

气化炉辐射废锅内多相流场和温度场的数值模拟

倪建军¹, 梁钦锋¹, 周志杰¹, 张玉柱², 于广锁¹

- (1. 煤气化教育部重点实验室(华东理工大学), 上海市 徐汇区 200237;
2. 神华宁夏煤业集团有限责任公司, 宁夏回族自治区 银川市 750004)

Numerical Simulation of Multiphase Flow Field and Temperature Field in a Gasification Radiant Syngas Cooler

NI Jian-jun¹, LIANG Qin-feng¹, ZHOU Zhi-jie¹, ZHANG Yu-zhu², YU Guang-suo¹

- (1. Key Laboratory of Coal Gasification (East China University of Science and Technology), Ministry of Education, Xuhui District, Shanghai 200237, China; 2. Shenhua Ningxia Coal Group Corporation Limited, Yinchuan 750004, Ningxia Hui Autonomous Region, China)

ABSTRACT: The direct numerical simulation method was applied to an industrial scale entrained flow coal gasification radiant syngas cooler (RSC) to simulate three-dimensional multiphase flow field and temperature field. The realizable $k-\varepsilon$ turbulence model was employed for calculating gas flow field while discrete random walk model was applied to trace of the particles, and the interaction between gas-particles was considered by two-way turbulence coupling model. The radiative properties of syngas mixture were calculated by weighted-sum-of-gray-gases (WSGG) model. The Ranz-Marshall correlation for Nusselt number was used to account for convection heat transfer between gas phase and particles. The discrete ordinates model (DOM) was used for modeling of the radiative heat transfer, and the effect of ash/slag particles on radiative heat transfer was considered. The results show that a torch shape inlet jet is formed in RSC, and its length decreases with the diameter of central channel. The recirculation zones appear around inlet jet, top and bottom of RSC. Overall temperature decreases with the heat transfer surface of fins. But the risk probability of slagging will increase with the heat transfer surface of fins. The model was validated by comparison with the industrial plant measurement data.

基金项目: 国家重点基础研究计划项目(2004CB217707); 国家自然科学基金项目(20876048); 教育部新世纪优秀人才支持计划项目(NCET-06-0416); 教育部长江学者与创新团队发展计划项目(IRT0620).

Project Supported by Special Fund of the National Priority Basic Research of China (2004CB217707); Project Supported by National Natural Science Foundation of China(20876048); Project Supported by Program for New Century Excellent Talents in University (NCET-06-0416); Program Supported by Changjiang Scholars and Innovative Research Team in University(IRT0620).

KEY WORDS: radiant syngas cooler; cool water wall; radiative heat transfer; multiphase flow; coal gasification

摘要: 通过直接数值模拟的方法对实际气流床煤气化辐射废锅内三维多相流场和温度场进行了模拟。连续相流场采用 Realizable $k-\varepsilon$ 湍流模型求解, 而颗粒相采用基于随机过程的随机轨道模型, 并采用双向耦合算法计算两相间的相互作用。温度场计算时基于灰气体加权和模型与离散坐标法相结合的方法求解热辐射方程, 同时考虑了煤渣颗粒的热辐射和散射影响, 利用 Ranz-Marshall 关系式计算气固相间对流换热作用。结果表明: 辐射废锅顶部存在一火炬状入口射流, 其长度随中心流道的缩小而缩短; 辐射废锅顶部、底部以及入口射流周围各自存在不同形状回流区; 整体温度随鳍片水冷壁面积的增加而降低, 但鳍片宽度过大可能造成水冷壁灰渣沉积堵塞; 不同水冷壁布置方式的计算结果与实际测量值基本吻合。

关键词: 辐射废锅; 水冷壁; 辐射传热; 多相流; 煤气化

0 引言

整体煤气化联合循环(integrated coal gasification combined cycle, IGCC)发电是当今世界前景最广的发电技术之一。IGCC系统中最关键的技术是气化岛技术, 气流床气化炉出口合成气和熔渣具有较高的显热(1 200~1 500 °C), 采用废热锅炉对合成气和熔渣流进行热量回收能提高IGCC电站整体效率约 4~5 个百分点^[1]。气流床煤气化炉出口合成气进入辐射废锅具有流速快、停留时间短等特点, 通常要求辐射废锅出口合成气温度降到 700 °C 以下, 可使辐射废锅出口管面积灰、磨损、腐蚀等降到最低^[2]。

辐射废锅按水冷壁形式可分为单面水冷壁、双面水冷壁和部分双面水冷壁3种。同单面水冷壁形式相比,双面水冷壁结构在满足相同热容量回收要求前提下,双面水冷壁结构体积小、换热效率高,且与现有国际上采用的辐射废锅结构相一致,但其结构相对复杂,运行可靠性不如前者。由于辐射废锅内部结构复杂,工作条件苛刻,相关试验研究难以开展。

