

高炉焦炭层区渣、铁滞留特性的冷态模拟

熊玮, 毕学工, 周国凡

(武汉科技大学钢铁冶金及资源利用省部共建教育部重点实验室, 湖北 武汉 430081)

摘要:为阐明高炉下部熔融物的滞留特性,对填料床内液体的滞留量进行了冷态模拟实验研究,考察了液体的粘度、密度和表面张力、填料的粒度和形状及液体的流速等影响因素.结果表明,液体的粘度越大、表面张力越大、密度越小,则静态滞留量 h_s 越大.它们的影响程度为密度>表面张力>粘度.填料的粒度、形状系数和孔隙度越小,则 h_s 越大.液体流量增加时, h_s 大的固液组合总滞留量 h_t 仍然较大,因此影响 h_s 的各种因素也是影响动态滞留量 h_d 的主要因素.得到了无气体流动条件下的 h_s 和 h_d 及气液逆流条件下截点至泛点间 h_t 的计算式,计算结果与实验数据吻合较好.对于实际过程,不考虑煤气流影响时,高炉内熔融物滞留量的大小由 h_s 决定,焦炭粒度对 h_s 的影响最大.

关键词:高炉;滞留量;气液两相流;数学模型

中图分类号: TF51

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2006)03-0347-05

1 前言

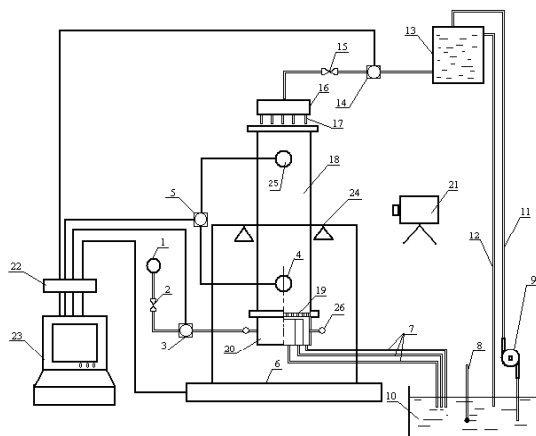
在高炉下部焦炭是唯一存在的固态物料,风口中产生的煤气上升,而液态产物(液态生铁或半粘稠状态的炉渣)要穿过焦炭层的孔隙下降,当液体流过焦炭层时会在孔隙中产生滞留,滞留状况将影响高炉的运行过程.

近30年来,随着计算机技术和工艺研究的发展,通过多相多维数学模型解析高炉内的流动现象来改进高炉操作和控制已经成为可能.渣铁的滞留量是所有多相流模型中的一个重要参数^[1,2],多相流模型的计算结果表明滞留量大小对炉内的流体力学和传热都有很大的影响^[3].由于测量技术上的困难,很少有实际冶炼过程中滞留量大小的报道.虽然国外在这一领域已开展了许多小规模实验研究工作^[4-9],但至今还没有一个结果能够得到肯定的评价.本工作以填料床模拟高炉下部焦炭层,通过竖直管内液体流动的流体力学实验,讨论了影响液体滞留量的诸多因素,建立了滞留量大小的计算模型,并与前人的结果进行比较,这些研究对深入认识高炉内渣铁的滞留特性具有重要意义.

2 实验

实验装置见图1.整套装置主要包括填料床称量系统、液体循环系统、气体供给系统和测量信号采集系统.填料床为内径120 mm、外径130 mm、高1000 mm的有机玻璃竖直管,管底部装有用钢板制成的支承栅板,可以支承填充料及所滞留液体的重量,整个填料床通过支承架座落在电子天平上.液体存放在循环水箱中,通过水泵循环使用.液体由上升管进入稳压水箱,水箱顶部的溢流管能使液体液位高度恒定,从而保证液体流量

稳定,液体流量大小由液量调节阀调节.填料床顶部的液体分配器包括分液槽和毛细管,从填料床流出的液体通过排液管排入循环水箱.空气由叶氏风机供给,空气调节阀用于调节空气流量(放空法),空气流经填料层与液相逆流接触后由床顶放空.气体流量、液体流量及床层内的液体滞留量分别由气体流量计、液体流量计及电子天平测量,利用计算机数据采集系统在线同步记录并显示各测量值.



