



## 碎煤熔渣加压气化过程数值模拟分析

张利合, 白燕萍, 许德平, 张海永, 徐振刚, 王永刚

### Numerical simulation of crushed coal pressurized slagging gasification

引用本文:

张利合, 白燕萍, 许德平, 张海永, 徐振刚, 王永刚. 碎煤熔渣加压气化过程数值模拟分析[J]. *矿业科学学报*, 2024, 9(5): 797–806.

ZHANG Lihe, BAI Yanping, XU Deping, et al. Numerical simulation of crushed coal pressurized slagging gasification[J]. *Journal of Mining Science and Technology*, 2024, 9(5): 797–806.

---

## 您可能感兴趣的其他文章

### 1. BGL气化过程中煤热解特性数值分析与研究

引用本文: 张利合, 许德平, 徐振刚, 等. BGL气化过程中煤热解特性数值分析与研究[J]. *矿业科学学报*, 2023, 8(2): 232–241.

### 2. 改性煤气化粗渣活性特征及其复合水泥浆体水化硬化性能研究

引用本文: 王栋民, 房奎圳, 张明. 改性煤气化粗渣活性特征及其复合水泥浆体水化硬化性能研究[J]. *矿业科学学报*, 2022, 7(5): 513–521.

### 3. 煤气化粗渣地质聚合物的热稳定性研究

引用本文: 吕政晔, 张彤, 刘泽, 等. 煤气化粗渣地质聚合物的热稳定性研究[J]. *矿业科学学报*, 2022, 7(5): 595–603.

### 4. 掺改性煤气化渣水泥新拌浆体与减水剂相容性研究

引用本文: 张明, 房奎圳, 王栋民, 等. 掺改性煤气化渣水泥新拌浆体与减水剂相容性研究[J]. *矿业科学学报*, 2021, 6(6): 737–745.

### 5. 基于输运床的内在碳捕集气化制氢反应器操作条件研究

引用本文: 迟金玲, 李柯颖, 毛隆干, 等. 基于输运床的内在碳捕集气化制氢反应器操作条件研究[J]. *矿业科学学报*, 2021, 6(2): 210–217.

张利合,白燕萍,许德平,等. 碎煤熔渣加压气化过程数值模拟分析[J]. 矿业科学学报, 2024, 9(5): 797-806. DOI: 10.19606/j.cnki.jmst.2024.05.014

ZHANG Lihe, BAI Yanping, XU Deping, et al. Numerical simulation of crushed coal pressurized slagging gasification [J]. Journal of Mining Science and Technology, 2024, 9(5): 797-806. DOI: 10.19606/j.cnki.jmst.2024.05.014

## 碎煤熔渣加压气化过程数值模拟分析

张利合<sup>1,2</sup>, 白燕萍<sup>1</sup>, 许德平<sup>1</sup>, 张海永<sup>1</sup>, 徐振刚<sup>2</sup>, 王永刚<sup>1</sup>

1. 中国矿业大学(北京)化学与环境工程学院, 北京 100083;

2. 中国中煤能源集团有限公司煤化工研究院, 北京 100120

**摘要:**碎煤熔渣加压气化技术(British Gas-Lurgi, BGL)取缔了炉篦,干法排渣改液态排渣,气化性能显著改善。为揭示BGL煤气化本质结构特征,支撑企业气化装置性能再提升,论文采用数值模拟方法构建了热力学平衡模型、煤气化动力学模型和欧拉多相流模型,并验证了模型合理性。模拟研究表明:与鲁奇煤气化相比,气化平衡温度由795℃(鲁奇炉)提高到1029℃,水蒸气分解率由32.66%提高到93.12%;床层最高温度由1110℃提高至1837℃,远高于煤灰流动温度1210℃,提高了气化强度,保证了液态排渣;BGL煤气化反应在炉膛下部基本完成,仅有少量水蒸气参与变换反应,粗煤气中的CH<sub>4</sub>基本来自煤热解;气化炉床层腾涌波动,增强了传热传质;喷嘴射流冲击煤焦颗粒,形成向中心区延伸的椭球形燃烧回旋区,成为BGL煤气化的重要功能单元,实现一次布气,为气化层和熔渣池提供热量;熔渣池中液渣上下回旋流动,有利于降低熔渣残碳,保障顺畅排渣。

**关键词:**煤气化;碎煤熔渣;气化温度;燃烧回旋区;床层结构

**中图分类号:**TD 984、TQ 530 **文献标志码:**A **文章编号:**2096-2193(2024)05-0797-10

## Numerical simulation of crushed coal pressurized slagging gasification

ZHANG Lihe<sup>1,2</sup>, BAI Yanping, XU Deping<sup>1</sup>, ZHANG Haiyong<sup>1</sup>, XU Zhengang<sup>2</sup>, WANG Yonggang<sup>2</sup>

1. School of Chemical and Environmental Engineering, China University of Mining and Technology-Beijing, Beijing 100083;

2. Research Institute of Coal Chemical Industry, China National Coal Group Corporation, Beijing 100120

**Abstract:** The Crushed Coal Pressurized Slagging Gasification (British Gas-Lurgi, BGL) renders the use of gates obsolete and changes from dry slag discharge to liquid slag discharge, significantly improving the gasification performance. This study aims to reveal the essential structural characteristics of BGL coal gasification to further improve the performance of gasification equipment. We established the thermodynamic equilibrium model, coal gasification dynamics model and Euler multiphase flow model via numerical simulation, and validated these models. The simulation results show that 1) compared with Lurgi coal gasification, the gasification equilibrium temperature increases from 795 °C (Lurgi gasifier) to 1029 °C, and the decomposition rate of water vapor increases from 32.66% to 93.12%. The maximum bed temperature increases from 1110 °C to 1837 °C, much higher than the coal ash flow

**收稿日期:**2024-03-13 **修回日期:**2024-06-11

**基金项目:**国家自然科学基金(42030807)

**作者简介:**张利合(1977—),男,山东济宁人,博士,高级工程师,主要从事煤化工方面的研究与科技管理工作。E-mail: zhanglih@chinacoal.com

**通信作者:**许德平(1963—),男,江苏泰州人,教授,主要从事洁净煤技术、煤化工方面的教学与科研工作。E-mail: xdp1073@163.com

temperature (1 210 °C). This improves the gasification intensity and ensures liquid slag discharge. 2) BGL coal gasification reaction is mainly completed in the lower part of the furnace, with only a small amount of water vapor participating in the shift reaction. CH<sub>4</sub> in the crude gas mainly comes from coal pyrolysis. 3) The fluctuation of bed surge in gasifier enhances heat and mass transfer. 4) Nozzle Jet impacts and squeezes coal char particles, forming an ellipsoidal combustion raceway extending to the central area. This becomes an important functional unit of BGL gasification, realizing primary gas distribution and providing heat for gasification layer and slag pool. 5) The liquid slag in the slag pool whirls up and down, which is beneficial to reduce carbon residue in slag and ensure smooth slag discharge.

