

120t 顶吹转炉溅渣护炉数值模拟研究

杨光, 李宝宽*, 孙美佳, 秦德越

东北大学冶金学院, 沈阳 110819

Numerical simulation of slag splashing process in 120 t top-blown converter

Yang Guang, Li Baokuan*, Sun Meijia, Qin Deyue

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

1. 前言

溅渣护炉工艺是在转炉吹炼结束后, 将熔化的钢液倒入钢包并向留在转炉底部的炉渣添加调渣剂, 然后降低枪位将超音速氮气射流吹入液态炉渣中, 使其溅到耐火材料表面形成保护渣层。溅渣护炉技术目前已得到广泛应用, 可以有效保护耐火材料, 增加转炉寿命^[1-3]。

溅渣的效果主要与氧枪高度、顶吹氮气流量、留渣量、渣的性质以及氧枪喷孔的角度有关^[4,5]。Wang Z 等^[6]对 80 t 顶底复吹转炉的溅渣过程进行了物理模型实验, 通过方差分析得到了不同操作参数对溅渣效果的影响程度。Sinelnikov V 等^[7]对溅渣过程进行了数值模拟和物理模型实验, 发现模拟结果和实验结果基本吻合, 确定了影响溅渣过程的主要因素。Leao P M G C 等^[8]使用 Fluent 对转炉溅渣过程进行了数值模拟, 发现最佳溅渣操作参数与渣液的物性有关。Moknnskij A V 等^[9]认为, 吹炼用氧枪的溅渣效果不佳, 需开发溅渣专用喷枪, 以提高溅渣的效率。Zhong L C 等^[10]发现, 当顶吹气体流量较小时, 旋流氧枪的溅渣量小于传统氧枪的溅渣量, 而当顶吹气体流量较大时, 旋流氧枪的溅渣量大于传统氧枪的溅渣量。Luomala M J 等^[11]通过物理模型实验研究了堵塞一个或两个氧枪喷孔对溅渣量和溅渣方向的影响, 并预测了氧枪高度、氧枪位置、底吹装置和液体粘度对溅渣行为的影响。

目前对转炉溅渣护炉的研究主要以水模型实验为主, 有关溅渣护炉的数值模拟研究较少。本文通过使用用户自定义函数 UDF (User Defined Functions) 实现渣液粘壁效果, 对 120 t 顶吹转炉的溅渣护炉过程进行三维瞬态模拟。对影响溅渣效果的三个主要因素: 留渣量、氧枪高度和顶吹氮气流量进行了参数分析, 并通过响应面分析法预测最佳操作参数范围。

2. 数学模型

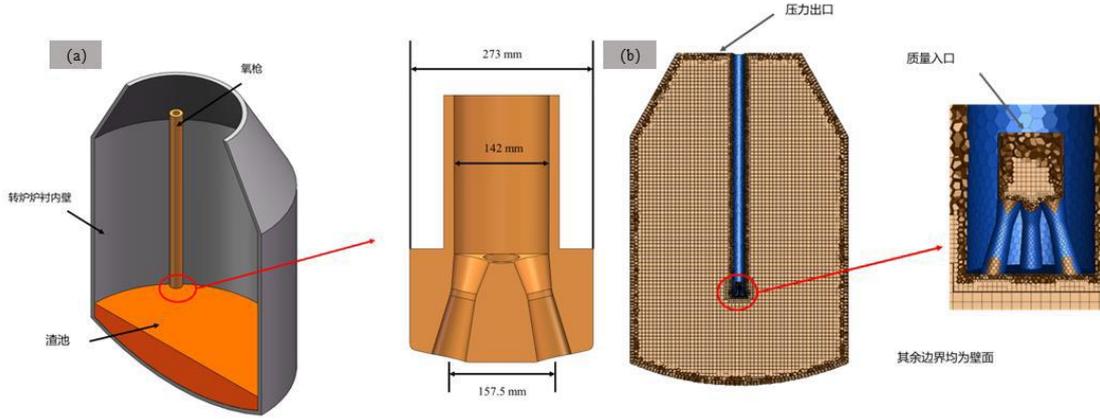
2.1. 几何模型

本文以某钢厂 120 t 顶吹转炉作为溅渣护炉过程的数值模拟研究对象。考虑到转炉溅渣护炉工艺在实际操作过程中的复杂性, 为了简化模型并缩短计算时间, 本文所进行的数值模拟及研究均基于以下假设:

