

# 中空纤维膜直管和螺旋管内烟尘沉积的模拟

陈迁乔, 钟秦

(南京理工大学化工学院, 江苏省南京市 210094)

## Numerical Simulation of Particles Deposition in Straight and Helical Hollow Fibre Membrane Tube

CHEN Qianqiao, ZHONG Qin

(School of Chemical Engineering, Nanjing University of Science and Technology, Nanjing 210094, Jiangsu Province, China)

**ABSTRACT:** The deposition performance of the particles in straight and helical hollow fiber membrane tube were simulated by calculation fluid dynamic (CFD) with the particles diameter 0.05~3  $\mu\text{m}$ . The flue gas and particle were simulated by using laminar model and discrete phase model respectively. The result shows that the deposition rate is low in straight tube and is high in helical tube. The deposition rates are 0.53% and 0.89% respectively for 0.1  $\mu\text{m}$  and 1  $\mu\text{m}$  particles in straight tube when the gas velocity is 10m/s, but the deposition rates are more than 90% in helical tube under the same operation conditions. The deposition rate reduces firstly and then increases with the increasing of the particle diameter in straight tube. The gas velocity and particles density have little effect on deposition rate. The deposition rate increase with the increasing of the particles diameter and gas velocity in helical tube. The centrifugal force is main factor of particle deposition in helical tube.

**KEY WORDS:** particle deposition; hollow fiber membrane; helical tube; calculation fluid dynamic (CFD)

**摘要:** 采用计算流体力学方法对直径为 0.05~3  $\mu\text{m}$  的烟尘颗粒在中空纤维直管和螺旋管内的沉积特性进行三维数值模拟。用层流模型模拟膜管内的烟气流, 用离散相模型、非耦合方法模拟颗粒在直管与螺旋管中的沉积特性。研究发现, 烟尘沉积率在直管内的较低而在螺旋管内很高。直管内, 0.1 和 1  $\mu\text{m}$  的颗粒在气速为 10 m/s 时的沉积率分别为 0.39% 和 0.89%; 相同条件下, 螺旋管内的沉积率超过 90%。直管内沉积率随着颗粒直径的增大先减小, 后增大; 气速及密度对小颗粒的沉积率影响微弱。螺旋管内沉积率随着颗粒直径和气速的增大而持续增大, 惯性离心力是颗粒沉积的主要因素。

**关键词:** 颗粒沉积; 中空纤维膜; 螺旋管; 计算流体力学

## 0 引言

在实际的工业生产中, 即使经效率很高的袋式除尘器除尘, 烟气中还包含有少量的微米级和亚微米级的烟尘颗粒物<sup>[1-2]</sup>。膜吸收法烟气脱硫在实际应用中不可避免会遇到膜污染问题。烟尘颗粒物在膜管中的沉积属于多相流问题, 很难用实验准确的模拟出实际工况。近年来, 随着计算流体力学 (calculation fluid dynamic, CFD) 的迅速发展, 人们更多利用这一技术的准确、经济和快捷去解决复杂的流体力学问题。

在通风除尘领域 CFD 应用的比较广泛<sup>[3-12]</sup>。国内外学者对风管内气溶胶的沉积进行了大量的研究<sup>[3-9]</sup>, 实验研究结果表明<sup>[3-6]</sup>, 对于直径为 0.01~100  $\mu\text{m}$  气溶胶粒子, 影响其沉积的主要因素有气体流速、粒子尺度、风管内表面朝向等。Kallio<sup>[7]</sup>、Chen<sup>[8]</sup>和张金萍<sup>[9]</sup>等采用拉格朗日方法的随机模型, 对气溶胶粒子在风管中沉积特性进行了数值模拟研究, 与有些实验结果相当吻合。国内外学者还对旋风除尘器、静电除尘器内部流场及分离效率进行了大量的模拟研究<sup>[10-12]</sup>。关于粒子在层流中的扩散, 文献[13]推导出了沉积率的表达式, 但未考虑重力的作用。

在膜分离方面, CFD 是一个重要的、强有力的工具。Moulin<sup>[14-16]</sup>较系统模拟了超滤膜过程, 研究了膜渗透性、操作压力、进口速度和膜管直径等各种操作参数对压降、速度分布的影响; 研究了具有渗透壁的中空纤维膜超滤系统的压降行为; 模拟了压力驱动下的膜分离的流动和浓差极化现象, 探讨了低渗透通量螺旋状膜管的壁面剪应力和对传质

基金项目: 江苏省自然科学基金项目(BK2007215)。

Project Supported by Science Foundation of Jiangsu Province (BK2007215).

