

转炉溅渣护炉内液滴喷溅行为的研究

周姝琪, 齐凤升*, 刘中秋, 李宝宽

东北大学冶金学院, 沈阳 110819

Numerical Study on Droplet Splashing Behavior of Slag-splashing for Protection of Converter Based on VOF-DPM Two-way Conversion Model

Zhou Shuqi, Qi Fengsheng*, Liu Zhongqiu, Li Baokuan

School of Metallurgy, Northeastern University, Shenyang, 110819, China

1. 前言

溅渣护炉技术原理是在转炉出钢后, 炉内调好的部分炉渣在顶部氧枪的高速高压射流下发生剧烈喷溅, 熔渣溅射到转炉炉衬的大部分区域, 并降温凝固与炉衬表面牢固结合, 形成坚固、致密且稳定的防护溅渣层^[1]。与传统提高炉龄的工艺措施相比, 溅渣护炉技术可以减少转炉的作业时间, 提高生产效率, 提高钢产量并降低吨钢成本, 成本低, 投资少, 节省耐火材料, 操作简便可靠等诸多优点。

多年以来, 专家对溅渣过程探索包括现场试验, 水模型实验以及数值模拟研究。Satish C. Koria^[2]等利用装在坩埚内的钢液研究了高速气体射流冲击到钢液时生成液滴的尺寸与液滴尺寸分布, 结果表明, 供氧压力、喷枪距离、喷枪数量、喷枪倾角等参数对液滴粒径分布无影响, 且均服从 RRS(Rosin-Rammler-Sperling) 分布。Qing Lin He^[3]等研究了氧气射流冲击熔池表面产生的金属液滴在熔渣中的停留时间。Matti J. Luomala^[4]等探究了氧枪高度、氧枪位置、底吹结构和渣液黏度对溅渣过程中渣液喷溅行为的影响。V. O. Sinelniko^[5]等从溅渣护炉技术的应用角度分析了转炉炉渣化学成分对炉衬寿命的影响。D. S. Kumar^[6]等开发出了一种优化的炉渣, 使溅渣层能够有效地减缓吹炼过程中炉衬受到的侵蚀, 并在整个吹炼过程中保持均匀的厚度。T. Fabritius^[7]等通过水模型试验研究并阐明了氧枪射流形成的射流腔与底吹和侧吹气体的相互作用, 并确定其对飞溅的影响。D. G. Ma^[8]等在 1:4 比例水模型中, 研究了不同条件下镍转炉的溅渣量及其分布。Z Wang^[9]等通过对溅渣速率的测定, 研究了不同操作参数对溅渣效果的影响。Viktor Sinelnikov^[10]等利用数值模拟和实验测试分析了相关工艺因素对溅渣护炉过程的影响, 确定了影响护渣护炉效果的因素。Li Qiang^[11]等提出了转炉炼钢过程中气-渣-金相互作用的 VOF (volume of fluid) 模型, 讨论了喷吹过程中环境温度、射流穿透深度、冲击面积和渣金界面的变化。Lingling Cao^[12]等采用了数值模拟的方法计算分析了超音速氧气射流冲击自由界面时转炉内的多相相互作用行为。

受限于现阶段的测量技术和高昂的实验成本, 现有的数学模型对转炉内溅渣行为只实现了定性的研究, 本文提出了一种 VOF-DPM 双向转换转炉内喷溅数学模型, 实现了对喷溅液滴的捕捉追踪和定量的统计, 定量地描述溅渣护炉的效果。

2. 数学模型

2.1. 几何模型

本研究依据相似性原理, 以某钢厂 50 t 顶吹 4 孔氧枪转炉的 1:10 水模型试验为研究对象建立了几何模型。考虑到对称结构, 为了节省计算时间, 取其中一半作为计算区域。

