

## 四级过热器管束壁面颗粒沉积的数值模拟\*

王毅斌<sup>1</sup>, 谭厚章<sup>1†</sup>, 刘鹤欣<sup>1</sup>, 许伟刚<sup>1</sup>, 曹锐杰<sup>2</sup>

(1. 西安交通大学, 能源与动力工程学院, 热流科学与工程教育部重点实验室, 西安 710049;  
2. 山西临汾热电有限公司, 山西 临汾 041000)

**摘要:** 以某 12 MW 生物质锅炉炉膛出口四级过热器为研究对象, 建立了考虑惯性、布朗力和热泳力作用下灰颗粒的沉积模型, 同时耦合碱金属盐蒸气的凝结效应以及颗粒反弹、粘附机制。基于数学模型考察了管排截距与灰中 KCl 含量对过热器管束壁面颗粒沉积质量的影响。结果表明, 灰颗粒中碱金属盐 KCl 含量由 15% 增至 25% 后, 各排管壁灰颗粒沉积质量显著增加, 首排单管迎风面沉积质量由  $4.82 \times 10^{-7} \text{ kg/m}^2$  增大为  $4.03 \times 10^{-6} \text{ kg/m}^2$ 。当管束的纵向节距由  $1.5D$  增大至  $2.5D$  时, 各排管壁迎风面与背风面颗粒沉积质量显著增加。首排管束下游壁面形成不规则初始沉积形貌, 其主要源于含尘气流进入下游管排, 烟气冲刷位置、涡生成与脱落位置发生变化所导致。

**关键词:** 过热器; 颗粒; 沉积; 凝结; 盐蒸气

中图分类号: TK6

文献标志码: A

doi: 10.3969/j.issn.2095-560X.2017.03.001

## Numerical Simulation of Ash Deposition on Wall of Fourth-Stage Superheater Pipes

WANG Yi-bin<sup>1</sup>, TAN Hou-zhang<sup>1</sup>, LIU He-xin<sup>1</sup>, XU Wei-gang<sup>1</sup>, CAO Rui-jie<sup>2</sup>

(1. MOE Key Laboratory of Thermo-Fluid Science and Engineering, School of Energy and Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China; 2. Linfen Thermal Power Limited Company of Shanxi Province, Linfen 041000, China)

**Abstract:** For the fourth stage superheater at the outlet of a 12 MW biomass-fired power plant, an ash particle deposition model considering the condensation of gaseous alkali metal salts and rebound/stick of ash particles was developed by considering of the inertial force, Brownian force and thermophoretic force. The effects of tube arrangement and KCl content in ash particles on ash deposition characteristics were investigated based on a mathematical model. Results showed that the ash deposited mass on tube surface for each row was sharply increased with the KCl content increased; as the KCl content increased from 15% to 25%, and the deposited mass on the windward side of the first row increased from  $4.82 \times 10^{-7} \text{ kg/m}^2$  to  $4.03 \times 10^{-6} \text{ kg/m}^2$ . The deposits on tube wall of each row were increased when the longitudinal pitch varied from  $1.5D$  to  $2.5D$ . The formation of irregular depositing characteristic around the tube was mainly attributed to the scouring position variation for upstream flue gas to downstream of the tube bundle, and the generation and shedding position of vortex.

**Key words:** superheater; ash particle; deposition; condensation; salt vapor

## 0 引言

生物质具有 CO<sub>2</sub> 零排放优势, 我国拥有丰富的生物质资源, 未来纯烧或掺烧生物质直燃发电将是我国减少 CO<sub>2</sub> 排放的重要措施之一。然而, 生物质在不同燃烧温度会析出 KOH(g)、KCl(g)、K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>(g) 等组分。当烟气流经低温管壁时, 这些气态盐组

分会在热边界层内发生成核、聚集、凝结生长, 能够快速形成初始粘附层并改变清洁壁面的粘附性质。

国内外学者对锅炉过热器或再热器积灰结渣问题进行了大量试验与模拟研究, 发现碱金属盐对管壁的玷污是诱发颗粒沉积的重要原因。秸秆类生物质燃烧生成的细颗粒物对高温受热面初始沉积

\* 收稿日期: 2017-02-18

修订日期: 2017-04-11

基金项目: 国家自然科学基金项目 (91544108, 51376147)

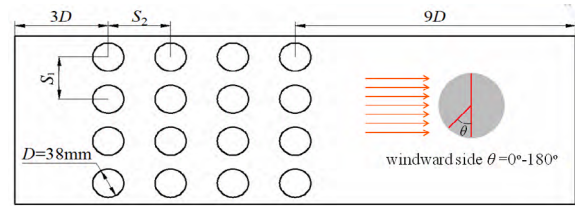
† 通信作者: 谭厚章, E-mail: hzt@mail.xjtu.edu.cn

