華東理工大學学报 自然科学版 Natural Science Edition
JOURNAL OF EAST CHINA UNIVERSITY OF SCIENCE AND TECHNOLOGY

脱油沥青进料的气化炉火管废锅中动态灰分沉积与传热特性的数值模拟

姚惟譞 韩洋 代正华 许建良 梁钦锋 王辅臣

Numerical Simulation of Dynamic Ash Deposition and Heat Transfer Characteristics in A Gasification Firetube Waste Boiler Fed with De-Oiled Asphalt

YAO Weixuan, HAN Yang, DAI Zhenghua, XU Jianliang, LIANG Qinfeng, WANG Fuchen

在线阅读 View online: http://doi.org/10.14135/j.cnki.1006-3080.20240313001

您可能感兴趣的其他文章

Articles you may be interested in

顺排管束流动和传热数值模拟

Numerical Simulation of Flow and Heat Transfer of In-Line Tube Banks

华东理工大学学报（自然科学版）. 2019, 45(1): 15-22 http://doi.org/10.14135/j.cnki.1006-3080.20180302002

螺旋管强化传热的CFD模拟与优化

CFD Simulation and Optimization of Spiral Tube Heat Transfer Enhancement

华东理工大学学报（自然科学版）. 2018(3): 296-302 http://doi.org/10.14135/j.cnki.1006-3080.20170703003

降膜微通道内液相成膜特性及气-液传热过程数值模拟

Numerical Simulation of Liquid Hydrodynamics and Gas-Liquid Heat Transfer Behaviors in a Falling Film Microchannel

华东理工大学学报（自然科学版）. 2019, 45(2): 189-196 http://doi.org/10.14135/j.cnki.1006-3080.20180323002

管道内高温合成气喷雾激冷过程数值模拟研究

Numerical Simulation of Spray Shock Chilling Process of High Temperature Syngas in the Pipeline

华东理工大学学报（自然科学版）. 2021, 47(2): 154-162 http://doi.org/10.14135/j.cnki.1006-3080.20191207001

水基Al_2O_3纳米流体强化闭式冷却塔内传热过程数值模拟

Numerical Simulation for Heat Transfer Enhancement by Using Al_2O_3-Water Nanofluids in Closed Cooling Tower

华东理工大学学报（自然科学版）. 2018(4): 524-528,587 http://doi.org/10.14135/j.cnki.1006-3080.20170829004

加热卷烟制品传热与烟气流动过程数值模拟

Numerical Simulation of Heat Transfer and Smoke Flow of Heated Cigarette Product

华东理工大学学报（自然科学版）. 2021, 47(1): 35-40 http://doi.org/10.14135/j.cnki.1006-3080.20191029004

扫码关注公众号，获取更多信息！

DOI: 10.14135/j.cnki.1006-3080.20240313001

脱油沥青进料的气化炉火管废锅中动态灰分沉积与传热特性的数值模拟

姚惟譞[1]， 韩 洋[1]， 代正华[1,2]， 许建良[1]， 梁钦锋[1]， 王辅臣[1]
（1. 华东理工大学资源与环境工程学院上海煤气化工程技术研究中心, 上海 200237；
2. 新疆大学化工学院, 乌鲁木齐 830046）

摘要: 为探究脱油沥青气化工艺中的火管式废热锅炉存在的结垢问题，本文采用 CFD 方法，针对脱油沥青特殊的灰分组成和进出口温差较大的场景，结合熔融液相比例模型、临界速度模型与脱落模型，将整根火管划分为 A~G 7 个管段，模拟了工业火管锅炉单根火管中的灰分沉积分布、沉积表面温度和出口温度的变化，并探究了合成气入口流量的相关影响。结果表明，火管废锅中的灰分沉积主要集中在 A、B 管段，在 A、B 段连接处出现最大沉积厚度 6.37 mm。灰分沉积后总传热效率仅降低 0.88%，但各管段传热效率变化显著。考察合成气流量的影响时，发现合成气出口温度与合成气流量正相关。将流量由 80% 增加到 120%，火管末端 G 段出口出口温度仅由 590.51 K 增加到 605.56 K，结果表明可采取增加合成气流量方式提高蒸汽产量。但随合成气流量增加，除 A 段管壁温度降低，B ~ G 段管壁温度均随之升高。在 120% 的合成气流量下，温度最高的 B、C 段管壁温度分别为 756 K 和 768 K，接近材质最高工作温度 773 K，影响到锅炉运行的稳定性。

关键词: 废热锅炉；螺旋异径火管；传热；数值模拟；动态仿真

中图分类号: TE626.86 **文献标志码:** A

在以脱油沥青为原料的气化生产合成气系统工艺中，高温合成气通过火管式废热锅炉进行冷却，由于脱油沥青中含有一定量的灰分，合成气流入火管锅炉时会携带飞灰颗粒，部分灰颗粒碰撞并黏附在火管内壁形成污垢[1]。污垢不仅影响热交换效率，还可能引起管道堵塞和腐蚀，严重威胁设备的安全运行。由于缺乏对火管锅炉内灰分沉积特性的系统研究，尚未找到解决火管锅炉内积灰问题的有效方法。因此，深入了解积灰机理，探索有效的清灰方法，对于保障火管锅炉的稳定运行具有重要意义[2-5]。

目前，众多国内外学者对飞灰沉积特性进行了实验与数值模拟研究。Alipour 等[6] 在沥青气化炉后的工业合成气冷却器中收集到沉积灰样进行分析表征，实验结果表明合成气冷却器管的前半部受到高温腐蚀的影响，而后半部覆盖着不同层次的污垢沉积物。Ni_3S_2 在管道表面形成黏性层并捕获其他灰颗粒形成大量沉积。此外，在气化过程中形成的亚硫酸钠具有非常低的熔化温度和高黏度，会在低温段促进灰沉积。Wang 等[7] 进一步研究了合成气冷却器管上沉积层的后续生长，实验发现沉积层主要由 3 层组成：腐蚀 FeS 层、Ni_3S_2 层及 V_2O_3 和 Ni_3S_2 的混合层。在进口处，Ni_3S_2 的薄平滑层是通过冷凝和蒸发的同时作用形成的，而连续的 V_2O_3 层是由惯性碰撞形成的，仅存在于沉积层外表面。在合成气冷却

收稿日期: 2024-03-13
基金项目: 国家重点研发计划项目 (2023YFB4103800); 新疆自治区自然科学基金重点项目 (2023D01D02); 上海市 2021 年科技创新行动计划课题 (21DZ1209003)
作者简介: 姚惟譞(1997—), 男, 湖北随州人, 硕士生, 研究方向为锅炉积灰与传热。E-mail: y82210159@mail.ecust.edu.cn
通信联系人: 代正华, E-mail: chinadai@ecust.edu.cn

器管的中部，大量通过均相成核和生长形成的 Ni_3S_2 颗粒黏附在外表面，部分 Ni_3S_2 在 V_2O_3 颗粒上异质凝结，Ni_3S_2 和 V_2O_3 层的厚度显著增加。

