

Математическая модель шаровой барабанной мельницы для анализа работы сепаратора пыли

Шувалов С.И., д-р техн. наук, Михеев П.Г., Веренин А.А., Асташов Н.С., инженеры

Представлено описание математической модели пылесистемы с вентилируемой шаровой барабанной мельницей и сепаратором пыли. Для ускорения счета сделаны допущения: барабан мельницы рассматривается как ячейка идеального вытеснения, скорость перемещения размалываемого материала прямо пропорциональна скорости вентилирующего газа.

Ключевые слова: шаровая барабанная мельница, сепаратор пыли, математическая модель, параметры идентификации.

Mathematical model of ball pulverizer mill for analysis of pulverized coal separator operation

Shuvalov S.I., doctor of science, Mikheyev P.G., Verenin A.A., Astashov N.S., engineers

The mathematical model of the pulverized coal system with a ventilated ball pulverizer mill and a pulverized coal separator is described. There are the assumptions made for prompt calculation: the mill drum is considered as an ideal displacement component, the milled material displacement rate is directly proportional to ventilating gas rate. The method for determination of model identification parameters as per the results of experiments at the maximum capacity of pulverized coal system is represented.

Keywords: the ball drum mill, separator of dust, mathematical model, parameters to identifications.

Одним из наиболее доступных способов повышения экономичности работы пылесистем является модернизация конструкции сепаратора пыли, направленная на увеличение эффективности разделения или соответствующего изменения диапазона границы разделения. Для поиска оптимального варианта модернизации необходим инструмент, позволяющий оценить возможности и последствия реализации каждого из вариантов. В качестве такого инструмента наиболее пригодна математическая модель, адекватно описывающая протекающие в пылесистеме процессы размола, переноса материала вдоль барабана и классификации мельничного продукта в сепараторе. Предназначением этой модели является анализ влияния только тех факторов, которые могут быть изменены при выборе варианта модернизации. Поэтому только такие факторы должны входить в модель в качестве управляющих параметров, а остальные факторы, которые в общем случае также существенно влияют на процессы в пылесистеме, но при модернизации остаются неизменными, могут не рассматриваться, но их влияние должно быть отражено соответствующим выбором параметров идентификации математической модели.

В барабане шаровой мельницы одновременно происходят процессы размола материала и переноса его вдоль барабана. Дисперсный состав мельничного продукта на выходе из барабана, выражаемый часто через кривую полных остатков $R_1(\delta)$, зависит от конструктивных параметров барабана (длины L_6 , диаметра D_6 , скорости вращения n_6 и в предельных режимах от

диаметра выходного патрубка $D_{\text{пат}}$), режима работы мельницы (степени шаровой загрузки $\psi_{\text{ш}}$, расхода измельчаемого материала через барабан B_1 и расхода воздуха или газа через барабан Q) и характеристик поступающего в барабан материала (дисперсного состава $R(\delta)$ и прочности материала, оцениваемой по методике ВТИ коэффициентом размолоспособности $k_{\text{ло}}$).

Из барабана мельничный продукт поступает в сепаратор, где из него выделяется готовая пыль в количестве B_3 с дисперсным составом $R_3(\delta)$ и более крупный возврат в количестве B_2 с дисперсным составом $R_2(\delta)$. Готовая пыль выносится из сепаратора вентилирующим агентом и после обеспыливания в циклоне оседает в промежуточном бункере пыли, а возврат направляется на вход мельницы, где смешивается с исходным материалом, поступающим в мельницу в количестве B_0 с дисперсным составом $R_0(\delta)$. Массопотоки и дисперсные составы продуктов разделения зависят от дисперсного состава мельничного продукта $R_1(\delta)$, эффективности процесса разделения и границы $\delta_{\text{гр}}$, по которой производится разделение мельничного продукта. Эффективность процесса разделения в основном является характеристикой конструкции сепаратора и может рассматриваться как конструктивный параметр. В том случае, если сепаратор обладает устройством для изменения границы разделения, величина $\delta_{\text{гр}}$ должна рассматриваться как режимный параметр. Если такого устройства нет, то граница разделения

представляет собой конструктивный параметр сепаратора.

При выборе варианта модернизации пылесистемы предполагается, что дисперсный состав угля $R_0(\delta)$ и прочностная характеристика $k_{по}$ не изменятся. Также не предполагается замена мельницы. Поэтому сохраняются ее конструктивные параметры $L_б$, $D_б$, $n_б$ и $D_{пат}$.