- (1) 将氮气视为理想气体, 渣液视为不可压缩流体;
- (2) 认为炉渣除粘度以外的物性参数不随温度发生改变;
- (3) 认为炉渣一旦接触转炉炉衬就粘附在其表面;
- (4) 溅渣护炉过程为三维、非等温的非稳态过程。

图 1 所示为某钢厂 120 t 转炉及 4 孔氧枪喷头剖视图和网格划分情况。拉瓦尔喷孔入口直径为 54mm, 喉口直径为 38.5 mm, 出口直径为 52mm, 收缩段长度为 51.5mm, 喉口长度为 10mm, 扩张段长度为 92mm,

拉瓦尔喷孔倾斜角为 13° ，转炉直径为 4660mm ，金属熔池深度为 1258mm 。网格采用以六面体为核心的多面体网格进行划分，综合考虑计算精度与计算成本，最终确定网格数量约为 120 万。



(a) 120 吨转炉和 4 孔氧枪喷头剖视图；(b) 网格划分示意图

图 1 120 吨转炉和 4 孔氧枪喷头剖视图和网格划分示意图

Fig.1 Cross-sectional view of a 120-ton converter and the four- nozzle oxygen lance and schematic diagram of mesh division

2.2. 控制方程

转炉溅渣护炉过程是涉及气体射流、气液界面波动、液滴运动的复杂两相流过程，气-渣两相之间具有明显的相界面。本文采用 VOF 模型对溅渣过程进行数值模拟，在 VOF 模型中，设置计算区域中各相的体积分数为 α ，VOF 模型要求在每个计算单元中各相的体积分数之和为 1，即：

(1)

在对溅渣护炉进行数值模拟时，需要通过求解体积分数方程准确计算渣液自由表面的波动情况以及冲击坑形态，对于第 i 相（氮气、渣液）有：

$$\frac{1}{\rho_i} \left[\frac{\partial(\rho_i \alpha_i)}{\partial t} + \nabla(\alpha_i \rho_i \vec{u}_i) \right] = 0 \quad (2)$$

其中 α_i 表示第 i 相的体积分数； \vec{u}_i 表示第 i 相的速度矢量， $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ； ρ_i 表示第 i 相的密度， $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，其中氧气的密度满足理想气体状态方程：

$$\rho = \frac{p}{RT} \quad (3)$$

在 VOF 模型中所有相共用一套质量方程、动量方程和能量方程，在整个计算域进行求解，且获得的速度场由所有相共享。VOF 模型中的质量方程、动量方程和能量方程如下。

质量方程：

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \vec{u})}{\partial x_i} = 0 \quad (4)$$

动量方程：

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \bar{u}) + \nabla(\rho \bar{u} \bar{u}) = -\nabla p + \nabla \cdot [\mu_{eff}(\nabla \bar{u} + \nabla \bar{u}^T)] + \rho \bar{g} + f_{\sigma} \quad (5)$$

其中 \bar{u} 是速度矢量, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; p 是压强, Pa ; g 是重力加速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$; ρ 是密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$; f_{σ} 是表面张力, $\text{N} \cdot \text{m}^{-3}$; μ_{eff} 级是有效粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$, $\mu_{eff} = \mu + \mu_i$, 密度 ρ 和粘度 μ 通过各相的体积平均获得。

能量方程:

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \nabla \cdot [\bar{u}(\rho E + p)] = \nabla \cdot (\lambda_{eff} \nabla T) + S_h \quad (6)$$

其中, T 为温度, K ; λ_{eff} 为有效导热系数, $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $\lambda_{eff} = \lambda + \lambda_t$; S_h 表示辐射等其它体积热源, $\text{W} \cdot \text{m}^{-1}$; T 和 λ 通过各相的体积平均获得, 能量 E 通过各相的质量平均获得, 即:

$$E = \frac{\sum_{i=1}^n (\alpha_i \rho_i E_i)}{\sum_{i=1}^n (\alpha_i \rho_i)} \quad (7)$$