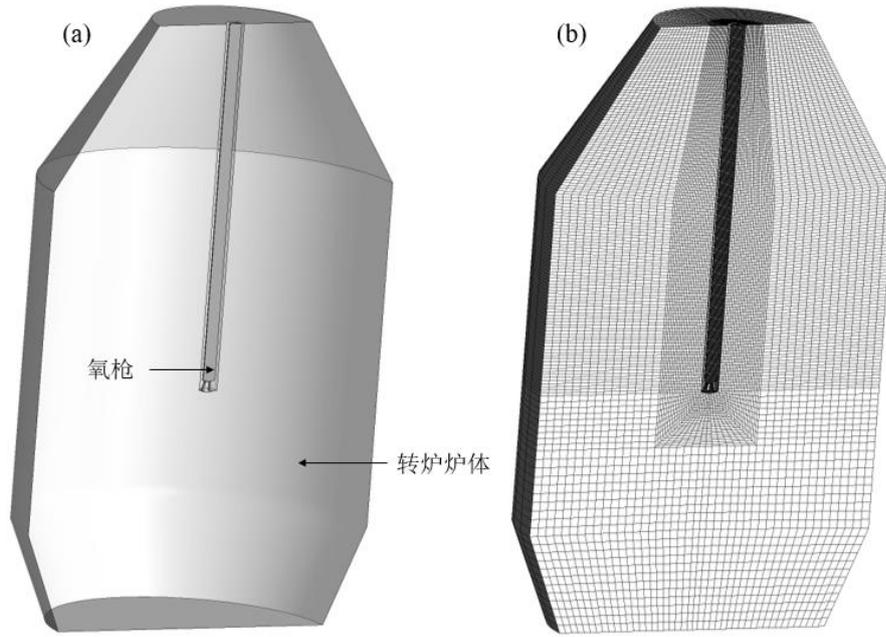


图 1 几何与网格划分

Fig.1 Geometry and meshing

表 1 原型和模型主要几何参数

Table 1 Main geometric parameters of prototype and model.

参数名称	原型	模型
炉底直径(mm)	2600	260
熔池高度(mm)	892	89.2
熔池直径(mm)	3332	333.2
炉口直径(mm)	1500	150
转炉高度(mm)	5442	544.2
氧枪喷口夹角(°)	12	12
氧枪进口直径(mm)	34.2	3.42
氧枪喉口直径(mm)	26	2.6
氧枪喉口长度(mm)	4	0.4
氧枪喷口直径(mm)	33.8	3.38
氧枪收缩段长度(mm)	24.8	2.48
氧枪扩张段长度(mm)	63.8	6.38

2.2. 主要控制方程

如前所述，数学模型主要有连续相模型和离散相模型两部分构成^[13]：

- (1) 对于连续相采用的是 VOF 两相流模型，主项为气相，次相为液相。
- (2) 在满足 VOF-DPM 判别后，连续相的液体会变成离散相液滴。

表 2 模型主要控制方程

Table 2 Model main control equations.

控制方程		符号说明
(1)连续相模型	$\frac{\partial \alpha_q}{\partial t} + \mathbf{u}_q \cdot \nabla \cdot \alpha_q = S_m$	α_q 表示第 q 相体积分数
	$S_m = \sum^n m_{p-in} - \sum^n m_{p-out}$	S_m 为质量源项
	$\alpha_l = 1 - \alpha_q$	m_{p-in} 为从离散相转换为连续相的液滴质量
	$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \mathbf{u}) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{u} \mathbf{u}) = -\nabla p + \nabla \cdot [\mu(\nabla \mathbf{u} + \nabla \mathbf{u}^T)] + \rho \mathbf{g} + \sigma \kappa \delta_n + \mathbf{F}_p$	m_{p-out} 为从连续相转换为离散相的离散液滴质量
	$\rho = \alpha \rho_g + (1 - \alpha) \rho_l$	κ 为自由表面的曲率
	$\mu = \alpha \mu_g + (1 - \alpha) \mu_l$	m_p 为离散液滴的质量
(2)离散相模型	$m_p \frac{d\mathbf{u}_p}{dt} = m_p \frac{\mathbf{u} - \mathbf{u}_p}{\tau_r} + m_p \frac{\mathbf{g}(\rho_p - \rho)}{\rho_p}$	\mathbf{u}_p 为离散液滴的速度
	$\tau_r = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu} \frac{24}{C_d Re}$	ρ_p 为离散液滴的密度
	$Re = \frac{\rho d_p u - u_p }{\mu}$	τ_r 为离散液滴响应时间
	$\mathbf{f}_p = m_p \frac{u_p - u}{\tau_r}$	\mathbf{f}_p 为离散液滴对连续相的作用力
	$\mathbf{F}_p = \frac{1}{V_c} \sum_{i=1}^{N_{p,c}} \mathbf{f}_{p,i}$	V_c 为离散液滴所在的网格体积