层贡献较大,其主要由碱金属的氯化物与硫酸盐构成<sup>[1]</sup>。MICHELSEN 等<sup>[2]</sup>报道的某台 10 MW 生物质锅炉的二级过热器区域壁面温度为 550 的探针积灰内层富集 KCl 也进一步验证了该观点。气化-凝结实验研究发现,不同温度梯度下盐蒸气在壁面的凝结存在多种路径:直接凝结、异相凝结、直接参与化学反应等<sup>[3]</sup>。但现有颗粒沉积模型中大都假定模拟计算前管壁表面已存在少量盐颗粒沉积层。TOMEK 等<sup>[4]</sup>在颗粒粘附模型中考虑了盐蒸气凝结对颗粒粘附可能性的影响,并通过理论计算和实验研究验证了沉积模型的合理性。针对生物质锅炉过热器沉积层的发展与脱落现象,ZHOU 等<sup>[5]</sup>分别建立了探针迎风面和背风面灰颗粒沉积形成、灰颗粒熔融液滴形成及脱落的子模型。GARBA 等<sup>[6]</sup>研究了 KCl 在生物质锅炉中的硫酸盐化作用以及沉积行为。PÉREZ 等<sup>[7-8]</sup>模拟计算了在不同管束结构下不同颗粒粒径对颗粒沉积量的贡献,以及管壁沉积形貌对颗粒沉积速率的影响,但未考虑气相盐组分的凝结效应。此外,部分学者也采用实验与模拟的方法简单地定量评估了氯化钾蒸气的凝结行为<sup>[9-10]</sup>。虽然盐蒸气的凝结速率较低,但对颗粒沉积的影响却相当关键。因此,着重研究盐蒸气凝结与颗粒沉积的关联特性具有重要意义。本文采用计算流体动力学方法,建立考虑惯性、布朗力和热泳力同时作用下灰颗粒沾污壁面的沉积模型,并分析了管束表面 KCl 与  $K_2SO_4$  蒸气的凝结速率、灰样中 KCl 含量和管束纵向节距对管壁迎风面与背风面沉积特性的影响。

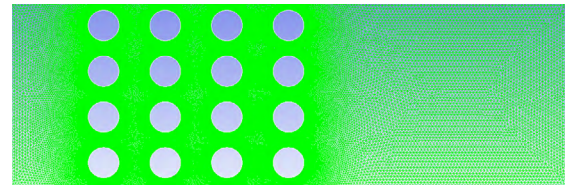
## 1 模型描述

### 1.1 几何模型

本文以某 12 MW 振动炉排式生物质锅炉为研究对象,该炉为 M 型布置,烟气依次流过三级过热器、四级过热器、二级过热器和一级过热器,四级过热器位于炉膛出口<sup>[11]</sup>。计算中简化实际管排为二维模型,如图 1 所示。模型为矩形通道,管径  $D = 38 \text{ mm}$ ,横向节距为  $S_1 = 1.5D$ ,纵向节距为  $S_2 = 1.5D \sim 2.5D$ ,并采用 Gambit 软件对模型进行网格划分。几何模型中,根据单管排数与列数进行命名,如第二排第一列的单根管为 21(横为列,竖为排)。



(a) 物理模型



(b) 网格划分

图 1 物理模型简图

Fig. 1 Schematic presentation of the physical model

### 1.2 边界条件

由于缺少现场炉膛出口烟气成分数据,模型进口烟气假定为  $CO_2/O_2/H_2O/SO_2/K_2SO_4/KCl/SO_3/HCl/N_2$  的混合气体,其相应组分的摩尔质量百分比来源于 Chemkin 软件计算得到该烟气温度下各平衡组分的数值<sup>[5]</sup>,如表 1 所示。

表 1 烟气各组分摩尔质量分数

Table 1 Molar mass fraction of each component in the flue gas

Component	Content
$CO_2$	0.153
$O_2$	0.032
$H_2O$	0.110
$SO_2$	$3.590 \times 10^{-4}$
$K_2SO_4$	$1.550 \times 10^{-6}$
KCl	$3.510 \times 10^{-4}$
$SO_3$	$9.660 \times 10^{-7}$
HCl	$2.000 \times 10^{-6}$
$N_2$	0.704

计算域进口注入的灰颗粒密度为  $2600 \text{ kg/m}^3$ ,不同颗粒粒径对应的质量流率如图 2 所示。颗粒粒径介于  $1.1 \sim 111 \mu\text{m}$ ,分为 7 种粒径,并在前 11 个时间步长内注入,总共颗粒数目为 8778。圆管壁面设置为标准无滑移壁面边界条件,导热系数为  $27.46 \text{ W/(K}\cdot\text{m}^2)$ ,壁面温度为 764 K,同时离散相边界条件设置为 Reflect。计算域上下边界设置为周期性边界条件。计算中时间步长设置为 0.05 ms,小于计算域中第一排管束的一个涡脱落周期。进口烟气流速为 6 m/s,烟气温度为 1274 K,烟气密度为