- 1. Jaeger blower
- 2. Gas flow control valve
- 3. Gas flowmeter
- 4. Lower pressure tap
- 5. Differential pressure sensor
- 6. Electronic balance
- 7. Drain pipe
- 8. Thermometer
- 9. Water pump
- 10. Water cycling tank
- 11. Rising pipe
- 12. Overflow pipe
- 13. Pressure maintaining tank
- 14. Liquid flowmeter
- 15. Liquid flow control valve
- 16. Separating tank
- 17. Capillary tube
- 18. Acryl glass tube
- 19. Supporting plate
- 20. Drain/air-in tank
- 21. Digital camera
- 22. Data collector
- 23. Computer
- 24. Bearing frame
- 25. Upper pressure tap
- 26. Air inlet

图1 实验装置及流程图

Fig.1 Scheme of experimental apparatus and process

为得到性质范围广泛的结果,实验中采用了不同的

液体：常用的水(Wa)、高粘度的甘油(Gl)和密度较大的 ZnCl₂ 溶液(Zn). 各种液体的物理性质见表 1. 表 2 给出了不同填料的物性参数，主要使用了不同粒径的球体：玻璃球(Gs)、塑料球(Ps)和空心球(Hs). 考虑到填料形状的影响，还使用了裹蜡碎焦(Cc).

表1 液体的物理性质

Liquid (symbol)	ρ_l (kg/m ³)	μ_l (Pa·s)	σ (N/m)
Water (Wa)	998	0.001	0.0705
Glycerol (Gl)	1338	0.1	0.0412
ZnCl ₂ solution (Zn)	1700	0.0175	0.0517

表2 填料的物性参数

Packing (symbol)	d_p (mm)	ρ_p (kg/m ³)	ε	ϕ
Glass spheres (Gs)	15.7	2527	0.4091	1.000
Crushed cokes (Cc)	11.0	1214	0.5096	0.606
Plastic spheres (Ps)	21.6	896	0.4326	1.000
Hollow spheres (Hs)	27.0	190	0.4652	1.000

表3 液体的静态滞留量 h_s

Wa/Gs	Wa/Cc	Wa/Ps	Wa/Hs	Gl/Gs	Gl/Cc	Gl/Ps	Gl/Hs	Zn/Gs	Zn/Cc	Zn/Ps	Zn/Hs
0.79	4.10	2.14	1.80	3.38	3.02	2.19	1.48	2.83	3.11	1.14	0.83

高炉内熔融物 h_s 的大小一般由相似于研究对象的实验得出的关联式计算(如福武刚等^[4]、杉山乔等^[7]和文献[3]中所引 Niu 的研究), 也有少数高炉解剖取样整理出的实验式(如丹羽康夫等^[11]), 这些计算式如下:

福武刚等: $h_s = (20.5 + 0.263C_{p,m})^{-1}$, (1)

杉山乔等: $h_s = 0.0194Ga_m^{0.0254}C_{p,m}^{-0.0044}$, (2)

Niu: $h_s = 0.181Ga_m^{-0.0218}C_{p,m}^{-0.458}$, (3)

丹羽康夫等: $h_s = 0.20Ga_m^{-0.102}C_{p,m}^{-0.387}$. (4)

为了与以前研究使用的无因次数保持一致, 将 h_s 表示成修正的伽利略数 $\{Ga_m = \rho^2gd_p^3\phi^3/[\mu^2(1-\varepsilon)^3]\}$ 和修正的表面张力数 $\{C_{p,m} = \rho g d_p^2\phi^2/[\sigma(1-\varepsilon)^2]\}$ 的函数:

$$h_s = aGa_m^b C_{p,m}^c, \tag{5}$$

用最小二乘法得到常数 a, b 和 c , 从而得出关系式:

$$h_s = 0.2158Ga_m^{-0.0548}C_{p,m}^{-0.2951}. \tag{6}$$

式(1)~(4)及式(6)的预测值与实测值的相关系数分别为 0.677, 0.344, 0.727, 0.709 和 0.744(12 个数据点). 用数理统计中显著性检验法进行检验, 当置信概率为 95% 时, 查表^[10]得相关系数的最小临界值为 0.576. 可以看出, 本研究与福武刚等、Niu、丹羽康夫等的研究结果一致, 适用于 h_s 的计算, 与杉山乔等的预测值偏差过大.

