

Шарапов Р.Р., д-р техн. наук, проф.,
 Прокопенко В.С., аспирант,
 Шарапов Р.Р., аспирант,
 Агарков А.М., аспирант

Белгородский государственный технологический университет им. В.Г. Шухова

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ ТОНКОДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В ДИНАМИЧЕСКИХ СЕПАРАТОРАХ

ptdm_zavkaf@mail.ru

Показана перспективность применения замкнутого цикла измельчения цементного клинкера и добавок в шаровых мельницах замкнутого цикла. Представлена математическая модель процесса разделения тонкодисперсных порошков с учетом турбулентности потока сепарационного воздуха, позволяющая исследовать процесс разделения в зависимости от фракционного состава готового продукта.

Ключевые слова: сепаратор, эффективность разделения, граничный размер, турбулентная диффузия.

Введение. Производство цемента является высокотехнологичной отраслью, потребляющей значительные энергетические ресурсы. При этом одним из способов повышения эффективности цементного производства является применение замкнутого цикла помола, как сырьевых компонентов, так и цементного клинкера [1, 2]. Реализация замкнутого цикла измельчения осуществляется в измельчителях различных конструкций с воздушными сепараторами, которые тоже прошли значительный путь в своем развитии [1, 3, 4]. Однако и динамические сепараторы, так называемые сепараторы третьего поколения, которыми в последнее время оснащаются помольные агрегаты, не всегда обеспечивают высокие показатели разделения, что в целом снижает эффективность всего производства цемента [1, 3, 4]. Повышение эффективности воздушных сепараторов можно достигнуть за счет совершенствования и изменения режимов их работы.

Методология. Одним из основных параметров, описывающих работу сепаратора, является качество разделения исходного продукта, который можно оценить с помощью отношения некоторых контрольных размеров, например:

$$\chi = \frac{d_{25}}{d_{75}}, \quad (1)$$

где d_{25} и d_{75} – размеры ячеек сит, для которых полные остатки готового продукта составляют 25 и 75 % от его начальной массы.

Более общей характеристикой качества разделения является показатель эффективности, представляющий собой разность между относительным выходом мелкой и крупной фракций (D_3) исходного материала (Q_1, D_1) в готовый продукт (Q_2, D_2):

$$E_s = \frac{Q_2 D_2}{Q_1 D_1} - \frac{Q_2 R_2}{Q_1 R_1} = \frac{(D_2 - D_1)(D_1 - D_3)}{D_1(100 - D_1)(D_2 - D_3)} 10^4. \quad (2)$$

В настоящее время при модернизации цементных заводов цементные мельницы оборудуются преимущественно динамическими сепараторами с внешней зоной осаждения, в которых сепарационный вентилятор и система осаждения готового продукта вынесены за пределы корпуса сепаратора.

Основная часть. Сепараторы третьего поколения выпускаются ведущими фирмами-производителями (Sturtevant-SD фирмы Sturtevant, США; Sepmaster SKS фирма KHD Humboldt Wedag AG, ФРГ; Sepol фирмы Krupp Polysius AG, ФРГ; O-Sepa фирмы Onoda, Япония; Sepax фирмы F.L.Smidth, Дания и др.). Они отличаются друг от друга способами подачи сепарационного воздуха, системами подачи и вывода исходного материала и продуктов разделения, приводом ротора сепаратора, соотношениями основных размеров, конструктивными особенностями и т.д.

Для расчета сепараторов применяют приближенные методы, основанные на упрощенных математических моделях движения газоматериальных потоков, а также эмпирические зависимости, обобщающие экспериментальные данные, а также опыт эксплуатации подобных аппаратов [5, 6].

Важнейшим показателем, характеризующим работу сепаратора, является граничный размер d_1 , по которому происходит разделение готового продукта и крупки.

Наиболее точное определение граничного размера и исследование его зависимости от конструктивных параметров аппарата возможно лишь на основе дифференциальных уравнений движения частиц в вихревом потоке воздуха [7].

