

# 侧吹炼铜过程中乳化现象的模拟

李小龙, 刘燕, 王东兴, 张延安

(东北大学 多金属共生矿生态化冶金教育部重点实验室, 辽宁 沈阳 110819)

**摘 要:** 为定量描述熔炼过程中乳化现象, 首先建立了基于相似原理的物理模型, 然后使用高分辨率相机和 Image Pro-Plus 6.0 软件考察了气体流量对熔池内乳化层的形成、乳化液滴尺寸分布的影响规律, 最终建立了传质界面面积  $a$  的估算方法. 结果表明: 乳化液滴的体积表面积平均直径值(SMD)随着气体流量的增大而减小, 乳化层内  $a$  值随着气体流量的增大几乎呈线性增长, 铜铈与渣的分离可由重力和扩散传质引起.

**关 键 词:** 物理模拟; 富氧侧吹; 铜; 乳化; 液滴 SMD; 界面面积

中图分类号: TF 811

文献标志码: A

文章编号: 1005-3026(2018)05-0649-05

## Physical Simulation of Emulsion Phenomena in Copper Side-blown Smelting Process

LI Xiao-long, LIU Yan, WANG Dong-xing, ZHANG Ting-an

(Key Laboratory for Ecological Utilization of Multimetallic Mineral, Ministry of Education, Northeastern University, Shenyang 110819, China. Corresponding author: LIU Yan, professor, E-mail: liuyan@smm.neu.edu.cn)

**Abstract:** In order to quantitatively describe the emulsion phenomena, a physical model was built up based on the similarity law. Then a high-resolution camera and Image Pro-Plus 6.0 software were utilized to record the emulsion phenomena and analyze the effect of gas flow rate on the emulsified drops size distribution. Finally, an estimation method of the interfacial area  $a$  was given. The results show that the Sauter mean diameter (SMD) of emulsified drops decreases with the increasing of gas flow rate. The interfacial area of emulsion layer almost linearly increases with the gas flow rate and the separation of matte and slag is caused by gravity and mass transfer.

**Key words:** physical simulation; oxygen-enriched side-blown; copper; emulsion; SMD of droplets; interfacial area

富氧双侧吹熔池熔炼是一项高效、节能、环保的铜熔炼新工艺. 相比于白银、诺兰达、艾萨和底吹炼铜等技术, 它的优点是喷吹的氧气体积分数可达 70% 以上, 渣中铜质量分数可低至 0.45% ~ 0.6%<sup>[1]</sup>. 这得益于反应过程中稳定的动力学条件和渣-铜铈乳化液滴长距离的沉降分离过程.

物料在富氧双侧吹熔炼炉内大致经过三个区域: 强烈搅动的传质传热反应区域(或鼓泡区)、乳化相聚合沉降区和铜铈区. 在鼓泡区域内, 鼓入的富氧空气激烈地搅动熔体, 使得物料均匀混合, 强化了熔体与物料之间的传质传热过程. 此外, 剧

烈的搅动也改善了  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  的还原动力学条件. 由于熔体上部渣层的黏度较大, 渣和铜铈相间的界面张力较小, 反应过程往往会发生乳化现象, 形成了包含炉渣、金属硫化物和烟尘微粒等的乳化相. 在乳化层内, 乳化液滴聚合长大到 2 ~ 5mm 时可沉降到底部的铜铈层. 液滴在沉降过程中, 重力差和由浓度差引起的扩散传质作用分离了炉渣和铜铈, 最终达到降低渣含铜和铜铈品位的目的<sup>[2]</sup>. 因此, 稳定的乳化层厚度有利于降低渣含铜和铜铈的富集. 目前, 尚未有人定量研究富氧双侧吹熔池熔炼反应过程的乳化现象和相间传质参数, 而

这些变化规律对于构建鼓风量、风压、氧气体积分数和加料速率等输入工艺变量和渣中铜的质量分数的输出变量间的函数关系至关重要,为优化设备结构、工艺操作过程和过程装备的放大提供了理论依据.

