

# 利用 LBM-FVM-CA 耦合方法模拟管表面上的颗粒沉积与脱离过程

童自翔, 何雅玲\*, 李印实, 谭厚章

西安交通大学, 热流科学与工程教育部重点实验室, 西安 710049

\* 联系人, E-mail: yalinghe@mail.xjtu.edu.cn

2015-09-25 收稿, 2015-10-14 修回, 2015-10-15 接受, 2015-12-01 网络版发表

国家重点基础研究发展计划(2013CB228304, 2013CB228303)资助

**摘要** 发展了一个包含积灰形状演化、颗粒沉积和脱离机理的数值模型和计算方法, 模拟了单排管表面的积灰过程. 首先建立了流动的格子 Boltzmann 方法-有限容积方法(LBM-FVM)耦合的计算模型, 给出了通过宏观参数构建多松弛 LBM 分布函数的重构算子; 并结合元胞自动机模型、能量平衡模型以及力和力矩分析, 模拟了颗粒的运动、沉积和碰撞过程; 其次, 针对模拟的时间步长相对于实际积灰时间较短的困难, 提出了用于将模拟时间换算到实际时间的比例; 然后, 具体模拟和分析了不同直径颗粒在不同入口速度下的积灰过程. 结果显示, 积灰面积随时间呈指数增长并趋近于一个平衡值; 在颗粒质量分数一定时, 存在一个积灰速率较高的速度范围; 颗粒脱离在迎风面和管子正后方较为严重, 但在背风面侧面相对缓和; 积灰层在整个背风面生长, 在迎风面形成锥形, 改变了流动并阻止了颗粒的进一步沉积.

**关键词** 工业余热, 积灰, 颗粒沉积, 颗粒脱离, 格子 Boltzmann 方法, 有限容积方法

工业余热利用中的工作介质往往具有含尘量大的共同特点, 工作介质中的灰尘颗粒会在换热表面沉积并形成多孔的沉积层<sup>[1]</sup>, 这会显著降低换热器的换热效率并影响系统的整体性能<sup>[2,3]</sup>. 因此积灰是工业余热利用换热设备中存在的主要问题之一. 在换热设备的设计过程中, 通常采用灰垢系数来考虑灰垢的影响, 并通过增加换热面积的方法, 补偿积灰带来的换热性能损失<sup>[4]</sup>. 然而, 大多数灰垢系数是基于经验而确定的<sup>[5]</sup>, 因此, 研究积灰的沉积过程及其对换热的影响非常重要. 在本文中, 采用数值模拟的方法研究了管子表面的积灰过程.

当气流中的灰尘颗粒与管壁或沉积层碰撞时, 灰尘颗粒可能会发生沉积或反弹, 甚至通过碰撞使已经沉积的颗粒发生脱离. 因此, 在模拟中需要同时

考虑颗粒的沉积和脱离机理. 对于颗粒沉积和脱离机理, 已经有许多相关的理论和实验研究工作. 例如, 通过受力和能量分析理论研究了颗粒的弹性-塑性碰撞, 并计算颗粒碰撞的恢复系数<sup>[6-8]</sup>. Soltani 等人<sup>[9]</sup>和 Toscano 等人<sup>[10]</sup>通过力和力矩分析计算了颗粒在气流剪切作用和颗粒碰撞下, 发生滑动和滚动脱离的条件. Konstandopoulos<sup>[11]</sup>采用“临界速度”与“临界碰撞角度”的概念, 分析了颗粒沉积与反弹的实验数据. Abd-Elhady 等人<sup>[12]</sup>通过离散单元法模拟了微米大小颗粒的碰撞, 研究了发生沉积的临界速度和碰撞脱离的颗粒数, 并与实验结果进行了对比.

基于颗粒沉积和脱离模型, 许多研究中采用数值模拟的方法, 计算了颗粒沉积规律, 并优化了管子的形状和管排的排列方式. Bouris 等人<sup>[13]</sup>计算了椭圆

**引用格式:** 童自翔, 何雅玲, 李印实, 等. 利用 LBM-FVM-CA 耦合方法模拟管表面上的颗粒沉积与脱离过程. 科学通报, 2016, 61: 1912-1921  
Tong Z X, He Y L, Li Y S, et al. Coupled LBM-FVM-CA simulation of particle deposition and removal processes on tubes (in Chinese). Chin Sci Bull, 2016, 61: 1912-1921, doi: 10.1360/N972015-00916

管以及非对称排布的管束的灰尘沉积速率。相对于顺排布置的圆形管，两种新结构的沉积速率分别减小了12%和73%。他们还根据实际的积灰形状设计了水滴形管，该管型能够减小75%的颗粒沉积率以及40%的压力损失<sup>[14]</sup>。Mavridou和Bouris<sup>[15]</sup>进一步研究了采用不同直径管的管束设计。与通常的等直径管管束相比，沉积速率减小了30%，单位体积换热量增加了28%。Abd-Elhady等人<sup>[16]</sup>在圆管迎风面添加了锥形挡板以减小流动滞止区域，发现当锥形挡板的顶角小于90°时，能够避免沉积的发生。Pan等人<sup>[17]</sup>在模型中考虑了沉积、反弹与脱离的判据，模拟了省煤器管束表面积灰的沉积速率和分布。Han等人<sup>[18]</sup>建立了颗粒碰撞、黏附、反弹的计算模型，通过在FLUENT软件中添加UDF的方法，模拟了换热器管束上的颗粒沉积情况，对比了不同颗粒直径、入口速度、管子形状和排列方式下的沉积速率，发现采用错排布置的椭圆形管能有效减小沉积。

然而，以上模拟仅仅给出了管束中不同管子上的沉积速率，或管子不同角度的积灰分布情况，并没有考虑积灰的形状。实际中，积灰的形状将随着沉积过程不断改变，从而改变气体流动并进一步影响沉积速率。因此，基于管子初始形状的模拟结果，随着积灰的生长将会不准确。

一些工作考虑了积灰的形状和生长。Tomeczek等人<sup>[19]</sup>模拟了煤粉锅炉过热器上积灰的形状和大小。模拟中观察到了管间灰尘的跨接现象，并研究了颗粒大小对积灰的影响。Paz等人<sup>[20]</sup>发展了CFD模型并模拟了柴油机排气系统的积灰过程，预测了单管上的积灰形状并与实验对比。然而，这些模拟中采用的是基于经验关系的沉积模型，没有从颗粒碰撞的细节分析沉积和脱离。因此，很少有文章将颗粒碰撞与积灰生长同时考虑以模拟沉积过程，这是本文研究的重点。