的强化。近年来国内也逐渐开始用 CFD 方法展开膜过程的研究<sup>[17-18]</sup>。

本课题组前期进行了螺旋管强化烟气脱硫效率的实验研究<sup>[19]</sup>。关于烟尘中的颗粒物在膜管中的污染情况，目前研究很少。本文主要研究颗粒在中空纤维膜直管及螺旋管中的沉积情况，探索利用计算流体力学方法预测烟尘中颗粒物所造成的膜污染问题。燃煤电厂除尘后的颗粒分布模式的峰值为 0.1 和 1 μm 左右<sup>[20]</sup>。为此，本文研究的烟尘颗粒直径为 0.05~3 μm。

## 1 颗粒运动方程及模型建立

### 1.1 颗粒运动方程

除尘后烟尘颗粒物体积分率很小，属于稀疏气固两相流，可以忽略固体颗粒之间的碰撞和固体颗粒对气相流场的作用。模拟计算采用 Fluent 软件，烟气在膜管中的流动采用层流模型模拟，颗粒的分布使用离散项模型、非耦合方法预测。离散项模型对拉格朗日轨道模型进行计算，通过对颗粒运动微分方程进行积分的方法，完成颗粒轨迹的追踪。颗粒在流场中所受的力有曳力、重力和其他附加作用力。其他附加力可包括布朗扩散力、热泳力、电泳力、Basset 力、Magnus 力以及 Saffman 升力等<sup>[8,12]</sup>。布朗扩散是由于气体分子的无规则热运动引起的颗粒运动，一般只在短距离内对小粒径(<0.1 μm)颗粒有明显的作。处于剪切流场中的颗粒速度，如果与流场主流速度有明显的差别，就会受到垂直主流方向的 Saffman 升力。本文考虑作用在颗粒上的力包括曳力、净重力、布朗扩散力和 Saffman 升力。

颗粒运动方程为

$$m \frac{du_p}{dt} = F_{\text{Drag}} + F_{\text{Gravity}} + F_{\text{Stochastics}} + F_{\text{Saffman}} \quad (1)$$

式中  $F_{\text{Drag}}$ 、 $F_{\text{Gravity}}$ 、 $F_{\text{Stochastics}}$ 、 $F_{\text{Saffman}}$  为颗粒所受的曳力、重力、布朗扩散力和 Saffman 升力。

$$F_{\text{Drag}} = F_D(u - u_p) \quad (2)$$

对于直径小于 10 μm 的颗粒， $F_D$  定义为

$$F_D = \frac{3\pi\mu d_p}{C_c} \quad (3)$$

公式中的 Cunningham 修正系数  $C_c$  计算式为

$$C_c = 1 + \frac{2\lambda}{d_p} [1.257 + 0.4e^{-(1.1d_p/2\lambda)}] \quad (4)$$

式中： $u$  为流体速度； $u_p$  为颗粒速度； $\mu$  为流体动力黏度； $\rho$  为流体密度； $\rho_p$  为颗粒密度； $d_p$  为颗粒直

径； $\lambda$  为气体分子平均自由程。

$$F_{\text{Gravity}} = \frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_p - \rho) g \quad (5)$$

布朗扩散力的分量可由高斯白噪声过程来模拟<sup>[8]</sup>，其谱密度为  $S_{ij}^n$ ， $S_{ij}^n = S_0 \delta_{ij}$ ，其中  $\delta_{ij}$  为克罗内克尔  $\delta$  函数。

$$S_0 = \frac{216\nu kT}{\pi^2 \rho d_p^5 (\rho_p / \rho)^2 C_c} \quad (6)$$

式中： $T$  为气体的绝对温度； $\nu$  为气体的运动黏度； $k$  为 Stefan-Boltzmann 常数。布朗力分量幅值为  $\zeta_i \sqrt{\frac{\pi S_0}{\Delta t}}$ ，其中  $\zeta_i$  为满足标准正态分布的随机数，在每一个时间步，布朗扩散力分量幅值都要重新进行计算。

