

基于气固对流换热系数计算模型的铁矿烧结 传热传质过程模拟

赵改革^{1a,2}, 吴迪^{1b}, 杨淞云^{1b}, 刘柳^{1b}, 喻维纲², 汤乐云², 伍东玲^{1b}

(1. 中南大学 a. 资源加工与生物工程学院; b. 能源科学与工程学院, 湖南长沙 410083;

2. 湖南华菱湘潭钢铁有限公司, 湖南湘潭 411101)

摘要: 针对现有铁矿石烧结数值计算中气固换热系数计算模型较多, 而相对计算精度不明导致的模型选择困难的问题。本文采用数值模拟与烧结杯试验相结合的方法, 对3种常用的气固换热系数计算模型的准确性进行了对比分析。结果表明: 对流换热系数增大能够有效提高点火期间固相的温度, 降低后续烧结速率以及料层蓄热能力, 导致出口烟气成分中 O_2 质量分数更大而 CO_2 质量分数更低。三个模型中, 具有最大对流换热系数的计算模型得到的 O_2 质量分数与烧结杯试验更接近, 而处于中间的对流换热系数计算模型得到的 CO_2 质量分数和烧结速率与试验更接近。

关键词: 数值计算; 气固换热系数; 烧结杯试验; 烟气成分

中图分类号: TF046.4; TK124

文献标志码: A

文章编号: 1000-8764(2025)01-0038-07

doi: 10.13403/j.sjqt.2025.01.005

The simulation of heat and mass transfer in iron ore sintering process based on gas-solid convective heat transfer coefficient calculation model

ZHAO Gaige^{1a,2}, WU Di^{1b}, YANG Songyun^{1b}, LIU Liu^{1b}, YU Weigang²,
TANG Leyun², WU Dongling^{1b}

(1. Central South University a. School of Minerals Processing and Bioengineering b. School of Energy Science and Engineering, Changsha 410083, Hunan, China; 2. Hunan Valin Xiangtan Iron & Steel Co., Ltd., Xiangtan 411101, Hunan, China)

Abstract: In order to solve the problem that there are many models for calculating the gas-solid heat transfer coefficient in the existing numerical calculation of iron ore sintering, and the relative calculation accuracy is unclear, which leads to the difficulty in selecting the model, the accuracy of three commonly used gas-solid heat transfer coefficient calculation models is compared and analyzed by combining numerical simulation and sinter cup test. The results show that the increase of convective heat transfer coefficient can effectively increase the temperature of the solid phase during ignition and reduce the subsequent sintering rate and the heat storage capacity of the material layer, resulting in a larger O_2 mass fraction and a lower CO_2 mass fraction in the outlet gas composition. Among the three models, the O_2 mass fraction obtained by the calculation model with the maximum convective heat transfer coefficient is closer to the sinter cup test, while the CO_2 mass fraction and sintering rate obtained by the calculation model with medium convective heat transfer coefficient are closer to the test.

Key words: numerical calculation; gas-solid heat transfer coefficient; sinter cup test; gas composition

收稿日期: 2024-04-30; 修回日期: 2024-05-13

基金项目: 湖南省自然科学基金资助项目(2021JJ40763)

作者简介: 赵改革(1983—), 男, 高级工程师, 从事铁矿石冶炼工艺研究。

通信作者: 伍东玲(1990—), 女, 讲师, 从事烧结工艺传热传质机理、多相流热物理、计算流体力学与机器学习等研究。

铁矿烧结过程的研究方法包括半工业试验研究、基于生产数据的参数优化研究和数值模拟研究。其中数值模拟研究因具有经济成本低、烧结过程可视化等优点,被广泛的运用于烧结演变规律研究中。

