doi: 10.20237/j.issn.1007-7545.2026.11.008

# 富氧侧吹熔池熔炼炉处理铅铋精矿流体力学模拟研究

肖辉[1], 陈鹏[2], 陈霖[2], 刘伟锋[2], 张杜超[2]

(1. 江西省大三元新材料工程研究有限公司, 江西 鹰潭 335400;
2. 中南大学 冶金与环境学院, 长沙 410083)

**摘要:** 基于欧拉两相和气泡群平衡流理论模型, 通过Fluent软件建立了富氧侧吹熔池熔炼炉处理铅铋精矿的流体力学稳态及非稳态流动模型, 模拟了其连续反应过程中的浓度场和速度场分布, 考察了进气速度、进料速度和进气方式在稳态条件下对炉内熔体气相含率及运动速度的影响。研究发现, 进气速度的增大有利于提升反应物混合程度, 但过高的进气速度会导致反应器内稀相区域过度扩大, 并加剧对底层金属层的扰动。提升加料速度能增大气相均匀分布能力并扩大最佳反应区域, 然而过高的加料速度会降低熔体澄清分离区域中熔体的运动速度, 导致渣与金属无法充分分离。相比于对吹和同侧进气方式, 两侧间隔进气的方式可获得氧化炉内熔体气相和澄清分离区域熔体速率的均匀分布。非稳态多相运动模拟表明, 改变操作条件反应器在6 s可达到平衡, 说明富氧侧吹熔池熔炼炉内具有良好的传递条件。

**关键词:** 铅铋精矿; 富氧侧吹熔池熔炼炉; 多相流模拟; 操作条件优化

**中图分类号:** TF817; TF806.2 **文献标志码:** A **文章编号:** 1007-7545(2026)11-2362-13

**引用格式:** 肖辉, 陈鹏, 陈霖, 等. 富氧侧吹熔池熔炼炉处理铅铋精矿流体力学模拟研究[J]. 有色金属(冶炼部分), 2026(11): 2362-2374. DOI: 10.20237/j.issn.1007-7545.2026.11.008.

Xiao Hui, Chen Peng, Chen Lin, et al. Fluid Dynamics Simulation on the Treatment of Lead-Bismuth Concentrate by Oxygen-Enriched Side-Blown Bath Smelting Furnace[J]. Nonferrous Metals (Extractive Metallurgy), 2026(11): 2362-2374. DOI: 10.20237/j.issn.1007-7545.2026.11.008.

富氧熔池熔炼技术将含有有色金属的物料和反应物加入强烈搅动的熔池中, 可大幅强化熔炼过程。近年来, 富氧熔池熔炼技术广泛应用于中国有色金属冶炼行业, 展现出巨大潜力。山东方圆铜业有限公司采用富氧底吹熔炼技术, 年产铜10万t, 该过程使用$\Phi$4.4 m×16.5 m的圆筒形反应器装置, 其冶炼流程总能耗与目前主流铜火法冶炼流程(ISA、Flash smelting、Noranda等)相似[1]。河南豫光金铅股份有限公司在SKS工艺基础上改进, 采用富氧底吹炉用于液态高铅渣还原熔炼。在1 100~1 200 ℃、煤率5.5%~7.5%、还原时间90~150 min的条件下, Pb回收率大于96%、相比于SKS过程每吨粗铅节能250 kgce[2]。河南济源市万洋冶炼(集团)有限公司在SKS基础上采用富氧侧吹炉替代鼓风炉, 用于液态高铅渣还原, Pb和Cu回收率分别提高了1.07和7.99个百分点[3]。

铋是一种重要的有色金属, 传统流程主要采用鼓风炉或反射炉对高品位铋精矿或氧化铋矿进行沉淀熔炼、氧化熔炼或混合熔炼[4]。随着高品位精矿资源的消耗和环保政策的日益严格, 采用更清洁节能的富氧熔池熔炼技术处理复杂含铋原料非常必要。杨天足等[5]提出了低品位复杂铅铋精矿的富氧熔炼处理流程。该工艺中, 低品位铅铋精矿与熔剂、烟尘、粉煤配入到第一台富氧侧吹炉进行氧化熔炼, 产出的液态氧化渣与熔剂、还原煤按照一定的配比直接加入第二台富氧侧吹炉进行还原熔炼。该过程解决了传统铋火法冶炼过程的低浓度二氧化硫的处理难题, 渣中Bi含量为鼓风炉渣的1/6~1/10。但由于低品位

**收稿日期:** 2026-04-23 **修回日期:** 2026-05-25 **录用日期:** 2026-05-26

**基金项目:** 湖南省自然科学基金资助项目(2023JJ30667)

**作者简介:** 肖辉(1982— ), 男, 博士, 高级工程师; **通信作者:** 陈鹏(1995— ), 男, 博士研究生

©Nonferrous Metals (Extractive Metallurgy) Editorial Department 2026. This is an open access article under the CC-BY-NC-ND 4.0 License.

含铋物料成分复杂,冶炼过程金属产量低,导致其富氧侧吹熔池熔过程难以稳定运行,为实现该过程的经济性和可持续性,亟需对反应器内多相混合行为与操作参数的关系进行研究以获得最优技术指标。

高温熔炼反应器内的流体混合及反应状态难以直接测量,因此常通过多相流体力学模拟研究[6-7]。富氧侧吹炉内流体流动是一个典型的气液两相流过程[8]。目前,描述气液两相流的主要方法有Euler-Euler两相流模型[9]和气泡界面追踪的VOF模型[10]。郭学益等[11]通过VOF模型对富氧底吹炉不同氧枪枪位布置方式对熔池内熔体混合状态影响的研究发现,采用非对心同侧方式有利于降低熔体喷溅和烟尘率。Zhang等[12]采用CFD软件ANSYS Fluent建立了Vanyukov炼铜炉的非稳态三维和三相流动模型,VOF和$k$-$\varepsilon$模型的计算结果表明,该模型可以较好地预测炉型结构和操作参数对多相流动行为的影响。气泡界面追踪VOF模型由于在每一次计算中须严格地求解每一个气液间界面的形状,导致计算量过大,并不适用于强相互作用过程,如气体入口的速度达到几百米每秒的富氧侧吹熔池熔炼炉。相比之下,Euler-Euler两相流模型由于其结构简单、计算量小,非常适合模拟优化工业过程的大型反应器,但该模型的准确度很大程度是依赖于两相间曳力的描述。传统的Vanyukov炉自2002年进入中国被改造用于炼铅过程后,其结构发生了较大变化,包括炉膛尺寸减小、采用阶梯形炉缸、取消虹吸区等[13],而关键操作参数对于改进后的炉型中多相混合状态的影响目前尚未见研究。

本文拟采用Euler-Euler两相流模型对富氧侧吹反应器气-液两相运动行为与炉型结构参数的关系进行研究,模拟富氧侧吹熔炼系统连续反应过程炉内熔体的浓度场和速度场分布,分析风口数量、位置、风速等参数对稳态条件下炉内多相混合速率及渣-金属分离效果的影响,进一步研究改变操作条件的非稳态平衡时间,以期为复杂多金属物料富氧侧吹炉操作参数的最优化提供理论支持。

# 1　计算方法

## 1.1　反应器与相关参数

熔池熔炼强化是以液相(金属、锍和炉渣)为连续相,固、气(精矿颗粒和氧气泡)为分散相的反应过程,采用氧气侧吹熔池熔炼技术使精矿颗粒在反应场中处于分散状态,物料混合充分,传热传质好,反应速度快,合理控制加料中的料氧比即可实现特定氧势下的连续熔炼,使化学反应在接近平衡状态下完成,产出成分稳定的粗金属、炉渣和烟气[14]。富氧侧吹炉为一梯形炉,底部为耐火砖砌成的炉缸,炉缸上炉身由三层铜水套和一层钢水套包围而成,炉料由炉顶的加料口加入,富氧空气由第一层铜水套上的风口鼓入熔体,风口在侧吹炉两面各有3~4个,两侧风口间隔1.2 m。用于处理含铋物料的富氧侧吹炉风口截面积为4.2 $m^2$,风口水平面以上600 mm为静止渣面,风口水平面以下535 mm位置为粗金属面。

通入的富氧空气除参与氧化和还原反应外,还起到搅动熔体,并利用密度差促进粗金属与炉渣分离的作用。优化设计的主要目的是在风口以上区域通过强烈搅拌使富氧空气与熔体充分混合;在风口以下通过适度扰动促进渣与金属分离。为此,本研究重点分析反应器内的气液两相流动行为,以期找到最有利于多相反应进行和产物分离的操作条件。表1列出了氧化炉操作参数及基本物性数据范围,该范围来源于富氧侧吹炉的工业实践经验[15],相应的计算数据取值如表1所示。

**表1　氧化炉操作参数和基本物性参数**

**Table 1　Operating parameters and basic physical properties of the oxidizer**

| 参数 | 单位 | 范围 | 取值 |
|---|---|---|---|
| 气体含氧量($O_2$/$N_2$混合气体) | % | 70~80 | 75 |
| 熔体温度 | ℃ | 1 150~1 250 | 1 200 |
| 风口压力 | MPa | 0.08~0.10 | 0.09 |
| 熔体黏度 | Pa·s | 0.05~0.08 | 0.065 |
| 熔体密度 | kg/$m^3$ | 3 460~4 700 | 3 460 |
| 金属密度 | kg/$m^3$ | 9 800~11 000 | 9 800 |