3.2 无气流条件下动态滞留量 h_t 的计算

由图 2 可见, 在没有气流的情况下, 随着 u_1 的增加,

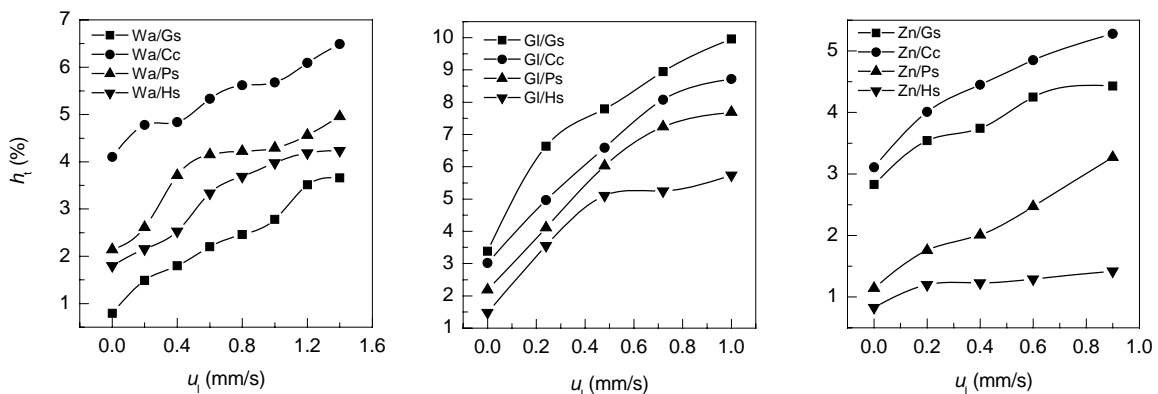


图2 无气流时液体总滞留量 h_t 与 u_1 的关系
Fig.2 Relation between h_t and u_1 in the absence of gas

h_t 增加, h_t 的增加实质上反映的是 h_d 的增加. 比较来看, h_s 小的固液组合, 滞留量增加的比例更大, 也就是说滞留量受液体流速的影响更明显. 虽然增加的幅度不同, 但 h_s 大的固液组合, h_t 的值仍然较大, 因此影响 h_s 的各种因素同样也是影响 h_d 的主要因素. 液体流量相同时, 塑料球的滞留量都大于空心球, 因此, 对于同一类型的填料, 尺寸越小, 即比表面积越大时, 滞留量越大.

文献中关于 h_d 的计算式大多只适用于少数特殊的化工填料, 而且常常仅由水-空气系统测量结果得到. 而本研究的流动条件在很多方面不同于以往的类型, 即过去的一些实验式不再有效. Billet^[12]从液膜厚度出发导出了一个计算 h_d 的半理论模型, 考虑的因素较全面, 而且从多种两相系统中都得到了可信的结果:

$$h_d = [12\mu(1-\varepsilon)^2 \alpha^2 u_l / (\rho g)]^{1/3} S^{2/3}, \quad (7)$$

其中 $S = CRe^{0.15} Fr_1^{0.1}$, 而 $Re_1 = u_l \rho / (1-\varepsilon) \alpha \mu$, $Fr_1 = u_l^2 \alpha (1-\varepsilon) / g$. 特性参数 C 是模型中的实验参数, 只有知道 C 值, 才能确定相应条件下的 h_d . C 不仅与填料特性有关, 而且与液体性质, 主要是液体的粘度和密度有关. 以水为参考液体, 将 C 表示为

$$C = [(\mu/\mu_w)^a / (\rho/\rho_w)^b] C_w, \quad (8)$$

其中 C_w 为填料特性参数, 当所用液体为水时, 特性参数 $C = C_w$, a, b 为常数. 根据实测数据, 计算得到的特性参数 C 和常数 a, b 值见表4. 由表可见, 液体粘度越大, C 越大, 液体密度越大, C 越小. 液体密度对 h_d 的影响比粘度大得多. 相对于其他几种填料床, 碎焦炭的 C 较小, 而且受液体密度影响也最小, 这可能是因为焦炭形状系数比较小的缘故.