В цилиндрической системе координат эти уравнения имеют вид:

$$\begin{aligned} \frac{dV_r}{dt} &= \frac{V_\phi^2}{r} - \frac{C_D \text{Re}}{24\tau} (V_r - U_r); \\ \frac{dV_\phi}{dt} &= -\frac{V_r V_\phi}{r} - \frac{C_D \text{Re}}{24\tau} (V_\phi - U_\phi); \\ \frac{dV_z}{dt} &= -\frac{C_D \text{Re}}{24\tau} (V_z - U_z) + g; \\ \frac{dr}{dt} &= V_r, \quad \frac{d\phi}{dt} = \frac{V_\phi}{r}, \quad \frac{dz}{dt} = V_z, \end{aligned} \quad (3)$$

где $V_r, V_\phi, V_z, U_r, U_\phi, U_z$ – радиальная, окружная и осевая составляющие скорости частицы и несущей воздушной среде соответственно; r, ϕ и z – текущие значения радиуса полярного угла и осевой координаты частицы; C_D – коэффициент аэродинамического сопротивления; $\text{Re} = d\rho_3|V - U|/\mu$ – число Рейнольдса, характеризующее режимы обтекания частицы; $\tau_p = d^2\rho_2/(18\mu k_\phi)$ – время релаксации, определяющее продолжительность разгона частиц до скорости воздушной среды.

Теория турбулентных газодисперсных потоков еще только разрабатывается, поэтому в настоящее время широко используются приближенные математические модели, основанные на упрощенных предположениях и результатах экспериментальных исследований. Одним из таких предположений является гипотеза о пренебрежительно малом времени релаксации скорости частиц (приближение ведущего поля). Согласно этому предположению частица, находящаяся в поле массовых сил с ускорением $\bar{a}(M)$, мгновенно приобретает скорость

$$V(M) = \frac{24\tau_p}{C_D \text{Re}} a(M), \quad (4)$$

где M – точка силового поля, $\tau = d^2\rho_2/(18\mu k_\phi)$ – время динамической релаксации частиц. Для стоксовского режима обтекания ($\text{Re} < 1$) формула (4) примет вид:

$$V(M) = \tau a(M).$$

В этой зоне на частицу действует центробежная сила F_c , направленная по радиусу к периферии:

$$F_c = \rho_2 \frac{\pi d^3}{6} a_c = \rho_2 \frac{\pi d^3}{6} \cdot \frac{V_\phi^2}{r}, \quad (5)$$

и сила давления потока, направленная к центру

$$F_n = \frac{\pi d^2}{4} C_D k_\phi \frac{\rho(V_r - U_r)^2}{2}. \quad (6)$$

В работе [8] граница разделения определяется из условия $F_c = F_n$, однако, эти условия выполняются для частиц всех размеров на равновесных круговых траекториях соответствующих

радиусов. Поэтому приведенное в [8] соотношение

$$d_1 = \frac{3}{4} C_D k_\phi \frac{\rho_3}{\rho_2} \cdot \frac{V_r^2}{a_c} \quad (7)$$

не может быть практически использовано из-за неопределенности V_r и a_c .

Более обоснованным представляется определение граничного размера на основе выражения для радиальной скорости частиц. В квазистационарном приближении ($dV_r/dt = 0$) для стоксовского режима обтекания ($C_D = 24/\text{Re}$) из уравнения (3) получим:

$$V_r = U_r + \frac{V_\phi^2}{r}. \quad (8)$$

Окружная скорость частицы вблизи лопаток ротора ($r = R_L$) равна:

$$U_L = 2\pi R_L n_r, \quad (9)$$

а по мере приближения к оси сепаратора уменьшается, стремясь к нулю.

Распределение радиальной скорости воздуха определяется из условия сохранения его объемного расхода L_c :

$$U_r = -\frac{L_c}{2\pi hr}, \quad (10)$$

где h – высота зоны разделения, а знак “–” указывает направление U_r к оси сепаратора.

С учетом формул (9) и (10) соотношение (8) принимает вид:

$$V_r = \frac{U_L^2 \tau_p}{R_L^{2k}} r^{2k-1} - \frac{L_c}{2\pi hr}. \quad (11)$$

Поскольку d_1 соответствует фракции исходного продукта, которая поровну делится между готовым продуктом и крупкой, то логично предположить, что границе разделения соответствует равновесная траектория, делящая живое поперечное сечение сепаратора пополам, т.е. $r_1 = k_L / \sqrt{2}$. С учетом этого значения радиуса из условия $V_r = 0$ получим соотношение для расчета граничного размера:

$$d_1 = \sqrt{\frac{9\mu L_c 2^k}{4\pi^3 R_L^2 h \rho_2 n_r^2}}. \quad (12)$$

В отличие от формулы (7), соотношение (12) содержит только известные значения конструктивных параметров сепаратора и один настроечный параметр k , определяемый по данным промышленных испытаний сепараторов.

