

基于两相流的布袋除尘器结构优化

陆勇祥, 蔡杰, 王运军, 黄旺来

(南京师范大学能源与机械工程学院, 江苏 南京 210042)

[摘要] 除尘器内部流场的分布情况直接影响滤袋寿命和除尘效率. 针对布袋除尘器内部流场分布不均和滤袋底部含尘气流流速过高等问题, 本文拟采用计算流体力学方法对除尘器内部气固两相流场进行数值模拟. 模拟结果表明: 采用环形滤袋和 5 块水平导流板布置方案可以很好地改善除尘器内部流场的均匀性, 同时显著降低了颗粒群冲击滤袋底部的强烈程度, 为该布袋除尘器的结构优化提供理论依据.

[关键词] 布袋除尘器, 数值模拟, 气固两相流, 气流分布

[中图分类号] X701.2 **[文献标志码]** A **[文章编号]** 1672-1292(2017)01-0042-06

Structure Optimization of Bag Filter Based on Inner Gas-Solid Phase Flow

Lu Yongxiang, Cai Jie, Wang Yunjun, Huang Wanglai

(School of Energy and Mechanical Engineering, Nanjing Normal University, Nanjing 210042, China)

Abstract: The distribution of the inner flow field can directly influence the service life of the filter bag and the dust removal efficiency. In the light of these existing problems that the internal flow field distribution in bag filter is not uniform and the flue gas flow rate at the bottom of the filter bag is too high, the numerical simulation of filter internal gas-solid two-phase flow field is carried out by using computational fluid dynamics method. Simulation results indicate that the uniformity of flow field distribution in the bag filter can be improved by ring filter bag arrangement and 5 guide plates layout, meanwhile significantly reduce the intensity of the particle impact on filter bag bottom, and the conclusions provide a theoretical basis for the optimal structure design of bag filter.

Key words: bag-filter, numerical simulation, gas-solid phase flow, gas flow distribution

袋式除尘器具有运行稳定、造价较低、效率极高等优点, 在国内外具有广阔的市场, 目前已经广泛应用于化工、建材、机械、燃煤、铸造等行业^[1]. 当然袋式除尘器也普遍存在内部气流分布不均的问题, 极易造成滤袋局部位严重磨损从而降低除尘效率. 因此通过研究袋式除尘器的内部流场的流动特性, 对优化设计袋式除尘器的意义显得尤为重要. 李勇等通过对脉冲袋式除尘器进行数值模拟得到的内部流场验证了不同工况下滤袋破损的现象^[2]. 李荣等通过气固两相三维流场的模拟分析, 综合比较直吹式、浓淡分离式、横向扩张式和综合改造等进气结构, 从而分析 4 种进气结构下的流场分布以及滤袋质量流量分配情况^[3]. 德国 INTENSIV FILTER 公司通过 CFD 方法预估评价了袋式除尘器的设计方案后优化改进了其内部结构, 获得了良好的效果^[4]. 本文依据布袋除尘器的工作特点, 利用 CFD 方法研究采用不同滤袋和导流板布置方案时某工程的布袋除尘器内部流场的流动特性, 为优化设计布袋除尘器提供了一种良好的方案.

1 建立数学模型

1.1 基本守恒方程和湍流模型

基本守恒主要通过质量守恒和动量守恒来求解, 分别由式(1)和式(2)表示:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i) = S_m. \quad (1)$$

收稿日期: 2016-08-13.

基金项目: 国家自然科学基金(51306094).

通讯联系人: 蔡杰, 博士, 副教授, 研究方向: 气固两相流数值模拟及实验研究. E-mail: caijie@nju.edu.cn

式中, ρ 为流体密度; u_i 为流体在*i*方向的速度分量; S_m 为源项.

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j}. \quad (2)$$

式中, p 为压力; τ_{ij} 为选择因子.