**Key words:** coal gasification; crushed coal slag; gasification equilibrium temperature; combustion raceway; bed structure

英国燃气公司(British Gas Corporation, 现为 Advantica Ltd)最先开发并建成碎煤熔渣加压气化技术工业示范装置。因此,碎煤熔渣加压气化技术通常称为 BGL 煤气化技术。BGL 为鲁奇(Lurgi)煤气化改进版,取缔了炉篦,气化剂通过喷嘴鼓入炉膛,气化剂中氧气与煤焦颗粒剧烈燃烧,释放大热,不仅将灰渣熔融成液态,形成熔渣池,还通过高温气体上行,将热量带入还原层。这使得 BGL 气化炉突破了原料煤灰熔点限制,气化性能显著提升。山西某企业在晋华水煤浆气化炉、航天粉煤加压气化炉和赛鼎固定床干法排渣气化炉上开展了气化试烧评价,评价结果见表 1,其中 BGL 炉为某企业性能标定数据。由于平朔煤灰熔点(1 630 °C)高,晋华炉和航天炉的比氧耗和粗煤气中 CO<sub>2</sub> 含量高于行业均值,但仍具有一定代表性。BGL 炉有效气(CO+H<sub>2</sub>)含量高于赛鼎炉和晋华炉,粗煤气中 CO<sub>2</sub> 含量远低于赛鼎炉;粗煤气出口温度在 500 °C 左右,热利用率高,比氧耗低于晋华炉和航天炉;汽氧比低于赛鼎炉,气化废水产生量少。BGL 炉副产轻质油、中油、焦油和甲烷,降低了煤气生产成本。若拟建煤制天然气项目,BGL 副产的 CH<sub>4</sub> 占最终天然气产品产量的 1/3 左右,可显著减低后续装置投资。气化试烧中,赛鼎炉灰渣残碳率 2.5%~4.0%,气流床粗渣残碳率 3.86%~5.62%,细渣残碳率 14.44%~27.86%。某企业 BGL 炉灰渣残碳率小于 0.5%,为黑色玻璃状颗粒,没有淋滤析出物,可作为环保型建筑材料。可见,BGL 的性能数据总体优于其他炉型。

从床层结构而言,BGL 煤气化床层从上而下分为干燥区、热解区、还原区和燃烧区。这和鲁奇煤气化相同。BGL 煤气化还具有气流床和流化床的一些特点。炉膛下部喷嘴将气化剂高速喷入炉膛,鼓动床层,形成强扰动的高温燃烧空腔(“燃烧

回旋区”),其燃烧特点与气流床有些相似。熔渣池中液渣在排渣口鼓泡烟气作用下呈流化态<sup>[1]</sup>,与流化床有些相似。直接观测生产装置或搭建热态实验装置,研究 BGL 高温高压多相反应体系,不仅费用高昂,而且操作难度大,数值模拟方法灵活全面,可大大缩短研发周期短和降低成本,目前已成为科学研究和装备研发的重要手段。

表 1 不同炉型气化技术经济指标对比

Table 1 Comparison between technical and economic indexes of gasification in different gasifiers

项目	晋华炉	航天炉	赛鼎炉	BGL 炉	
煤气组成/ %	CO	42.10	52.67	27.43	57.29
	H <sub>2</sub>	36.36	30.47	41.75	26.77
	CO <sub>2</sub>	20.33	15.53	22.96	4.87
	CH <sub>4</sub>	0.08	0.01	7.12	7.32
	H <sub>2</sub> S	0.41	0.42	0.24	0.6
	N <sub>2</sub>	0.72	0.8	0.28	2.45
	其他	—	—	0.22	0.52
	小计	100.00	100.00	100.00	100.00
技术经济指标	比煤耗/ (kg·km <sup>-3</sup> )	494.7	483.26	656.3	497.97
	比氧耗/ (m <sup>3</sup> ·km <sup>-3</sup> )	419	321	155.64	212
	汽氧比/ (kg·m <sup>-3</sup> )	—	—	3.61	0.97

注:以干燥无灰基煤为基准。

BGL 煤气化数值模拟研究是一个由简到繁、不断深化的过程。热力学平衡模型是最早提出的固定床加压煤气化数学模型,也称零维模型。尽管热力学平衡模型构建相对简单,数值算法比较简洁,但是诸多研究均展现了其预测结果的高可靠性,仍被广泛用于科学研究和生产操作等<sup>[2]</sup>。煤

气化动力学模型也称机理模型,由 YOON 等<sup>[3]</sup> 1978 年提出,随后许多学者<sup>[4-7]</sup> 开展了大量完善和发展工作。数学模型越来越复杂,数值求解难度不断增加。例如, HOBBS 等<sup>[4]</sup> 构建的煤气化动力学模型由 191 个联立常微分方程组成,数值求解困难,预测精度不理想。为深入研究 BGL 煤气化现象和规律,越来越多学者开始关注和采用计算流体力学(CFD)。目前,相关文献<sup>[8-11]</sup> 多基于冷态小试装置研究气固两相流问题,而气液固多相反应流模拟研究尚少。

为更深入理解气化机理和本质结构特征,指导企业优化操作,提升工艺和性能。张利合等<sup>[12]</sup> 通过理论推导和计算发现, Fu-Zhang 通用热解模型描述 BGL 煤气化热解动力学过程较 DAEM 模型为合理。针对 BGL 煤气化过程,改进了经典缩芯反应模型,拓宽了其温度计算域,成功用于煤焦气化反应计算分析<sup>[13]</sup>。在此基础上,本文采用数值模拟方法构建热力学平衡模型、煤气化动力学模型和欧拉多相流模型,揭示 BGL 煤气化的本质结构特征,以服务于性能再提升、装备研发和工程设计等。

## 1 数学模型构建与验证

### 1.1 热力学平衡模型

预测 BGL 煤气化产品组成,以及分析影响因子与煤气产品的关系,可为后续数学模型简化处理和数值分析等奠定基础。煤气化产品组成预测以物质和能量衡算为基础,将气化过程分为干燥热解和焦化燃烧两个阶段,分别计算热解煤气和焦化煤气产率、组成,求得综合煤气产率、组成。假定煤由 C、H、O、N、S 和灰分组成,非碳原子均在干燥热解阶段析出,热解气和焦油不参与焦化反应,进入焦化燃烧段的仅为灰分和碳<sup>[12]</sup>;鉴于热解层高度仅占整个床层高度的 1/10 左右,煤热解热效应小,将热解过程简化为挥发分析出过程,热解产物产率、组成与热解过程无关,产率和组成由实验确定。那么,煤气反应组分可简化为 C、O<sub>2</sub>、CO、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub> 和 H<sub>2</sub>O 7 种。热力学平衡模型选择 3 个化学平衡方程(CO<sub>2</sub> 气化反应 R1、H<sub>2</sub>O 气化反应 R2 和 H<sub>2</sub> 气化反应 R3)、组分体积分数归一化方程和汽氧比守恒方程。5 个未知数 5 个方程,方程封闭可解。3 个气化反应的平衡常数公式采用文献研究结果<sup>[2,7]</sup>。正常情况下,熔渣残碳含量小于 0.5%,对煤气组成影响小。模拟计算假定熔渣池内没有化学反应发生。

