

Математическая модель пылесистемы с шаровой барабанной мельницей для анализа схем классификации

С.И. Шувалов¹, С.С. Новосельцева¹, А.А. Веренин², О.А. Ворошилов³
¹ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина»,
г. Иваново, Российская Федерация
²ПАО «Интер РАО», г. Москва, Российская Федерация
³ОАО «Назаровская ГРЭС», г. Назарово, Красноярский край, Российская Федерация
E-mail: ShuvalovS@rambler.ru

Авторское резюме

Состояние вопроса: Повышение экономичности работы пылесистем с шаровыми барабанными мельницами может быть достигнуто путем модернизации системы классификации. Для выбора варианта модернизации необходимо иметь возможность оценки последствий принятия того или иного варианта на основе математической модели, адекватно отражающей предполагаемые изменения структуры системы классификации. Известные математические модели плохо приспособлены для решения подобных задач, так как построены на регрессионных зависимостях, рассматривающих мельницу и систему классификации как единый агрегат, или избыточно сложны и для оценки параметров их идентификации требуется проведение специальных исследований.

Материалы и методы: В предлагаемой математической модели процесс измельчения описывается с помощью селективной и распределительной функций, представляемых в виде линейных зависимостей от размера частиц. Кривая разделения аппроксимирована двухпараметрической зависимостью, в которой граничный размер разделения представляется в виде управляющего параметра, а коэффициент, отражающий эффективность классификации, является параметром конструкции сепаратора. Принимаются допущения о постоянстве количества размалываемого материала в барабане мельницы при максимально возможной производительности пылесистемы.

Результаты: Получено уравнение кинетики измельчения с двумя параметрами идентификации, характеризующими интенсивность измельчения определенного материала в конкретном типоразмере мельницы и транспортные возможности данной мельницы. Для пяти вариантов схем с открытым и замкнутым циклами классификации с повторной классификацией возврата до тонкости готовой пыли и мельничного продукта приведены балансовые соотношения, отражающие структуру технологической линии. Показано, что предлагаемая математическая модель дает заметные расхождения результатов расчета предельной производительности пылесистемы с экспериментальными данными при изменении тонкости готовой пыли, но полностью адекватна результатам эксперимента при совершенствовании конструкции сепаратора или изменении структуры пылесистемы.

Выводы: Предлагаемая математическая модель пылесистемы рекомендуется для анализа схем классификации пылесистем с шаровыми барабанными мельницами.

Ключевые слова: шаровая барабанная мельница, сепаратор пыли, функции измельчения, кривая разделения, предельная производительность.

Mathematical model of a dust-system with a ball-type drum mill for the analysis of classification schemes

S.I. Shuvalov¹, S.S. Novoseltseva¹, A.A. Verenin², O.A. Voroshilov³
¹Ivanovo State Power Engineering University, Ivanovo, Russian Federation
²PJSC «Inter RAO», Moscow, Russian Federation
³OAO Nazarovskaya TPP, Nazarovo, Krasnoyarsk Territory, Russian Federation
E-mail: ShuvalovS@rambler.ru

Abstract

Background: Profitability of the operation of dust systems with ball drum mills can be increased by modernizing the classification system. In order to choose the upgrade option, it should be possible to assess the consequences of adopting a certain variant based on a mathematical model that adequately reflects the expected changes in the structure of the classification system. The known mathematical models do not solve such problems well as they are built on regression dependences that treat the mill and the classification system as a single aggregate, or are too complex, which makes it necessary to conduct special studies to evaluate the parameters of their identification.

Materials and methods: In the proposed mathematical model, the grinding process is described using selective and distributive functions represented as linear dependences on particle size. The separation curve is approximated by a two-parameter dependence, in which the boundary size of the separation is represented as a control parameter, and the coefficient reflecting the classification efficiency is a parameter of the separator design. Assumptions are made about the consistency of the amount of grinding material in the mill drum at the maximum possible capacity of the dust system.

Results: We have obtained an equation for the kinetics of grinding with two identification parameters characterizing the intensity of grinding of a certain material of a specific mill size and transport capacities of the mill. And we present balance ratios reflecting the structure of the production line for five variants of schemes with an open and closed classification cycle allowing reclassification of the return to the fineness of the finished dust and the mill product. It is shown that the proposed mathematical model gives noticeable discrepancies in the results of calculating the limiting

performance of the dust system with the experimental data when the fineness of the finished dust changes, but is completely adequate to the experimental results when the separator design is improved or the structure of the dust system is modified.

Conclusions: The proposed mathematical model of the dust-system is recommended for the analysis of classification schemes for dust-systems with ball-type drum mills.

Key words: Ball drum mill, dust separator, grinding functions, separation curve, marginal productivity.