由于随着积灰的生长，管子周围的流动边界不断变化，采用传统的数值方法模拟积灰过程较为困难。近年来，格子Boltzmann方法(LBM)方法获得了快速的发展<sup>[21]</sup>，由于LBM的粒子属性，其计算过程中能够方便且灵活地处理复杂边界条件，因此，LBM已被用来研究多种含有变化边界的问题，例如相变材料的融化和晶体生长<sup>[22,23]</sup>。对于颗粒运动和沉积，Masselot和Chopard<sup>[24,25]</sup>采用LBM方法模拟雪的运输、侵蚀和沉积过程，以及海底管道周围沙子的冲刷现象<sup>[26]</sup>，其中的颗粒运动采用元胞自动机(CA)模型

模拟。该LBM-CA模型被Przekop等人<sup>[27]</sup>和Wang等人<sup>[28]</sup>进一步用来模拟纤维过滤器的颗粒捕捉过程。因此，本文采用LBM-CA模型计算积灰在管壁面的碰撞、沉积和脱离过程。

然而，相对于有限容积方法(FVM)等宏观方法，LBM方法需要消耗更多的计算资源，或在计算资源相同时，需要消耗更多的计算时间<sup>[29,30]</sup>。在计算气体绕流时，为了降低出口边界条件的影响，使涡充分发展，需要将计算区域向下游延长较大距离<sup>[15,18]</sup>。这部分下游流场对颗粒沉积影响不大，如果采用LBM方法，会消耗较大的计算资源。为了提高模拟的计算效率，在流动边界较为简单，不必要采用LBM的计算区域，应当采用FVM方法<sup>[29,30]</sup>。因此，在本文中，LBM-FVM耦合方法被用于模拟沉积过程。LBM和CA被用来模拟管子周围的气体流动和颗粒运动，而FVM被用来模拟下游区域的气体流动，这样，既可以有效揭示管子表面上颗粒沉积和脱离的细观过程，又可以节省计算时间。

## 1 数值计算模型

### 1.1 流动的LBM-FVM耦合计算模型

由于LBM方法易于处理复杂边界条件，所以采用LBM方法模拟管子及颗粒沉积层周围的流动；对于流动较为简单的下游区域，采用FVM方法求解。在FVM和LBM计算区域的交界处，进行信息的传递和交换。

模拟中气体假设为不可压缩流体，流动的控制方程如下：

$$\nabla \cdot \mathbf{u} = 0, \quad (1)$$

$$\partial \mathbf{u} / \partial t + \nabla \cdot (\mathbf{u}\mathbf{u}) = -\nabla(P/\rho) + \nu \nabla^2 \mathbf{u}, \quad (2)$$

其中 $\mathbf{u}$ ,  $P$ ,  $\rho$ ,  $t$ 分别为气体速度，压力，密度和时间， $\nu$ 是运动黏度。在FVM中，将以上方程在控制容积中积分，获得离散方程，并用SIMPLE算法进行求解<sup>[31,32]</sup>。由于本文中气体流动的雷诺数 $Re$ 在8000左右，相对较大。按参考文献<sup>[33]</sup>中稳定性范围计算，采用单松弛LBM， $Re$ 最大只能达到5800，而采用多松弛LBM(MRT-LBM)能够获得更大的计算稳定性<sup>[33,34]</sup>， $Re$ 能够达到14600以上。因此，采用不可压缩的MRT-LBM方法模拟管子周围的流动<sup>[35]</sup>：

$$f_i(\mathbf{x} + \mathbf{e}_i \delta t, t + \delta t) - f_i(\mathbf{x}, t) = -M_{ij}^{-1} S_{jk} [m_k(\mathbf{x}, t) - m_k^{eq}(\mathbf{x}, t)], \quad (3)$$

其中 $f_i$ 是位置 $x$ 和时间 $t$ 处的分布函数,  $\delta t$ 是时间间隔,  $e_i$ 是离散速度, 采用D2Q9模型. 转换矩阵 $M_{ij}$ 如文献[35]所示, 其将分布函数 $f_i$ 转换为矩函数 $m_i$ :

$$m_i(x, t) = M_{ij} f_j(x, t). \quad (4)$$

平衡态矩函数 $m^{eq}$ 以及对角松弛矩阵 $S_{ij}$ 如文献[35]所示. 宏观压力和速度通过对分布函数求和得到

$$u = \sum_{i=1}^8 e_i f_i, \quad (5)$$

$$p = \frac{3}{5} \left[ \sum_{i=1}^8 f_i - \frac{2}{3} u^2 \right]. \quad (6)$$

本文的计算区域如图1所示, 分为两个子区域, 分别用LBM和FVM求解. 因此, 两种方法边界处的信息传递是关键问题. 从LBM到FVM的信息传递, 可以通过方程(5)和(6)求得宏观参数, 作为边界条件带入FVM, 该过程较为简单. 但相反方向的信息传递相对困难, 需要构造从宏观参数到LBM分布函数的重构算子<sup>[29]</sup>. 根据作者前期的研究基础<sup>[29]</sup>, 推导出构建出MRT-LBM的新的重构算子为

$$m = m^{eq} - \delta t S^{-1} D M D^{-1} m^{eq}, \quad (7)$$

其中 $D$ 表示空间和时间的导数:

$$D = \text{diag}(\partial_t + e_0 \cdot \nabla, \partial_t + e_1 \cdot \nabla, \dots). \quad (8)$$

在计算过程中, LBM和FVM相继进行求解, 两个区域的计算结果在边界处进行传递, 相关非稳态计算步骤可详见作者前期文献<sup>[29]</sup>.

### 1.2 颗粒运动模型

本文中只考虑气体拖曳力对颗粒运动的影响<sup>[18]</sup>, 其运动方程为

$$\frac{dv}{dt} = \frac{(u - v)}{\tau_p}, \quad (9)$$

其中 $v$ 是颗粒速度, 速度响应时间 $\tau_p$ 是

$$\tau_p = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu}, \quad (10)$$

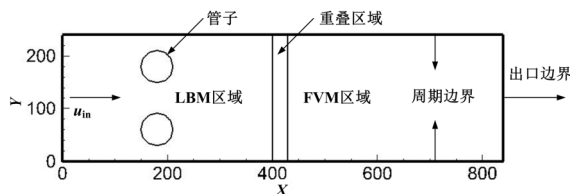


图1 单排管表面沉积的计算区域  
Figure 1 Computational domain of the fouling on a single row of tubes

其中 $\rho_p$ 和 $d_p$ 是颗粒的密度和直径,  $\mu$ 是空气黏度.