本文旨在通过三维数值模拟与工业实际运行结果分析相结合的方法,探讨不同水冷壁布置方式对辐射废锅整体热回收效率的影响,揭示辐射废锅内多相流动与复杂传热过程的基本规律,为辐射废锅的稳定运行提供参考。

1 物理模型分析

辐射废锅主要由入口喉管、环形水冷壁及鳍片水冷壁、底部渣池和出口管组成,如图1所示。图中 D 为鳍片内侧最小直径,当 $D=2.524$ m时表示不设置鳍片。为了便于建立稳定的数学模型,采用如下假设:①气化炉出口合成气和煤渣流量稳定;②合成气中的煤渣为球形颗粒;③忽略渣池水蒸发对传热过程的影响,渣池水温恒为 45 °C;④煤渣颗粒在鳍片水冷壁上执行一次捕集沉积。

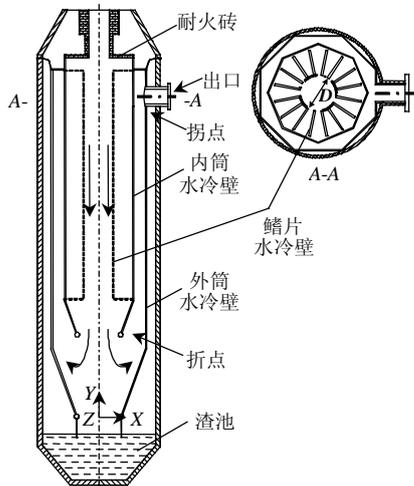


图1 辐射废锅示意图

Fig. 1 Radiant syngas cooler

2 数学模型的建立

2.1 连续相输运模型

辐射废锅入口与筒体突扩比较大,故入口圆形射流流场计算采用Realizable $k-\varepsilon$ 湍流模型^[3]。通过与实验对比,该模型对突扩比较大的圆形受限射流的计算较为理想^[4-5]。合成气气体组分较多,且在高

温、高压下物理化学特性不同,各组分间的能量传递计算采用组分输运模型,其输运方程^[6]为

$$\frac{\partial \rho u_j Y_i}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[(\rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{Sc_i}) \frac{\partial Y_i}{\partial x_j} \right] + R_i, \quad i=1, 2, \dots, N-1 \quad (1)$$

式中: R_i 为组分 i 的化学生成速率, $R_i=0$; ρ 为合成气密度,按理想气体计算; u_j 为 j 方向速度分量; $D_{i,m}$ 为组分 i 的质量扩散系数; Sc_i 为湍流Schmidt数; μ_t 为湍流黏度; Y_i 为组分 i 的质量分数; x_j 为空间方向; N 为组分数。

2.2 离散相流动模型

不同粒径颗粒群在辐射废锅内的运动、分布情况采用随机轨道模型在拉格朗日坐标系下考察,采用双向耦合算法考虑颗粒相与连续相间的相互作用。根据牛顿第二运动定律,单颗粒运动控制方程^[7]为:

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u_g - u_p) + \frac{g(\rho_p - \rho_g)}{\rho_p} + F_x \quad (2)$$

式中: $F_D(u_g - u_p)$ 为单位质量颗粒曳力项; ρ_g 、 u_g 、 ρ_p 、 u_p 分别为气体和颗粒的密度和速度; g 为重力加速度,式(2)中为第二项为重力和浮力的合力项; F_x 为附加力的合力,包括虚假质量力、热泳力、布朗力和Saffman力等。

建立颗粒与连续相热平衡计算方程,可解颗粒相温度为

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_g - T_p) + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \quad (3)$$

式中: m_p 、 c_p 、 T_p 、 ε_p 和 A_p 分别为颗粒质量、比热容、温度、发射系数和表面积; T_g 为气相温度; h 为对流换热系数; θ_R 为辐射温度; σ 为Stefan-Boltzmann常数。

颗粒与气体对流换热系数 h 根据Ranz-Marshall关系式^[8]计算:

$$Nu = hd_p/k_\infty = 2.0 + 0.6(Re_d^{1/2} Pr^{1/3}) \quad (4)$$

式中: d_p 、 k_∞ 和 Re_d 分别为颗粒直径、连续相导热系数、颗粒相对雷诺数; Pr 为连续相普朗特常数。

2.3 传热模型

辐射废锅内的传热主要通过热辐射,辐射传热方程为

$$\frac{dI(\mathbf{r}, \mathbf{s})}{ds} + (a + \sigma_s)I(\mathbf{r}, \mathbf{s}) = an^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} + \frac{\sigma_s}{4\pi} \int_0^{4\pi} I(\mathbf{r}, \mathbf{s}') \phi(\mathbf{r}, \mathbf{s}') d\Omega' \quad (5)$$

式中： r 为位置向量； s 为方向向量； s' 为散射方向； s 为沿程长度； a 为吸收系数； n 为折射系数； σ_s 为散射系数； I 为辐射强度； T 为环境温度； ϕ 为相位函数； Ω 为空间立体角。