1970年, MUCHI 等^[1]提出并建立了第一个有关铁矿烧结的一维数学模型,模型考虑了水分干燥过程以及少量的物理化学反应,为后续数值模拟研究奠定了基础。YOUNG^[2]在此基础上,采用收缩核模型对化学反应进行了优化,建立了更完善的一维非稳态烧结机理数学模型。YOSHINAGA 等^[3]通过 Ergun 方程对料层压降进行修正,并创造性地将烧结床分为不同的烧结状态区,选取不同的阻力系数对各区进行描述,模拟出的烧结床气体流动与实际情况更符合。CUMMING 等^[4]将烧结过程中涉及到的大部分的物理化学反应纳入模型,并提出了可用系数来修正异相反应速率模型。张安煜等^[5]基于前人的研究将烧结模型扩展至三维并探索了生物质燃料对烧结的影响。但是烧结仿真中涉及到的各物理化学过程较多,不同学者采用的数学模型差异较大,且模型的相对准确性难以评估,导致烧结模型搭建过程中各子模型的选择具有随机性,不利于提高数值计算结果的准确性。

烧结过程涉及到的各数学模型中,气固换热系数计算模型决定了气相与固相之间的换热强度。大部分学者常通过 Nusselt 数的经验公式及其修正模型来计算气-固对流换热系数。YANG 等^[6]直接采用 Nusselt 数的经验公式对烧结过程进行模拟,计算得到的温度与实际烧结温度具有较好的一致性。张小辉^[7]、张玉柱等^[8]采用料层孔隙度对 Nusselt 数的经验公式进行了修正,并通过现场生产过程中烧结机出口处烟气温度和成分对模型进行了验证,相对误差在 9% 以内。除此之外,王淦^[9]也采用料层孔隙度对 Nusselt 数的经验公式进行了修正,所提出的计算模型与张小辉、张玉柱等人存在一定差异,但通过烧结杯试验验证了模型的准确性,预测的料层最高温度与试验值的相对误差在 5% 左右,出口处成分相对误差在 10% 左右。上述计算模型在一定程度上均能对烧结过

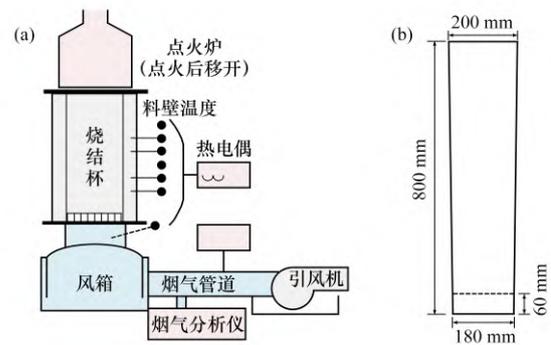
程进行有效模拟,但是计算精度存在差异。

对此,本文将通过数值模拟对不同气-固对流换热系数下的铁矿石烧结过程进行计算,并通过烧结杯试验进行对比分析,以得到计算精度更高的气-固对流换热模型,为后续的优化提供基础。

1 铁矿烧结过程数值模拟

1.1 物理模型

烧结杯试验是研究铁矿烧结过程的重要方法。试验装置主要包含烧结杯体、点火装置、烟气检测系统等[图 1(a)]。本文以烧结杯为对象进行数值模拟研究,杯体内部空间结构为上大下小的倒圆台形筒体,尺寸:高 800 mm、顶宽 200 mm、底宽 180 mm [图 1(b)]。



(a) 烧结试验装置; (b) 烧结杯内部结构尺寸

图 1 烧结杯试验装置及杯体内部结构尺寸示意

Fig. 1 Schematic diagram of the sintering cup test device and its internal structural dimensions

1.2 数学模型

铁矿烧结过程十分复杂,为提高计算效率,在保证计算结果准确性的前提下,对模型进行合理假设和简化处理:①假设气体和物料在烧结杯内连续分布,采用连续多孔介质模型对料层与气流之间的相互作用进行描述;②忽略壁面向环境的散热,壁面设置为绝热边界条件;③因颗粒粒径较小且导热系数较大,视为薄壁模型,忽略颗粒内部的传热过程,即颗粒表面和中心温度相等;④点火阶段,仅考虑烟气与料层之间的对流和辐射传热;烧结阶段,忽略顶部料层与环境、底部料层与炉算之间的热交换;⑤仅考虑烧结过程中涉及的主要物理化学反应,包括焦炭燃烧、碳酸

