

МИХЕЕВ Павел Геннадьевич

**ПОЛУЧЕНИЕ УГРУБЛЕННОЙ ПЫЛИ В ПЫЛЕСИСТЕМАХ
С ШАРОВЫМИ БАРАБАННЫМИ МЕЛЬНИЦАМИ**

05.14.14 – Тепловые электрические станции,
их энергетические системы и агрегаты

АВТОРЕФЕРАТ
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Иваново
2010

Работа выполнена на кафедре «Тепловые электрические станции» в ГОУ ВПО «Ивановский государственный энергетический университет им. В.И. Ленина»

Научный руководитель –
доктор технических наук, профессор

Шувалов Сергей Ильич

Официальные оппоненты:
доктор технических наук, профессор

Елин Николай Николаевич

доктор технических наук, профессор

Бобков Сергей Петрович

Ведущая организация – ОАО «Инженерный центр энергетики Урала» филиал «УралВТИ-Челябэнергосетьпроект»

Защита состоится 25 июня 2010 г. в 14-00 часов на заседании диссертационного совета Д 212.064.01 при ГОУ ВПО «Ивановский государственный энергетический университет им. В.И. Ленина» по адресу:

153003, г. Иваново, ул. Рабфаковская, 34, корпус «Б», аудитория 237.

Отзывы на автореферат в двух экземплярах, заверенные печатью, просим присылать по адресу: 153003, г. Иваново, ул. Рабфаковская, 34, Ученый совет ИГЭУ. Тел.: (4932) 38-57-12, факс: (4932) 38-57-01. E-mail: uch_sovet@ispu.ru

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Ивановского государственного энергетического университета. С авторефератом – на сайте ИГЭУ www.ispu.ru

Автореферат разослан 20 мая 2010 г.

Ученый секретарь
диссертационного совета



А. В. Мошкарин

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность работы. В России имеется большой и успешный опыт сжигания угольной пыли в высокотемпературном факеле. Для факельного сжигания разработано большое количество топочных камер и горелок, созданы пылесистемы для получения тонкодисперсной пыли. Вместе с тем для некоторых марок углей не удастся полностью исключить шлакование топки, а содержание окислов азота в дымовых газах остается достаточно высоким.

За последнее десятилетие на ряде электростанций России была опробована схема сжигания углей в низкотемпературном вихре (ВИР-технология), при которой средняя температура газов в топочной камере снижается на 100...150°C, что приводит к заметному снижению шлакования и интенсивности образования окислов азота в топке котлов. В наибольшей степени достоинства нового способа сжигания проявляются при подаче в топочную камеру угрубленной пыли, способствующей также более равномерному заполнению факелом топочной камеры, снижению потерь тепла с уходящими газами и сокращению затрат электроэнергии на пылеприготовление.

Однако более полному использованию преимуществ новой схемы сжигания препятствует отсутствие пылеприготовительного оборудования для получения угрубленной пыли. Наиболее заметно эта проблема проявляется при переводе на сжигание угольной пыли в низкотемпературном вихре котлов, оборудованных пылесистемами с шаровыми барабанными мельницами. Мельницы такого типа, выпускаемые ОАО «Тяжмаш», оборудуются исключительно центробежными сепараторами пыли типа ТКЗ-ВТИ для получения угольной пыли со средним размером частиц 30...50 мкм, в то время как для сжигания в низкотемпературном вихре может использоваться более крупная пыль со средним размером 100...200 мкм.

Цель работы заключается в разработке технологии и оборудования для получения угрубленной пыли в пылесистемах с шаровыми барабанными мельницами.

Для достижения этой цели в процессе выполнения работы были поставлены и решены следующие задачи:

- разработана математическая модель пылесистемы с вентилируемой шаровой барабанной мельницей и сепаратором пыли, учитывающая влияние на процессы формирования массопотоков и дисперсных составов измельчаемого материала режимных факторов и конструктивных особенностей мельницы и сепаратора;
- разработана методика идентификации параметров математической модели по результатам испытаний пылесистемы;
- разработана вычислительная программа, позволяющая проводить расчеты дисперсного состава готовой пыли при различных режимах работы пылесистемы;

- выполнен расчетный анализ работы пылесистемы в различных режимах, выбор наиболее приемлемого варианта модернизации и соответствующего режима работы мельницы и сепаратора;
- разработана конструкция сепаратора, обеспечивающего получение угрубленной пыли при заданной производительности пылесистемы;
- проведены стендовые исследования модели сепаратора и оценка влияния конструктивных параметров сепаратора на характеристики разделения;
- разработана технологии перевода действующих пылесистем с шаровыми барабанными мельницами на получение угрубленной пыли;
- опробованы рекомендуемые технические решения на промышленной установке.

Научная новизна работы заключается в следующем:

- Разработана математическая модель пылесистемы с вентилируемой шаровой барабанной мельницей и сепаратором пыли, позволяющая учесть влияние на процессы измельчения и переноса материала вентиляции барабана, шаровой загрузки мельницы, производительности питания, эффективности разделения и граничного размера разделения сепаратора.
- Разработана методика идентификации математической модели, обеспечивающая получение параметров идентификации по результатам испытаний пылесистемы при работе ее с максимальной производительностью.
- Получены новые расчетные данные, отражающие влияние на производительность мельницы и дисперсный состав готовой пыли режимных параметров пылесистемы при работе ее с различными сепараторами и в бессепараторном режиме.

Практическая значимость работы состоит в следующем:

- Разработана защищенная патентом на полезную модель конструкция сепаратора, позволяющая организовать разделение пыли по границе 200...300 мкм путем малозатратной реконструкции серийного сепаратора типа ТКЗ-ВТИ.
- Проведены стендовые исследования модели сепаратора и выявлено влияние конструктивных параметров на характеристики разделения.
- Предложена технология перевода пылесистем с шаровыми барабанными мельницами на получение угрубленной пыли, содержащая комплекс работ по экспериментальному исследованию работы мельницы и сепараторов на стендовых и промышленных установках, математическому моделированию процессов измельчения, переноса и классификации угольных частиц, выбору конструктивных параметров нового сепаратора и проведению пуско-наладочных работ на модернизированной пылесистеме.
- Применительно к условиям эксплуатации пылесистем Воркутинской ТЭЦ-2 определены конструктивные параметры сепаратора новой конструкции, проведена реконструкция серийного сепаратора типа ТКЗ-ВТИ и проведены пуско-наладочные испытания.

Реализация результатов работы. Перевод пылесистемы 3А Воркутинской ТЭЦ-2 на получение угрубленной пыли увеличил производительность пылесистемы с 16 т/ч до 23,6 т/ч, позволил при полной нагрузке котла вывести в резерв вторую пылесистему, что привело к сокращению удельных затрат электроэнергии на пылеприготовление с 28,1 кВт-ч/т до 19 кВт-ч/т, снижению присосов холодного воздуха в пылесистемы и потерь тепла с уходящими газами на 0,55%, увеличению потерь тепла с механическим недожогом на 0,52% и сокращению затрат на ремонт пылеприготовительного оборудования.

Автор защищает:

- математическую модель пылесистемы с вентилируемой шаровой барабанной мельницей и сепаратором пыли;
- методику идентификации параметров математической модели по результатам испытаний пылесистемы при работе ее с максимальной производительностью;
- новые расчетные данные, отражающие влияние на производительность мельницы и дисперсный состав готовой пыли режимных параметров пылесистемы;
- новую конструкцию сепаратора пыли;
- результаты стендовых исследований сепаратора и промышленных испытаний пылесистемы с новым сепаратором пыли.