При выборе малозатратных мероприятий для модернизации пылесистемы по отношению к мельнице допустимы лишь изменения режима ее работы, а именно, степени шаровой загрузки $\psi_{ш}$ и величины вентиляции барабана Q . Расход материала через мельницу B_1 и его дисперсный состав $R(\delta)$ зависят от совместной работы мельницы и сепаратора и не могут выступать в качестве управляющих факторов. Изменение расхода B_1 происходит при изменении производительности питания B_0 и границы разделения сепаратора $\delta_{гр}$.

Вместе с тем рассматривается возможность изменения конструкции сепаратора, поэтому эффективность разделения и граничный размер сепаратора должны входить в математическую модель в качестве управляющих факторов.

Из этого следует, что математическая модель, предназначенная для анализа возможных малозатратных вариантов модернизации пылесистемы, в конечном итоге должна дать описание зависимости

$$R_3(\delta) = f(B_0, Q, \psi_{ш}, \delta_{гр}, \text{конструкция сепаратора}). \quad (1)$$

При этом параметры идентификации математической модели должны учитывать реально существующие величины $L_б$, $D_б$, $n_б$, $D_{пат}$, $k_{по}$, $R_0(\delta)$.

При стационарном режиме работы пылесистемы должны выполняться балансовые соотношения:

$$B_1 = B_0 + B_2, \quad (2)$$

$$R(\delta) = \frac{B_0 R_0(\delta) + B_2 R_2(\delta)}{B_1}, \quad (3)$$

$$B_1 = B_2 + B_3, \quad (4)$$

$$R_1(\delta) = R_3(\delta)\bar{\varphi} + R_2(1-\bar{\varphi}), \quad (5)$$

где $\bar{\varphi}$ – полный вынос сепаратора:

$$\bar{\varphi} = \frac{B_3}{B_1}. \quad (6)$$

Для замыкания система (2)–(5) должна быть дополнена соотношениями, определяющими процессы размола материала в барабане мельницы и процессы разделения в сепараторе:

$$R_1(\delta) = f_1(R(\delta), B_1, Q, \psi_{ш}); \quad (7)$$

$$\bar{\varphi} = f_2(R_1(\delta), \delta_{гр}, \text{конструкция сепаратора}). \quad (8)$$

Для описания процесса размола воспользуемся моделью кинетики измельчения, использующей селективную и распределительную функции измельчения [1]. Селективная функция $S(\delta)$ определяет интенсивность разрушения

частиц размера δ в единицу времени или в течение одного цикла нагружения. Распределительная функция $B(\delta, \xi)$ соответствует доле продуктов разрушения частиц начального размера δ , оказавшихся после разрушения мельче размера ξ . Уравнение кинетики измельчения имеет вид

$$\frac{\partial R(\delta, t)}{\partial t} = - \int_0^{R(\delta, t)} S(\xi) B(\xi, \delta) dR(\xi, t) \quad (9)$$

или

$$\frac{\partial f(\delta, t)}{\partial t} = -S(\delta)f(\delta, t) + \int_{\delta}^{\delta_{max}} S(\xi) \frac{\partial B(\xi, \delta)}{\partial \delta} f(\xi, t) d\xi. \quad (10)$$

Здесь $R(\delta, t)$ – кривая полных остатков материала в момент времени t (интегральная характеристика дисперсного состава); $f(\delta, t)$ – плотность распределения частиц по размерам (дифференциальная характеристика дисперсного состава). Эти величины связаны соотношениями

$$R(\delta) = 100 \int_{\delta}^{\delta_{max}} f(\xi) d\xi, \quad (11)$$

$$f(\delta) = -\frac{1}{100} \frac{dR(\delta)}{d\delta}. \quad (12)$$

Здесь δ_{max} – максимальный размер частиц в смеси.

Кривая полных остатков и плотность распределения частиц по размерам в качестве характеристик дисперсного состава равноправны и полностью определяют содержание частиц любого размера в полидисперсной смеси. На практике часто дисперсный состав определяют ситовым методом и результаты отсева представляют в виде полных остатков на контрольных ситах. Для расчетов удобнее пользоваться дифференциальной характеристикой, поэтому в математической модели будем использовать плотность распределения частиц, а полученные результаты представлять в полных остатках.