在传热计算中，不同温度下的合成气的各物性参数(密度、导热系数、比热容等)都通过多组分混合模型计算，如比热容可通过式(6)计算：

$$c_p = \sum_i^N Y_i \left(\int_{T_{ref}}^T c_{p,i} dT \right) \quad (6)$$

式中 $c_{p,i}$ 为组分 i 的比热容， $T_{ref}=298.15\text{ K}$ 。

在辐射废锅内的辐射传热过程中涉及合成气和煤渣颗粒的热辐射作用，本文采用离散坐标模型^[9](discrete ordinates model, DOM)求解辐射方程。DOM模型针对三维模型进行计算时，对空间八分体 4π 空间角进行($N_\theta=8 \times N_\phi=8$)离散化。

合成气中含有 CO 、 CO_2 、 CH_4 和水蒸气等热辐射气体，合成气辐射特性采用灰气体加权模型^[10]计算，合成气在沿程长度 s 范围内的总发射系数 ε_g 和吸收系数 a 可分别按式(7)、(8)求得：

$$\varepsilon_g = \sum_{i=0}^N \left(\sum_{j=0}^J b_{\varepsilon,i,j} T^{j-1} \right) [1 - e^{-K_i p s}] \quad (7)$$

$$a = \sum_{i=0}^N a_{\varepsilon,i} K_i p \quad (8)$$

式中 p 为气体分压； J 为温度多项式系数； $b_{\varepsilon,i,j}$ 和 K_i 分别为发射系数多项式参数和组分 i 的吸收系数，数值参见文献[11]，其中 ε 为表面发射系数。

气化产物中的煤渣颗粒辐射能力远强于合成气，且辐射特性与颗粒本身结构和化学组成密切相关^[12]。本模型在对煤渣颗粒热辐射的计算中，颗粒辐射特性参数参考Kenneth等^[13]在还原性气氛下测得的实际煤气化炉渣颗粒辐射特性值，取颗粒发射系数 $\varepsilon_p=0.83$ 。

3 网格划分与模型求解

3.1 网格划分与求解方法

根据辐射废锅的轴对称性和计算域突扩比大的特点，对辐射废锅进行 1/2 六面体非结构化网格划分。在考察网格独立性计算中，考察不同网格划分尺度(网格数为 45 万, 81 万和 120 万)对计算结果的影响，最终确定合适的网格数约为 81 万，并对内筒锥形出口附近和内筒设置鳍片的近壁网格进行加密，网格划分及边界条件设置如图 2。气流在壁面处采用无滑移的边界条件和标准壁面函数法。

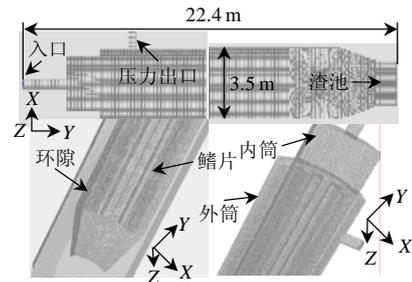


图 2 辐射废锅计算区域六面体网格
Fig. 2 Calculation domain of the RSC composed of hexahedral mesh

计算采用控制体积法离散微分方程，对流项采用二次迎风插值方法，压力耦合的求解基于质量、动量和能量传递方程的SIMPLE半隐式方法，压力采用PRESTO!离散化方法。计算分为不同阶段进行：先计算冷态气相流场并控制渣池液面，待收敛后加载颗粒相的计算，到冷态多相流场计算稳定后再求解热态流场和温度场。颗粒轨道跟踪流场计算每迭代 200 步更新一次，总计算数约 30 000 步。由于辐射废锅内主要以辐射传热为主，而辐射传热是以光速传播电磁波，故采用稳态计算。

3.2 计算边界条件

本文模拟对象是国内某甲醇厂气流床煤气化辐射废锅，该辐射废锅操作压力 3.5 MPa，入口温度 1300 °C，合成气流量 56 607 m³·h⁻¹(标准状态)，合成气组分见表 1。灰渣颗粒质量流量 3 154 kg·h⁻¹，粒径分布根据工业运行采样得到，计算时采用 Rosin-Rammler 分布拟合值近似，如图 3 所示。图中 w_d 为粒径大于 d 的颗粒质量分数。

计算时取煤渣颗粒密度 2 700 kg·m⁻³，导热系数 1.89 W·(m·K)⁻¹，比热容 1 450 J·(kg·K)⁻¹。壁面灰渣表面发射系数取为 0.83^[13]。根据壁厚和灰渣层厚

