熔融炼铁与粉煤气化耦合制备高浓度还原气方法

许建良^{1,2}, 梁钦锋^{1,2}, 陈若平³, 田宝山³, 邹庆峰³, 袁万能³, 刘海峰^{1,2*}

1. 华东理工大学上海煤气化工程技术研究中心, 上海 200237;

2. 华东理工大学国家能源煤气化技术研发中心, 上海 200237;

3. 宝钢集团新疆八一钢铁有限公司, 乌鲁木齐 830022

* E-mail: hfliu@ecust.edu.cn

收稿日期: 2020-03-23; 接受日期: 2020-07-08; 网络版发表日期: 2020-11-10

国家自然科学基金(批准号: 21878082)资助项目

摘要 钢铁工业是国民经济的基础工业和重要的支柱产业, 本文针对传统熔融还原炼铁块状原料消耗高、炉膛空间利用率低等问题, 提出了熔融气化炉上部空间耦合粉煤气化制备高浓度炼铁用还原煤气的技术思想, 并开发了欧冶炉熔融气化炉. 采用数值模拟方法分析了欧冶炉内的多相湍流反应流动特征及气化性能, 进行了工业运行研究, 工业运行结果与模拟结果吻合. 工业运行表明, 带有煤粉气流床的欧冶炉炼铁工艺, 随着喷煤比增大, 焦炭、总燃料和氧气的消耗量降低; 当喷煤比为200 kg/t, 焦炭消耗量降低约30%, 总燃料消耗量降低约12%, 总氧消耗量降低约6%, 气流床出口有效气浓度达到84%. 气化床制备的高浓度还原气极大促进竖炉内氧化铁的还原, 降低下部熔融床的还原负荷, 大幅提高了炼铁工段的能量利用率. 理论研究和工业实践均表明, 欧冶炉炼铁工艺为冶金-化工多联产系统提供优质价廉的还原气和合成气.

关键词 炼铁, 新技术, 煤气化, 数值模拟

1 引言

钢铁工业是国民经济的基础工业和重要的支柱产业, 钢铁产品在各类原材料中用途最广、最为重要, 对国家工业化和国防现代化具有举足轻重的作用. 经过多年的跨越式快速发展, 我国钢铁工业面临的主要矛盾已经转化为产业结构与市场竞争需求不适应、绿色发展水平与生态环境需求不适应的矛盾, 绿色低碳和环保安全成为钢铁行业的首要责任. 倪维斗等^[1]提出了钢铁企业多联产清洁能源系统模型, 使钢铁企业在质优、价廉、清洁地生产钢铁产品的同时, 成为高

效、清洁的绿色能源系统. 近年来, 冶金多联产循环经济日益受到了行业内的广泛关注^[2-4].

随着炼铁技术的发展, 考莱克斯(COREX)、菲尼克斯(FINEX)等熔融还原炼铁工艺的工业应用为冶金多联产及清洁能源系统的发展提供了可行性^[5-7]. 熔融还原炼铁工艺以纯氧为介质, 以非炼焦煤为主要燃料, 将铁矿石中的氧化铁还原成熔融铁水, 同时副产还原煤气. 在COREX熔融还原炼铁工艺中, 天然矿、球团矿和烧结矿等块状铁料, 依次通过移动床竖炉与副产的还原煤气(来自熔融气化炉的过剩煤气)先发生预还原反应, 再进入熔融气化炉与非焦煤发生反应, 生成熔

引用格式: 许建良, 梁钦锋, 陈若平, 等. 熔融炼铁与粉煤气化耦合制备高浓度还原气方法. 中国科学: 技术科学, 2021, 51: 195–206

Xu J L, Liang Q F, Chen R P, et al. Study of smelting reduction iron coupled with pulverized coal gasification to produce high-concentration syngas (in Chinese). Sci Sin Tech, 2021, 51: 195–206, doi: [10.1360/SST-2020-0122](https://doi.org/10.1360/SST-2020-0122)

融铁水^[7], 如图1(a)所示. 熔融还原炼铁工艺在原始设计上只需要非焦块煤作为燃料, 但在工业实践中发现块煤裂解和气化反应后发生破裂, 进而影响熔融床上部物料的稳定性和透气性, 因此需辅助添加一定量的焦炭^[8]. 在熔融气化炉内同时加入大量的氧气, 维持熔融段内的高温还原气氛. FINEX工艺与COREX工艺原理相似, 最大区别在于将COREX工艺中移动床竖炉改成了3级流化床直接还原炉(DRI), 且其矿石粒度更小^[7]. 熔融还原炼铁工艺简化了设备与流程, 废气废水等污染物的排放比传统高炉显著下降. 我国宝武集团引进了COREX技术, 且众多学者对其进行了大量深入的研究^[9-12], 在过程原理、关键技术及优化运行等方面取得了扎实的研究成果.

煤气化将煤炭清洁高效地转化为CO、H₂等, 是煤制气、煤制油、煤制化学品等现代煤化工系统的龙头. 低成本、高浓度合成气(CO+H₂)是决定现代煤化工企业经济效益和生产稳定性的最重要控制因素. 煤气化技术问世100多年来, 先后发展出固定床(移动床)、流化床和气流床三类工业化气化工工艺^[13,14]. 气流床煤气化技术具有大规模、高效、洁净等特点, 以价格低、产量大的末煤为原料, 已形成水煤浆和粉煤进料的两类气流床气化技术, 成为现代煤化工最主要的气化技术. 气流床粉煤气化展现出有效气浓度高(CO+H₂可达~90%)、煤种适应性强、清洁高效、易于大型化等优势^[15-17].