Для численного решения разделим непрерывный диапазон изменения размеров частиц $[\delta_{min}, \delta_{max}]$ на n классов с фиксированными размерами частиц δ_i ($i = 1, 2, \dots, n, n+1$), где $\delta_1 = \delta_{max}$, $\delta_{n+1} = \delta_{min}$. Будем считать, что внутри i -го класса находятся частицы только одного размера

$$\bar{\delta}_i = \frac{\delta_i + \delta_{i+1}}{2}. \quad (13)$$

В этом случае уравнение кинетики размола принимает вид

$$f(\bar{\delta}_i, t + \Delta t) = [1 - S(\bar{\delta}_i) \Delta t] f(\bar{\delta}_i, t) + \Delta t \sum_{k=1}^{i-1} S(\bar{\delta}_k) b_{ki} f(\bar{\delta}_k, t). \quad (14)$$

Расчет процесса размола по этому уравнению требует идентификации функций измельчения. Проведенные ранее исследования [2]

показали, что при достаточном энергоподводе происходит хрупкое разрушение частиц с равномерным распределением продуктов разрушения по размерам. Это соответствует линейному распределению, которое для $\delta_{\min} = 0$ может быть представлено зависимостью

$$B(\xi, \delta) = \frac{\delta}{\xi}. \quad (15)$$

Из этого следует

$$\frac{\partial B(\xi, \delta)}{\partial \delta} = \frac{1}{\xi}. \quad (16)$$

Коэффициенты b_{ki} в выражении (14), соответствующие массовой доле осколков, образовавшихся при разрушении частицы k -го класса и перешедших в i -й класс, будут равны

$$b_{ki} = \frac{\delta_i - \delta_{i+1}}{\delta_{k+1}}. \quad (17)$$

Наиболее часто селективную функцию аппроксимируют степенной зависимостью

$$S(\delta) = \alpha \delta^\beta, \quad (18)$$

где параметры α и β подбираются таким образом, чтобы было обеспечено наилучшее согласование между расчетными и экспериментальными характеристиками дисперсного состава измельчаемого материала. При этом параметр α определяет интенсивность измельчения всей массы материала, а β задает соотношение в интенсивности измельчения частиц различной крупности. В общем случае эти параметры зависят от прочности размалываемого материала, типоразмера мельницы, степени шаровой загрузки и количества материала, находящегося в барабане. Для конкретной мельницы и конкретного материала параметры модели становятся зависимыми только от загрузки барабана шарами и материалом.

При исследовании кинетики измельчения антрацита и нефтяного кокса в лабораторной шаровой мельнице [2] было отмечено, что для каждого исследованного материала в пределах изменения степени заполнения межшарового пространства размалываемым материалом $u = 0,7-5$ параметр α пропорционален величине u в степени $-0,6$ независимо от величины степени шаровой загрузки $\psi_{ш}$. При $u < 0,7$ значение α стабилизируется. Поэтому влияние загрузки барабана шарами и размалываемым материалом можно учесть введением в формулу селективной функции коэффициента k_α :

$$k_\alpha = \begin{cases} 1,24 & \text{при } u < 0,7, \\ u^{-0,6} & \text{при } u \geq 0,7. \end{cases} \quad (19)$$

Можно предположить, что эта зависимость сохраняется и в промышленных мельницах.

Величина u определяется степенью шаровой загрузки $\psi_{ш}$ и количеством материала G_6 , находящегося в барабане. В вентилируемой мельнице величина G_6 зависит от расхода материала через барабан V_1 и скорости движения материала вдоль барабана $w_{\text{мат}}$. Одним из досто-

инств вентилируемых мельниц является то, что скорость движения частиц вдоль барабана зависит от величины вентиляции барабана и размера частиц. Мелкие частицы под воздействием газового потока быстрее ускоряются и быстрее покидают размольное пространство, не допуская переизмельчения. Более крупные частицы двигаются медленнее и подвергаются более длительному размолу при прохождении барабана. Наличие в пылесистеме сепаратора, возвращающего в мельницу более крупные частицы на повторный домол, несколько нивелирует этот эффект, тем не менее равномерность готовой пыли в мельницах с более интенсивной вентиляцией, характеризуемая значением коэффициента полидисперсности в уравнении Розина-Раммлера, несколько выше, чем в слабо вентилируемых или невентилируемых мельницах с сепараторами пыли [3].

Основной задачей разрабатываемой математической модели является оценка и сравнение возможностей каждого из рассматриваемых вариантов модернизации сепаратора. Для этого не требуется высокой точности расчета процессов в мельнице, и поэтому допустимо некоторое упрощенное представление.