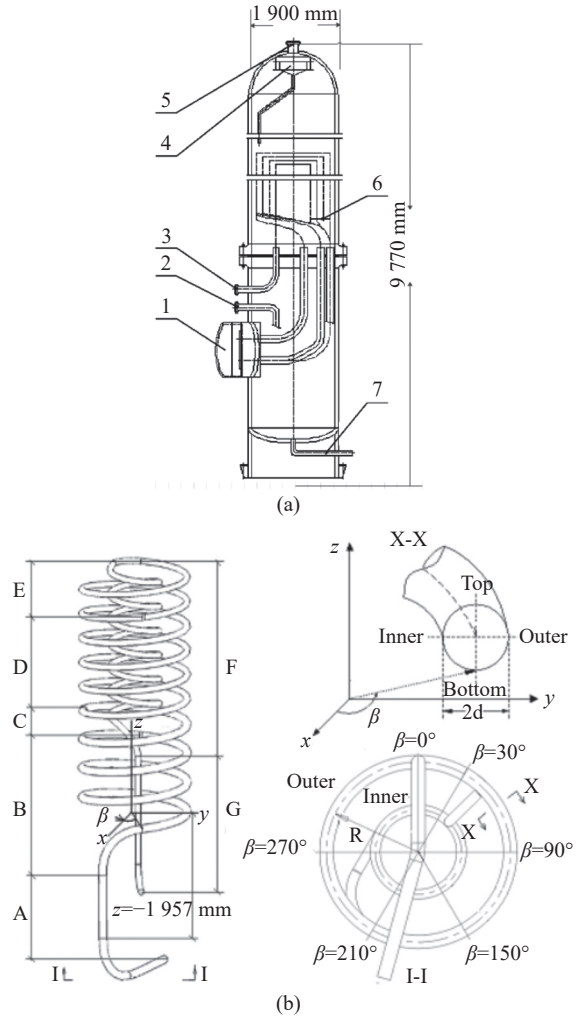
由于气化炉合成气冷却器高温高压的工作条件，相关的实验主要关注长时间沉积后沉积层的形貌结构与组成。而数值模拟能够在不同的工况下模拟积灰过程。针对灰沉积的数值模拟研究在计算过程中需要考虑的问题包括飞灰颗粒的输运、碰撞以及沉积[8-9]，以及这些因素对传热的影响。相关沉积数值模型主要有以下 3 种：临界黏度模型[10]、熔融组分模型[11] 和临界速度模型[12]。此外还有其他一些关于灰沉积过程中脱落[13-14]、烧结[15-16] 和化学反应[17-18] 的模型。Walsh[19] 等的研究表明，在燃煤锅炉含有碱金属元素（如 Na、K）的灰分沉积中，黏性表层对沉积层的形成至关重要。这些碱金属元素在灰颗粒和沉积层表面冷凝，形成黏性表层并促进颗粒粘附。同时，Walsh 还注意到了颗粒对沉积层的撞击侵蚀现象。在 Walsh 研究的基础上，Liang 等[20] 结合 Tomeczek 等[21-23] 关于 Na 蒸汽冷凝的研究，提出了循环流化床燃煤锅炉中考虑沉积层黏度和灰颗粒化学组成的改进临界粘度模型，发现烟气温度是影响灰分沉积的主要因素。Yang 等[24] 通过动态 CFD 建模分析了燃煤锅炉中灰分沉积的形成，考虑了惯性碰撞、热泳和碱金属冷凝。结果显示，沉积特性受温度影响，在高温区主要由惯性力和热泳引起，而随着沉积时间的增长，颗粒撞击概率降低，黏附概率增加。Mu 等[25] 使用 Fluent 动网格方法非定常 CFD 模拟了二维管排中煤灰的沉积的形貌特征，发现总沉积质量随流速和入口烟气温度的增加而增加，而进气温度对粘附概率和灰沉积分布的影响较小。

考虑到脱油沥青气化火管式废锅中高 V、Ni 质量分数的灰分组成和显著的进出口温度差异，以往只考虑高温条件或低温条件下的沉积模型难以准确模拟工业锅炉内的沉积特性。本文建立了基于颗粒温度和沉积表面温度的分段粘附模型，用于预测工业脱油沥青气化火管锅炉装置中管内的沉积分布、表面温度和出口温度的变化规律。并考察了合成气流速对沉积与传热特性的影响。本文为火管式废热锅炉在脱油沥青气化工业应用提供参考，以期优化装置运行效率与稳定性。

1 数学模型和求解方法

1.1 工业火管锅炉结构参数与操作工况

在脱油沥青气化过程中产生的合成气，在特定的操作压力下通过进气口输送至火管锅炉。由于合成气在热传导过程中温度显著下降，其体积流速亦相应减小。为了保持气体流速的稳定性，锅炉采用了六根结构相似、功能互补的异径螺旋盘管。每根盘管由多段不同直径的管段组成，设计上实现了从入口至出口的逐步管径缩减，从而高效适应合成气的流速和温度变化。其中 A 段的材料为 10Cr.Mo.9.10，B~G 段的材料为 13Cr.Mo.44。图 1 展示了其中一根火管的详细结构参数，而表 1 则详细划分了各个管段的尺寸[26]。



1—Syngas inlet; 2—Water inlet; 3—Syngas outlet; 4—Device of vapor and liquid; 5—Steam outlet; 6—Spiral fire tube bundle; 7—Drain; A-G tube segments

图 1 立式螺旋火管废热锅炉 (a) 及异径螺旋火管 (b) 结构示意图[26]

Fig. 1 Sketch map of the boiler (a) and a single fire tube (b)

脱油沥青气化火管锅炉操作参数见表 2。

1.2 脱油沥青原料和灰样

本文选用镇海炼化脱油沥青气化装置使用的脱油沥青样品作为实验原料，依据 SH/T 0509-1992《石

表 1 每根异径螺旋火管的管段尺寸划分[26]

Table 1 Dimensions of each fire tube[26]

Segment number	Pipe diameter/mm	Wall Thickness/mm	length/mm
A	114.3	10	4 394
B	114.3	10	11 124
C	108.0	10	6 000
D	88.9	8	13 802
E	88.9	8	7 198
F	82.5	8	18 928
G	82.5	8	1 072

油沥青组分测定法》, 分别采用 Vario MACRO 元素分析仪、长沙开元 5E-MACIII 红外快速煤质分析仪进行工业分析和元素分析, 分析结果如表 3 所示。采用德国 Nabertherm 公司 N17/HR-K 马弗炉, 根据 SH/T 0422-2000《沥青灰分测定法》在 900 ℃ 下制备脱油沥青灰, 并通过 X 射线荧光光谱仪(美国 Thermo Fisher Scientific 公司)检测脱油沥青灰的灰成分数据, 分析结果见表 4。

表 4 中的脱油沥青灰为空气氛围下制得, 而气化装置中的火管废锅设备运行在还原性气氛下, 并且在烧灰过程中硫元素随着脱油沥青燃烧而挥发。由于实验条件的限制, 难以进行含硫条件下的灰熔融特性相关实验。为准确反映由气化炉进入火管锅炉的灰组分赋存形态及冷却过程中灰分熔融比例变化。采用 Factsage7.2 的 Equilib 模块模拟计算运行工况下的灰分熔融特性, 数据库选用 FToxid 和 FactPS, 计算温度设定为为 500 ℃ ~ 1 500 ℃。取 100 g 脱油沥青, 根据表 3、表 4 中分析结果, 取灰样中质量分数大于 1% 的组分计算原料中各元素的质量, 气化剂采用工业应用中的 H_2O+O_2, 脱油沥青与 H_2O 质量比为 2∶1, 脱油沥青与 O_2 质量比为 1∶1, 具体输入见表 5。由 Factsage 计算结果可得图 2 中各温度下脱油沥青灰分熔融液相质量比例分数图。

1.3 运动方程

在高温烟气中飞灰颗粒的沉积属于气固两相流问题, 近年来相关模型已经发展成熟并有文献进行

表 2 火管锅炉操作条件[27]

Table 2 Fire tube boiler operating conditions[27]

	Fluid	Inlet syngas flux/ ($m^3 \cdot h^{-1}$)	Inlet water flux/ ($t \cdot h^{-1}$)	Steam output/($t \cdot h^{-1}$)	p_{inlet}/ MPa(G)	p_{outlet}/ MPa(G)	T_{inlet}/K	T_{outlet}/K
Tube Pass	Syngas	47 961	/	/	5.90	5.85	1 450.0	592.0
Shell Pass	Water/Steam	/	40.4	38.2	9.73	9.69	456.0	582.2

表 3 脱油沥青样品工业分析和元素分析

Table 3 Proximate and elemental analysis of de-oiled asphalt sample

w(Proximate analysis)/%				*w*(Ultimate analysis)/%				
FC_{ad}	V_{ad}	A_{ad}	M_{ad}	C_d	H_d	O_d	N_d	S_d
83.92	13.54	2.03	0.51	89.23	4.13	1.26	1.40	3.98

ad-Air dry basis; d-dry basis

表 4 脱油沥青灰样的化学组成

Table 4 Chemical composition of deoiled asphalt ash sample

Ash sample	*w*(Ash chemical composition)/%									
	V_2O_5	NiO	Al_2O_3	SiO_2	Fe_2O_3	CaO	Na_2O	MoO_3	TiO_2	K_2O
Deoiled asphalt	30.48	20.82	12.36	12.08	10.12	7.79	2	0.74	0.66	0.47