从以上两种工艺技术的分析可看出, 新型熔融还原炼铁工艺的竖炉或多级直接还原炉(DRI)需要大量来自块煤和焦炭气化产生的还原气; 而气流床粉煤气化工艺直接采用量大且价格低廉的末煤高效制备高品位还原煤气. 为此, 本文根据新型熔融还原炼铁工艺和气流床煤气化工艺特点, 将二者优势进行耦合, 提出了利用粉煤制备高浓度炼铁用还原煤气, 进一步降低系统块煤和焦炭消耗量, 开发出了效率更高的欧冶炉炼铁技术. 为了验证新型工艺可行性, 对欧冶炉内的粉煤气化反应过程进行了模拟分析, 并进行工业验证.

2 技术原理

图1(a)为熔融还原炼铁主流程, 包括熔融气化炉和竖炉. 在熔融气化炉内, 块煤和焦炭分别作为燃料和床层骨架, 在氧气的作用下, 与来自竖炉的海绵铁

图1 (网络版彩图)技术原理示意图. (a) 熔融还原炼铁流程; (b) 欧冶炉炼铁流程

Figure 1 (Color online) Schematic diagram of technical principle. (a) Smelting reduction iron process; (b) Ouye ironmaking process.

发生高温熔融还原反应, 生成铁水. 熔融气化炉本质上是一个移动床反应器, 其上部空间原本主要用于物料分布和部分块煤的干燥裂解等, 从反应角度来看使用效率极低. 竖炉内为移动床或流化床DRI, 进入炉内的还原煤气与铁矿石在800°C左右发生化学反应, 将部分氧化铁还原成铁, 完成部分金属化率^[18]. 根据还原动力学分析可以得出, 还原煤气中有效组分(CO和H₂)的浓度越高, 金属化率程度越高^[19,20].

充分利用COREX熔融气化炉上部的巨大空间, 耦合粉煤气流床气化技术, 制备高浓度煤气. 其优势在于一方面提供优质还原气满足竖炉还原炼铁的需要, 进一步提升竖炉内的矿石金属化率; 另一方面生产大量低成本优质合成气, 用于生产甲醇、乙二醇等煤化工产品. 将熔融还原炼铁和粉煤气化这两项先进的清洁生产耦合起来, 推动形成全新的“绿色”钢铁-化工生产模式, 开发出欧冶炉炼铁流程, 如图1(b)所示.

与传统熔融还原炼铁流程相比, 欧冶炉炼铁流程充分利用熔融气化炉上部空间, 通过粉煤气化喷嘴, 将粉煤和氧气喷射进入这部分空间, 构建出适合于粉煤气化反应的气流床流场和温度场, 实现粉煤的高效气化. 下部移动床产生的煤气和上部气流床产生的煤气混合后进入下游工序用于竖炉还原炼铁和生产化学品. 上部气流床加入的粉煤中大部分灰分形成液态熔渣并依靠重力进入下部移动床, 小部分灰分以飞灰形

式随煤气离开气化炉。

3 欧冶炉的开发及炉内特性

传统熔融还原炼铁流程中的熔融气化炉, 如图2所示, 最顶部为半球空间, 设置有煤焦入口、铁矿石入口、合成气出口等, 中部斜段上设有四个氧气喷嘴、四个粉尘喷嘴, 下部收缩段以下均为移动床。基于前述欧冶炉技术开发原理, 将四个氧气喷嘴进行优化设计, 改为气流段四个气化工工艺喷嘴。来自磨煤系统的煤粉(平均粒径约为80 μm)和空分系统的氧气分别从气化工工艺喷嘴的两个通道喷射进气流床。

在欧冶炉气流床内, 进入的物料发生复杂的物理过程和化学反应, 主要包括煤粉颗粒弥散、气相湍流流动、气固相间对流传热与辐射传热、颗粒的水分蒸发、挥发分析出、煤焦燃烧反应、煤焦气化反应和均相气体反应等。与传统气流床气化技术相比, 欧冶炉气流床存在明显的区别。

(1) 欧冶炉内为两段式气化炉, 即下部为移动床, 上部为气流床。下部移动床内氧气、块煤、焦炭、铁矿石等发生反应, 产生的过剩煤气从顶部进入气流床。

(2) 在气流床顶部, 大尺度块煤、焦炭和铁矿石从各自的喷口加入, 在重力的作用下穿越气流床进入移动床。

(3) 欧冶炉气流床反应空间极大, 但气化压力较低。

(4) 对出气流床顶部的高温合成气进行旋风除尘, 70%除尘颗粒返回到粉尘喷嘴进行二次气化。

图2 欧冶炉外形
Figure 2 Structure diagram of Ouye furnace.