表 1 合成气摩尔组分
Tab. 1 Data of syngas mole components %

H ₂	CO	CO ₂	H ₂ S+COS	CH ₄	N ₂ +Ar	H ₂ O
26.40	35.80	15.00	0.23	0.05	0.48	22.04

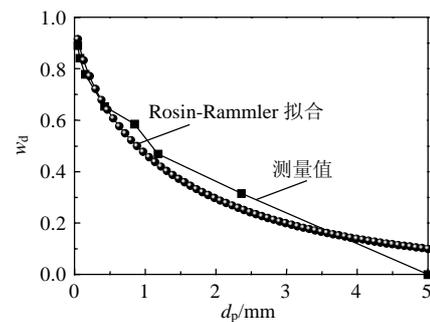


图 3 煤渣颗粒粒径分布
Fig. 3 Coal slag particle size distribution

度, 以及管内水温 587 K, 通过式(9), 可以求得到内、外筒壁面灰层表面温度。灰、渣总厚度 l 与灰层表面温度 T_{ash} 的关系^[14]为

$$l = \frac{\lambda(T_{\text{ash}} - T_w)}{\alpha(T_g - T_{\text{ash}}) + \sigma\varepsilon(T_g^4 - T_{\text{ash}}^4)} \times 10^3 \quad (9)$$

式中为 λ 灰渣层导热系数; T_w 为水冷壁管金属壁面温度; α 为对流换热系数。根据文献[15-17]的报道气化过程产生的灰渣在气化炉和辐射废锅壁面的沉积特性, 结合工厂实际辐射废锅运行前、后水冷壁壁面结渣情况, 计算中不同水冷壁型辐射废锅灰渣层厚度设为: $D=1.480$ m和 $D=1.220$ m时, 鳍片水冷壁渣厚为 2 mm, 环隙水冷壁积灰 0.5 mm, 内筒锥底积渣 5 mm; $D=2.524$ m时, 内筒水冷壁渣层和灰层厚度分别为 20 和 2 mm, 环隙积灰 2 mm。

4 模型验证与结果分析

4.1 流场分析

图 4 和 5 给出了不同水冷壁布置方式对气相流场的影响。由图可见, 随着内筒鳍片宽度(鳍片径向长度)的增加, 中心流道直径 D 减小, 入口射流张角从 10° 缩小到 3° 。由于径向温度梯度较大, 形成径向密度差, 内筒近壁面气流快速向下流, 在距离内筒顶部约 6.5 m 处形成中心回流区, 且随着 D 的缩小而增强, 该结果与文献[18]报道吻合; 但中心回流区随鳍片长度的缩小而减弱, 当不设置鳍片时

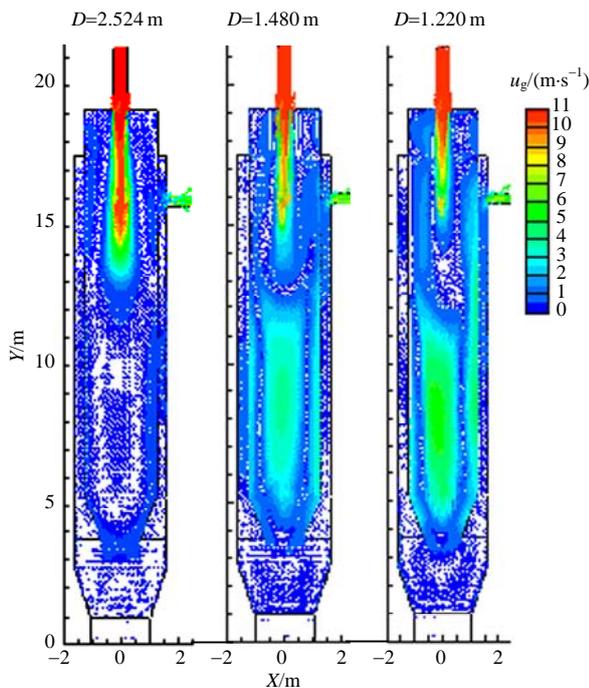


图 4 气相流场比较

Fig. 4 Velocity vector profile of different conditions

中心回流区减弱至速度接近于零。还可以发现: 由于设置鳍片后, 在鳍片顶部安装集箱, 在内筒顶部与鳍片顶部之间气流形成了局部漩涡; 在内筒出口处, 合成气遇渣池水面后转向逆流形成回流区, 渣池液面附近气流流速约为 0.5 m/s。

从图 6 中可以发现, 当 $D=2.524$ m时, 由于射流张角相对较大, 颗粒在入口区域随气流弥散现象较后者明显; 在内筒顶部回流区均有一定浓度颗粒; 设置鳍片后, 颗粒主要集中在中心流道, 但部分颗粒随气流在中心射流扩散时向两侧弥散, 极易在鳍片上沉积, 当 $D=1.220$ m时扩散位置距内筒顶部约 4.5 m, 该结果与工厂实际运行渣堵位置十分接近。此外, 从图 6 中还可发现煤渣颗粒绝大部分被渣池捕获, 只有极少量细微颗粒随气流进入环隙