## 1.2　富氧侧吹炉中多相流动的数学表达

采用Euler-Euler两相流模型,模型所需的气泡结构采用统计模型PBM给出。涉及的方程如下:

根据质量守恒方程,可得

$$\frac{\partial(\varepsilon_l\rho_l)}{\partial t}+\frac{\partial}{\partial x_i}\left(\varepsilon_l\rho_l u_i^l\right)=0 \tag{1}$$

$$\frac{\partial(\varepsilon_g\rho_g)}{\partial t}+\frac{\partial}{\partial x_i}\left(\varepsilon_g\rho_g u_i^g\right)=0 \tag{2}$$

式中,l和g(上/下标)分别表示液相和气相;$\varepsilon_l$和$\varepsilon_g$分别为液相和气相分率,无量纲;$\rho_l$和$\rho_g$分别为液相和气相的密度(kg/$m^3$);$u_i$为$x_i$方向上的速度分量(m/s);$x_i$是空间坐标分量(m);$t$是时间(s)。

其中,气相密度符合理想气体方程,即:

$$\rho_g=\frac{P\bar{M}}{RT} \tag{3}$$

式中，$P$为气相分压(Pa)；$\bar{M}$为气相的平均摩尔质量(g/mol)；$R$为常数，8.314 J/(mol·K)；$T$为温度(K)。

气液体积分率守恒方程为：

$$\varepsilon_g+\varepsilon_l=1.0 \tag{4}$$

根据动量守恒方程[16-18]：

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\varepsilon_l\rho_l u_l\right)+\nabla\left(\varepsilon_l\rho_l u_l u_l\right)=\varepsilon_l\nabla p+\nabla\bar{\bar{\tau}}_l+\varepsilon_l\rho_l g+\vec{F}_{g,l} \tag{5}$$

式中，$p$为压力(Pa)；$\tau$为剪切应力(Pa)；$g$为重力加速度(m/s$^2$)；$\vec{F}_{g,l}$为气液间曳力项(N/m$^3$)。由于气相速度较高，采用$k$-$\varepsilon$湍流模型对其进行修正：

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\varepsilon_g\rho_g u_i^g\right)+\nabla\left(\varepsilon_g\rho_g u_i^g u_j^g\right)=-\varepsilon_g\nabla p+\nabla\bar{\bar{\tau}}_g+\varepsilon_g\rho_g g+\vec{F}_{g,l}+\nabla\left(-\varepsilon_g\rho_g\overline{u_i^{g'}u_j^{g'}}\right) \tag{6}$$

$$u_i^g=\overline{u_i^g}+u_i^{g'} \tag{7}$$

各相中的剪切应力可表达为：

$$\bar{\bar{\tau}}_g=\varepsilon_g\mu_g\left(\nabla u_i^g+\nabla\left(u_i^g\right)^T\right)+\varepsilon_g\left(\lambda_g-\frac{2}{3}\mu_g\right)\nabla u_i^g\bar{\bar{I}} \tag{8}$$

$$\bar{\bar{\tau}}_l=\varepsilon_l\mu_l\left(\nabla u_i^l+\nabla\left(u_i^l\right)^T\right)+\varepsilon_l\left(\lambda_l-\frac{2}{3}\mu_l\right)\nabla u_i^l\bar{\bar{I}} \tag{9}$$

式中，$\mu$和$\lambda$分别为剪切黏度和体积黏度(Pa·s)；$\boldsymbol{I}$为单位二阶张量，无量纲。

其中，$G_k$是湍流动能因平均速度梯度而产生的，$G_b$是湍流动能由于浮力产生的。

$$G_k=-\rho_g\overline{u_i^{g'}u_j^{g'}}\frac{\partial u_j^g}{\partial x_i} \tag{10}$$

$$G_b=-\vec{G}_i\frac{\mu_t}{\rho_g Pr_t}\frac{\partial\rho_g}{\partial x_i} \tag{11}$$

式中，$Pr_t$是湍流能量的普朗特数，无量纲，对于标准$k$-$\varepsilon$来说，$Pr_t$=0.85；$\vec{G}_i$是$i$方向上的重力矢量(m/s$^2$)。

在可压缩湍流中，脉动膨胀耗散的能量为：

$$Y_M=2\rho_g\varepsilon\sqrt{\frac{k}{a^2}} \tag{12}$$

式中，$a$为声速(m/s)；$k$为湍动动能(m/s$^2$)，其计算公式为：

$$\mu_t=\rho C_\mu\frac{k^2}{\varepsilon} \tag{13}$$

式中，$C_\mu$为湍流模型常数，无量纲。

气液间曳力项为：

$$\vec{F}_{g,l}=\frac{C_D Re}{24} \tag{14}$$

式中，$Re$为雷诺数，计算公式为：

$$Re=\frac{\rho_g\left|u_g-u_l\right|d_p}{\mu_g} \tag{15}$$

式中，$d_p$为气泡的直径(m)。

而曳力系数$C_D$的表达式[19-21]为：

$$C_D=\max\left(\min\left(C_{D,\text{ ellipse}},\ C_{D,\text{cap}}\right),\ C_{D,\text{sphere}}\right) \tag{16}$$

$$C_{D,\text{ ellipse}}=\begin{cases}\dfrac{24}{Re}, & Re<0.01\\ \dfrac{24\left(1+0.15Re^{0.687}\right)}{Re}, & Re\geqslant 0.01\end{cases} \tag{17}$$

式中，$C_{D,\text{ ellipse}}$为椭圆头部阻力系数，计算式如式(17)所示，$C_{D,\text{ cap}}$为帽形头部阻力系数，在此为8/3，$C_{D,\text{ sphere}}$为球体阻力系数，其表达式如(18)所示。

$$C_{D,\text{ sphere}}=\frac{4}{3}\frac{gd_p}{U_t^2}\frac{\left(\rho_l-\rho_g\right)}{\rho_l} \tag{18}$$

式中，$U_t$为终端速度(m/s)，其计算公式为：

$$U_t=\frac{\mu_l}{\rho_l d_p}Mo^{-0.149}\left(J-0.857\right) \tag{19}$$

式中，$Mo$为莫顿数，无量纲；$J$为中间参数，无量纲。计算公式分别如式(20)和式(21)所示。

$$Mo=\frac{\mu_l^4 g\left(\rho_l-\rho_g\right)}{\rho_l^2\sigma^3} \tag{20}$$

$$C_{D,\text{ ellipse}}=\begin{cases}0.94H^{0.757}, & 2<H\leqslant 59.3\\ 3.42H^{0.441}, & H>59.3\end{cases} \tag{21}$$

式中，$\sigma$为表面张力(N/m)；$H$为中间参数，计算式为：

$$H=\frac{4}{3}EoMo^{-0.149}\left(\frac{\mu_l}{\mu_{\text{ref}}}\right)^{-0.14} \tag{22}$$

式中，$Eo$为厄特沃什数，表达式为：

$$Eo=\frac{g\left(\rho_l-\rho_g\right)d_p^2}{\sigma} \tag{23}$$

能量守恒方程为：

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\varepsilon_g\rho_g h_g\right)+\nabla\left(\varepsilon_g\rho_g u_g\hat{h}_q\right)=-k_g\nabla T_g-\varepsilon_g\frac{\partial p}{\partial t}+Q_{lg} \tag{24}$$

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\varepsilon_l\rho_l h_l\right)+\nabla\left(\varepsilon_l\rho_l u_l\hat{h}_l\right)=-k_l\nabla T_l-\varepsilon_l\frac{\partial p}{\partial t}+Q_{lg} \tag{25}$$

式中，$\hat{h}$代表比焓(J/kg)；$Q_{lg}$为单位体积的相间换热率(W/m$^3$)。

气泡直径计算的PBM模型[22-29]为：

$$\begin{aligned}&\frac{\partial n\left(\vec{\xi},\vec{x},\mathrm{t}\right)}{\partial t}+\nabla\left[\vec{u}\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)n\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)\right]=\\&\frac{1}{2}\int_0^{\mathrm{v}}n\left(\vec{\xi}-\vec{\xi}',\vec{x},t\right)n\left(\vec{\xi}',\vec{x},t\right)c\left(\vec{\xi}-\vec{\xi}',\vec{\xi}'\right)\mathrm{d}\vec{\xi}'-\\&\int_0^{\infty}n\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)n\left(\vec{\xi}',\vec{x},t\right)c\left(\vec{\xi},\vec{\xi}'\right)\mathrm{d}\vec{\xi}'+\\&\int_{\mathrm{v}}^{\infty}n\left(\vec{\xi}',\vec{x},t\right)b\left(\vec{\xi}'\right)\beta\left(\vec{\xi},\vec{\xi}'\right)\mathrm{d}\vec{\xi}'-n\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)b\left(\vec{\xi}\right)\end{aligned}\tag{26}$$