本文采用标准 $k-\varepsilon$ 模型模拟气相流场,该模型基于湍流脉动动能和湍流耗散率的半经验公式,其中 k 方程(3)和 ε 方程(4)可表示为:

$$\rho \frac{dk}{dt} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_m, \quad (3)$$

$$\rho \frac{d\varepsilon}{dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k}. \quad (4)$$

式中, Y_m 表示可压缩流体发生脉动膨胀时对湍流耗散产生的影响,湍流黏度 $\mu_t = \rho C_\mu k^2 / \varepsilon$; $k-\varepsilon$ 模型通用系数的取值分别为 $C_{1\varepsilon} = 1.44$, $C_{2\varepsilon} = 1.92$ 和 $C_{3\varepsilon} = 0.99$;湍动能 k 和耗散率 ε 的湍流普朗特数分别为 $\sigma_k = 1.0$, $\sigma_\varepsilon = 1.3$.

1.2 离散相模型

当颗粒浓度较低(小于12%)时,可选取忽略颗粒间摩擦、碰撞等相互作用的离散相模型(Discrete Phase Model).该模型是国际上一致认为相对成熟的颗粒释放模型,通过对拉氏坐标系下的颗粒作用力微分方程进行微分,求解得到离散相颗粒的轨道,具体控制方程^[5]如下:

$$\frac{d\mathbf{u}_p}{dt} = F_d(\mathbf{u} - \mathbf{u}_p) + \frac{\mathbf{g}_x(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x. \quad (5)$$

式中, \mathbf{u} 为流体相速度(m/s), \mathbf{u}_p 为颗粒速度(m/s), ρ 为流体密度(kg/m^3), ρ_p 为颗粒密度(kg/m^3), $F_d(\mathbf{u} - \mathbf{u}_p)$ 为颗粒的单位质量曳力,

$$F_d = \frac{18\mathbf{u}C_d Re}{\rho_p d_p^2} \frac{Re}{24}. \quad (6)$$

式中, d_p 为颗粒直径(m), Re 为颗粒雷诺数,其定义为:

$$Re = \frac{\rho D_p |\mathbf{u}_p - \mathbf{u}|}{\mu}. \quad (7)$$

曳力系数 C_d 的表达式为:

$$C_d = \alpha_1 + \frac{\alpha_2}{Re} + \frac{\alpha_3}{Re^2}. \quad (8)$$

式中, $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ 均为常数,根据的范围取相应的值.

2 物理模型和计算条件

2.1 结构优化设计

除尘器的具体结构如图1所示,该除尘器主要由烟气进口、机械除尘室、布袋除尘室、滤袋组、灰斗、箱体和烟气出口等组成.烟气的进口是等腰梯形尺寸为 $3\,800\text{ mm} \times 4\,800\text{ mm} \times 1\,600\text{ mm}$;烟气的出口尺寸为 $6\,800\text{ mm} \times 3\,000\text{ mm}$;箱体的尺寸为 $13\,600\text{ mm} \times 6\,800\text{ mm} \times 3\,000\text{ mm}$;灰斗为高 $6\,800\text{ mm}$ 的倒四棱柱,两底面尺寸分别为 $6\,800\text{ mm} \times 6\,800\text{ mm}$ 和 $600\text{ mm} \times 600\text{ mm}$;两袋室的尺寸均为 $6\,800\text{ mm} \times 6\,800\text{ mm} \times 9\,630\text{ mm}$.