盐的热分解、铁氧化物的还原与再氧化、水分蒸发与冷凝、矿物熔化与凝固等; ⑥ 初始时刻, 除底料区域, 各组分在床层中均匀分布。

采用 N-S 方程和 $k-\varepsilon$ 湍流方程对气相流动过程进行描述, 通过 ERGUN 方程对多孔介质中的气相压降进行求解, 同时利用局部非热平衡模型描述气相和固相间的传热过程。最后利用收缩核模型计算烧结过程中所涉及的化学反应, 具体反应方程式如表 2 所示, 各反应的反应动力学计算方法及参数数值可参考文献 [9]。

表 1 烧结杯气固相反应化学方程式

Table 1 Chemical equations of gas-solid phase reaction in sintering cup

化学方程式
$\kappa C(s) + O_2 \rightarrow 2(\kappa - 1) CO(g) + 2(2 - \kappa) CO_2(g)$
$CaCO_3(s) \rightarrow CaO(s) + CO_2(g)$
$CaMg(CO_3)_2(s) \rightarrow CaO(s) + MgO(s) + CO_2(g)$
$Fe_2O_3(s) + CO(g) \rightarrow Fe_3O_4 + CO_2(g)$
$Fe_3O_4(s) + O_2(g) \rightarrow Fe_2O_3(s)$
$CO(g) + O_2(g) \rightarrow CO_2(g)$
$CO_2(g) \rightarrow CO(g) + O_2(g)$

除上述传热传质过程外, 考虑水分蒸发和冷凝以及矿物熔化与凝固对烧结过程的影响。其中水分蒸发采用二阶段蒸发模型, 冷凝过程用单步模型描述, 计算公式如式(1)、式(2)所示^[10]。

水分蒸发速率:

$$R_{H_2O} = \chi \cdot \frac{k_{f,H_2O} \cdot A_{ssa}}{R_g T_g} (P'_{H_2O} - P_{H_2O}) \quad (1)$$

水分冷凝速率:

$$R'_{H_2O} = \frac{k_{f,H_2O} \cdot A_{ssa}}{R_g T_g} (P_{H_2O} - P'_{H_2O}) \quad (2)$$

式中: χ 为水分蒸发速率常数; k_{f,H_2O} 为 H_2O 的传质系数; P'_{H_2O} 、 P_{H_2O} 分别为料层饱和水蒸气压与水蒸气分压, Pa; A_{ssa} 为料层固体骨架的比表面积, m^2/m^3 ; R_g 为气体常数; T_g 为气体温度, K。

料层熔化凝固过程中液相熔体的份额由式(3)、式(4)计算^[10]。

$$M_f = \min[1, \max(0, M_{melt})] \quad (3)$$

$$M_{melt} = (T_s - T_{m,ini}) / (T_{m,fin} - T_{m,ini}) \quad (4)$$

式中: M_f 为熔化份额; T_s 为固相温度, K; $T_{m,ini}$ 、 $T_{m,fin}$ 分别为固相开始熔化温度和完成熔化温度, K。

1.3 定解条件

根据烧结杯试验, 烧结矿料由 4% 的焦炭、96% 的矿石混合料构成, 其中混合料的成分如表 2 所示。各物质的热容、导热系数等物性参数可查询文献 [9] 与 [11] 得到。

表 2 混合料主要化学成分、烧损及水分(质量分数)

Table 2 Main chemical compositions losses on ignition and moisture content of mixture %

混合料成分	TFe	CaO	SiO ₂	MgO	Al ₂ O ₃	烧损	H ₂ O
混匀料	59.33	2.62	4.90	1.26	1.75	3.45	—
焦粉	2.14	1.70	5.90	0.72	3.49	85.95	6.15
返矿	59.67	9.69	5.07	1.67	1.93	-0.54	0.20
白云石	—	32.00	1.28	18.76	0.43	46.52	0.25
石灰石	—	51.99	1.84	1.44	0.55	43.07	0.20