CA概率模型被用于模拟分散相的运动<sup>[24,25]</sup>. 不同于计算每个点源颗粒运动轨迹的Lagrange追踪方法, 在CA模型中, 颗粒依概率的方式从一个节点沿网格运动到其相邻节点.

在具体计算过程中, 首先将各节点的颗粒速度 $v$ 和流体速度 $u$ 带入运动方程(9). 对方程(9)积分可以得到颗粒在 $\delta t$ 时间内的位移 $\delta x_p$ , 则颗粒从 $x$ 运动到 $x + e_i \delta t$ 的概率为颗粒位移 $\delta x_p$ 与网格长度 $|e_i \delta t|$ 之间的比值

$$p_i = \max \left[ 0, \left( \delta x_p \cdot e_i \delta t / |e_i \delta t|^2 \right) \right], \quad i = 1 \sim 4. \quad (11)$$

生成0~1之间的随机数 $r$ , 当 $r < p_i$ 时, 颗粒运动到相邻节点. 则颗粒的运动可以通过公式(12)描述:

$$x(t + \delta t) = x(t) + \sum_{i=1}^4 \beta_i e_i \delta t, \quad (12)$$

其中 $\beta_i$ 是布尔量, 其等于1的概率为 $p_i$ .

### 1.3 颗粒沉积模型

颗粒沉积模型对于模拟积灰过程非常关键. 在本文中, 当颗粒撞击沉积层表面时, 其能量守恒关系如下所示<sup>[7,18]</sup>:

$$Q_k + Q_{A,a} = Q_{el} + Q_{pe} + Q_p, \quad (13)$$

其中 $Q_k = \frac{1}{2} m^* v_{i,n}^2$ 是相应于简化质量 $m^*$ 的动能,  $Q_{A,a}$ 是颗粒相互接近过程的黏附能,  $Q_p$ 是能量耗散,  $Q_{el}$ 和 $Q_{pe}$ 是弹性和塑性变形区域所储存的弹性能. 颗粒的物性决定了极限弹性速度 $v_{i,1}$ . 如果法向碰撞速度 $v_{i,n}$ 小于 $v_{i,1}$ , 只发生弹性变形, 与塑性变形相关的能量 $Q_{pe}$ 和 $Q_p$ 将为零. 当 $v_{i,n} > v_{i,1}$ 时应当考虑塑性变形. 颗粒碰撞前后的恢复系数为<sup>[7,18]</sup>

$$e^2 = 1 - \frac{Q_p + (Q_{A,r} - Q_{A,a})}{Q_k}, \quad (14)$$

其中 $Q_{A,r}$ 是黏附功, 当计算中的 $e^2 < 0$ 时, 颗粒将发生沉积.

### 1.4 颗粒脱离模型

参照文献<sup>[10]</sup>, 本文采用受力分析的方法确定颗粒的脱离条件. 作用在沉积颗粒上的力和力矩为拖曳力 $F_t$ , 升力 $F_l$ , 碰撞力 $F_c$ , 黏附力 $F_{p0}$ 以及动力矩 $M_t$ , 如图2所示. 颗粒发生滚动脱离的条件为流动和碰撞引起的力矩大于黏附力的力矩, 而发生滑动脱离的条件为流动和碰撞引起的作用力大于摩擦阻力.

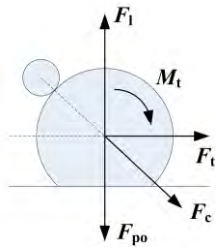


图2 (网络版彩色)作用于沉积颗粒上的力和力矩  
Figure 2 (Color online) Forces and moments acting on the adhered particle

表1 模拟中的参数<sup>[4,7]</sup>

Table 1 The parameters used in the simulation<sup>[4,7]</sup>

参量	参数	参量	参数
颗粒材料	K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	空气 Prandtl 数	0.695
颗粒密度	2665	空气平均自由程 (nm)	96
$\rho_p$ (kg/m <sup>3</sup> )		颗粒直径 ( $\mu$ m)	3~10
杨氏模量	$3.0 \times 10^{10}$	管子直径, $D$ (m)	0.038
(N/m <sup>2</sup> )		计算区域高度	$4D$
泊松比	0.3	计算区域长度	$14D$
屈服强度	$4.1 \times 10^8$	管间距	$2D$
(N/m <sup>2</sup> )		入口速度 (m/s)	2~10
黏附功	0.3	颗粒质量分数, $C$	0.4% <sup>[36]</sup>
(J/m <sup>2</sup> )		积灰孔隙率, $\phi$	0.54 <sup>[11]</sup>
摩擦系数, $f$	0.2		
温度 (K)	420		
空气黏性	$24.87 \times 10^{-6}$		
(m <sup>2</sup> /s)			
空气密度,	0.9057		
$\rho_a$ (kg/m <sup>3</sup> )			

图3为不同直径颗粒在碰撞和气流剪切作用下,发生滚动和滑动脱离的临界剪切速度,颗粒的属性如表1所示,气体流动条件与文献[10]一致.可以看到,临界剪切速度随着颗粒直径的增加而减小.滚动脱离的临界剪切速度比滑动脱离小.无颗粒碰撞时的临界剪切速度比有碰撞时要大近两个数量级.因此,颗粒碰撞是造成颗粒脱离的主要机理.

## 2 计算方法和模拟中的时间比例

模拟单排管束表面颗粒沉积过程的计算区域如图1所示.由于流动区域的对称性,本文的计算区域取包含了两个管子的区域.管直径 $D$ 为38 mm,管子间距为 $2D$ ,计算区域的高度为 $4D$ ,管子上游延长 $3D$ 并在下游延长 $11D$ .每个 $D$ 被分为60个网格.因此,实际长度单位和LBM单位之间的换算比例为: $l_s=38/60$  mm.计算区域被分为管子周围的LBM区域,下游的FVM区域和之间的重叠区域.LBM区域长430,

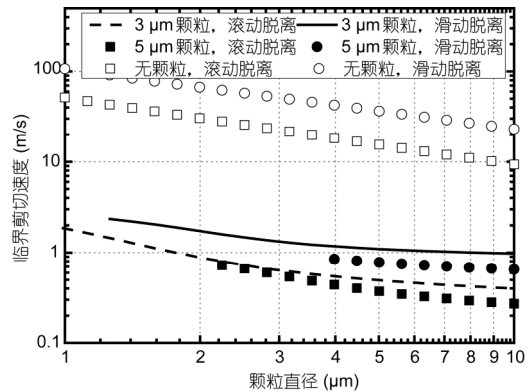


图3 颗粒发生脱离的临界剪切速度

Figure 3 The critical shear velocities for ash particle with and without impact

重叠区域长30.