目前对于描述转炉溅渣护炉过程中的湍流运动还没有同时适用各相的两方程湍流模型, 考虑到计算精度和计算时间, 本文采用 realizable k - e 湍流模型。

2.3. 物性参数

在溅渣护炉过程的数值模拟中, 氮气的密度遵循理想气体状态方程, 有效粘度为 $1.663 \times 10^{-5} \text{Pa} \cdot \text{s}$, 定压比热容为 $1040.67 \text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$, 导热系数为 $0.0242 \text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$; 渣液的密度为 $3000 \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 定压比热容为 $1200 \text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$, 导热系数为 $1.7 \text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$; 氮气和渣液之间的表面张力系数为 $1.54 \text{N} \cdot \text{m}^{-1}$ 。

在实际溅渣护炉过程中, 通常采用向转炉内残留的渣液添加调渣剂的方法, 以实现渣液的粘度对温度的变化更加敏感, 在保证炉渣液滴容易溅起的同时, 使得喷溅到转炉炉衬内壁上的炉渣迅速变粘, 可以更加牢固地粘附在转炉炉衬内壁上。120 t 转炉溅渣护炉数值模拟过程中渣液的有效粘度参考了文献 12 中温度对渣液有效粘度的影响, 设定渣液有效粘度随温度的变化趋势如图 2 所示。

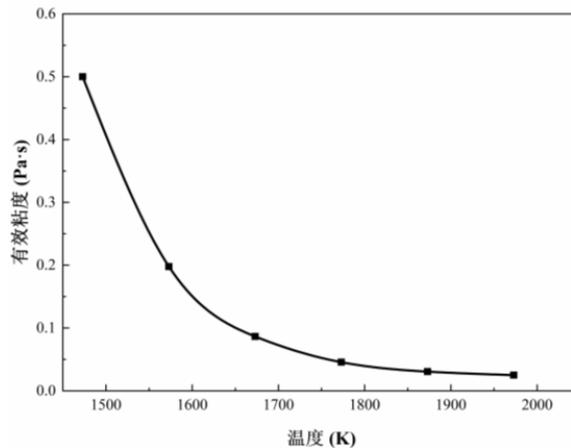


图 2 炉渣有效粘度随温度的变化趋势

Fig. 2 Variation of effective viscosity of slag with temperature

2.4. 物理模型与边界条件

本文通过响应面分析法中的 BBD(Box-Behnken Design)分析法对影响溅渣护炉效果的三个主要因素：留渣量、氧枪高度和顶吹氮气流量进行参数分析。根据钢厂的实际经验，该 120 t 转炉进行溅渣护炉操作的留渣量范围为 6~12%，氧枪高度范围为 1100~1900 mm，顶吹氮气流量范围为 38000~42000 Nm³·h⁻¹。表 3 所示为溅渣护炉过程中各因素的水平值和编码值，其中 0 表示中心实验点，+1 和-1 则分别表示各因素所对应高值和低值。

表 1 设计因素编码与水平

Table 1 Code and level of design factors

因素	变量	水平		
		-1	0	+1
留渣量/%	A	6	9	12
氧枪高度/mm	B	1100	1500	1900
顶吹氮气流量/Nm ³ ·h ⁻¹	C	38000	40000	42000

将溅渣护炉过程的氮气入口设置为质量入口，质量流量可根据体积流量换算得到，入口温度为 300 K；转炉出口设为压力出口静压为 101325 Pa，出口温度为 300 K；转炉内部气氛环境初始温度为 1873 K，渣池初始温度为 1923 K，转炉炉衬内壁温度为 1473 K，其余壁面设置为绝热壁面。湍流模型中近壁处采用标准壁面函数法，壁面不发生滑移。

为了保证数值模拟计算的稳定性和计算速度，压力-速度耦合算法采用 SIMPLE 算法，压力插值采用 PRESTO! 离散格式。在溅渣护炉的数值模拟计算过程中需要准确捕捉炉渣液滴从渣池中脱离出来的相界面情况，自由界面的插值采用 CICSAM 格式，传输方程对流项的离散格式采用二阶迎风格式。

3. 结果与分析

3.1. 数值模拟结果

图 3 所示为留渣量为 12%，氧枪高度为 1900 mm，顶吹氮气流量为 40000 Nm³·h⁻¹ 的工况下，溅渣过程持续 30 s 的过程中，转炉溅渣护炉过程中相分布剖视图，在实际情况下，粘附在炉壁上的渣液会因炉壁的散热逐渐凝固，形成固体渣层，保护耐火材料。