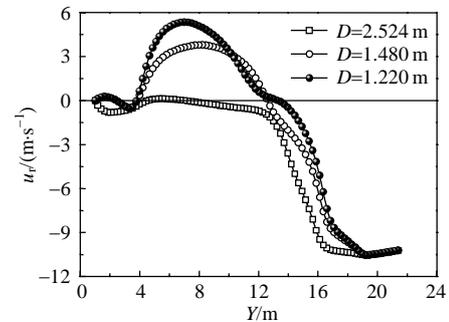


图 5 轴线速度分布对比

Fig. 5 Comparison of Y-velocity distribution along axial line

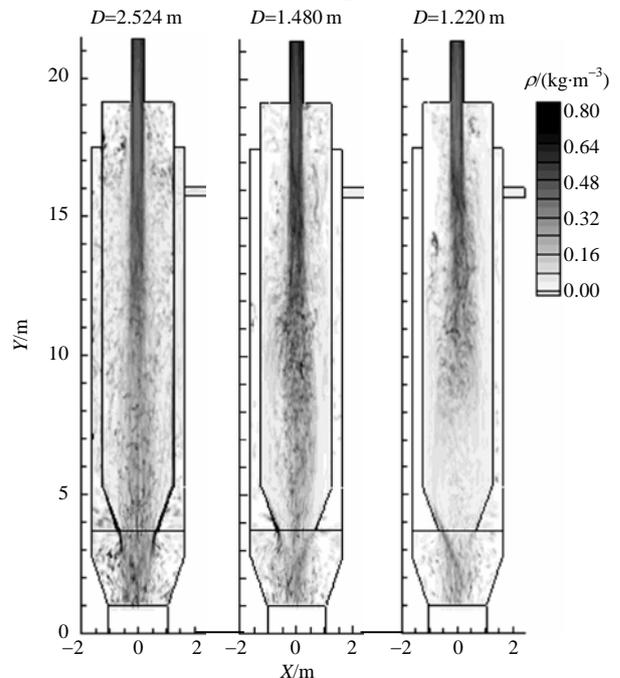


图 6 煤渣颗粒浓度场对比

Fig. 6 Slag/ash particles concentration profile of different conditions

水冷壁并被带出进入对流废锅。

4.2 模型检验与温度场分析

表 2 显示了各工况的模型计算值与实际测量值的对比，由于忽略了渣池水蒸发吸热对整体温度场的影响，折点温度计算值略高，但总体而言，预测结果与实际值基本吻合，说明了模型计算的准确性。

表 2 温度场模型结果对比验证

Tab. 2 Validation of temperature field simulation results °C

对比位置	D=1.220 m		D=1.480 m		D=1.684 m		D=2.524 m	
	计算值	测量值	计算值	测量值	计算值	计算值	设计值	
折点	480.0	430.0	522.6	510.0	651.6	1 000.0	993.5	
拐点	393.7	400.0	397.8	420.0	462.8	685.3	672.6	
出口	376.5	380.0	378.6	395.0	448.5	675.2	670.0	

图 7 和 8 分别显示了不同水冷壁布置方式下的轴截面温度场和沿流程中心线温度分布。由图 7 可见，随着鳍片水冷壁面积的增加，辐射废锅内筒气流温度下降速度显著提高；当 $D=2.524\text{ m}$ 时，在中心射流区形成长约 7.5 m 火炬状温度分布，随着 D 的缩小，火炬状长度随之缩短至约 3 m。从图 8 中还可发现，越接近渣池，由于渣池温度较低，内筒底部出口气流温度下降越快，该结果与文献[18]报道结果一致，因此从制造成本和操作可靠性角度出发，在满足工艺要求的前提下，鳍片水冷壁面积应尽量缩减，增大中心流道直径，以避免长周期运行导致在射流扩散区鳍片水冷壁积灰结渣而形成渣堵。