2.3. VOF-DPM 双向转换数学模型

模型分为两个部分，第一部分即产生飞溅液滴时的 VOF 连续相向 DPM 离散液滴的转换。第二部分即飞溅出去的离散液滴 DPM 相落回自由表面重新变为 VOF 方程中的连续相^[14]。

(1) VOF-DPM

通过对捕捉到的分离液滴进行大小、位置和非球度的计算，以判别其是否满足转换的条件。非球度有两个判断式，一是计算分离液滴的表面到重心的距离并计算该距离与平均距离的标准差，公式如下：

$$\sigma_1 = \sqrt{\sum \left(\frac{r_{s,i}}{r_{s,p}} - 1 \right)^2} \tag{1}$$

其中

$$r_{s,p} = \frac{\sum r_{s,i} S_i}{S} \quad (2)$$

式中 S_i 和 S 分别表示分离液滴的边界所在网格中气液界面的面积以及分离液滴的总表面积； $r_{s,i}$ 为分离液滴在其边界网格的气液界面的中心到其重心的距离；如果是球形， σ_1 为零，在本研究中取 $\sigma_1 \leq 0.5$ 作为第一个非球度判据。

第二个非球度判据是计算半径与液滴边界的正交度，可由下式确定：

$$k_i = \mathbf{n}_{s,i} \cdot \mathbf{n}_i \quad (3)$$

$$\mathbf{n}_{s,i} = \frac{\mathbf{r}_{s,i}}{r_{s,i}} \quad (4)$$

其中， $\mathbf{r}_{s,i}$ 为液滴的重心到其边界处网格内气液界面的中心的向量， \mathbf{n}_i 为该点处的法向量。 k_i 的值在 0~1 之间，对于球体，在任意一点这个值都为 1，而对于非标准球体，定义正交非球度 σ_2 为：

$$\sigma_2 = 1 - \frac{\sum k_i S_i}{S} \quad (5)$$

对于球体， σ_2 的值为零，在本研究中取 $\sigma_2 \leq 0.5$ 为第二个非球度判据。

对于位置的转换，计算满足判据的分离液滴的重心，将其设置为转换后离散液滴的位置坐标 \mathbf{x}_p 。而对于体积的转换，则是先将分离液滴从连续相中去除，然后在 \mathbf{x}_p 处添加体积等于分离液滴体积 V_s 的离散液滴。同时将原来分离液滴所占空间替换成相同体积的气体。对于速度的转换，离散液滴的速度 \mathbf{u}_p 是由转换前的分离液滴的各点速度通过体积积分平均求得：

$$\mathbf{u}_p = \int_{\Omega} \mathbf{u} \alpha dV \quad (6)$$

(2) DPM-VOF

反向转换的判据只有位置判据，即当离散液滴的位置处于相界面时，即开始转换。离散液滴满足判据后，将其从离散相中除去，并以离散液滴的坐标 \mathbf{x}_p 处为中心，抹去体积等于离散液滴体积 V_s 的半球形气体，并在连续相中加入相等体积相同形状的半球形液体。

2.4. 欧拉壁膜模型

在转炉溅渣护炉过程中，炉内飞溅的离散液滴撞击壁面会形成一层液膜，本研究利用欧拉壁膜模型 (Eulerian Wall Film Model) 来预测壁面薄膜的生成与流动^[14]。

壁面上的二维薄膜在三维计算域内的质量守恒方程表达形式为：

$$\frac{\partial \rho_l h}{\partial t} + \nabla_s \cdot \left(\rho_l h \vec{V}_l \right) = \dot{m}_s \quad (7)$$