DOI: 10.17588/2072-2672.2017.5.010-018

Введение. Пылесистемы с шаровыми барабанными мельницами широко используются в теплоэнергетике для измельчений различных марок углей. Они обладают высокой надежностью оборудования, не требуют сложного обслуживания и ремонта. Основным их недостатком являются высокие удельные затраты электроэнергии на размол.

Наиболее эффективным способом снижения удельных энергозатрат является совершенствование системы классификации путем применения сепараторов с более высокой эффективностью разделения или организации дополнительной классификации возвращаемых в мельницу из основного сепаратора крупных частиц. Для выбора варианта модернизации пылесистемы необходим метод расчета, учитывающий вносимые изменения в структуру технологической линии.

Нормативные методики расчета¹, а также поясняющие их материалы [1] рассматривают мельницу и сепаратор как единое целое, отдельно не анализируя процессы измельчения частиц в размольном пространстве мельницы и классификации измельченного продукта в сепараторе. По этой причине они не могут оценивать эффекты от изменения эффективности разделения сепаратора или изменения структуры системы классификации.

Известные модели, описывающие раздельно процессы измельчения и классификации, были разработаны для анализа режимных факторов [2]. Они либо избыточно сложны для решения задач, не связанных с поиском оптимальных режимов, либо требуют специальных исследований для оценки параметров идентификации [3].

В связи с этим необходима разработка адекватной математической модели, предназначенной только для анализа схем пылеприготовления при различных характеристиках разделения сепараторов и позво-

ляющей проводить численные исследования при выборе способа повышения эффективности работы пылесистем.

Методы исследования. В соответствии с поставленной задачей, будем исходить из того, что типоразмер мельницы, степень шаровой загрузки, частота вращения и вентиляция барабана, а также дисперсный состав и прочностные свойства исходного продукта остаются постоянными и соответствующими условиям работы пылесистемы, при которых определяются параметры идентификации модели.

Дисперсный состав мельничного продукта на выходе из мельницы определяется двумя параллельно протекающими процессами: разрушением частиц при контакте с мелющими телами и перемещением измельчаемой массы вдоль барабана. Наиболее полно процесс измельчения описывается с помощью селективной $S(\delta)$ и распределительной $B(\delta, \xi)$, $\xi < \delta$ функций измельчения [4, 5], позволяющих рассчитывать дисперсный состав материала во всем диапазоне изменения размеров частиц в процессах измельчения и классификации [6–10].

Селективная функция $S(\delta)$ определяет интенсивность разрушения частиц размера δ в единицу времени или в течение одного цикла нагружения и соответствует скорости измельчения частиц размера δ . Распределительная функция $B(\delta, \xi)$ определяет размеры образовавшихся осколков после разрушения исходных частиц размера δ и соответствует доле осколков, размеры которых менее ξ . Функции измельчения должны подчиняться следующим ограничениям:

$$S(\delta) \geq 0; \quad B(\delta, \delta) = 1; \quad B(0, \delta) = 0. \quad (1)$$

Уравнение кинетики измельчения имеет вид

$$\frac{\partial R(\delta, t)}{\partial t} = - \int_0^{R(\delta, t)} S(\xi) B(\xi, \delta) dR(\xi, t), \quad (2)$$

где $R(\delta, t)$ – процентное содержание в смеси (полный остаток) частиц крупнее размера δ в момент времени t .

¹ Расчет и проектирование пылеприготовительных установок

На основании экспериментальных исследований лабораторных, стендовых и промышленных установок² было показано, что при достаточном энергоподводе происходит хрупкое разрушение частиц с равномерным распределением продуктов разрушения по размерам. Это условие в полной мере выполняется при размоле углей различных марок в промышленных мельницах.

Отсюда распределительная функция может быть представлена в виде

$$B(\delta, \xi) = \frac{\xi}{\delta}. \quad (3)$$

Для описания селективной функции чаще всего используют степенную зависимость

$$S(\delta) = \alpha \delta^\beta, \quad (4)$$

где параметры α , β зависят от прочностных свойств размалываемого материала и величины подводимой к частицам энергии разрушения.

Степенная зависимость означает, что с увеличением крупности частицы вероятность ее разрушения возрастает, в действительности же при достижении некоторого предела в связи с переходом от преимущественно хрупкого разрушения к преимущественно разрушению истиранием скорость измельчения снижается. При измельчении углей в промышленных мельницах в зависимости от типоразмера мельницы и марки угля селективную функцию вплоть до размеров частиц 20–70 мм можно аппроксимировать линейной зависимостью.

В общей массе сырого угля содержание крупных частиц не превышает, как правило, 10–15 %. В возврате из сепаратора, поток которого в 1,5–2 раза больше подачи сырого угля, такие частицы отсутствуют. Поэтому с достаточной степенью точности селективную функцию можно описать зависимостью

$$S(\delta) = \frac{\delta}{\delta_0}, \quad \delta_0 > \delta_{\max}, \quad (5)$$

где δ_0 – некоторый характерный размер частиц, являющийся параметром идентификации селективной функции.

