

实验研究

引文格式:曹丽,蒲韵竹,朱奎松,等.高钛渣沸腾氯化过程的偏析行为研究[J].中国有色冶金,2026,55(4):152-164.

Cao Li, Pu Yunzhu, Zhu Kuisong, et al. Segregation behavior of high-titanium slag during boiling chlorination process[J]. China Nonferrous Metallurgy, 2026, 55(4): 152-164.

高钛渣沸腾氯化过程的偏析行为研究

曹 丽^{1,2}, 蒲韵竹¹, 朱奎松^{1,2}, 唐 行¹, 王 军³, 赵英涛³, 孙常清³

(1.攀枝花学院钒钛学院,四川 攀枝花 617000; 2.钒钛关键战略材料四川省重点实验室,四川 攀枝花 617000;
3.攀枝花学院公共实验中心,四川 攀枝花 617000)

[摘 要] 高钛渣沸腾氯化过程中易形成高钛渣和石油焦的偏析行为,影响沸腾氯化过程的传质与传热,影响反应速率。针对此问题,本研究以高钛渣和石油焦为原料、氯气为流化介质,采用 Grace 公式和 Gupta 公式计算初始流化速度和完全流化速度,以欧拉双流体模型和曳力模型为基本模型,进行了数值模拟计算,并分析了不同完全流化速度修正系数下的速度云图、颗粒在不同高度的体积分数分布及气泡的动力学特征,得到以下主要结论。计算得出的完全流化速度为 0.157 m/s,模拟结果表明,完全流化速度下床内分布板上仅初步形成稳定气泡相,难以产生显著颗粒扰动效应,1.6 倍修正系数下的气速可实现均匀混合;床层径向分析表明,随着流化时间(1.0~3.0 s)延长,颗粒体积分数梯度逐渐弱化,横向分布趋于均匀,证实湍流混合对偏析具有抑制作用;气泡行为是偏析产生的根本原因,气泡上升过程中对石油焦产生卷吸,并带到床层表面,导致沸腾氯化过程中高钛渣向底部偏析,石油焦向上部偏析。该研究结果可为高钛渣沸腾氯化过程提高反应速率和操作稳定性提供理论基础和技术参考。

[关键词] 高钛渣;双组分颗粒;鼓泡流化床;偏析行为;气固两相流

[中图分类号] TF823; TF803.12 [文献标志码] A [文章编号] 1672-6103(2026)04-0152-13

DOI:10.19612/j.cnki.cn11-5066/tf.2026.04.016

0 引言

钛白粉生产的主要工艺包括硫酸法和沸腾氯化法。传统硫酸法因高污染和产物纯度不足而受限;沸腾氯化法凭借短流程、低能耗优势主导高端钛白制备领域,但氯化反应的效率受沸腾氯化炉内

原料的偏析现象影响显著。本研究通过数值模拟探究高钛渣与石油焦在沸腾流化床内的偏析行为,以优化高钛渣和石油焦沸腾氯化过程的传质传热过程,提升氯化反应速率。但是,由于高钛渣和石油焦存在密度和粒径的差异,导致沸腾氯化过程中可能存在高钛渣和石油焦分布不均匀,即偏析行为,一旦偏析形成,床层内料层分布不均匀,导致床层内部出现大气泡行为,会使床层内部的高钛渣、石油焦和氯气出现明显偏析,显著影响沸腾氯化过程的传质与传热过程,降低化学反应速率。

沸腾氯化过程中偏析现象的本质源于原料物性差异与反应器内流体力学失衡。黄宏继^[1]等研究铁矿粉颗粒在鼓泡流化床内的气固两相流化特性,关注临界流化速度和粒径分布对流动特性的影响;

[收稿日期] 2026-02-07 [修订日期] 2026-04-15

[录用日期] 2026-04-16 [出版日期] 2026-08-01

[第一作者] 曹丽(1990—),女,四川仁寿人,讲师,长期从事钒钛磁铁矿资源综合利用的基础研究。

[通信作者] 王军(1971—),男,四川乐山人,教授,长期从事钒钛固废资源综合利用。

[基金项目] 四川省自然科学基金面上项目(2025ZNSFSC0378);四川省钒钛材料工程技术研究中心开放课题(2023FTGC09);攀枝花学院校级培育项目(2023PY05)。