在相间传质过程的定量研究中发现,传质系数和界面面积等参数对熔池内的流体流动非常敏感,因此对传质参数的准确测量变得具有挑战性. Prasad 等<sup>[3]</sup>采用气体瞬态分析方法测量了反应器内的平均容量传质系数. Mandal 等<sup>[4]</sup>通过理论分析和化学实验相结合的方法,考虑 CO<sub>2</sub> 在水溶液中的反应速率常数  $k_2$ 、扩散系数  $D_A$  并结合亨利定律推导出界面面积的计算公式. 在非均匀流动状态下,利用 CFD 数值模拟仿真局部流动特性参数也是有效的研究手段之一. Laakkonen 等<sup>[5-7]</sup>利用 CFD 多尺寸模型计算了搅拌槽内局部气含率、气泡尺寸分布和传质系数. Bashiri 等<sup>[8]</sup>依据湍动能耗散率和气含率划分反应器区域,利用 CFD-PBM 模型研究了每个区域内传质系数和气泡尺寸的变化,发现约 80% 的传质过程只发生在反应器 40% 的区域内.

本文实验基于流体流动的动力相似,用图像实时采集与图像数据分析相结合的方法,研究了气体流量对于乳化液滴尺寸分布和相间接触面积的影响规律,为乳化过程中相间接触面积的定量测量提供了理论参考,为富氧双侧吹炼铜工艺的定量调控和装备的放大提供了理论依据.

## 1 实验装置与系统

实验采用的整体装置由富氧双侧吹铜熔炼模型、气体喷吹系统和图像采集与处理系统组成,如图 1 所示. 气体喷吹系统由储存压缩空气的气瓶、减压阀、空气流量计和空气喷嘴组成. 图像采集与处理系统则由高分辨率照相机和 Image-Pro Plus 6.0 图像处理软件组成.

## 2 实验原理与方案

### 2.1 几何相似

本实验以某炼铜厂年处理 35 万 t 铜精矿的富氧侧吹熔炼炉为原型,原型与模型的几何尺寸比 8:1,保证两者的几何相似. 为保证动态图像的可视性,模型由透明有机玻璃制成. 工业熔炼炉和实验冷态模型的主要参数及尺寸见表 1.

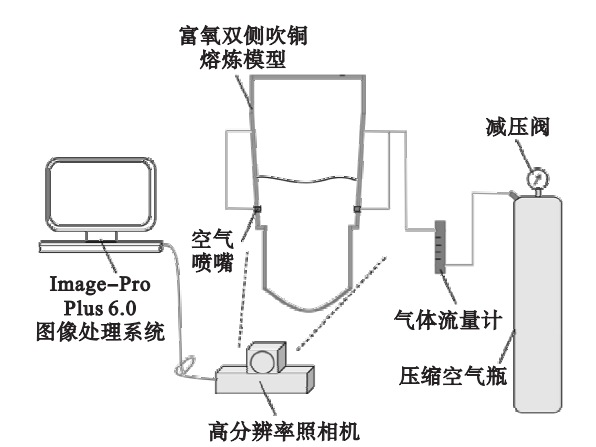


图 1 整体实验系统示意图  
Fig. 1 Schematic diagram of whole experimental system

表 1 工业熔炼炉和实验冷态模型的主要参数及尺寸  
Table 1 Dimension and main parameters of the smelting furnace and the cool model

装置	熔池尺寸				风口尺寸	
	长 mm	宽 mm	高 mm	面积 m <sup>2</sup>	直径 mm	数目
原型	11 930	2 200	6 820	18	30	10
冷态模型	1 491	275	852	0. 281	3. 75	10