图 9 为 3 种不同工况下不同高度截面温度场。

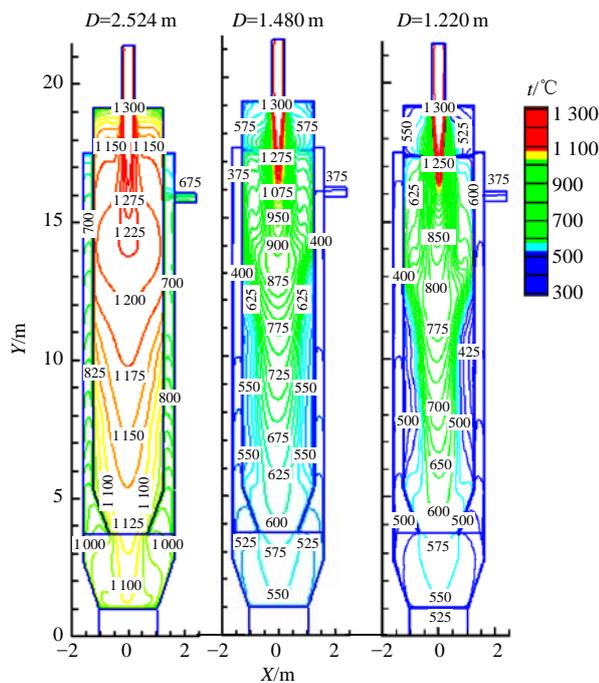


图 7 轴截面温度场对比

Fig. 7 Comparison of temperature profile

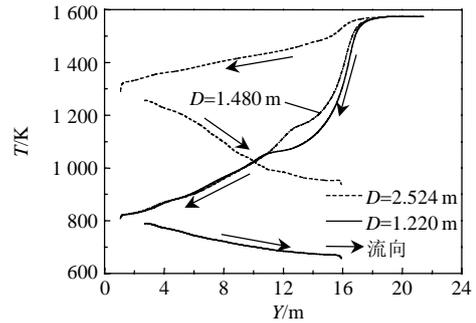
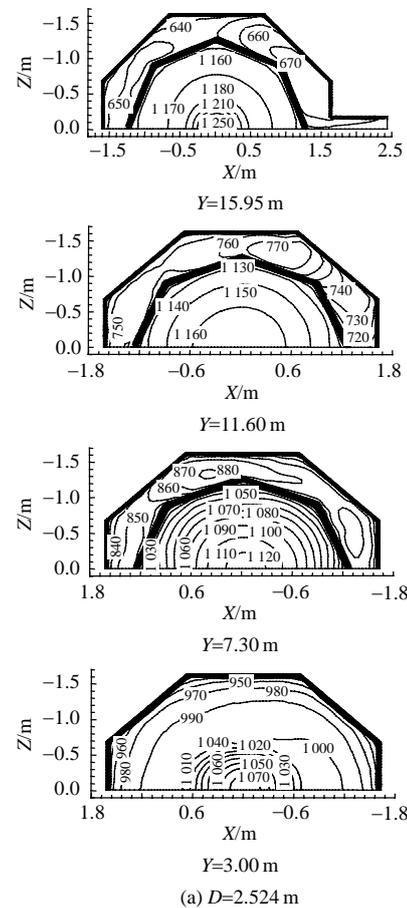


图 8 轴线温度分布比较

Fig. 8 Temperature distribution along axial line

可以看出，3 种工况均显示了中心温度高并向周边递减的现象，相比环隙温度较低，温度分布都比较均匀；但未加鳍片水冷壁时截面温度远远高于后两者，在渣池液面附近气流温度仍高达 $1\ 050\text{ °C}$ ，出口温度达到 665 °C 。设置鳍片水冷壁后，内筒整体吸热量显著上升，温度迅速下降，渣池液面气流温度降到 550 °C ，出口约为 380 °C 。图中还可发现，当 $D=2.524\text{ m}$ 时，内筒水冷壁附近气流温度和环隙近壁气流温度分别为 $1\ 050\sim 1\ 200\text{ °C}$ 和 $650\sim 800\text{ °C}$ ；而当 $D=1.220\text{ m}$ 和 $D=1.480\text{ m}$ 时温度明显降低，分别为 $500\sim 800\text{ °C}$ 和 $350\sim 500\text{ °C}$ ，且两者相差并不显著。作为对比，还计算了当 $D=1.684\text{ m}$ 时折点、拐