热力学平衡模型计算采用 Excel 和 MATLAB

2018 相结合的方法求解,划分为干燥热解段和焦化燃烧段两部分。根据热解元素分配系数,由 Excel 计算热解煤气产率和组成,计算进入焦化煤气的碳物质量。假定焦化温度,在 MATLAB 2018 上求解焦化反应方程组,获得焦化煤气组成。然后将焦化组成数据输入 Excel,计算焦化煤气产率和能量。若焦化燃烧段能量输入、输出不满足能量守恒,重新设定焦化温度。焦化燃烧段满足能量守恒,计算焦化煤气组成和产率,与热解煤气加和,求得综合煤气产率和组成。

某企业采用 BGL 炉原料煤进行了干法排渣加压固定床气化实验研究(鲁奇炉试验),煤质数据见表 2。试验装置内径 100 mm,设计压力 5.0 MPa,最大操作压力 3.2 MPa,操作温度在 1 000 ℃左右。模型计算值与试验值基本吻合(表 3),表明构建的平衡模型可用于 BGL 煤气化组分预测。

表 2 某企业气化原料煤煤质分析  
Table 2 Quality analysis of raw coal for gasification in the enterprise

项目	工业分析/%		元素分析/%	
	$M_t$	12.86	$C_{ad}$	73.61
	$M_{ad}$	4.8	$H_{ad}$	3.81
指标	$A_{ad}$	6.82	$O_{ad}$	9.88
	$V_{ad}$	27.59	$N_{ad}$	0.95
	$FC_{ad}$	60.79	$S_{t,ad}$	0.89

表 3 鲁奇炉试验值与模拟值对比  
Table 3 Comparison between experimental and simulated values of Lurgi gasifier

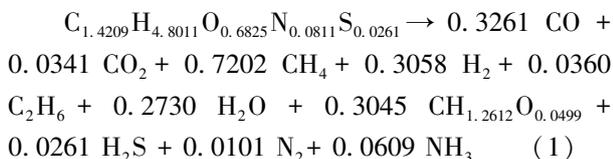
项目	试验值	模拟值
操作压力/MPa	3.0	3.0
加煤量/(kg·h <sup>-1</sup> )	5.14	5.14
煤气产量/(m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	10.3	10.31
床层温度峰值/℃	1 150	1 150
技术指标		
煤气产率/(m <sup>3</sup> ·t <sup>-1</sup> )	2 515	2 550
氧煤比/(m <sup>3</sup> ·t <sup>-1</sup> )	364	369
汽氧比/(kg·m <sup>-3</sup> )	5.17	5.17
焦油产率/(kg·t <sup>-1</sup> )	57.49	58.22
蒸汽分解率/%	33.45	32.66
煤气组成/%		
CO <sub>2</sub>	30.24	30.42
CO	21.19	21.64
H <sub>2</sub>	40.35	39.04
CH <sub>4</sub>	7.15	6.90
N <sub>2</sub>	0.42	0.21
H <sub>2</sub> S	0.34	0.21
其他	0.31	1.59
合计	100.00	100.00

注:以干燥无灰基煤为基准。

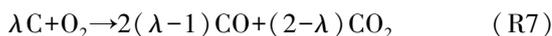
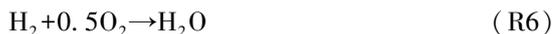
## 1.2 煤气化动力学模型

煤气化动力学模型用于研究炉内轴向组分分布和轴向温度分布。基于物料平衡和能量平衡,构建各组分摩尔流率微分控制方程和气固相温度微分控制方程。煤气化传热包括气固相间传热、相内传热、气固相与炉壁传热,传热形式有对流传热、辐射传热和热传导等。根据某企业 BGL 性能标定数据,夹套冷却水进水温度 246 °C,出水温度 252 °C,流量 252 m<sup>3</sup>/h,工作压力 4.0 MPa,中压蒸汽产量 915 kg/h (252 °C)。夹套冷却水蒸发潜热 1 713.4 kJ/kg,水套夹套吸收热量 1.568 GJ/h,为入炉煤热值的 0.15%。由于炉壁热损失很小,将 BGL 煤气化系统视为绝热反应体系。根据 BGL 气化炉结构参数,设炉膛体积 100 m<sup>3</sup>。根据企业生产数据,入炉煤质量流量取 34.06 t/h,堆密度取 750 kg/m<sup>3</sup>,假定下行速度为常数,固相停留时间估算 2.20 h。炉膛出口湿基粗煤气产量 16.37 kg/s,出口密度 11.01 kg/m<sup>3</sup>,气相停留时间估算 31.61 s。类比全混流反应器,忽略辐射传热,气固传热主要考虑对流传热。

BGL 煤气化床层从上而下依次分为干燥层、热解层、还原层和燃烧层。依据企业生产情况预估,干燥层厚度 0.12~0.15 m,热解层厚度 0.60~0.80 m<sup>[12]</sup>,两者之和不足炉膛高度的 10% (某企业 BGL 炉内径 3.6 m,高 9.8 m)。干燥和热解均瞬时化处理。基于某企业原料煤热解气化试验和性能标定数据分析<sup>[12]</sup>,煤热解反应式如下:



在还原层,假定反应组分为 C、O<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>、CO 和 CH<sub>4</sub>。异相反应选择 R1、R2 和 R3。为考察均相反应对煤气组成的影响,选择水煤气变换反应 R4 和甲烷化重整反应 R5。因燃烧层和气化层以 O<sub>2</sub> 残留率划分,选择 R6 燃烧掉还原层剩余 O<sub>2</sub>。煤焦燃烧反应采用 R7 描述。假定熔渣池内没有化学反应。煤焦颗粒气化动力学模型采用改进的缩芯模型,各反应的动力学参数采用文献的研究成果<sup>[13]</sup>。



煤气化动力学模型在 MATLAB 2018 上编程计算,采用打靶算法,将边值问题转换为初值问题,计算逻辑框架如图 1 所示。设定热解层高度,将计算域划分为干燥热解层和燃烧气化层。干燥热解层由上而下计算,气化燃烧层由下而上计算。根据热力学平衡模型设定干燥热解层高度,根据某企业生产数据设定气化燃烧层初始值<sup>[13]</sup>。

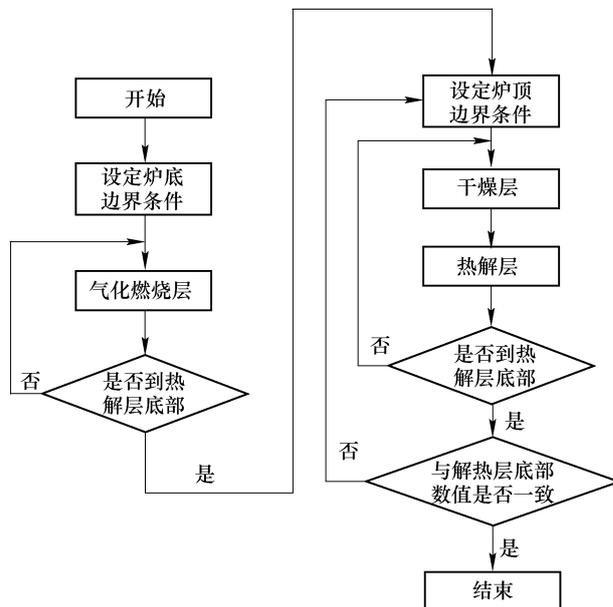


图 1 煤气化动力学模型数值计算逻辑框架<sup>[14]</sup>

Fig. 1 Logical framework for numerical calculation of coal gasification kinetic model