0.275 kg/m<sup>3</sup>。进口烟气的雷诺数为 7772，水力直径为 0.228 m，湍流强度为 5.22%。出口离散相边界条件设置为 escape，连续相为压力出口边界。

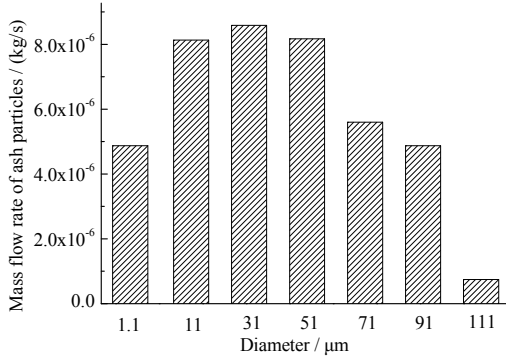


图 2 进口烟气中不同粒径生物质灰颗粒的质量流率  
Fig. 2 Mass flow rate of biomass ash particles at different diameter in the inlet flue gas

### 1.3 连续相控制方程

假定连续相的流动为二维非稳态不可压缩，在计算域中求解质量、动量、能量和组分方程。考虑到近壁面粘性运动的计算精度和稳定性要求较高，而远离壁面充分发展的湍流流动也需要准确地计算模拟，SST *k-ω* 湍流模型在标准湍流模型的基础上考虑了湍流剪应力及正交发散项的影响，进而使 SST *k-ω* 湍流模型在近壁面和充分发展湍流流动区域内都能进行准确的模拟。因此，本文选取 SST *k-ω* 模型进行连续相流场的计算，其中湍动能 *k* 与湍流涡耗散率 *ω* 计算如下：

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \Gamma_k \frac{\partial k}{\partial x_j} \right) + G_k - Y_k + S_k \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \omega) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \omega u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \Gamma_\omega \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right) + G_\omega - Y_\omega + D_\omega + S_\omega \quad (2)$$

式中， $\rho$  为流体密度，kg/m<sup>3</sup>； $u$  为流体的速度，m/s； $\Gamma_k$  和  $\Gamma_\omega$  分别为  $k$  与  $\omega$  的有效扩散系数，m<sup>2</sup>/s； $x_i$  和  $x_j$  分别为在  $i$  与  $j$  方向上的距离，m； $G_k$  为湍动能； $G_\omega$  为  $\omega$  的生成量； $Y_k$  和  $Y_\omega$  为湍流流动造成  $k$  与  $\omega$  的耗散项； $D_\omega$  为交叉发散项； $S_k$  和  $S_\omega$  为可自定义的源项。

### 1.4 离散相运动方程

生物质灰颗粒在流体中的运动方程为：

$$\frac{dv_p}{dt} = \frac{18\mu_g C_D Re}{\rho_p d_p^2} (v_g - v_p) + F_S + F_B + F_T \quad (3)$$

式中， $v_p$  为颗粒在流体中的运动速度，方程右侧为颗粒运动中所受到的作用力，依次为曳力、萨夫曼升力 ( $F_S$ )、布朗力 ( $F_B$ ) 和热泳力 ( $F_T$ )。在生物质燃烧炉膛内，曳力对颗粒运动轨迹的影响占主要作用。假定灰颗粒为球形，计算得到入射颗粒的雷诺数小于  $2.6 \times 10^5$ ，式 (3) 中曳力系数  $C_D$  可以采用 Haider 和 Levenspiel 基于实验数据提出的拟合公式<sup>[12]</sup>：

$$C_D = \frac{24}{Re} \left( 1 + 0.1806 Re^{0.6459} \right) + \frac{0.4251}{1 + \frac{6880.95}{Re}} \quad (4)$$

重力也能够影响颗粒运动的轨迹，特别是当重力方向与流体流向相反或相同时，本文计算二维模型中重力与烟气流动方向垂直，因此不考虑重力对颗粒运动的影响。萨夫曼升力的产生是由于粘性流体层内的剪切流动即横向速度梯度的存在，尤其针对较小颗粒雷诺数以及亚观尺度颗粒的运动时该作用力影响较大。计算模型中开启布朗力选项，考虑其对颗粒运动的影响。热泳力仅对粒径小于 10 μm 的灰颗粒存在重要影响，尤其是亚微米颗粒，而对于较大粒径颗粒，该作用力可忽略。本文计算域进口含有 1.1 μm 颗粒，因此需要考虑热泳力对颗粒运动的影响。热泳力的计算公式如下：

$$F_T = - \frac{6\pi d_p \mu^2 C_s (K + C_t Kn)}{\rho (1 + 3C_m Kn) (1 + 2K + 2C_t Kn) m_p T} \nabla T \quad (5)$$