При линейном представлении функций измельчения (3) и (5) уравнение кинетики измельчения принимает вид

$$\frac{\partial R(\delta, t)}{\partial t} = - \int_0^{R(\delta, t)} \frac{\xi}{\delta_0} \frac{\delta}{\xi} dR(\xi, t) = - \frac{\delta}{\delta_0} R(\delta, t). \quad (6)$$

Интегрируя его, получим

$$R_1(\delta, t) = R(\delta) e^{-\frac{\delta}{\delta_0} t}. \quad (7)$$

Средняя продолжительность измельчения частиц в барабане t равна отношению количества аккумулированного в барабане материала G_6^{MAT} к расходу материала через барабан B_1 :

$$t = \frac{G_6^{\text{MAT}}}{B_1}. \quad (8)$$

Движение материала вдоль барабана определяется двумя механизмами: вытеснением и переносом воздушным потоком. Скорость переноса вытеснением одинакова для всех частиц независимо от их размера, в то время как более мелкие частицы в сносящем потоке переносятся на более дальнее расстояние, поэтому в барабане присутствует классификация частиц по размерам. Для сокращения времени счета пренебрежем явлением внутренней классификации и примем, что скорость движения частиц вдоль барабана одинакова для всех размеров частиц. В этом случае барабан можно представить как одну ячейку идеального вытеснения.

Количество материала в барабане мельницы G_6^{MAT} и расход материала через барабан B_1 при неизменной вентиляции функционально связаны между собой: при увеличении расхода возрастает загрузка барабана материалом. Для фиксированного типоразмера мельницы существует предельное значение G_6^{MAT} , при превышении которого наступает завал барабана материалом.

Характерной особенностью шаровых барабанных мельниц является слабая зависимость энергии, затрачиваемой на вращение барабана и подъем мелющих шаров, от производительности питания. Наиболее экономичным с минимальным удельным расходом энергии на размол угля является режим с максимально возможной производительностью B_1 и, соответственно, с предельно возможным значением G_6^{MAT} . Будем считать, что пылесистема эксплуатируется в экономичном режиме и соответствующие этому режиму величины B_1 и G_6^{MAT} являются предельными.

² Шувалов С.И. Структурная и режимная оптимизация процессов фракционирования порошков: дис. ... д-ра техн. наук: 05.17.08. – Иваново, 1995. – 356 с.

Количество аккумулированного в барабане материала G_6^{MAT} соответствует предельной загрузке определенного типоразмера мельницы. Величина δ_0 задает вид селективной функции, т.е. интенсивность измельчения определенного материала в конкретном типоразмере мельницы. В связи с этим комплекс

$$k_M = \frac{G_6^{\text{MAT}}}{\delta_0} \quad (9)$$

можно рассматривать в виде характеристики интенсивности измельчения определенного материала в конкретном типоразмере мельницы.

Расход материала через барабан B_1 соответствует предельной загрузке барабана материалом и характеризует транспортные возможности конкретного типоразмера мельницы.

Подставляя (8) и (9) в (7), получим уравнение кинетики измельчения применительно к определенному материалу при предельной загрузке конкретной мельницы:

$$R_1(\delta, t) = R(\delta) e^{-\frac{\delta}{B_1} k_M}, \quad (10)$$

Уравнение (10) является математической моделью процесса измельчения с двумя параметрами идентификации k_M и B_1 .

Процесс классификации частиц по размерам наиболее полно описывается с помощью кривой разделения $\varphi_\delta(\delta)$ [11, 12], определяющей вероятность выделения частиц размера δ в мелкий продукт классификации. С ее помощью можно рассчитать относительную долю (полный вынос) мелкого продукта $\bar{\varphi}$, массопотоки и дисперсные составы крупного B_2 , $R_2(\delta)$ и мелкого B_3 , $R_3(\delta)$ продуктов разделения:

$$\bar{\varphi} = \frac{1}{100} \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} \varphi_\delta(\xi) dR_1(\xi); \quad (11)$$

$$B_2 = B_1(1 - \bar{\varphi}); \quad (12)$$

$$R_2(\delta) = \frac{100}{1 - \bar{\varphi}} \int_{\delta}^{\delta_{\max}} [1 - \varphi_\delta(\xi)] dR_1(\xi); \quad (13)$$

$$B_3 = B_1 \bar{\varphi}; \quad (14)$$

$$R_3(\delta) = \frac{100}{\bar{\varphi}} \int_{\delta}^{\delta_{\max}} \varphi_\delta(\xi) dR_1(\xi). \quad (15)$$

Для практических расчетов должен быть задан вид кривой разделения $\varphi_\delta(\delta)$. В большинстве случаев наилучшее согласование расчетных значений с эксперимен-

тальными данными дает аппроксимационная зависимость³ [13]

$$\varphi_\delta(\delta) = \frac{1}{1 + \left(\frac{\delta}{\delta_{ep}}\right)^{ks}}, \quad (16)$$

где граничный размер разделения δ_{gr} соответствует размеру частиц, попадающих с одинаковыми вероятностями $p = 0,5$ в мелкий и крупный продукты разделения, а параметр ks характеризует эффективность конструкции сепаратора.