式中， ρ_l 为壁膜液体的密度， h 为壁膜高度， ∇_s 为表面梯度因子， \vec{V}_l 为壁膜的平均速度， \dot{m}_s 为单位壁面面积的质量源项。

液膜的动量方程表达式如下：

$$\frac{\partial \rho_l h \vec{V}_l}{\partial t} + \nabla_s \cdot \left(\rho_l h \vec{V}_l \vec{V}_l + \vec{D}_V \right) = -h \nabla_s P_L + \rho_l h \vec{g}_\tau + \frac{3}{2} \vec{\tau}_{fs} - \frac{3\mu_l}{h} \vec{V}_l + \vec{q}_s + \vec{\tau}_{\theta_0} \quad (8)$$

其中，

$$P_L = P_{gas} + P_h + P_\sigma \quad (9)$$

$$P_h = -\rho h \left(\vec{n} \cdot \vec{g} \right) \quad (10)$$

$$P_\sigma = -\sigma \nabla_s \cdot (\nabla_s h) \quad (11)$$

2.5. 边界条件

本文数值方法基于有限体积法，动量、湍动能以及湍动耗散项的离散格式均取二阶差分迎风格式界面插值方案采用 Geometric reconstruction，压力用 PRESTO 离散格式，最后应用 SIMPLE 算法耦合连续性与动量方程。入口采用速度入口条件，分别计算了入口流量为 6.16 Nm³/h、8.80 Nm³/h 和 11.44 Nm³/h 三种工况，出口采用压力出口。同时氧枪高度分别为 200.0 mm、216.6 mm 和 233.2 mm。壁面采用无滑移壁面条件，近壁处采用标准壁函数法。

3. 结果与分析

3.1. 顶吹流量对喷溅行为和液膜的影响

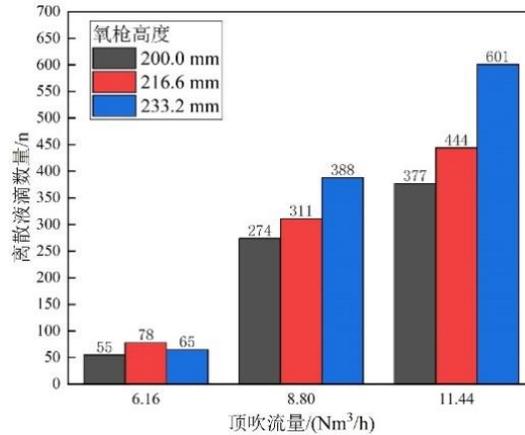
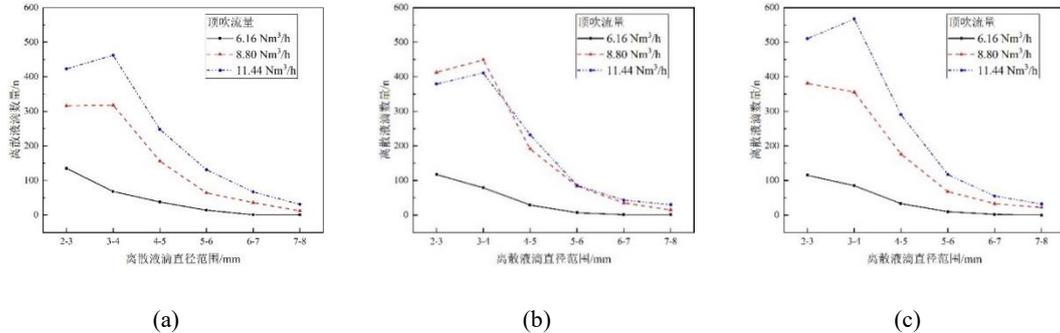


图 2 不同顶吹流量时喷溅到壁面上的液滴数量统计

Fig.2 Statistical of the number of droplets splashed on the wall at different top blowing flow rates