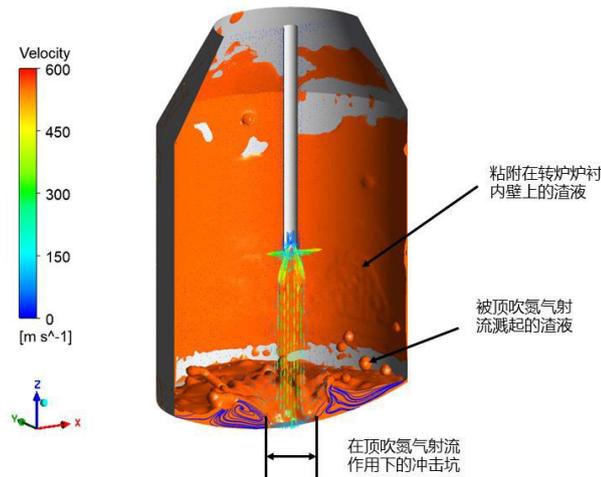
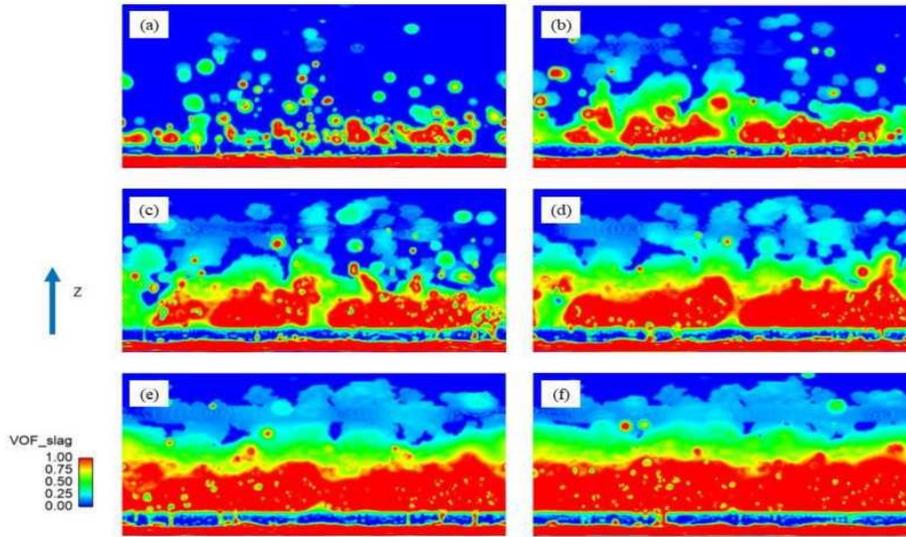


图 3 相分布剖视图

Fig. 3 Cross-sectional view of the phase distribution

图 4 为溅渣过程不同时刻的转炉炉衬内壁粘渣效果展开图。在溅渣过程刚开始时，粘附在转炉炉衬内壁上的渣液分布十分不均匀，随着溅渣时间的延长，这种不均匀性会逐渐消失。靠近炉底的转炉炉衬内壁

上的粘渣较多，靠近炉口的转炉炉衬内壁以及炉帽内壁上的粘渣较少。



(a) 5 s (b) 10 s (c) 15 s (d) 20 s (e) 25 s (f) 30s

图 4 不同时刻的转炉炉衬内壁粘渣效果展开图

Fig. 4 The expansion of the slag adhesion on the converter liner at different moments

通过图 5 为溅渣密度随时间的变化趋势，可以发现溅渣开始时溅渣密度的变化十分剧烈，这是因为溅渣刚开始时，从氧枪喷孔喷出的氮气射流对渣池液面进行冲击，冲击坑存在一个发展过程，这时的渣池液面波动情况、炉渣液滴飞溅情况的随机性很强。随着溅渣时间的延长，大约在溅渣开始后 10 s 时，总溅渣密度的变化逐渐平缓。综合考虑计算时间和溅渣密度统计值的合理性，后续响应面分析中选取溅渣过程持续 10 s 时作为各个工况的统计点。