Апробация работы. Основные положения диссертации были доложены и обсуждены на следующих конференциях:

- XII международная научно-техническая конференция “Состояние и перспективы развития энерготехнологии”. – Иваново, ИГЭУ, 2005 г.
- IV Всероссийская научно-практическая конференция “Повышение эффективности теплоэнергетического оборудования”. – Иваново, ИГЭУ, 2005 г.
- Выставка научных достижений Ивановской области 3 Ивановский инновационный салон “ИННОВАЦИИ-2006” – Иваново, 2006 г.
- XIII МНТК международной научно-технической конференции студентов и аспирантов “Радиоэлектротехника, электротехника и энергетика” – Москва, МЭИ, 2007 г.
- Международная научно-техническая конференция “Состояние и перспективы развития энерготехнологии” (XIV Бенардосовские чтения) – Иваново, ИГЭУ, 2007 г.
- VI международная конференции “Повышение эффективности производства электроэнергии” ЮРГТУ (НПИ), г. Новочеркасск, 2007 г.
- Международная выставка “ЭНЕРГЕТИКА XXI века” – Москва, 2009 г.
- 58 Всемирный Салон инноваций, научных исследований и новых технологий “Брюссель-Иннова /Эврика 2009” – Брюссель, 2009 г.
- XVI МНТК международной научно-технической конференции студентов и аспирантов “Радиоэлектротехника, электротехника и энергетика” – Москва, МЭИ, 2010 г.

Публикации. Основные результаты и положения диссертации опубликованы в 11 печатных работах, включая 4 статьи, 6 тезисов докладов конференций и патент Российской Федерации на полезную модель.

Объем и структура диссертации. Диссертация состоит из введения, 5-и глав, основных выводов, списка использованной литературы - 160 наименований и приложений. Общий объем диссертации-164 страницы.

СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Во введении обоснована актуальность темы диссертации, сформулированы цели и задачи исследования, научная новизна, практическая значимость и основные положения, выносимые на защиту.

В первой главе проведен анализ современного состояния проблемы.

Несмотря на то, что существует большое количество математических моделей, описывающих преобразование дисперсных составов материалов при измельчении и классификации, их практическое использование в рамках рассматриваемых в настоящей работе задач невозможно вследствие либо низкой адекватности из-за неполного отражения протекающих процессов, либо излишней сложности и длительного счета. Отсутствует анализ работы вентилируемых шаровых барабанных мельниц без сепаратора, что актуально в случае модернизации пылесистемы с сохранением мельницы. Существующие конструкции сепараторов, которыми оснащаются шаровые мельницы, предназначены исключительно для получения относительно тонких продуктов.

На основании выполненного анализа определены задачи исследования.

Вторая глава содержит математическое описание процессов измельчения и переноса материала во вращающемся барабане вентилируемой шаровой мельницы и разделения материала по крупности в сепараторе пыли.

Управляющими параметрами математической модели являются режимные факторы (производительность питания B_0 , степень шаровой загрузки барабана $\psi_{ш}$, вентиляция барабана Q , граничный размер разделения сепаратора $\delta_{р}$), которые могут быть изменены в процессе эксплуатации, а также характеристика эффективности разделения, зависящая от конструкции сепаратора. Остальные факторы, которые в общем случае также существенно влияют на процессы в пылесистеме, но при модернизации остаются неизменными (конструктивные параметры мельницы, прочностные свойства и дисперсный состав поставляемого на электростанцию угля), учитываются соответствующим выбором параметров идентификации математической модели.

Процесс размола угля в барабане описывается с помощью селективной функции $S(\delta)$, которая определяет интенсивность разрушения частиц размером δ в единицу времени или в течение одного цикла нагружения, и распределительной функции $B(\delta, \xi)$, которая определяет долю продуктов разрушения частиц с начальным размером δ , оказавшихся после разрушения мельче размера ξ .

Уравнение кинетики измельчения имеет вид

$$\frac{\partial f(\xi, t)}{\partial t} = -S(\xi) f(\xi, t) + \int_{\delta}^{\delta_{max}} S(\xi, \delta) \frac{\partial B(\xi, \delta)}{\partial \delta} f(\xi, t) d\xi, \quad (1)$$

где $f(\delta, t)$ – плотность распределения частиц по размерам (дифференциальная характеристика дисперсного состава).

Для хрупкого разрушения частиц распределительная функция может быть аппроксимирована зависимостью

$$B(\xi, \delta) = \frac{\delta}{\xi}. \quad (2)$$

Проведенные ранее С.И. Шуваловым исследования измельчения различных материалов в шаровых мельницах показали, что селективную функцию можно представить в виде

$$S(\xi) = \alpha k_{\alpha} \delta^{\beta}, \quad (3)$$

где параметры α и β зависят от прочностных свойств размалываемого материала и типоразмера мельницы, а коэффициент k_{α} в диапазоне $\psi_{ш} = 0,1 \dots 0,3$ является функцией только степени заполнения межшарового пространства размалываемым материалом u , и может быть представлен зависимостью

$$k_{\alpha} = \begin{cases} 1,24 & \text{при } u < 0,7 \\ u^{-0,6} & \text{при } u \geq 0,7 \end{cases}. \quad (4)$$

В поперечном сечении вращающегося барабана можно выделить четыре области, показанные на рис.1. Первую область образует плотный слой шароматериальной массы,двигающийся по круговым траекториям, вторую область занимает падающий разреженный слой шаров и частиц, третья и четвертая области свободны от шаров и частиц.

Для увеличения скорости расчета с сохранением требуемой для данной задачи точности в математической модели приняты следующие упрощения: 1) скорость движения частиц вдоль барабана w_{δ} одинакова для всех частиц независимо от их размеров и постоянна по длине барабана; 2) газовый поток проходит через падающий слой и «чистые» каналы со средней скоро-

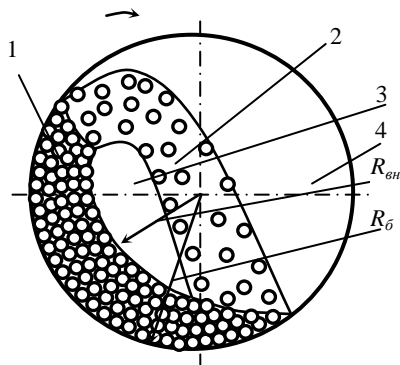


Рис.1. Схема движения шаров и материала в поперечном сечении барабанной мельницы 1 – область подъемного движения по круговым траекториям; 2 – разреженный слой падающих шаров и частиц; 3, 4 – «чистые» каналы.

стью w_{gas} ; 3) величина w_{δ} пропорциональна средней скорости вентилирующего газа w_{gas} . Обозначая долю сечения барабана, занятую плотным слоем (область 1) через ψ_k , получим

$$w_{\delta} = k_q \frac{Q}{1 - \psi_k \pi R_{\delta}^2}, \quad (5)$$

где R_{δ} – внутренний радиус барабана. Величина ψ_k , траектории движения частиц в падающем слое и внутренний радиус плотного слоя R_{δ} рассчитываются по модели Лангеманна. В выражении (5) коэффициент k_q является параметром идентификации модели.