Saffman 升力的表达式<sup>[8]</sup>为

$$F_{\text{Saffman}} = \frac{2K\nu^{0.5} \rho d_{ij}}{\rho_p d_p (d_{ik} d_{kl})^{0.25}} (u - u_p) \quad (7)$$

式中： $K=2.594$ ； $d_{ij}$  为流体变形速率张量。

### 1.2 模型建立

三维膜管直径为 1 mm，直管与螺旋管长度均为 0.8 m。螺旋管为 8 圈，螺旋半径为 16 mm，螺距为 10 mm，均水平放置，螺旋管模型如图 1 所示。

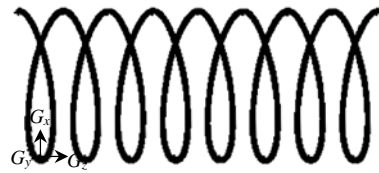


图 1 螺旋管图

Fig. 1 Model of helical tube

膜管横截面网格的划分采用四层边界层，面网格数量为 225 个，体网格采用结构化六面体网格，数量为 1807200，4 台 2 GHz、960 MB 内存的计算机并行计算，继续增大网格数量，计算结果不变化。

由于烟气中透过膜管的  $\text{SO}_2$  通量很小，为简化计算，使用非渗透模型。空气为载气，颗粒物密度设为  $2000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  的惰性颗粒。按照入口注射的粒子总数量以及沉积到壁上的粒子数量，计算粒子在壁面的沉积率  $\eta$ 。

## 2 基本假设和边界条件

### 2.1 基本假设

- 1) 流场为等温层流场，不考虑相间的热交换；
- 2) 烟尘颗粒为球形，无粒子凝聚；烟尘从膜管入口均匀投放；

3) 忽略固体壁面的渗透性;

4) 不考虑粒子与固体壁面之间的作用, 当颗粒达到壁面时, 认为被捕集, 停止轨道计算。

## 2.2 边界条件

进、出口边界条件分别设为速度入口和出口。颗粒均匀分布在入口处, 连续相和离散相进口速度一致, 追踪的颗粒数量为 10145 个, 温度为 293.5 K, 壁面条件为无滑移速度。壁面吸附颗粒, 设为 trap, 进出口颗粒逃逸, 设为 escape。

## 3 计算结果分析与比较

### 3.1 直管

#### 3.1.1 直管压降

流体在管中层流流动, 由于流体的黏性作用, 产生流动损失。当渗透压差为 0.4 MPa, 壁面渗透性为  $9.17 \times 10^{-11} \text{m} \cdot (\text{s} \cdot \text{Pa})^{-1}$ , 空气流过长为 0.8 m 的膜管, 由于渗透性而产生的附加压降为 1.2 kPa<sup>[21-22]</sup>。流体通过非渗透直管的理论压降采用 Hagen-Poiseuille 方程求出, 忽略壁面渗透性产生的误差只有 0.4%。因此本文采用非渗透进行模拟。将 Hagen-Poiseuille 方程计算压降与模拟压降比较, 气相平均流速为  $10 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$  时, 长度为 0.8 m 的膜管误差为 2.12%, 说明所建模型能较好的描述流场的流动。

#### 3.1.2 沉积率随颗粒直径的变化

在气体平均流速为  $10 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$  ( $Re=669$ ), 颗粒密度为  $2000 \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$  时, 颗粒的沉积率随颗粒直径的变化如图 2 所示。沉积率随着颗粒直径的增大先减小, 再增大; 直径为  $0.2 \mu\text{m}$  时, 沉积率最小, 为 0.39%。0.1 和  $1 \mu\text{m}$  的颗粒的沉积率分别为 0.53% 和 0.89%。颗粒直径小于  $0.2 \mu\text{m}$  时的模拟结果与文献[13]结果非常吻合; 颗粒直径大于  $0.2 \mu\text{m}$  时, 模拟结果与文献值差别较大, 这主要是由于文献值未考虑颗粒重力的影响。当颗粒直径很小时, 布朗运动强, 颗粒接近壁面并沉积, 均匀沉积在膜管壁面。从流场可