采用多孔介质跳跃模型处理滤袋,本质上是对多孔介质区域进行了一维简化.流体穿过多孔介质区域的压力损失 Δp 是 Darcy 公式^[6]和附加内部损失项的结合,可由式(9)表示:

$$\Delta p = -\left(\frac{\mu}{\alpha} \nu + \frac{1}{2} C_2 \rho \nu^2 \right) \Delta m. \quad (9)$$

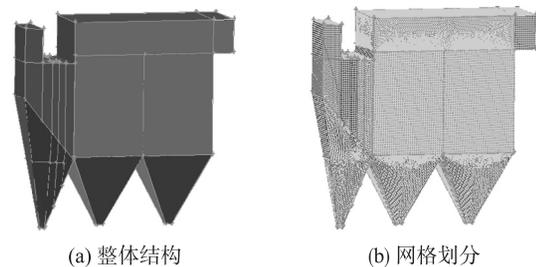


图1 布袋除尘器示意图

Fig. 1 Diagram of the bag filter

式中, Δp 为压力损失 (pa); μ 为流体动力粘性系数 (pa·s); α 为渗透率 (m^2), 用于表征多孔介质透气性强度的参数; C_2 为跳跃系数 (m^{-1}); ν 为垂直于过滤介质表面的速度分量 (m/s); 由于一般除尘器的过滤风速较小, 可以忽略内部损失^[7], 主要考虑黏性损失, 式(9)可以简化为式(10):

$$\Delta p = -\frac{\mu}{\alpha} \nu \Delta m. \tag{10}$$

由于两袋室的结构相同, 以下仅针对一个袋室的结构进行具体描述. 每个袋室布置 81 个滤袋, 直径均为 400 mm. 本文采用了方形、交错、环形 3 种不同的滤袋布置方式, 方形布置的滤袋圆心距为 600 mm; 交错布置方式是在方形基础上将偶数行滤袋向左偏移 300 mm; 环形布置方式每个环形的间距为 600 mm. 滤袋具体截面如图 2 所示.

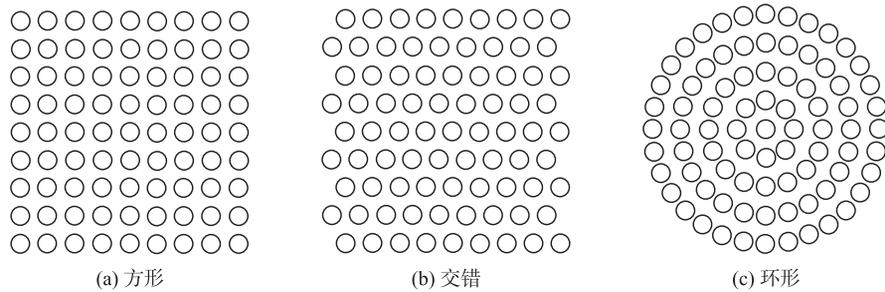


图 2 滤袋截面示意图

Fig. 2 Schematic section of the bag filter

为了获得最优化流场, 降低烟气对滤袋底部的高速冲刷, 本文设计了 3 种不同的导流板布置方案, 分别记为 D_1 、 D_2 、 D_3 . D_1 布置方案: 采用了 2 块导流板, 长度分别为 2 400 mm 和 1 129 mm, 与水平夹角分别为 90° 和 45° ; D_2 布置方案: 采用了 5 块长度为 400 mm 导流板均匀布置, 下方布置的导流板依次向下向左分别偏移 400 mm 和 200 mm; D_3 布置方案: 采用了 3 块与水平夹角为 45° 导流板, 最上部导流板右侧与顶部距离为 1 600 mm, 由上至下 3 块导流板的长度分别为 600 mm、800 mm、1 000 mm. 导流板具体布置如图 3 所示.