Для определения продолжительности поперечного движения частиц в сепараторе рассмотрим уравнение:

$$\frac{dr}{dt} = \frac{U_\phi^2}{r} \tau_p, \quad (13)$$

где окружная скорость воздуха задается формулой (10).

Приведем уравнение (13) к безразмерному виду:

$$\frac{dx}{dT} = \frac{U_1 \tau_p}{R_L} x^{2k-1}, \quad (14)$$

где $x = r/R_L$, $T = tU_1/R_L$.

Из уравнения (14) получим

$$T = \frac{R_L}{U_1 \tau_p} \int_{x_{0,5}}^1 x^{1-2k} dx = \frac{R_L}{2U_1 \tau_p (k-1)} \left(\frac{1}{x_{0,5}^{2(k-1)}} - 1 \right), \quad (15)$$

где $x_{0,5} = R_{0,5}/R_L = 1/\sqrt{2} = 0,707$.

Согласно формуле (15) продолжительность поперечного движения частицы равна:

$$t(R_{0,5} \rightarrow R_L) = \frac{R_L^2}{2U_1^2 \tau_p (k-1)} \left(\frac{1}{x_{0,5}^{2(k-1)}} - 1 \right). \quad (16)$$

Скорость движения частиц в восходящем потоке воздуха равна разности скорости воздушного потока и скорости гравитационного осаждения частиц:

$$V_z = \frac{4L_c}{\pi D_c^2} - g\tau_p, \quad (17)$$

где D_c – внутренний диаметр корпуса сепаратора в зоне разделения. Подставив формулы (16) и (17) в условие (12) после преобразования получим:

$$d_1 = \sqrt{\frac{72\mu L_c}{\pi D_c^2 h \rho_2 \left(8\pi^2 n_r^2 (k-1) \frac{0,707^{2(k-1)}}{1-(0,707)^{2(k-1)}} \right) + \frac{g}{h}}}. \quad (18)$$

Эта формула, кроме задаваемых конструктивно-технологических параметров, содержит также один настроечный параметр k , который определяется по результатам обработки опытных данных.

Существенное влияние на процесс разделения материала в сепараторе оказывает турбулентность потока сепарационного воздуха, приводящая к размыванию траектории частиц и их самопроизвольному перетеканию в области с более низкой концентрацией дисперсной фазы вследствие турбулентной диффузии частиц.

Распределение концентрации частиц в зоне разделения описывается стационарным уравнением конвективной диффузии:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \left(CV_r - D_r \frac{\partial C}{\partial r} \right) \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(CV_z - D_z \frac{\partial C}{\partial z} \right) = 0, \quad (19)$$

где V_r , V_z – составляющие скорости дисперсной фазы, рассматриваемой в виде квазиплоской среды; D_r , D_z – радиальная и осевая составляющие тензора коэффициентов турбулентной диффузии газовой взвеси.

Исследование двухфазных закрученных потоков в строгой постановке представляет собой сложную задачу, которая может быть решена только численными методами. Поэтому для по-

лучения приближенных аналитических зависимостей сведем уравнение (19) к двум квазиодномерным задачам для усредненных концентраций частиц. В виду значительной скорости газоматериального потока в сепараторе ($U_z = 8 \dots 12$ м/с), диффузионным переносом частиц в осевом направлении будем пренебрегать: $D_z = 0$. На первом этапе моделирования, т.е. при усреднении концентрации частиц по радиальной переменной r не будем учитывать так же диффузию частиц в поперечном направлении. Тогда уравнение (19) можно переписать в виде:

$$\frac{\partial}{\partial r} (r(CV_r)) = - \frac{\partial}{\partial z} (r(CV_z)). \quad (20)$$

Проинтегрируем уравнение (20) по r в пределах от 0 до R_r , где R_r – радиус поверхности разделения потока газовой смеси исходного материала на готовый и грубый продукт (крупку). В результате интегрирования получим:

$$2\pi R_r C(R_r, z) V_r(R_r) = -\pi R_r^2 V_z \frac{d\tilde{C}(z)}{dz}, \quad (21)$$

где $\tilde{C}(z)$ – концентрация частиц, усредненная по поперечному сечению газодисперсного потока:

$$\tilde{C}(z) = \frac{2\pi \int_0^{R_r} zC(r, z) dz}{\pi R_r^2}. \quad (22)$$

Умножив обе части уравнения (21) на dz получим уравнение баланса массы фракции исходного материала (d ; $d+\Delta d$) в слое сепарированного материала толщиной dz :

$$2\pi R_r dz C(R_r, z) V_r(R_r, d) = -\pi R_r^2 V_z d\tilde{C}(z), \quad (23)$$

т.е. уменьшение потока частиц размером d равно потоку этих частиц через поверхность разделения в грубый продукт.