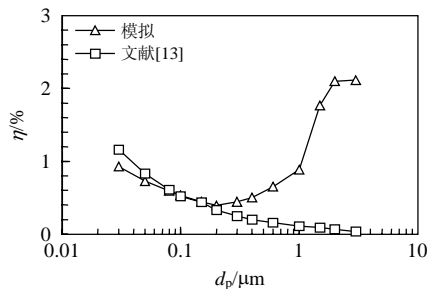


图 2 沉积率随颗粒直径的变化

Fig. 2 Variations of deposition rate with particles diameter

以观察到, 当颗粒直径较大时, 颗粒一进入膜管, 明显有重力方向的速度, 直径越大, 重力越大, 颗粒在重力方向上的速度增大越快, 沉积率越大, 重力对颗粒的沉积效应逐渐增强。但在本文研究的粒径范围内, 颗粒的沉积率很小, 说明其他各力的作用都远小于曳力。

#### 3.1.3 沉积率随颗粒密度的变化

沉积率随颗粒密度的变化如图 3 所示。对于  $1 \mu\text{m}$  的颗粒, 随着密度的增大, 颗粒的沉积率有一定程度的增大, 而  $0.1 \mu\text{m}$  的颗粒, 沉积率随密度的变化非常微小, 进一步说明重力对小颗粒的沉积影响非常小, 随着颗粒直径的增大, 重力对颗粒的沉积影响逐渐增强。

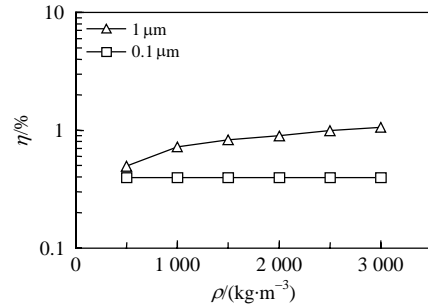


图 3 沉积率随颗粒密度的变化

Fig. 3 Variations of deposition rate with particles densities

#### 3.1.4 气体流速对沉积率的影响

气体流速对颗粒沉积率的影响如图 4 所示。随着气速的增加,  $0.1 \mu\text{m}$  颗粒的沉积率基本不变;  $1 \mu\text{m}$  颗粒的沉积率略微减小。这可能是由于气速增大, 颗粒所受曳力增大, 对小直径颗粒, 曳力虽然增大, 但各种力的作用还能使颗粒保持原有平衡, 沉积率基本不变; 而大直径颗粒的曳力增大较多, 曳力作用效应略有增强, 所以颗粒沉积率减小。

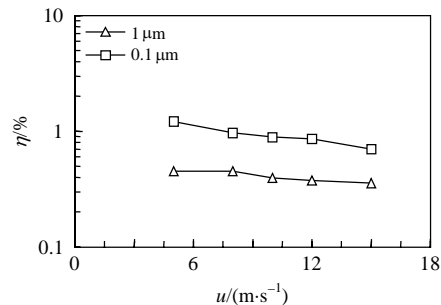


图 4 流速对颗粒沉积率的影响

Fig. 4 Effect of gas velocity on particle deposition rate

## 3.2 螺旋管

### 3.2.1 流场分析

流体在螺旋管运动, 产生二次环流<sup>[16]</sup>。二次环流的强度用修正的  $De$  数表征, 表达式为:

$$De = Re(d/d'_c)^{0.5} \tag{8}$$

$$d'_c = d_c [1 + (\frac{b}{\pi d_c})^2] \tag{9}$$

式中： $d$  为膜管直径； $d_c$  为螺旋半径； $d'_c$  为修正的螺旋半径； $b$  为螺距； $Re$  为雷诺数。 $De$  数增大，二次流的强度增加，二次流漩涡的中心向壁面移动，从而加强气体在膜壁面的扰动，强化传质。不同  $De$  数情况下，流体在螺旋管内旋转运动后，出口截面的速度矢量图如图 5 所示。