模型验证采用某企业性能标定数据,模型输入条件见表 4。熔渣温度取值 1 527 °C,气化剂初始温度取值 266 °C,模型预测的粗煤气出口组成与标定值 (表 5) 基本吻合。气相温度计算峰值 2 012 °C,固相温度计算峰值 1 978 °C,与企业经验估测的燃烧区温度基本一致。粗煤气出口温度计算值 546 °C,实测粗煤气出口温度约 538 °C,两者基本一致。计算结果表明,构建的煤气化动力学模型有效。

表 4 煤气化动力学模拟输入条件

Table 4 Input conditions of coal gasification kinetic simulation

名称	数量
操作压力/MPa	4.09
原料煤/(kg·s <sup>-1</sup> )	9.46
煤粒度/mm	6.00
蒸汽/(kg·s <sup>-1</sup> )	3.23
氧气/(kg·s <sup>-1</sup> )	4.25
熔渣残碳率/%	0.50

表 5 粗煤气组成计算值与标定值对比

Table 5 Comparison between calculated and calibrated values of crude gas composition

名称	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	合计
计算值	54.03	3.57	23.00	7.70	10.40	0.28	0.36	0.43	0.23	100.00
标定值	52.46	3.72	25.18	7.66	9.97	0	0.36	0.41	0.24	100.00

1.3 欧拉多相流模型

气化反应体系涉及气、液、固三相,有煤气、液渣和固相颗粒等。欧拉-拉格朗日法能跟踪每个颗粒的运动轨迹和形态变化等,揭示炼铁高炉中炉料分布规律、回旋区形成机制和煤气流分布等信息。但该方法对计算机运算能力要求高,完成一个工业装置算例要花费数月时间<sup>[14-15]</sup>。欧拉-欧拉法将颗粒相处理成连续介质(拟流体),拟流体与流体相均采用相同形式的流体动力学方程组描述:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_k \rho_k \varphi) + \text{div}(\varepsilon_k \rho_k \mathbf{U}_k \varphi) = \text{div}(\varepsilon_k \Gamma_k \text{grad} \varphi) + S_\varphi \quad (2)$$

式中,  $\varepsilon_k$  为  $k$  相体积分数;  $\rho_k$  为  $k$  相密度,  $\text{kg/m}^3$ ;  $\varphi$  为通用变量;  $\Gamma_k$  为  $k$  相广义扩散系数;  $\mathbf{U}_k$  为  $k$  相流体速度矢量,  $\text{m/s}$ ;  $S_\varphi$  为  $\varphi$  的广义源项。

由于欧拉多相流模型物理意义明确,经验参数少,对计算资源需求较低,预测效果好,Fluent、CFX 等商业软件将其封装为内核模块,诸多文献均基于这些软件开展多相流模拟<sup>[14-22]</sup>。BGL 煤气化多相流模拟采用欧拉多相流法,假定固相由粒度均一的球形颗粒组成,气液固视为相互穿插的连续相。气-液、气-固和液-固相间动量传递系数分别采用 Tomiyama 模型、Gidaspow 模型和 Syamlal-O'Brien 模型,相间传热系数和相间传质系数分别采用 Gunn 关联式计算 Nu 准数和 Sh 准数。

煤气化反应选定为 R1~R7,各反应的动力学参数和煤焦气化数学模型的确定参见文献[13]。几何模型最小网格尺寸控制在 2 个颗粒粒度以上<sup>[15]</sup>,气化剂喷嘴包含 3 个以上网格。某企业 BGL 煤气化炉原料煤粒度为 0~50 mm,小于 6 mm 的占比 25.07%。依据全料层挖炉取样筛分数据,气化层煤焦平均粒度 14.49 mm。高炉风口中内径 120 mm,入炉焦炭粒度 8~40 mm,风口取样焦炭平均粒度 15.51 mm<sup>[19]</sup>,风口回旋区数值模拟煤焦粒度不超过 10 mm<sup>[20-22]</sup>,煤焦密度取 650  $\text{kg/m}^3$ <sup>[20,22-23]</sup>。基于上述分析,BGL 多相流模拟中,煤焦粒度取 6.0 mm,密度取 650  $\text{kg/m}^3$ 。

BGL 炉上部简化为圆柱体,熔渣池简化为圆锥台,喷嘴插入床层深度 325 mm,喷嘴内径 20 mm,几何模型结构参数如图 2 所示。多相流模型计算需要将几何模型划分成网格,在网格上将偏微分方程离散为代数方程组。为减少计算量,无反应的多相流模拟采用三维模型,有反应的多相流模拟采用二维模型;根据几何模型的对称性,取炉膛 1/6 建立三维模型,取三维模型的对称面建立二维模型。二维模型用结构化网格划分,三维模型用多面体网格划分。模拟平台为 Fluent 19.0,异相反应速率模型和自定义参数模型均由 UDF (User-defined function) 实现,计算参数和条件见表 6。入口边界条件设置为速度进口边界条件,出口边界设置为压力出口边界条件,气相壁面条件为无滑移边界条件,固相壁面条件为无摩擦滑动边界条件<sup>[14,17,22]</sup>。

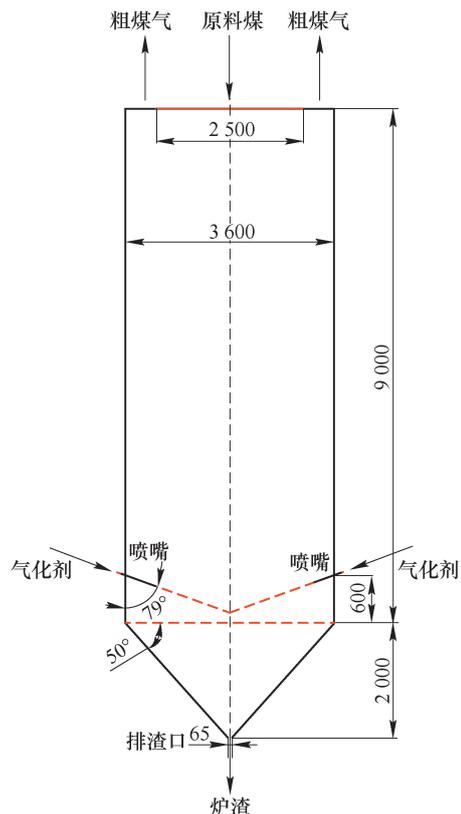


图 2 BGL 炉几何模型结构示意图

Fig. 2 Geometric model structure of BGL furnace

表6 CFD数值计算参数与条件  
Table 6 CFD numerical calculation parameters and conditions

项目	数值
$O_2/(kg \cdot s^{-1})$	5.462
水蒸气/ $(kg \cdot s^{-1})$	3.573
煤/ $(kg \cdot s^{-1})$	9.979
煤粒度/mm	6~50
煤真密度/ $(kg \cdot m^{-3})$	1400
熔渣密度/ $(kg \cdot m^{-3})$	2550
气化剂黏度/ $(kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1})$	2.92E-05
煤气黏度/ $(kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1})$	5.50E-05
熔渣黏度/ $(kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1})$	1.20