表 5 每 100g 脱油沥青中各组分的质量

Table 5 The mass of each component per 100g of deoild asphalt

m/g											
C	H	O	N	S	V_2O_5	NiO	Al_2O_3	SiO_2	Fe_2O_3	CaO	Na_2O
86.963 6	4.025 1	1.228 0	1.296 2	3.947 1	0.618 7	0.422 6	0.250 9	0.245 2	0.205 4	0.158 1	0.040 6

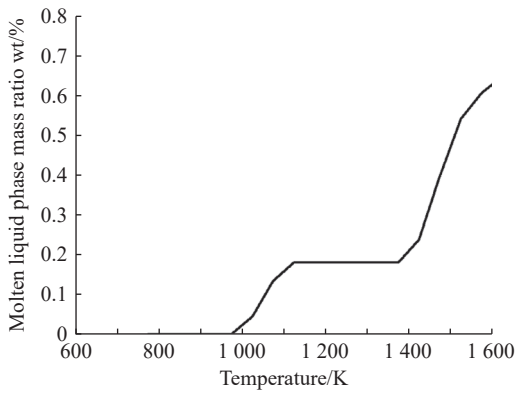


图 2 脱油沥青灰分熔融液相比例曲线

Fig. 2 Deoiled asphalt ash melt phase ratio curve

了详细描述[28]。因此,本文将简述连续相和离散相模型:针对烟气的连续相,本研究采用欧拉法进行求解。考虑到火管内流场的复杂性,如旋转流与分离流的共存,因此选择了 Realizable k-ε 模型。该模型在计算雷诺应力时,能够满足一致性约束,与实际湍流在雷诺应力方面保持一致。特别是在处理旋转流、具有方向性压力梯度的边界层以及分离流等复杂情况时,该模型展现出良好的计算效果。考虑到烟气中飞灰颗粒的体积分数低于 10%,本研究采用离散相模型 (DPM) 来进行求解。

1.4 沉积与脱落模型

当灰颗粒与火管内壁碰撞时可能粘附在内壁上或反弹至流场。本文所采用的熔融液相比例模型[29]见式 (1) 所示:

$$\eta_{\text{stick},1} = \eta_{\text{p}}(T_{\text{p}}) + (1-\eta_{\text{p}}(T_{\text{p}}))\eta_{\text{s}}(T_{\text{s}}) \tag{1}$$

其中 $\eta_{\text{p}}(T_{\text{p}})$ 是颗粒温度为 T_{p} 时颗粒中熔融液相质量比例,$\eta_{\text{s}}(T_{\text{s}})$ 是沉积层温度为 T_{s} 时沉积层中熔融液相质量比例。灰的熔融液相质量比例曲线通过 Factsage 进行热力学平衡计算得到,计算结果见图 2。

在 Fluent 模拟中可以得到关于颗粒撞击瞬间温度和沉积层表面温度,从图 2 熔融液相比例曲线上得到不同温度下颗粒熔融液相质量比率 η_{p} 与沉积层熔融液相质量比率 η_{s},进而通过式 (1) 计算出颗粒在沉积层表面粘附的概率 $\eta_{\text{stick},1}$。

研究发现,在气化过程中,合成气中的碱金属成分部分会转化为蒸汽形式。Walsh[19] 等进一步发展了计算碱金属冷凝黏性表层厚度的公式,表示为

$$\delta_p = Y_{\text{Na}_2\text{SO}_4}\frac{W_{\text{Na}_2\text{SO}_4}}{W_{\text{Na}_2\text{O}}}\frac{\rho_{\text{ash}}}{\rho_{\text{Na}_2\text{SO}_4}}\frac{(\overline{d_{\text{p}}})^2}{6d_{\text{p}}} \tag{2}$$

其中 δ_p 是颗粒粘黏层的厚度(m)。Y_i 是组分 i 在灰中的质量分数,W_i 是组分 i 的摩尔质量,ρ_i 是组分 i 的密度(kg/m^3),d_{p} 是颗粒的粒径(m),$\overline{d_{\text{p}}}$ 是颗粒比表面积平均粒径(m)。

通过对比飞灰颗粒撞击表面时的能量值可以估算飞灰粒子黏附在沉积表面上的概率 $\eta_{\text{stick},2}$

$$\eta_{\text{stick},2} = \frac{2\gamma A}{\frac{1}{2}m_{\text{p}}(u_{\text{p}}^{r})^2} \tag{3}$$

其中:γ 时硫酸钠的表面能(N/m),$A = \pi\delta_{\text{p}}d_{\text{p}}$ 是碰撞时的接触面积(m^2),m_{p} 是颗粒质量(kg),u_{p}^{r} 是颗粒撞击壁面时的速度(m/s)。

随着灰分沉积的积累,一部分沉积物可能会脱落,灰沉积层脱落过程参考 Barker[30] 提出的分离模型,表述如下

$$F_{\text{drag}}h_c \cdots F_{\text{po}}\sqrt{\frac{B}{\pi}} \tag{4}$$

$$F_{\text{drag}} = \frac{1}{2}\rho_{\text{g}}\vec{u}_{\text{g}}^{2}C_D A \tag{5}$$

$$F_{\text{po}} = \frac{3}{4}\pi W_A\sqrt{\frac{B}{\pi}} \tag{6}$$

其中 F_{drag} 和 F_{po} 是作用在灰沉积面上的曳力和范德华力。u_{g} 是合成气速度,ρ_{g} 是合成气的密度,A 是横截面积。W_A =0.003 9J 是黏性力,C_D 是阻力系数,B 是底部面积 (m^2)。

Walsh 模型主要适用于合成气温度降至 1 250 K 以下的情况。当合成气的温度超过 1 250 K 时,碱金属蒸汽不会发生冷凝,因此该模型不再适用。本文将熔融液相比例模型和临界速度模型相结合,当温度高于 1 250 K 时依据式 (1) 计算在熔融液相比例模型下不同温度颗粒撞击壁面黏附的概率 $\eta_{\text{stick},1}$,总黏附概率即为 $\eta_{\text{stick},1}$;而在温度低于 1 250 K 的情况下,则根据式 (2)、(3) 计算临界速度模型下的黏附概率 $\eta_{\text{stick},2}$,总黏附概率为 $\eta_{\text{stick},1}+\eta_{\text{stick},2}$。这种方法为在不同温度下的颗粒沉积提供了一种更为灵活和精确的方式。

1.5 沉积层增长模型

沉积层的形成是一个逐渐累积增长的过程。为了估算沉积层的高度变化,采用以下公式

$$\frac{\text{d}L}{\text{d}t} = \frac{m_{\text{stick}}\cdot\eta_{\text{stick}}}{\rho_{\text{p}}(1-\varepsilon_{\text{Accretion}})} \tag{7}$$

其中 L 是沉积层厚度(m),m_{stick} 是撞击颗粒的流量(kg/s),ρ_{p} 是颗粒密度(kg/m^3),$\varepsilon_{\text{Accretion}}$ 是沉积层的孔隙率。

为了计算沉积层在不同温度条件下的孔隙率,Richard 等[31] 提出基于沉积层液相比例的的方法计算孔隙率,公式如下:

$$\varepsilon_{\text{Accretion}} = 1-\left[(1-\varepsilon_0)+(1-\varepsilon_0)\frac{V_{\text{liqiud}}}{V_{\text{solid}}}\right] \tag{8}$$

其中 V_{liqiud} 是沉积层的液相体积比例，V_{solid} 是沉积层的固相体积比例，ε_0 是沉积层初始孔隙率，本文取 0.6。

在沉积过程中，换热表面逐渐从管壁转变成沉积层表面，随着温度的变化其导热系数也会发生改变。为计算沉积过程中的导热系数，Sugarawa 和 Yoshizawa[32] 提出的导热系数模型被广泛使用，其计算公式如下

$$F=\frac{2^n}{2^n-1}\left(1-\frac{1}{(1+\varepsilon_{\text{Accretion}})^n}\right) \tag{9}$$

$$k=(1-F)\cdot k_s+F\cdot k_g \tag{10}$$

其中 F 是气相导热系数占总导热系数比例，k_s 、 k_g 分别是是固相和气相导热系数（W/(m·K)），n 取 6.5；参考文献[34]提出的模型：$k_s=0.0015T^{1.15}$，$k_g=0.00038T^{0.75}$。