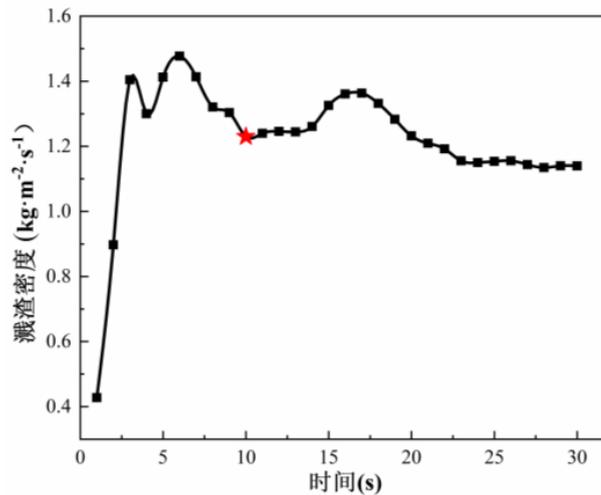


图 5 溅渣密度随时间的变化趋势

Fig. 5 The variation trend of splashing density over time

3.2. 响应面分析

在对溅渣护炉过程的响应面分析中将以判断溅渣强度的溅渣密度作为评价指标。表 2 所示为 BBD 分析法的模拟方案和通过数值模拟计算得到的模拟结果。

表 2 BBD 分析法的模拟方案和模拟结果

Table 2 Simulation scheme and simulation results of BBD analysis method

序号	留渣量 /%	氧枪高度/mm	顶吹氮气流量/Nm ³ ·h ⁻¹	溅渣密度/kg·m ⁻² ·s ⁻¹
1	9	1500	40000	1.3885
2	12	1100	40000	1.79152
3	12	1500	42000	2.3676
4	6	1100	40000	0.530181
5	9	1900	42000	0.708861
6	6	1900	40000	0.362962
7	9	1900	38000	0.779422
8	6	1500	42000	0.55058
9	9	1100	42000	1.40372
10	9	1500	40000	1.3885
11	9	1500	40000	1.3885
12	9	1500	40000	1.3885
13	6	1500	38000	0.545771
14	9	1100	38000	1.11349
15	12	1900	40000	1.22979
16	12	1500	38000	1.9567
17	9	1500	40000	1.3885

表 3 回归方程方差分析表

Table 3 ANOVA table for the regression equation

变量	统计分析					
	平方和	自由度	均方	F	P	显著性
模型	4.76	9	0.5292	22.15	0.0002	极显著
A	3.59	1	3.59	150.09	<0.0001	极显著
B	0.3863	1	0.3863	16.17	0.0051	极显著
C	0.0505	1	0.0505	2.11	0.1895	
AB	0.0389	1	0.0389	1.63	0.2426	
AC	0.0412	1	0.0412	1.73	0.2304	
BC	0.0325	1	0.0325	1.36	0.2814	
A ²	0.0033	1	0.0033	0.1386	0.7207	
B ²	0.6139	1	0.6139	25.69	0.0014	极显著
C ²	0.0001	1	0.0001	0.0049	0.9460	
残差	0.1672	7	0.0239			
失拟项	0.1672	3	0.0557			
纯误差	0.0000	4	0.0000			
总离差	4.93	16				
R ²	0.9661					
R _{adj} ²	0.9225					

对所得数据进行拟合，可分别得到溅渣密度与各因素之间的二次响应面拟合回归方程：

$$Y = -10.9047 - 0.2743A + 0.01186B + 1.62 \times 10^{-4}C - 8.2 \times 10^{-5}AB + 1.7 \times 10^{-5}AC - 1.1275 \times 10^{-7}BC - 3.116 \times 10^{-3}A^2 - 2.3865 \times 10^{-6}B^2 - 1.322 \times 10^{-9}C^2 \quad (8)$$

其中 Y 为溅渣密度。

表 3 所示回归方程方差分析表。由方差分析可知该模型具有显著意义，且拟合度较好，可以较好的体现留渣量、氧枪高度和顶吹氮气流量与溅渣密度之间的关系。F 值越大，P 值越小表示相关系数越显著。根据 P 值大小可知，A、B、B² 对溅渣密度的影响是极显著的，即溅渣密度主要受留渣量和氧枪高度的影响，顶吹氮气流量对其的影响较不显著。据 F 值的大小可知，对溅渣密度的影响程度为 A>B>C，即对溅渣密度影响程度的主次顺序为：留渣量、氧枪高度和顶吹氮气流量。

图 6 所示为双因素交互效应图。从图中可以看出留渣量和溅渣密度呈正相关关系；随着氧枪高度的降低，溅渣密度先增加后减小，存在一个氧枪高度范围使得溅渣密度处于较优水平；顶吹氮气流量对溅渣密度的影响较小，特别是当氧枪高度较高时，其对溅渣密度的影响非常不明显，当氧枪高度较低时，整体呈现正相关关系，即当顶吹氮气流量越大时，溅渣密度越大。