式中，$n\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)$是描述气泡粒径分布的密度函数，其具体的数值与内基变量为$\vec{\xi}$、空间变量$\vec{x}$和时间变量$t$有关[30]。内基变量$\vec{\xi}$用来描述离散相本身的一些性质，如气泡的直径，气泡的寿命以及气泡的分布函数；$\vec{u}\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)$描述气泡的运动速度；$c\left(\vec{\xi},\vec{\xi}'\right)$描述变量为$\vec{\xi}$和$\vec{\xi}'$的气泡聚并函数[31]；$b\left(\vec{\xi}\right)$描述变量为$\vec{\xi}$的气泡破碎函数；$\beta\left(\vec{\xi},\vec{\xi}'\right)$描述变量为$\vec{\xi}'$气泡破碎为变量$\vec{\xi}$的子气泡直径的概率密度函数。其中，气泡聚并函数[32]为：

$$c\left(\vec{\xi},\vec{\xi}'\right)=h\lambda\tag{27}$$

式中，$h$为气泡聚并频率，$\lambda$为气泡碰撞效率，均无量纲。

所用的平均Sauter直径表达式[33]为：

$$h\left(d_i,d_j\right)=C_{\mathrm{we}}d_i^2\overline{u}_{\mathrm{rw}}\tag{28}$$

式中，$C_{\mathrm{we}}$为尾涡夹带系数，无量纲；$\overline{u}_{\mathrm{rw}}$为尾涡夹带过程的有效相对速度(m/s)，计算式为：

$$\overline{u}_{\mathrm{rw}}\approx C_3u_{\mathrm{r}}=C_3\left(\frac{dg\Delta\rho}{3C_D\rho_{\mathrm{g}}}\right)^{\frac{1}{2}}\tag{29}$$

式中，$C_3$为模型比例常数，无量纲；$u_{\mathrm{r}}$为特征滑移终端速度(m/s)，$C_D$为曳力系数，计算式为：

$$C_D=\frac{24}{Re\left(1+0.1Re^{0.75}\right)}\tag{30}$$

而碰撞效率的表达式[34]为：

$$\lambda\left(v_i,v_j\right)=\exp\left(-\frac{C_8E_\sigma}{E_{\mathrm{kin}}}\right)\tag{31}$$

式中，$v$为碰撞颗粒的体积(m³)；$C_8$为模型经验常数，无量纲；$E_\sigma$为表面能势垒(J)；$E_{\mathrm{kin}}$为有效碰撞动能(J)。

气泡破碎速率模型[35]：

$$b\left(d\right)=C_{12}d^{-\frac{2}{3}}\varepsilon_{\mathrm{g}}^{\frac{1}{3}}\exp\left(-\frac{C_{13}\sigma}{\rho_{\mathrm{d}}\varepsilon_{\mathrm{g}}^{\frac{2}{3}}d^{\frac{5}{3}}}\right)\tag{32}$$

式中，$C_{12}$与$C_{13}$为模型经验常数，无量纲；$\varepsilon_{\mathrm{g}}$为湍流耗散率(m²/s³)。

破碎后子气泡直径分布函数模型[36-38]：

$$\beta\left(f_{\mathrm{bv}}\right)=\frac{2\int_{\xi_{\min}}^{1\mathrm{f}}\left(1+\xi\right)^2\xi^{-\frac{11}{3}}\exp\left(-\frac{12c_{\mathrm{f}}\sigma}{\beta\rho_{\mathrm{g}}\varepsilon_{\mathrm{g}}^{\frac{2}{3}}d^{\frac{5}{3}}\xi^{\frac{11}{3}}}\right)\mathrm{d}\xi}{\int_0^{1\mathrm{f}}\int_{\xi_{\min}}^{1\mathrm{f}}\left(1+\xi\right)^2\xi^{-\frac{11}{3}}\exp\left(-\frac{12c_{\mathrm{f}}\sigma}{\beta\rho_{\mathrm{g}}\varepsilon_{\mathrm{g}}^{\frac{2}{3}}d^{\frac{5}{3}}\xi^{\frac{11}{3}}}\right)\mathrm{d}\xi\mathrm{d}f_{\mathrm{bv}}}\tag{33}$$

式中，$\beta$为模型经验常数，无量纲；$c_{\mathrm{f}}$为表面摩擦/能量系数，无量纲。

边界条件如下。

气体入口：$u_{\mathrm{g}}=u_0$

矿物入口为质量入口：$M=m_0$

气体出口为压力出口：$P_{\mathrm{g}}=P_0$

液相产品出口为质量出口：$M_{\mathrm{l}}=m$。

稳态时上述部分方程转化为下述方程。

质量守恒方程：

$$\frac{\partial}{\partial x_i}\left(\varepsilon_{\mathrm{l}}\rho_{\mathrm{l}}u_i^{\mathrm{l}}\right)=0\tag{34}$$

$$\frac{\partial}{\partial x_i}\left(\varepsilon_{\mathrm{g}}\rho_{\mathrm{g}}u_i^{\mathrm{g}}\right)=0\tag{35}$$

动量守恒方程：

$$\nabla\left(\varepsilon_{\mathrm{l}}\rho_{\mathrm{l}}u_{\mathrm{l}}u_{\mathrm{l}}\right)=-\varepsilon_{\mathrm{l}}\nabla\mathrm{p}+\nabla\overline{\overline{\tau}}_{\mathrm{l}}+\varepsilon_{\mathrm{l}}\rho_{\mathrm{l}}g+\vec{F}_{\mathrm{g,l}}\tag{36}$$

$$\nabla\left(\varepsilon_{\mathrm{g}}\rho_{\mathrm{g}}u_i^{\mathrm{g}}u_j^{\mathrm{g}}\right)=-\varepsilon_{\mathrm{g}}\nabla p+\nabla\overline{\overline{\tau}}_{\mathrm{g}}+\varepsilon_{\mathrm{g}}\rho_{\mathrm{g}}g+\vec{F}_{\mathrm{g,l}}+\nabla\left(-\varepsilon_{\mathrm{g}}\rho_{\mathrm{g}}\overline{u_i^{\mathrm{g}'}u_j^{\mathrm{g}'}}\right)\tag{37}$$

$k$-$\varepsilon$湍流方程：

$$\frac{\partial}{\partial\xi_t}\left(\rho_{\mathrm{g}}ku_i^{\mathrm{g}}\right)=\frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(\mu+\frac{\mu_t}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial x_j}\right]+G_k+G_b-\rho\varepsilon-Y_M\tag{38}$$

$$\begin{aligned}&\frac{\partial}{\partial x_i}\left(\rho_{\mathrm{g}}\varepsilon u_i^{\mathrm{g}}\right)=\frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(\mu+\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon}\right)\frac{\partial\varepsilon}{\partial x_j}\right]+\\&C_{1\varepsilon}\frac{\varepsilon}{k}\left(G_k+C_{3\varepsilon}G_b\right)-C_{2\varepsilon}\rho\frac{\varepsilon^2}{k}\end{aligned}\tag{39}$$

能量守恒方程：

$$\nabla\left(\varepsilon_{\mathrm{g}}\rho_{\mathrm{g}}u_{\mathrm{g}}\hat{h}_q\right)=-k_{\mathrm{g}}\nabla T_{\mathrm{g}}-\varepsilon_{\mathrm{g}}\frac{\partial p}{\partial t}+Q_{\mathrm{lg}}\tag{40}$$

$$\nabla\left(\varepsilon_l\rho_l u_l\hat{h}_l\right)=-k_l\nabla T_l-\varepsilon_l\frac{\partial p}{\partial t}+Q_{lg} \tag{41}$$

气泡直径计算的PBM模型：

$$\begin{aligned}&\nabla\left[\vec{u}\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)n\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)\right]=\\&\frac{1}{2}\int_0^v n\left(\vec{\xi}-\vec{\xi}',\vec{x},t\right)n\left(\vec{\xi}',\vec{x},t\right)c\left(\vec{\xi}-\vec{\xi}',\vec{\xi}'\right)\mathrm{d}\vec{\xi}'-\\&\int_0^\infty n\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)n\left(\vec{\xi}',\vec{x},t\right)c\left(\vec{\xi},\vec{\xi}'\right)\mathrm{d}\vec{\xi}'+\\&\int_v^\infty n\left(\vec{\xi}',\vec{x},t\right)b\left(\vec{\xi}'\right)\beta\left(\vec{\xi},\vec{\xi}'\right)\mathrm{d}\vec{\xi}'-n\left(\vec{\xi},\vec{x},t\right)b\left(\vec{\xi}\right)\end{aligned} \tag{42}$$

### 1.3 模拟计算工具

使用流体力学计算软件ANSYS-Fluent 16.0来分析该反应过程中的多相流体流动。首先使用ICEM-CFD对其计算域进行离散化，所得计算网格如图1所示。

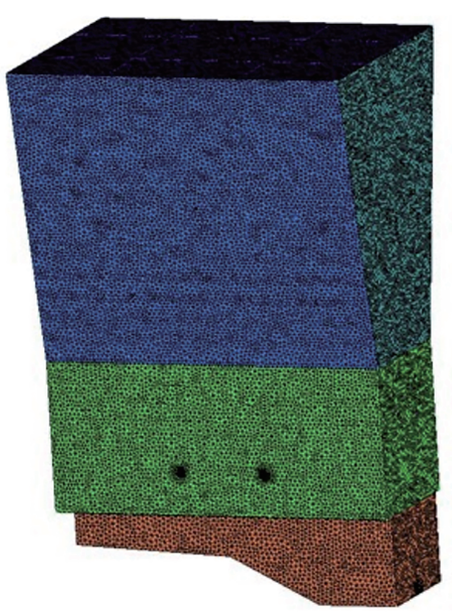


**图1 氧化炉计算网格(120万)**

**Fig. 1 Oxidizer calculation grid (1.2 million)**

为提高计算的准确性，首先研究了计算网格对结果的影响，通过逐渐提高计算网格的数量来获得其流场、温度场和浓度场的准确信息。本研究在迭代计算过程中，当连续性方程的残差小于$1.0\times10^{-3}$，能量方程和动量方程的残差均低于$1.0\times10^{-6}$和进口与出口质量差低于0.1%时，认为该计算收敛。使用CFD-POST来获得流场和浓度场信息。