表4 特性参数 C 和常数 a, b

Table 4 Natural parameter C and constants a, b

Packing	Wa	Gl	Zn	a	b
Gs	0.842	1.161	0.295	0.296	3.571
Cc	0.337	0.434	0.237	0.147	1.456
Ps	1.393	1.166	0.433	0.153	3.026
Hs	1.359	1.242	0.148	0.371	6.181

图3将 h_d 的实测值与计算值进行了比较, 87%的计算值在实测值的 $\pm 20\%$ 范围内(60个数据点), 而且随着 h_d 值的增加, 计算值的相对误差降低. 当 $h_d > 1\%$ 时, 计算值的平均误差仅为 8.3%.

3.3 气液逆流条件下总滞留量 h_t 的计算式

实验结果表明, 在不同的气液负荷下, h_t 的变化都符合滞留量变化的一般规律, 即 u_g 较小时, h_t 基本不变, 当 u_g 增大到一定值后, h_t 急剧增加. 因此, 可以将 h_t 分为载点以下和载点至泛点两个区域进行计算. 载点气速

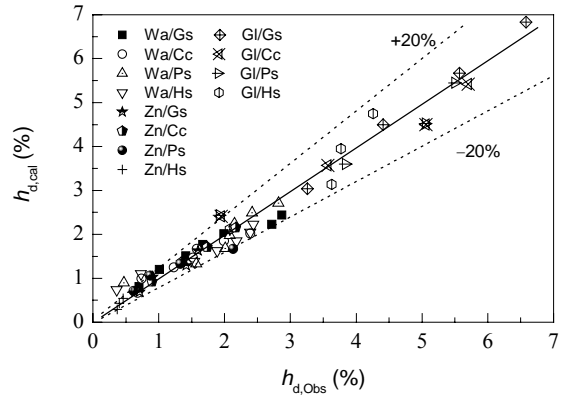


图3 h_d 的实测值与模型计算结果的比较

Fig.3 Comparison of observed h_d with calculated h_d

以下, 气液两相间的交互作用很弱, 可以不考虑气体对液体的影响, 将 h_t 看作是无气流时液体的 h_s 与 h_d 之和:

$$h_t = h_s + h_d. \quad (9)$$

h_s 和 h_d 可分别由式(6)和(7)计算.

载点到泛点之间液体的 h_t 用以下经验方程计算:

$$(h_t)_{u_g > u_{g,S}} = h_{t,S} + (h_{t,F} - h_{t,S}) (u_g / u_{g,F})^n. \quad (10)$$

由于两相流动的复杂性及实验技术上的困难, 很难准确得到气速刚刚达到泛点时的总滞留量 $h_{t,F}$. 从图4可以看出, 泛点滞留量 $h_{t,F}$ 近似等于 1.4 倍的载点滞留量 $h_{t,S}$. 将实测数据代入式(10)反算, 可以确定指数 $n \approx 2$, 得到:

$$(h_t)_{u_g > u_{g,S}} = h_{t,S} [1 + 0.4 (u_g / u_{g,F})^2]. \quad (11)$$

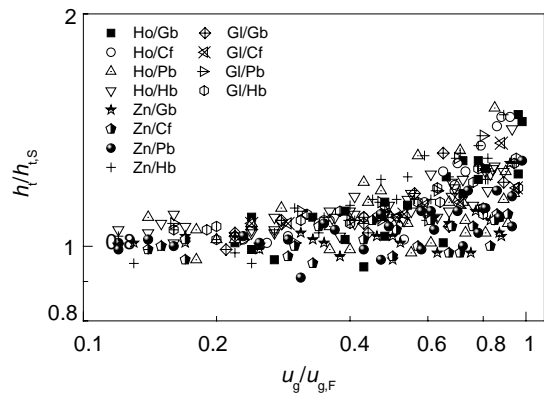


图4 滞留量比 $h_t/h_{t,S}$ 与气速比 $u_g/u_{g,F}$ 的关系

Fig.4 Relation between $h_t/h_{t,S}$ and $u_g/u_{g,F}$

气速大于载点气速时, 液体总滞留量的实测值与模型计算值的比较见图5, 约 90% 的计算值在实测值的 $\pm 30\%$ 范围内(85个数据点), 计算值的平均误差为 11.6%. 式(9)和(11)联立可计算整个操作范围内的 h_t .