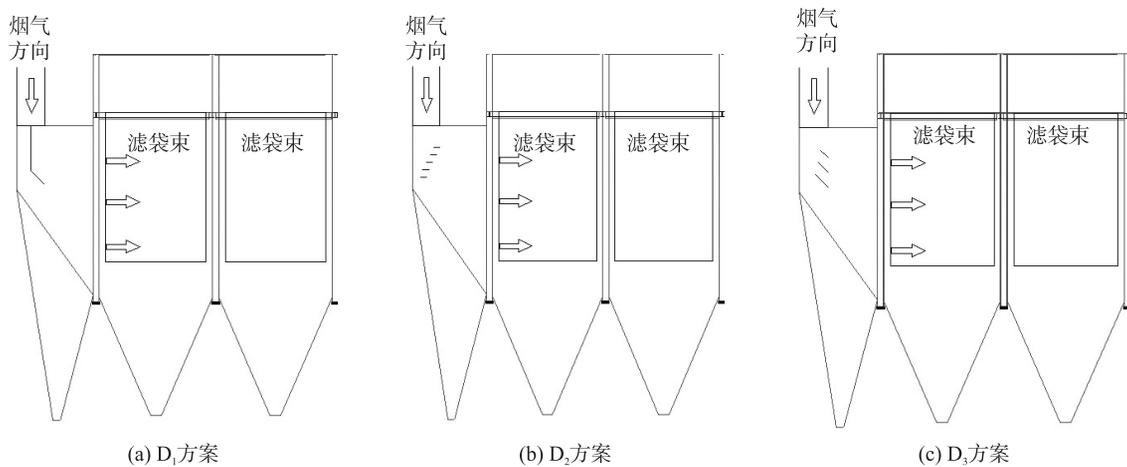


图 3 导流板布置示意图

Fig. 3 Diagram of the flow guide plate layout

2.2 边界条件

气相采用三维稳态隐式求解器, 压力-速度耦合采用 SIMPLE 算法, 对流项选取二阶迎风离散格式. 烟气的密度为 $0.872\ 67\ kg/m^3$, 动力黏度为 $2.36 \times 10^{-5}\ Pa \cdot s$, 根据实测烟气流量换算为烟气流速, 气流和颗粒进口流速均为 $9.48\ m/s$, 出口负压设置为 $-5\ 000\ Pa$. 滤袋边界设置为多孔介质模型, 滤袋厚度为 2 mm, 滤袋渗透率为 $4E-11$, 跳跃系数为 $4\ 717\ m^{-1}$ ^[8-10]. 对于颗粒相, 进口边界设置为 escape, 壁面边界设置为 reflect, 多孔板设置为 interior, 滤袋边界设置为 trap.

3 模拟结果及分析

3.1 滤袋和导流板设置方案对流场的影响

本文对不同滤袋排列形式和不同导流板布置方案(如图4)采用正交模拟试验的方法对除尘器进行数值计算,其中(a)和(b)方案采用方形滤袋形式,(c)和(d)方案采用交错滤袋形式,(e)和(f)方案采用环形滤袋形式.在不考虑导流板布置方案的情况下,采用环形滤袋布置方案的除尘器滤袋在纵向上的流场分布比其他布置方案更加均匀.通过(a)、(b)、(c)、(f)方案可以发现:添加 D_1 或 D_3 导流板后,两袋室的整体流场分布较无导流板布置时更加均匀,但气流冲击袋室一中滤袋底部的范围长达6.8 m,流速高达6.5 m/s,强烈的气流几乎冲击到了滤室二.由(d)和(e)两方案对比发现:选用(e)方案时除尘器的整体流场最为均匀,袋室一中滤袋底部气流冲击范围缩短为2 m,流速减小到3.8 m/s,显著降低了滤袋底部磨损程度.