式中， $Kn$  为克努森数，定义为  $Kn = 2\lambda/d_p$ ，且  $\lambda$  为气体分子平均自由程和  $d_p$  为颗粒直径； $K$  为流体热导率  $k$  与颗粒热导率  $k_p$  的比值，即  $K = k/k_p$ ； $\mu$  为流体动力粘度，N·s/m<sup>2</sup>； $\rho$  为流体密度，kg/m<sup>3</sup>； $T$  为气体温度，K； $m_p$  为颗粒质量，kg； $C_s = 1.17$ ， $C_t = 2.18$ ， $C_m = 1.14$ 。

### 1.5 碱金属盐蒸气凝结

在生物质燃料燃烧过程中，大量钾元素会以气态氯化盐、硫酸盐的形式释放。烟气温度降低或化学反应会使组分浓度场发生变化，引起碱金属盐蒸气分压力大于该温度下饱和压力时，均会发生凝结。文中只讨论碱金属盐蒸气在换热管束壁面的凝结效应，认为模型进口烟气中的钾元素以气态 KCl 和

$K_2SO_4$  的形式存在，其在壁面的冷凝流率表达式如下<sup>[4]</sup>：

$$m_{cond,i} = \beta_i M_i \left( \frac{P_i}{RT_g} - \frac{P_{s,i}}{RT_s} \right) \quad (6)$$

式中， $\beta_i$  为碱金属盐蒸气 ( $KCl$  或  $K_2SO_4$ ) 的传质系数， $m/s$ ，由舍伍德数  $Sh = \beta_i d / D_i$  进行计算； $M_i$  为蒸气的摩尔分子质量，取  $0.0745 \text{ kg/mol}$ ； $P_i$  为碱金属盐蒸气在烟气中的分压力， $Pa$ ； $P_{s,i}$  为碱金属盐蒸气在壁面温度下的饱和压力， $Pa$ ； $T_g$ 、 $T_s$  分别为烟气温度和沉积壁面温度， $K$ 。碱金属盐蒸气的分压力计算通过 CFD 计算的宏传递给计算模型；烟气温度下盐蒸气饱和压力采用 Antoine 方程，所用数据源自文献[13]。气态  $KCl$  或  $K_2SO_4$  壁面的凝结质量以源相的形式添加到该组分方程中，凝结放出的热量以源相形式加入能量方程。

### 1.6 粘附模型

灰颗粒撞击壁面后是否发生粘附，不仅取决于撞击颗粒的自身粘附性能，同时也受壁面粘附性能的影响。MICHELSEN<sup>[14]</sup>通过对比不同取样位置(过热器、水冷壁、底灰)生物质灰的熔融行为，发现生物质灰的熔融主要包括碱金属盐与硅酸盐的熔融，并建立了硅酸盐与  $KCl$  混合物熔融百分比与温度的关系。本文认为注入进口生物质灰颗粒的成分也主要由  $KCl$  和硅酸盐构成，其熔融百分比  $f$  可由式 (7) 计算<sup>[15]</sup>，

$$f = \frac{m_{KCl}}{m_{KCl+silicates}} f_{KCl} + \frac{m_{silicates}}{m_{KCl+silicates}} f_{silicates} \quad (7)$$

式中， $f_{KCl}$  和  $f_{silicates}$  分别为碱金属氯化盐和硅酸盐与颗粒温度直接相关的熔融函数，即通过调用 CFD 计算值可获得颗粒的熔融特性； $m_{KCl}$  和  $m_{silicates}$  分别为生物质颗粒中碱金属氯化盐和硅酸盐的质量。生物质灰颗粒粘附性能  $P_{ash}$  与熔融百分比的关系<sup>[16]</sup>如式 (8) 所示：

$$P_{ash} = \begin{cases} 0 & 0 < f \leq 0.15 \\ 1.67f - 0.167 & 0.15 < f \leq 0.7 \\ 1 & f > 0.7 \end{cases} \quad (8)$$

根据式 (8) 可知，颗粒的熔融百分数低于 15% 可以认为该颗粒不具备粘性，因此其粘附可能性为零。部分学者也认为颗粒熔融百分数低于 10% 时该颗粒不具备粘性<sup>[5]</sup>。但当颗粒的熔融百分数高于

15% 且低于 70% 时，认为颗粒的粘附可能性介于 0 ~ 1 之间且线性增加。颗粒熔融百分数高于 70%，则认为颗粒的粘附可能性始终为 1。计算域进口注入颗粒的粘附性能可根据颗粒的温度和成分计算得到，管壁表面的粘附倾向则需依据壁面温度与粘附物质共同确定。因此，判定撞击壁面颗粒的粘附与反弹主要取决于壁面与颗粒自身这两方面的粘附能力，其表达式为<sup>[15]</sup>：