Для расчета процесса разделения частиц по размерам в сепараторе используется кривая разделения $\varphi_{\delta}(\delta)$, значения которой соответствуют вероятности выделения частиц размером δ в из мельничного продукта в готовую пыль. С ее помощью по известным формулам рассчитываются полный вынос сепаратора $\bar{\varphi}$, массопотоки готовой пыли B_{com} и возврата $B_{кр}$, и их дисперсные составы R_{com} и $R_{кр}$.

Для аппроксимации кривой разделения использовалась двухпараметрическая зависимость

$$\varphi_{\delta} = \frac{1}{1 + (\delta/\delta_{sp})^{ks}}, \quad (6)$$

в которой граничный размер разделения δ_{sp} соответствует размеру частиц, которые с одинаковой вероятностью выделяются в готовую пыль и возврат, а параметр ks определяет эффективность разделения.

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 сокращения объема экспериментальных исследований, необходимых для определения параметров идентификации математической модели, разработана методика, использующая только данные, полученные при испытании пылесистемы, работающей с максимальной производительностью при полностью открытых лопатках сепаратора известной конструкции. Для этого режима известны параметры сепаратора δ_{sp} и ks , из опыта определяются производительность пылесистемы B_0^{max} , расход воздуха через барабан Q и дисперсный состав готовой пыли в виде полных остатков $R_{com}(\delta)$ и плотности распределения частиц по крупности $f_{com} = -dR_{com}/d\delta$. Должна быть известна также степень шаровой загрузки барабана ψ_u .

Затем рассчитывается полный вынос сепаратора

$$\bar{\varphi} = 1 / \int_{\delta_{\min}}^{\delta_{\max}} f_{zom}(\delta) \varphi(\delta) d\delta, \quad (7)$$

расходы мельничного продукта B_1 и возврата $B_{кр}$ и их дисперсные составы $R_1(\delta)$ и $R_{кр}(\delta)$:

$$B_1 = B_0 / \bar{\varphi} \quad (8)$$

$$B_{кр} = B_1 - B_0, \quad (9)$$

$$R_1(\delta) = 100 \bar{\varphi} \int_{\delta}^{\delta_{\max}} \frac{f_{zom}(\xi) \varphi(\xi) d\xi}{\varphi(\delta)}, \quad (10)$$

$$R_{кр}(\delta) = 100 \frac{\bar{\varphi}}{1 - \bar{\varphi}} \int_{\delta}^{\delta_{\max}} f_{zom}(\xi) \frac{1 - \varphi(\xi)}{\varphi(\delta)} d\xi. \quad (11)$$

Предельная производительность мельницы, выше которой эксплуатация пылесистемы невозможна, достигается, когда внутренний радиус загрузки шароматериальной массы, двигающейся по круговым траекториям в плотном слое, становится равным радиусу выходного патрубка мельницы ($R_{вн}^{nped} = R_{nam}$). По этой величине определяется предельная степень загрузки барабана шароматериальной массой ψ_v^{nped} и предельная степень заполнения межшарового пространства размалываемым материалом u^{nped} . В условиях эксплуатации пылесистемы работают с максимальной производительностью, которая приблизительно на 10% ниже предельной. Предполагая, что расход материала через барабан пропорционален степени заполнения межшарового пространства, находим $u^{max} = 0,9 u^{nped}$, ψ_v^{max} , ψ_k^{max} , k_a , площадь сечения барабана для прохода газа $S_{газ}$ и скорость газа вдоль барабана $w_{газ}$. Скорость движения материала вдоль барабана рассчитывается по формуле

$$w_{\delta} = \frac{B_1}{\pi R_{\delta}^2 \left(1 - \frac{\rho_{ш}^{нас}}{\rho_{ш}^{ист}} \right) \rho_{mat}^{нас} / u^{max}}, \quad (12)$$

где $\rho_{ш}^{нас}$, $\rho_{ш}^{ист}$, $\rho_{mat}^{нас}$ - насыпная и истинная плотности металла шаров и насыпная плотность размалываемого материала. Далее находится параметр k_q

$$k_q = \frac{w_{\delta}}{w_{газ}}. \quad (13)$$

Продолжительность измельчения поступающего в барабан материала

$$t_{разм} = \frac{L_{\delta}}{w_{\delta}}, \quad (14)$$

где L_{δ} - длина барабана мельницы.

Коэффициенты α и β в формуле (3) определяют интенсивность измельчения частиц различного размера и поэтому каждый из них непосредственно влияет на дисперсные составы и массопотоки готовой пыли и возврата. Однако, при фиксированном значении одного параметра только при строго определенном значении второго параметра обеспечивается заданный расход материала через мельницу. По этой причине идентификация параметров α и β проводится не отдельно для каждого параметра, а для сочетания этих параметров, обеспечивающих наилучшее согласование расчетных и реально наблюдаемых характеристик работы пылесистемы.

Сначала задается значение β . Результаты исследования кинетики измельчения различных материалов показывают, что коэффициент β меньше единицы, но является положительной величиной. Поэтому значение коэффициента выбирается из условия $0 \leq \beta \leq 1$. После этого принимается в первом приближении значение коэффициента α ($\alpha > 0$) и по математической модели производится расчет процессов в мельнице и в сепараторе. В том случае, если расход материала через мельницу окажется больше определенного ранее по (8), коэффициент α увеличивается, если меньше – уменьшается. Подбор значения α проводится методом половинного деления. Итерации продолжаются до тех пор, пока не будет достигнуто приемлемое совпадение расходов B_1 , рассчитанных по (8) и математической модели.

Поиск наилучшей комбинации коэффициентов проводится путем минимизации методом «золотого сечения» по параметру β суммы квадратов отклонений значений полных остатков в готовой пыли, непосредственно полученных в опыте и рассчитанных по математической модели.

На основании разработанных математической модели и методики идентификации параметров в среде *DELPHI* разработана вычислительная программа, которая в дальнейшем использовалась для анализа вариантов реконструкции пылесистем Воркутинской ТЭЦ-2.

Для идентификации параметров математической модели были проведены испытания пылесистемы 3А Воркутинской ТЭЦ-2, которые показали, что максимальная производительность пылесистемы при $Q=45000$ м³/ч, $\psi_{ш} = 0,213$ и полностью открытых лопатках серийного сепаратора ТКЗ-ВТИ составляет 16 т/ч, при этом дисперсный состав готовой пыли характеризуется остатками $R_{90}= 29,3\%$; $R_{200}= 7,8\%$; $R_{500}= 0,3\%$.

Результаты расчетов показали, что наилучшее согласование расчетных и экспериментальных данных выполняется при $\alpha = 0,0000239$ и $\beta = 0,925$. Так как значение параметра β оказалось близким к единице, то была проведена повторная идентификация параметра α для $\beta = 1$. При этом оказалось то наилучшее согласование расчетных и экспериментальных данных обеспечивается при $\alpha = 0,0000154$. Сопоставление результатов расчета для $\alpha = 0,0000239$; $\beta = 0,925$ и $\alpha = 0,0000154$; $\beta = 1$ показало, что дисперсные составы готовой

пыли, полученные при этих комбинациях, незначительно различаются между собой. В дальнейших расчетах было принято $\alpha = 0,0000154$; $\beta = 1$.

Третья глава содержит анализ вариантов модернизации пылесистем Воркутинской ТЭЦ-2.