Граничный размер может целенаправленно изменяться при настройке сепаратора на получение готовой пыли заданной тонкости, а для оценки параметра ks можно воспользоваться справочными данными, приведенными в [14].

Уравнения (10)–(16), образующие математическую модель измельчения и классификации, должны быть дополнены балансовыми соотношениями, определяющими связи между элементами пылесистемы.

Результаты исследования. На рис. 1 приведены схемы пылесистем, которые применяются или могут применяться для получения угольной пыли.

Пылесистемы с открытым циклом без классификации по схеме рис. 1,а на тепловых электростанциях не применяются, однако используются в других отраслях промышленности.

Для такой схемы подача исходного материала B_0 равна расходу мельничного продукта через мельницу:

$$B_1 = B_0. \quad (17)$$

Как правило, в открытом цикле шаровые мельницы работают без вентиляции. В этом случае строго реализуется схема идеального вытеснения и принятое выше допущение о постоянстве количества находящегося в барабане материала $G_6^{\text{MAT}} = \text{const}$ при любом значении B_1 . Величина B_1 , являвшаяся параметром идентификации модели, становится параметром, управляющим дисперсным составом мельничного продукта.

Схема рис. 1,б с открытым циклом и классификацией используется в том случае, если целевыми являются оба продукта разделения – мелкий и крупный. Математиче-

³ Говоров А.В. Каскадные и комбинированные процессы фракционирования сыпучих материалов: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08. – Свердловск, 1986. – 220 с.

ская модель наряду с уравнением кинетики измельчения (10) включает уравнения классификации (11)–(16) и балансовое соотношение (17).

Математическая модель пылесистемы имеет только один параметр идентификации k_M . Параметр ks в выражении (16) определяется в зависимости от конструкции сепаратора, а величина граничного размера разделения $\delta_{гр}$ может целенаправленно изменяться. Параметры B_0 и $\delta_{гр}$ являются режимными параметрами, регулируемыми тонкостью измельчения и распределение мельничного продукта на крупный и мелкий классы.

По схеме рис. 1, в с замкнутым циклом и одним сепаратором работают практически все пылесистемы тепловых электростанций. Математическая модель пылесистемы включает в себя уравнения кинетики измельчения и классификации (10)–(16), а также уравнения смешения

$$B_1 = B_0 + B_2, \quad (18)$$

$$R(\delta) = \frac{R_0(\delta) B_0 + R_2(\delta) B_2}{B_1}. \quad (19)$$

Для пылесистемы с вентилируемой мельницей расход B_1 является параметром идентификации модели. Непосредственное измерение этой величины трудоемко и, как правило, в промышленных условиях не применяется. В том случае, если известны тонкости мельничного продукта, возврата и готовой пыли, оцениваемые по остаткам на

контрольном сите с размерами ячеек δ_k , расход материала через барабан можно определить по производительности $B_0 = B_3$ через кратности циркуляции [15]:

$$K_{ц} = \frac{B_1}{B_3} = \frac{R_2(\delta_k) - R_3(\delta_k)}{R_2(\delta_k) - R_1(\delta_k)}, \quad (20)$$

$$B_1 = B_0 K_{ц}. \quad (21)$$

Для пылесистем с шаровыми барабанными мельницами кратность циркуляции измельчаемого материала в зависимости от его прочности и требуемой тонкости пыли находится в пределах $K_{ц} = 1,5–3,5$.

Схема рис. 1, г с провеиванием возврата до тонкости готовой пыли применялась на нескольких пылесистемах с различными типами сепараторов провеивания. Математическую модель образуют уравнения (10)–(16) и система линейных уравнений

$$\begin{cases} B_1 = B_0 + B_4, \\ B_2 = (1 - \bar{\varphi}_1) B_1, \\ B_3 = \bar{\varphi}_1 B_1, \\ B_4 = (1 - \bar{\varphi}_2) B_2 = (1 - \bar{\varphi}_1)(1 - \bar{\varphi}_2) B_1, \\ B_5 = \bar{\varphi}_2 B_2 = (1 - \bar{\varphi}_1) \bar{\varphi}_2 B_1, \\ B_6 = B_3 + B_5 = [\bar{\varphi}_1 + (1 - \bar{\varphi}_1) \bar{\varphi}_2] B_1. \end{cases} \quad (22)$$

Для этой схемы кратность циркуляции составляет

$$K_{ц} = \frac{B_1}{B_6} = \frac{1}{\bar{\varphi}_1 + (1 - \bar{\varphi}_1) \bar{\varphi}_2}. \quad (23)$$