$$P_{total} = P_{ash} + (1 - P_{ash}) \times P_{wall} \quad (9)$$

## 2 网格无关性验证

考虑到管束近壁面边界层区域对颗粒沉积数值计算的影响，在 Gambit 软件对几何模型进行网格划分时对近壁面区域进行了网格加密处理，由图 1b 可看出。通过保持进口边界节点数、边界层参数、尺寸函数增长率、尺寸函数最大值以及求解参数恒定情况下，仅改变管束各单管壁面节点数以探究网格质量对数值计算的影响，进而确定合适的网格参数。网格无关性验证取管束各管壁面节点数分别为 24、36、120、360、600 和 800，验证指标为入射颗粒在标号为 21 圆管壁面迎风面的撞击概率。图 3 为网格无关性验证的结果，当管壁节点数增加至 360 后，管壁表面颗粒的撞击概率与网格质量无关，因此本文最终采用各管壁节点数为 360 生成网格，其对应的网格总数为 295548。

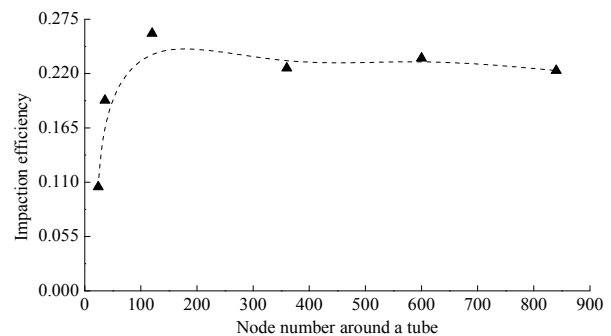


图 3 网格无关性验证

Fig. 3 Relationship between impaction efficiency of ash particles and grid

## 3 结果与讨论

### 3.1 碱金属盐蒸气的冷凝特性

生物质高温热化学转化过程中，当气态  $KCl$ 、 $K_2SO_4$  的分压力高于环境温度下的饱和压力时，均

会发生成核、聚集、凝结和表面生长生成超细气溶胶，或直接凝结于壁面或大颗粒表面。但本文未考虑蒸气凝结变为固态颗粒的沉积行为，认为管壁边界层壁面蒸气若发生凝结，则部分凝结于管壁表面，其余部分随烟气流计算出计算域。所以计算得到的蒸气凝结速率与壁面边界层盐蒸气浓度直接相关。图 4a 与图 4b 分别为烟气中气态 KCl 和 K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 组分在不同管壁表面的凝结质量。可知在清洁管壁粘灰初期，各管壁均存在盐蒸气的凝结行为，但其凝结行为与组分的传质系数、进口浓度、壁面温度等因素相关。各管壁表面 KCl 和 K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 沉积量的差别主要在于进口组分浓度的差异，而不同管排盐蒸气凝结质量的差异主要源于计算域的周期性流动。

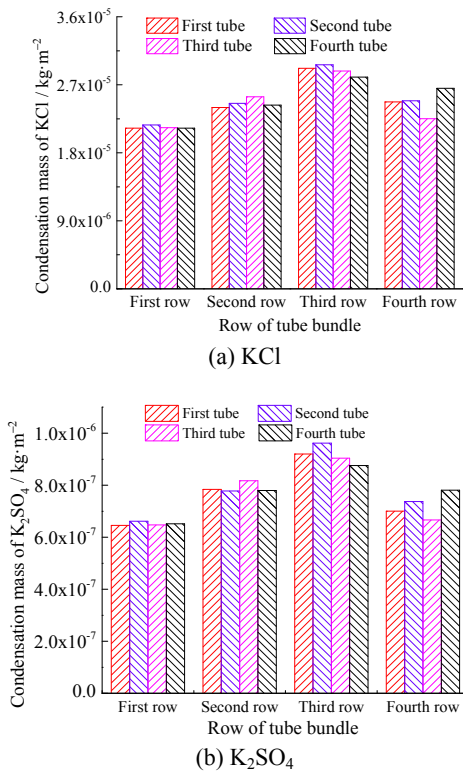


图 4 管壁表面气态 KCl 和 K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 凝结质量  
Fig. 4 Condensation of KCl and K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> vapors on wall of tube bundle

### 3.2 灰中 KCl 含量对沉积质量的影响

生物质中的碱金属元素含量较高，其生成的低熔点物质易粘附于壁面。MICHELSEN 认为灰样熔融曲线主要介于碱金属盐熔融和硅铝酸盐熔融区域之间<sup>[14]</sup>。图 5 为灰中 KCl 含量分别为 15%、20% 和 25% 时首排某单管迎风面的沉积质量。由图可知，当灰中 KCl 含量增加至 25% 时，迎风面不同位置的