边界条件:上下边界采用周期边界条件;在右边出口边界 $x$ 方向的速度梯度为零;左边界给定气体和颗粒的入口速度 $u_{in}$ .实际中入口速度取2~10 m/s,在模拟中,入口速度始终为0.005格子单位.因此速度比例不同.例如,对于5 m/s入口速度,速度比例 $u_r=1000$  m/s,相应的,时间比例为 $l_s/u_s=6.33 \times 10^{-6}$  s.

模拟中的 $Re$ 与实际一致.颗粒和气体的物性为420 K下的物性.当下游的涡充分发展后,颗粒被投入计算区域.在模拟中,每个入口边界节点处的颗粒个数保持为 $n_{in}$ .相关参数在表1中给出.

具体计算方法:在LBM区域中,管子内部的节点被设定为固体,其余节点为流体.固体边界采用半步长反弹格式<sup>[37]</sup>.如果颗粒沉积发生在固体节点边的流体节点,流体节点上的沉积颗粒数将增加.如果与壁面碰撞的颗粒满足脱离条件,该节点的沉积颗粒数将相应减少.当沉积颗粒数达到临界沉积数 $n_{cr}$ ,流体节点将被变为固体.而已经通过沉积形成的固体节点受到颗粒碰撞发生脱离时,将重新变为流体节点,其速度假设为相邻流体节点的速度,分布函数采用平衡态分布函数,沉积颗粒数为 $n_{cr}$ 减去脱离的颗粒数.因此, $n_{cr}$ 可以被用来控制模拟中的沉积层生长速度,需要在模拟前确定 $n_{cr}$ .

积灰模拟的另一个困难是实际积灰层生长的时间远大于模拟中时间步长.因此,如果要用一般的方法模拟实际问题,计算时间将是难以接受的.如上所述,临界沉积数 $n_{cr}$ 控制着沉积速率.如果 $n_{cr}$ 足够大,在沉积层生长前已经经历足够的流动周期, $n_{cr}$ 的数值将不再影响积灰的形状.因此,需要建立 $n_{cr}$ 和实际时

间之间的关系.

将所有入口颗粒填满一个计算网格所需要的时间作为标准. 对于实际参数为

$$t_1 = \frac{\phi \rho_p l_s^2}{C \rho_a u_{in} H}, \quad (15)$$

其中  $\phi$  是积灰的孔隙率,  $\rho_a$  和  $\rho_p$  分别是空气和颗粒的密度,  $l_s^2$  是一个网格的容积,  $C$  是质量分数,  $H$  是计算区域的高度, 所有的参数为实际单位. 模拟中的时间为

$$t_2 = \frac{n_{cr}}{u_{in,LBM} n_{in} H_{LBM}} t_s, \quad (16)$$

其中  $H_{LBM}$  是计算区域的高度. 由于每个入口节点处的颗粒数为  $n_{in}$ ,  $u_{in,LBM} n_{in} H_{LBM}$  等于颗粒流量. 于是  $t_1$  和  $t_2$  间的比例可以用来计算积灰模拟的时间比例. 对 LBM 时间步长, 相应的实际时间步长  $\Delta t$  为

$$\Delta t = \frac{\phi \rho_p l_s n_{in}}{C \rho_a u_{in} n_{cr}}. \quad (17)$$

如式(17)所示, 沉积的时间比例与质量分数成反比, 而与  $n_{in}$  和  $n_{cr}$  的比例成正比. 本文中假设  $n_{in}=1$ , 在模拟前需要确定合适的  $n_{cr}$ , 具体数值将在下一节中给出.

### 3 临界沉积数的确定

正如在上节所述, 需要在模拟前确定临界沉积数  $n_{cr}$ . 采用 5 m/s 入口速度和 3  $\mu\text{m}$  的颗粒直径. 临界沉积数  $n_{cr}$  取 10~35. 在 LBM 方法运算  $2 \times 10^5 \delta t$  后, 颗粒被投入区域中并开始计时. 此处暂不考虑脱离机理. 图4给出了每个管子上的沉积面积随时间的变化, 模拟时间通过式(17)换算为实际时间. 由图4看到, 当  $n_{cr}$  大于 20 时,  $n_{cr}$  对积灰速率的影响已不显著, 因此, 接下来的模拟中选择  $n_{cr}=30$ .

### 4 颗粒沉积与脱离过程的计算与分析

通过上述方法模拟了单排管上的积灰过程, 颗粒直径分别为 3, 5 和 10  $\mu\text{m}$ . 本节中将脱离机理加入模拟, 如果脱离条件满足而沉积条件不满足, 入射颗粒将清除已经发生沉积的颗粒.

#### 4.1 颗粒直径对沉积过程的影响

图5给出了 3 和 10  $\mu\text{m}$  颗粒在入口速度  $u_{in}=5$  m/s 时的颗粒分布和颗粒速度. 根据方程(10), 大颗粒有较长的速度响应时间  $\tau_p$ , 流动对颗粒运动的影响不显

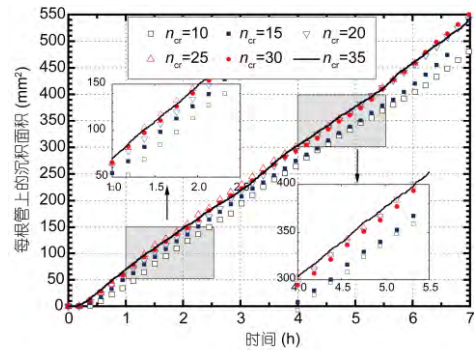


图4 (网络版彩色)不同  $n_{cr}$  下每根管上积灰面积与时间的关系

Figure 4 (Color online) The area of the fouling per tube along with time for different  $n_{cr}$

著. 因此, 在管子迎风面, 10  $\mu\text{m}$  颗粒保持其入口速度直到接近沉积层; 3  $\mu\text{m}$  颗粒在离沉积层相对较远的位置改变其流动方向. 在管子背风面, 大量 3  $\mu\text{m}$  颗粒在涡的作用下被带回管子表面, 且由于其离心力较小, 能进入涡的内部, 颗粒的空间分布较为均匀; 10  $\mu\text{m}$  颗粒有更大的离心力, 在涡的交界处聚集, 留下大量不包含颗粒的区域, 且被涡带回管子表面的颗粒较少.