模拟过程中，每个时间步灰沉积的高度计算公式表述为

$$l_i=\frac{m_i}{\rho_p(1-\varepsilon_{\text{Accretion},}i)} \tag{11}$$

其中 $\varepsilon_{\text{Accretion,i}}$ 是第 i 个时间步时沉积层孔隙率，l_i 是第 i 个时间步时沉积层高度（m），ρ_p 是灰颗粒密度（kg/m^3），m_i 是壁面上沉积颗粒的质量流量（kg/s）。由沉积高度和导热系数由式 (12) 可以计算沉积过程中的总热阻 R:

$$R=\sum_1^N\frac{l_i}{k_i} \tag{12}$$

可以通过 Fluent 计算得到沉积层在第 i 个时间步的热通量 q_{total} 值,再由以下公式计算出下一个时间步的沉积层表面温度

$$T_s=q_{total}\cdot R+T_{wall} \tag{13}$$

其中 T_{wall} 是管壁表面温度。

1.6 边界条件

在模拟中，选择 Realizable k-ε 湍流模型，并采用标准壁面函数。对于对流和离散项，运用了二阶迎风离散化方法。壁面边界条件设置为等壁温条件，壁温根据沉积层厚度通过用户定义函数 (UDF) 进行计算。辐射模型选用了 P1 模型，计算过程中采用 SIMPLIC 算法。离散相采用 DPM 模型，粒子的喷射方式为面喷射，粒径分布遵循 Rosin-Rammler 分布，粒径范围从 1 μm 到 60 μm，平均粒径为 16 μm，分散系数为 0.7。飞灰颗粒的质量流量是根据进料脱油沥青中灰分质量分数来确定的，飞灰颗粒流量约为 15 g/s。初始热阻设置为 6.67×10^{-4} m^2·K/W[34]。数据记录间隔为 5 分钟，模拟时长设定为 6 h，以准确反映火管内灰分的沉积特性。各项参数见表 6、7 和 8。

表 6 模拟条件设置

Table 6 Simulation condition setting

Parameter	Value
Flue gas inlet temperature/K	1450
Tube wall temperature/K	582
Flue gas inlet velocity/(m/s)	32.8
Flue gas outlet pressure /MPa(G)	5.85
Thermal conductivity of flue gases/(W/(m·K))[26]	$-7.6957e^{-9}T^2+1.7845e^{-4}T+2.5944e^{-2}$
Flue gas viscosity/(kg/(m·s))[27]	$-2.4001e^{-12}T^2+2.6945e^{-8}T+1.2116e^{-5}$
Flue gas heat capacity/(J/(kg·K))[27]	$3.9793e^{-7}T^2+4.3675e^{-3}T+28.0755$
Flue gas density/(kg/m^3)[27]	$4.4321e^{-17}T^6-2.6829e^{-13}T^5+6.7946e^{-10}T^4-9.3167e^{-7}T^3+7.4586e^{-4}T^2-0.34815T+87.639$
Fly ash inlet mass flow/(g/s)	15
Fly ash density/(kg/m^3)[35]	2600
Fly ash heat capacity/(J/(kg·K))	1650
Wall emission coefficient	0.9
Density of sedimentary layer/(kg/m^3)	1600

表 7 入口合成气组成

Table 7 Inlet syngas composition

Component	Mole fraction/%
CO	33.05
H_2	62.32
CO_2	3.44
CH_4	0.41
N_2	0.47
H2S	0.31

在脱油沥青气化过程中，为了控制副产炭黑的生成量，操作温度一般维持不变。为探究合成气流量对灰沉积过程与传热的影响，选取多个工况进行模拟。合成气流量以操作工况 28.9 m/s 为基准，分别将入口气速设置为 80%、90%、100%、110%、120%，合成气流量变化时携带的飞灰颗粒质量流量也随之变化，表 8 为选取的模拟工况。

表8 模拟工况

Table 8 Simulated working conditions

Condition number	Load/%	Flue gas velocity/(m·s^{-1})	Ash particle flow/(g·s^{-1})	Deposition time/h
No.1	80	23.12	12.0	6
No.2	90	26.01	13.5	6
No.3	100	28.90	15.0	6
No.4	110	31.79	16.5	6
No.5	120	34.68	18.0	6

1.7 计算流程与函数接口

本文采用计算流体力学软件 ANSYS Fluent 对火管式废热锅炉中的灰沉积现象进行研究。由于颗粒相占比较低，忽略粒子间的相互作用，采用离散相(DPM)模型对颗粒的输运、碰撞以及沉积现象进行预测。利用离散相模型求解气固两相流问题包括两个阶段，先是连续相的求解，待连续相稳定后，打开DPM模型对飞灰的运动进行跟踪计算，计算流程如图3。

要将各种物理模型加入到Fluent模拟当中，可以利用Fluent提供的各种外部函数接口—UDF宏，选择不同的物理模型结合到Fluent当中进行计算。在本文的模拟计算中，上述和沉积层有关的模型都是通过UDF宏嵌入到流体计算中实现的。下表即为本文模拟用到的UDF宏的具体介绍。

2 结果与讨论

2.1 模型验证

为验证所建立的模型及采用的数值方法的合理

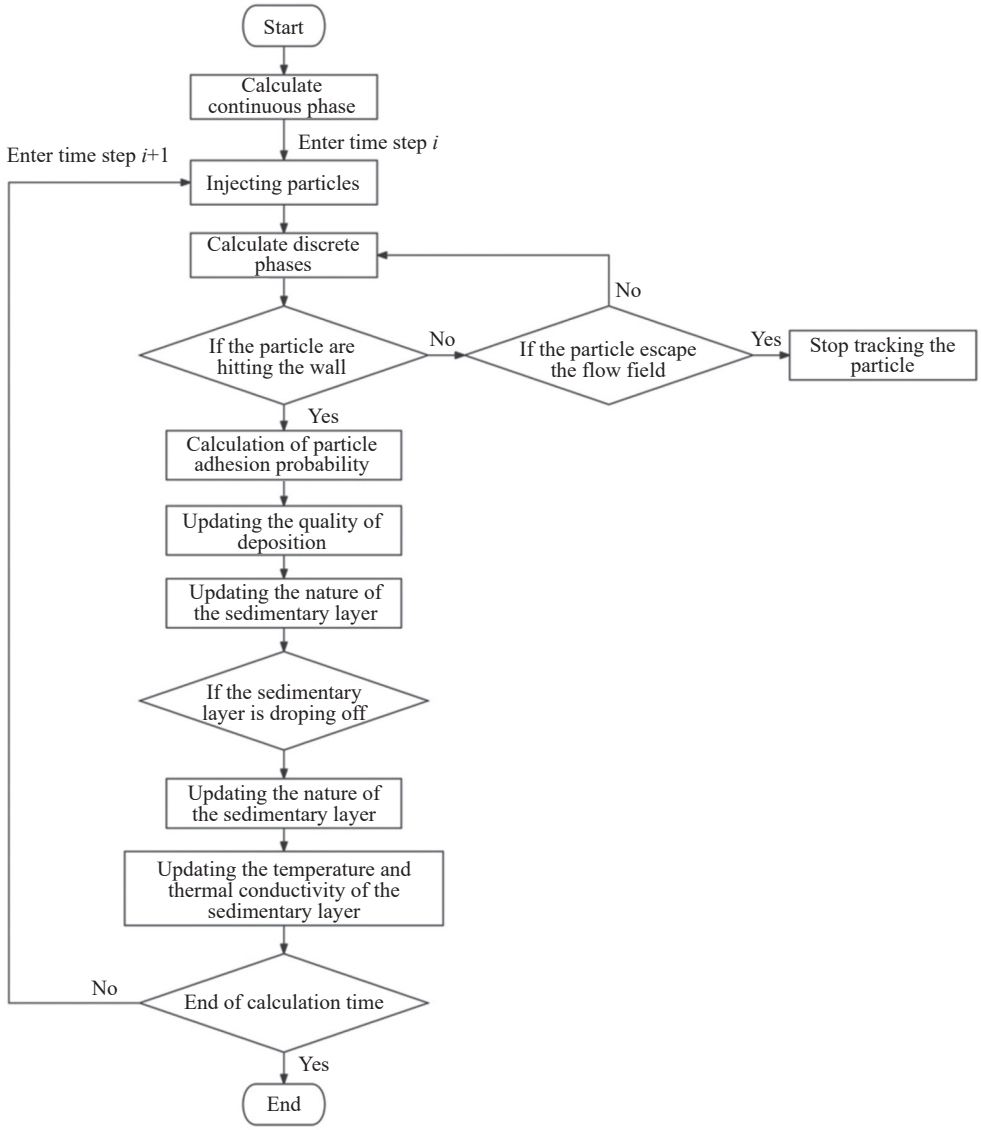


图3 计算流程图

Fig. 3 Computational flow chart

表 9 UDF 一览表

Table 9 List of UDF

UDF	Embedded models	UDF specific features
DEFINE_ON_DEMAND	/	Initialize the global variable of the functions
DEFINE_DPM_INJECTION_INIT	/	Controls the random position of the particles injected into the flow field
DEFINE_DPM_EROSIN	deposition/shedding model, deposited layer growth model	Calculate the ash particle adhesion probability with the amount and height of deposition at each time step
DEFINE_DPM_BC	Particle motion model	Controls whether the trajectory of the particles is tracked again after hitting the heating surface
DEFINE_HEAT_FLUX	Thermal conductivity model	Calculate the heat flux density at each moment of the heat transfer surface
DEFINE_PROFILE	Heat transfer model	Update the surface temperature of the deposited layer