郝卫平^[2]基于三组分玻璃珠的冷态流态化实验发现,粒径增大会加速气泡上升,其尾部涡流夹带细颗粒向床层表面富集;黄冈等^[3]采用白云石-硅胶体系证实,大尺寸气泡通过强化尾涡夹带效应加剧细颗粒迁移,导致床层偏析恶化;Harrison^[4]通过双组分玻璃珠的流态化实验对比发现,粗颗粒体系因大气泡缩短气固接触时间,细颗粒体系则凭借小尺寸均匀气泡实现更优流化质量^[5,6]。上述研究揭示了气泡动力学与颗粒行为的关联机制,但目前仍缺乏普适性理论模型^[7-10]。偏析现象的复杂性源于颗粒物性、混合物组成、操作条件及反应器构型等多个参数,其中操作气速呈现双重影响:低速时偏析占优,高速虽可抑制偏析,却因气体聚并形成大气泡,反而通过尾涡夹带强化细颗粒上移,凸显了气固两相流体系中相互作用的非线性特征^[11-13]。

本研究旨在分析高钛渣在流态化过程中由于颗粒偏析行为带来的非均匀流动行为,研究以高钛渣和石油焦为原料,基于 Grace 和 Gupta 公式,结合高钛渣、石油焦和氯气基本物性参数,开展高钛渣初始流化速度和完全流化速度计算,然后结合数值模拟得到的云图,分析最佳表观操作气速,并在不同的完全流化速度修正系数下分析气固两相流特征;研究过程还分析了高钛渣沸腾氯化过程中偏析行为产生的原因,揭示高钛渣沸腾氯化过程中流态化的气泡行为特征。研究结果可为高钛渣沸腾氯化过程提高反应速率和操作稳定性提供参考。

1 高钛渣初始流化速度经验公式

从流化床底部吹入氯气,堆积于床层底部的静态高钛渣固体颗粒会随着吹入氯气的量、速度和时间等出现不同的流化现象。当氯气速度很低时,固体颗粒所受重力仍然大于其所受气体浮力,此时,固体颗粒在重力的作用下固定于床层,这称为固定床。当增加气体速度,使气体所受曳力与其重力相等时,此时为气固两相流的临界状态,使其达到流化态的最小吹入速度称为初始流化速度^[14,15]。继续增加氯气吹入速度,就会相继出现散式床和鼓泡床等,当气固两相流达到充分流化态,此时的气体的表观速度为完全流化速度^[16]。下文主要介绍采用 Grace 和 Gupta 公式计算高钛渣流态化初始流化速度和完全流化速度。

Grace 以气固两相流中颗粒运动特征和气固两相流交互机制为依据,提出了全颗粒雷诺数范围的初始流化速度经验公式^[17],见式(1)。

$$\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} = \left[C_1^2 + C_2 \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{2}} - C_1 \quad (1)$$

式中: $C_1 = 27.2$; $C_2 = 0.0408$; ρ_s 为固体颗粒的密度, kg/m^3 ; ρ_g 为气体的密度, kg/m^3 ; g 取 9.8 m/s^2 ; d_p 为颗粒的直径, m ; μ 为流化气体的黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; u_{mf} 为初始流化速度, m/s 。

Gupta 提出的多组分颗粒完全流化速度计算公式^[18,19],低雷诺数范围下的完全流化速度计算公式见式(2)。

$$\frac{1.75}{\phi_s \varepsilon_{if}^3} Re_{if}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{if})}{\phi_s^2 \varepsilon_{if}^3} Re_{if} = Ar \quad (2)$$

式中: ϕ_s 为颗粒球形度; ε_{if} 为完全流化空隙率; Re_{if} 为雷诺数; Ar 为阿基米德数。

2 高钛渣沸腾氯化数值模拟基本模型

高钛渣偏析行为数值模拟研究以欧拉双流体模型为框架,基于 Fluent 软件平台构建了高钛渣与石油焦混合固体颗粒在氯气中气固两相流的数学仿真系统。该研究通过建立气相与拟流体化固相的连续性方程及动量守恒方程,结合 Gidaspow 曳力模型描述气固相间动量交换。连续性方程精确描述相间质量传递规律,动量方程全面考虑相间作用力与体积力耦合效应,而 Gidaspow 模型则通过分段函数形式实现稀密相过渡区曳力系数的动态修正,为高钛渣氯化反应过程中颗粒偏析行为的数值预测奠定了理论基础。