## 2 结果与讨论

### 2.1 操作气速的影响

富氧空气气速是影响富氧侧吹炉内多相混合状态的主要因素。研究考察了103.5、207、304 m/s三个操作气速对氧化炉内气相分布的均匀性和液相速率分布的影响，相应的进气速度对气相含量的影响如图2所示。图2中的2个纵向切面分别代表进气的风口纵截面和两进气风口中间位置的纵截面。3个横截面从低到高分别代表了富氧侧吹炉粗金属线以上65 mm、风口水平面以及风口水平面以上600 mm位置的横截面，这3个横截面分别代表了金属-渣分离区域、富氧空气进入熔体区域和主要多相反应区域。

由图2对比发现，随着进气速度的增加，气相进入熔体相中的深度增加。当气速达到207 m/s和340 m/s时，富氧空气与熔体混合程度明显提高，这是由于气速增加提高了气-熔体间的相对滑移速度，使其压力降明显提高，从而增加了气相进入到熔体相中的深度。换言之，提高气速可强化反应物混合，进而显著提升反应器的矿物处理能力。根据图2(c)，当气速达到340 m/s时，气含率为0.1~0.3的浓相区域仅集中于第三横截面以上少量的区域，之上区域气相含量逐渐升至0.5以上，说明反应器内稀相区域过大，且熔体鼓泡高度达到了第三层铜水套，这不仅可能造成过高的烟尘率，且会加剧熔体对反应器内壁的冲刷，降低反应器寿命。而气速为207 m/s时，气相在第三横截面以上的熔体气含率含量较为均匀，且此时反应区分布于第三横截面以上较大的区域内，反应器能提供三种进气速度中最大的浓相区域，可对矿物进行充分氧化处理，为含铋物料的快速处理提供最有利的条件。此外，该操作气速下熔体鼓泡高度仅达到第二层铜水套，相比于气速为340 m/s时鼓泡高度大幅下降，且稀相区域减少，证明使用207 m/s的气速能有效降低反应过程的物料带出。因此~200 m/s的操作气速为最佳工艺参数，此时富氧侧吹炉能提供最大的反应区域，既能加快物料处理，又能降低烟尘率。

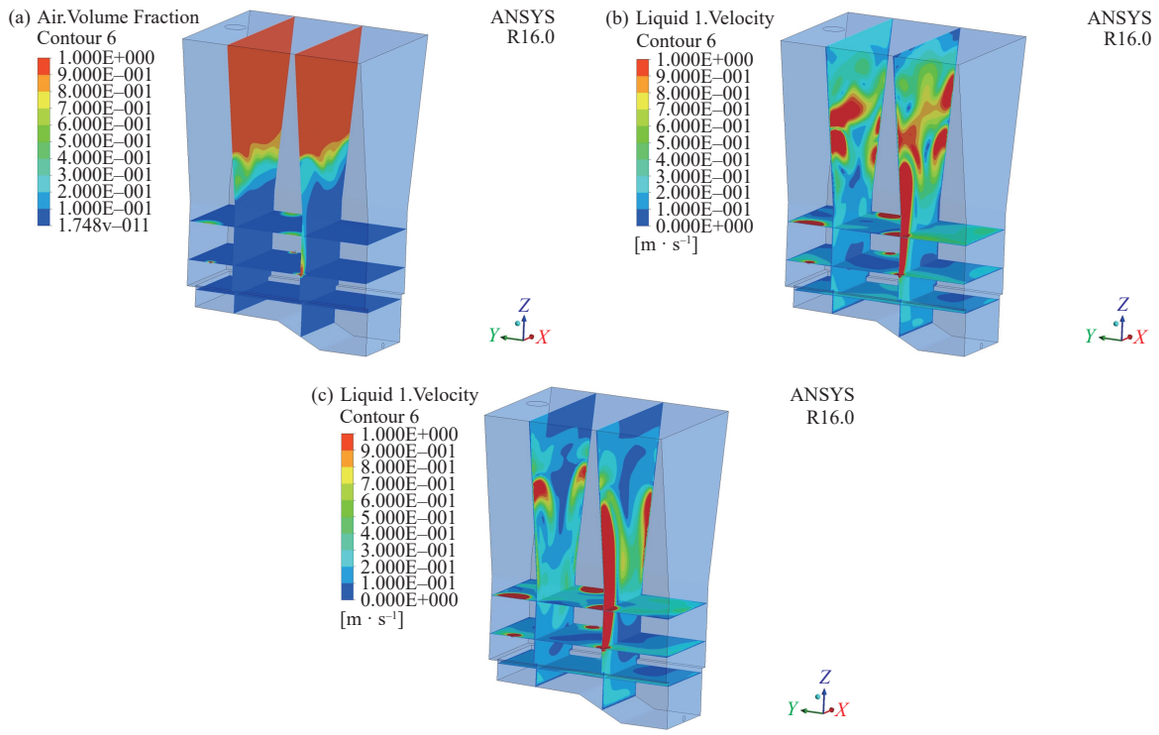



**图 2　不同的进气速度对氧化炉熔体内气相含率的影响: (a) $u_g$=103.5 m/s; (b) $u_g$=207 m/s; (c) $u_g$=340 m/s**

**Fig. 2　Effects of different gas inlet velocities on gas holdup in the oxidizer melt: (a) $u_g$=103.5 m/s; (b) $u_g$=207 m/s; (c) $u_g$=340 m/s**

图 3 为不同进气速度对熔体速率分布的影响。可以看出,气流对熔体搅动主要集中于第三横截面以上区域,这表明在该区域内具有良好的传质条件,且随着气速的增加,该区域内熔体的运动速度也增大。同时,气流对第三截面以下的区域速度扰动的影响并不明显,大量区域熔体的运动速率仅为 0.1 m/s,在某些区域甚至存在静止的熔体,但图 3 显示的是某个瞬间炉内的速度场分布,在其他的时间点,该静止区域也可能被气流搅动。采用较高的进气速度有利于增强气流对熔体的搅拌,强化气体与熔体的接触,加强多相反应的进行。但从对底层澄清分离区域的影响来看,气速为 207 m/s 时,大部分第三截面以下的熔体流速均保持在~0.1 m/s,仅少量区域达到了 0.2 m/s,特别是对第一截面以下的金属层扰动较少,有利于该区域金属液滴与渣的分离;而当气速达到 340 m/s 时,气流对第三截面附近及第一截面以下区域的金属层扰动较大,使其流动速度达到了 0.2 m/s 以上,可能对渣-金属分离产生一定的不利影响。基于此,进气速度主要影响富氧侧吹氧化炉内上层的熔体速度,对下层的熔体扰动较小。综合考虑强化富氧空气-熔体接触以及减少对澄清分离区和底层金属区的扰动的需要,建议采用~200 m/s 的操作气速。

### 2.2　加料速度的影响

在反应过程中,富氧熔池熔炼炉内反应气体接近于热力学平衡状态,因此,在一个反应周期内,加料速度的变化对炉内的影响实质表现为炉内熔体高度发生变化。为了研究进料速度对反应器内气相分布及多相流动行为的影响,控制料层高度分别距离风口为 580 mm(对应加料速度约为 7.5 t/h)、980 mm(对应加料速度约为 15 t/h)和 1 380 mm(对应加料速度约为 22 t/h),考察不同料层高度下氧化炉内气相含率和熔体速度,结果分别如图 4 和图 5 所示。

从图 4 可以看出,随料层高度的增加,氧化炉内气相分布变得更加均匀,这是由于储料高度的增加,使其气相压降增高,对气体的再分布能力增强。同时可以看出,浓相区域随着料层高度的增加逐渐扩大,表明随着加料速度的提高,氧化炉会自动扩大其反应区域,以提高其处理能力,这与富氧侧吹炉具有较大处理能力(高达 120 t/(m$^2$·d))和灵活处理范围(40~120 t/(m$^2$·d))的认识是一致的[14]。因此,氧化炉加料速度的提升即料层高度的增加,会提高气相均匀分布能力,扩大最佳反应区域。