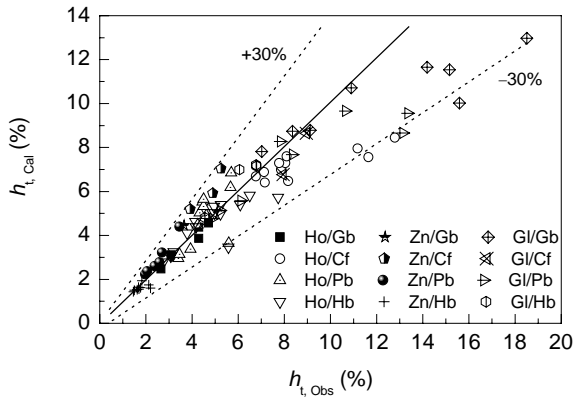


图5 h_t 的实测值与模型计算结果的比较

Fig.5 Comparison of observed h_t with calculated h_t

3.4 高炉下部渣铁滞留量的计算与分析

无气流条件下,根据上述模型计算得到的高炉下部渣铁的滞留量见表5. 计算条件为高炉炉缸直径14 m, 利用系数 $2.0 \text{ t}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 活动焦炭区焦炭的平均粒度30 mm, 死料堆焦炭的平均粒度20 mm.

表5 渣铁的滞留量

Table 5 Holdups of slag and hot metal in a blast furnace (%)

		Dropping zone	Dead zone
Slag	h_s	2.96	4.45
	h_d	0.40	0.47
Hot metal	h_s	1.67	2.50
	h_d	0.04	0.05

从表5可以看出,不论是炉渣还是铁水,由于它们的流量很小,与 h_s 相比, h_d 几乎可以忽略不计,所以不考虑煤气流影响时, h_t 由 h_s 决定. 高炉冶炼中所谓的“静态”只是指渣铁相对于填充固体焦炭是不动的,与化工填料床中的“静态”是不同的,但渣铁的 h_s 是确实存在的,它会随着焦炭缓慢向下移动,因此对相间传热传质等都会产生较大影响. 如果将式(6)改写为式(12),则可以看出液体物性对 h_s 的影响程度为密度>表面张力>粘度,由于炉渣密度小、粘度大,其滞留量比铁水约大80%. 渣铁的物理性质见表6.

表6 渣铁的物理性质

Table 6 Physical properties of slag and hot metal

	ρ (kg/m^3)	μ (Pa·s)	σ (N/m)
Hot metal	6600	0.005	1.10
Slag	2600	0.400	0.47

$$h_s = 0.0971 \rho_1^{-0.4047} \mu_1^{0.1096} \sigma^{0.2951} [\varphi d_p (1-\varepsilon)]^{-0.7546} \quad (12)$$

焦炭床的特性(包括焦炭粒度、形状系数和孔隙度)对 h_s 的影响比液体大,通过式(13)和(14)可以将焦炭的形状系数和焦炭床的孔隙度表示成焦炭粒度的函数^[13],也就是说焦炭的粒度大小决定了焦炭床的特性.

$$\varepsilon = 0.153 \log d_p + 0.724, \quad (13)$$

$$\varphi = 0.338 \log(1000 d_p) + 0.254. \quad (14)$$

由图6可以看出, h_s 随着焦炭粒度的减小而增大,焦炭粒度每减小5 mm, h_s 大约增加20%,增加的幅度也随着焦炭粒度的减小而增大. 将 h_s 与焦炭粒度的关系回归分析可以得出:

$$h_s = C(30.7 - 943 d_p + 917 d_p^2) \quad (0.020 \text{ m} < d_p < 0.050 \text{ m}), \quad (15)$$

式中 $C = 0.0971 \rho_1^{-0.4047} \mu_1^{0.1096} \sigma^{0.2951}$.