欧冶炉气流床内的反应流动过程较传统气流床气化炉更为复杂。为了分析气流床存在对欧冶炉整体性能的影响, 需考察炉内多相湍流反应流动特征, 掌握煤粉加入对进入竖炉还原煤气组分浓度的影响。由于熔融气化炉反应过程复杂, 且为带压(压力约为0.5 MPa)高温和多相反应, 采用工业测量方法得到的数据十分有限, 为此本文采用数值模拟方法进行研究。由于欧冶炉内的床层、物料及反应过程十分复杂, 为了研究方便, 同时简化计算过程, 做了如下假设。

(1) 下部移动床与上部气流床的质量、动量、能量交换只发生在床层界面上(如图1(b)), 即移动床内生成的过剩煤气通过交界面进入气流床; 气流床因重力沉降的灰渣和壁面捕获熔渣通过交界面进入移动床。对移动床采用平衡模型模拟气体组分信息按入口边界从两个床层界面输入到气流床; 对气流床沉降的灰渣和壁面熔渣捕获熔渣作为源项加入移动床的平衡模型中。

(2) 对于气流床顶部加入的颗粒, 由于大尺度颗粒为厘米级的块状固体。假设块煤和矿石球团粒径为1 cm, 密度分别为1400和4800 kg/m^3 ; 炉内气体平均速度和黏度分别为3.1 m/s和 1.75×10^{-5} kg/m s , 气流床高度 $L=16.3$ m, 根据斯托克斯数公式:

$$St = \frac{t_v}{t_r} = \frac{\rho_p d_p^2 v_g}{18 \mu_g L},$$

计算得到块煤和矿石球团在炉内的斯托克斯数分别为84.5和289.8, 远大于1, 即气流对颗粒运动的影响很小。故为了简化计算, 将其与气流段内气体的交互作用忽略。

3.1 气流床数学模型

欧冶炉气流床内流体运动遵循着质量、动量和能量守恒定律, 其中炉内流动过程为湍流流动。目前湍流的数值模拟主要有三种方法: 直接数值模拟(DNS)、大涡模拟(LES)和雷诺平均数值模拟(RANS)。对于工业尺度气化炉, 考虑计算时间和预测精度, 国内外学者均采用雷诺平均方法进行模拟, 并通过基于Boussinesq假设的湍流模式理论进行雷诺应力的求解, 其中对射流、撞击流、旋流等场合, 选用Realizable $k-\varepsilon$ 湍流模型较多^[21-26]。为此本文也选用基于Reynolds时均方程来模拟炉内的流体流动, 其中雷诺应力项也采用

Realizable k - ε 湍流模型进行封闭. 详细的气相质量、动量、能量和组分运输方程如文献[21,22]所示.

对来自四个工艺喷嘴的煤粉颗粒, 采用经典的离散随机轨道模型进行跟踪, 其控制方程如式(1)~(3)所示. 颗粒相运动与化学反应对气相的作用以源项的形式加到气相控制方程中.

$$\frac{dm_p}{dt} = \dot{m}_p = m_w + m_v + m_{hr}, \quad (1)$$

$$\frac{du_p}{dt} = \frac{18\mu C_D Re}{\rho_p d_p^2} (u - u_p) + \frac{g_x(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x, \quad (2)$$

$$m_p C_p \frac{dT_p}{dt} = A_p \frac{\lambda Nu}{d_p} (T - T_p) + A_p \varepsilon_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) + m_w h_w + m_v h_v - \sum_i m_{hr,i} Q_i, \quad (3)$$

式中, m_w, m_v, m_{hr} 分别为水分蒸发、挥发分析出、化学反应等源项[22].

在气流段内颗粒相与气相发生复杂的物理与化学反应过程, 包括颗粒水分蒸发、脱挥发份、焦炭燃烧与气化反应、气相燃烧反应.

假设干燥后的煤热解分两个过程, 一是挥发分析出过程, 二是挥发分分解过程, 具体如下.

对于挥发分析出过程(R1)采用两步竞争反应模型, 速率如式(4)所示.

$$m_v = m_c (a_1 \beta_{v1} e^{-E_{v1}/RT_p} + a_2 \beta_{v2} e^{-E_{v2}/RT_p}), \quad (4)$$

式中, m_c 为挥发分的质量, T_p 为颗粒温度, 模型参数分别为 $a_1=0.3$, $a_2=1$, $\beta_{v1}=2 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$, $\beta_{v2}=1.3 \times 10^7 \text{ s}^{-1}$, $E_{v1}=1.046 \times 10^8 \text{ J/kmol}$, $E_{v2}=1.674 \times 10^8 \text{ J/kmol}$ [27]. 对于挥发分分解过程(R2), 假设其速度极快, 即挥发分分解在瞬间完成, 且挥发分产物由 CH_4 、 CO 、 CO_2 、 H_2 、 H_2O 、 N_2 组成, 具体含量按David煤裂解模型思想[28], 根据元素分析, 用元素平衡方法进行估算.

气化炉内, 热解后的半焦与氧气、 CO_2 、 H_2O 和 H_2 发生非均相化学反应. 由于焦炭与 H_2 的化学反应速率相对较小, 故本文只考虑焦炭与氧气、 CO_2 和 H_2O 的非均相反应, 具体反应如下.

采用随机孔模型来模拟颗粒表面的化学反应, 化学反应速率受孔道扩散与本征动力学共同控制[21].

气相的化学反应主要有两部分, 一是炉内气体的燃烧反应, 二是 CH_4 和 CO 与水蒸气的可逆反应, 具体反应如下.

对相化学反应, 采用涡扩散模型(EDC)进行处理. EDC模型[29]是由Magnussen于1981年提出的, 其基本思想是气相化学反应由两个过程组成: 一是湍流细微结构附近大涡团区域内的混合过程, 即反应物混合后才能发生化学反应; 二是湍流细微结构中发生分子接触的化学反应过程. 混合所需的时间比化学反应时间长, 因此受混合速率控制[26]. 上述均相和非均相化学反应动力学参数详见文献[21,22].