烧结过程包含点火阶段和烧结阶段, 不同阶段的入口边界条件各不相同。假设点火阶段进入烧结杯的气体成分为天然气燃烧产生的烟气, 烟气成分由现场试验测量得到, 烧结阶段入口气体为冷空气, 如表 3 所示。出口边界为自然流出。

表 3 入口边界条件

Table 3 Boundary conditions of inlet

阶段	持续时 间/s	入口温 度/K	入口速度/ ($m \cdot s^{-1}$)	气体成分(体积分数)/%		
				CO ₂	O ₂	H ₂ O
点火	120	1423	1.7	7.9	8.8	8
烧结	—	300	0.5	0	21.0	1

选用常用的 3 种对流换热系数的计算模型进行对比分析, 具体表达式如表 4 所示。

表 4 对流换热系数计算模型

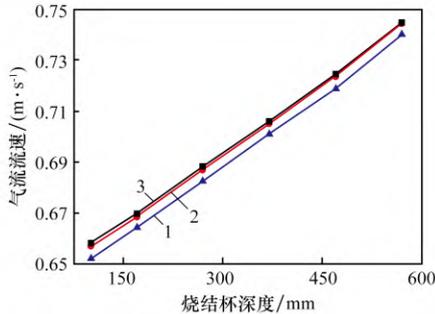
Table 4 Calculation model for convective heat transfer coefficient

作者	关联式	编号
王淦 ^[9]	$S_{Nu} = [1 + 1.5(1 - \varepsilon)] \cdot (2 + 0.75Re^{0.5} Pr^{0.333})$	模型 1
郑坤灿 ^[12]	$S_{Nu} = (1 - \varepsilon) / \varepsilon \cdot (0.5Re^{0.5} + 0.2Re^{0.667}) Pr^{0.333}$	模型 2
张小辉 ^[7]	$S_{Nu} = (2 + 0.39Re^{0.5} Pr^{0.333}) / \varepsilon$	模型 3

1.4 网格独立性分析

本文选用网格数分别为 5 460、9 380 以及 14 284 的 3 套结构化网格进行流场数值仿真, 提取不同高度截面位置的平均流速值来进行分析。对

比结果如图2所示。由图2可知,当网格数大于9 380后,继续提高网格精度对计算精度的提升不大,综合考虑计算精度和计算时间成本,在后续数值研究中,采用9 380网格数的方案。



网格数量: 1—5 460; 2—9 380; 3—14 284。

图2 网格独立性分析

Fig. 2 Analysis of grid independence

2 结果与讨论

2.1 物理场比较分析

图3展示了点火结束(120 s)、烧结初期(400 s)、烧结后期(1 400 s)时,不同计算模型下的对流换热系数。从图3中可看出,模型2的对流换热系数最大,模型1的对流换热系数略大于模型3。其中点火结束(120 s)时,顶端因为矿料熔化、颗粒粒径变化等导致对流换热系数变化,而下方的料层因未全部过湿,孔隙结构存在一定变化梯度,对流换热系数变化较大。而在烧结初期(400 s),下部料层完全过湿,对流换热系数变化较小。烧结后期(1 400 s),烧结矿熔化、冷却后,孔隙尺寸变大,对流换热系数变小。

