задачи на скорость конвекции.

Библ. 7, ил. 4.

УДК 678.053.3

Бирюков Ю.А., Демиденко А.А., Шапилов Г.И., Перков В.В., Блинова В.А. Применение пневматического циркуляционного аппарата при переработке металлокерамических порошкообразных компонентов//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 210-214.

В работе приведены результаты экспериментального исследования смешения порошкообразных материалов, имеющих существенный диапазон плотностей и дисперсного состава, на пневматическом циркуляционном смесителе, а также обогащения порошкообразного карбида бора (удаление молекулярно не связанного углерода).

Результаты работы показывают, что данный аппарат позволяет добиваться коэффициента неоднородности смеси 2-3 % за более короткое время (10 минут) по сравнению с обычно применяемыми механическими аппаратами (2-3 часа), и может быть эффективно применён в целях дезагрегации и сепарации некоторых классов порошкообразных материалов.

Библ. 2, ил. 1, табл. 1.

УДК 628.543.336

Бабенко С.А., Мирошниченко А.М., Шваб Н.С. Исследование процесса очистки сточных вод с использованием твёрдых отходов производства полипропилена//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том. ун-та, 1989, с.214-218.

В работе представлены результаты исследований, позволяющие повысить эффективность очистки сточных вод производства полипропилена на Томском химзаводе. Показано, что применение в качестве утяжелителя вместо мела осадка локальных очистных сооружений после его термической обработки в печах сжигания, предусмотренной существующей технологической схемой, позволит ускорить процесс очистки, снизить содержание органических веществ в воде, подаваемой на дальнейшую очистку, сократить материальные затраты. Найден оптимальные условия проведения процесса очистки сточной воды.

Библ. 3, ил. 3, табл. 1.

УДК 621.926.88

Пачин В.Н., Танков Н.К., Баев Л.С., Осипов Г.С. Результаты экспериментальных исследований пневмоимпульсного измельчения некоторых промышленных материалов//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 218-225.

В работе определены и обоснованы оптимальные режимы пневмоимпульсного измельчения карбида бора, пластмассы поливинилхлорида, отходов мипластовой ленты, железной губки, чугунной дробы, металлического хрома, кристаллического кремния. Оценены производительность и энергозатраты для промышленного измельчения вышеуказанных материалов.

Даны некоторые рекомендации по разработке конструкций пневмоимпульсных измельчителей применительно к работе с данными материалами.

Библ. 4, ил. 3, табл. 3.

УДК 621.928

Петренко А.Д. Стохастическая модель классификации полидисперсных смесей частиц//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.225-231.

В статье представлены вывод и решение уравнений, описывающих модель процесса классификации как стохастического явления.

При решении уравнений выявлена оценка классифицирующего устройства - дисперсия σ , которая входит в критерий качества классификации - параметр R .

Полученные результаты показывают, что граничный размер частиц в зоне сепарации является решением функций нормированных плотностей распределения этих частиц.

Предполагается, что данная модель применима для разных способов классификации и классифицирующих устройств.

Библ. 8, ил. 3.

УДК 621.867.8

Воронин В.Н. О структуре потока при поршневом пневмотранспорте//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с.233-238.

Стабильность процесса транспортирования дисперсного материала в поршневом режиме предлагается оценивать по степени отклонения одного из основных параметров (давления, скорости поршней) от его среднего значения в контролируемом сечении. Вводится в рассмотрение аналог массовой расходной концентрации - степень загрузки транспортного трубопровода перемещаемым материалом. Эта поддающаяся измерению структурная характеристика потока ставится в соответствие с приведённой дальностью транспортирования. Полученная эмпирическая зависимость соответствует экспериментальным данным других авторов и рекомендуется для использования при расчёте пневмотранспортных установок.

Библ. 5, ил. 4.

УДК 621.867.82

Тишин В.М. Экспериментальное исследование пневмотранспортирования влажного дисперсного материала//Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 239-242.

В статье представлена установка для пневмотранспортирования влажного дисперсного материала. Приведены результаты эксперимен-

тальных исследований истечения пневмотранспортирования дисперсного материала с определённым фракционным составом при различной влажности.

Библ. 3, ил. I, табл. 2.

УДК 678.053.3

Асадчая Е.В., Дорогин В.П., Страхова О.А. Влияние формы газовой струи при взаимодействии с насыпным слоем материала // Вопросы прикладной аэрогидромеханики и тепломассообмена. Томск: Изд-во Том.ун-та, 1989, с. 242-245.

В работе представлены результаты экспериментального исследования влияния формы входа транспортной трубы в пневматическом циркуляционном аппарате на характер движения материала. При проведении опытов варьировались следующие параметры: высота между соплом и плоским каналом, диаметр сопла, расход воздуха. Показано, что увеличение поверхности границы газовой струи приводит к дополнительному росту средней скорости материала в аппарате.

Библ. 5, ил. 3.