气化炉内含有大量的 H_2O 和 CO_2 , 对辐射具有强烈的吸收作用. 炉内的光学厚度 $aL > 1$, 因此采用较为简单的P1模型计算炉内的辐射传热[21].

3.2 熔融床处理

本文将熔融床内的反应和流动简化为零维模型, 对进出的物料和能量平衡计算, 得到移动床与气流床交界处的过剩煤气信息, 包括气体流量、温度和组成等, 并将其以入口边界形式输入到气流床计算模型中. 在模拟过程中, 过剩煤气数据与气流段计算进行多次迭代处理.

进入熔融移动床的物料主要包括大尺度块煤、焦炭、铁矿石、气流段的沉降灰渣和壁面捕获熔渣; 出熔融移动床的物料主要有铁水、熔渣、过剩煤气等. 根据上述物料及炉内反应特征, 建立包括块煤与焦炭分解、煤焦气化以及矿石还原等模块. 煤和焦炭常被

设定为非常规组分, 其分解过程采用RYEILD收率反应器模型^[30], 将块煤转化为C、S、H₂、N₂、Cl₂、O₂、H₂O和灰(ash)等物质, 焦炭转化为C和灰(ash)等物质. 由于熔融床内反应温度较高, 通常认为其组分间达到平衡, 众多学者分别采用GIBBS自由能最小化模型模拟熔融气化炉内的化学反应过程^[30-32]. 为此本文采用GIBBS自由能最小化模型模拟焦炭中的C与O₂发生的部分氧化反应、CO和C与Fe₂O₃发生的还原反应以及气相组分之间的化学反应. 冷却壁冷却水带走的热量通过热流股补偿, 气化产生的铁水、残碳、灰分和气体通过分离模块分离后输出.

3.3 计算工况与网格

本文对图2欧冶炉气流床进行建模分析, 计算区域和计算网格如图3所示. 气流床网格划分采用六面体网格, 由于床层直径高达15 m (体积约为2300 m³), 工艺喷嘴直径约为100 mm, 为此对喷嘴平面以及半球封头下部区域进行加密(最小网格平均尺寸约为2 mm, 最大网格尺度约为40 mm, 采用逐步比例过渡), 对于半球封头内, 由于化学反应基本完成, 计算网格较为稀疏, 平均尺度约为300 mm. 通过网格数量的敏感性分析, 网格数量最终确定为570万. 模拟计算基于Fluent 6.2计算流体力学软件, 采用有限体积法求解连续性、动量守恒、能量守恒、湍动能以及耗散率等控制方程; 采用SIMPLE半隐式算法求解压力-速度耦合方程组, 对其他变量求解采用二阶迎风格式.

煤粉和粉尘颗粒相采用DPM模型, 颗粒跟踪数目为12000个. 入炉煤粉物理性质取自工业运行数据, 其中密度为1400 kg/m³, 颗粒直径采用马尔文2000粒径分析仪进行测量, 粒径分布满足Rosin-Rammler公式, 其中平均粒径约为80 μm, 分布参数为0.89. 煤粉粒径和密度随热解、气化反应的程度发生变化, 具体演化模型详见文献[26]. 炉内颗粒随机孔反应子模型、颗粒演化子模型及气化炉返回的粉尘颗粒(70%质量比例)子模型均通过用户自定义函数UDF添加到Fluent软

图3 (网络版彩图)欧冶炉熔融气化炉气化段计算网格

Figure 3 (Color online) Simulation grid for gasification section of Ouye furnace.

件中.

原煤的工业分析与元素分析见表1.

喷嘴入口均采用质量入口, 气化炉出口采用压力出口; 气化炉壁面按对流边界条件, 换热系数为1.88 W/m² K, 外界温度取300 K. 欧冶炉模拟参数与工业运行参数一致, 其中入口铁矿石流量约为200 t/h, 温度750°C, 组成为氧化铁38%和铁46%; 焦炭流量约为59 t/h, 其他参数见表2.

由于计算网格数目较大, 计算量较大, 因此采用稳态模型进行计算, 其中颗粒计算步长为5 mm, 最大跟踪步数为14000步. 计算过程中, 先计算冷态气固两相流场, 计算收敛后激活能量、组分等控制方程, 并降低组分输运项的松弛因子(取值0.1)进行热态工况计算. 由于计算量大、参数多, 通过监控气流床出口、炉膛中心位置的温度、速度、组分浓度(CO和CO₂)变化趋势进行判断计算过程是否收敛, 当迭代前后的平均变量相对误差小于0.1%, 视为模拟结果收敛.

3.4 欧冶炉内多相湍流反应流动特性

在欧冶炉开发过程中, 对喷嘴结构参数和喷嘴喷射角度进行了模拟分析, 确定了粉煤工艺喷嘴的结构参数及与炉体安装匹配参数, 并以此开展欧冶炉的工

表1 煤质数据(干基)

Table 1 Properties of coal (dry basis)

工业分析 (wt%)			元素分析 (wt%)					热值
A	V	FC	C	H	O	N	S	$Q_{HV,d}$ (MJ/kg)
12.61	23.18	64.21	70.62	5.42	7.87	1.29	2.19	27.02

程设计与改造. 表3给出了基于3.3节工况下的欧冶炉内出口气体组成、温度和单程碳转化率. 从表中数据可以看出, 气流床上部四个出口气体的温度为1387 K, 有效气含量(干基)约为77.3%, 煤粉碳转化率约98.9%. 从表中数据可以得出, 欧冶炉气流床内煤粉颗粒的转化性能基本达到了传统粉煤加压气流床的性能.