При полной нагрузке котла БКЗ-160 в зависимости от влажности и зольности расход угля составляет 22...24 т/ч. Установленные на ТЭЦ мельницы Ш-10 допускают работу с шаровой загрузкой 25 т, что соответствует $\psi_{ш} = 0,267$. Однако из-за изношенности подшипников в мельницы не загружают более 20 т шаров, поэтому реально максимальная степень шаровой загрузки барабана составляет $\psi_{ш}^{max} = 0,213$. Мельничные вентиляторы пылесистем способны обеспечить расход воздуха через барабан мельницы в количестве $Q^{max} = 52000 \text{ м}^3/\text{ч}$, однако для при производительности пылесистемы $B_0 = 16 \text{ т/ч}$ для поддержания температуры аэросмеси за мельницей $t_{aэ} \leq 70^\circ\text{C}$ вентиляция не превышает $45000 \text{ м}^3/\text{ч}$. При этом для обеспечения устойчивости транспорта и воспламенения пыли температура аэросмеси не должна быть ниже 60°C . Для мельниц Ш-10 Воркутинской ТЭЦ-2 при вентиляции барабана $Q = 45000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ограничения по сушке возникают в диапазоне 22...24 т/ч. Увеличение вентиляции до $52000 \text{ м}^3/\text{ч}$ сдвигает этот интервал до 25...27 т/ч. При полностью открытых лопатках сепаратора граничный размер разделения $\delta_{р} = 70 \text{ мкм}$, а параметр эффективности $ks = 1,7$.

В рамках этих ограничений были рассмотрены следующие варианты модернизации:

- 1) изменение режима эксплуатации пылесистемы без изменения конструкции существующего сепаратора;
- 2) работа пылесистемы без сепаратора;
- 3) изменение конструкции сепаратора для увеличения граничного размера разделения.

В первом варианте анализировалось влияние степени шаровой загрузки и вентиляции барабана на производительность пылесистемы и дисперсный состав готовой пыли. Результаты вариантных расчетов показали, что при $\psi_{ш} = 0,213$ возможное увеличение вентиляции барабана до $52000 \text{ м}^3/\text{ч}$ приводит к росту производительности пылесистемы на 1,2 т/ч и медианного размера готовой пыли с 55,4 мкм до 59,1 мкм. Снижение шаровой загрузки приводит к угрублению пыли, но при этом уменьшается производительность пылесистемы. Так как возможное увеличение производительности недостаточно, а снижение производительности недопустимо, этот вариант был отвергнут.

Исключение сепаратора из схемы пылеприготовления существенно увеличивает максимальную производительность пылесистемы, т.к. весь выходящий из барабана мельничный продукт направляется непосредственно в бункер готовой пыли. На рис. 2 показано влияние степени шаровой загрузки и вентиляции барабана на максимальную производительность пылесистемы.

При $\psi_{ш} = 0,213$ и $Q = 45000 \text{ м}^3/\text{ч}$ максимальная пропускная способность мельницы составляет 45,7 т/ч. Увеличение вентиляции барабана до 52000

м³/ч повышает величину B_{max} до 52,8 т/ч. Снижение степени шаровой загрузки до $\psi_{ш} = 0,1$ позволяет увеличить пропускную способность мельницы до 55,7 т/ч и 64,4 т/ч соответственно.

При неизменной шаровой загрузке на дисперсный состав мельничного продукта заметное влияние оказывает производительность питания мельницы и в меньшей степени вентиляция барабана. На рис.3 – 5 приведены результаты расчета характеристик дисперсного состава пыли после мельницы при $\psi_{ш} = 0,213$ и $Q = 45000$ м³/ч и 52000 м³/ч.

Увеличение производительности подачи сырого угля в мельницу с 16 т/ч до максимально допустимого позволяет увеличить медианный размер мельничного продукта с 99,6 мкм до 190 мкм при $Q = 45000$ м³/ч и с 110 мкм до 210 мкм при $Q = 52000$ м³/ч. При этом доля частиц в мельничном продукте крупнее 90 мкм (R_{90}) возрастает с 53,5% до 21,5% при $Q = 45000$ м³/ч и с 55,5% до 74,3% при $Q = 52000$ м³/ч.

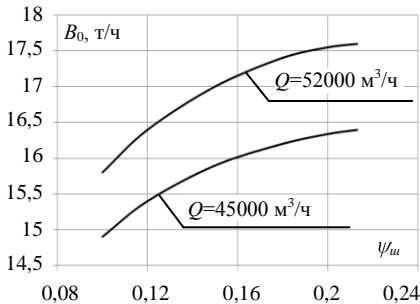


Рис. 3.1. Влияние степени шаровой загрузки на максимальную производительность пылесистемы

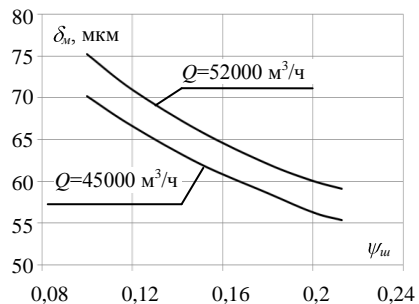


Рис. 3.2. Влияние степени шаровой загрузки на медианный размер готовой пыли

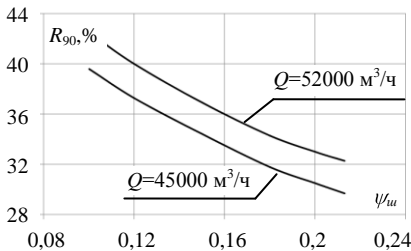


Рис. 3.3. Влияние степени шаровой загрузки на величину остатка в готовой пыли на сите 90 мкм

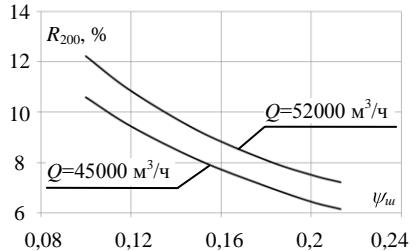


Рис. 3.4. Влияние степени шаровой загрузки на величину остатка в готовой пыли на сите 200 мкм

При реально необходимой производительности $B_0=25$ т/ч и $\psi_{ш}=0,213$ медианный размер готовой пыли составит $\delta_m=130 \dots 138$ мкм, а дисперсный состав пыли будет характеризоваться остатками на контрольных ситах $R_{90}=62 \dots 64\%$, $R_{200}=32,4 \dots 36,4\%$, $R_{500}=6,5 \dots 7,5\%$. Так как этот вариант легко реализуем, то была проведена экспериментальная проверка его эффективно-

сти. Для этого был смонтирован пылепровод, соединяющий выходную горловину мельницы непосредственно с циклоном. При запуске пылесистемы с отключенным сепаратором заметного снижения устойчивости горения не было замечено, однако пылесистема оказалась неработоспособной по следующей причине. В поступающем на ТЭЦ угле содержатся куски досок и стоек от шахтного крепления. При одном проходе через мельницу в мельничном продукте попадают деревянные щепки длиной до 5...6 см. При попадании в бункер готовой пыли эти включения заклинивают питатели пыли, что приводит к прекращению подачи топлива в горелки. После нескольких дней такой эксплуатации от бессепараторного режима пришлось отказаться.

Для анализа режимов работы пылесистемы при замене сепаратора были проведены варианты расчеты, в которых наряду с производительностью питания, шаровой загрузкой и вентиляцией барабана изменялись также граничный размер и эффективность разделения сепаратора, задаваемая параметром k_s . Результаты расчета представлены на рис. 6 – 9.