目前,BGL煤气化实验研究仍不充分,公开文献实验数据很少。文献[14,17]表明,炼铁高炉从炉顶装入铁矿石和焦炭,从炉子下部周边均布的风口吹入空气,在风口前形成了焦炭燃烧回旋区。焦炭和鼓入空气中的 $O_2$ 燃烧生成CO,在炉内上升过程中将下行的矿石料逐步还原、熔融成铁水和炉渣。汇聚到炉缸的铁水和炉渣从铁口和渣口定期放出,产生的高温煤气从炉顶排出。可见,炼铁高炉与BGL煤气化炉有诸多相似之处。为此,本文采用炼铁高炉的实验数据进行BGL煤气化多相流模型验证。赵欣<sup>[22]</sup>、曾华锋<sup>[24]</sup>等依照攀钢高炉结构参数,搭建了单风口冷模装置,高870 mm,宽500 mm,风口内径13 mm,风口插入深度45 mm,风口向下倾角 $5^\circ$ ,模型扇形夹角 $14^\circ$ ;以小黄米模拟炉料,空压机鼓入空气,应用数码相机实时拍摄;根据文献模型参数构建三维模型,网格最小尺寸4.0 mm,输入条件取文献实验值,得到的风口回旋区形状和大小如图3所示。本文模拟的风口回旋区云图如图4所示。由图3和图4可见,云图与实拍图像基本吻合,表明构建的多相流模型有效。

## 2 模拟结果与分析

### 2.1 气化温度分析

汽氧比是调节固定床加压煤气化炉操作温度的主要手段。BGL煤气化由固态排渣改为液态排渣,气化温度提高 $200^\circ C$ 以上,汽氧比降低80%以上,气化蒸汽节省80%以上,降低了合成气生产成本。某企业采用鲁奇炉试验时,为保证床层的良好透气性,煤焦不结渣,汽氧比调控范围为 $4.3 \sim 8.0 kg/m^3$ 。企业生产中,BGL汽氧比调控范围为 $0.7 \sim 1.2 kg/m^3$ 。热力学平衡模型计算表明:汽

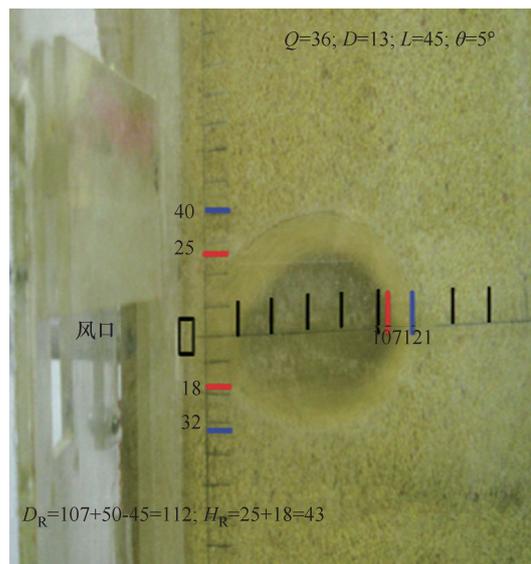


图3 炼铁高炉单风口冷模实拍图像<sup>[23]</sup>

Fig. 3 Actual image of single tuyere cold mold of ironmaking blast furnace

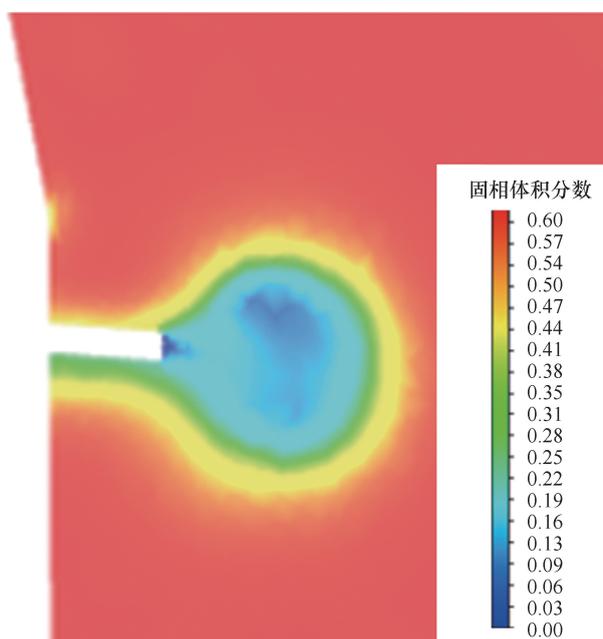


图4 炼铁高炉单风口冷模模拟图像

Fig. 4 Simulation image of single tuyere cold model of ironmaking blast furnace

氧比取 $5.74 kg/m^3$ 时,气化温度为 $795^\circ C$ ;汽氧比取 $0.90 kg/m^3$ 时,气化温度为 $1157^\circ C$ ;汽氧比取 $0.7 kg/m^3$ 时,气化温度为 $1365^\circ C$ 。

由于BGL煤气化汽氧比低、气化温度高,水蒸气基本分解,煤气产率高。热力学平衡模型计算表明:汽氧比取 $0.70 kg/m^3$ 时,水蒸气分解率99.1%;当汽氧比取 $1.2 kg/m^3$ 时,水蒸气分解率91.2%;气化剂中蒸汽几乎全部分解生成CO和 $H_2$ 。气化相同摩尔数的碳,水蒸气分解量越多,煤

气产率越高。汽氧比取  $5.74 \text{ kg/m}^3$  (试验操作值) 时,干粗煤气产率为  $2\,550 \text{ m}^3/\text{t}$  (干燥无灰基),湿粗煤气产率  $4\,045 \text{ m}^3/\text{t}$ ; 汽氧比取  $0.96 \text{ kg/m}^3$  (某企业标定值) 时,干粗煤气  $2\,066 \text{ m}^3/\text{t}$ ,湿粗煤气  $2\,275 \text{ m}^3/\text{t}$ 。湿煤气流量是控制出炉煤气带尘量的重要参数。与鲁奇炉相比,鲁奇炉湿煤气产率为 BGL 炉的 177.8%,粗煤气通量相等的情况下,BGL 气化强度为鲁奇炉的 177.80%。

### 2.2 床层煤气组成分析

煤气化动力模拟研究表明:气体组分在床层温度最高点附近急剧变化(图 5);煤焦燃烧释放大热量,使床层温度迅速达到峰值,水蒸气和  $\text{CO}_2$  被迅速消耗,生成  $\text{CO}$  和  $\text{H}_2$ 。气化层上部,尽管反应仍在进行,但是煤气组分体积分数曲线非常平坦, $\text{CO}$  和  $\text{CO}_2$  生成量很小。这说明仅有少量水蒸气参与水煤气变换反应。模型计算还表明:粗煤气中的  $\text{CH}_4$  基本来自原料煤热解过程,粗煤气组成预测可不考虑  $\text{H}_2$  气化生成  $\text{CH}_4$  的反应。在热解层和干燥层,组分体积分数变化,与挥发分析出和煤中水蒸发相关。