В качестве первого упрощения будем считать, что скорость движения частиц вдоль барабана одинакова для всех частиц независимо от их размеров и постоянна по длине барабана. В этом случае барабан мельницы может рассматриваться как ячейка идеального вытеснения. Тогда процесс размола поступающей в барабан смеси исходного угля и возврата из сепаратора можно представить в виде порционного измельчения в течение времени

$$t_{\text{разм}} = \frac{L_6}{w_{\text{мат}}}. \quad (20)$$

Для численного решения системы уравнений, описывающих процессы размола и переноса материала в барабане, необходимо указать величину Δt , определяющую продолжительность одного цикла нагружения. Величина Δt должна быть настолько малой, чтобы можно было с требуемой точностью принять, что за этот период происходит разрушение только существующих в начале этого периода частиц и не происходит повторного разрушения их осколков. В первом приближении величина Δt может быть принята равной продолжительности оборачиваемости шароматериальной загрузки в барабане.

Из модели порционного измельчения следует, что поступающая в барабан смесь исходного материала и возврата крупных частиц из сепаратора за время прохода вдоль барабана подвергается

$$n_{\text{разм}} = \frac{t_{\text{разм}}}{\Delta t} \quad (21)$$

нагружениям.

Параметр u рассчитывается по формуле

$$u = \frac{S_{mat}}{S_{mш}} = \frac{4B_1}{\pi \left(1 - \frac{\rho_{ш}^{нас}}{\rho_{ш}^{ист}}\right) \rho_{mat}^{нас} w_{mat} \psi_{ш} D_б^2}, \quad (22)$$

где площадь сечения неподвижного барабана, занятая материалом, равна

$$S_{mat} = \frac{B_1}{\rho_{mat}^{нас} w_{mat}}; \quad (23)$$

площадь сечения межшарового пространства равна

$$S_{mш} = \frac{\pi}{4} \left(1 - \frac{\rho_{ш}^{нас}}{\rho_{ш}^{ист}}\right) D_б^2 \psi_{ш}. \quad (24)$$

При насыпной плотности дробленых частиц угля $\rho_{mat}^{нас} = 1150 \text{ кг/м}^3$, насыпной и истинной плотности мелющих шаров соответственно $\rho_{ш}^{нас} = 4900 \text{ кг/м}^3$, $\rho_{ш}^{ист} = 7800 \text{ кг/м}^3$ степень заполнения межшарового пространства равна

$$u = 0,00311 \frac{B_1}{w_{mat} \psi_{ш} D_б^2}. \quad (25)$$

Количество материала, аккумулированного в барабане, составит

$$G_б = S_{mat} L_б \rho_{mat}^{нас}. \quad (26)$$

Скорость вращения барабана $n_б$, обычно выражаемая в об/мин, и диаметр барабана определяют режим движения шаров и размалываемого материала в поперечном сечении барабана. Более полной характеристикой является относительная скорость вращения

$$\varphi_б = \frac{n_б}{n_{кр}}, \quad (27)$$

где критическая скорость вращения определяется из условия равенства в верхней точке внутренней стенки барабана центробежной силы и силы тяжести:

$$n_{кр} = \frac{30}{\pi} \sqrt{\frac{2g}{D_б}} = \frac{42,3}{\sqrt{D_б}}. \quad (28)$$

Отечественные и зарубежные мельницы работают при относительной частоте вращения барабана $\varphi_б = 0,72-0,8$. При такой скорости вращения в поперечном сечении можно выделить четыре области [3] (см. рисунок).

Первую область составляют движущиеся плотным слоем по круговым траекториям шары и размалываемый материал. Внешний радиус области равен радиусу барабана $R_б$, внутренний радиус $R_{вн}$ зависит от объема шаров и материала в барабане и от относительной частоты вращения барабана $\varphi_б$. Вторая область ограничена траекториями падения тел, оторвавшихся с круговых траекторий с внешнего и внутреннего радиусов первой области. Третья область занимает пространство между первой и второй областями, а четвертая ограничена радиусом барабана и траекторией тел, оторвавшихся от радиуса барабана. Методика расчета площадей этих областей приведена в [4], а влияние ре-

жимных параметров на их соотношение показано в [5].

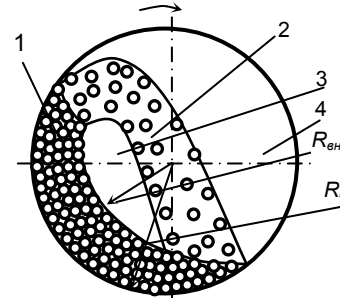


Схема движения шаров и материала в поперечном сечении барабана мельницы: 1 – область подъемного движения по круговым траекториям; 2 – разреженный слой падающих шаров и частиц; 3, 4 – «чистые» каналы

Суммарную загрузку барабана мелющими шарами и размалываемым материалом будем характеризовать степенью заполнения сечения барабана ψ_v , соответствующей доле сечения неподвижного барабана, занятой шароматериальной массой.