首先对 0~1 s 内不同顶吹流量下喷溅到壁面上的离散液滴数量进行了统计，如图 2 所示。三种氧枪高度下，随着顶吹流量的增加，喷溅到壁面上的液滴数目均明显增加，但增加幅度稍有减小。盲目的将顶吹流量提高至较大数值并不会等幅度地提高喷溅到壁面上的喷溅液滴数量。

图 3 可以看出在三种不同氧枪高度下，基本都呈现出顶吹流量越大，各尺寸范围内离散液滴数目越多的趋势。其中当顶吹流量为 $6.16 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 时，对熔池内渣液的作用十分有限，离散液滴的尺寸越大其数量就越少。对于其余两种顶吹流量工况，离散液滴数量出现的峰值都集中在 $3\sim 4 \text{ mm}$ 范围内，说明较大的顶吹流量更有利于这一直径范围离散液滴的生成。

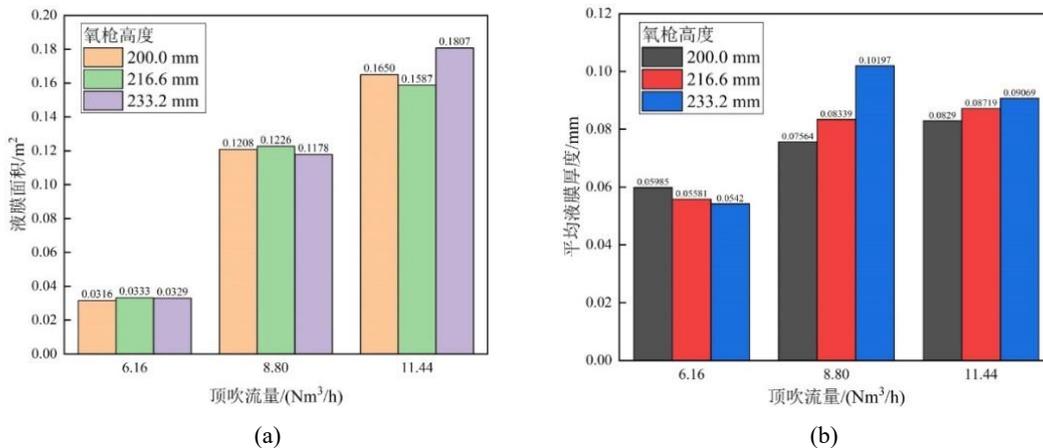


(a) 200.0 mm ;(b) 216.6 mm ;(c) 233.2 mm

图 3 不同顶吹流量液滴质量和数量的变化

Fig.3 Statistics of the weight and number of droplets with different top blowing flow rates

由图 4 可知，随着顶吹流量的增加，气体的流速更快，具有的动能更大，炉内的液滴飞溅行为越剧烈，更容易飞溅至更高更远的壁面，导致液膜厚度和分布面积明显增加。



(a) 不同顶吹流量下的液膜面积; (b) 不同顶吹流量下的液膜平均厚度

图 4 不同顶吹流量下的液膜面积和不同顶吹流量下的液膜平均厚度

Fig.4 Liquid film area under different top blowing flow rates and the average thickness of liquid film under different top blowing flow

3.2. 氧枪高度对飞溅行为和液膜的影响

如图 5 所示随着氧枪高度的提高，气体的扩散效果得到有效的增强，使得对熔池的冲击范围增大，会使飞溅液滴刚生成时就离转炉壁面的距离较近，于是容易飞溅到壁面上。但当氧枪高度提高到 233.2 mm 时，沿程动能损失也随之升高，气体的初始动能十分有限，对熔池的冲击能力明显减弱，因此工况下的液滴数目不增反降。