(a) $D=2.524\text{ m}$

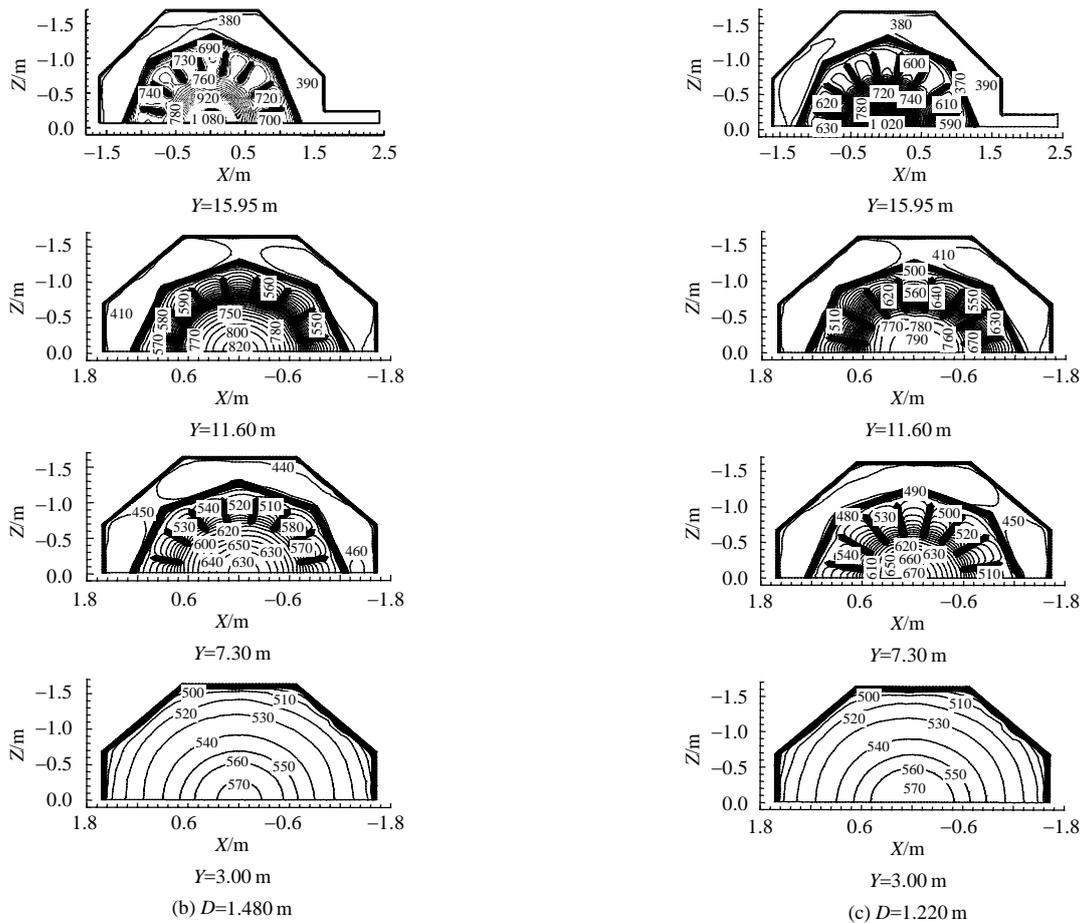


图9 不同工况下不同位置横截面温度场对比(K)

Fig. 9 Comparison of temperature profile with different positions(K)

点和出口温度,发现温度有所升高,但根据IGCC系统设计的要求,辐射废锅出口温度必须严格低于 $700\text{ }^{\circ}\text{C}$,且鳍片在一定程度上必增加渣堵风险,因此若用于IGCC系统,不设置鳍片亦能满足工艺要求。

4.3 颗粒传热特性分析

图10为对8400个颗粒分150组进行示踪统计得到的不同粒径颗粒落入渣池时的温度和平均停留时间。由图可见:粒径越大温度越高,由于其自身重力和惯性力越大,沉降速度也大,从而使其在炉内运动的停留时间缩短,大部分颗粒都在15s内落入渣池,少量细微颗粒($<10\text{ }\mu\text{m}$)在辐射废锅内停留时间较长,甚至超过1min,且极易被气流夹带进入水冷壁环隙,较易在壁面形成结渣或积灰;鳍片水冷壁宽度增加,整体温度下降,颗粒落入渣池时温度随之降低;设置鳍片后颗粒落入渣池时温度均小于 $750\text{ }^{\circ}\text{C}$ (灰渣变形温度 $1225\text{ }^{\circ}\text{C}$),故所有颗粒在落入渣池前已成固态。

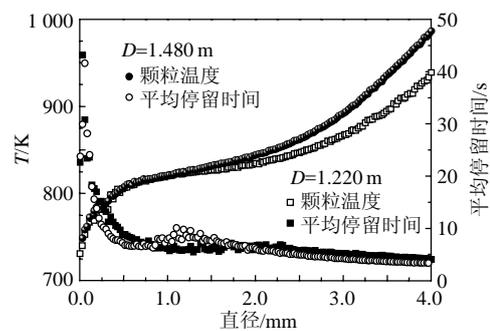


图10 颗粒落入渣池时的温度和平均停留时间

Fig. 10 Temperature and mean residence time of particles fall into slag pool

5 结论

本文模拟辐射废锅内三维多相流场和温度场,模拟结果和工厂实际测量结果基本吻合,验证了模型计算的准确性。通过对结果的分析得出:

1) 在辐射废锅内筒设置鳍片可有效提高气流降温速度和热回收效率,但使内筒中心流道缩小,导致入口射流长度变短,灰渣颗粒在鳍片水冷壁上

沉积形成堵渣概率增加, 故鳍片水冷壁宽度不宜过大。本文所计算辐射废锅若用于 IGCC 系统, 无鳍片设计比较合理。

2) 设置鳍片水冷壁后, 颗粒向周围扩散的位置与入口更接近, 当 $D=1.220$ m时扩散位置距内筒顶部约 4.5 m, 与工厂实际结渣位置接近。

3) 横截面温度分布均比较合理, 未出现局部高温区, 基本呈现为温度向壁面递减, 相同高度下内外筒存在较大温差, 且越靠近出口温差越大。

4) 煤渣颗粒在落入渣池时温度降至 750 °C 以下, 已成固态; 大部分颗粒在炉内停留时间小于 10s, 少量粒径小于 10 μm 的颗粒停留时间最长可超过 1 min。