图6是不同直径颗粒在不同入口速度下的积灰面积随时间的变化. 由于小颗粒有较大的临界沉积速度, 更容易发生沉积, 且被涡带回管子表面的颗粒较多, 因此, 在颗粒质量分数和入口速度一定的时候, 小直径颗粒的积灰生长更快.

#### 4.2 积灰面积随时间的变化规律

由于随着积灰面积的生长, 更多已沉积的颗粒将受到气体中颗粒的撞击, 颗粒的脱离速率将随着时间增加. 最终, 积灰面积将达到一个平衡状态, 使颗粒的沉积速率和脱离速率相等. 因此, 如图6中的实线所示, 积灰面积随时间的变化规律可以用指数函数拟合:

$$FA = A(1 - \exp(-Bt)), \quad (18)$$

式中  $FA$  是沉积面积,  $A$ ,  $B$  是拟合参数, 其中  $A$  是积灰面积的平衡数值. 这一指数增长规律与 Kern 和 Seaton 的模型相一致<sup>[38]</sup>.

#### 4.3 入口速度对积灰速率的影响

从图6看出, 直径为 3  $\mu\text{m}$  的颗粒, 在入口速度为 10 m/s 时的积灰生长速率比 5 m/s 时快. 这是由于 3  $\mu\text{m}$  颗粒较容易发生沉积, 5 和 10 m/s 入口速度对颗粒

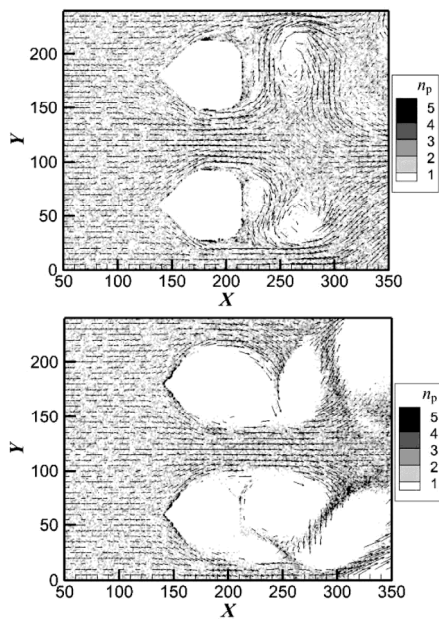


图5  $u_{in}=5$  m/s时的颗粒分布与颗粒速度(图中的灰度是颗粒数分布,箭头是颗粒的速度). (a)  $3\ \mu\text{m}$ 颗粒; (b)  $10\ \mu\text{m}$ 颗粒

Figure 5 The particle distributions and particle velocities with  $u_{in}=5$  m/s (the gray scale is the distribution of the particle numbers and the arrows are particle velocities). (a)  $3\ \mu\text{m}$  particles; (b)  $10\ \mu\text{m}$  particles

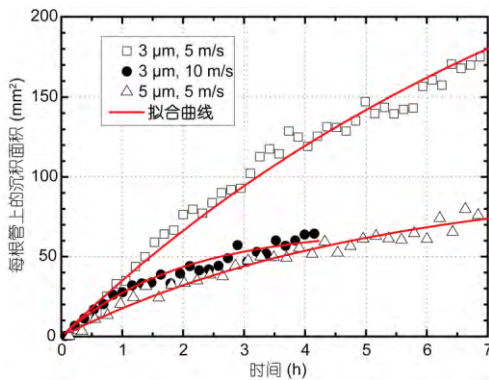


图6 (网络版彩色)每根管上积灰面积随时间的变化情况

Figure 6 (Color online) The growths of the fouling area per tube with time

发生沉积的可能性影响不大, 在颗粒的质量分数一定时, 较大的入口速度将导致较大的颗粒质量流量, 在相同时间内沉积的颗粒数更多, 因此积灰生长较快. 相反地, 对于直径较大的 $5\ \mu\text{m}$ 颗粒, 其沉积较难发生, 且当入口速度较大时, 由于颗粒碰撞沉积层时的速度较大, 颗粒的脱离较为剧烈, 因此, 对于 $10\ \text{m/s}$ 的入口速度, 虽然颗粒质量流量较大, 但 $5\ \mu\text{m}$ 的颗粒几乎不发生沉积(故没有在图6中体现), 而较小的 $5\ \text{m/s}$ 入口速度却导致了一定程度的积灰生长.

为了进一步研究入口速度对积灰生长的影响, 图7为计算的不同入口速度下 $3\ \mu\text{m}$ 颗粒在不同时刻的积灰面积. 当入口速度增大时, 颗粒的质量流量增加, 这可能增大积灰速率; 相反地, 颗粒与沉积层的碰撞速度也相应增加, 这将使得颗粒沉积较为困难, 并增加颗粒的脱离速率. 由于这两个相反的效应, 在入口颗粒质量分数一定的情况下, 积灰速率随入口速度不是单调变化. 当入口速度较小时, 流速的变化对颗粒的沉积和脱离影响较小, 颗粒质量流量决定着沉积速率, 因此积灰速率随流速的增大而增加; 当入口速度较大时, 颗粒的沉积和脱离是主要因素, 积灰速率随流速的增大而减小. 因此, 如图7中所示, 存在一个沉积最严重的速度范围.

#### 4.4 颗粒脱离的规律

对于 $3\ \mu\text{m}$ 颗粒,  $u_{in}=5\ \text{m/s}$ 时的颗粒发生脱离的数目分布情况如图8所示. 模拟中所有的脱离都是由于颗粒碰撞产生的, 仅靠气流剪切不足以使已沉积的颗粒发生脱离, 因此, 颗粒间碰撞是颗粒脱离的主要原因. 在迎风面, 气体中颗粒直接碰撞积灰层, 颗粒脱离较多. 同时, 在管子正后方的沉积层, 气体中颗粒被涡带回管子表面并发生碰撞, 因此颗粒脱离也较为剧烈. 在背风面侧面的颗粒脱离较为缓和.