性, 选用 Zhou 等[36] 开展的水平管内煤飞灰沉积实验中的数据验证数学模型和计算方法的准确性。根据文献中实验的原料物性和操作环境, 以本文构建的模型进行积灰过程的数值模拟。图 4 所示为沉积时间与对应沉积高度变化的模拟结果与实验数据的比较, 本文模拟结果与文献中的实验结果较为吻合。

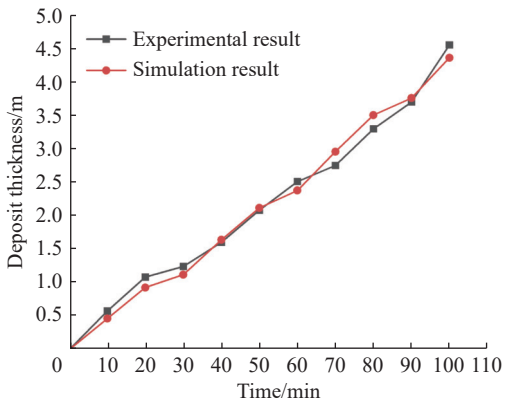


图 4 模拟结果给与文献 [36] 结果比较

Fig. 4 Simulation results were compared with those in the literature [36]

本研究将工况 3 的模拟结果与实际生产数据[26] 进行了对比。实际操作条件详见表 2。从表 10 中模拟结果与实际操作数据的对比中可以看出, 本研究构建的模型及采用的数值方法是合理且有效的。

2.2 灰沉积分析

2.2.1 灰沉积厚度分布 图 5 显示了工业火管式废热锅炉内灰分沉积的分布情况, 其中 (a) 为各管段平均沉积高度随沉积时间的变化, (b) 为沉积 6 h 后沿轴向高度的沉积厚度分布。从图 4(a) 可以观察到, 最初的 2 h 内沉积层厚度迅速增长, 在经历 6 h 的沉积后, A 段灰沉积厚度不再增长, 同时 B 段沉积厚度增长速率放缓, 而 D 段至 G 段沉积速率虽然较低但持续增长。因 D 段至 G 段沉积速率较低, 在污垢累积的初始阶段形成的沉积层厚度远低于前部管段,

表 10 模拟结果与实际操作条件对比

Table 10 Comparison between simulation results and actual operation

	Syngas outlet temperature/K	Syngas inlet pressure/MPa(G)	Steam outlet flow/(t·h^{-1})
Simulation result	597.72	5.91	36.69
Operational parameter	592．00	5.90	38.20
error	0.92%	0.17%	3.95%

对于火管锅炉整体传热性能影响较小, 但实际生产装置在长期运行后, 后部管段沉积层的积累会导致传热性能的缓慢恶化。图 5(b) 显示火管锅炉中的灰分沉积主要集中于火管入口部分的 A、B 管段, 该现象发生的主要原因是合成气与管壁的高温环境增加了灰颗粒的黏附概率。特别是在入口弯管段及弯管与螺旋盘管的连接处, 观察到沉积厚度分布不均、局部沉积显著增加的现象。由于连接部位的管段结构, 强烈的湍流使得灰颗粒撞击管壁的概率增加, 导致沉积量增加, 该处出现管内局部最大灰沉积厚度 6.37 mm。在螺旋盘管区域, 由于离心力作用, 灰分沉积主要集中在盘管的外侧。从 C 段盘管开始, 由于温度降低, 主要沉积机理由熔融液相转向碱金属冷凝, 导致后部管段灰沉积厚度减少。

2.2.2 沉积过程对传热性能的影响 图 6 所示为管壁热流率随沉积时间的变化, 其中 (a) 是整根火管热流率变化, (b) 为各管段热流率变化。从图 5(a) 可以发现由于灰分沉积, 整体换热量从最初的 3 375.21 kW 降低至 3 346.19 kW, 降低了 0.88%, 蒸汽产量也从 37.05 t/h 降至 36.69 t/h, 降低了 0.98%。虽然灰分沉积对于整根火管的换热量及产气量影响并不明显, 但对各管段有显著影响。图 6(b) 显示 A 段热流率从 636.66 kW 降至 361.70 kW, 降低了 43.19%, B 段热流率从 964.44 kW 降至 809.71 kW, 降低了 16.06%。而

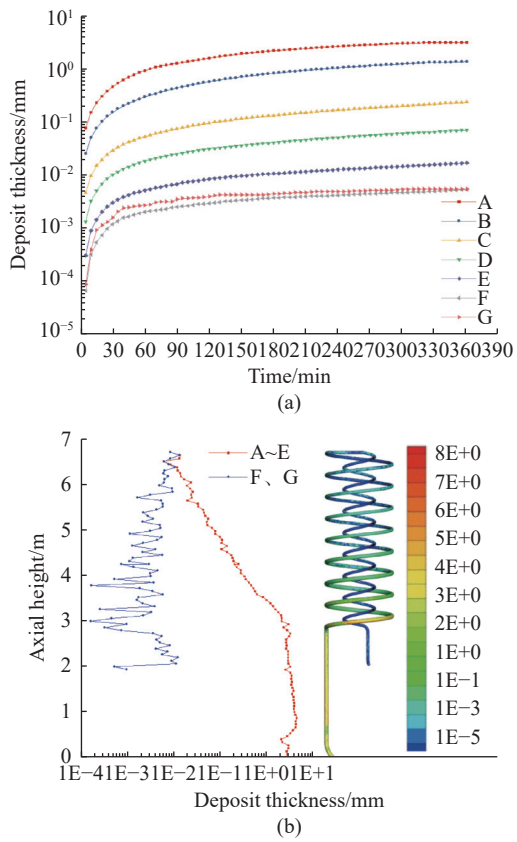


图 5 管内各段平均沉积厚度 (a) 及轴向沉积厚度分布 (b)

Fig. 5 Average deposition thickness of each pipe (a) and axial deposition thickness distribution (b)

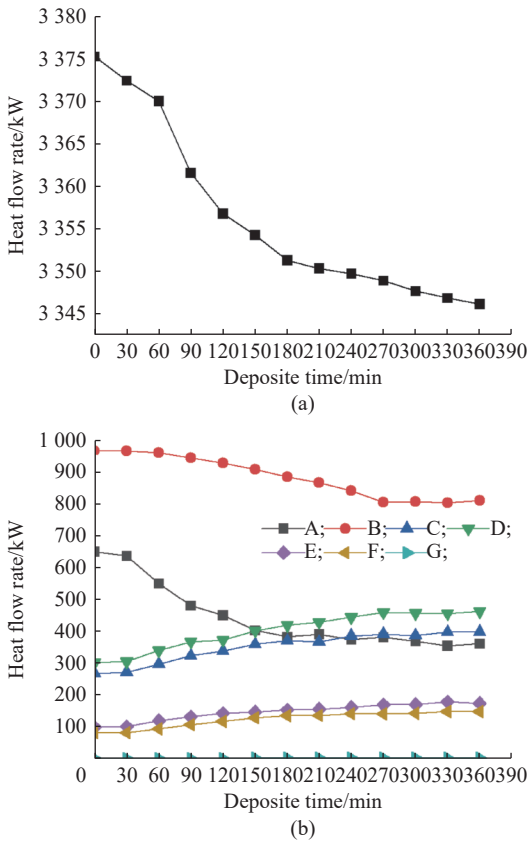


图 6 总热流率随时间变化 (a) 及各段热流率随时间变化 (b)