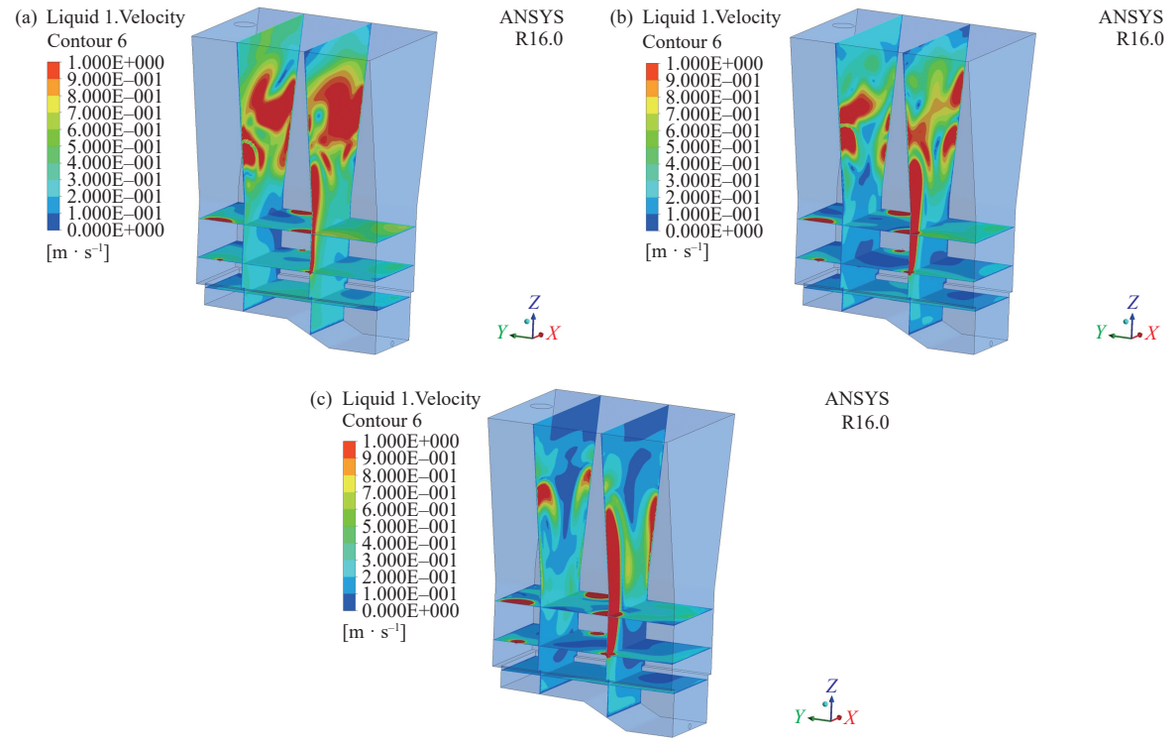



**图 3　不同进气速度对氧化炉熔体内熔体速度的影响: (a) $u_g$=103.5 m/s; (b) $u_g$=207 m/s; (c) $u_g$=340 m/s**

**Fig. 3　Effects of different gas inlet velocities on melt velocity in the oxidizer melt: (a) $u_g$=103.5 m/s; (b) $u_g$=207 m/s; (c) $u_g$=340 m/s**

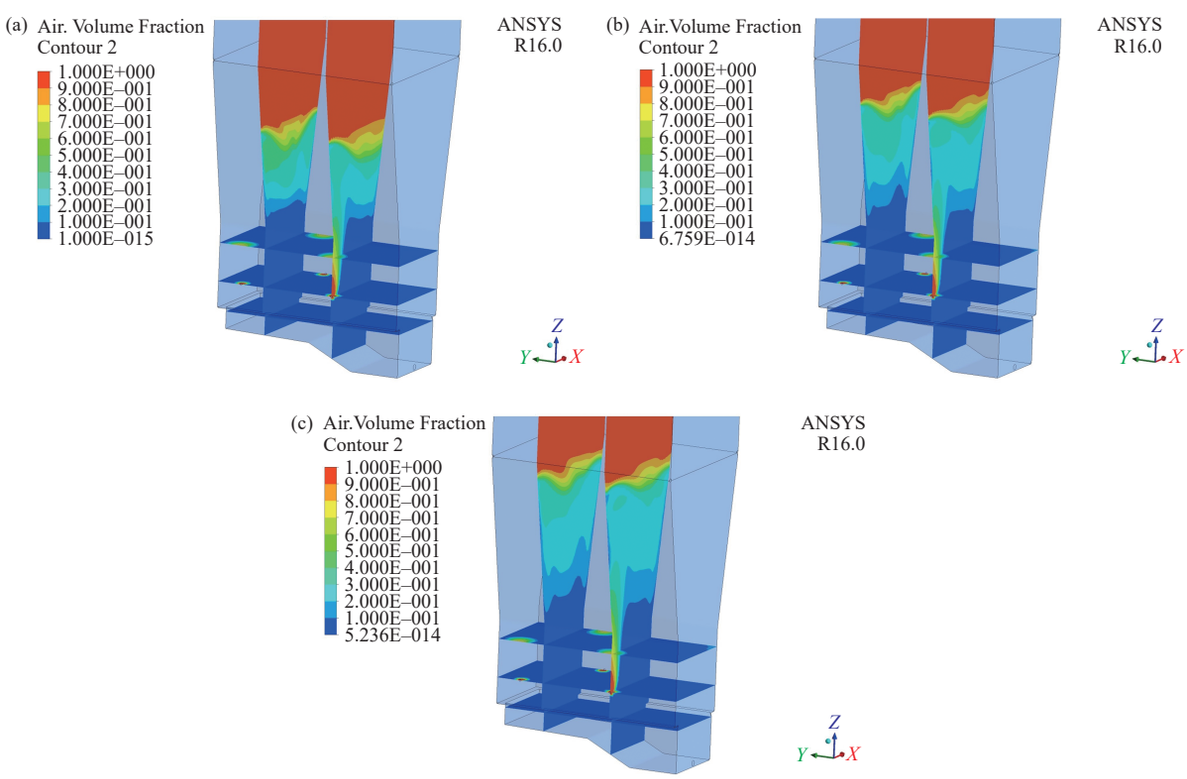



**图 4　不同料层高度对炉内气相分率的影响: (a) 580 mm; (b) 980 mm; (c) 1 380 mm**

**Fig. 4　Effects of different layer height on gas holdup in the oxidizer: (a) 580 mm; (b) 980 mm; (c) 1 380 mm**

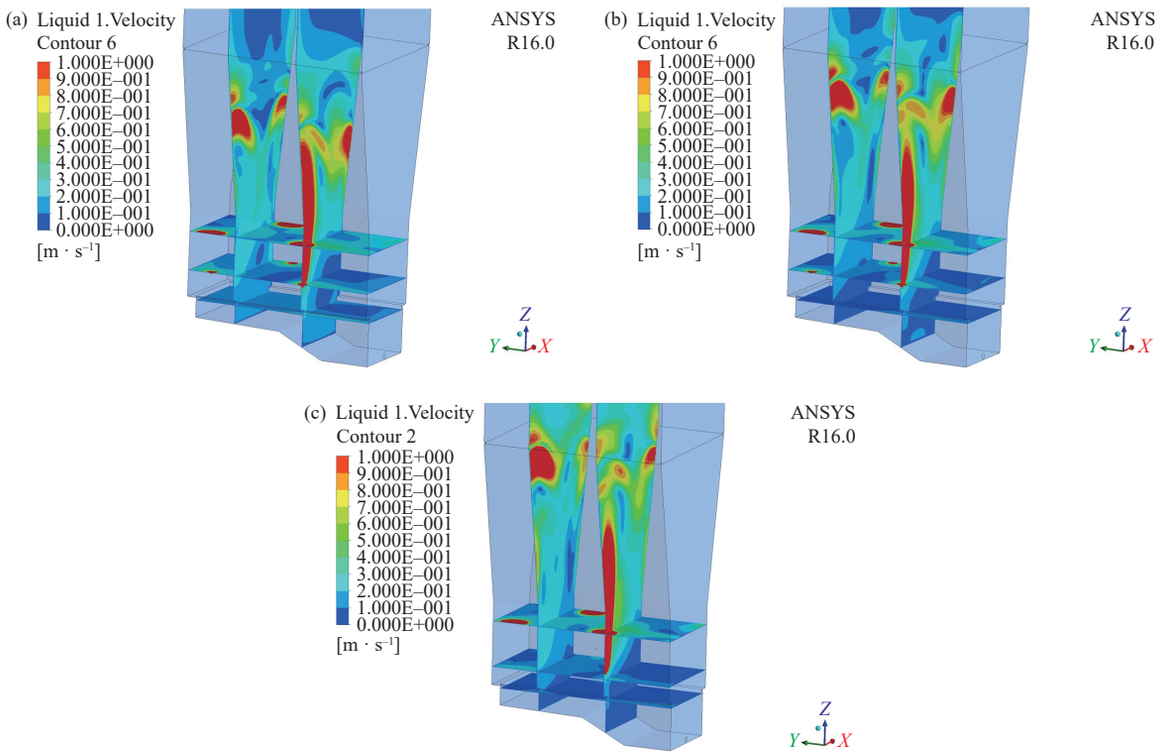



**图 5　不同料层高度对氧化炉熔体速率的的影响：(a) 580 mm；(b) 980 mm；(c) 1 380 mm**

**Fig. 5　Effects of different layer height on meltvelocityin the oxidizer: (a) 580 mm; (b) 980 mm; (c) 1 380 mm**

图 5 表明，料层高度的增加对上层熔体速度的影响并不明显，但会明显降低进气对于下层熔体的扰动程度。根据图 5(b) 和图 5(c)，当料层厚度达到风口以上 980 mm 时，在风口以下区域将出现大面积的熔体速度降低为 0 的现象，而料层厚度进一步增至 1 200 mm，炉底金属层的运动速度将基本降为 0。保持富氧侧吹炉内熔体(渣和金属)流动性的关键，在于风口以上熔体的热量可通过熔体运动有效传递至下层。若熔体速度降至零，不仅会降低熔体内部的传质效率，不利于渣与金属的有效分离；更重要的是，传热效率的急剧下降，可能导致炉内熔体固化，造成死炉现象。因此，增加料层高度(加大进料速度)对熔体上层速度的影响可以忽略，从而对气-熔体间的传质行为的影响可以忽略不计，说明富氧侧吹炉极强的气-熔体混合能力保证了其处理量在一定范围内并不受到传质的限制。增大料层高度虽有助于气相在熔体中均匀分布，但也会降低澄清分离区的熔体运动速度，导致渣与金属分离不充分；在极端料层高度下，甚至可能引发熔体冻结，造成死炉。因此，建议氧化炉在实际的操作过程中应采用 15 t/h 以下的加料速度。