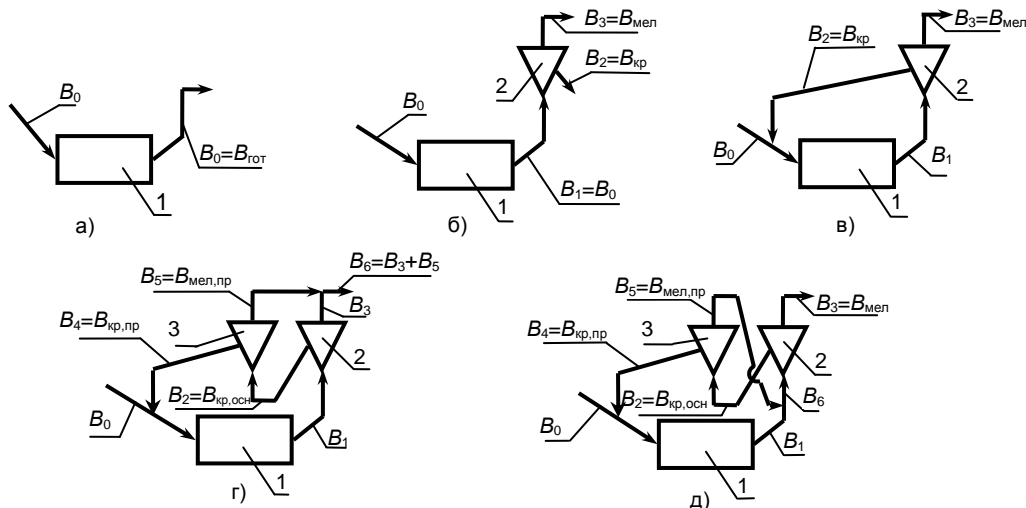


Рис. 1. Расчетные схемы пылесистем: 1 – шаровая мельница; 2 – основной сепаратор; 3 – сепаратор провеивания возврата; а – открытый цикл без классификации; б – открытый цикл с классификацией; в – замкнутый цикл с классификацией; г – замкнутый цикл с провеиванием возврата до тонкости готовой пыли; д – замкнутый цикл с провеиванием возврата до тонкости мельничного продукта

Схема рис. 1,д опробована на пылесистеме с шаровой барабанной мельницей Ш-50А блока 300 МВт Черепетской ГРЭС. Математическая модель включает уравнения (10)–(16) и систему линейных уравнений связей потоков

$$\begin{cases} B_1 = B_0 + B_4, \\ B_6 = B_1 + B_5, \\ B_2 = (1 - \bar{\varphi}_1) B_6, \\ B_3 = \bar{\varphi}_1 B_6, \\ B_4 = (1 - \bar{\varphi}_2) \cdot B_2, \\ B_5 = \bar{\varphi}_2 \cdot B_2. \end{cases} \quad (24)$$

Кратность циркуляции составляет

$$K_{\text{ц}} = \frac{B_1}{B_3} = \frac{1 - \bar{\varphi}_2 (1 - \bar{\varphi}_1)}{\bar{\varphi}_1}. \quad (25)$$

Выводы. Схемы с открытым циклом (рис. 1,а, 1,б) в теплоэнергетике применяются только на тракте топливоподачи для предварительного дробления крупных кусков перед подачей угля в систему пылеприготовления, но там используются другие типы измельчителей. Представленная математическая модель может быть использована при оценке эффективности и целесообразности модернизации сепараторов пыли в схеме рис. 1,в, а также при организации провеивания возврата по схемам рис. 1,г и 1,д.

Для замкнутого цикла рис. 1,в математическая модель содержит два параметра идентификации k_M и B_1 , а также два управляющих параметра B_0 и $\delta_{\text{гр}}$, которые позволяют проводить расчеты пылесистем на заданную производительность B_0 путем соответствующего подбора значения граничного размера $\delta_{\text{гр}}$ или на заданную тонкость готовой пыли, оцениваемую по величине R_{90} или по другому контрольному размеру.

При эксплуатации пылесистемы всегда известны ее производительность B_0 и тонкость готовой пыли R_{90} . При известном или принятом значении кратности циркуляции $K_{\text{ц}}$ этих данных достаточно для параметров идентификации путем решения обратной задачи при расчете пылесистемы на заданную тонкость R_{90} .

Известно достаточно большое количество результатов экспериментальных исследований зависимости производительности пылесистем от тонкости готовой пыли. Эти результаты обобщены в виде методики расчета пылесистем [1], в которой производительность пылесистемы пропорциональна комплексу

$$B_0 = B_3 \approx \frac{1}{\sqrt{\ln \frac{100}{R_{90}}}}. \quad (26)$$

Будем считать, что нормативные материалы в полной мере соответствуют реально наблюдаемым зависимостям.