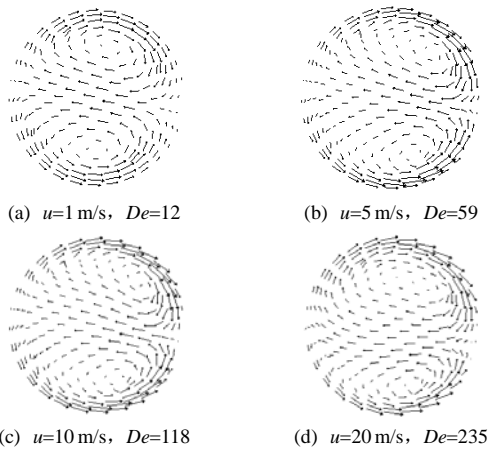


图 5 横截面速度矢量图

Fig. 5 Velocity vector diagrams of cross-section

### 3.2.2 螺旋管压降

由于二次流的作用，在螺旋管内部产生很高的压力损失，螺旋管的压降计算公式<sup>[16]</sup>为

$$\Delta p = \lambda_c \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \tag{10}$$

$$\lambda_c = \frac{64}{Re} [1 + 0.033(\lg De)^4] \tag{11}$$

在气速为 10m/s 时，将计算压降与模拟压降比较，模拟误差为 2.95%，说明所建模型能较好地描述流场的流动。

### 3.2.3 螺旋管内颗粒的沉积

在气体平均流速为 10m/s( $Re=669, De=118$ )时，密度为  $2000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  的颗粒沉积率随颗粒直径变化如图 6 所示。颗粒在螺旋管内沉积率较直管高很多，都在 90% 以上。此时颗粒的惯性加速度约为重力加速度 625 倍左右，由于巨大的惯性力的作用，颗粒被甩向壁面而与气流分离。直径为  $0.05 \mu\text{m}$  时，颗粒沉积率最低，随着直径的增大，颗粒沉积率持续增大。密度对颗粒的沉积率影响非常小，密度为  $1000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  的  $1 \mu\text{m}$  颗粒沉积率为 99.44%，比  $2000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  的  $1 \mu\text{m}$  颗粒沉积率仅差 0.24%。这主要是螺旋管内，重力对颗粒沉积的影响很弱，烟气

流过螺旋通道时，由于惯性力的作用，烟尘的跟随性变差，直径越大，颗粒速度迟滞时间越长，越容易碰到壁面而被捕集。沉积率在颗粒直径  $0.3 \mu\text{m}$  附近快速上升，有可能是由于重力相对于曳力、布朗力、升力作用增强，近壁面处颗粒由于沉积路径短，而由重力作用而快速沉积，这与图所显示的现象一致。在 10m/s 时， $1 \mu\text{m}$  的颗粒在螺旋管内的轨迹如图 7 所示。由图可以看出，随着气流前行的同时，气流中颗粒的数量不断减小，尤其在螺旋管进口附近，数量急剧减小，说明颗粒不断沉积在螺旋管壁面上。

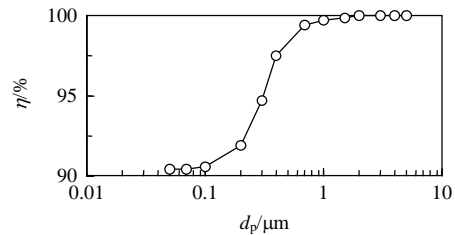


图 6 颗粒的沉积率随颗粒直径的变化

Fig. 6 Variations of deposition rate with particle diameter

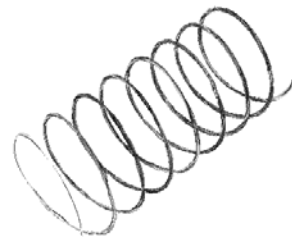


图 7 颗粒在螺旋管内的轨迹图

Fig. 7 Trajectories of particles in helical tube

### 3.2.4 流速对颗粒沉积的影响

颗粒在螺旋管中沉积率随流速的变化如图 8 所示。 $0.1$  和  $1 \mu\text{m}$  的颗粒的沉积速率都很高，且两者的差别较小。随着流速增大，颗粒的沉积率都增大，这主要由于流速增大，惯性力增大，烟尘的跟随性变差，因而容易被甩向壁面而被捕集。流速增大， $De$  数增大，二次流强度增大，传质性能增强。当  $De$  为 327 时，脱硫率比直管提高 11%<sup>[19]</sup>，但可能导致气体中大量颗粒沉积。