3.4.1 气流床内流场分布

图4给出了欧冶炉气流床内气相速度分布等高线图. 四个煤粉喷嘴的氧气是四个粉尘喷嘴的2.2倍, 且粉煤流股的流量和可燃物含量远比粉尘流股的流量和可燃物含量大, 因此煤粉喷嘴的流股要远大于粉尘喷嘴流股; 4个非均匀分布的煤粉喷嘴, 由于角度错位, 在炉内错位撞击, 形成旋流流场, 并在气化炉中心形成一个椭圆形的涡核; 四个对置粉尘喷嘴对旋流流场的扰动可以忽略. 错位撞击后的流体在气化炉涡核边缘旋流扩展均体现明显的旋流流场结构, 气化炉切面上速度存在双峰分布.

3.4.2 气流床内温度分布

图5给出了气流床截面上的温度分布, 从图中可以看出, 气化炉内存在明显的火焰结构; 射流区和旋流涡核主流区内温度较高, 而旋流涡核中心区域温度较低; 其中喷嘴出口附近存在一个高温区(约3100 K), 而旋流涡核中心区域温度约为1400 K. 粉尘喷嘴的氧碳比要高于煤粉喷嘴, 故火炬尺寸与煤粉喷嘴相近. 炉内温度存在明显的双峰结构, 即炉膛中心的旋流涡核主流区温度较高, 而主流区内侧涡核和外侧温度均较低,

表 2 典型操作工况

Table 2 Typical operating conditions

参数	数值
气流床氧气流量 (N m ³ /h)	26890
气流床煤粉流量 (t/h)	64
输送氮气流量 (N m ³ /h)	3200
焦炭流量 (t/h)	59
熔融炉氧气流量 (N m ³ /h)	38000
熔融炉保护氮气 (N m ³ /h)	9000

表 3 气流段性能指标(干基)

Table 3 Performance index of gasification section (dry basis)

参数	模拟数值	工业数值
温度 (K)	1387	1375
CO (%)	65.57	64.56
H ₂ (%)	12.16	12.50
CO ₂ (%)	12.21	12.50
N ₂ (%)	8.65	8.17
其他组分	1.41	2.27
碳转化率 (%)	98.9%	/
有效气流量 (N m ³ /h)	165250	/

随着旋流发展和气化反应的进行, 喷嘴平面以上区域温度逐渐降低. 由于气化床体积很大, 化学反应区域主要集中在喷嘴平面附近, 因此气流床顶部区域内的温度较为均匀.

气流床内温度分布与化学反应是密切相关的. 在

图 4 (网络版彩图)炉内速度分布图. (a) 喷嘴平面; (b) 竖直截面
Figure 4 (Color online) Velocity distribution in furnace. (a) Burner plane; (b) vertical side.

图 5 (网络版彩图)炉内温度分布图. (a) 喷嘴平面; (b) 竖直截面

Figure 5 (Color online) Temperature distribution in furnace. (a) Burner plane; (b) vertical side.

喷嘴出口附近, 高速射流的氧气与射流卷吸进来的高温合成气发生燃烧反应, 导致喷嘴出口附近的射流剪切层内温度迅速升高. 出喷嘴一段距离后, 煤粉颗粒吸收热量, 发生脱挥发分、焦炭的燃烧反应以及和水、 CO_2 的气化反应(也称二次反应). 由于大部分氧气被粗合成气燃烧消耗掉, 导致炉内富含大量的 CO_2 和 H_2O , 因此焦炭的二次反应在非均相反应中占主导地位. 由于二次反应属于吸热反应, 因此二次反应区内气体温度降低; 在气流床的其他部位, 化学反应基本平衡.

3.4.3 气流床内组分浓度分布

从表3可以看出, 气流床内主要气体为 CO 和 H_2 , 其为气流床转化的目标组分, 也是竖炉还原气的有效组分; CO_2 、 H_2O 作为次要组分存在, 其主要是为了维持气流床内二次反应所需热量, 由 CO 和 H_2 与 O_2 燃烧产生. 为了说明组分浓度分布特点, 分别取 CO 和 CO_2 作为主要组分和次要组分(也为气化产物和燃烧产物)进行说明, 如图6所示. 从图中可以看出, 组分浓度分布与炉内流场分区相对应. 喷嘴出口射流区内, 由于主要发生卷吸合成气的燃烧反应, 因此其内的次要组分, 即燃烧产物占据为主; 在射流流股末端, 随着二次反应, 即气化反应的进行, CO 和 H_2 的浓度逐渐升高, 而 CO_2 、 H_2O 的浓度逐渐降低.

从图6还可以看出, 在喷嘴平面下部, 由于熔融移动床产生的气体(组成: CO ~65.1%, CO_2 ~25.3%)向上运动, 因此在气流床与熔融移动床交界面处的 CO 和 CO_2 浓度都很高. 随着焦炭二次反应的进行, CO_2 浓度

逐渐降低, 而 CO 的浓度逐渐升高, 在旋流流股区域外, 其浓度均达到平衡.