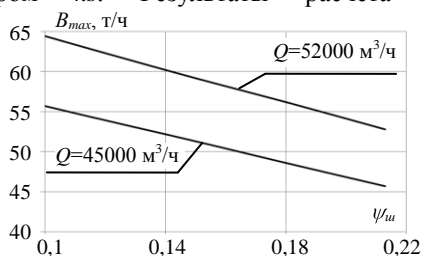


Рис. 6. Влияние степени шаровой загрузки на максимальную пропускную способность мельницы

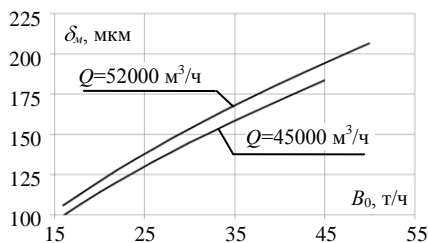


Рис. 7. Влияние производительности питания мельницы на медианный размер мельничного продукта. $\psi_u=0,21$

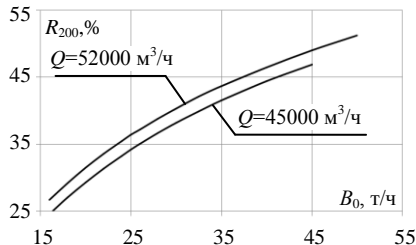


Рис. 8. Влияние производительности питания мельницы на величину остатка на сите 200 мкм в мельничном продукте. $\psi_u=0,213$

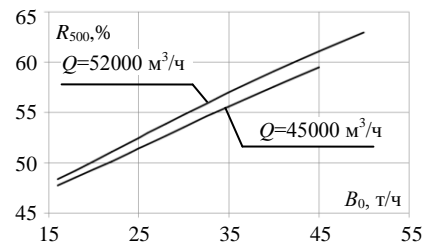


Рис. 9. Влияние производительности питания мельницы на величину остатка на сите 500 мкм в мельничном продукте. $\psi_u=0,213$

Из рисунков видно, что при увеличении граничного размера разделения сепараторов независимо от эффективности разделения возрастают размольная производительность мельницы, медианный размер готовой пыли и величины остатков на всех контрольных ситах.

При относительно низкой границе разделения, когда в мельничном продукте преобладают частицы крупнее граничного размера, более эффективный сепаратор возвращает на повторный домол больше материала. Вследствие этого размольная производительность пылесистемы с более эффективным сепаратором и медианный размер готовой пыли оказываются ниже. Преимущество более эффективного разделения проявляется в том, что при одной и той же производительности питания мельницы медианный размер и остатки на всех контрольных ситах у готовой пыли меньше, чем при использовании менее эффективного сепаратора.

С увеличением границы разделения в пылесистеме с более эффективным сепаратором размольная производительность мельницы и медианный размер готовой пыли увеличиваются более интенсивно. Если не принимать во внимание дисперсный состав готовой пыли, то при малой границе разделения более эффективный сепаратор обеспечивает меньшую производительность, при высокой границе разделения – большую. При настройке сепаратора на границу, близкую к медианному размеру мельничного продукта, эффективность разделения сепаратора практически не влияет на производительность пылесистемы.

Зависимость дисперсного состава готовой пыли от эффективности разделения сепаратора имеет несколько иной характер. Более эффективный сепаратор выделяет в готовую пыль большее количество частиц меньше граничного размера разделения и меньше более крупных частиц. Поэтому с увеличением границы разделения в пылесистеме с более эффективным сепаратором величины остатков в готовой пыли на контрольных ситах, размеры ячеек которых меньше граничного размера, увеличиваются быстрее, а остатки на более крупных ситах – медленнее.

Степень шаровой загрузки оказывает заметное влияние на размольную производительность мельницы только при высокой границе разделения (более 400 мкм), в то же время при снижении шаровой загрузки готовая пыль заметно угрубляется во всем диапазоне изменения граничного размера.

Для обеспечения полной нагрузки котла при одной работающей пылесистеме необходимо, чтобы размольная производительность пылесистемы была не ниже 25 т/ч, при этом желательно, чтобы пылесистема работала при производительности, несколько меньшей максимально возможной. Для оценки характеристик сепаратора, обеспечивающего эти требования, были проведены расчеты для $B_0=25$ т/ч и $B_0=30$ т/ч. Результаты расчетов представлены на рис.10 – 13.

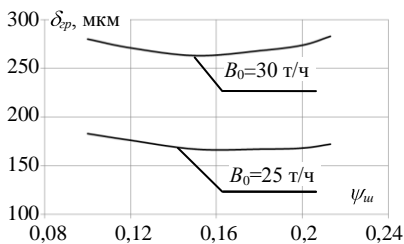


Рис.10. Граничный размер разделения сепаратора для обеспечения заданной производительности пылесистемы.

$\psi_{ш} = 0,213$; $Q = 45000 \text{ м}^3/\text{ч}$; $ks = 1,5$.

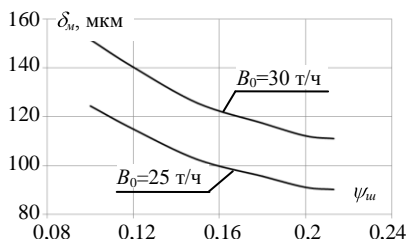


Рис.11. Медианный размер готовой пыли при заданной производительности пылесистемы.

$\psi_{ш} = 0,213$; $Q = 45000 \text{ м}^3/\text{ч}$; $ks = 1,5$.

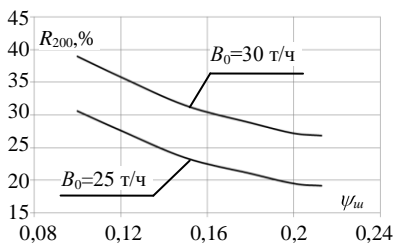


Рис.12. Остаток на сите 200 мкм в готовой пыли при заданной производительности пылесистемы.

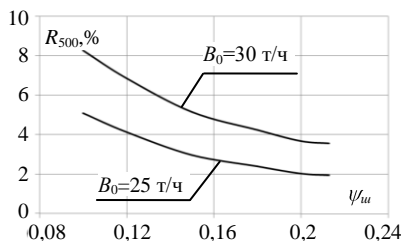


Рис.13. Остаток на сите 500 мкм в готовой пыли при заданной производительности пылесистемы.

Расчеты показали, что для обеспечения производительности $B_0=25 \text{ т/ч}$ сепаратор должен быть настроен на границу разделения 167...183 мкм. При этом в зависимости от степени шаровой загрузки медианный размер готовой пыли будет находиться в диапазоне 90...125 мкм, содержание в готовой пыли частиц крупнее 90 мкм составит 50...62%, крупнее 200 мкм – 19...31%, крупнее 500 мкм – 2...5%, крупнее 1000 мкм не превысит 0,5%.

Увеличение размольной производительности до 30 т/ч потребует увеличения границы разделения до 263...283 мкм. Медианный размер и остатки на контрольных ситах составят: $\delta_m = 110...152 \text{ мкм}$; $R_{90} = 57...68\%$; $R_{200} = 26...39\%$; $R_{500} = 3...9\%$; $R_{1000} = 0,2...1\%$.