### 2.3　进气方式的影响

工业生产过程中，可采用不同的进气方式来操作反应器，如同侧进气、异侧间隔进气和异侧相对进气。在操作气速为 207 m/s 时，考察了不同进气方式对富氧侧吹氧化炉气相分率和液相速率的影响，结果分别如图 6 和图 7 所示。

图 6 是不同进气方式对氧化炉内气相分率的影响。根据图 6(a)，间隔进气时，其气相分布较为均匀，但图 6(b) 显示，对吹进气方式下，气相分布呈中间高、两边低的特征，导致两侧气相分率明显偏低。图 6(c) 为同一侧进气时气相分率的分布，对比发现，单侧进气较对吹进气而言，其气相分布效果有明显提高，但与间隔进气对比，其气相的分布均匀性有所降低。导致上述现象的主要原因是高速气流的相互运动使其边壁区有明显的高压区，不利于气相的均匀分布。因此，间隔进气方式可以获得均匀的气相分率；对吹进气方式其气相分率的均匀性较差，出现中间高两边低的不均匀现象；同侧进气比对吹进气效果好，但与相隔进气相比其均匀性仍有所降低。

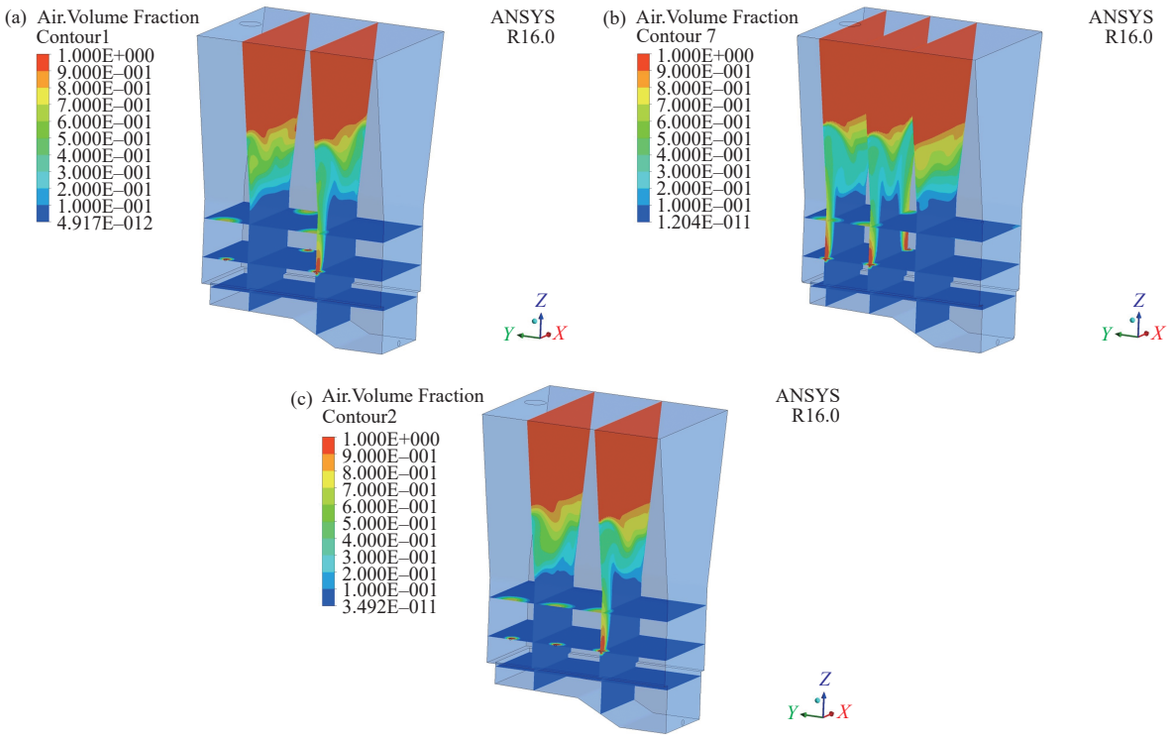



**图 6　气速为 207 m/s 的操作条件下不同进气方式对气相分率分布的影响：(a) 三个进气口间隔进气；(b) 三个进气口中两个相对操作；(c) 三个进气口为同侧**

**Fig. 6　Effects of different gas injection modes on gas holdup distribution at a gas velocity of 207 m/s: (a) Alternating injection through three inlets; (b) Opposite injection through two of the three inlets; (c) Three inlets arranged on the same side**

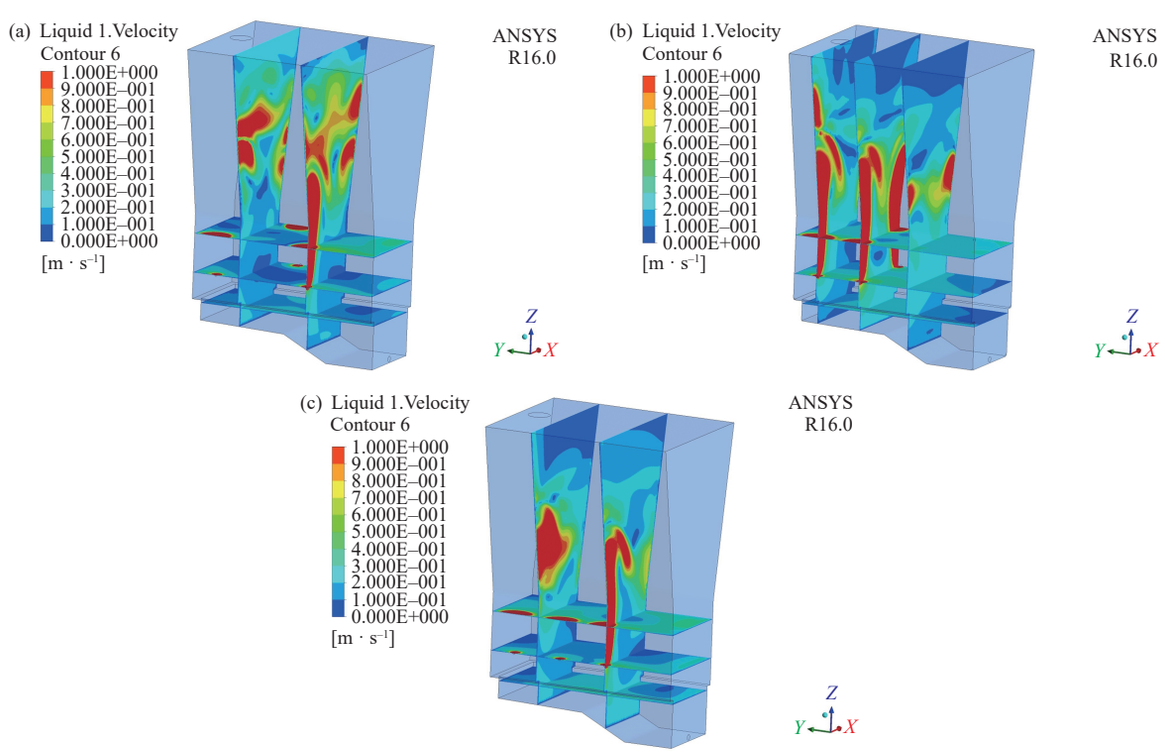



**图 7　气速为 207 m/s 的操作条件下不同进气方式对熔体速率分布的影响：(a) 三个进气口间隔进气；(b) 三个进气口中两个相对操作；(c) 三个进气口为同侧**

**Fig. 7　Effects of different gas injection modes on meltvelocity distribution at a gas velocity of 207 m/s: (a) Alternating injection through three inlets; (b) Opposite injection through two of the three inlets; (c) Three inlets arranged on the same side**

图 7 是操作气速为 207 m/s 的条件下，不同进气方式对熔体速率的影响。根据图 7(a)，采用间隔进气方式时，氧化炉熔体澄清分离区域的速度分布相对均匀，可以实现对液体充分搅拌，使得渣和金属实现有效分离。由图 7(b) 可知，当采用对吹进气方式时，虽然上层熔体速度与间隔进气方式没有明显差别，但下层炉缸内金属相扰动速率分布明显不均匀，在对吹进气风口下端炉缸内熔体运动速率明显高于其他位置，这种熔体运动速率的非均匀分布不利于渣与金属的有效分离。从图 7(c) 可以看出，当采用同侧进气方式时，其炉缸内熔体运动速度相比于相对进气方式更为均匀，但与间隔进气方式相比，其进气侧的熔体扰动速度明显高于另一侧。因此两侧间隔进气可以获得氧化炉内澄清分离区域熔体速率的均匀分布；采用同侧进气方式时，熔体速率的均匀分布性变差；当采用对吹进气方式时，这种不均匀性进一步增强，不利于渣与金属的分离，故在实际的生产过程中建议采用间隔进气的方式。