#### 4.5 积灰形貌及其演化规律

图9和10分别给出了 $5\ \text{m/s}$ 入口速度下 $3$ 与 $5\ \mu\text{m}$ 颗粒在4个对应的不同时刻的积灰形貌和流线. 在管子背风面, 涡将颗粒带回管子表面, 颗粒在整个背风面发生沉积. 背风面的积灰在整个模拟过程中持续增长, 管子正后方的积灰碰撞脱离较为严重, 因此其生

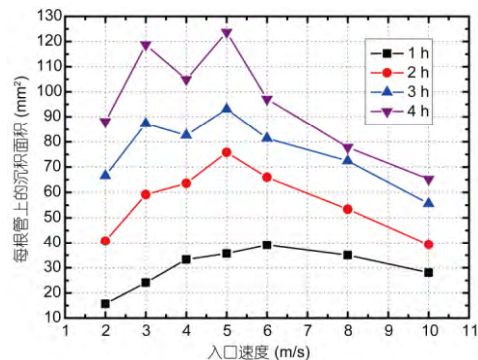
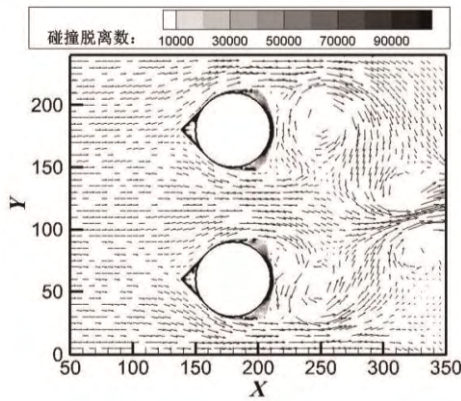
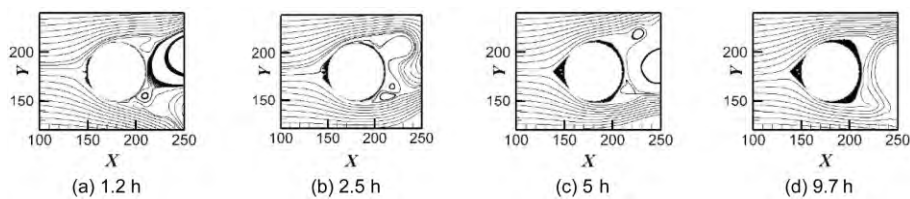


图7 (网络版彩色)不同入口速度下 $3\ \mu\text{m}$ 颗粒不同时刻的沉积面积  
Figure 7 (Color online) The fouling area at different time for  $3\ \mu\text{m}$  particles and different inlet velocities

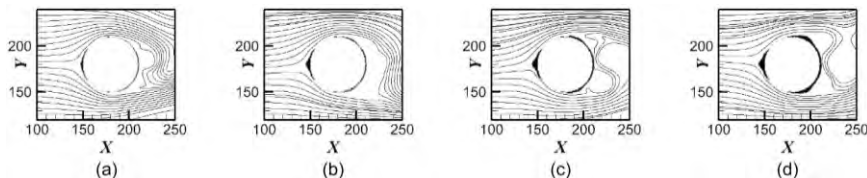


**图 8** 3 μm颗粒以 5 m/s入口速度时发生脱离的数目分布与颗粒速度 (图中的灰度是颗粒数脱离分布, 箭头是颗粒的速度)  
**Figure 8** The distribution of the number of removal and particle velocities for 3 μm particle and  $u_{in}=5$  m/s (the gray scale is the distribution of the particle removal numbers and the arrows are particle velocities)

长缓慢, 而背风面侧面的积灰生长相对较快. 在管子迎风面, 尽管颗粒碰撞脱离严重, 由于沉积率较大, 形成了锥形的积灰形貌. 当锥形积灰充分发展之后, 空气的流动被积灰改变. 空气携带流体绕过迎风面, 迎风面的沉积停止. 该模拟结果与文献[16]中的实验一致, 其中发现当迎风面锥形的顶角小于 $90^\circ$ 时, 沉积将停止. 同时, 这一模拟结果体现出在模拟中考虑积灰形状的意义. 如果只计算沉积速率而不考虑积灰形状的影响, 由于在迎风面颗粒与壁面直接碰撞, 可能会得到迎风面积灰较为严重的结论. 然而, 本文的模拟结果表明迎风面的积灰在形状充分发展后将停止, 而背风面的沉积由于持续生长, 其影响将更为严重.



**图 9**  $d_p=3$  μm,  $u_{in}=5$  m/s的积灰形貌和气体流线随时间的演化  
**Figure 9** The evolution of the shape of fouling layer and streamlines for  $d_p=3$  μm,  $u_{in}=5$  m/s



**图 10**  $d_p=5$  μm,  $u_{in}=5$  m/s的积灰形貌和气体流线随时间的演化. (a) 1.2 h; (b) 2.5 h; (c) 5 h; (d) 10.0 h  
**Figure 10** The shape of fouling layer and streamlines for  $d_p=5$  μm,  $u_{in}=5$  m/s. (a) 1.2 h; (b) 2.5 h; (c) 5 h; (d) 10.0 h

在图11中, 将模拟的结果与实际积灰图片进行了对比, 其中的积灰照片从省煤器管束的管子上直接得到. 通过扫描电子显微镜获得的积灰层微观图片显示颗粒的直径为3 μm, 所以, 模拟中采用了 $d_p=3$  μm,  $u_{in}=5$  m/s. 对比表明: 在实际管子背风面处, 积灰情况与计算模拟结果符合较好; 而在迎风面处与模拟不同, 实际过程中迎风面的沉积较少. 这是由于, 实际中颗粒的直径不是定值, 所以迎风面的积灰可能在与更大颗粒的碰撞过程中被清除, 而这在本文中并没有考虑. 因此, 进一步研究中需要考虑气流中不同直径颗粒的情况.

为了验证文中所提出的时间换算比例, 将本文模拟结果与参考文献[39]中的单管背风面积灰生长实验数据进行了对比. 计算过程中颗粒平均直径5 μm, 入口气体流速5.3 m/s, 给粉浓度 $14$  g/m<sup>3</sup>, 管长136 mm, 其余颗粒属性以及管径参数与表1相同. 管子背风面积灰质量的模拟值和实验值随时间的变化如图12所示. 可以看到模拟的积灰质量与实验值较为接近, 其差异可能源自于实际中颗粒物性、粒径分布等参数的不同, 在进一步的研究中需要充分考虑.