Четвертая глава посвящена разработке новой конструкции сепаратора.

Пылесистемы Воркутинской ТЭЦ-2 оснащены сепараторами типа ТКЗ-ВТИ диаметром 2850 мм. Общий вид сепаратора ТКЗ-ВТИ представлен на рис.14. Этот сепаратор был разработан для разделения пыли по достаточно

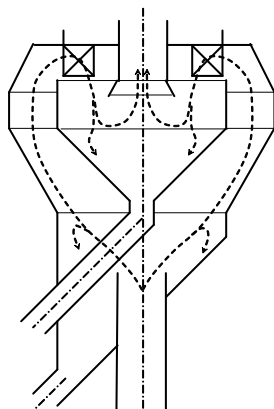


Рис.14. Сепаратор пыли типа ТКЗ-ВТИ

небольшой границе (30...70 мкм) за счет соотношения центробежной силы, возникающей при прохождении газового потока через закручивающие лопатки, и силы аэродинамического сопротивления частиц газовому потоку, действующих в различных соотношениях на частицы различных размеров.

Для разделения частиц по границе 200...300 мкм необходимо снизить влияние центробежной силы, при этом можно использовать начинающую заметно влиять на траектории движения относительно крупных частиц силу тяжести.

Для сохранения типоразмера сепаратора и сокращения затрат при реконструкции целесообразно сохранить патрубки сепаратора и основные корпусные детали, при этом для уменьшения центробежной силы не необходимо снизить крутку потока, а для повышения влияния гравитационной силы – увеличить сечение для прохода газового потока в зоне разделения.

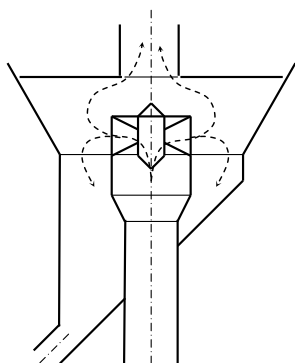


Рис.15. Сепаратор для углубленной пыли

В соответствии с этим была разработана конструкция сепаратора, схематично представленная на рис 15. Реконструкция существующего сепаратора проводится в следующей последовательности:

1. В сепараторе ТКЗ-ВТИ удаляется внутренний конус с обечайкой и точкой возврата.
2. Вырезается верхняя крышка сепаратора, с нее срезаются лопатки и обрезается заподлицо с внутренней поверхностью крышки выходной патрубок.
3. С наружного корпуса сепаратора удаляются цилиндрическая и коническая обечайки.
4. Крышка с верхней частью выходного патрубка опускаются в наружный корпус сепаратора.
5. На входном патрубке устанавливается переходный участок с \varnothing 800 мм на \varnothing 1100 мм.
6. В выходной части участка устанавливается закручивающий аппарат, состоящий из обечайки и закручивающих лопаток.

В новой конструкции сепаратора снижение диаметра лопаточного аппарата и уменьшение угла установки лопаток будут способствовать снижению центробежной силы, действующей на частицы. Образование широкой зоны разделения от закручивающего аппарата до верхней крышки усилит влияние гравитационной силы и обеспечит выпадение из пылегазового потока в сборный конус возврата наиболее крупных частиц. Исключение поворотов пылегазового потока и организация прямого движения будет способствовать снижению аэродинамического сопротивления сепаратора и повышению эффективности его разделения. Данная конструкция защищена патентом РФ на полезную модель № 45944. В 2009 г. эта разработка отмечена золотой меда-

лью на 58 Всемирном Салоне инноваций, научных исследований и новых технологий “Брюссель-Иннова /Эврика 2009”.

Для проверки правильности принятых конструктивных решений, исследования влияния конструктивных и режимных факторов на характеристики разделения и оценки возможности получения угольной пыли с требуемым дисперсным составом была изготовлена модель нового сепаратора $\varnothing 400$ мм и на ней проведены опыты по классификации пыли кузнецкого угля, близко-го по удельной плотности к воркутинскому угляю.

В предлагаемой конструкции сепаратора на процесс разделения пыли могут оказать влияние дисперсный состав подаваемой в сепаратор пыли, расход воздуха через сепаратор, угол установки закручивающих лопаток и высота зоны разделения (расстояние от закручивающего аппарата до верхней крышки сепаратора). Задачей экспериментального исследования являлись оценка пригодности данной конструкции для получения угрубленной пыли, оценка степени влияния каждого из основных факторов и выбор оптимального варианта конструктивных параметров.

В первой серии опытов в качестве мельничного продукта была взята пыль с дисперсным составом, близким к полученной расчетным путем тонкости пыли на выходе из мельницы при размоле воркутинского угля с $k_{\text{ло}}=1,5$ при $G_{\text{ш}}=10\text{т}$, $B_0=16$ т/ч и $\delta_{\text{гр}}=300$ мкм.

В этой серии опытов оценивалось влияние угла установки лопаток закручивающего аппарата на характеристики разделения. Опыты проводились при расходе воздуха через сепаратор $Q=700$ м³/ч, что соответствует вентиляции пылесистемы $Q=45000$ м³/ч. Высота зоны разделения также оставалась неизменной и составляла $H=100$ мм, что соответствует высоте зоны промышленного сепаратора 712 мм.

При установке лопаток под углом 20° граница разделения сепаратора составила 282 мкм, при этом в готовую пыль было выделено 74% исходного материала.

При установке лопаток под углом 30° граница разделения снижается до 112 мкм, выход готовой пыли сокращается до 56%.

Вынос в готовую пыль частиц крупнее 1 мкм относительно невелик, однако при заметном содержании таких частиц в мельничном продукте готовая пыль может быть недопустимо загрязнена такими частицами.

Для получения более достоверных данных во второй серии опыты были проведены с исходной пылью, которая была заметно крупнее. Содержание частиц крупнее 1 мкм было увеличено с 5,2% до 21,6%, а частиц мельче 90 мкм снизилось с 53% до 25,7%.

При $\alpha_{\text{л}}=30^\circ$ и $Q=700$ м³/ч подача в сепаратор более крупной пыли привела к снижению границы разделения до 70 мкм, выход готовой пыли сократился до 32,5%, однако готовая пыль заметно угрубилась: содержание частиц круп-

нее 1 мм возросло с 0,8% до 4,2%, но частиц крупнее 2,5 мм в готовой пыли не было.

Сокращение вентиляции до 500 м³/ч снизило границу разделения до 53 мкм, доля готовой пыли составила 0,29, но ее дисперсный состав остался практически на прежнем уровне.

Увеличение высоты зоны разделения до 130 мм ведет также к снижению границы разделения и доли выхода готовой пыли. При расходе воздуха через сепаратор $Q=700$ м³/ч выход готовой пыли составил 23%, граничный размер разделения оказался равным 32 мкм; при вентиляции 500 м³/ч эти величины составили соответственно 19% и 22 мкм. С увеличением высоты зоны еще более снизилась эффективность разделения, поэтому, несмотря на заметное сокращение границы разделения и доли выхода готовой пыли, ее дисперсный состав изменился незначительно: доля частиц крупнее 1 мкм составила 3,5% при вентиляции 700 м³/ч и 1,3% при вентиляции 500 м³/ч.

Результаты экспериментального исследования модели сепаратора на стенде свидетельствуют о том, что данная конструкция сепаратора позволяет организовать разделение мельничного продукта по границе 200...300 мкм, при этом граничный размер и эффективность разделения зависят от расхода воздуха через сепаратор, угла установки закручивающих лопаток и высоты зоны разделения.