### 2.4　非稳态模拟

为反映气相和熔体在反应过程运动的动态轨迹，考察了瞬态条件下的气相和熔体在氧化炉内的运动行为，模拟计算结果如图 8 所示。

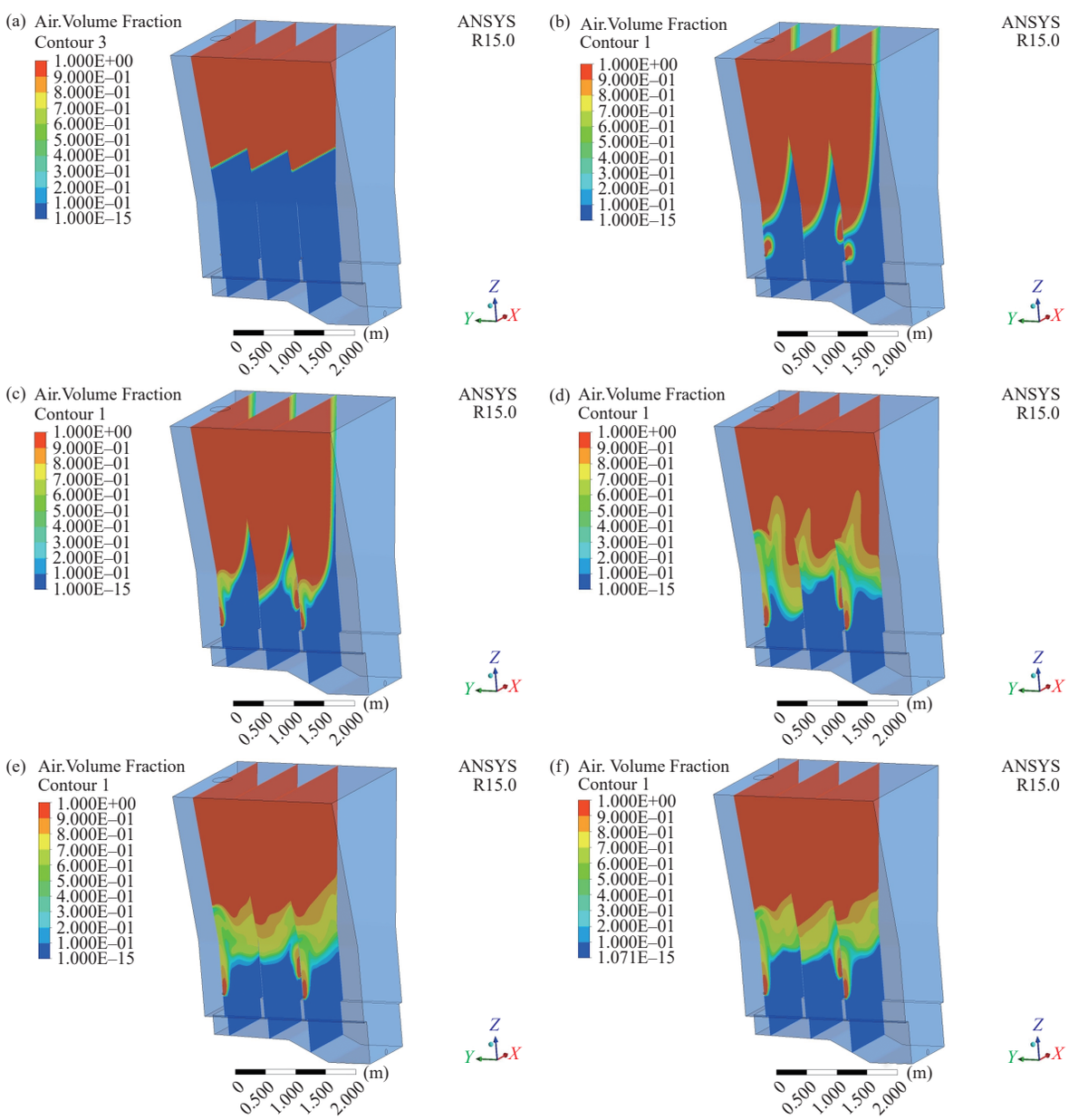



**图 8　非稳态下氧化炉内气相分率的瞬态图：(a) *t*=0 s；(b) *t*=0.2 s；(c) *t*=0.6 s；(d) *t*=1.8 s；(e) *t*=4.0 s；(f) *t*=6.0 s**

**Fig. 8　Transient distributions of gas volume fraction in the oxidizer under unsteady-state conditions: (a) *t*=0 s; (b) *t*=0.2 s; (c) *t*=0.6 s; (d) *t*=1.8 s; (e) *t*=4.0 s; (f) *t*=6.0 s**

根据图8，气体进入到反应器后，由于压力的影响，开始高速推动熔体沿着*z*方向运动，如图8(a)和图8(b)所示。但随着气相速度的减小和熔体的黏性耗散作用，使得气相开始沿着*xy*平面进行扩散运动，从而使得气相在一定的高度时均匀地分布于反应器中。因此，富氧侧吹炉实际是利用高温矿物的高黏性和大密度特性，将侧吹的高速气流均匀地分布于反应器中，实现了高温熔融态反应的过程强化。此外，由于液体的黏性和初期矿物的颗粒性，使得反应器的透气性能良好，从而使得其气速的操作范围较宽，对现场操作条件变化具有很强的适应能力。因此，在操作过程中，如果调整进气速率，在6 s以前，其反应器可以达到新的平衡，说明反应器内部具有很好的传递条件。

## 3 结论

本研究以CFD-PBM耦合理论为基础，提出了模拟计算富氧侧吹熔池熔炼反应器内流体流动行为的理论模型，得到如下结论：

1)瞬态模拟表明，富氧侧吹熔池熔炼反应器利用高温矿物的高黏性、大密度特性实现对高速气流的俘获与均匀分布，强化高温熔融态反应过程；反应器的梯形结构设计使气体上升时降速分散并均匀分布于渣层，强化氧化/还原反应。

2)进气速度主要影响富氧侧吹炉内熔体中的气相含率及上层熔体速度，对下层熔体扰动较小。计算获得的优化进气速度为~200 m/s，可在风口上方910~1 370 mm的位置形成气相含率为0.1~0.3的最佳反应区，鼓泡高度低、物料带出少，可保持澄清分离区和底层金属区熔体的运动速度低(~0.1 m/s)，且均匀，有利于渣-金属的分离。

3)加料速度提高可改善气相分布均匀性，避免沟流或短路现象。富氧侧吹炉处理能力提升的本质是加料速度增加使得炉内熔体料层厚度增大，扩大了最佳反应区。加料速度对上层速度影响可忽略，但会降低澄清分离区速度，影响分离效果，极端料层高度可能导致造成熔体冻结死炉的状态。因此，实际的操作过程中应采用15 t/h以下的加料速度。

4)间隔对吹进气方式较同侧和对吹更能提高气相在渣层中的分布均匀性，并减少对反应器内澄清分离区域熔体扰动的不均匀性。为提高反应强度和熔体搅拌均匀度可采取设计窄炉型。

5)瞬态计算表明，改变进气条件后，炉内6 s可达到新平衡，反映出富氧侧吹熔池熔炼炉良好的传递能力。

## 参考文献


[1] Coursol P, Mackey P J, Kapusta J P T, et al. Energy consumption in copper smelting: a new Asian horse in the race[J]. JOM, 2015, 67(5): 1066-1074.

[2] Li Weifeng, Zhan Jing, Fan Yanqing, et al. Research and industrial application of a process for direct reduction of molten high-lead smelting slag[J]. JOM, 2017, 69(4): 784-789.

[3] Chen Lin, Yang Tianzu, Bin Shu, et al. An efficient reactor for high-lead slag reduction process: oxygen-rich side blow furnace[J]. JOM, 2014, 66(9): 1664-1669.

[4] 王成彦，邵爽，马保中，等. 中国锑铋冶金现状及进展[J]. 有色金属(冶炼部分), 2019(8): 11-17.
Wang Chengyan, Shao Shuang, Ma Baozhong, et al. Status and development of antimony and bismuth metallurgy technologies in China[J]. Nonferrous Metals (Extractive Metallurgy), 2019(8): 11-17.

[5] Chen Lin, Hao Zhandong, Yang Tianzu, et al. An efficient technology for smelting low grade bismuth-lead concentrate: oxygen-rich side blow process[J]. JOM, 2015, 67(9): 1997-2004.

[6] Kuang Shibo, Li Zhaoyang, Yu Aibing. Review on modeling and simulation of blast furnace[J]. Steel Research International, 2018, 89: 1700071. DOI: 10.1002/srin.201700071.

[7] 王镜淇，王维，赵洪亮. 铅精矿侧吹熔炼气-液多相流动过程数值模拟[J]. 有色金属(冶炼部分), 2024(7): 12-24.
Wang Jingqi, Wang Wei, Zhao Hongliang. Numerical simulation of gas-liquid multiphase flow during side blown smelting of lead concentrate[J]. Nonferrous Metals (Extractive Metallurgy), 2024(7): 12-24.

[8] 陈朝辉，赵升辉，赵明杰，等. 双侧吹熔池熔炼炉内气液两相流数值模拟[J]. 有色金属(冶炼部分), 2024(12): 8-16.
Chen Zhaohui, Zhao Shenghui, Zhao Mingjie, et al. Numerical simulation of gas-liquid two phase flow in a double-side-blown bath smelter[J]. Nonferrous Metals (Extractive Metallurgy), 2024(12): 8-16.

[9] Draw M, Rzehak R. Euler-Euler simulation of a bubble column flow up to high gas fraction[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2024, 181: 104969. DOI: 10.1016/j.ijmultiphaseflow.2024.104969.

[10] Hu Junyi, Yang Shiliang, Wang Hua. VOF study of mesoscale bubble flow dynamics in the side-blown gas-liquid two-phase reactor[J]. Chemical Engineering Journal, 2024, 480: 147983. DOI: 10.1016/j.cej.2023.147983.