### 2.2 动力相似

1) 喷吹气体流量的计算. 对于气液流动体系,若流体流动状态是由流体的惯性和重力所决定,则保证实验体系和实际体系内的修正弗劳德数相等,就能保证它们的动力相似<sup>[9-10]</sup>. Ma 等<sup>[9]</sup>通过因次分析发现气体在熔池内的穿透深度还与雷诺数有关. 根据修正弗劳德数相等的原则,确定了本实验模型中吹气量的范围,其中修正弗劳德数定义为

$$Fr' = \frac{\rho_g u^2}{gD(\rho_l - \rho_g)}. \tag{1}$$

式中: $u$  为特征速度; $g$  为重力加速度; $\rho_g$  为气体密度; $\rho_l$  为液体密度. 特征速度  $u$  由式(2)给出:

$$u = \frac{4V}{\pi D^2}. \tag{2}$$

式中: $V$  为气体体积流量; $D$  为喷嘴直径. 同时将温度和压力变化对气体的影响考虑在内,最终确定模型与原型之间喷吹气量的关系式为

$$\left(\frac{V'}{V}\right) = \sqrt{\left(\frac{D'}{D}\right)^5 \left(\frac{\rho_l'}{\rho_l}\right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_g'}\right) \left(\frac{p'}{p}\right) \left(\frac{T}{T'}\right)}. \tag{3}$$

将所需参数代入式(3)中,可计算出冷态模型与工业实际喷气量之间的关系:

$$V' = 0. 002\ 477\ V. \tag{4}$$

式中: $V'$  为冷态模型的喷吹气体流量; $V$  为工业炉内富氧空气的喷吹流量.

2) 模拟渣层用油的选取. 为保证乳化过程中运动的相似性,在模拟实验中使用的水 – 油体系的界面张力应当与工业上铜铈 – 冶炼渣体系的界面张力为相同的数量级. 体系内选取的油的密度、黏度与界面张力等主要物性参数如表 2 所示.

3) 单个液滴表面积的计算. 气体的搅动可将熔池内尺寸较大的液滴破碎成小液滴,增大了界面面积,促进了两相反应. 在理论上,液滴直径越小,其比表面积就越大,则相同体积下拥有的表面积就越大. 研究中,使用 Image Pro – Plus 6.0 软件分析了采集区域内的图像,计算每个液滴的直径. 再利用式 (5) 计算体积表面积平均直径

(SMD)<sup>[11]</sup>:

$$d_{32} = \frac{\sum d_i^3}{\sum d_i^2}.$$

(5)

式中, $d_i$  为单个液滴的当量直径.  
根据液滴的 SMD 值,即可利用式 (6) 求得乳化液滴的表面面积:

$$a = \frac{6V_d}{d_{32}}.$$

(6)

式中: $a$  为液滴表面面积; $V_d$  为液滴当量体积; $d_{32}$  为液滴 SMD.

表 2 熔炼炉和冷态模型内的主要物性参数  
Table 2 Main physical parameters in smelting furnace and cool model

项目	密度 kg · m <sup>-3</sup>	黏度 Pa · s	温度 K	流量 Nm <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup>	压力 MPa	界面张力 N · m <sup>-1</sup>
工业富氧	1. 187	1. 921 × 10 <sup>-5</sup>	283 ~ 323	8 400 ~ 9 400	0. 09 ~ 0. 1	—
熔炼渣	3 220	1. 25	1 180 ~ 1 250	—	—	0. 02 ~ 0. 06
铜铈	4 490	3. 810 <sup>-3</sup>	1 150 ~ 1 180	—	—	
空气	1. 146	1. 861 × 10 <sup>-5</sup>	298 ~ 303	17 ~ 23	0. 1	—
油	890	5. 4 × 10 <sup>-5</sup>	298 ~ 303	—	—	0. 024
水	998	8. 937 × 10 <sup>-4</sup>	298 ~ 303	—	—	

3 结果与讨论

3. 1 喷吹流量对乳化液滴尺寸分布的影响

为了预测传质动力,量化相间接触面积是重要的研究基础,相间接触面积大小主要取决于分散相的数目及粒径. 本实验中,考察了 17, 20, 23 和 25 m<sup>3</sup>/h 4 种喷吹流量对乳化层内液滴数目、直径和表面面积的影响,同时还考虑了液滴粒径分布的均匀性.