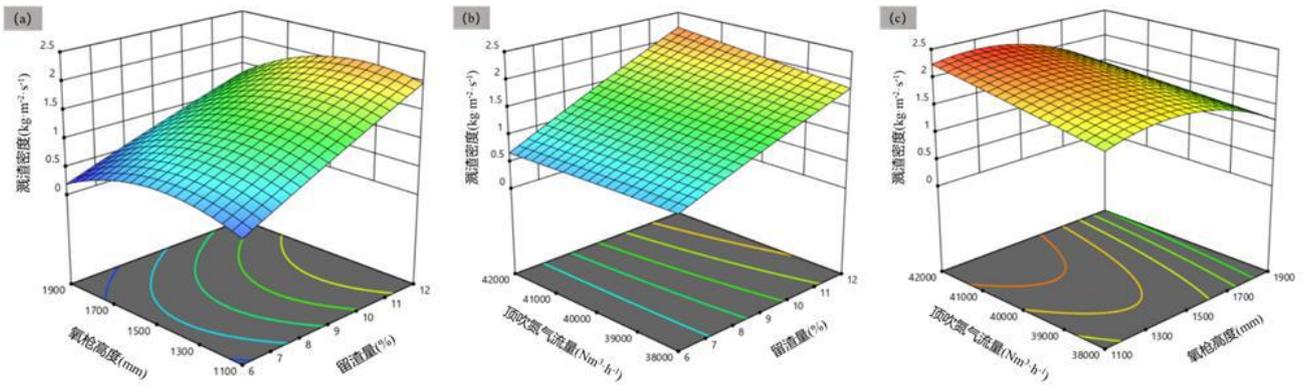
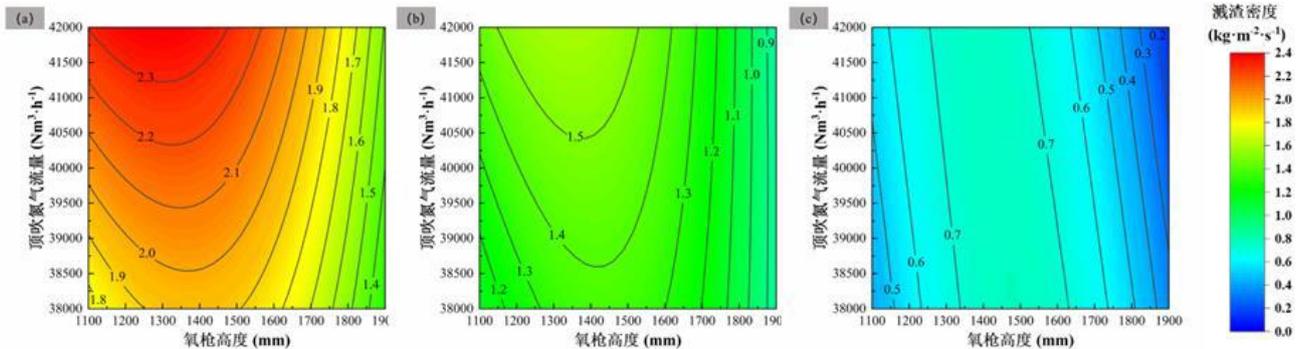


图 6 双因素交互效应图

Fig. 6 Two-factor interaction effect diagram

由于溅渣护炉是一个高度动态的过程，随着溅渣时间的增加，越来越多的渣液被氮气射流溅起，飞溅到炉衬表面并在其上凝固，这会导致转炉底部的渣液量越来越少。图 7 所示留渣量分别为 12%、9% 和 6% 时，氧枪高度和顶吹氮气流量对溅渣密度的影响。可以看出，当留渣量较大时，对氧枪高度和顶吹氮气流量选取范围的要求较为严格，当留渣量较小时，氧枪高度和顶吹氮气流量有一个相对较宽的选取范围可以保证溅渣密度较大。



(a)留渣量 12% (b)留渣量 9% (c)留渣量 6%

图 7 氧枪高度和顶吹氮气流量对溅渣密度的影响

Fig. 7 Effect of oxygen lance height and top blowing nitrogen flow rate on splashing density