3.4.4 气流床内颗粒浓度分布

图7给出了气流床内粉煤颗粒浓度分布. 从图中可以看出, 气流床内4个煤粉喷嘴射流区均为颗粒高浓度区. 出喷嘴的粉煤颗粒在内通道氧气流股的作用下, 先加速运动, 后在炉内逐渐弥散, 因此射流区内颗粒浓度相对较高; 在撞击区域内, 因射流扩展, 浓度降低, 但相对于气化炉其他区域, 该区域的颗粒相对富集. 对比图5可以看出, 气化段内颗粒浓度分布与温度分布基本一致, 这有利于气化反应的进行.

气流床气化效率和性能较高的一个基本原因是煤粉与氧气分别从喷嘴的内外通道一同加入, 高速射流的氧气与卷吸的流体发生燃烧反应, 并释放出大量的热量, 这种燃烧反应特性为煤颗粒的二次气化反应提供了高温、高 CO_2 和 H_2O 分压的气氛, 有利于二次反应的进行.

4 欧冶炉工业运行研究

根据以上研究, 在国内某钢厂进行了工业运行试验. 装置采用新疆煤作为原料, 建设了煤粉制备和输送装置. 装置系统包括欧冶炉、竖炉等全套熔融炼铁单元, 其中进入气流床的煤粉采用氮气输送, 与来自空分的氧气分别经过调节计量后进入欧冶炉气流床. 所采用的煤质数据与铁矿石数据与上节模拟工况基本一致.

图 6 (网络版彩图)炉内气体组分(CO_2 ((a), (b)) 和 CO ((c), (d))) 浓度分布图. (a), (c) 喷嘴平面; (b), (d) 竖直截面

Figure 6 (Color online) Gas mole fraction distributions (CO_2 ((a), (b)); CO ((c), (d))). (a), (c) Burner plane; (b), (d) vertical side.

图 7 (网络版彩图)炉内颗粒浓度分布. (a) 喷嘴平面; (b) 竖直截面

Figure 7 (Color online) Particle concentration distribution in furnace. (a) Burner plane; (b) vertical side.

图8和表2给出了气流床投用负荷对欧冶炉熔融炼铁工艺相关性能指标的影响。由图表可知,当气流床未投用时,即传统熔融炼铁工艺的单位熔炼率焦炭消耗量为442 kg/t,总燃料(包括焦炭、块煤)消耗量约930 kg/t,总氧消耗量约为510 $\text{N m}^3/\text{t}$ 。加入200 kg/t

的煤粉后,焦炭消耗量降低到320 kg/t,降低比例约30%;总燃料(包括焦炭、块煤、煤粉)消耗量降低到820 kg/t,降低比例约12%;总氧消耗量降低到480 $\text{N m}^3/\text{h}$,降低比例约6%。从以上数据可以看出,煤粉喷入后,高价值的焦炭消耗比例大幅降低,转而用低

价值的煤粉进行了替代, 且增加的煤粉质量也少于焦炭的减少总量. 从表4和图8还可以看出, 随着煤粉加入量的增大, 出欧冶炉气流床的还原煤气有效气成分(CO+H₂的含量)显著上升, 其中对氧化铁还原起主要作用的CO含量上升尤为明显. 煤粉喷入前, 还原煤气中CO+H₂体积含量约64%(其中CO约53%, H₂约11%), CO₂体积含量约15%. 随着喷煤比(煤粉/熔炼率)的升高, CO和H₂含量上升; 当喷煤比为200 kg/t时, 还原煤气中CO+H₂体积含量约84%(其中CO约68%, H₂约16%), CO₂体积含量降低至约9%. 从图1(b)可以看出, 在欧冶炉冶炼工艺中, 顶部竖炉的铁矿石球团与来自

熔融炉的还原煤气发生还原反应, 完成部分氧化铁的还原, 且还原速率随着还原气的浓度增大而增大. 因此可以得出, 焦碳和总燃料消耗降低主要原因是喷入煤粉提高了还原煤气中CO+H₂的有效成分含量, 提高了竖炉金属化率, 节约了底部熔融床焦炭的消耗量和总的燃料消耗量.

从以上工业运行数据可以看出, 欧冶炉气流床的开发与利用, 不仅利用了传统熔融床上部巨大的反应空间, 而且有效降低了传统熔融炼铁工艺的原料(焦炭、总燃料和氧气)消耗量, 大幅提高了炼铁工段的能量利用率, 降低了系统能耗.

图 8 (网络版彩图)喷煤比对装置工艺指标的影响
Figure 8 (Color online) Influence of coal injection ratio on process performance.

表 4 欧冶炉典型工艺参数
Table 4 Typical process parameters of Ouye furnace

工况	熔炼率 (t/h)	煤粉/熔炼率 (kg/t)	焦碳/熔炼率 (kg/t)	总燃料/熔炼率 (kg/t)	总氧耗/熔炼率 (N m³/t)	还原气体成分(干基, vol%)		
						CO	H ₂	CO ₂
1	130	0	442	930	510	54.3	10.2	14.9
2	130	100	400	875	500	57	10.3	13.5
3	140	150	350	850	490	64	12.5	12.5
4	150	200	320	820	480	68	16	9

5 结论

本文提出的利用熔融气化炉上部空间耦合粉煤气化制备高浓度煤气的技术思想, 在保证传统熔融还原炼铁流程稳定高效生产的前提下, 大幅度提高熔融气化炉煤气中CO和H₂等有效气浓度和产量, 开发出了欧冶炉气流床。

采用数值模拟方法, 对气流床内的多相反应流动过程进行了研究, 计算得出气流床出口还原气有效组分浓度约为77.3%, 温度为1387 K, 与工业运行数据基本一致; 分析了床层内的速度场、温度场、气体浓度及