Так как измельчаемые частицы много мельче мелющих шаров, то можно принять, что частицы могут полностью занимать межшаровое пространство. В этом случае степень заполнения барабана шарами и материалом равна

$$\psi_v = \begin{cases} \psi_{ш} & \text{при } u \leq 1, \\ \psi_{ш} \left[\frac{\rho_{ш}^{нас}}{\rho_{ш}^{ист}} + u \left(1 - \frac{\rho_{ш}^{нас}}{\rho_{ш}^{ист}}\right) \right] & \\ = \psi_{ш} (0,628 + 0,372u) & \text{при } u > 1. \end{cases} \quad (29)$$

Вентилирующий газ проходит как по «чистым» каналам, так и через слой падающих шаров и частиц. Потоки газа распределяются по каналам таким образом, чтобы аэродинамическое сопротивление «чистых» и запыленного каналов были одинаковы [2, 6]. Перенос размалываемого материала вдоль барабана происходит потоком газа, движущимся через слой падающих частиц. Однако расчет распределения газа по каналам и переноса частиц вдоль барабана требует интегрирования дифференциального уравнения движения частицы в сносящем потоке и учета взаимодействия частиц различной крупности между собой. Такой подход к описанию процесса перемещения частиц вдоль барабана существенно затрудняет решение задачи и увеличивает продолжительность вычислений.

Так как разрабатываемая модель не предназначена для исследования протекающих внутри барабана процессов, а используется в сугубо практических целях для сопоставления вариантов модернизации, то вносим в модель второе упрощение. Примем, что скорость перемещения размалываемого материала вдоль барабана $w_б$ пропорциональна расходной скорости вентилярующего газа, отнесенной к сум-

марной площади «чистых» каналов и падающего слоя S_1 :

$$w_6 = k_q \frac{Q}{S_1}. \quad (30)$$

Коэффициент k_q является параметром идентификации модели.

Процесс разделения частиц по размерам в сепараторе любой конструкции полностью определяется кривой разделения $\varphi_\delta(\delta)$, значения которой соответствуют вероятности выделения частиц размером δ в измельченный продукт в готовую пыль. Соответственно вероятность попадания таких частиц в возврат сепаратора составляет $1 - \varphi_\delta(\delta)$. При плотности распределения частиц по размерам в измельченном продукте $f_1(\delta)$ плотности распределения этих частиц в готовой пыли и возврате будут соответственно равны

$$f_3(\delta) = \frac{f_1(\delta)\varphi_\delta(\delta)}{\bar{\varphi}}, \quad (31)$$

$$f_2(\delta) = \frac{f_1(\delta)[1 - \varphi_\delta(\delta)]}{1 - \bar{\varphi}}. \quad (32)$$

Полный вынос сепаратора и значения полных остатков готовой пыли и возврата рассчитываются по следующим формулам [7]:

$$\varphi(\delta) = \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \varphi_\delta(\xi) f_1(\xi) d\xi; \quad (33)$$

$$R_3(\delta) = \frac{100}{\bar{\varphi}} \int_{\delta}^{\delta_{\max}} \varphi_\delta(\xi) f_1(\xi) d\xi; \quad (34)$$

$$R_2(\delta) = \frac{100}{1 - \bar{\varphi}} \int_{\delta}^{\delta_{\max}} [1 - \varphi_\delta(\xi)] f_1(\xi) d\xi. \quad (35)$$

Формулы (4)–(6) и (31)–(35), составляющие математическую модель разделения порошкового материала в сепараторе, представляют собой балансовые соотношения и поэтому всегда верны. Точность описания процесса разделения по математической модели зависит от того, насколько удачно выбрано описание кривой разделения $\varphi_\delta(\delta)$.