在转炉底部渣液随溅渣过程的持续越来越少的过程中，顶吹氮气流量可以一直保持 $42000 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ，当转炉底部留渣较多(留渣量 12%)时，氧枪高度保持在 1160~1400 mm 范围内最佳，溅渣过程持续一段时间后(留渣量 9%)，氧枪高度保持在 1220~1460 mm 范围内最佳，当转炉底部留渣较少(留渣量 6%) 时，氧枪高度保持在 1280~1540 mm 范围内最佳。总体来看，为保证在溅渣护炉过程中溅渣密度一直保持最大，顶吹氮气流量越大越好，而氧枪高度则需根据转炉底部留渣量进行调整，随着转炉底部留渣的逐渐减少，氧枪高度需逐渐增加。

4. 结论

(1)留渣量和氧枪高度对溅渣密度的影响极显著，顶吹氮气流量对溅渣密度的影响较不显著，各因素对溅渣密度影响程度的主次顺序为：留渣量、氧枪高度和顶吹氮气流量。

(2)留渣量越多，溅渣密度越大；随着氧枪高度的降低，溅渣密度先增加后减小，存在一个氧枪高度范围使得溅渣密度处于较优水平；而当氧枪高度较高时，顶吹氮气流量对溅渣密度的影响较不明显，在氧枪高度较低时，顶吹氮气流量越大溅渣密度越大。

(3)当留渣量较大时，对氧枪高度和顶吹氮气流量的要求较为严格，当留渣量较小时，氧枪高度和顶吹氮气流量有一个相对较宽的选择范围可以保证溅渣密度最佳。为保证在溅渣护炉过程中溅渣密度一直保持最佳，顶吹氮气流量越大越好，随着溅渣护炉过程的发展，转炉底部留渣的逐渐减少，最佳氧枪高度需逐渐增大，根据响应面法的分析结果可以认为该 120 t 转炉在留渣量为 12%，氧枪高度为 1280-1400 mm 范围内，顶吹氮气流量为 $42000 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 时，溅渣效果最佳。

致谢

感谢国家自然科学基金项目(项目号：51934002，52104324)的支持。

参考文献

- [1] Robertson S. Two ways to add liner life: Slag splashing and better brick[J]. *New Steel*, 1994, 10(5): 42-44.
- [2] Benoit T, Comparini R, Coste M, et al. Slag splashing at the Fos steelplant: new converters scheduling and results[J]. *Metallurgical Research & Technology*, 2005, 102(4): 323-328.
- [3] Sheremet V A, Kekukh A V, Troshii S V, et al. Experience in the use and comprehensive maintenance of converter refractory liners[J]. *Refractories and Industrial Ceramics*, 2006, 47(2): 75-77.
- [4] Guo H M, Yang J. Research of BOF protection technology by slag splashing[C]//*Materials Science Forum*. Trans Tech Publications Ltd, 2009, 620: 45-48.
- [5] Santos I A S, da Silva A L, de Medeiros Santos V R, et al. Slag Splashing: Blow Parameters Equationing[C]// *AISTech 2019 — Proceedings of the Iron & Steel Technology Conference*. 2019.
- [6] 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.
- [7] Sinelnikov V, Szucki M, Merder T, et al. Physical and numerical modeling of the slag splashing process[J]. *Materials*, 2021, 14(9): 2289.
- [8] Leao P M G C, Rodrigues E F, da Silva C A, et al. Influence of Physical Properties of Slag and Operational Parameters on Slag Splashing Process in an Oxygen Converter[C]//*Advances in Molten Slags, Fluxes, and Salts: Proceedings of the 10th International Conference on Molten Slags, Fluxes and Salts 2016*. Springer International Publishing, 2016: 1043-1051.
- [9] Mokrinskij A V, Lavrik A N, Sokolov V V, et al. Prolongation of service life of liner of converter[J]. *Stal'*, 2004 (5): 40-44.
- [10] Zhong L C, Zhu Y X, Jiang M F, et al. Cold modelling of slag splashing in LD furnace by oxygen lance with twisted nozzle tip[J]. *steel research international*, 2005, 76(9): 611-615.
- [11] Luomala M J, Fabritius T M J, Virtanen E O, et al. Physical model study of selective slag splashing in the BOF[J]. *ISIJ international*, 2002, 42(11): 1219-1224.
- [12] Santos I A S, de Medeiros Santos V R, dos Reis Lima W, et al. Slag Splashing: Simulation and analysis of the slags conditions[J]. *Journal of Materials Research and Technology*, 2019, 8(6): 6173-6176.