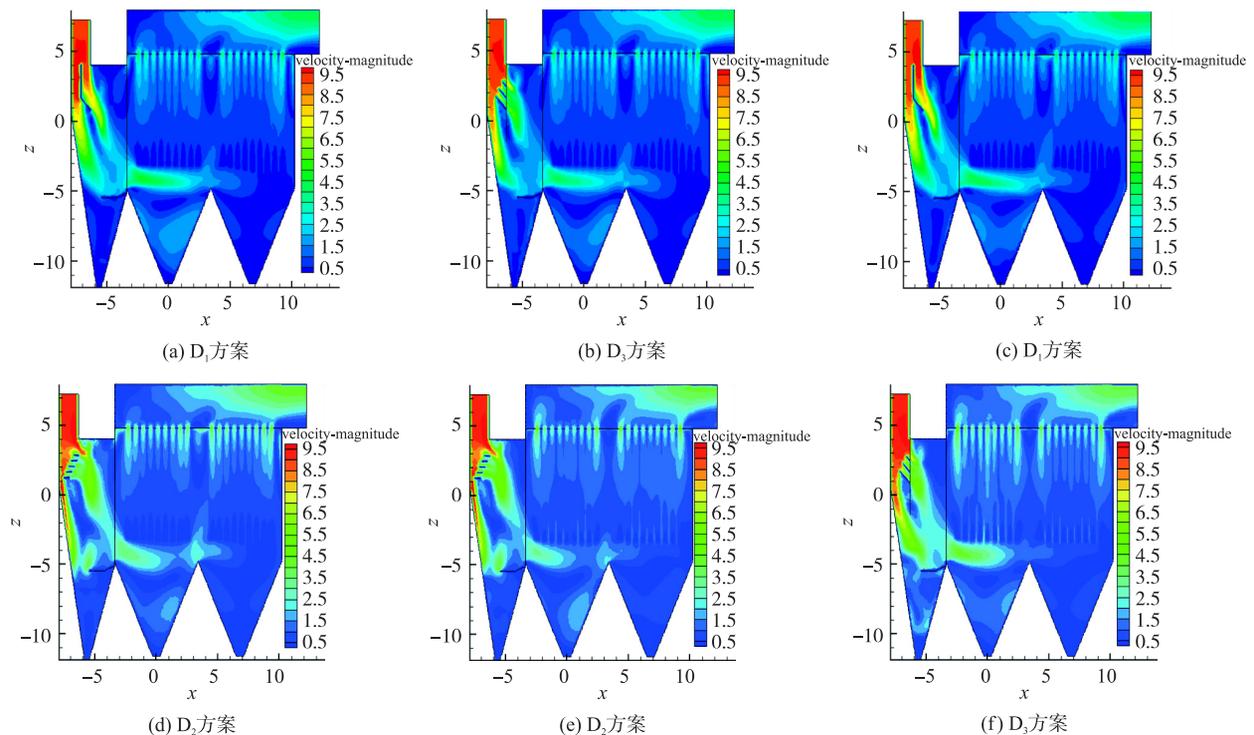


图4 Y截面速度流场

Fig. 4 Velocity distribution of Y-section

图5是两袋室X方向中心位置9个滤袋的质量流量,且环形布置方案的流场最为均匀,因此下图均采用环形滤袋布置方案,其中 D_0 为无导流板设置方案, D_1 、 D_2 、 D_3 为2.1节中介绍的导流板布置形式.由图5(a)发现袋室一 D_2 中滤袋风量分布最为接近 D_0 ,1~5号滤袋风量呈单调递减趋势,5~9号滤袋风量呈单调递增趋势. D_2 中1~7号滤袋的风量均低于 D_0 方案,这也验证 D_2 导流板布置方案达到了降低前排滤袋风速的效果.相较 D_0 发现 D_1 和 D_3 中4~8号滤袋的风量不降反升,这样的气流分布显然不利于保护