2.1 欧拉双流体模型

欧拉双流体模型假设流化床中的固相和气相都具有流体的性质^[20,21]。欧拉双流体模型将气相和固相都看成连续的介质,本研究主要考虑的固相是高钛渣和石油焦,气相是氯气。Fluent 软件所使用的气固两相流连续性方程和动量方程见式(3)-(9)。

气相连续性方程

$$\frac{\partial(\alpha_g \rho_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) = 0 \quad (3)$$

固相连续性方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_{s1}\rho_{s1}) + \nabla \cdot (\varepsilon_{s1}\rho_{s1}\vec{u}_{s1}) = 0 \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_{s2}\rho_{s2}) + \nabla \cdot (\varepsilon_{s2}\rho_{s2}\vec{u}_{s2}) = 0 \quad (5)$$

动量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k\rho_k) + \nabla(\alpha_k\rho_k v_k) = 0 \quad (6)$$

气相动量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g\rho_g v_g) + \nabla(\alpha_g\rho_g v_g v_g) = -\alpha_g \nabla P + \nabla \bar{\tau}_g + \beta(v_s - v_g) + \alpha_g \rho_{gg} \quad (7)$$

固相动量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_{s1}\rho_{s1}\vec{u}_{s1}) + \nabla \cdot (\varepsilon_{s1}\rho_{s1}\vec{u}_{s1}\vec{u}_{s1}) = -\varepsilon_{s1}\nabla P_g - \nabla P_{s1} + \nabla \cdot \tau_{s1} + \varepsilon_{s1}\rho_{s1}g + \beta_{gs}(\vec{u}_g - \vec{u}_{s1}) \quad (8)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_{s2}\rho_{s2}\vec{u}_{s2}) + \nabla \cdot (\varepsilon_{s2}\rho_{s2}\vec{u}_{s2}\vec{u}_{s2}) = -\varepsilon_{s2}\nabla P_g - \nabla P_{s2} + \nabla \cdot \tau_{s2} + \varepsilon_{s2}\rho_{s2}g + \beta_{gs}(\vec{u}_g - \vec{u}_{s2}) \quad (9)$$

式中: α_k 为各相所占空间占整体体积的比例; ρ_k 为各相的密度, kg/m^3 ; v_k 为各相的速度,单位为 m/s ; $\bar{\tau}_g$ 为气相的黏性应力张量, $\text{kg/(m}\cdot\text{s)}$; $\bar{\tau}_s$ 为固相黏性应力张量, $\text{kg/(m}\cdot\text{s)}$; t 为时间, s ; β 为气固两相的动量交换系数;下标s1表示高钛渣,下标s2表示石油焦。

2.2 曳力模型

曳力其实就是流体对有相对运动速度的固体施加的力,这个力和固体的相对流动速度的方向相反,可以理解为相对运动阻力。在流化床中,固体受到的力为最主要的力,所以曳力对气泡行为的数值模拟起着十分关键的作用,能够很大程度影响数值模拟。因此选择合适的曳力模型很重要。气固相间的Gidaspow曳力模型^[22],其适用的颗粒的体积分数范围为0.01~0.7,本次实验使用的体积分数为0.60。因此,本文采用Gidaspow曳力模型。

Gidaspow曳力模型的主要方程见式(10)(11)。

$$\beta = 150 \frac{(1 - \varepsilon_g)^2 u_g}{\varepsilon_g (d_p \varphi_p)^2} + 1.75 \frac{\rho_g (1 - \varepsilon_g) |\vec{u}_g - \vec{u}_p|}{d_p \varphi_p} (\varepsilon_g < 0.8) \quad (10)$$

$$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_g (1 - \varepsilon_g) |\vec{u}_g - \vec{u}_p|}{d_p \varphi_p} \varepsilon_g - 2.65 (\varepsilon_g > 0.8) \quad (11)$$

其中,曳力系数 C_D 表示为式(12)。

$$\begin{cases} \frac{24}{Re_p} [1 + 0.15(\varepsilon_g Re_p)^{0.675}] (Re_p < 1000) \\ 0.44 (Re_p \geq 1000) \end{cases} \quad (12)$$

式中: ε 床层空隙率; ρ 为密度, kg/m^3 ; u 为速度, m/s ; t 为时间, s ; P 为压力, Pa ; B 为气固相间曳力, N ; φ 为高钛渣颗粒的球形度; d 为颗粒粒径, m ; Re 为颗粒雷诺数; C_D 为曳力系数;下标P和g分别表示固相和气相。