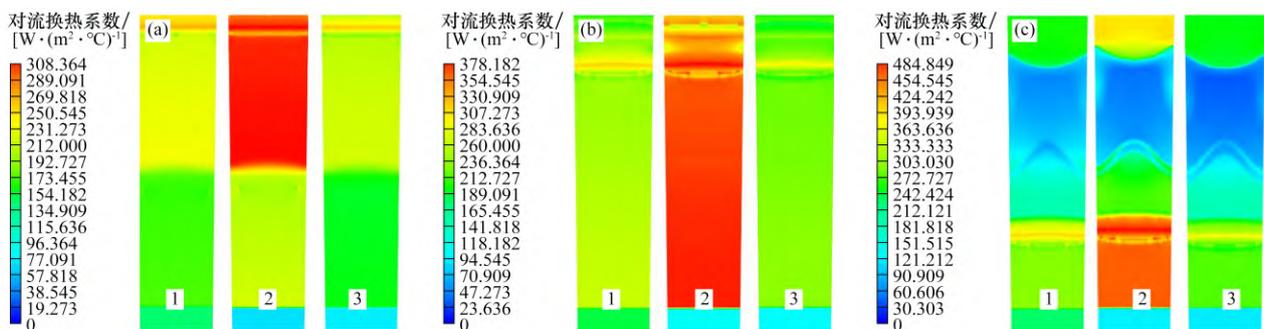
图4为点火结束(120 s)、烧结初期(400 s)、

烧结后期(1 400 s)时烧结矿温度分布。点火时刻(0~120 s),料层顶端的矿料与高温烟气进行对流换热、温度上升。从图4(a)可看出,点火结束时,模型1和模型2的温度分布差异较小。结合图3可知,此时模型3气固传热系数最小,气相传递给固相的热量较小,导致气相高温区相较于其它模型更宽,温度传播速度更快。从图4(b)可看出,当进行到烧结初期(400 s)时,因模型2在烧结区的对流换热系数更大,气相传递给固相的热量更多,固相温度更高,导致焦炭燃烧速率更快,高温区温度较其它模型更高。从图4(c)可看出,对于烧结后期(1 400 s),各模型的径向温度均分布不均,其中模型2向下烧结的速率较其它模型更慢。

不同气固对流换热系数模型下不同深度最高温度分布曲线如图5所示。

由图5可知,整体上料层最高温度呈现先下降后上升的趋势,这是因为点火结束后,冷风吸入,气相带走热大于焦炭燃烧热,导致温度下降,随后焦炭燃烧释放热量增加,温度上升。后续因下层料层中水分冷凝形成过湿层,导致水分蒸发所需的汽化潜热增加,最高温度上升速率减缓甚至小幅度降低。最后因过湿层水分浓度稳定,在料层蓄热作用下,温度不断上升。对比3个模型发现,因模型2点火时期传递给固相的温度更多,焦炭燃烧速率更快,导致其最高温度最高,其次为模型1和模型3。

从图4和图5可知,点火结束(120 s)以及烧结初期(400 s)烧结带初步形成,不同气固对流换



(a) 点火结束(120 s); (b) 烧结初期(400 s); (c) 烧结后期(1 400 s)

1—模型1; 2—模型2; 3—模型3。

图3 不同时刻下对流换热系数分布

Fig. 3 Distribution of convective heat transfer coefficient at different times

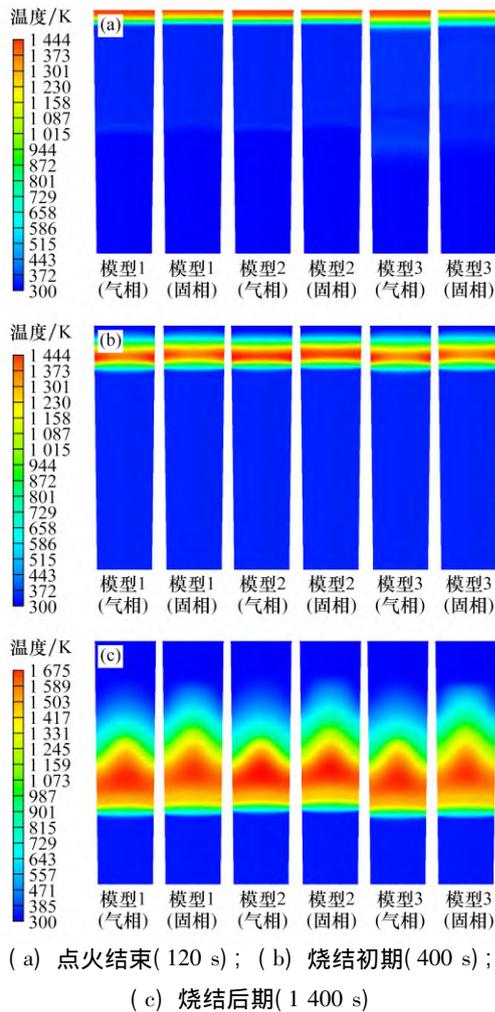
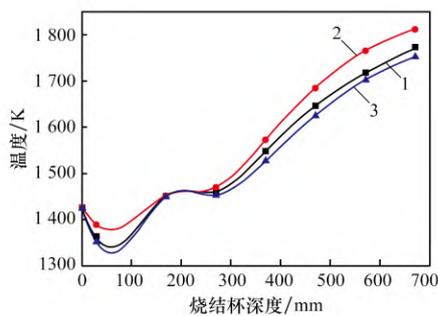