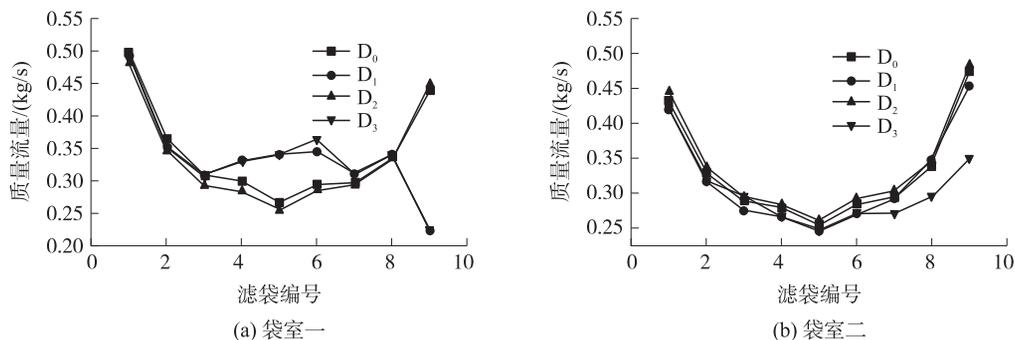


图5 滤袋质量流量

Fig. 5 Mass flow of filter bags

滤袋. 由图 5(b) 发现袋室二 4 种方案的流量几乎均表现出 1~5 号滤袋风量单调递减, 5~9 号滤袋风量单调递增. D_2 中除了 3 号滤袋风量不是最高, 其他滤袋风量均表现为最高, 说明采用 D_2 方案袋室二承担了更多的风量, 除尘器整体流场也更加趋于均匀.

3.2 颗粒流动规律

本文采用 DPM 模型气固单向耦合的方式模拟了除尘器颗粒的运动轨迹, 烟气质量流率为 0.25 kg/s, 颗粒直径尺寸采用随机分布, 最小粒径为 1E-6 m, 最大粒径为 1E-5 m, 平均粒径为 5E-5 m. 图 6 给出了环形滤袋在不同导流板布置方案时离散相颗粒的流动轨迹. 由图 6(a)、图 6(b) 可见两者颗粒群流向机械除尘室中下部, 而上部有一块明显的空白区域, 并且两者的颗粒群高速冲击滤袋底部情况较为严重, 因此大部分颗粒直接被袋室一的滤袋捕集. 由图 6(d) 发现, 灰斗一产生了明显的漩涡, 涡流引起的二次扬尘加强了气流对滤袋底部的冲击, 极易造成滤袋磨损. 与图 6(a)、图 6(b) 两者相比图 6(c) 整体除尘器的颗粒轨迹分布更加均匀, 颗粒充满度最高, 可以发现更多的颗粒分布在除尘器内部的四周壁面, 袋室二明显承担了更多颗粒的捕集工作; 与图 6(d) 相比发现图 6(c) 中灰斗没有发生漩涡, 不会造成二次扬尘, 降低了涡流现象冲击滤袋的风险.

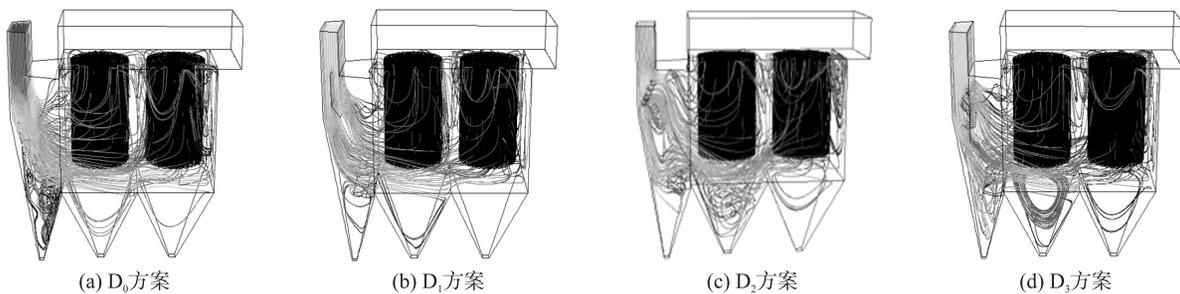


图 6 布袋除尘器的颗粒轨迹

Fig. 6 Particle trajectory of the bag filters

4 结语

无导流板情况下采用不同的滤袋布置方式对滤袋底部冲击力度都比较大, 其中环形滤袋布置形式整体的速度流场最为均匀, 并且对布袋底部冲击的范围最短. 采用 5 块水平导流板布置方案时发现颗粒在除尘器内部的分布最为均匀, 而当采用其他导流板布置方案时均表现出含尘气流中的颗粒对前排布袋进行了高速冲刷, 大部分颗粒被袋室一捕集, 导致袋室二的除尘效率明显下降. 通过不同导流板以及布袋布置形式正交模拟实验, 采用环形滤袋和 5 块水平导流板布置方案时颗粒在滤袋充满度最高, 可以很好地改善除尘器内部流场的均匀性, 同时显著降低了颗粒群冲击滤袋底部的强烈程度, 延长了滤袋使用寿命, 提高了除尘器捕集效率.