Уравнение (21) перепишем в виде:

$$\frac{d\tilde{C}(z)}{dz} = - \frac{2V_r(R_r, d)}{R_r V_z} C(R_r, z). \quad (24)$$

Для решения уравнения (24) необходимо выразить концентрацию частиц на поверхности разделения в $C(R_r, z)$ через концентрацию, усредненную по поперечному сечению $\tilde{C}(z)$. В нашем случае будем иметь следующее выражение:

$$C(R_r, z) = \chi(d) \tilde{C}(z), \quad (25)$$

где $\chi(d)$ – коэффициент неоднородности частиц в поперечном сечении потока, величина которого определяется соотношением упорядоченного переноса частиц под действием центробежных сил и противоположно направленного диффузионного потока.

С учетом соотношения (25) уравнение (24) после несложных преобразований приводится к следующему виду:

$$\frac{d\tilde{C}(z)}{dz} = -\frac{2V_r(R_r)\chi(d)}{R_r V_z} C(z). \quad (26)$$

Проинтегрировав уравнение (26) получим:

$$\tilde{C}(z) = \tilde{C}(0) \exp\left(-\frac{2V_r(R_r)\chi(d)}{R_r V_z} z\right). \quad (27)$$

При $z = h$, где h – высота зоны разделения, из выражения (27) следует:

$$\varphi(d) = \frac{\tilde{C}(z)}{\tilde{C}} = \exp\left(-\frac{2V_r(R_r)\chi(d)h}{R_r V_z}\right). \quad (28)$$

Здесь $\tilde{C}_0 = \tilde{C}(0) = Q_m / L_c$ – концентрация материала на оси потока; $\varphi(d)$ – функция распределения сепаратора, равная относительной доле фракции исходного материала (d ; $d+\Delta d$), выносимого в готовый продукт. Однако соотношение (28) не может быть использовано для практических целей, поскольку содержит неизвестный параметр $\chi(d)$.

Для исследования неоднородности распределения концентрации частиц в поперечном сечении потока проинтегрируем уравнение (19) по осевой переменной z в пределах от 0 до h , полагая $D_z = 0$, а $D_r = D = \text{const}$ (приближение однородной турбулентности):

$$\frac{d}{dr} \left(r\bar{C}(r)V_r - D \frac{d\bar{C}}{dr} \right) = -(rC(h,r) - rC(0,r)) \frac{V_z}{h}, \quad (29)$$

где $\bar{C}(r)$ – концентрация частиц, усредненных по высоте зоны разделения.

$$\bar{C}(r) = \frac{1}{h} \int_0^h C(r, z) dz. \quad (30)$$

$$w = \begin{cases} bx^{2k_1-1} & \text{– для противоточной центробежной зоны} \\ bx^{2k_1-1} - \frac{a}{x} & \text{– для поперечнопоточной центробежной зоны.} \end{cases} \quad (34)$$

Здесь k_1 – показатель степенной зависимости, характеризующий распределение окружной скорости во вращающемся потоке сепарационного воздуха ($k_1 = 2 \dots 4$); $b = 2\pi n \tau_p$; $\tau_p = d^2 \rho_2 / 18\mu$ – время динамической релаксации частиц; $a =$

$$\frac{dz}{dx} = \text{Pe} bx^{2k_1-1} z \quad \text{– для противоточной центробежной зоны} \quad (35)$$

$$\frac{dz}{dx} = \text{Pe} \left(bx^{2k_1-1} - \frac{a}{x} \right) z \quad \text{– для поперечнопоточной центробежной зоны} \quad (36)$$

Решение уравнений (35) и (36) имеет вид:

$$z = \exp\left(\frac{b\text{Pe}}{2k_1} x^{2k_1}\right) \quad \text{– для противоточной центробежной зоны} \quad (37)$$

Проинтегрировав обе части уравнения по r от 0 до r , получим:

$$2\pi kh \left(\bar{C}(r)V_r - D \frac{d\bar{C}(r)}{dr} \right) = \pi r^2 V_z (\tilde{C}(0) - \tilde{C}(h)), \quad (31)$$

где $\tilde{C}(0)$, $\tilde{C}(h)$ – концентрации частиц, усредненные по сечению πr^2 .