本文揭示了不同设计方式的渣堵风险, 得出鳍片对辐射废锅整体吸热量的贡献度。

参考文献

- [1] 许世森, 危师让. 国外 4 座大型 IGCC 电站的煤气化工艺[J]. 中国电力, 1999, 32(8): 60-65.
Xu Shisen, Wei Shirang. Coal gasification technology in four large IGCC plants abroad[J]. Electric Power, 1999, 32(8): 60-65(in Chinese).
- [2] Jenkins S D. Polk power station syngas cooling system[C]. Eleventh Worldwide Texaco Gassification License Symposium, New York, 1994.
- [3] Shih T H, Liou W W, Shabbir A, et al. A new $k-\varepsilon$ eddy viscosity model for high reynolds number turbulent flows[J]. Computers & Fluids, 1995, 24(3): 227-238.
- [4] 吴玉新, 张建胜, 王明敏, 等. 用简化 PDF 模型对气化炉运行特性的分析[J]. 中国电机工程学报, 2007, 27(32): 57-62.
Wu Yuxin, Zhang Jiansheng, Wang Mingmin, et al. Analysis of gasification performance of Texaco gasifier based on presumed PDF model[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(32): 57-62(in Chinese).
- [5] 倪建军, 梁钦锋, 代正华, 等. 撞击流气化炉内气固两相流动与颗粒附壁沉积数值模拟[J]. 中国电机工程学报, 2009, 29(2): 69-74.
Ni Jianjun, Liang Qinfeng, Dai Zhenghua, et al. Numerical simulation of gas-solid two phase flows and particle deposition in impinging streams gasifier[J]. Proceedings of the CSEE, 2009, 29(2): 69-74(in Chinese).
- [6] Habibi A, Merci B, Heynderickx G J. Impact of radiation models in CFD simulations of steam cracking furnaces[J]. Computers and Chemical Engineering, 2007, 31(11): 1389-1406.
- [7] Morsi S A, Alexander A J. An investigation of particle trajectories in two-phase flow systems[J]. Journal of Fluid Mechanics, 1972, 55(2): 193-208.
- [8] Ranz W E, Marshall W R. Evaporation from drops, part II. chemical Engineering Progress, 1952, 48(4): 173-180.
- [9] 黄勇, 夏新林, 谈和平. 热辐射对圆管内层流半透明流体换热的影响[J]. 中国电机工程学报, 2001, 21(11): 29-33.
Huang Yong, Xia Xinlin, Tan Heping. Influences of thermal radiation on the heat transfer of a laminar flow semi-transparent fluid in a cylindrical tube[J]. Proceedings of the CSEE, 2001, 21(11): 29-33(in Chinese).
- [10] Smith T F, Shen Z F, Friedman J N. Evaluation of coefficients for the weighted sum of gray gases model[J]. Journal of Heat Transfer, 1982, 104(4): 602-608.
- [11] Coppalle, Vervisch P, The total emissivities of high-temperature flames[J]. Combustion and Flame, 1983(49): 101-108.
- [12] Goodwin D G, Mitchner M. Infrared optical constants of coal slags: dependence on chemical composition[J]. Journal of Thermophysics and Heat Transfer, 1989, 3(1): 53-60.
- [13] Mills K C, Rhine J M. The measurement and estimation of the physical properties of slags formed during coal gasification: 2. properties relevant to heat transfer[J]. Fuel, 1989, 68(7): 904-910.
- [14] Mueller C, Selenius M, Theis M, et al. Deposition behaviour of molten alkali-rich fly ashes-development of a submodel for CFD applications[J]. Proceedings of the Combustion Institute, 2005, 30(2): 2991-2998.
- [15] Brooker D. Chemistry of deposit formation in a coal gasification syngas cooler[J]. Fuel, 1993, 72(5): 665-670.
- [16] Brooker D, Oh M S. Iron sulfide deposition during coal gasification[J]. Fuel Processing Technology, 1995, 44(1-3): 181-190.
- [17] Stickler D B, Gannon R E. Slag-coated wall structure technology for entrained flow gasifiers[J]. Fuel Processing Technology, 1983, 7(3): 225-238.
- [18] Wessel R A, Kraft D L, Fry, S R. Compact radial planten arrangement for radiant syngas cooler: US 20080041572A1 [P]. 2008-02-21.



倪建军

收稿日期: 2009-07-14.

作者简介:

倪建军(1983—), 男, 博士研究生, 主要从事废锅流程气流床煤气化技术研究, Jianjunni@mail.ecust.edu.cn;

于广锁(1970—), 教授, 博士生导师, 主要从事水煤浆气化和碳一化工过程研究, gsyu@ecust.edu.cn.

(责任编辑 王庆霞)