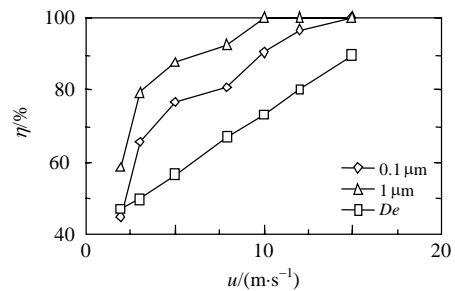


图 8 流速对颗粒沉积率的影响

Fig. 8 Effect of gas velocity on particle deposition rate

## 4 结论

采用计算流体力学方法,对烟尘颗粒物在中空纤维膜直管和螺旋管的沉积特性进行了模拟研究。研究发现:

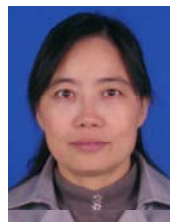
1) 烟尘在直管内的沉积率小,在螺旋管内的沉积率很高。

2) 直管内颗粒的沉积率随着颗粒直径的增大先减小,再增大;直径为  $0.2\mu\text{m}$  时,沉积率最小,为  $0.39\%$ ;  $0.1$  和  $1\mu\text{m}$  的颗粒的沉积率分别为  $0.53\%$  和  $0.89\%$ 。气相流速对颗粒的沉积速率影响很小;密度对小颗粒的沉积率影响微弱。

3) 颗粒在螺旋管内的沉积率随着直径增大而持续增大。 $0.1\mu\text{m}$  的颗粒,风速为  $10\text{m/s}$  时,沉积率达到  $90.58\%$ ;随着风速的增大,沉积率增大,惯性离心力是颗粒沉积的主要因素。