Fig. 6 Variation of total heat flow rate with time (a) and heat flow rate of each section with time (b)

C ~ G 段热流率随沉积进行均出现增加，沉积后热流率相比初始值分别增加 45.76%、51.12%、72.02%、78.06% 和 83.67%。图 7(a) 显示 A、B 段热流率的降低伴随着合成气出口温度的提高，温差的增大使传热系数增加，因此热流率增加。在 A、B 管段中，换热效率的降低阻碍了合成气中热量的有效回收，产生了显著的温度梯度。换热表面上的沉积层相当于一个隔热层，不仅减缓了热量的传递，还可能引起局部温度过高。而从图 7(b) 沉积前后各管段表面温度的变化可以看出，锅炉入口 A 段的表面温度从 908.36 K 增加到 1 141.12 K，B 段从 776.88 K 增加到 987.96 K。过高的温度可能会导致火管烧坏，影响设备的稳定运行和使用寿命。

2.2.3 沉积过程对温度分布的影响 图 7 为火管内温度随沉积时间的变化，其中 (a) 是各管段出口温度的变化，(b) 为各管段内沉积层表面温度变化。分析图 7(a) 可以观察到 A 至 G 段的出口温度在沉积后均出现上升，分别为 73.59、133.52、101.60、58.55、30.27、7.61 和 7.07 K。这些温度变化表明，由于沉积层的存在，换热表面与合成气之间的传热推动力降低，同时增加了传热表面的热阻。将图 7 中的温度变化与图 6(b) 的热流率变化相比较，可以发现 A、B 管段入口温度的增幅小于沉积层表面温度的增幅，导致热流率减小；而其余管段的热流率则增加。

在沉积过程中，换热表面由原本的清洁管壁逐渐演变为沉积层表面。根据图 7(b) 所示沉积层表面温度分布，结合公式(13)，可以计算出管壁温度。各段沉积前后的管壁温度如图 8 所示。随着沉积层的积累，火管的传热性能开始下降。虽然各段沉积层表面温度普遍上升，但由于各段热流率的不同，管壁温度的变化并非一致。特别是在 A、B 段，随着热流率的下降，管壁温度分别降低 145.71 K 和 31.70 K。而 C 至 G 段的管壁温度则随着热流率的增加而升高。

2.3 合成气流量的影响

2.3.1 合成气流流量对沉积分布的影响 图 9 示出了在不同合成气入口流量条件下火管锅炉各管段的灰分沉积厚度变化，(a) 为 A~C 管段，(b) 为 F~G 管段。结果表明，随着合成气流量的增加，各个管段的灰分沉积表现出显著差异。A 段沉积厚度在合成气流量从 80% 增至 120% 时先增后减，而 B 至 G 段沉积厚度随流量增加而普遍上升。这些变化反映了灰

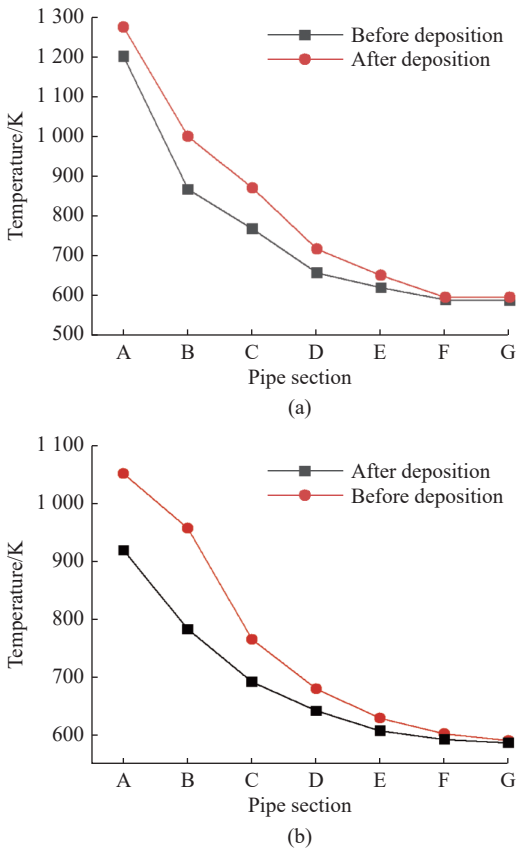


图 7　沉积前后各管段合成气出口温度 (a) 及沉积层表面温度 (b)

Fig. 7　Syngas outlet temperature (a) and surface temperature of sedimentary layer (b) of each pipe section before and after deposition

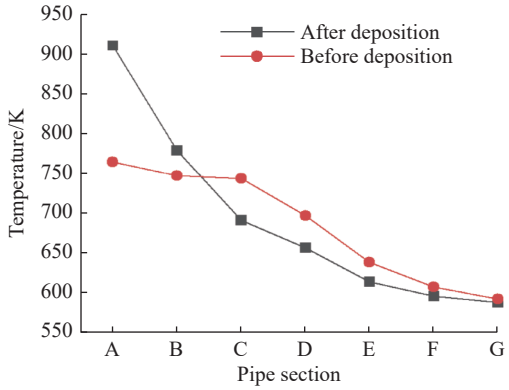
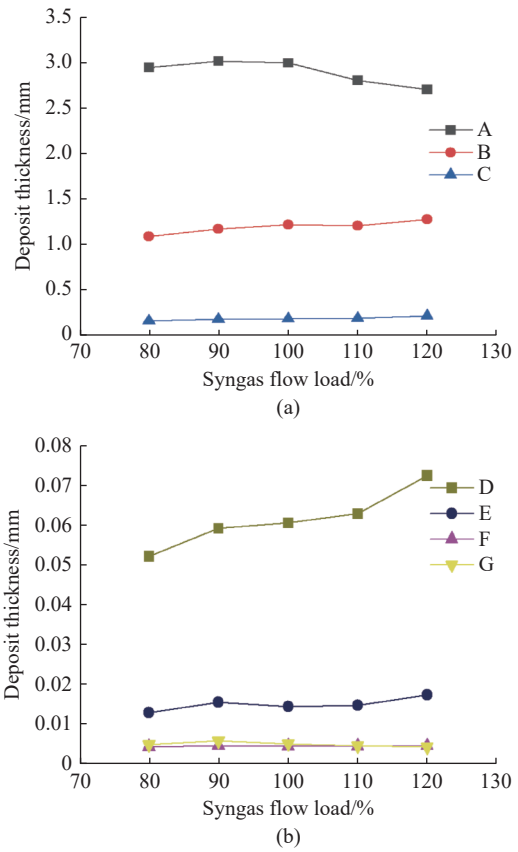


图 8　沉积前后各段管壁平均温度

Fig. 8　Tube wall temperature before and after deposition



(a): A~C tube segment, (b): D~G tube segment

图 9　合成气流量对各段沉积厚度的影响

Fig. 9　Effect of syngas flow on the sediment thickness of each section

颗粒质量流量增加和沉积层脱落效率变化的影响。当合成气流量提高, 灰颗粒的质量流量也相应增加, 导致更多颗粒撞击并黏附在管壁上, 从而加快了沉积速率。同时, 依据式 (4)~式 (6) 建立的沉积层脱落准则, 管内更高的气体流速能有效提升沉积层的脱落效率。管壁表面沉积层的平均厚度同时受到沉积速率和脱落速率的影响, 这反映了不同管段在沉积和脱落机制上的差异, 以及这些机制如何影响最终沉积层的形成和稳定性。因此 A 段沉积层厚度呈现出先增加后降低的趋势。相比之下, B 至 G 段的沉积厚度则主要受颗粒黏附效率的影响, 呈现出持续增长的趋势。

2.3.2　合成气流流量对温度分布的影响　图 10(a) 表明, 随着合成气流量从 80% 增至 100%, 火管锅炉各段的出口温度均有所上升。然而, 当流量从 100% 增至 120% 时, A 段的出口温度随流量增加而降低, 而其余各段的出口温度仍呈增长趋势。结合图 7 所示的各段沉积厚度变化, 可以观察到 A 段在合成气流量从 100% 增加到 120% 时, 沉积厚度从 3.00mm 下降到 2.71mm。这说明 A 段的出口温度降低与沉积厚度的减少相关, 图 10(b) 进一步揭示了这种关联。图 9(b) 中各段沉积层表面温度的变化与图 9(a) 中出口温度的变化一致: 随着合成气流量的增加, 除 A 段在合成气流量 100% 增加到 120% 时沉积层表面温度下降, 其余各段的沉积层表面温度均出现上升。这些模拟结果显示出不同合成气流量下不同合成气流量下火管内传热特性与沉积层增长的相关性: 在高气速条件下, 沉积层脱除效率显著提高, 沉积层平均