Применительно к условиям эксплуатации Воркутинской ТЭЦ-2 для обеспечения сушильной производительности пылесистемы расход горячего воздуха через мельницу должен быть близок к максимально возможному, поэтому этот параметр выпадает из числа определяющих. В новом сепараторе принципиально возможно установить закручивающие лопатки с регулируемым углом наклона и выполнить зону разделения с переменной высотой. Однако такое техническое решение существенно усложнит конструкцию, при этом эти регулировки потребуются только в период наладки. По этой причине было принято, что лопатки будут неподвижными, а высота зоны фиксированной.

Наиболее приемлемые характеристики сепаратора были получены при установке лопаток под углом 20°. Увеличение закрутки потока ведет к снижению эффективности разделения, границы разделения и доли выхода готовой пыли. С другой стороны, уменьшение угла менее 20° представляется нецелесообразным, т.к. в этом случае будет происходить прямой прострел частиц мельничного продукта в готовую пыль без классификации по размерам. Поэтому для промышленного сепаратора было принято $\alpha_l = 20^\circ$.

Опыты на моделях сепаратора с высотой зоны 100 мм ($H/D_c=0,25$) и 130 мм ($H/D_c=0,325$) показали, что наибольшая эффективность разделения достигается при меньшей высоте зоны, однако, проведенные ранее исследования показали, что при H/D_c ниже 0,2 начинается ухудшение работы сепаратора. В промышленном сепараторе целесообразно принять $H=610$ мм., что соответствует $H/D_c=0,214$.

В пятой главе представлены результаты пуско-наладочных работ на пылесистеме 3А Воркутинской ТЭЦ-2, где была проведена реконструкция сепаратора.

В результате изменения конструкции сепаратора размольная производительность пылесистемы была увеличена до 28 т/ч, однако надежность работы пылесистемы снизилась из-за проскока щепок через сепаратор в бункер готовой пыли.

Для исключения этого явления был изготовлен новый лопаточный аппарат с наклоном лопаток к вертикали под углом 30°. Увеличение крутки потока исключило попадание щепок в бункер пыли, однако это привело к снижению производительности пылесистемы до 19 т/ч.

Так как размольная производительность мельницы оказалась ниже сушильной, то для более полного использования возможностей пылесистемы лопатки сепаратора были повернуты на угол 25°. При этом режиме также не наблюдался проскок щепок в бункер пыли, но производительность пылесистемы увеличилась до 23,6 т/ч, что позволило при полной нагрузке котла вывести вторую пылесистему в резерв. Медианный размер готовой пыли увеличился до 97,3 мкм. Дисперсный состав готовой пыли характеризовался следующими значениями полных остатков: $R_{90}=52,2\%$; $R_{200}=29,2\%$; $R_{500}=7,7\%$; $R_{1000}=1\%$. При вентиляции пылесистемы $Q = 45000 \text{ м}^3/\text{ч}$ температура аэросмеси находилась в диапазоне 62...68°C. Так как этот режим обеспечивал полную нагрузку котла при устойчивой работе одной пылесистемы и допустимой температуре аэросмеси без присадки холодного воздуха, то для дальнейшей эксплуатации эти параметры были включены в режимную карту котла.

Вследствие реконструкции сепаратора и перехода к сжиганию угрбленной пыли производительность пылесистемы была увеличена с 16 т/ч до 23,6 т/ч. Это привело к сокращению удельных затрат электроэнергии на пылеприготовление с 28,1 кВт-ч/т до 19,0 кВт-ч/т.

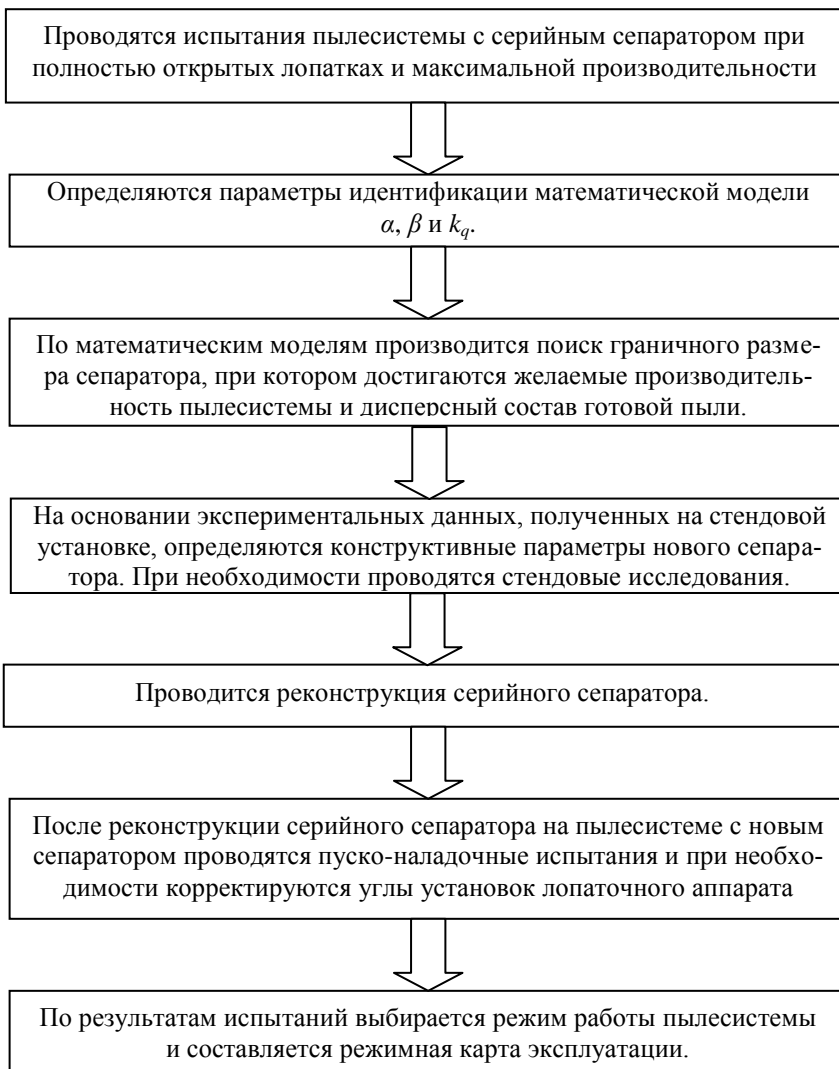
За счет вывода в резерв второй пылесистемы и уменьшения присосов воздуха в пылесистемы и, соответственно, в топочную камеру котла сократились потери тепла с уходящими газами на 0,55%.

Укрупнение пыли привело к росту содержания горючих в уносе в среднем с 5,6% до 7%. Это привело к увеличению потерь тепла с механическим недожогом на 0,52%.

За счет вывода в резерв одной пылесистемы сократились затраты на ремонт и техническое обслуживание пылеприготовительного оборудования.

Так как цены на поставляемый на ТЭЦ уголь и величина затрат на собственные нужды производства являются конфиденциальной информацией, то экономический эффект в денежном выражении не рассчитывался.