## 5 结论

本文发展了一个包含积灰形状演化、颗粒沉积和脱离机理的数值模型与计算方法, 模拟了单排管表面的积灰过程. 文中, 首先建立了流动的LBM-FVM耦合计算模型, 给出了MRT-LBM的跨接计算重构算子, 并结合CA模型、能量平衡模型以及力和力矩分析,

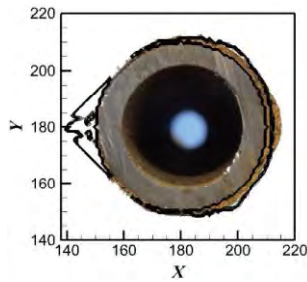


图 11 (网络版彩色)  $d_p=3 \mu\text{m}$ ,  $u_{in}=5 \text{ m/s}$  时的积灰模拟形貌与实际照片的对比

Figure 11 (Color online) The simulation fouling shape for  $d_p=3 \mu\text{m}$ ,  $u_{in}=5 \text{ m/s}$  compared with a real fouling picture

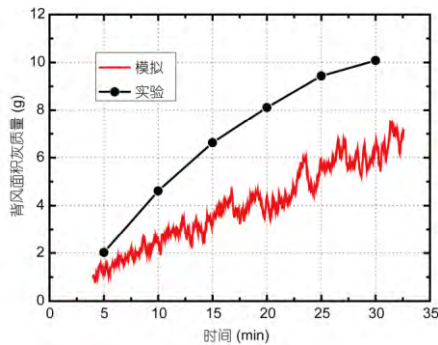


图 12 (网络版彩色) 管背风面积积灰质量的模拟值与实验值的对比

Figure 12 (Color online) The simulated and experimental values of the fouling mass on the leeward side of a tube

模拟了颗粒的运动、沉积和碰撞过程；其次，针对模拟的时间步长相对于实际积灰时间较短的困难，提

出了用于将模拟时间换算到实际时间的比例；然后，具体模拟和分析了不同直径颗粒在不同入口速度下的积灰过程特性。

本文的主要结论如下：

(1) 建立的LBM-FVM耦合计算模型和发展的计算方法，既可以有效模拟管子表面上颗粒沉积、脱离以及积灰形状变化过程，同时可以大大节省计算时间；

(2) 通过构建模拟时间与实际时间之间的比例，能够有效处理非稳态模拟中时间步长较实际过程太短的问题；

(3) 在质量分数一定的情况下，小颗粒的积灰生长较快，积灰面积随时间指数增长并趋向于一个平衡值；

(4) 当入口流速增加时，积灰速率随入口速度先增大后减小，存在一个沉积率较高的速度范围；

(5) 沉积颗粒发生脱离的主要原因为气体颗粒的碰撞，在迎风面和管子正后方脱离较为剧烈，在背风面侧面的脱离较为缓和；

(6) 积灰在管子的整个背风面均有生长，在管子的迎风面形成锥形积灰层，改变了流场并阻止了迎风面进一步的积灰。

本文针对工业余热回收中烟气换热器普遍存在的积灰问题，获得了灰尘颗粒在管子表面的积灰规律，希望能够为烟气换热器的设计提供一定的参考和指导。

### 参考文献

- 1 Abd-Elhady M S, Rindt C C M, Wijers J G, et al. Particulate fouling in waste incinerators as influenced by the critical sticking velocity and layer porosity. *Energy*, 2005, 30: 1469–1479
- 2 Bouris D, Bergeles G. Numerical calculation of the effect of deposit formation on heat-exchanger efficiency. *Int J Heat Mass Transf*, 1997, 40: 4073–4084
- 3 van Beek M C, Rindt C C M, Wijers J G, et al. Rebound characteristics for 50- $\mu\text{m}$  particles impacting a powdery deposit. *Powder Technol*, 2006, 165: 53–64
- 4 Holman J P. *Heat Transfer*. 6th ed. New York: McGraw-Hill, 1986
- 5 Marner W J, Suitor J W. A survey of gas side fouling in industrial heat transfer equipment: Final report. JPL Publication 83-74. Pasadena, CA: Jet Propulsion Laboratory, Institute of Technology, 1983
- 6 Rogers L N, Reed J. The adhesion of particles undergoing an elastic-plastic impact with a surface. *J Phys D-Appl Phys*, 1984, 17: 677–689
- 7 van Beek M C. Gas-side fouling in heat-recovery boilers. Dissertation for Doctoral Degree. Netherlands: Eindhoven University of Technology, 2001
- 8 Thornton C, Ning Z. A theoretical model for the stick/bounce behaviour of adhesive, elastic-plastic spheres. *Powder Technol*, 1998, 99: 154–162
- 9 Soltani M, Ahmadi G. On particle adhesion and removal mechanisms in turbulent flows. *J Adhes Sci Technol*, 1994, 8: 763–785
- 10 Toscano C, Ahmadi G. Particle removal mechanisms in cryogenic surface cleaning. *J Adhe*, 2003, 79: 175–201
- 11 Konstandopoulos A G. Particle sticking/rebound criteria at oblique impact. *J Aerosol Sci*, 2006, 37: 292–305