Для аппроксимации кривой разделения предложено достаточно большое количество формул. В [8] показано, что наиболее часто наилучшее совпадение дисперсных составов продуктов разделения, полученных расчетом по (33)–(35), с результатами ситового анализа достигается при использовании двухпараметрической зависимости

$$\varphi_\delta(\delta) = \frac{1}{1 + \left(\frac{\delta}{\delta_{ep}}\right)^{ks}}. \quad (36)$$

Здесь граничный размер разделения δ_{ep} соответствует размеру частиц, которые с одинаковой вероятностью выделяются в готовую пыль и возврат, а параметр ks определяет эффективность разделения: формула (36) при

$ks = 0$ соответствует идеальному делению, когда частицы любых размеров имеют одинаковую вероятность попасть в готовую пыль или в возврат, а при $ks \rightarrow \infty$ – идеальной классификации, когда все частицы мельче δ_{ep} попадают в готовую пыль, а все частицы крупнее δ_{ep} выделяются в возврат.

Параметр ks в основном зависит от конструкции сепаратора и остается практически постоянным в широком диапазоне изменения режимных параметров. В этой связи параметр ks является характеристикой конструкции сепаратора и может рассматриваться как неизменяемый конструктивный параметр. Граничный размер разделения обычно может меняться в широких пределах при изменении положения регулирующих органов сепаратора и представляет собой режимный параметр.

Для численного решения выражения (33)–(36) представляются в следующем виде:

$$\bar{\varphi} = \sum_{i=1}^n \varphi_\delta(\delta_{1,i}) f_1(\delta_{1,i}) (\delta_i - \delta_{i+1}); \quad (37)$$

$$R_3(\delta_i) = \frac{100}{\bar{\varphi}} \sum_{j=1}^{i-1} \varphi_\delta(\delta_{1,j}) f_1(\delta_{1,j}) (\delta_i - \delta_{i+1}); \quad (38)$$

$$R_2(\delta_i) = \frac{100}{1 - \bar{\varphi}} \sum_{j=1}^{i-1} [1 - \varphi_\delta(\delta_{1,j})] f_1(\delta_{1,j}) (\delta_i - \delta_{i+1}), \quad (39)$$

$$\text{где } \varphi_\delta(\delta_{1,i}) = \frac{1}{1 + \left(\frac{\delta_{1,i}}{\delta_{ep}}\right)^{ks}}. \quad (40)$$

Для использования математической модели при анализе вариантов модернизации пылесистемы необходимо знать значения параметров идентификации: коэффициентов α и β в выражении (18), коэффициента k_q в (30) и параметров кривой разделения сепаратора ks и δ_{ep} в (36).

Список литературы

1. **Гарднер Р.П., Аустин Л.Г.** Исследование измельчения в мельнице периодического действия: Тр. Европейского совещ. по измельчению. – М.: Стройиздат, 1966. – С. 219–248.
2. **Шувалов С.И.** Структурная и режимная оптимизация процессов фракционирования порошков: Дис... д-ра техн. наук. – Иваново, 1995.
3. **Ромадин В.П.** Пылеприготовление. – М.-Л.: Госэнергоиздат, 1953.
4. **Langemann H.** Kinetik der Hartzerkleinerung. Teil III: Die Kinematik der Mahlvorgänge in der Fallkugelmühle // Chemie-Ing.-Techn., Jahr. – 1962. – № 9. – S. 615–627.
5. **Шувалов С.И., Михеев П.Г.** Влияние режимных параметров на распределение шароматериальной массы в барабане шаровой мельницы // Вестник ИГЭУ. – 2009. – Вып. 2. – С. 65–67.
6. **Шувалов С.И., Ушаков С.Г.** Расчет процесса измельчения в вентилируемой шаровой барабанной мельнице // Теплоэнергетика. – 1994. – № 9. – С. 55–57.
7. **Ушаков С.Г., Зверев Н.И.** Инерционная сепарация пыли. – М.: Энергия, 1974.
8. **Новосельцева С.С.** Повышение эффективности сложных технологических систем измельчения путем их структурной оптимизации: Дис... канд. техн. наук. – Иваново, 1999.

Шувалов Сергей Ильич,
Ивановский государственный энергетический университет,
доктор технических наук, профессор кафедры тепловых электрических станций,
телефон 8-910-983-41-81,
e-mail: ShuvalovS@rambler.ru

Михеев Павел Геннадьевич,
Ивановский государственный энергетический университет,
ассистент кафедры тепловых электрических станций,
телефон (4932) 41-60-56.

Веренин Антон Александрович,
Череповецкая ГРЭС,
начальник смены котлотурбинного цеха,
Ивановский государственный энергетический университет,
аспирант кафедры тепловых электрических станций,
e-mail: ShuvalovS@rambler.ru

Асташов Николай Сергеевич,
Ивановский государственный энергетический университет,
аспирант кафедры тепловых электрических станций, e-mail: ShuvalovS@rambler.ru