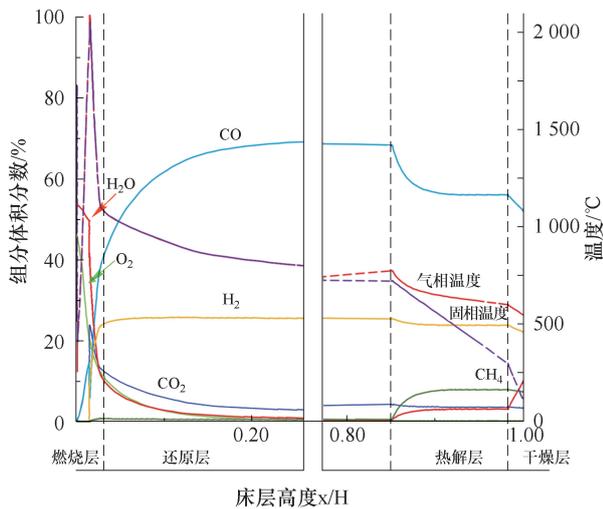


图 5 煤气组分体积分数沿床层高度分布

Fig. 5 Distribution of gas component volume fraction along bed height

### 2.3 床层温度分析

BGL 炉没有炉篦,支撑床层、松动床层和一次布气是由气化剂喷嘴和熔渣池共同实现的。煤气化动力学模型计算表明(图 6 和图 7):汽氧比取  $0.80 \text{ kg/m}^3$  时,气相温度峰值  $2\,095 \text{ }^\circ\text{C}$ ,固相峰值温度为  $2\,006 \text{ }^\circ\text{C}$ ,温度峰值高度  $0.199 \text{ m}$ ;汽氧比取  $1.0 \text{ kg/m}^3$  时,气相温度峰值  $1\,961 \text{ }^\circ\text{C}$ ,固相温度峰值为  $1\,837 \text{ }^\circ\text{C}$ ,温度峰值高度  $0.218 \text{ m}$ 。这说明,BGL 煤气化的床层最高温度远高于煤灰流动温度

$1\,210 \text{ }^\circ\text{C}$  (FT),保障了灰渣熔融与良好流动性。

汽氧比是调整床层温度的主要参数,也是影响床层温度分布的重要参数。煤气化动力学模型计算表明(图 7 和图 8):汽氧比取  $5.74 \text{ kg/m}^3$  时,气相温度峰值  $1\,110 \text{ }^\circ\text{C}$ ,固相温度峰值为  $1\,110 \text{ }^\circ\text{C}$ ,温度峰值高度  $0.910 \text{ m}$ ;汽氧比取  $4.30 \text{ kg/m}^3$  时,气相温度峰值  $1\,246 \text{ }^\circ\text{C}$ ,固相温度峰值温度为  $1\,246 \text{ }^\circ\text{C}$ ,温度峰值高度  $0.830 \text{ m}$ 。这说明,汽氧比越低,床层峰值温度越高,峰值高度越低,灰渣携带的潜热越高,越有助于灰渣熔融和降低液渣黏度。

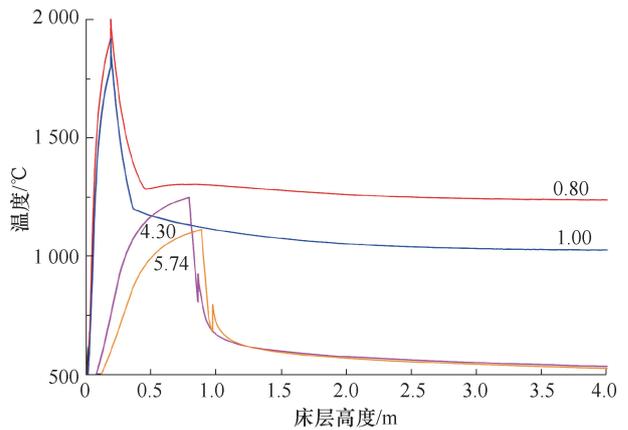


图 6 汽氧比对气相温度分布的影响

Fig. 6 Effect of steam-oxygen ratio on gas temperature distribution

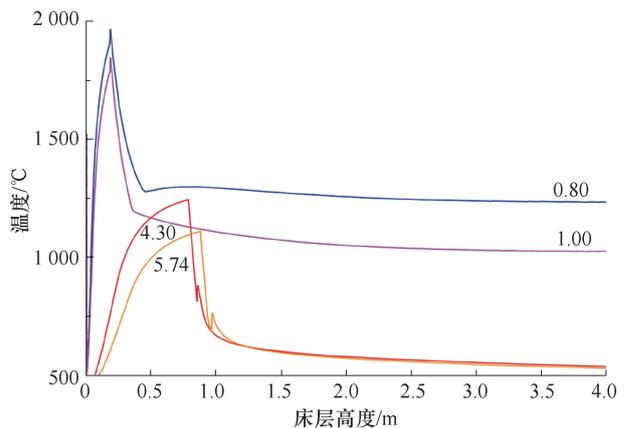


图 7 汽氧比对固相温度分布的影响

Fig. 7 Effect of steam-oxygen ratio on solid temperature distribution

### 2.4 燃烧回旋区分析

燃烧回旋区是 BGL 煤气化的重要功能单元。炉膛下部周边均布 6 个喷嘴,将气化剂以  $110 \sim 160 \text{ m/s}$  鼓入炉内。高速气流冲击喷嘴前缘煤焦颗粒,挤压外缘煤焦颗粒,形成 6 个向中心区延伸的空腔区。卷入空腔的煤焦颗粒被回旋气流夹带作回旋运动,相互撞击、摩擦,与气化剂中氧反应释

放大量热,使空腔温度达 $2\ 000\ ^\circ\text{C}$ 以上<sup>[24,26]</sup>。呼伦贝尔金新化工 BGL 褐煤气化燃烧回旋区估测深度为 $0.80\ \text{m}$ 或更小,中煤鄂能化工 BGL 弱黏煤气化燃烧回旋区估测深度为 $0.70\sim 1.00\ \text{m}$ 。欧拉多相流模拟表明:燃烧回旋区呈椭球形,喷嘴射流的部分气流下行至熔渣池顶部,折返上行,与燃烧回旋区共同实现均匀布气;BGL 炉燃烧回旋区深度 $0.725\ \text{m}$ ,最大厚度 $0.202\ \text{m}$ 。模拟中,未考虑半焦燃烧、气化反应,射流速度 $160\ \text{m/s}$ ,熔渣池液渣填充高度 $1.9\ \text{m}$ ,床层填充高度 $8.0\ \text{m}$ ,颗粒相初始化体积分数 $0.45$ 。

熔渣池是液态熔渣汇聚区,液渣黏度控制范围 $1.0\sim 3.0\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ 。气化剂喷嘴内径在 $20\ \text{mm}$ 左右,下倾 $20^\circ$ 左右,气化剂高速喷入床层底部,穿透床层,在熔渣池上部形成剪切搅拌作用。高温烟气( $1\ 500\sim 1\ 800\ ^\circ\text{C}$ )由排渣口鼓入熔渣池,流量 $1\ 400\sim 1\ 600\ \text{m}^3/\text{h}$ ,气流速度 $4\ \text{m/s}$ 左右,扰动液渣,避免液渣从渣口流出。在气化剂喷嘴射流剪切和渣口高温烟气扰动作用下,液渣呈上下回旋流动,液渣流线结构(二维多相反应流模型计算 $20.0\ \text{s}$ 时)如图8所示。在喷嘴高速射流作用下,燃烧回旋区中煤焦颗粒相互摩擦、撞击,灰层易于剥落,熔渣不容易捕获并包裹未反应碳。液渣上下回旋流动,有利于残碳颗粒富集、上浮。液渣密度 $2\ 522\sim 2\ 544\ \text{kg}/\text{m}^3$ ,煤焦真密度约 $1\ 400\ \text{kg}/\text{m}^3$ ,卷入熔渣的残碳颗粒将富集、上浮,参与燃烧气化反应,这使得熔渣残碳率大大降低。某企业 BGL