Для оценки соответствия результатов моделирования нормативным материалам рассмотрим условную мельницу, оснащенную типовым сепаратором ТКЗ-ВТИ с эффективностью разделения $ks = 1,7$. Примем, что у этой мельницы расход измельчаемого угля через барабан составляет $B_1 = 1$ т/ч и при размоле антрацита или тощего угля до тонкости готовой пыли $R_{90} = 7$ % кратность циркуляции материала в контуре мельница-сепаратор составляет $K_{\text{ц}} = 3$. При принятых предположениях параметр идентификации равен $k_M = 0,0073$.

На рис. 2 показано изменение удельной производительности пылесистемы относительно производительности при R_{90} в зависимости от тонкости готовой пыли: кривая 1 – рассчитанное по математической модели; кривая 2 – по нормативной методике.

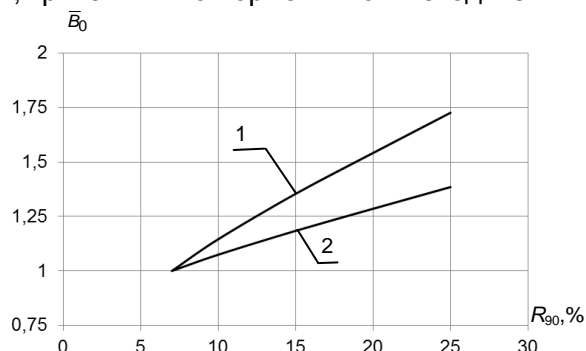


Рис. 2. Расчетная зависимость удельной производительности пылесистемы от тонкости готовой пыли: 1 – по математической модели; 2 – по (26)

Результаты расчета показывают, что при совпадении результатов для $R_{90} = 7$ % (режим, для которого определялись параметры идентификации) угрубление готовой пыли приводит к более значительному прогнозируемому по математической модели увеличению производительности пылесистемы, чем по нормативной методике. Наблюдаемое расхождение результатов расчета, по-видимому, связано с принятым допущением о постоянстве скорости движения частиц вдоль барабана независимо от их размеров. В действительности более мелкие частицы за счет взаимодействия с потоком газа быстрее выносятся из барабана, разгружая объем барабана и позволяя увеличить подачу исходного продукта. При уг-

рублении готовой пыли соответственно увеличивается средний размер частиц мельничного продукта и эффект внутренней сепарации снижается.

Одним из наиболее известных и широко применяемых способов повышения эффективности работы пылеприготовительных установок является замена серийно изготавливаемого сепаратора типа ТКЗ-ВТИ на центробежный сепаратор с плоскопротивоточной зоной разделения конструкции ИГЭУ. По сравнению с серийным, сепаратор конструкции ИГЭУ при одинаковом аэродинамическом сопротивлении обладает более высокой эффективностью разделения, что при одинаковой тонкости готовой пыли позволяет сократить количество выделяемого из мельничного продукта частиц и снизить поток возврата частиц B_2 в мельницу. Для поддержания соотношения $B_1 = B_{\max} = B_0 + B_2 = \text{const}$ уменьшение потока возврата позволяет увеличить поток исходного материала B_0 и тем самым увеличить производительность пылесистемы на ΔB_0 .

Подобные работы были проведены на Молдавской, Новочеркасской, Южно-Кузбасской, Черепетской ГРЭС при размол антрацита и тощего кузбасского углей до тонкости $R_{90} = 7\%$, на Беловской ГРЭС и Ладжинской ГРЭС при размоле газового угля до тонкости $R_{90} = 25\text{--}30\%$. При этом было зафиксировано, что при $R_{90} = 7\%$ увеличение производительности пылесистемы составило 20–25%, при размоле кузнецкого газового угля производительность пылесистемы возросла в среднем на 5%.

Для проверки адекватности математической модели при оценке эффективности модернизации сепараторов для условной пылесистемы с $B_1 = 1$ т/ч с помощью разработанной вычислительной программы были выполнены варианты расчетов относительной производительности пылесистемы при замене сепаратора с $ks = 1,7$ на сепаратор с соответствующим сепаратору ИГЭУ параметром эффективности $ks = 2,7$. Результаты расчета, представленные на рис. 3, практически полностью совпадают с результатами промышленных испытаний пылесистем.

На пылесистеме с шаровой барабанной мельницей Ш-50А Черепетской ГРЭС была опробована система провеивания возврата до крупности мельничного продукта, соответствующая схеме рис. 1, д. В качестве сепаратора провеивания был исполь-

зован гравитационный сепаратор с пересыпными полками конструкции Уральского политехнического института [16] с параметром эффективности разделения $ks = 2,7$ [14]. Конструкция сепаратора была рассчитана на разделение возврата по границе 100 мкм.