1) 喷吹过程乳化层的形成. 图 2 为乳化层的形成过程. 从图 2a 可以看出,在模型内刚刚通入气体时,水和油慢慢混合. 由于流体搅动过程未达稳态,此时的乳化层界限模糊. 流动状态稳定后,可清晰地看到乳化层的上下边界. 由于水相和油相之间的界面张力只有 0. 024 N/m,因此两相流体很容易形成水相包裹油相的乳化结构.

2) 乳化液滴直径的统计分布. 图 3 对比了相同拍摄界面内,4 种不同喷气流量下乳化层内液滴的直径与数目. 从图 3 可看出,随着气体流量的增大,SMD 曲线峰值不断增高并且峰的位置逐渐左移,乳化液滴的数目从 312 逐渐增加到 520 个. 这表明气量的增大强化了水油两相的相互接触,乳化液滴数目变多且 SMD 值变小.

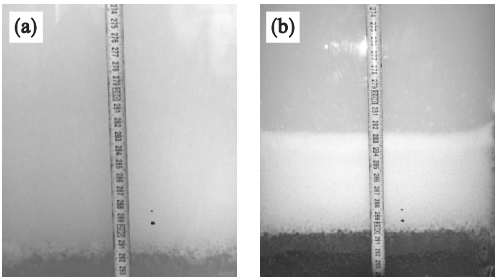


图 2 乳化层形成过程图  
Fig. 2 Formation of emulsion layer  
(a)一起始阶段;(b)一稳定阶段.

从图 4 分析可以看出,4 条曲线的“S 型”趋势非常相似,其主要差异在于达到相同的累计百分率时对应不同的乳化液滴直径. 以累计百分率的 10% ,50% 和 90% 作为对比标准,可以看出随着气体流量的减小,乳化液滴直径均出现不同程度的“右移”. 其中曲线  $a$  与  $b$  的微小差别表明当气体流量达到 23 m<sup>3</sup>/h 以上时,气体流量对液滴粒径的影响微小. 而对比曲线  $b, c$  和  $d$  可以明显看出,在气体流量从 23 减至 20 和 17 m<sup>3</sup>/h 的过程中,液滴的直径逐渐变大. 若以  $d_{50}$  表示乳化层内液滴的平均直径,则随着气体流量的减小,液滴直径从 2. 13 mm 逐渐增大至 3. 39 mm.