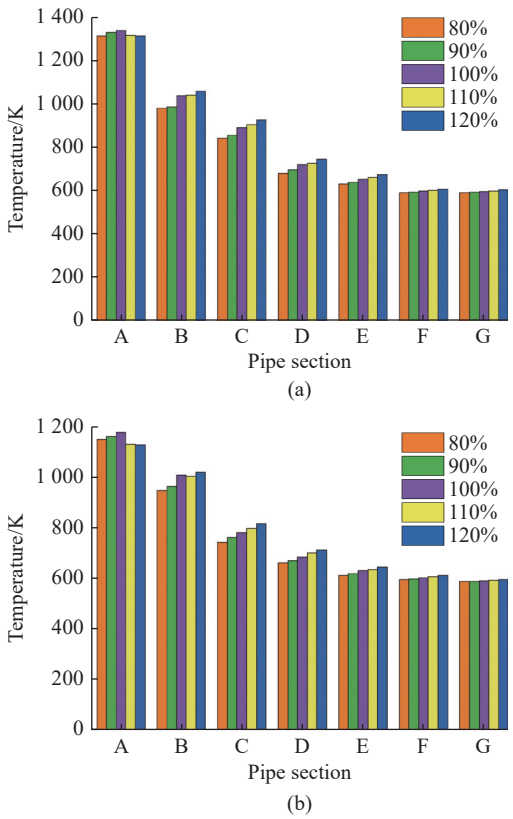


图 10 合成气流量变化对各管段出口温度的影响 (a) 及各管段沉积层表面温度 (b)

Fig. 10 change on the outlet temperature of each pipe section (a) and the surface temperature of the sedimentary layer of each pipe section (b)

厚度的减少导致沉积层热阻减小。其次，提升的流速也增强了对流传热系数，进一步影响了热传递效率。这些因素共同作用，导致了 A 段出口温度与沉积层表面温度在高合成气流量下的降低。而其余管段沉积层增厚导致温度升高。

从图 11 中可见，在不同合成气流量条件下，各段管壁温度分布与图 8 所示的趋势保持一致：A、B 两段在沉积后的管壁温度较沉积前有所下降，而 C 至 G 段的管壁温度则显示出上升趋势。当合成气流量增加时，所有管段的壁温均呈现上升趋势，且流量越大，沉积前后的温度差异越明显。A 段采用的 10Cr.Mo.9.10 材料具有较高的最大工作温度 873 K，而 B 至 G 段使用的 13Cr.Mo.44 材料的最大工作温度为 773 K。在 100% 的合成气流量下，各段管壁温度均在安全范围内。但考虑到通过提高合成气流量增加蒸汽产量时，随之上升的管壁温度可能成为影响火管锅炉稳定运行的关键因素，尤其是在 120% 流量下，B、C 段沉积后的管壁温度分别达 756 K 和 768 K，接近材料的最高工作温度，会对长期运行的稳定性构成威胁。因此，为了保障火管锅炉的安全运行，合成气流量应控制在 120% 以内。

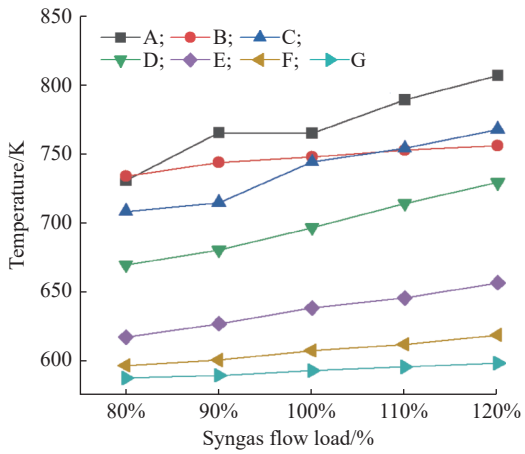


图 11 合成气流量变化对管壁温度的影响

Fig. 11 Effect of syngas flow variation on pipe wall temperature

3 结 论

本文对脱油沥青气化工艺中的火管式废热锅炉的结垢过程建立了考虑惯性碰撞、热泳和碱金属冷凝的动态沉积模型，结合熔融液相比例模型与临界速度模型以适应火管锅炉进出口的巨大温差。模拟了脱油沥青气化工艺中火管式废热锅炉的灰分沉积形成。灰分沉积模型考虑了沉积层生长对传热的影响。此外，还探究了合成气入口流量对沉积过程的影响。主要结论如下：

(1) 火管锅炉的灰分沉积现象在入口段最为显著，在 A 段与 B 段的连接处，观测到最大的灰沉积厚度，达 6.37 mm。这种沉积现象对锅炉的运行性能产生了不利影响：合成气出口温度上升 7.07 K，各管段壁温与出口温度不同程度的上升。

(2) 尽管灰分的沉积仅使总传热效率和蒸汽产量分别降低 0.88% 和 0.98%，但对各管段温度分布有较大影响。锅炉入口 A 段沉积层表面温度从 908.36 K 增加到 1 141.12 K，B 段从 776.88 K 增加到 987.96 K，后续管段表面温度均小幅上升。因沉积层表面温度改变，各段传热性能随之改变，A、B 段热流率分别降低了 43.19% 和 16.06%，C~G 段分别升高 45.76%、51.12%、72.02%、78.06%、83.67%。

(3) 采用增加合成气流量以提高蒸汽产量的方式时，同时也会导致管壁温度上升。特别是在 120% 流量条件下，B、C 段管壁温度 756 K 和 768 K 接近材料的最高工作温度 773 K，增加了过热的风险。

符号说明：

A——横截面积

C_D——阻力系数

d_p——颗粒的粒径, m

F——气相导热系数占总导热系数比例

F_{drag}、F_{po}——分别是灰沉积面上的曳力和范德华力, N

k_s、k_g——分别是是固相和气相导热系数, W/(m·K)

L——沉积层厚度, m

m_{stick}——撞击壁面的颗粒质量流量, kg/s

m_p——颗粒的质量, kg

q_{total}——总热通量, W/m^2

R——热阻, W/(m·K)

T_p、T_s——分别是颗粒温度、沉积层温度, K

T_{wall}——金属管壁温度, K

u_p^r——颗粒撞击壁面的速度, m/s

u_g——合成气的速度, m/s

V_{Liqiud}、V_{solid}——分别为沉积层的液相比例和固相比例

W_A——粘性力, J

W_i——组分 i 的摩尔质量, g/mol

Y_i——组分 i 在灰中的比例

γ——硫酸钠的表面能, N/m

δ_p——颗粒黏附层厚度, m

$\varepsilon_{Accretion}$——沉积层的孔隙率

ε_0——沉积层的初始孔隙率

$\eta_{stick,1}$——熔融液相比例模型计算的颗粒黏附概率

$\eta_{stick,2}$——临界速度比例模型计算的颗粒黏附概率

η_p、η_s——分别是不同温度时颗粒和沉积层熔融液相比例

ρ_i——组分 i 的密度, kg/m^3

参考文献:

[1] WEBER R, SCHAFFEL N, MANCINI M, *et al*. Fly ash deposition modelling: Requirements for accurate predictions of particle impaction on tubes using RANS-based computational fluid dynamics[J]. Fuel, 2013, 108: 586-596.

[2] LOKARE S S, DUNAWAY JD, MOULTON D, *et al*. Investigation of ash deposition rates for a suite of biomass fuels and fuel blends[J]. Energy & Fuel, 2006, 20(3): 1008-1014.

[3] XU J, YU D, FAN B, *et al*. Characterization of ash particles from co-combustion with a Zhundong coal for understanding ash deposition behavior[J]. Energy & Fuel, 2014, 28(1): 678-684.

[4] KLEINHANS U, WIELAND C, FRANDSEN F J, *et al*. Ash formation and deposition in coal and biomass fired combustion systems: Progress and challenges in the field of ash particle sticking and rebound behavior[J]. Prog Energy Combust Sci, 2018, 68: 65-168.