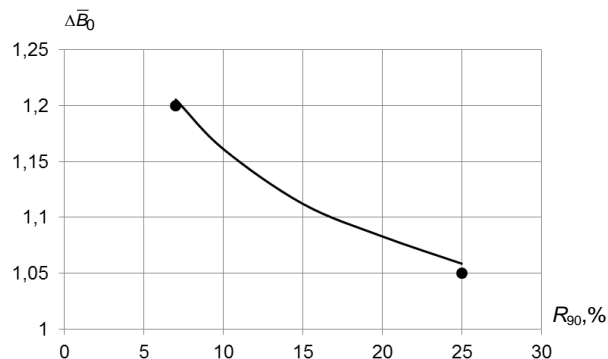


Рис. 3. Относительное изменение производительности пылесистемы при модернизации сепаратора пыли: — расчет по математической модели; • — эксперимент

Проведенные испытания показали, что при включении системы провеивания производительность пылесистемы увеличилась с 54,3 до 61,5 т/ч, или на 13,2%.

Расчетный анализ этой схемы по предлагаемой математической модели показал, что применение схемы провеивания возврата при получении пыли с $R_{90} = 7\%$ обеспечит повышение производительности пылесистемы на 12,3%. Полученная расчетная оценка близка к результатам промышленных испытаний.

Сопоставление результатов расчета с опытными данными свидетельствует об адекватности представленной математической модели при оценке производительности пылесистемы после модернизации сепараторов пыли или при применении системы провеивания возврата, что позволяет рекомендовать эту модель при выработке решений о модернизации пылесистем с шаровыми барабанными мельницами.

Список литературы

1. Лебедев А.Н. Подготовка и размол топлива на электростанциях. – М.: Энергия, 1969. – 520 с.
2. Шувалов С.И., Ушаков С.Г. Расчет процесса измельчения в вентилируемой шаровой барабанной мельнице // Теплоэнергетика. – 1994. – № 9. – С. 55–57.
3. Математическая модель шаровой барабанной мельницы для анализа работы сепаратора пыли / С.И. Шувалов, П.Г. Михеев, А.А. Веренин, Н.С. Асташов // Вестник ИГЭУ. – 2009. – Вып. 4. – С. 3–7.

4. Broadbent S.R., Callcott T.G. Coal breakage processes // Journal Institute of Fuel. – 1956. – 29. – 191. – P. 524–539.

5. Broadbent S.R., Callcott T.G. A matrix analyses of processes involving particle assemblies // Phil. Trans. Royal. Soc. – 1956. – A249. – P. 99–123.

6. Austin L.G., Klimpel R.R. Zur Theorie der Zerkleinerung // Aufbereitungs-Technik. – 1966. – № 1. – S. 10–20.

7. Гарднер Р.П., Аустин Л.Г. Исследование измельчения в мельнице периодического действия // Труды Европейского совещания по измельчению. – М.: Стройиздат, 1966. – С. 219–248.

8. Tanaka T., Nakajima J., Furuya M. Closed-Circuit Grinding Theory Based of the Comminution Kinetics and Application to Let Milling Mechanism // Dechema-Monographien, Verlag Chemie CmbH. – 1967. – № 993–1026. – Bd. 57. –S. 4–515–526.

9. Gupta V.K., Kapur P.C. A Pseudo-Solitons Soliton to the Integro-Differential Equation of Bath Grinding // Power Technology. – 1975. – № 12. – P. 175–178.

10. Schönert K. Mathematische Simulation vor Zerkleinerungsprozessen. Teil 1. Das allgemeine Modell und der Stationäre Sonderfall // Chemie-Ing.-Technik. – 1971. – Bd. 43. – № 6. – S. 361–367.

11. Ушаков С.Г., Зверев Н.И. Инерционная сепарация пыли. – М.: Энергия, 1974. – 169 с.

12. Мизонов В.Е., Ушаков С.Г. Аэродинамическая классификация порошков. – М.: Химия, 1989. – 160 с.

13. Шишкин С.Ф., Техов С.М. Расчет процесса измельчения в замкнутом цикле // Известия вузов. Химия и хим. технология. – 1991. – Т. 34, № 5. – С. 117–119.

14. Шувалов С.И. Получение тонкодисперсных порошков в системах пылеприготовления с аэродинамическими классификаторами // Химическая промышленность. – 1992. – № 8. – С. 499–503.

15. Ромадин В.П. Пылеприготовление. – М.; Л.: Госэнергоиздат, 1953. – 519 с.

16. Барский М.Д., Ревнивцев В.И., Соколкин Ю.В. Гравитационная классификация зернистых материалов. – М.: Недра, 1974. – 232 с.

References

1. Lebedev, A.N. *Podgotovka i razmol topliva na elektrostantsiyakh* [Preparation and grinding of fuel at power plants]. Moscow, Energiya, 1969. 520 p.

2. Shuvalov, S.I., Ushakov, S.G. Raschet protsessy izmel'cheniya v ventiliruемой шарovoy barabanoy mel'nitse [Calculation of the grinding process in a

ventilated drum ball mill]. *Teploenergetika*, 1994, no. 9, pp. 55–57.