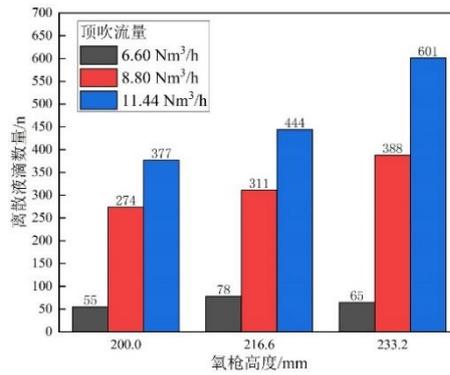
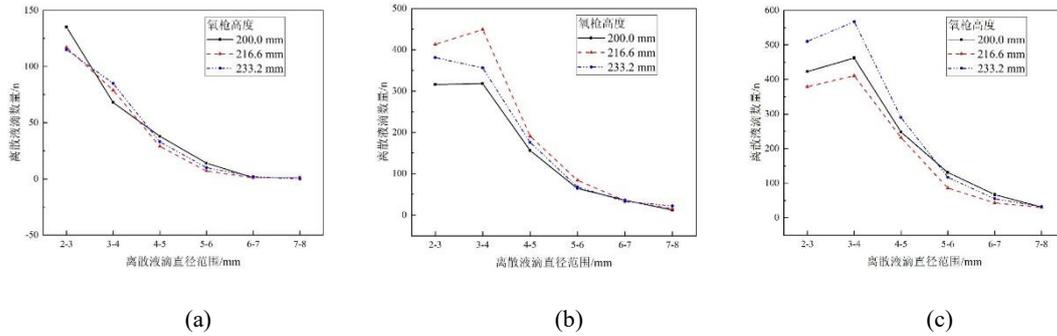


图 5 不同氧枪高度时喷溅到壁面上的液滴数量统计

Fig.5 Statistical of the number of droplets splashed on the wall at different oxygen lance height.

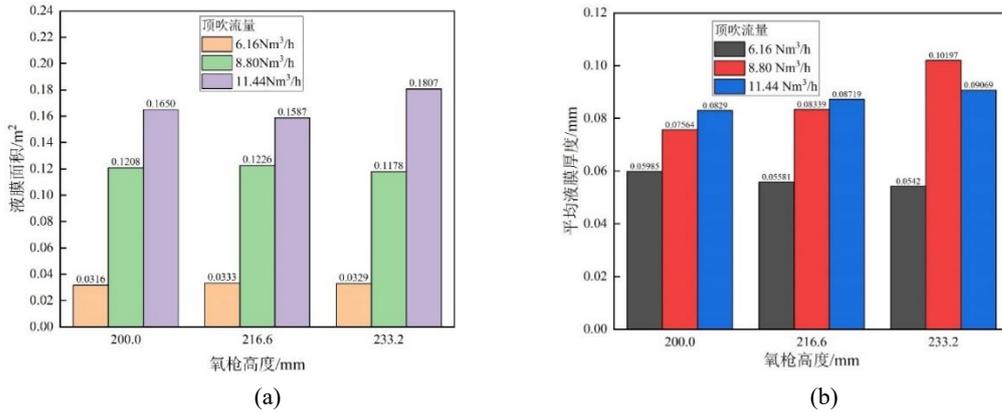
由图 6 可以看出当顶吹流量为 6.16 Nm³/h 时，三种氧枪高度下离散液滴在不同尺寸范围内的数量分布趋势基本一致，说明当顶吹流量较小，氧枪高度不会对液滴的尺寸分布有太大影响。随着氧枪高度的提高，不同顶吹流量下各直径范围内的液滴数量发生变化，但液滴数量出现峰值并没有随氧枪高度的改变而发生



(a) 6.16 Nm³/h; (b) 8.80 Nm³/h; (c) 11.44 Nm³/h

图 6 不同氧枪高度下各直径范围液滴数量统计

Fig.6 Statistics of the weight and number of droplets with different oxygen lance height



(a) 不同氧枪高度下的液膜面积; (b) 不同氧枪高度下的液膜平均厚度

图 7 不同氧枪高度下的液膜面积和不同氧枪高度下的液膜平均厚度

Fig. 7 Liquid film area at different oxygen lance heights and the average liquid film thickness at different oxygen lance heights

由图 7(a)可知与顶吹流量相比，壁面生成的液膜面积受氧枪高度的影响不大。由图 7(b)可知当顶吹流量为 6.16 Nm³/h 时，由于顶吹射流气体动能有限，气体受到沿程动能损失的影响更大，因此随着氧枪高度的提高，液滴喷溅速率下降，进而导致液膜平均厚度也逐渐减小。在另外两种顶吹工况下，顶吹射流气体