## 参考文献

- [1] 姚群,陈隆枢,陈志炜,等. 燃煤电厂锅炉烟气  $\text{PM}_{10}$  排放控制技术与应用[J]. 电力环境保护, 2007, 2(1): 52-54.  
Yao Qun, Chen Longshu, Chen Zhiwei, et al. Discussion on controll technology of boiler flue gas  $\text{PM}_{10}$  emission in coal-fired power plants[J]. Electric Power Environmental Protection, 2007, 2(1): 52-54(in Chinese).
- [2] 江得厚,郝党强,王勤. 燃煤电厂袋式除尘器发展趋势及其运行寿命的影响因素[J]. 中国电力, 2008, 41(5): 85-91.  
Jiang Dehou, Hao Dangqiang, Wang Qin. Development trend of bag filter in coal-fired power plants and influencing factors on the service life[J]. Electric Power, 2008, 41(5): 85-91(in Chinese).
- [3] Liu B Y H, Agarwal J K. Experimental observation of aerosol deposition in turbulent flow[J]. Aerosol Science, 1974, 5(2): 145-155.
- [4] Chamberlain A C, Garland J A, Wells A C. Transport of gases and particles to surfaces with widely spaced roughness elements [J]. Boundary Layer Meteorology, 1984, 29(4): 343-360.
- [5] Shimada M, Okuyama K, Asai M. Deposition of submicron aerosol particles in turbulent and transitional flow[J]. AIChE, 1993, 39(1): 17-26.
- [6] 李念平,张丽薇,付峥嵘,等. 气溶胶颗粒在风管系统中沉降的实验研究[J]. 建筑热能通风空调, 2006, 25(6): 8-11.  
Li Nianping, Zhang Liwei, Fu Zhengrong, et al. Experimental Study on Deposition of Aerosol Particles in Ductwork[J]. Building Energy & Environment, 2006, 25(6): 8-11(in Chinese).
- [7] Kallio G A, Reeks M W. A numerical simulation of particle deposition in turbulent boundary layers[J]. International Journal of Multiphase Flow, 1989, 15(3): 433-446.
- [8] Chen Q, Ahmadi G. Deposition of particles in a turbulent pipe flow [J]. Journal of Aerosol Science, 1997, 28(5): 789-796.
- [9] 张金萍,李安桂. 方形通风管道中粒子沉积的拉格朗日模拟[J]. 暖通空调, 2006, 36(6): 10-17.  
Zhang Jinping, Li Angui. Lagrangian simulation for particle deposition in square ventilating ducts[J]. Journal of HV&AC, 2006, 36(6): 10-17(in Chinese).
- [10] 李仁年,王浩,苏吉鑫,等. 旋风分离器内部流场及分离效率的数值仿真[J]. 兰州理工大学学报, 2007, 33(2): 50-53.  
Li Rennian, Wang Hao, Su Jixin, et al. Numerical simulation of internal flow field and separation efficiency of gas cyclone[J]. Journal of Lanzhou University of Technology, 2007, 33(2): 50-53(in Chinese).
- [11] Yoshida H, Fukui K, Yoshida K. Particle separation by Inoya's type gas cyclone[J]. Power Technology, 2001, 118(1): 16-23.
- [12] 赵海波,郑楚光. 单区静电除尘器捕集烟尘过程的数值模拟[J]. 中国电机工程学报, 2007, 27(2): 31-35.  
Zhao Haibo, Zheng Chuguang. Numerical simulation of single-stage electrostatic precipitator for collecting fly ashes[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(2): 31-35 (in Chinese).
- [13] Gormley P, Kennedy M. Diffusion from a stream flowing through a cylindrical tube[J]. Proceedings of the Royal Irish Academy, 1949, 52(A): 163-169.
- [14] Ghidossi R, Daurelle J V, Veyret D, et al. Simplified CFD approach of a hollow fiber ultrafiltration system[J]. Chemical Engineering Journal, 2006, 123(3): 117-125.
- [15] Ghidossi R, Veyret D, Moulin P. Computational fluid dynamics applied to membranes: State of the art and opportunities[J]. Chemical Engineering and Processing, 2006, 45(6): 437-454.
- [16] Moulin P, Veyret D, Charbit F. Dean vortices: comparison of numerical simulation of shear stress and improvement of mass transfer in membrane processes at low permeation fluxes[J]. Journal of Membrane Science, 2001, 183(2): 149-162.
- [17] 杨毅,王保国,彭勇. 中空纤维膜组件壳程流动的数值模拟[J]. 化工学报, 2008, 59(8): 1979-1985.  
Yang Yi, Wang Baoguo, Peng Yong. Numerical simulation of shell-side flow in hollow fiber membrane modules[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2008, 59(8): 1979-1985(in Chinese).
- [18] 彭文博,漆虹,陈纳领,等. 19通道多孔陶瓷膜渗透过程的 CFD 模拟[J]. 化工学报, 2007, 58(8): 2021-2026.  
Peng Wenbo, Qi Hong, Chen Gangling, et al. CFD Modeling of permeate process in 19-channel porous ceramic membrane[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2007, 58(8): 2021-2026(in Chinese).
- [19] 陈迁乔,钟秦,黄金凤. 螺旋状中空纤维膜吸收器脱硫性能的研究[J]. 环境污染治理技术与设备, 2005, 6(11): 71-74.  
Chen Qianqiao, Zhong Qin, Huang Jinfeng. Study on Flue Gas Desulfurization by helical hollow fibers membrane absorbers [J]. Techniques and Equipment For Environmental Pollution Control, 2005, 6(11): 71-74(in Chinese).
- [20] 郝吉明,段雷,易红宏,等. 燃烧源可吸入颗粒物的物理化学特征[M]. 北京: 科学出版社, 2008: 15-20.  
Hao Jiming, Duan Lei, Yi Honghong, et al. Physicals chemistry characters of  $\text{PM}_{10}$  from combustion[M]. Beijing: Science Press, 2008: 15-20(in Chinese).
- [21] Thomas J K, Knut D, Martin H M, et al. Microscopic aspects of the deposition of nanoparticles from the gas phase[J]. Aerosol Science, 2002, 33(10): 1341-1359.
- [22] Sandeep K K. Laminar flow in channels with porous walls[J]. Journal of Membrane Science, 2001, 191(1): 237-241.



陈迁乔

收稿日期: 2010-05-13。

作者简介:

陈迁乔(1970),女,副教授,博士研究生,主要从事烟气脱硫及流体数值模拟的研究, chenqianqiao@sina.com;

钟秦(1963),男,教授,博士生导师,从事烟气脱硫脱硝、 $\text{PM}_{10}$ 与燃料电池技术研究, zq304@mail.njust.edu.cn。

(责任编辑 车德竞)