图 4 不同时刻下烧结矿温度分布

Fig. 4 Temperature distribution of sintered ore at different times



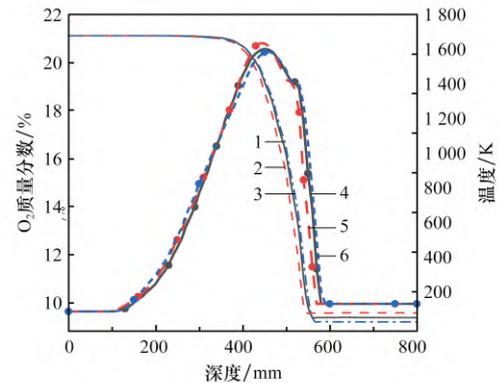
1—模型 1; 2—模型 2; 3—模型 3。

图 5 不同深度最高温度分布曲线

Fig. 5 Maximum temperature distribution curves at different depths

热系数计算模型下的温度以及气体成分差异较小, 不便于比较。故选取烧结后期(1400 s)不同料层深度下 O_2 的平均质量分数、平均温度的关系, 以

分析各计算模型对烧结杯不同料层深度处气体成分的影响, 结果如图 6 所示。从图 6 中可看出, 1400 s 时, 模型 2 的最高温度最高, 但随料层深度加深, 温度的下降速率也更快, 说明其蓄热能力较差。受温度的影响, 模型 2 的 O_2 质量分数随料层深度增加消耗最快, 但模型 2 的温度下降最快, 导致 O_2 消耗的终止料层深度相较于其它模型提前。

 O_2 质量分数: 1—模型 1; 2—模型 2; 3—模型 3;

温度: 4—模型 1; 5—模型 2; 6—模型 3。

图 6 1400 s 时不同深度各截面平均温度及 O_2 质量分数分布曲线Fig. 6 Average temperature and O_2 mass fraction distribution curves of cross-sections in different depths at 1400 s

2.2 与试验结果比较分析

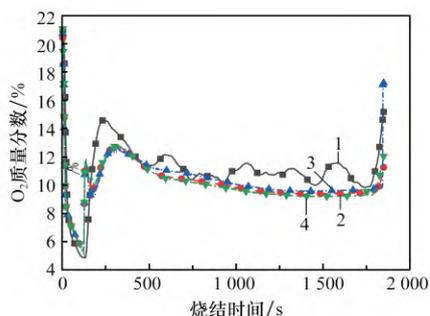
采用图 1 所示的烧结杯装置进行了烧结试验。试验过程中, 先在底部的炉算上布设 2 kg 底料, 再填充混合料, 其组成如表 3 所示。烧结试验分为两个阶段: 点火阶段 120 s、负压 6 kPa; 烧结阶段 2300 s、负压 14 kPa。

在试验过程中, 通过设置在烧结杯壁面上的热电偶检测料层温度随时间的变化趋势, 以获得温度曲线上拐点的时间, 反映料层烧结带的移动情况。值得注意的是热电偶未伸入到料层中, 所测的温度低于料层温度。为此, 提取了不同深度料层温度开始明显上升的时间, 并将其与数值模拟结果进行比较, 其详细数据如表 5 所示。从表 5 可看出, 相较于试验结果, 模型 1 的平均绝对误差最小。