动能充足，气体沿程动能损失对喷溅带来的影响可以忽略，且随着枪位的提高气体会得到更好地扩散，进而促进喷溅液滴更多地飞溅到壁面，因此液膜平均厚度都随枪位的提高而增大。

4. 结论

本文针对转炉溅渣护炉过程中炉内气体冲击射流引起的渣液喷溅行为，提出了一种 VOF-DPM 双向转换的转炉喷溅数学模型，实现对所有离散相液滴的捕捉、追踪和统计。研究表明顶吹流量增大后，喷溅到壁面上液滴数量的增加幅度明显下降。顶吹流量的变化会影响到液滴数量最大值的尺寸区间，而氧枪高度的变化只会影响不同尺寸区间液滴的数量，对各个尺寸区间内液滴数量的占比并无影响。转炉壁面生成液膜的总面积和液膜的平均厚度随顶吹流量的增加而增加。氧枪高度对壁面液膜的影响并不明显。其中壁面液膜面积都随氧枪高度的增加而在小范围内稍有浮动，液膜平均厚度会随氧枪高度提高而稍有增加。本研究中综合生产成本、喷溅效果和生产安全性考虑，顶吹流量为 8.80 Nm³/h，氧枪高度为 233.2 mm 为最佳溅渣工况。

致谢

感谢国家自然科学基金项目（项目号：52174305）的支持。

参考文献

- [1] 王维兴, 苏天森, 刘浏. 转炉溅渣护炉技术[M]. 北京: 冶金工业出版社, 1999.
- [2] Koria S C, Lange K W. A new approach to investigate the drop size distribution in basic oxygen steelmaking[J]. Metallurgical Transactions B. 1984, 15(1): 109-116.
- [3] He Q L, Standish N. A model study of residence time of metal droplets in the slag in BOF steelmaking[J]. ISIJ International. 1990, 30(5): 356-361.
- [4] Luomala M J, Fabritius T M, Virtanen E O, et al. Physical model study of selective slag splashing in the BOF[J]. ISIJ international. 2002, 42(11): 1219-1224.
- [5] Sinelnikov V O, Kalisz D, Kuzemko R D. Study of the phase and mineralogical properties of converter slag during splashing to improve lining resistance[J]. Refractories and Industrial Ceramics. 2018, 59(4): 403-409.
- [6] Kumar D S, Prasad G, Vishwanath S C, et al. Converter life enhancement through optimisation of operating practices[J]. Ironmaking & Steelmaking. 2007, 34(6): 521-528.
- [7] Fabritius T, Mure P, Virtanen E, et al. Splashing mechanism in combined blowing[J]. Ironmaking & steelmaking. 2002, 29(1): 29-35.
- [8] Ma D G, Chen W Q, Che X M. Physical modelling of slag splashing in nickel converter[J]. Canadian Metallurgical Quarterly. 2012, 51(1): 31-38.
- [9] Wang Z, Liu Q, You L, et al. Experimental study on slag splashing of an 80 t combined blown converter[J]. Ironmaking & Steelmaking. 2018, 45(4): 379-385.
- [10] Sinelnikov V, Szucki M L, Merder T, et al. Physical and Numerical Modeling of the Slag Splashing Process[J]. Materials. 2021, 14(9): 2289.
- [11] Li Q, Li M, Kuang S B, et al. Computational study on the behaviours of supersonic jets and their impingement onto molten liquid free surface in BOF steelmaking[J]. Canadian Metallurgical Quarterly. 2014, 53(3): 340-351.
- [12] Cao L, Liu Q, Sun J, et al. Effect of slag layer on the multiphase interaction in a converter[J]. Jom. 2019, 71(2): 754-763.
- [13] 刘金鑫. 转炉内气液界面相互作用及液滴喷溅行为研究[D]. 沈阳: 东北大学, 2021.
- [14] 张春超. 喷雾冷却系统传热性能的数值模拟及优化设计[D]. 大连: 大连理工大学, 2021.