На основании полученного опыта перевод пылесистем с шаровыми барабанными мельницами на получение угрубленной пыли рекомендуется проводить в следующей последовательности:



ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ

1. Предложена технология перевода пылесистем с шаровыми барабанными мельницами на получение угрубленной пыли, содержащая комплекс работ по экспериментальному исследованию работы мельницы и сепараторов на стендовых и промышленных установках, математическому моделированию процессов измельчения, переноса и классификации угольных частиц, выбору конструктивных параметров нового сепаратора и проведению пусконаладочных работ на модернизированной пылесистеме.

2. Разработана математическая модель пылесистемы с вентилируемой шаровой барабанной мельницей и сепаратором пыли, учитывающая влияние на процессы измельчения и переноса материала вентиляции барабана, шаровой загрузки мельницы, производительности питания, эффективности разделения и граничного размера разделения сепаратора.

3. Разработана методика идентификации параметров математической модели по результатам испытаний пылесистемы при работе ее с максимальной производительностью.

4. Проведен расчетный анализ работы пылесистемы с существующим сепаратором, в бессепараторном режиме и с сепаратором, позволяющим значительно увеличить границу разделения. Получены новые расчетные данные, отражающие влияние на производительность мельницы и дисперсный состав готовой пыли режимных параметров пылесистемы.

5. Показано, что единственным реальным вариантом угрубления готовой пыли и увеличения производительности пылесистемы является модернизация сепаратора пыли, направленная на увеличение границы разделения.

6. Разработана новая конструкция сепаратора, позволяющая организовать разделение пыли по границе 200...300 мкм путем малозатратной реконструкции серийного сепаратора типа ТКЗ-ВТИ. Конструкция сепаратора защищена патентом на полезную модель.

7. Проведены стендовые исследования модели сепаратора, в результате которых выявлено влияние угла установки лопаток, высоты зоны разделения и расхода воздуха на характеристики разделения. Применительно к условиям эксплуатации пылесистем Воркутинской ТЭЦ-2 определены конструктивные параметры сепаратора новой конструкции.

8. Проведена реконструкция серийного сепаратора типа ТКЗ-ВТИ, в результате которой производительность пылесистемы была увеличена с 16 т/ч до 23,6 т/ч. Переход на сжигание угрубленной пыли позволил при полной нагрузке котла вывести в резерв вторую пылесистему, что привело к сокращению удельных затрат на пылеприготовление с 28,1 кВт-ч/т до 19 кВт-ч/т, снижению присосов холодного воздуха в пылесистемы и потерь тепла с уходящими газами на 0,55% и увеличению потерь тепла с механическим недожогом на 0,52%. Дополнительно сократились затраты на ремонт пылеприготовительного оборудования.

ОСНОВНЫЕ ПУБЛИКАЦИИ ПО ТЕМЕ ДИССЕРТАЦИИ

Научные статьи, опубликованные в изданиях по списку ВАК

1. **Шувалов, С.И.** Разработка новой конструкции сепаратора для получения угрубленной пыли / С.И. Шувалов, Г.Г. Михеев, **П.Г. Михеев**, Ю.А. Цешковский // Вестник Иван. гос. энерг. ун-та. – Иваново, ИГЭУ. – 2006. – Вып. 2.– С. 20-22.
2. **Шувалов, С.И.** Распределение мелющих шаров и размалываемого материала в поперечном сечении вращающегося барабана мельницы / С.И. Шувалов, **П.Г. Михеев** // Вестник Иван. гос. энерг. ун-та.– Иваново, ИГЭУ. – 2009. – Вып. 2.– С. 26-32.
3. **Шувалов, С.И.** Математическая модель шаровой барабанной мельницы для анализа работы сепаратора пыли / С.И. Шувалов, **П.Г. Михеев**, А.А. Веренин, Н.С. Асташов // Вестник Иван. гос. энерг. ун-та. – Иваново, ИГЭУ. – 2009. – Вып. 4. – С. 3-7.

Публикации в других изданиях

4. **Шувалов, С.И.** Разработка сепаратора пыли для ВИР-технологии / С.И. Шувалов, Г.Г. Михеев, **П.Г. Михеев**, Ю.А. Цешковский // «Энергетик». – 2008. – №1. – С. 15-17.
5. **Пат. 45944 РФ, МПК⁷, В 07 В 7/08.** Центробежный классификатор / Шувалов С.И., Михеев Г.Г., **Михеев П.Г.**, Цешковский Ю.А.; заявители и патентообладатели Шувалов С.И., Михеев Г.Г., Михеев П.Г., Цешковский Ю.А. – № 2005105250; заявл. 24.02.05 ; опубл. 10.06.2005, Бюл. № 16. – 3 с.: 1 ил.
6. **Михеев, П.Г.** Математическое моделирование движения частиц угля в барабане шаровой мельницы. /П.Г. Михеев, С.И. Шувалов // Тез. докладов Междунар. науч.-техн. конф. “Состояние и перспективы развития электротехнологии” (XII Бенардосовские чтения). – Иваново, ИГЭУ. – 2005. – С. 167.
7. **Шувалов, С.И.** Реконструкция пылесистемы с ШБМ Ш-10 Воркутинской ТЭЦ-2 / С.И. Шувалов, **П.Г. Михеев** // Повышение эффективности теплоэнергетического оборудования // IV Всероссийская науч.-практ. конф. – Иваново, – 2005 – С. 51-54.
8. **Шувалов, С.И.** Математическая модель движения и измельчения материала в шаровой барабанной мельнице / С.И. Шувалов, **П.Г. Михеев** // Тез. докл. XIII Междунар. науч.-техн. конф. студ. и асп. Радиотехника, электротехника и энергетика. – Москва, МЭИ. – 2007. – С. 138.
9. **Шувалов, С.И.** Математическая модель преобразования дисперсного состава материала в шаровой барабанной мельнице / С.И. Шувалов, **П.Г. Михеев** // Тез. докл. Междунар. науч.-техн. конф. «Состояние и перспективы развития электротехнологии» (XIV Бенардосовские чтения). – Иваново, ИГЭУ. – 2007. – С. 177-178.

10. **Михеев, П.Г.** Реконструкция сепаратора пылесистемы с шаровой барабанной мельницей / П.Г. Михеев, С.И. Шувалов // Тез. докл. VI Междунар. науч.-техн. конф. Повышение эффективности производства электроэнергии. – Новочеркасск. – 2007. – С. 169-171.

11. **Шувалов, С.И.** Математическая модель вентилируемой шаровой барабанной мельницы / С.И. Шувалов, **П.Г. Михеев** // Тез. докл. XVI Междунар. науч.-техн. конф. студ. и асп. Радиотехника, электротехника и энергетика. – Москва, МЭИ. – 2010. – С. 132.

МИХЕЕВ ПАВЕЛ ГЕННАДЬЕВИЧ

ПОЛУЧЕНИЕ УГРУБЛЕННОЙ ПЫЛИ В ПЫЛЕСИСТЕМАХ С ШАРОВЫМИ БАРАБАНЫМИ МЕЛЬНИЦАМИ

АВТОРЕФЕРАТ
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Лицензия ИД № 05285 от 4 июля 2001 г.
Подписано в печать . . . 2010. Формат 60x84 1/16.

Печать плоская. Усл. печ. л. 1,39.

Тираж 100 экз. Заказ № .

ГОУ ВПО “Ивановский государственный энергетический университет им. В.И. Ленина”
153003, Иваново, ул. Рабфаковская, 34.

Отпечатано в РИО ИГЭУ.