Уравнение (31) также выражает баланс массы узкой фракции частиц в цилиндрическом объеме радиусом r и высотой h : разность потока частиц, проходящих через входное ($z = 0$) и выходное сечения объема сепаратора, равна полному потоку частиц, проходящих через боковую поверхность рассматриваемого объема сепаратора, включая его диффузионную составляющую. Для замыкания уравнения (31) положим $V_z = 0$, т.е. рассмотрим предельный случай распределения концентрации частиц, которая сформировалась бы в замкнутом объеме под действием центробежных сил и турбулентной диффузии частиц. Тогда уравнение (31) можно записать в следующем виде:

$$D \frac{d\bar{C}}{dr} - V_r \bar{C} = 0. \quad (32)$$

Приведем уравнение (32) к безразмерному виду:

$$\frac{1}{\text{Pe}} \frac{dz}{dx} - w(x)z = 0. \quad (33)$$

Здесь $z = \frac{\bar{C}}{\bar{C}_0}$; $x = \frac{r}{R_L}$; $\text{Pe} = \frac{R_L U_L}{D}$ – число Пекле;

$w = V_r / U_L$; R_L – внутренний радиус лопаточного аппарата ротора; $U_L = 2\pi n R_L$ – окружная скорость лопаток ротора. Обезразмеренная окружная скорость частиц для зон разделения различных типов выражается формулами:

$L_c/2 \pi R_L h U_L$; L_c – объемный расход сепарационного воздуха.

Уравнение (33) с учетом формулы (34) принимает вид:

$$\frac{dz}{dx} = \text{Pe} bx^{2k_1-1} z \quad \text{– для противоточной центробежной зоны} \quad (35)$$

$$\frac{dz}{dx} = \text{Pe} \left(bx^{2k_1-1} - \frac{a}{x} \right) z \quad \text{– для поперечнопоточной центробежной зоны} \quad (36)$$

Решение уравнений (35) и (36) имеет вид:

$$z = \exp\left(\frac{b\text{Pe}}{2k_1} x^{2k_1}\right) \quad \text{– для противоточной центробежной зоны} \quad (37)$$

$$z = \frac{x_0}{x} \cdot \frac{\exp\left(\frac{bPe}{2k_1} x^{2k_1}\right)}{\exp\left(\frac{bPe}{2k_1} x_0^{2k_1}\right)} \quad - \text{ для поперечнопоточной центробежной зоны} \quad (38)$$

Здесь x_0 – эмпирический коэффициент, определяющий предел применимости формул, описывающих плоский вихрь с центральным стоком.

По зависимостям $z = z(x)$ можно рассчитать коэффициент поперечной неоднородности распределения концентрации частиц:

$$\chi = \frac{C(R_r)}{\tilde{C}} = \frac{x_r^2 z(x_p)}{2 \int_0^{x_r} xz(x) dx}, \quad (39)$$

где $x_r = R_r/R_L$.

Для условий сепарации, рассмотренных ранее, получим

$$\pi n_r Pe \tau_p = 0,0043 \frac{d^2}{D_c},$$

$$V_r(R_r) = 0,01d^2 x_r^{2k-1}.$$

Тогда выражение для функции разделения (28) можно представить в виде:

$$\varphi(d) = \exp\left(-\frac{0,0027 x_r^{2(k-1)} d^2 \exp\left(\frac{0,0043 x_r^{2k}}{Dk} d^2\right)}{1 + \frac{0,0043 x_r^{2k}}{Dk(k+1)} d^2}\right). \quad (40)$$

Формула (40) содержит три неизвестных параметра k , x_r и D , которые не могут быть измерены непосредственно или найдены расчетным путем. Их величина может быть оценена с помощью общих физико-механических соображений и уточнена путем обработки экспериментальных данных. Величину коэффициента турбулентной диффузии частицы можно оценить по ориентировочным значениям числа Пекле, $Pe = 4...16$ [9]; $D \approx 0,5...2$ м²/с. Путем обработки имеющихся опытных данных установлены следующие значения параметров: $x_r = 0,7$; $D = 0,8$ м²/с; $k = 3$. В этом случае функция разделения принимает вид:

$$\varphi(d) = \exp\left(-\frac{0,00065d^2 \exp(0,00021d^2)}{1 + 0,000053d^2}\right). \quad (41)$$

Кривая разделения, соответствующая функции разделения (41), приведена на рис. 1.