[5] XUAN W, ZHANG Y, ZHANG J. Chemistry variation of slag and the layered characteristics of deposits in an industrialized entrained-flow gasifier system with radiant syngas cooler[J]. Energy, 2022, 260: 124942.

[6] ALIPOUR M, KURIAN V, DHIR S, *et al*. Analysis of syngas cooler fouling from asphaltene gasification[J]. Fuel Processing Technology, 2016, 152: 7-14.

[7] WANG B, KURIAN V, MAHAPATRA N, *et al*. Investigation of corrosion and fouling in syngas cooler tubes[J]. Fuel Processing Technology, 2016, 141(2): 202-209.

[8] WANG Y M, WU J Q, LI X L, *et al*. Wendt, Ash aerosol partitioning and ash deposition during the combustion of petroleum coke/natural gas mixtures [J]. Fuel, 2019, 256, 115982.

[9] ANDRES R P. Inelastic energy transfer in particle/surface collisions[J]. Aerosol Science and Technology, 1995, 23(1): 40-50.

[10] BRINK A, LINDBERG D, HUPA M, *et al*. A temperature-history based model for the sticking probability of impacting pulverized coal ash particles[J]. Fuel Processing Technology, 2016, 141: 210-215.

[11] BACKMAN R, HUPA M, UPPSTU E. Fouling and corrosion mechanisms in the recovery boiler superheater area[J]. Tappi Journal, 1987, 70(6): 123-127.

[12] WANG F L, HE Y L, TONG Z X, *et al*. Real-time fouling characteristics of a typical heat exchanger used[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2017, 104: 774-786.

[13] HAN Z, XU Z, YU X, *et al*. Numerical simulation of ash particles deposition in rectangular heat exchange channel[J]. Int. J. Heat Mass Transf., 2019, 136: 767-776.

[14] CHAPELA S, PORTEIRO J, GÓMEZ M A, *et al*. Comprehensive CFD modeling of the ash deposition in a biomass packed bed burner[J]. Fuel, 2018, 234: 1099-1122.

[15] YU G, NI J, LIANG Q, *et al*. Modeling of multiphase flow and heat transfer in radiant syngas cooler of an entrained-flow coal gasification[J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2009, 48: 10094-10103.

[16] KRISHNAMOORTHY G. A computationally efficient P1 radiation model for modern combustion systems utilizing pre-conditioned conjugate gradient methods[J]. Appl. Therm. Eng., 2017, 119: 197-206.

[17] WANG L, XU J, WEI J, *et al*. Numerical simulation of radiant syngas cooler with different connection to entrained-flow gasifier[J]. Appl. Therm. Eng., 2022, 201: 117804.

[18] ZHENG Z, YANG W, CAI Y, *et al*. Dynamic simulation on ash deposition and heat transfer behavior on a staggered tube bundle under high-temperature conditions[J]. Energy, 2020, 190: 116390.

[19] WALSH P M, SAROFIM A F, BEER J M. Fouling of convection heat exchangers by lignitic coal ash[J]. Energy Fuels, 1992: 709-715.

[20] LIANG Y, LI J, LONG X, *et al*. A numerical simulation study of ash deposition in a circulating fluidized bed during

Zhundong lignite combustion[J]. Fuel, 2023, 333 (Part 2): 126501.

[21] TOMECZEK J, PALUGNIOK H, OCHMAN J. Modelling of deposits formation on heating tubes in pulverized coal boilers[J]. Fuel, 2004, 83(2): 213-221.

[22] TOMECZEK J, WACŁAWIAK K. Two-dimensional modelling of deposits formation on platen superheaters in pulverized coal boilers[J]. Fuel, 2009, 88(8): 1466-1471.

[23] 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(11-12): 6501-6508.

[24] YANG X, INGHAM D, Ma L, *et al*. Understanding the ash deposition formation in Zhundong lignite combustion through dynamic CFD modelling analysis[J]. Fuel, 2017, 194: 533-543.

[25] MU L, WANG S, ZHAI Z, *et al*. Unsteady CFD simulation on ash particle deposition and removal characteristics in tube banks: Focusing on particle diameter, flow velocity, and temperature[J]. Journal of the Energy Institute, 2020, 93(4): 1481-1494.

[26] 高玉国, 代正华, 李伟锋, 等. 立式异径螺旋火管废热锅炉的热力分析 [J]. 华东理工大学学报 (自然科学版), 2008, 34(6): 799-804.

[27] 高玉国. 火管式废热锅炉管内流动与传热过程的研究 [D]. 上海: 华东理工大学, 2010.

[28] KLOSS C, GONIVA C, HAGER A, *et al*. Models, algorithms and validation for opensource DEM and CFD–DEM[J]. Progress in Computational Fluid Dynamics, an International Journal, 2012, 12(2-3): 140-152.

[29] HE C, AHMADI G. Particle deposition with thermophoresis in laminar and turbulent duct flows[J]. Aerosol Science and Technology, 1998, 29(6): 525-546.

[30] BARKER B J. Simulation of coal ash deposition on modern turbine nozzle guide vanes[J]. Energy & Fuels, 2010, 24: 5803-5811.

[31] RICHARDS G H, SLATER P N, HARB J N, *et al*. Simulation of ash deposit growth in a pulverized coal-fired pilot scale reactor[J]. Energy&Fuel, 1993, 7: 774-781.

[32] SUGAWARA A, YOSHIZAWA J. An experimental investigation on the thermal Conductivity of consolidated porous materials[J]. Journal of Applied Physics, 1962, 33: 3135-3138.

[33] NAMKUNG H, XU L H, SHIN WC, *et al*. Study on deposition tendency of coal ash under various gasification environments through DTF[J]. Fuel, 2014, 117: 1274-1280.

[34] 方子风. 废热锅炉的设计 [M]. 上海: 上海科学技术出版社, 1987

[35] MILLS K C, RHINE J M. The measurement and estimation of the physical properties ofslags formed during coal gasification: 1. properties relevant to fluid flow[J]. Fuel, 1989, 68(2): 193-200。

[36] ZHOU H, ZHOU B, LI L, *et al*. Experimental measurement of the effective thermal conductivity of ash deposit for high sodium coal (Zhun Dong coal) in a 300 KW test furnace[J]. Energy & Fuels, 2013, 27(11): 7008-7022.

Numerical Simulation of Dynamic Ash Deposition and Heat Transfer Characteristics in A Gasification Firetube Waste Boiler Fed with De-Oiled Asphalt

YAO Weixuan[1], HAN Yang[1], DAI Zhenghua[1,2], XU Jianliang[1], LIANG Qinfeng[1], WANG Fuchen[1]

(1. Shanghai Coal Gasification Engineering Technology Research Center, School of Resources and Environmental Engineering, Esat China University of Science and Technology Shanghai 200237, China; 2. School of Chemical Engineering, Xinjiang University Urumqi 830046, China)

Abstract: The fire tube waste heat boiler in the de-oiled asphalt gasification process has serious scaling problems, which not only affect the heat transfer efficiency of the fire tube boiler, but also threaten the safe operation of the boiler. In view of the special ash composition and large temperature difference between inlet and outlet in de-oiled asphalt, combined with the melting liquid phase ratio model, critical velocity model and shedding model, the CFD method is used to segmentally simulate the ash deposition distribution, deposition surface temperature and outlet temperature changes in industrial fire tube boilers, and explore the related impact of synthesis gas inlet flow. The entire fire tube is divided into seven segments A-G. The study found that the ash deposition in the fire tube boiler mainly concentrated in segments A and B, with a maximum deposition thickness of 6.34 mm. The ash deposition caused the synthesis gas outlet temperature to rise by 7.07 K. The ash deposition process had a small impact on overall heat transfer

performance, but significantly deteriorated local heat transfer performance, with average deposition surface temperatures in segments A and B rising by 232.77K and 211.08 K respectively. In addition, when increasing the synthesis gas flow rate, the ash deposition and temperature distribution in the fire tube boiler showed significant changes, with a decrease in deposition thickness and temperature in segment A, followed by continuous warming in subsequent segments. When investigating the impact of synthesis gas flow rate on deposition and heat transfer behavior, when the flow rate increases to 120%, the tube wall temperatures in segments B and C approach the maximum working temperature of 773 K of the material.

Key words: waste heat boiler; spiral son-uniform fire tube; heat transfer; numerical simulation; dynamic simulation