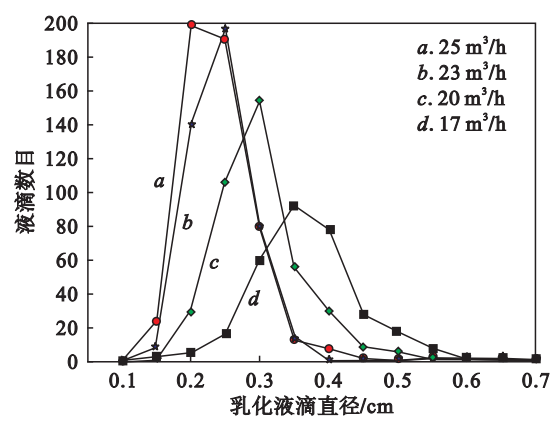


图 3 液滴的 SMD 统计图  
Fig. 3 Statistical graph of drop's SMD

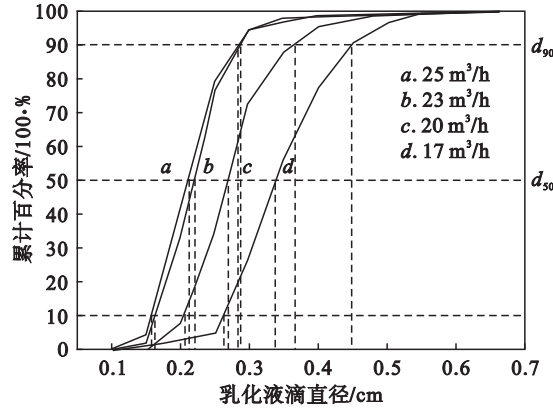


图 4 液滴 SMD 累计百分率图  
Fig. 4 Cumulative percentage of drop's SMD

表 3 统计了不同气体流量下乳化液滴的  $d_{10}$ ,  $d_{50}$ ,  $d_{90}$  和液滴粒径峰宽. 当气体流量为  $17\text{ m}^3/\text{h}$  时,直径在  $2.60\sim4.48\text{ mm}$  之间的液滴约占全部液滴的 80%,其平均直径  $d_{50}$  为  $3.39\text{ mm}$ . 流量增加  $3\text{ m}^3/\text{h}$  后,80% 的液滴粒径集中分布在  $2.04\sim3.68\text{ mm}$  区间内,  $d_{50}$  减小至  $2.70\text{ mm}$ , 缩小比例达 25%. 当进一步增加流量至  $23\text{ m}^3/\text{h}$  时,液滴平均粒径减少了 18.5% 至  $2.20\text{ mm}$ . 再增大气量对于液滴粒径分布和平均粒径均无较大影响.

表 3 不同气体流量下乳化液滴  $d_{10}$ ,  $d_{50}$ ,  $d_{90}$  和液滴直径峰宽统计表

流量/( $\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ )	$d_{10}/\text{mm}$	$d_{50}/\text{mm}$	$d_{90}/\text{mm}$	$\theta$
17	2.60	3.39	4.48	0.554
20	2.04	2.70	3.68	0.607
23	1.63	2.20	2.84	0.550
25	1.55	2.13	2.83	0.601

3) 乳化液滴粒径均匀度的统计分布. 对于液滴粒径的均匀度,可以  $\theta = (d_{90} - d_{10})/d_{50}$  的值进行评判.  $\theta$  所代表的物理含义为:体系中乳化液滴

相对于液滴平均粒径的均匀度.  $\theta$  越大,代表统计分布图中曲线的峰值越窄,粒径越均匀. 从表 3 可以看出,当喷气流量为  $20\text{ m}^3/\text{h}$  时,  $\theta$  最大为 0.607,液滴粒径分布更为均匀. 从图 3 的统计图上也可以看出,喷吹流量为  $20\text{ m}^3/\text{h}$  时,统计曲线更接近于正态分布函数,粒径分布较均匀.

4) 乳化液滴沉降过程中两相分离的机理. 从图 5 的流体分层的示意图可以看出,反应器内的高温熔体可分为 3 部分:①上部的渣层,在此部分发生动量交换及硫化物的分解与氧化反应;②中部的乳化层,在此区域乳化液滴发生聚并和长大;③下部的铜铈层,在此区域流体流动为层流,与上部的乳化层存在着稳定的界限. 在乳化层内,当液滴直径达到  $2.0\sim5.0\text{ mm}$  时可发生下沉. 在下沉的过程中,乳化液滴可能会以如下两种方式分离. 如图 5b 中的分离机制①所示,重力差可使乳化液滴内的铜铈和渣分离,分离形成的铜铈相沉入底部的铜铈层而渣则上浮进入渣层. 此外,在下沉的过程中还可能以机制②发生液滴的破裂. 以铜铈相为连续相,其浓度可认为是乳化层的本体浓度,而液滴中所包含的铜铈和渣的浓度为分散相浓度. 由于本体中的铜铈浓度高于沉降液滴中的铜铈浓度,故两者存在以浓度差为驱动力的扩散. 因此在实际生产中,若熔体中存在稳定厚度的乳化层,则得到的渣中含铜量低,表现出“自然贫化”的效果.