沉积质量显著增加，是灰中 15% KCl 条件下沉积质量的 5 倍左右。当灰中 KCl 含量低于 20% 时，单管迎风面灰颗粒沉积质量主要发生在 10° ~ 60° 和 120° ~ 170°。这主要是因为灰中 KCl 含量为 25% 时，撞击到单管迎风面 60° ~ 120° 壁面位置时，灰颗粒由于熔融程度高而具有较高粘附可能性；但当灰中 KCl 含量降低至 20% 或 15% 时，灰颗粒的熔融百分比较小而拥有较低粘附可能性，被沉积模型判定为不粘附即发生反弹，因此左侧或右侧管壁 10° ~ 60° 或 120° ~ 170° 位置具有较高沉积量。但在单管 0° ~ 10° 和 170° ~ 180° 位置，其处于连续相高流速区域，颗粒严格跟随气流进入下游区域，该位置区域未发生颗粒沉积。

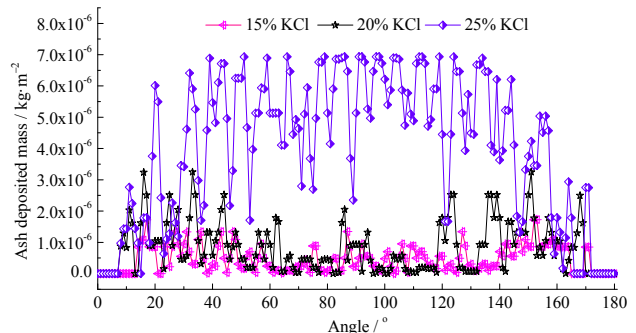


图 5 灰颗粒中 KCl 含量对第一排某单管迎风面沉积量的影响

Fig. 5 Effect of KCl content in ash particles on deposition mass for first row tubes

图 6 为灰中 KCl 含量对单管壁面沉积量的影响。灰中 KCl 含量增加能够明显提高各排管壁表面灰颗粒的沉积质量。尤其是当灰中 KCl 含量增至 25% 时，第一排管平均沉积质量比灰中 15% KCl 工况增加 8.3 倍左右。

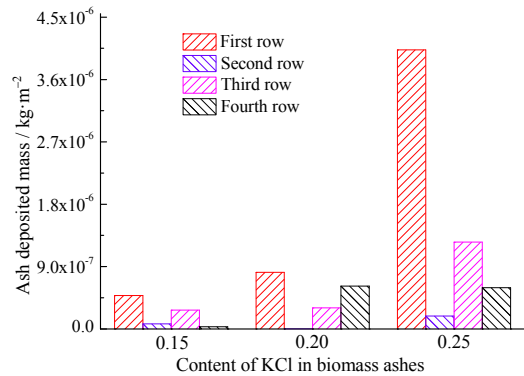


图 6 灰中 KCl 含量对单管迎风面总沉积质量的影响  
Fig. 6 Effect of the KCl content in ash particles on the windward side deposition mass



### 3.3 纵向节距对沉积质量的影响

模型中前后管排纵向节距变化将会严重影响模拟计算域内管壁前后流场中涡产生与脱落的位置。如图 7 所示，当纵向节距为  $1.5D$  时，管间流速可达到  $20\text{ m/s}$ ，颗粒将跟随气流直接通过下游管

间，最终流出计算域，存在较少细颗粒物卷入单管背风面并撞击壁面发生沉积。当纵向节距增大至  $2D$  和  $2.5D$  时，气流将会严重冲刷第二排单管  $45^\circ$  区域，造成该壁面颗粒沉积质量增加，形成不规则的沉积形貌。

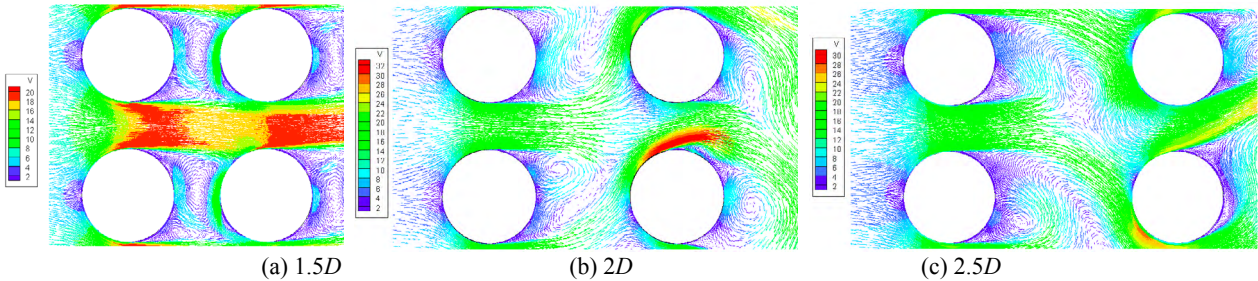


图 7 不同节距时前后管区域速度分布矢量图

Fig. 7 Effect of different longitudinal pitch on velocity distribution at the region between two adjacent tube