图 7、8 分别展示了试验以及不同气固对流换热系数计算模型下出口处 O_2 、 CO_2 质量分数随时

表 5 不同深度温度显著上升时间
Table 5 Significant temperature rise time at different depths

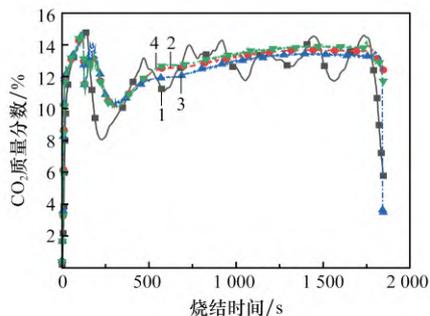
料层深度/mm	试验		模型 1		模型 2		模型 3	
	上升时间/s	上升时间/s	误差/s	上升时间/s	误差/s	上升时间/s	误差/s	
170	477	465	-12	470	-7	460	-17	
270	715	700	-15	715	0	695	-20	
370	945	935	-10	955	10	930	-15	
470	1 177	1 165	-12	1 190	13	1 155	-22	
570	1 403	1 395	-8	1 420	17	1 380	-23	
670	1 623	1 615	-8	1 650	27	1 600	-23	
平均绝对误差	—	—	10.83	—	12.33	—	20.00	



1—试验; 2—模型 1; 3—模型 2; 4—模型 3。

图 7 各计算模型与试验出口处 O₂ 质量分数随时间分布曲线

Fig. 7 Curve of O₂ mass fraction distribution over time at the outlet for various computational models and experimental data



1—试验; 2—模型 1; 3—模型 2; 4—模型 3。

图 8 各计算模型与试验出口处 CO₂ 质量分数随时间分布曲线

Fig. 8 Curve of CO₂ mass fraction distribution over time at the outlet for various computational models and experimental data

间变化曲线。由图 7、8 可看出, 各计算模型得到的 O₂、CO₂ 质量分数与试验结果在整体上变化趋势相同, 烧结时间在 270 ~ 1 700 s 期间, 模型 2 的 O₂ 质量分数最高、CO₂ 质量分数最低, 结合图 3 和图 5 可知, 虽然模型 2 最高温度最高, 但是因其换热系数较大, 导致其蓄热能力较低, 随料层深度增加温度下降速率较快, 高温反应区较窄, 以至于 O₂ 反应时间较短, 消耗量较小, 所以烟气出口处 O₂ 质量分数较高, CO₂ 质量分数较低。

表 6 为整个烧结过程不同计算模型下出口处 O₂、CO₂ 质量分数与试验值相对误差。由表 6 可知, 模型 2 的 O₂ 质量分数相对误差相较于其它模型最小, 模型 1 的 CO₂ 质量分数相对误差最小。

表 6 不同计算模型下出口处 O₂、CO₂ 质量分数与试验相对误差

Table 6 Relative error of mass fraction of O₂ and CO₂ at the outlet through different computational models and experiment

相对误差/%	模型 1	模型 2	模型 3
O ₂ 质量分数	12.13	10.57	13.09
CO ₂ 质量分数	8.04	8.05	8.39

3 结 论

(1) 对流换热系数较大时, 气相传递给固相的温度更多, 导致焦炭燃烧速率更快, 高温区温度更高, 同时气相带走热更少, 传递给高温区下部的热量较少, 火焰向下传播速率更慢, 烧结速率更小。同时对流换热系数增大导致烧结后期蓄热能力较低, 料层更易冷却, 高温区较窄, 导致 O₂ 的反应时间缩短, 烟气出口处 O₂ 的质量分数较大, CO₂ 的质量分数较小。

(2) 对比的 3 个对流换热系数计算模型中, 气固对流换热系数最大的计算模型得到的 O₂ 质量分数试验结果的相对误差最小, 为 10.57%; 气固对流换热系数第二大的计算模型得到的烧结速率、CO₂ 质量分数与试验最接近, CO₂ 质量分数与试验相对误差为 8.04%。

参考文献:

- [1] MUCHI I, HIGUCHI J. Theoretical analysis on the operation of sintering [J]. Tetsu-to-Hagane, 1970,