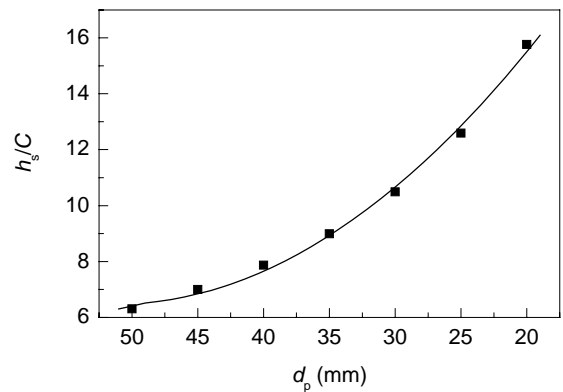


图6 焦炭粒度与静态滞留量 h_s 的关系

Fig.6 Relation between d_p and h_s

炉渣密度小、粘度大、流动性差,因此高炉下部滞留量先达到最大即泛点滞留量时的液相一般是渣相. 死料堆内炉渣的泛点滞留量可达到7%,但由于死料堆内煤气流速较低,这个值估计很难达到. 活动焦炭区内炉渣的泛点滞留量接近5%,如果考虑到焦炭粒度的不均匀分布,在风口水平或炉腹下部半径中心处炉渣的滞留量可能会更大一些.

大喷煤时,焦炭的滞留时间延长、荷重增加、溶损率提高,炉渣粘度增加等因素会使渣铁液滞留量增加,从而使焦炭床的孔隙度减小. 计算表明,孔隙度减小0.04,高炉最大利用系数下降0.5^[14]. 因此大喷煤条件下提高高炉生产率首先必须保证焦炭的质量,特别是焦炭的机械强度和反应性,防止焦炭在炉内的过量粉化;其次要通过造渣制度合理控制渣的形成、渣组分的变化、渣与铁水及焦炭间的界面性质等. 但目前对这一方向的研究还不够深入,希望能找出定量的规律用于指导制订高炉的合理造渣制度.

4 结论

通过高炉下部焦炭层渣、铁滞留特性的冷态模拟研究,得出如下结论:

(1) 液体的粘度越大、表面张力越大、密度越小,则静态滞留量 h_s 越大. 它们的影响程度为密度>表面张力>粘度. 填料的粒度、形状系数和孔隙度越小,则 h_s 越大. 式(6)可计算不同物性的液体在不同填充料床内的 h_s .

(2) 当液体流量增加时, h_s 大的固液组合,其 h_t 的绝对值同样较大,因此影响 h_s 的各种因素也是影响 h_d 的主要因素. 式(7)可计算液体在不同流量时的 h_d .

(3) 在载点以下, h_t 随液体流量的增加而增大,与气体流速无关. 在载点以上, h_t 随着气体流速的增加而明显增加. h_{tF} 近似等于 h_{tS} 的 1.4 倍, 式(11)可计算载点至泛点范围内的 h_t .

(4) 炉渣在高炉活动焦炭区和死料堆的 h_{tF} 分别可达到 5% 和 7%. 当高炉生产条件变化及焦炭粒度分布不均匀时, 炉渣的滞留量可能会更大.

(5) 不考虑煤气流影响时, 渣铁的 h_t 由 h_s 决定, h_d 几乎可以忽略不计. 降低高炉下部渣铁的滞留量最有效的措施是提高下部焦炭的粒度, 焦炭粒度减小 5 mm, h_s 约增加 20%, 而且粒度越小, h_s 增加的幅度越大.

符号表:

C	特性参数	$C_{p,m}$	修正表面张力数
d	直径 (m)	Fr	弗鲁德数
g	重力加速度 (9.81 m/s ²)	Ga_m	修正伽利略数
h_d	动态滞留量 (%)	h_s	静态滞留量 (%)
h_t	总滞留量 (%)	Re	雷诺数
S	液膜厚度 (m)	u	表观速度 (mm/s)
α	比表面积 (m ⁻¹)	ρ	密度 (kg/m ³)
ε	孔隙度	μ	粘度 (Pa·s)
σ	表面张力 (N/m)	ϕ	形状系数
下标			
F	泛点	g	气体
l	液体	p	填料
S	载点	w	水

参考文献:

- [1] Yagi J. Mathematical Modelling of the Flow of Four Fluids in a Packed Bed [J]. ISIJ Int., 1993, 33(6): 619-639.
- [2] Chew S J, Zulli P, Yu A. Modelling of Liquid Flow in the Blast Furnace. Theoretical Analysis of the Effects of Gas, Liquid and Packing Properties [J]. ISIJ Int., 2001, 41(10): 1112-1121.
- [3] Austin P R, Nogami H, Yagi J. Analysis of Actual Blast Furnace Operations and Evaluation of Static Liquid Holdup Effects by the Four Fluid Model [J]. ISIJ Int., 1998, 38(3): 246-255.
- [4] 福武刚, Rajakumar V. 高炉的滴下带到相似させた气-液向流充てん層の液ホールドアップと流れの異常現象 [J]. 鉄と鋼, 1980, 66(13): 1937-1946.
- [5] 田中胜博, 照井敏胜, 大森康男, 等. ガス発生を伴う灌液充填層の動的ホールドアップの实验的検討 [J]. 鉄と鋼, 1984, 70: S773.
- [6] 佐々豊. ユークス充填層内での溶融スラッグの滴下挙動 [J]. 鉄と鋼, 1987, 73: S842.
- [7] 杉山乔, 中川朝之, 芝池秀治, 等. 高炉滴下帯における液流れの解析 [J]. 鉄と鋼, 1987, 73: 2044-2051.
- [8] Usui T, Masamori K, Kawabata H, et al. Influence of Slow Descent of Solid upon the Fluids Flow Behavior in Packed Beds Irrigated by a Liquid Counter-current to an Up-rising Gas Stream [J]. ISIJ Int., 1993, 33(6): 687-696.
- [9] Husslage W M, Steeghs A G S, Heerema R H, et al. Flow Experiments of Slag and Metal at 1400-1600°C through a Packed Coke Bed [A]. Kanagy D L. 60th Ironmaking Conference Proc. [C]. Baltimore: Iron & Steel Society, 2001. 323-335.
- [10] 张惠连, 张涛. 误差理论与数据处理 [M]. 天津: 天津大学出版社, 1992. 107-112.
- [11] 丹羽康夫, 炭龟隆志, 牧章, 等. 高炉の炉芯, レースウェイ領域における溶鉄, スラッグおよびユークスの挙動調査 [J]. 鉄と鋼, 1990, 76(3): 337-344.
- [12] Billet R. Packed Column Analysis and Design [M]. Bochum: Ruhr University, 1989. 36-40.
- [13] Bi X, Qiu J, Wang W, et al. Influences of Scaffold and Coal Injection on Gas and Liquid Flow Distributions in Blast Furnace: Mathematical Model [J]. I&S, 2001, 28(1): 27-32.
- [14] Zhang S, Bi X. Theoretical Consideration of Problems Relating to High Coal Rate Injection into Blast Furnaces [J]. I&S, 2003, 30(6): 467-474.

Simulation of Liquid Holdups in the Lower Coke Zone of Blast Furnace with a Packed Bed

XIONG Wei, BI Xue-gong, ZHOU Guo-fan

(Key Lab. for Ferrous Metall. & Resources Utilization, Ministry of Education, Wuhan Univ. Sci. & Technol., Wuhan, Hubei 430081, China)

Abstract: Holdup characteristics of liquid in a packed bed were experimentally examined for clarifying the holdup of molten materials in the lower coke zone of a blast furnace. The viscosity, density and surface tension of the liquid, size and shape of particles and liquid velocity were varied in the experiments. The results show that: increasing viscosity, surface tension and reducing density of liquid cause static liquid holdup h_s to increase. These factors in order of degree of influence are density, surface tension and viscosity of liquid, and reducing size, shape factor and porosity of packing causes h_s to increase. The bigger the static liquid holdup h_s , the bigger the total liquid holdup h_t when u_l increases in all the combinations of liquids and packings, so those factors affecting h_s are also the main factors affecting dynamic liquid holdup h_d . Correlations for h_s , h_d without gas flow and for h_t in countercurrent gas-liquid two-phase flow were obtained. h_s is the determinant of the holdup of molten materials in the absence of gas flow, and the most important factor affecting h_s is the size of coke in a blast furnace.

Key words: blast furnace; holdup; gas-liquid two-phase flow; mathematical model