3. Shuvalov, S.I., Mikheev, P.G., Verenin, A.A., Astashov, N.S. Matematicheskaya model' sharovoy barabanoy mel'nitsy dlya analiza raboty separatora pyli [A mathematical model of a ball mill for analyzing the operation of a dust separator]. *Vestnik IGEU*, 2009, issue 4, pp. 3–7.

4. Broadbent, S.R., Callcott, T.G. Coal breakage processes. Journal Institute of Fuel, 1956, 29, 191, pp. 524–539.

5. Broadbent, S.R., Callcott, T.G. A matrix analyses of processes involving particle assemblies. Phil. Trans. Royal. Soc., 1956, A249, pp. 99–123.

6. Austin, L.G., Klimpel, R.R. On the Theory of Shredding. Processing Techniques, 1966, no. 1, pp. 10–20.

7. Gardner, R.P., Austin, L.G. Issledovanie izmel'cheniya v mel'nitse periodicheskogo deystviya [Study of grinding in a batch mill]. *Trudy Evropeyskogo soveshchaniya po izmel'cheniyu* [Proceedings of the European Meeting on Grinding]. Moscow, Stroy-izdat, 1966, pp. 219–248.

8. Tanaka, T., Nakajima, J., Furuya, M. Closed-Circuit Grinding Theory Based of the Comminution Kinetics and Application to Let Milling Mechanism. Dechema-Monographien, Verlag Chemie CmbH, 1967, no. 993–1026, Bd. 57, pp. 4–515–526.

9. Gupta, V.K., Kapur, P.C. A Pseudo-Solitons Soliton to the Integro-Differential Equation of Bath Grinding. Power Technology, 1975, no. 12, pp. 175–178.

10. Schönert, K. Mathematische simulation before comminution processes. Part 1. The general model and the stationary special case. Chemie-Ing.-Technik, 1971, vol. 43, no. 6, pp. 361–367.

11. Ushakov, S.G., Zverev, N.I. *Inertsionnaya separatsiya pyli* [Inertial dust separation]. Moscow, Energiya, 1974. 169 p.

12. Mizonov, V.E., Ushakov, S.G. *Aerodinamicheskaya klassifikatsiya poroshkov* [Aerodynamic classification of powders]. Moscow, Khimiya, 1989. 160 p.

13. Shishkin, S.F., Tekhov, S.M. Raschet protsessy izmel'cheniya v zamknutom tsikle [Calculation of the milling process in a closed loop]. *Izvestiya vuzov. Khimiya i khim. tekhnologiya*, 1991, vol. 34, no. 5, p.117–119.

14. Shuvalov, S.I. Poluchenie tonkodispersnykh poroshkov v sistemakh pyleprigotovleniya s aerodinamicheskimi klassifikatorami [Production of fine powders in dust preparation systems with aerodynamic classifiers]. *Khimicheskaya promyshlennost'*, 1992, no. 8, pp. 499–503.

15. Romadin, V.P. *Pyleprigotovlenie* [Dust preparation]. Moscow; Leningrad, Gosenergoizdat, 1953. 519 p.

16. Barskiy, M.D., Revnivtsev, V.I., Sokolkin, Yu.V. *Gravitatsionnaya klassifikatsiya zemistykh materialov* [Gravitational classification of granular materials]. Moscow, Nedra, 1974. 232 p.

Шувалов Сергей Ильич,

ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина»,
доктор технических наук, профессор кафедры тепловых электрических станций,
e-mail: ShuvalovS@rambler.ru

Shuvalov Sergei Ilyich,

Ivanovo State Power Engineering University,

Doctor of Engineering Sciences (Post-doctoral degree), Professor of the Department of Heat Power Plants,

e-mail: ShuvalovS@rambler.ru

Новосельцева Светлана Сергеевна,
ФГБОУВО «Ивановский государственный энергетический университет имени В.И. Ленина»,
кандидат технических наук, доцент кафедры программного обеспечения компьютерных систем,
e-mail: svsnov@hotmail.com.
Novoseltseva Svetlana Sergeevna,
Ivanovo State Power Engineering University,
Candidate of Engineering Sciences (PhD), Associate Professor of the Computer Software Department,
e-mail: svsnov@hotmail.com

Веренин Антон Александрович,
ПАО «Интер РАО»,
руководитель направления технического развития департамента технической политики,
e-mail: verenin_aa@interrao.ru
Verenin Anton Aleksandrovich,
PJSC «Inter RAO»,
Head of the Technical Development Direction of the Technical Policy Department,
e-mail: verenin_aa@interrao.ru

Ворошилов Олег Анатольевич,
ОАО «Назаровская ГРЭС»,
генеральный директор,
e-mail: ngres_office@sibgenco.ru
Voroshilov Oleg Anatolievich,
ОАО «Nazarovskaya TPP»,
Chief Executive Officer,
e-mail: ngres_office@sibgenco.ru