- 12 Abd-Elhady M S, Rindt C C M, Wijers J G, et al. Modelling the impaction of a micron particle with a powdery layer. *Powder Technol*, 2006, 168: 111–124
- 13 Bouris D, Papadakis G, Bergeles G. Numerical evaluation of alternate tube configurations for particle deposition rate reduction in heat exchanger tube bundles. *Int J Heat Fluid Flow*, 2001, 22: 525–536
- 14 Bouris D, Konstantinidis E, Balabani S, et al. Design of a novel, intensified heat exchanger for reduced fouling rates. *Int J Heat Mass Transf*, 2005, 48: 3817–3832
- 15 Mavridou S G, Bouris D G. Numerical evaluation of a heat exchanger with inline tubes of different size for reduced fouling rates. *Int J Heat Mass Transf*, 2012, 55: 5185–5195
- 16 Abd-Elhady M S, Rindt C C M, van Steenhoven A A. Influence of the apex angle of cone-shaped tubes on particulate fouling of heat exchangers. *Heat Transf Eng*, 2011, 32: 272–281
- 17 Pan Y, Si F, Xu Z, et al. An integrated theoretical fouling model for convective heating surfaces in coal-fired boilers. *Powder Technol*, 2011, 210: 150–156
- 18 Han H, He Y L, Tao W Q, et al. A parameter study of tube bundle heat exchangers for fouling rate reduction. *Int J Heat Mass Transf*, 2014, 72: 210–221
- 19 Tomeczek J, Waclawiak K. Two-dimensional modelling of deposits formation on platen superheaters in pulverized coal boilers. *Fuel*, 2009, 88: 1466–1471
- 20 Paz C, Suárez E, Eirís A, et al. Development of a predictive CFD fouling model for diesel engine exhaust gas systems. *Heat Transf Eng*, 2012, 34: 674–682
- 21 He Y L, Wang Y, Li Q. *Lattice Boltzmann Method: Theory and Applications* (in Chinese). Beijing: Science Press, 2009 [何雅玲, 王勇, 李庆. 格子 Boltzmann 方法的理论及应用. 北京: 科学出版社, 2009]
- 22 Fuentes J M, Johannes K, Kuznik F, et al. Melting with convection and radiation in a participating phase change material. *Appl Energy*, 2013, 109: 454–461
- 23 Miller W. The lattice Boltzmann method: A new tool for numerical simulation of the interaction of growth kinetics and melt flow. *J Cryst Growth*, 2001, 230: 263–269
- 24 Masselot A, Chopard B. A lattice Boltzmann model for particle transport and deposition. *Europhys Lett*, 1998, 42: 259–264
- 25 Chopard B, Masselot A. Cellular automata and lattice Boltzmann methods: A new approach to computational fluid dynamics and particle transport. *Futur Gener Comp Syst*, 1999, 16: 249–257
- 26 Chopard B, Masselot A, Dupuis A. A lattice gas model for erosion and particles transport in a fluid. *Comput Phys Commun*, 2000, 129: 167–176
- 27 Przekop R, Gradoń L. Deposition and filtration of nanoparticles in the composites of nano- and microsized fibers. *Aerosol Sci Technol*, 2008, 42: 483–493
- 28 Wang H, Zhao H, Wang K, et al. Simulation of filtration process for multi-fiber filter using the lattice-Boltzmann two-phase flow model. *J Aerosol Sci*, 2013, 66: 164–178
- 29 Tong Z X, He Y L. A unified coupling scheme between lattice Boltzmann method and finite volume method for unsteady fluid flow and heat transfer. *Int J Heat Mass Transf*, 2015, 80: 812–824
- 30 He Y L, Tao W Q. Multiscale simulations of heat transfer and fluid flow problems. *J Heat Transf-Trans ASME*, 2012, 134: 031018
- 31 Tao W Q. *Numerical Heat Transfer* (in Chinese). 2nd ed. Xi'an: Xi'an Jiaotong University Press, 2001 [陶文铨. 数值传热学. 第二版. 西安: 西安交通大学出版社, 2001]
- 32 Patankar S V. *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*. New York: McGraw-Hill, 1980
- 33 Lallemand P, Luo L S. Theory of the lattice Boltzmann method: Dispersion, dissipation, isotropy, Galilean invariance, and stability. *Phys Rev E*, 2000, 61: 6546–6562
- 34 d'Humières D, Ginzburg I, Krafczyk M, et al. Multiple-relaxation-time lattice Boltzmann models in three dimensions. *Philos Trans R Soc Lond Ser A-Math Phys Eng Sci*, 2002, 360: 437–451
- 35 Du R, Shi B, Chen X. Multi-relaxation-time lattice Boltzmann model for incompressible flow. *Phys Lett A*, 2006, 359: 564–572
- 36 van Beek M C, Rindt C C M, Wijers J G, et al. Analysis of fouling in refuse waste incinerators. *Heat Transf Eng*, 2001, 22: 22–31
- 37 He X Y, Zou Q S, Luo L S, et al. Analytic solutions of simple flows and analysis of nonslip boundary conditions for the lattice Boltzmann BGK model. *J Stat Phys*, 1997, 87: 115–136
- 38 Bott T R. *Fouling of Heat Exchangers*. Amsterdam: Elsevier, 1995
- 39 Wang Y G, Zhao Q X, Zhang F J, et al. Experimental study on SP ash deposition characteristics on the surface of convection bank bundle (in Chinese). In: *High efficient and clean energy utilization and new energy technologies—Collected works of 2012 youth forum of power engineering*. Chinese Society of Power Engineering, 2013 [王云刚, 赵钦新, 张建福, 等. 含 SP 炉灰气流横向冲刷管束积灰特性研究. 见: 能源高效清洁利用及新能源技术——2012 动力工程青年学术论坛论文集. 中国动力工程学会, 2013]

# Coupled LBM-FVM-CA simulation of particle deposition and removal processes on tubes

TONG ZiXiang, HE YaLing, LI YinShi & TAN HouZhang

*Key Laboratory of Thermo-Fluid Science and Engineering of Ministry of Education, School of Energy and Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China*

A numerical model was proposed to simulate the fouling processes on the tubes, which contained the evolution of the fouling shape and the particle deposition/removal mechanisms. Firstly, the coupled lattice Boltzmann method (LBM) and finite volume method (FVM) was established to simulate the air flow. The flow around the tubes was simulated by the LBM due to its convenience in complex boundary conditions. The downstream flow was simulated by the FVM to save the computational source. A reconstruction operator was derived for the information transfer from macroscopic parameters to multiple-relaxation-time LBM. The cellular automata model, energy conservation model and moment analysis were included to simulate the particle motion, collision, deposition and removal. Then, because the time step in the simulation was several orders of magnitude shorter than the real fouling time, a time ratio was proposed for the conversion between simulation and real time. Finally, the evolutions of the fouling shapes along with time for different particle diameters and inlet velocities were simulated and analyzed. The results showed that the proposed coupled model can be used to study the particle deposition, removal and the changing of the fouling layers. When the mass concentration was the same, the fouling of small particle grew faster. The fouling area grew exponentially with time. It grew rapidly in the beginning, then grew slower and finally reached an asymptotic balance value. When the particle concentration was specified, the fouling rate first grew with and then decreased with the increasing inlet velocity. Therefore, there was a velocity range in which the fouling rate was high. As for the shape of the fouling layer, the removal was severe on the windward side, but the direct impaction of the particles formed the cone-shaped fouling layers. The cone-shape changed the air flow and stopped the deposition on the windward side. The fouling layers grew on the entire leeward side of the tubes and finally stopped when the removal was equal to the deposition. The simulated fouling shape was compared with the real picture of the fouling on a tube of an economizer and the fouling shapes on the leeward side coincided well with each other. The growth of the fouling mass was also compared with the existing experiment. The simulated mass had the same trend with the experiment. This demonstrated that the time ratio can be used to convert the time scale. The distribution of the particle sizes and the properties of the real particles should be considered in the future works.

**industrial waste heat, fouling, particle deposition, removal, lattice Boltzmann method, finite volume method**

doi: 10.1360/N972015-00916