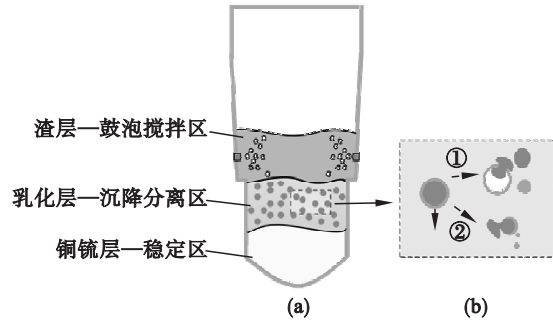


图 5 乳化液滴破碎示意图  
Fig. 5 Breakup of emulsion drops

3.2 喷吹流量对乳化层界面面积的影响

熔池中乳化层内液滴的表面积(相间接触面积)的估算原理如图 6 所示. 设定熔池内乳化层的长、宽和高度分别为  $L$ ,  $W$  和  $H$ ,单一乳化液滴的直径为  $d_{32}$ . 区域内的单层乳化液滴所占的体积为  $V_s$ , 其对应的表面面积  $a_1$  可根据式(5)和式(6)求得. 则整体乳化层内的界面面积可由式(7)估算. 但此估算原理需要满足如下假设:①乳化液滴为球体或椭球体;②单层乳化液滴为平铺排布模式,多层之间为层层堆积排布. 图 7 拍摄的照片即



为图 6 虚线区域内单层乳化液滴的分布图,实验现象说明了本实验体系中 2 个前提假设是成立的.

$$a=\frac{V_s}{LWH}a_1. \tag{7}$$

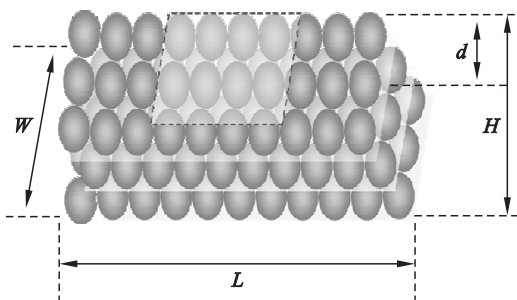


图 6 乳化界面面积估算原理图

Fig. 6 Estimating the emulsified interfacial area

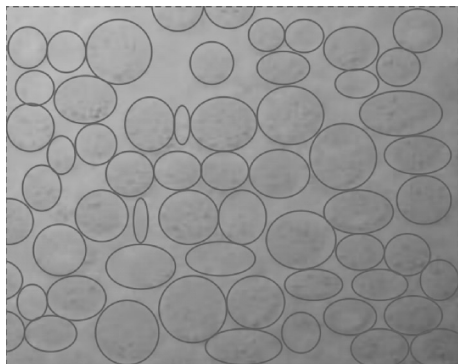


图 7 单层乳化液滴分布统计图

Fig. 7 Statistical graph of the drops in single layer

图 8 给出了乳化层内相间接触面积与气体流量的函数关系. 气体流量从 17 m<sup>3</sup>/h 增大到 25 m<sup>3</sup>/h 的过程中,界面面积从 30.29 m<sup>2</sup> 逐渐增长至 54.33 m<sup>2</sup>,接近于线性增长. 随着气体流量的增大,气体带入熔体内的动量增加,更容易将乳化层内的流体剪切破碎成小尺寸的液滴,结合表 3 与图 3 可进一步支持此结论. 喷吹流量从 17 m<sup>3</sup>/h 增至 25 m<sup>3</sup>/h,气体流量增大了 47%,体系内的液滴数目增加了 66.7%,*d*<sub>50</sub> 尺寸减少了 59.2%,界面面积增大了 82.9%.