[11] 郭学益，闫书阳，王亲猛，等. 氧气底吹熔炼氧枪枪位

优化[J]. 中国有色金属学报, 2018, 28(12): 2539-2550.
Guo Xueyi, Yan Shuyang, Wang Qinmeng, et al. Layout optimization of oxygen lances of oxygen bottom blown furnace[J]. The Chinese Journal of Nonferrous Metals, 2018, 28(12): 2539-2550.

[12] Zhang Hongliang, Zhou Chengqian, Bing Wei, et al. Numerical simulation of multiphase flow in a Vanyukov furnace[J]. Journal of the Southern African Institute of Mining and Metallurgy, 2015, 115(5): 457-463.

[13] Chen Lin, Chen Wei, Xiao Hui, et al. Oxygen-rich side blow smelting technology-new developments in China[C]// TMS2016. Nashville, TMS. 2016: 123-130.

[14] Chen Lin, Bin Wanda, Yang Tianzu, et al. Research and industrial application of oxygen-rich side-blow bath smelting technology[C]//Tao J, Hwang J Y, Mackey P J, et al. TMS Annual Meeting. San Antonio; TMS. 2013: 49-55. DOI: 10.1002/9781118663448.ch7.

[15] 张乐如. 现代铅冶金[M]. 长沙: 中南大学出版社, 2013: 189-215.
Zhang Leru. Non-ferrous metals library modern lead metallurgy[M]. Changsha: Central South University Press, 2013: 189-215.

[16] Bałdyga J, Orciuch W. Barium sulphate precipitation in a pipe: an experimental study and CFD modelling[J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(7): 2435-2444.

[17] Coulaloglou C A, Tavlarides L L. Description of interaction processes in agitated liquid-liquid dispersions[J]. Chemical Engineering Science, 1977, 32(11): 1289-1297.

[18] Dette H, Studden W J. The theory of canonical moments with applications in statistics, probability, and analysis[M]. New York: John Wiley & Sons, 1997.

[19] Ghadiri M, Zhang Z. Impact attrition of particulate solids. Part 1: a theoretical model of chipping[J]. Chemical Engineering Science, 2002, 57(17): 3659-3669.

[20] Gordon R G. Error bounds in equilibrium statistical mechanics[J]. Journal of Mathematical Physics, 1968, 9(5): 655-663.

[21] Hagesaether L, Jakobsen H A, Svendsen H F. A model for turbulent binary breakup of dispersed fluid particles[J]. Chemical Engineering Science, 2002, 57(16): 3251-3267.

[22] Higashitani K O, Yamauchi K, Matsuno Y, et al. Turbulent coagulation of particles dispersed in a viscous fluid[J]. Journal of Chemical Engineering of Japan, 1983, 16(4): 299-304.

[23] Hounslow M J, Ryall R L, Marshall V R. A discretized population balance for nucleation, growth, and aggregation[J]. AIChE Journal, 1988, 34(11): 1821-1832.

[24] Hsia M A, Tavlarides L L. Simulation analysis of drop breakage, coalescence and micromixing in liquid-liquid stirred tanks[J]. The Chemical Engineering Journal, 1983, 26(3): 189-199.

[25] Kostoglou M, Dovas S, Karabelas A J. On the steady-state size distribution of dispersions in breakage processes[J]. Chemical Engineering Science, 1997, 52(8): 1285-1299.

[26] Kumar S, Ramkrishna D. On the solution of population balance equations by discretization: I. a fixed pivot technique[J]. Chemical Engineering Science, 1996, 51(8): 1311-1332.

[27] Lehr F, Millies M, Mewes D. Bubble-Size distributions and flow fields in bubble columns[J]. AIChE Journal, 2002, 48(11): 2426-2443.

[28] Lister J D, Smit D J, Hounslow M J. Adjustable discretized population balance for growth and aggregation[J]. AIChE Journal, 1995, 41(3): 591-603.

[29] Luo Hean. Coalescence, breakup and liquid circulation in bubble column reactors[D]. Trondheim: The Norwegian Institute of Technology, 1993.

[30] Luo Hean, Svendsen H F. Theoretical model for drop and bubble breakup in turbulent dispersions[J]. AIChE Journal, 1996, 42(5): 1225-1233.

[31] Marchisio D L, Vigil R D, Fox R O. Quadrature method of moments for aggregation-breakage processes[J]. Journal of Colloid and Interface Science, 2003, 258(2): 322-334.

[32] McCoy B J, Wang Ming. Continuous-mixture fragmentation kinetics: particle size reduction and molecular cracking[J]. Chemical Engineering Science, 1994, 49(22): 3773-3785.

[33] McGraw R. Description of aerosol dynamics by the quadrature method of moments[J]. Aerosol Science and Technology, 1997, 27(2): 255-265.

[34] Moreno-Atanasio R, Ghadiri M. Mechanistic analysis and computer simulation of impact breakage of agglomerates: effect of surface energy[J]. Chemical Engineering Science, 2006, 61(8): 2476-2481.

[35] Pope S B. Probability distributions of scalars in turbulent shear flow[J]. Turbulent Shear Flows, 1979, 2: 7-16.

[36] Saffman P G, Turner J S. On the collision of drops in turbulent clouds[J]. Journal of Fluid Mechanics, 1956, 1(1): 16-30.

[37] 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.

[38] Liao Yixiang, Lucas D. A literature review of theoretical models for drop and bubble breakup in turbulent dispersions[J]. Chemical Engineering Science, 2009, 64(15): 3389-3406.

# Fluid Dynamics Simulation on the Treatment of Lead-Bismuth Concentrate by Oxygen-Enriched Side-Blown Bath Smelting Furnace

Xiao Hui[1], Chen Peng[2], Chen Lin[2], Liu Weifeng[2], Zhang Duchao[2]

(1. Jiangxi Dasanyuan New Materials Engineering Research Co., Ltd., Yingtan 335400, Jiangxi, China;
2. School of Metallurgy and Environment, Central South University, Changsha 410083, China)

**Abstract:** The traditional pyrometallurgical process of bismuth mainly uses blast furnaces or reverberatory furnaces to carry out precipitation smelting, oxidation smelting or mixed smelting of high-grade bismuth concentrate or bismuth oxide ore. With the consumption of high-grade concentrate resources and increasingly strict environmental protection policies, it is very necessary to adopt cleaner and more energy-efficient oxygen-enriched bath smelting technology to process complex bismuth-containing raw materials. The oxygen-enriched bath smelting technology adds materials containing non-ferrous metals and reactants to a strongly stirred molten pool, which can significantly enhance the smelting process. Based on the Euler-Euler two-phase and bubble group equilibrium flow theory, both steady-state and transient hydrodynamic models of an oxygen-enriched side-blown bath smelting furnace for processing lead-bismuth concentrate were established using Fluent software. The distributions of the concentration field and velocity field during the continuous reaction process were simulated. On this basis, the effects of gas inlet velocity, feeding rate, and gas injection mode on the gas holdup and melt flow velocity inside the furnace under steady-state operating conditions were systematically investigated. The results show that increasing the gas inlet velocity is beneficial for enhancing the mixing intensity of reactants in the molten bath. A higher gas velocity can promote bubble dispersion, strengthen gas-liquid interaction, and improve mass and momentum transfer within the reaction zone. However, an excessively high gas inlet velocity may cause the dilute-phase region inside the reactor to expand excessively. This not only reduces the stability of the multiphase flow structure but also intensifies the disturbance imposed on the bottom metal layer, which may be unfavorable for phase separation and stable furnace operation. The feeding rate also has a significant influence on the internal flow behavior of the furnace. An increase in feeding rate can improve the uniformity of gas-phase distribution and expand the effective reaction region, thereby enhancing the contact between the feed materials and the oxygen-enriched gas. Nevertheless, when the feeding rate becomes too high, the melt velocity in the settling and clarification zone decreases. This weakens the flow conditions required for slag-metal separation and may prevent the slag and metal phases from being sufficiently separated, ultimately affecting product quality and operational efficiency. Among the different gas injection modes, the two-side staggered injection arrangement exhibits better performance than the opposed injection mode and the same-side injection mode. This configuration provides a more uniform distribution of the gas phase in the molten bath and maintains a relatively stable melt velocity in the settling and clarification region. As a result, it is more favorable for improving the overall flow field, enhancing reactant mixing, and ensuring effective separation between slag and metal. Furthermore, the transient multiphase flow simulation indicates that, after the operating conditions are changed, the reactor can reach a new equilibrium state within approximately six seconds. This suggests that the oxygen-enriched side-blown bath smelting furnace possesses favorable transfer characteristics and rapid flow-field response capability. Overall, the simulation results provide a theoretical basis for optimizing the operating parameters and gas injection configuration of oxygen-enriched side-blown bath smelting furnaces used for lead-bismuth concentrate treatment.

**Key words:** lead-bismuth concentrate; oxygen-enriched side-blown bath smelting furnace; multiphase flow simulation; operating condition optimization

**Received date:** 2026-04-23 **Revised date:** 2026-05-25 **Accepted date:** 2026-05-26

**Foundation item:** Project(2023JJ30667) supported by the Natural Science Foundation of Hunan Province

**First author:** Xiao Hui; Tel: +86-18166015158; E-mail: 114115105@qq.com

**Corresponding author:** Chen Peng; Tel: +86-07318836791; E-mail: 1770421994@qq.com