颗粒浓度分布等特征, 得出气流床内为旋流流场, 且温度分布与颗粒浓度分布耦合, 有利于煤粉的高效气化。

工业运行数据表明, 带有气流床的欧冶炉, 其焦炭、总燃料和氧气消耗量均大幅降低, 且随着喷煤比提高, 焦炭、总燃料和氧气的消耗量降低。当喷煤比为200 kg/t, 焦炭消耗量降低约30%, 总燃料消耗量降低约12%, 总氧消耗量降低约6%, 气流床出口有效气浓度达到84%。欧冶炉气流床出口还原煤气中有效组分浓度提高可显著提升竖炉金属化率, 产量的大幅度增加可为联产化学品提供充足且质优价廉的合成气, 为实现冶金-化工多联产系统提供装备保障。

参考文献

- 1 Zhang Y, Ni W D, Li Z. Study on clean energy system of iron and steel industry (in Chinese). *Energy For Metall Ind*, 2005, 24: 3–8 [张勇, 倪维斗, 李政. 钢铁工业绿色能源系统研究. 冶金能源, 2005, 24: 3–8]
- 2 Ji A B, Guo X Y. The road to the transformation of iron and steel enterprises-metallurgical polygeneration circular economy (in Chinese). *Modern Metall*, 2016, 44: 68–71 [季爱兵, 郭新颖. 钢铁企业转型之路——冶金多联产循环经济. 现代冶金, 2016, 44: 68–71]
- 3 Ghanbari H, Pettersson F, Saxén H. Sustainable development of primary steelmaking under novel blast furnace operation and injection of different reducing agents. *Chem Eng Sci*, 2015, 129: 208–222
- 4 Ghanbari H, Pettersson F, Saxén H. Optimal operation strategy and gas utilization in a future integrated steel plant. *Chem Eng Res Des*, 2015, 102: 322–336
- 5 Ye K W. Facing the new ironmaking technology-also talk about "ironmaking technology" (in Chinese). *China Metall*, 2005, 15: 14–17 [叶匡吾. 面对新的炼铁技术——也谈“炼铁技术”. 中国冶金, 2005, 15: 14–17]
- 6 Grill W. The SIMETALCIS corex/finex process. In: *Convention on Clean, Green and Sustainable Technologies in Iron and Steel Making*. Bhubaneswar, India, 2009
- 7 Hasanbeigi A, Arens M, Price L. Alternative emerging ironmaking technologies for energy-efficiency and carbon dioxide emissions reduction: A technical review. *Renew Sustain Energy Rev*, 2014, 33: 645–658
- 8 Zhan W L, Wu J, Xu W R. Lump coals cracking in COREX melter gasifier (in Chinese). *Iron Steel*, 2013, 48: 20–23, 46 [湛文龙, 吴铿, 徐万仁. COREX熔融气化炉中块煤裂化现象. 钢铁, 2013, 48: 20–23, 46]
- 9 Wang H, Zhang J, Wang G, et al. Research on the combustion characteristics and kinetic analysis of the recycling dust for a COREX furnace. *Energies*, 2017, 10: 255
- 10 You Y, Hou Q F, Luo Z G, et al. Three-dimensional DEM study of coal distribution in the melter gasifier of COREX. *Steel Res Int*, 2016, 87: 1543–1551
- 11 Zhang S F, Zhu F, Bai C G, et al. High temperature pyrolysis behaviour and kinetics of lump coal in COREX melter gasifier. *Ironmak Steelmak*, 2014, 41: 219–228
- 12 Guo Y L, Xu W R, Zhu J M, et al. Influence of operational parameters on hot metal temperature in Corex process. *Ironmak Steelmak*, 2013, 40: 545–550
- 13 Yu Z H, Wang F C. *Coal Gasification Technology* (in Chinese). Beijing: Chemical Industry Press, 2010 [于遵宏, 王辅臣. 煤炭气化技术. 北京: 化学工业出版社, 2010]
- 14 Higman C, Tam S. Advances in coal gasification, hydrogenation, and gas treating for the production of chemicals and fuels. *Chem Rev*, 2014, 114: 1673–1708
- 15 Rakhshi A, Wiltowski T. A framework for devolatilization breakdown in entrained flow gasification modeling. *Fuel*, 2017, 187: 173–179
- 16 Xuan W, Guan Q, Zhang J. Kinetic model and CFD simulation for an entrained flow coal hydrogasifier and influence of structural parameters. *Int*