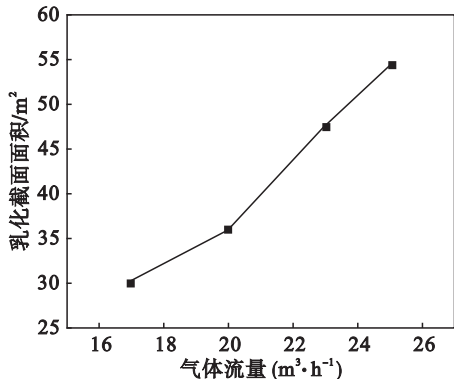


图 8 不同喷吹流量下乳化界面面积图

Fig. 8 Emulsified area under different gas flow rates

## 4 结 论

- 1) 乳化液滴长大至 2.0 ~ 5.0 mm 后,下沉经过乳化层会发生水油分离现象. 水油两相的重力差和相间油相的浓度差促使乳化液滴中水油两相的分离.
- 2) 气体流量从 17 m<sup>3</sup>/h 增大至 25 m<sup>3</sup>/h,液滴数目增加了 66.7%,*d*<sub>50</sub> 下降了 59.2%. 当气体流量为 20 m<sup>3</sup>/h 时,乳化液滴尺寸峰宽最窄,分布更均匀.
- 3) 随着气体流量的增大,乳化层内相间接触面积接近于线性增长. 当流量为 25 m<sup>3</sup>/h 时,界面面积高达 54.33 m<sup>2</sup>.

## 参考文献:

[1] 罗银华,王志超. 富邦富氧侧吹熔池炼铜炉生产实践[J]. 有色金属(冶炼部分),2013(7):19-22.  
(Luo Yin-hua, Wang Zhi-chao. Plant practice of Fubang oxygen-enriched side-blown bath smelting copper furnace [J]. *Nonferrous Metals( Extractive Metallurgy)*, 2013(7): 19-22.)

[2] 朱祖泽,贺家齐. 现代铜冶金学[M]. 北京:科学出版社, 2003:329-331.  
(Zhu Zu-ze, He Jia-qi. The modern metallurgy of copper [M]. Beijing: Science Press, 2003:329-331.)

[3] Prasad K Y, Ramanujam T K. Gas holdup and overall volumetric mass-transfer coefficient in a modified reversed flow jet loop reactor[J]. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1995, 73(2):190-195.

[4] Mandal A, Kundu G, Mukherjee D. Interfacial area and liquid-side volumetric mass transfer coefficient in a downflow bubble column [J]. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2003, 81(2):212-219.

[5] Laakkonen M, Alopaeus V, Aittamaa J. Validation of bubble breakage, coalescence and mass transfer models for gas-liquid dispersion in agitated vessel [J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, 61(1):218-228.

[6] Laakkonen M, Moilanen P, Alopaeus V, et al. Modelling local bubble size distributions in agitated vessels [J]. *Chemical Engineering Science*, 2007, 62(3):721-740.

[7] Laakkonen M, Moilanen P, Alopaeus V, et al. Modelling local gas-liquid mass transfer in agitated vessels [J]. *Chemical Engineering Science*, 2007, 85(5):665-675.

[8] Bashiri H, Bertrand F, Chaouki J. Development of a multiscale model for the design and scale-up of gas/liquid stirred tank reactors [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2016, 297:277-294.

[9] Ma J, Zhou P, Cheng W, et al. Dimensional analysis and experimental study of gas penetration depth model for submerged side-blown equipment[J]. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 2016, 75:220-227.

[10] 韩杰,王晓东,巴德纯. RH 真空精炼过程循环流量与混合特性的物理模拟[J]. 东北大学学报(自然科学版), 2013, 34(7):975-979.  
(Han Jie, Wang Xiao-dong, Ba De-chun. Physical simulation on circulating flow rate and mixing characteristics in RH vacuum refining process [J]. *Journal of Northeastern University(Natural Science)*, 2013, 34(7):975-979.)

[11] Salimi-Khorshidia A, Abolghasemib H, Khakpay A, et al. Maximum Sauter mean diameter and terminal velocity of drops in a liquid-liquid spray extraction column [J]. *Chemical & Biochemical Engineering Quarterly*, 2013, 27(3):279-287.