图 8 为不同纵向节距对不同排四根管表面平均沉积质量的影响。当纵向节距增至  $2.5D$  时，管壁迎风面的沉积质量均增加，尤其是首排以后管壁沉积量呈现数量级的差异。图 9a 为纵向节距对第一排管壁迎风面沉积质量的影响。由图可知，当纵向节距增大至  $2.5D$  时，管壁迎风面  $10^\circ \sim 170^\circ$  区域均发生颗粒沉积，但在  $25^\circ \sim 40^\circ$  和  $130^\circ \sim 160^\circ$  管壁区域沉积质量占有比例较大。由于管间纵向节距的增大，流场发生较大变化且管壁背风面涡产生与脱落位置不同，管间流体正面冲刷下游管壁迎风面的位置不同，进而造成壁面形成不规则沉积形貌。当纵向节距为  $2D$  与  $2.5D$  时，烟气流体流经首排管束后，主流烟气均冲刷第二排管壁表面  $130^\circ \sim 170^\circ$  ( $2D$ ) 和  $20^\circ \sim 70^\circ$  ( $2.5D$ ) 区域 (图 7)，颗粒也均在该区域发生沉积 (图 9b)。

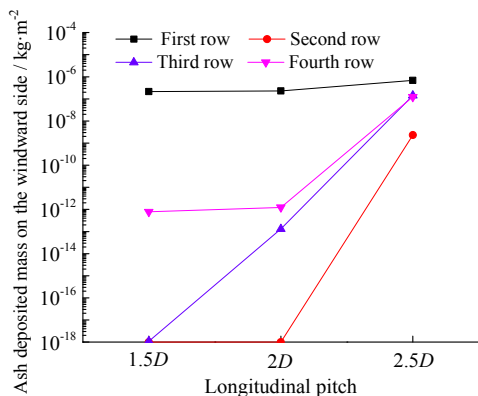
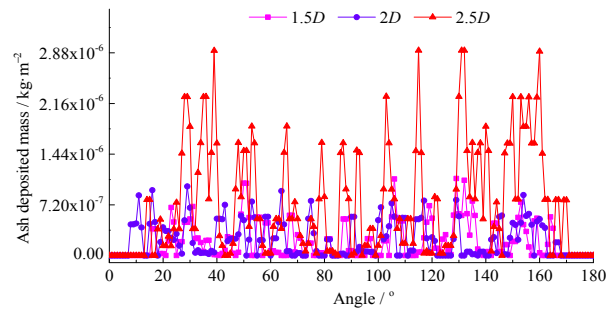
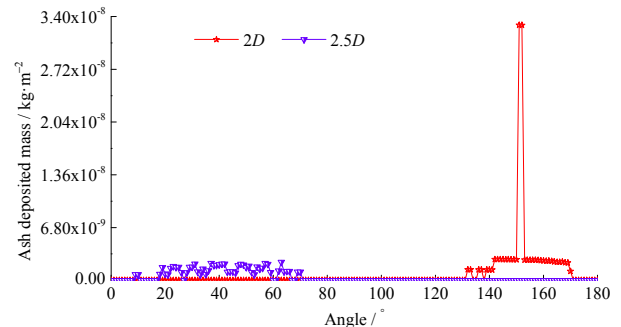


图 8 纵向节距对不同排管壁平均沉积量的影响

Fig. 8 Effect of longitudinal pitch on the average deposited ash for different rows



(a) Windward side of the first row



(b) Windward side of the second row

图 9 模型纵向节距对单管迎风面沉积质量的影响

Fig. 9 Effect of longitudinal pitch on ash deposition on the windward side of single tube

### 3.4 颗粒沉积机制

壁面颗粒沉积的主要机制包括惯性撞击、盐蒸气凝结、热泳扩散、涡扩散和化学反应。盐蒸气的直接凝结与异相凝结会提高壁面与颗粒表面的粘性，进而加剧沉积的发展。但是，由蒸气凝结导致形成的沉积盐层需要相当长一段时间。由于炉膛出口过热器壁温与烟气温度存在较大差异，管壁初始

层发展过程中细颗粒的沉积也起到重要作用。此外，管壁背风面涡街产生的位置与方向则影响颗粒撞击壁面的入射角度，以及下游管壁颗粒撞击的位置。而撞击颗粒粘附与反弹的判定直接决定了颗粒的沉积特性。

## 4 结 论

采用CFD软件对某生物质锅炉炉膛出口过热器管壁灰颗粒的沉积行为进行了数值计算，研究了纵向节距与灰颗粒中KCl含量对管束迎风面与背风面沉积质量的影响，得到以下结论：

(1) 各排管壁表面沉积质量随灰中KCl物质百分含量增加而显著增加。灰中KCl组分小于20%时，单管迎风面灰颗粒沉积质量主要发生在管壁 $10^\circ \sim 60^\circ$ 和 $120^\circ \sim 170^\circ$ 区域。当灰颗粒中KCl含量由15%增至25%时，首排单管迎风面颗粒沉积质量增加接近8.3倍；