煤气化装置 $72\ \text{h}$ 性能标定,熔渣残碳率检测 $3$ 次, $2$ 次未检出,一次 $2.26\%$ ,平均值 $0.75\%$ 。熔渣被上下搅拌和扰动,热量载入熔渣池,提高了液渣温度,降低了液渣黏度,黏稠液渣卷入回旋流中,避免了排渣口堵塞<sup>[1,25,26]</sup>。可见,液渣上下回旋流动有利于保持液渣良好的流动性、保障顺畅排渣等。

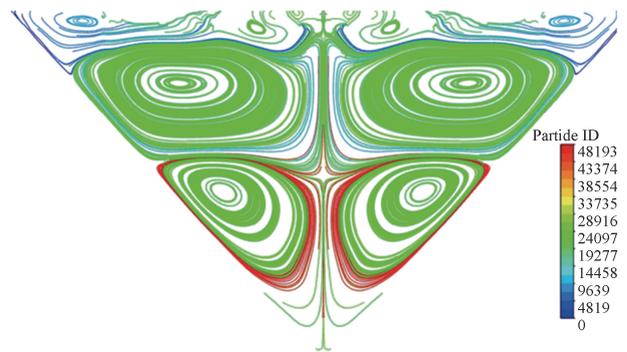


图8 液态熔渣流线结构

Fig. 8 Streamline structure of liquid slag

## 2.5 床层结构分析

床层多相流模拟采用二维模型,颗粒相初始化体积分数为 $0.51$ ,床层填充高度 $8.0\ \text{m}$ 。喷嘴气化剂射流速度折算为周向均布速度 $2.55\ \text{m/s}$ 。在计算中发现,熔渣池填充颗粒相时,计算收敛颇为困难。熔渣池填充液渣时,计算过程稳健。这说明熔渣池对床层结构稳定发挥着重要支撑作用。床层形成过程如图9所示。

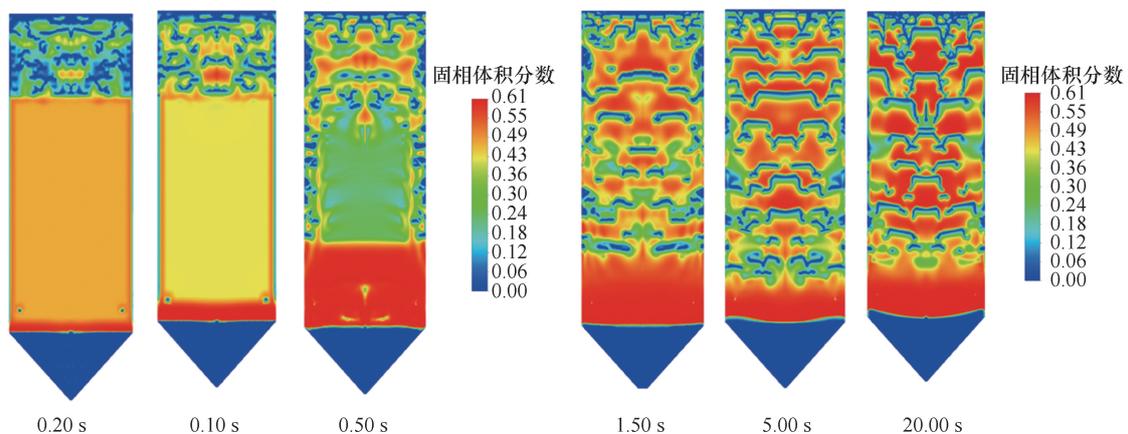


图9 固相体积分数变化规律

Fig. 9 Variation patterns of solid volume fraction

炉膛上部颗粒首先呈现腾涌运动。床层空隙犹如气泡,这些气泡上行到自由界面破裂、聚并,将颗粒抛射起来并积聚成层,再不断被破坏、重构。腾涌状床层不断向下延伸, $5.0\ \text{s}$ 后呈现动态稳定。这种腾涌状床层结构,提高了床层松散度和传热传

质,有利于提高 BGL 煤气化强度。

## 3 结 语

本文采用热力学平衡模型、煤气化动力学模型和欧拉多相流模型,模拟研究了 BGL 气化过程,并

验证了模型合理性,揭示了BGL煤气化过程的本质结构特征,得到如下结论:

(1)与鲁奇炉煤气化相比,BGL气化温度提高,气化性能提升。模拟研究表明,鲁奇炉气化温度795℃(汽氧比5.74 kg/m<sup>3</sup>),水蒸气分解率32.66%;BGL炉气化温度1 029℃(汽氧比0.96 kg/m<sup>3</sup>),水蒸气分解率93.12%。与鲁奇煤气化相比,BGL炉有效气产率提高14.74%以上,气化强度提高77.80%以上。

(2)煤气化反应主要集中在床层下部。气相温度计算峰值2 012℃,固相温度计算峰值1 978℃,温度峰值距床层底部约0.21 m,气体组分急剧变化主要分布在温度峰值附近。气化层上部,尽管反应仍在进行,但是煤气组分摩尔流率曲线非常平坦,CO和CO<sub>2</sub>生成量很小,这说明仅有少量水蒸气参与水煤气变换反应。

(3)床层结构呈腾涌状,提高了床层松散度,强化了传热传质,有利于提高气化强度。燃烧回旋区呈椭球形向中心区延伸,为气化过程的重要功能单元。喷嘴射流部分气流下行至熔渣池顶部,折返上行,与燃烧回旋区共同实现一次布气。熔渣池中液渣上下回旋流动,保障了顺畅排渣,降低了熔渣残碳率。