На рис. 1 также приведен график зависимости Молеруса [9]:

$$\varphi(d) = \frac{1}{1 + \frac{d}{d_1} \exp\left(\frac{-Pe}{2} \left(1 - \frac{d}{d_1}\right)\right)}, \quad (42)$$

для тех же условий разделения ($d_1 \approx 30$ мкм, $Pe \approx 10$). Зависимость Молеруса также учитывает

турбулентную диффузию частиц, но не учитывает конструктивно-технологических особенностей сепаратора. На рис. 1 видно, что формула Молеруса прогнозирует более высокую эффективность разделения, что не соответствует имеющимся опытным данным.

Анализ формулы (40) показывает, что основным направлением повышения точности разделения материала т.е. крутизны убывания кривой разделения $\varphi(d)$ (см. рис. 1) является снижение его коэффициента турбулентной диффузии частиц D_t , который кроме непосредственного влияния на эффективность разделения (40) оказывает косвенное воздействие как на эффективность распределения окружной скорости несущего потока (параметр k), так и на радиус поверхности разделения x_r .

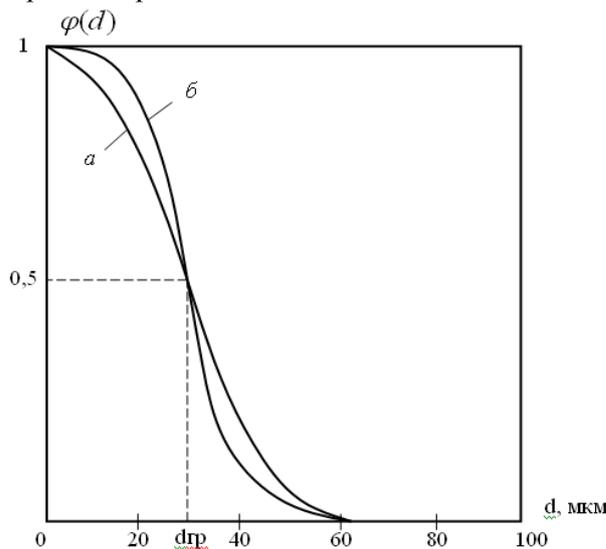


Рис. 1. Кривые разделения, построенные по зависимостям:

1 – кривая, полученная по формуле (41); 2 – кривая, полученная по формуле (42)

Уменьшение параметра можно достичь путем снижения аэродинамического сопротивления сепаратора, а также повышением в исходном потоке материала концентрации частиц мелких фракций, которые вызывают дополнительную диссипацию энергии турбулентных пульсаций, что оказывает ламинизирующее влияние на газоматериальный поток в зоне разделения.

Выводы

1. Предложен обобщающий подход, позволяющий учитывать основные конструктивно-

технологические параметры воздушных сепараторов.

2. Разработана математическая модель процесса разделения материала с учетом турбулентности потока сепарационного воздуха, учитывающая как диффузию частиц, так и конструктивно-технологические параметры сепараторов, на основе которой получено аналитическое выражение для функции разделения.

3. Показано, что основным направлением повышения точности разделения центробежной классификации цемента, является снижение турбулизации газодисперсного потока, которое можно достичь усовершенствованием аэродинамических свойств воздушного тракта и повышением концентрации мелких частиц в потоке поступающего на сепарацию материала.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Duda Walter H., 1985. Cement data book. Wiesbaden; Berlin Bauverlag GmbH, pp: 636.
2. Reinhardt Y., 2008. Effective Finish Grinding. World Cement. March: 93–95.
3. Reichert Y., 2005. The Use of MPS Vertical Roller Mills in the Production of Cement and Blast – Furnace Slag Powder. Cement International. 2: 64–69.
4. Уваров, А.А., Шарапов Р.Р., Анненко Д.М. Процесс измельчения клинкера в шаровых мельницах замкнутого цикла с наклонными межкамерными перегородками // Вестник Белгородского государственного технологического университета им. В.Г. Шухова. 2009. №1. С. 52–54.
5. Шарапов Р.Р. Шаровые мельницы замкнутого цикла. Монография. Белгород. Изд-во БГТУ, 2008. 270 с.
6. Hills M.L., 1996. Clinker microstructure related to grindability. PCA R&D Serial № 2043.
7. Романович А.А. Пресс-валковый измельчитель с устройством для дезагломерации материалов // Вестник Белгородского государственного технологического университета им. В.Г. Шухова. 2013. № 5. С. 74–77.
8. Сапожников М.Я. Механическое оборудование предприятий строительных материалов, изделий и конструкций. М.: Высшая школа, 1971. 382 с.
9. Мизонов В.Е., Ушаков С.Г. Аэродинамическая классификация порошков. М.: Химия, 1989. 160 с.