(2) 受热管束纵向节距对灰颗粒沉积存在重要影响，当纵向节距增大至 $2.5D$ 时，各排管壁灰颗粒沉积质量均增加，尤其是首排以后管壁表面的沉积质量明显增加。由于纵向节距的增加，管间气流流向、涡生成与脱落位置的变化引起壁面沉积形貌呈现不规则状。

## 参考文献：

- [1] HANSEN L A, NIELSEN H P, FRANDBSEN F J, et al. Influence of deposit formation on corrosion at a straw-fired boiler[J]. Fuel processing technology, 2000, 64(1/3): 189-209. DOI: 10.1016/S0378-3820(00)00063-1.
- [2] MICHELSEN H P, FRANDBSEN F, DAM-JOHANSEN K, et al. Deposition and high temperature corrosion in a 10 MW straw fired boiler[J]. Fuel processing technology, 1998, 54(1/3): 95-108. DOI: 10.1016/S0378-3820(97)00062-3.
- [3] WANG Y B, TAN H Z, WANG X B, et al. The condensation and thermodynamic characteristics of alkali compound vapors on wall during wheat straw combustion[J]. Fuel, 2017, 187: 33-42. DOI: 10.1016/j.fuel.2016.09.014.
- [4] TOMECZEK J, WACLAWIAK K. Two-dimensional modelling of deposits formation on platen superheaters in pulverized coal boilers[J]. Fuel, 2009, 88(8): 1466-1471. DOI: 10.1016/j.fuel.2009.02.023.
- [5] ZHOU H S, JENSEN P A, FRANDBSEN F J. Dynamic mechanistic model of superheater deposit growth and shedding in a biomass fired grate boiler[J]. Fuel, 2007, 86(10/11): 1519-1533. DOI: 10.1016/j.fuel.2006.10.026.
- [6] GARBA M U, INGHAM D B, MA L, et al. Prediction of potassium chloride sulfation and its effect on deposition in biomass-fired boilers[J]. Energy & fuels, 2012, 26(11): 6501-6508. DOI: 10.1021/ef201681t.
- [7] PÉREZ M G, VAKKILAINEN E, HYPÄNEN T. The contribution of differently-sized ash particles to the fouling trends of a pilot-scale coal-fired combustor with an ash deposition CFD model[J]. Fuel, 2017, 189: 120-130. DOI: 10.1016/j.fuel.2016.10.090.
- [8] PÉREZ M G, VAKKILAINEN E, HYPÄNEN T. Unsteady CFD analysis of kraft recovery boiler fly-ash trajectories, sticking efficiencies and deposition rates with a mechanistic particle rebound-stick model[J]. Fuel, 2016, 181: 408-420. DOI: 10.1016/j.fuel.2016.05.004.
- [9] KLEINHANS U, RÜCK R, SCHMID S, et al. Alkali vapor condensation on heat exchanging surfaces: laboratory-scale experiments and a mechanistic CFD modeling approach[J]. Energy & fuels, 2016, 30(11): 9793-9800. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.6b01658.
- [10] 王毅斌, 王学斌, 谭厚章, 等. 生物质燃烧过程中碱金属的结晶行为[J]. 燃烧科学与技术, 2015, 21(5): 435-439. DOI: 10.11715/rskxjs.R201503061.
- [11] NIU Y Q, TAN H Z, MA L, et al. Slagging characteristics on the superheaters of a 12 MW biomass-fired boiler[J]. Energy & fuels, 2010, 24(9): 5222-5227. DOI: 10.1021/ef1008055.
- [12] HAIDER A, LEVENSPIEL O. Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles[J]. Powder technology, 1989, 58(1): 63-70. DOI: 10.1016/0032-5910(89)80008-7.
- [13] KNACKE O, KUBASCHEWSKI O, HESSELMANN K. Thermochemical properties of inorganic substances[M]. 2nd ed. Berlin Heidelberg: Springer-Verlag, 1991.
- [14] MICHELSEN H P. Deposition and high-temperature corrosion in biomass-fired boilers[D]. Copenhagen: Technical University of Denmark, 1999.
- [15] KÆR S K, ROSENDAHL L A, BAXTER L L. Extending the capability of CFD codes to Assess ash related problems in biomass Fired boilers[J]. Preprints of papers-American chemical society, division of fuel chemistry, 2004, 49(1): 97-108.
- [16] FORSTNER M, HOFMEISTER G, JOLLER M, et al. CFD simulation of ash deposit formation in fixed bed biomass furnaces and boilers[J]. Progress in computational fluid dynamics, an international journal, 2006, 6(4/5): 248-261. DOI: 10.1504/PCFD.2006.010034.

## 作者简介：

王毅斌(1990-), 男, 博士研究生, 主要从事固体燃料燃烧过程中受热面沾污机理研究。

谭厚章(1965-), 男, 博士, 教授, 博士生导师, 主要从事火电厂煤高效低氮燃烧、系统节能节水以及烟气多污染脱除与控制等方面研究工作。