[参考文献] (References)

- [1] 汪家琼, 刘根凡, 邓翔. 布袋除尘器气固两相三维流场分析[J]. 现代机械, 2008(2): 46-49.
Wang J Q, Liu G F, Deng X. The 3-D flow field analyses of gas-solid phase for bag filter[J]. Modern machinery, 2008(2): 46-49. (in Chinese)
- [2] 李勇, 辛龙胜. 基于 Fluent 的脉冲袋式除尘器内气流流场的数值模拟[J]. 青岛科技大学学报(自然科学版), 2010(2): 177-181.
LI Y, XIN L S. Numerical simulation analysis on air distribution of bag-filter based on fluent[J]. Journal of Qingdao university of science and technology (Natural science edition), 2010(2): 177-181. (in Chinese)
- [3] 李荣, 张斌. 基于烟气浓淡分离的袋式除尘器结构改进与流场优化模拟[J]. 电力科技与环保, 2013(4): 13-17.
LI R, ZHANG B. Simulation on structural improvement and airflow optimization of bag filter based on flue-gas rich-lean separation[J]. Electric power technology and environmental protection, 2013(4): 13-17. (in Chinese)
- [4] THEO S, RALF E, KRISTINA K, et al. Optimizing plant components using flow simulations [J]. Zkg international, 2009,

- 62(3):6-7.
- [5] 万芬,彭小勇,谢清芳,等. 基于离散相模型的铀尾矿砂大气迁移数值模拟[J]. 安全与环境学报,2013,13(1):96-101.
WAN F,PENG X Y,XIE Q F,et al. Numerical simulation of atmosphere migration of uranium tailings grit based on DPM[J]. Journal of safety and environment,2013,13(1):96-101.(in Chinese)
- [6] YAKHOT V V,ORSZAG S A. Renormalization-group analysis of turbulence[J]. Physical review letters. 1986,57(4):1 722.
- [7] 王以飞,沈恒根. 袋式除尘器在线清灰流场分布的研究[J]. 环境工程,2010,28(2):72-77.
WANG Y F,SHEN H G. Study on airflow distribution of on-line cleaning bag filter[J]. Environmental engineering,2010,28(2):72-77.(in Chinese)
- [8] 黄飞. 袋式除尘器气固两相流动数值模拟与优化研究[D]. 南京:东南大学能源与环境学院,2012.
HUANG F. Numerical simulation study and optimization on the gas-solid two phase flow in the bag-filter[D]. Nanjing:Southeast University,2012.(in Chinese)
- [9] 李雪梅. 电除尘器内部气流分布特性的数值研究[D]. 吉林:东北电力大学能源与机械工程学院,2009.
LI X M. Numerical simulation on the characteristic of the gas flow in the electrostatic precipitator[D]. Jilin:School of Energy and Mechanical Engineering,Northeast Dianli University,2009.(in Chinese)
- [10] 刘玲,卢平,黄震. CFB-FGD 布袋除尘器内气固流动特性的数值模拟研究[J]. 南京师范大学学报(工程技术版),2014,14(1):29-34.
LIU L,LU P,HUANG Z. Numerical simulation on gas-solid flow characteristics of a CFB-FGD bag-filter[J]. Journal of Nanjing normal university(engineering and technology edition),2014,14(1):29-34.(in Chinese)

[责任编辑:陈 庆]