## 参考文献

- [1] 陈江明. 固定床熔渣气化炉排渣影响因素及其控制方法[J]. 洁净煤技术,2018,24(4): 84-89.  
CHEN Jiangming. Influence factors and slagging control methods of fixed bed slag gasifier[J]. Clean Coal Technology,2018,24(4): 84-89.
- [2] 项友谦, HEDDEN K. 煤气化过程热力学平衡组成的理论计算[J]. 煤气与热力, 1986(1):1-7.  
XIANG Y Q, HEDDEN K. Theoretical calculation of thermodynamic equilibrium composition in coal gasification process [J]. Gas and Thermal Power, 1986(1):1-7.
- [3] YOON H, WEI J, DENN M M. A model for moving-bed coal gasification reactors [J]. AIChE Journal, 1978, 24(5): 885-903.
- [4] HOBBS M L. Modeling countercurrent fixed-bed coal gasification[D]. USA:Brigham Young University, 1990.
- [5] 王光德,沙兴中,任德庆. 加压移动床煤气化反应器的数学模型[J]. 煤气与热力,1993,13(2): 14-27.  
WANG Guangde, SHA Xingzhong, REN Deqing. Pressurized moving-bed coal gasification modeling[J]. Gas & Heat,1993,13(2): 14-27.
- [6] 郭小雪,陈良奇,朱晓龙,等. BGL气化炉新型建模方法及优化分析[J]. 科学通报,2021,66(21): 2719-2727.  
GUO Xiaoxue, CHEN Liangqi, ZHU Xiaolong, et al. Numerical simulation and optimization analysis of BGL gasifier with a novel model[J]. Chinese Science Bulletin, 2021,66(21): 2719-2727.
- [7] 刘旭光. 煤热解 DAEM 模型分析及固定床煤加压气化过程[D]. 北京:中国科学院山西煤炭化学研究所,2000.  
LIU Xuguang. DAEM Model analysis of coal pyrolysis and pressurized gasification process of fixed bed coal [D]. Beijing: Institute of Coal Chemistry, Chinese Academy of Sciences,2000.
- [8] XU J, YU S, WANG N, et al. Characterization of high-turbulence zone in slowly moving bed slagging coal gasifier by a 3D mathematical model[J]. Powder Technology,2017,314: 524-531.
- [9] 杜时,樊俊杰,张忠孝,等. 固定床熔渣气化炉内冷态气固两相流动特性[J]. 洁净煤技术,2018,24(2): 46-50.  
DU Shi, FAN Junjie, ZHANG Zhongxiao, et al. Cold model of gas-solid two-phase flow characteristics in fixed bed slagging gasifier[J]. Clean Coal Technology,2018,24(2): 46-50.
- [10] ISMAIL T M, SHI M L, XU J L, et al. Assessment of coal gasification in a pressurized fixed bed gasifier using an ASPEN plus and Euler - Euler model[J]. International Journal of Coal Science & Technology, 2020,7(3): 516-535.
- [11] 迟金玲,李柯颖,毛隆干,等. 基于输运床的内在碳捕集气化制氢反应器操作条件研究[J]. 矿业科学学报,2021,6(2): 210-217.  
CHI Jinling, LI Keying, MAO Longgan, et al. Study on operation condition of an in situ carbon capture gasification based on transport reactor[J]. Journal of Mining Science and Technology,2021,6(2): 210-217.
- [12] 张利合,许德平,徐振刚,等. BGL气化过程中煤热解特性数值分析与研究[J]. 矿业科学学报,2023,8(2): 232-241.  
ZHANG Lihe, XU Deping, XU Zhengang, et al. Numerical analysis and research on coal pyrolysis characteristics in BGL gasification process[J]. Journal of Mining Science and Technology,2023,8(2): 232-241.
- [13] 张利合,张凡,李昌伦,等. BGL煤气化动力学模型构建与验证[J]. 化工学报,2022,73(10): 4668-4678.  
ZHANG Lihe, ZHANG Fan, LI Changlun, et al. Construction and verification of BGL coal gasification ki-

- netic model[J]. *CIESC Journal*, 2022, 73(10): 4668-4678.
- [14] 陆元翔. 高炉炉料下降与回旋区形成的模拟与实验[D]. 北京: 北京科技大学, 2021.  
LU Yuanxiang. Simulation and experiment of burden drop and raceway formation in blast furnace [D]. Beijing: University of Science and Technology Beijing, 2021.
- [15] 白玲. 流化床稠密气固两相瞬态流动的离散元模拟与高速摄影实验研究[D]. 镇江: 江苏大学, 2020.  
BAI Ling. Discrete element simulation and high-speed photography experimental study on dense gas-solid two-phase transient flow in fluidized bed [D]. Zhenjiang: Jiangsu University, 2020.
- [16] RABADAN SANTANA E, POZZETTI G, PETERS B. Application of a dual-grid multiscale CFD-DEM coupling method to model the raceway dynamics in packed bed reactors[J]. *Chemical Engineering Science*, 2019, 205: 46-57.
- [17] 郁肖兵. 氧气高炉煤气流分布的数值模拟[D]. 沈阳: 东北大学, 2014.  
YU Xiaobing. Numerical simulation of gas flow distribution in oxygen blast furnace [D]. Shenyang: Northeastern University, 2014.
- [18] 赵明东, 董东林, 田康. 煤炭地下气化覆岩温度场和裂隙场变化机制模拟研究[J]. *矿业科学学报*, 2017, 2(1): 1-6.  
ZHAO Mingdong, DONG Donglin, TIAN Kang. Change mechanism simulation study of the overlying strata temperature field and fracture field in UCG [J]. *Journal of Mining Science and Technology*, 2017, 2(1): 1-6.
- [19] 张立国, 刘德军, 张磊, 等. 高炉风口直径和风口焦炭粒度对高炉影响规律的研究[J]. *鞍钢技术*, 2006(1): 7-10.  
ZHANG Liguang, LIU Dejun, ZHANG Lei, et al. Study on influence regularity of BF tuyere diameter and coke particle size on it [J]. *Angang Technology*, 2006(1): 7-10.
- [20] 郭术义. 高炉回旋区湍流特性研究[D]. 济南: 山东大学, 2006.  
GUO Shuyi. Study on turbulent characteristics of raceway of blast furnace [D]. Jinan: Shandong University, 2006.
- [21] 陈克武. 高炉回旋区形状的数值模拟与可视化研究[J]. *金属材料与冶金工程*, 2016, 44(5): 23-29.  
CHEN Kewu. Simulation and visualization of raceway shape in a blast furnace [J]. *Metal Materials and Metallurgy Engineering*, 2016, 44(5): 23-29.
- [22] 赵欣. 高炉风口回旋区特征的实验研究与数值模拟[D]. 重庆: 重庆大学, 2008.  
ZHAO Xin. Experimental study and numerical simulation of raceway characteristics of blast furnace tuyere [D]. Chongqing: Chongqing University, 2008.
- [23] 福武刚. 高炉回旋区和炉缸工作文集[M]. 北京: 冶金工业出版社, 1986.  
FU Wugang. Collection of works on raceway and hearth of blast furnace [M]. Beijing: Metallurgical Industry Press, 1986.
- [24] 曾华锋. 攀钢 2 000 m<sup>3</sup> 高炉风口回旋区特征的研究[D]. 重庆: 重庆大学, 2007.  
ZENG Huafeng. Study on the characteristics of tuyere raceway of 2000 m<sup>3</sup> blast furnace in Panzhihua Iron and Steel Co [D]. Chongqing: Chongqing University, 2007.
- [25] 周道康. 褐煤在 BGL 气化炉上的应用及控制分析[J]. *云南化工*, 2022, 49(3): 69-74.  
ZHOU Daokang. Application and control analysis of lignite in BGL gasifier [J]. *Yunnan Chemical Technology*, 2022, 49(3): 69-74.
- [26] 马志伟. 劣质褐煤在碎煤熔渣气化炉上的应用探讨[J]. *云南化工*, 2023, 50(1): 104-109.  
MA Zhiwei. Application of inferior lignite in crushed coal alag gasifier [J]. *Yunnan Chemical Technology*, 2023, 50(1): 104-109.

(责任编辑: 陈贵仁)