- 56(3):371-381.
- [2] YOUNG R. Dynamic mathematical model of sintering process [J]. *Ironmaking and Steelmaking*, 1977, 4(5): 321-328.
- [3] YOSHINAGA M, KUBO T. Approximate simulation model for sintering process [J]. *Sumitomo Search*, 1978, 29(20): 1-14.
- [4] CUMMING M J, THURLBY J A. Developments in modelling and simulation of iron ore sintering [J]. *Ironmaking and Steelmaking*, 1990, 17(4): 245-254.
- [5] 张安煜, 陈贺, 王东, 等. 生物质部分替代焦粉的烧结过程温度场模拟仿真 [J]. *烧结球团*, 2019, 44(4): 13-17.
ZHANG Anyu, CHEN He, WANG Dong, et al. Simulation of temperature field in sintering process of substituting part of coke breeze with biomass [J]. *Sintering and Pelletizing*, 2019, 44(4): 13-17.
- [6] YANG Won, RYU Changhook, CHOI Sangmin. Unsteady one-dimensional model for a bed combustion of solid fuels [J]. *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part A: Journal of Power and Energy*, 2004, 218(8): 589-598.
- [7] 张小辉. 基于燃料分层分布的烟气循环烧结工艺仿真与优化 [D]. 长沙: 中南大学, 2013.
ZHANG Xiaohui. Simulation and optimization of flue gas circulation sintering process based on fuel layered distribution [D]. Changsha: Central South University, 2013.
- [8] 张玉柱, 艾立群. 钢铁冶金过程的数学解析与模拟 [M]. 北京: 冶金工业出版社, 1997.
ZHANG Yuzhu, AI Liqun. *Mathematical analysis and simulation of steel metallurgical processes* [M]. Beijing: Metallurgical Industry Press, 1997.
- [9] 王淦. 废气循环烧结质热传输过程数值模拟及其应用 [D]. 北京: 北京科技大学, 2017.
WANG Gan. *Mathematical modeling of the heat and mass transfer in flue gas recirculation sintering and its application* [D]. Beijing: University of Science and Technology Beijing, 2017.
- [10] RAMOS M V, KASAI E, KANO J, et al. Numerical simulation model of the iron ore sintering process directly describing the agglomeration phenomenon of granules in the packed bed [J]. *ISIJ International*, 2000, 40(5): 448-454.
- [11] SHEA J. Perry's chemical engineer's handbook-7th edition [Book Review] [J]. *Electrical Insulation Magazine IEEE*, 2000, 16(3): 34-35.
- [12] 郑坤灿, 温治, 王占胜, 等. 前沿领域综述——多孔介质强制对流换热研究进展 [J]. *物理学报*, 2012, 60(1): 014401.
ZHENG Kuncan, WEN Zhi, WANG Zhansheng, et al. A review of cutting-edge fields——research progress on forced convection heat transfer in porous media [J]. *Acta Phys. Sin*, 2012, 60(1): 014401.
-
- (上接第 20 页)
- CHEN Changjing, ZHANG Lanfang. The discussion on design of the heat recovery boiler of rotary hearth furnace [J]. *Industrial Boiler*, 2014(6): 37-39.
- [55] 曾晖, 薛庆国, 张毅, 等. 一种利用转底炉二次粉尘提取锌、钾、钠的方法: CN102808087B [P]. 2015-04-22.
ZENG Hui, XUE Qingguo, ZHANG Yi, et al. A method for extracting zinc, potassium and sodium in RHF second dust: CN102808087B [P]. 2015-04-22.
- [56] 唐茜. 转底炉二次粉尘中有价元素提取工艺的实验研究 [D]. 重庆: 重庆大学, 2018.
TANG Xi. *Experimental study on extraction process of valuable elements in RHF second dust* [D]. Chongqing: Chongqing University, 2018.
- [57] LIANG S, LIANG X P, TANG Q. Treatment of secondary dust produced in rotary hearth furnace through alkali leaching and evaporation-crystallization processes [J]. *Processes*, 2020, 8(4): 396.