- [J Hydrogen Energy](#), 2016, 41: 20023–20035
- 17 Gong X, Lu W, Guo X, et al. Pilot-scale comparison investigation of different entrained-flow gasification technologies and prediction on industrial-scale gasification performance. [Fuel](#), 2014, 129: 37–44
- 18 Ying W F. Mathematical & Physical Simulation of COREX Pre-Reduction Shaft Furnace (in Chinese). Dissertation of Doctoral Degree. Shenyang: Northeastern University, 2012 [应伟峰. COREX预还原竖炉的数学物理模拟. 博士学位论文. 沈阳: 东北大学, 2012]
- 19 Chen M, Li J X, Li X F, et al. Experiment study on wustite reduction with compound gases of different hydrogen content at high temperature (in Chinese). *Metal Mater Metall Eng*, 2007, 35: 19–22 [陈淼, 李家新, 李学付, 等. 高温下不同氢气含量混合气体还原浮氏体的实验研究. *金属材料与冶金工程*, 2007 35: 19–22]
- 20 Wang Z C. Fundamental study on process of coal gasification-gas based shaft furnace direct reduction (in Chinese). Dissertation of Doctoral Degree. Shenyang: Northeastern University, 2013 [王兆才. 煤制气-气基竖炉直接还原工艺的基础研究. 博士学位论文. 沈阳: 东北大学, 2013]
- 21 Xu J, Dai Z, Liu H, et al. Modeling of multiphase reaction and slag flow in single-burner coal water slurry gasifier. [Chem Eng Sci](#), 2017, 162: 41–52
- 22 Sun Z, Dai Z, Zhou Z, et al. Numerical simulation of industrial opposed multiburner coal-water slurry entrained flow gasifier. [Ind Eng Chem Res](#), 2012, 51: 2560–2569
- 23 Wu Y X, Zhang J S, Wang M M, et al. 3D numerical simulation of Texaco gasifier using assumed PDF model (in Chinese). *J Chem Ind Eng*, 2007, 58: 2369–2374 [吴玉新, 张建胜, 王明敏, 等. 简化PDF模型对GE气化炉的三维数值模拟. *化工学报*, 2007, 58: 2369–2374]
- 24 Xu J L. Experimental and numerical simulation research on multiphase reaction flow in entrained-bed gasifier (in Chinese). Dissertation of Doctoral Degree. Shanghai: East China University of Science and Technology, 2008 [许建良. 气流床气化炉内多相反应流动的实验与数值模拟研究. 博士学位论文. 上海: 华东理工大学, 2008]
- 25 Xu J, Zhao H, Dai Z, et al. Numerical simulation of opposed multi-burner gasifier under different coal loading ratio. [Fuel](#), 2016, 174: 97–106
- 26 Xu J, Liang Q, Dai Z, et al. Comprehensive model with time limited wall reaction for entrained flow gasifier. [Fuel](#), 2016, 184: 118–127
- 27 Kobayashi H, Howard J B, Sarofim A F. Coal devolatilization at high temperatures. [Symposium \(Int\) Combust](#), 1977, 16: 411–425
- 28 Merrick D. Mathematical models of the thermal decomposition of coal. The evolution of volatile matter. [Fuel](#), 1983, 62: 534–539
- 29 Magnussen F B. On the structure of turbulence and a generalized eddy dissipation concept for chemical reaction in turbulent flow. In: 19th AIAA Meeting, St. Louis, 1981
- 30 He C, Feng X, Chu K H. Process modeling and thermodynamic analysis of Lurgi fixed-bed coal gasifier in an SNG plant. [Appl Energy](#), 2013, 111: 742–757
- 31 Jin B S, Zhu Y, Wang X F. Simulation of gasification and melting of municipal solid waste by method of Gibbs free energy minimization (in Chinese). *Proc Chin Soc Elect Eng*, 2007, 27: 46–51 [金保升, 朱颖, 王小芳. 用吉布斯自由能最小化方法模拟垃圾气化熔融工艺. *中国电机工程学报*, 2007, 27: 46–51]
- 32 Almpanis-Lekkas O, Weiss B, Wukovits W. Modelling of an ironmaking melter gasifier unit operation with multicomponent/multiphase equilibrium calculations. [J Cleaner Production](#), 2016, 111: 161–171

Study of smelting reduction iron coupled with pulverized coal gasification to produce high-concentration syngas

XU JianLiang^{1,2}, LIANG QinFeng^{1,2}, CHEN RuoPing³, TIAN BaoShan³, ZOU QingFeng³, YUAN WanNeng³ & LIU HaiFeng^{1,2}

¹ Shanghai Engineering Research Center of Coal Gasification, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China;

² National Energy Coal Gasification Technology Research and Development Center, Shanghai 200237, China;

³ Baosteel Group Xinjiang Bayi Iron and Steel Co., Ltd., Urumqi 830022, China

The iron and steel manufacturing industry is a vital industry for a nation's economy. The traditional smelting reduction ironmaking process has the disadvantages of high consumption of lump coal and coke as well as low space utilization rate. This study proposes a smelting reduction ironmaking process coupled with pulverized coal gasification on the upper part of a smelting furnace. The proposed process is then used to prepare high-concentration reducing gas for ironmaking, and an Ouye gasifier is developed. The characteristics of multiphase turbulent reaction flow and gasification performance in an Ouye gasifier is analyzed through numerical simulation and the results are in good agreement with the industrial operational data. The results of the industrial operation show that coke consumption, total fuel, and oxygen decreases with the increase in the mass ratio of injected pulverized coal to smelting. When the coal injection ratio is 200 kg/t, coke consumption is reduced by approximately 30%, total fuel consumption is reduced by approximately 12%, total oxygen consumption is reduced by approximately 6%, and effective gas concentration at the outlet of the entrained flow bed is up to 84%. A high-quality reducing gas greatly promotes the reduction of iron oxide in the shaft furnace, reduces the reduction load of the smelting bed, and reduces coke consumption, total fuel, and oxygen. Thus, high-quality reducing gas improves the energy utilization rate of the ironmaking process. Both theoretical research and industrial practice show that smelting reduction ironmaking coupled with pulverized coal gasification produces high-quality and low-cost reducing gas and syngas for the metallurgical-chemical polygeneration system.

ironmaking, emerging technology, coal gasification, numerical simulation

doi: [10.1360/SST-2020-0122](https://doi.org/10.1360/SST-2020-0122)