2.3 几何模型和边界条件

数值计算首先利用Gambit软件按照几何模型的结构尺寸建立流化床几何模型,设定几何的边界条件和划分网格(图1)。采用二维分布板流化床模型进行求解,流化床高0.6 m、宽0.2 m,静床高0.24 m。

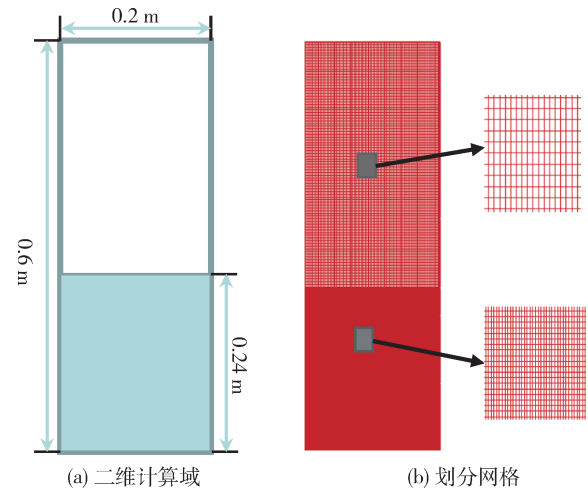


图1 几何模型

Fig. 1 Geometric model

数学模型求解采用Fluent 6.3.26计算流体力学软件包进行,即综合求解式(1)~(14),其中欧拉双流体模型和Gidaspow曳力模型为Fluent软件自带模型。整个模拟采用非稳态求解,具体求解方法为Simple算法,湍流模型选择RNG $k-\varepsilon$ 。在壁面处,气-固两相流采用无滑移边界条件。计算时,连续性方程及X、Y方向动量方程的残差精度为 1×10^{-5} 。高钛渣沸腾氯化过程数值模拟的详细参数见表1。

结合表1所示高钛渣沸腾氯化数值计算的详细边界条件和模拟参数为依据,采用式(1)(2)对高钛渣沸腾氯化过程的初始流化速度和完全流化速度进行计算,结果见表2。基于表2的临界流化速度开展高钛渣沸腾氯化反应体系的气固两相流数值仿真研究,对比分析不同流化速度对模拟结果的影响,为后续工艺优化提供理论依据。

表 1 边界条件及模拟参数

Table 1 Boundary conditions and simulation parameters

边界条件及模拟参数	高钛渣密度/ ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	高钛渣 直径/m	初始体 积分	氯气密度/ ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	初始静 床高/m	床层空隙率	曳力模型
数值	3 500	2.86×10^{-4}	0.60	2.95	0.24	0.4	Gidaspow
边界条件及模拟参数	湍流模型	求解算法	内摩擦角/($^{\circ}$)	时间步长/s	时间步数	收敛标准	网格数目
数值	RNG k- ε	Simple	30	10^{-5}	2 000 000	0.000 1	15 000

表 2 不同经验公式计算的高钛渣初始流化速度及完全流化速度

Table 2 Initial fluidization velocity of high titanium slag calculated by different empirical formulas m/s

经验计算公式	Grace 公式 (初始流化速度)	Gupta 公式 (完全流化速度)
计算值	0.111	0.157

3 结果分析与讨论

为验证式(1)(2)对高钛渣沸腾氯化过程中气固两相流动力学特性的预测精度,通过与 B 类颗粒^[23](粒度:100~600 μm ,密度:1 400~4 000 kg/m^3)的典型流化特征进行对照,选出最契合高钛渣物理特性的流化速度计算经验公式,以此为基础实现对沸腾氯化临界速度的优化修正,从而为揭示该体系下气固两相流动机制提供理论支撑。

3.1 不同临界流化速度下高钛渣沸腾氯化数值模拟结果分析

在不同表观气速条件下,高钛渣-石油焦二元体系均呈现出偏析行为。随着流化时间的延长,高钛渣倾向于在床层底部积聚,石油焦则更易向床层顶部富集。B 类颗粒流化特征为:当氯气的表观操作气速达到高钛渣颗粒的初始流化速度时,在分布板位置会形成气泡。对比高钛渣颗粒分布云图与 B 类颗粒流动特征,发现基于 Grace 公式计算得到的初始流化速度符合 B 类颗粒的气固两相流特征。图 2 为 Grace 公式和 Gupta 公式计算结果下的表观操作气速云图。

颗粒密度差、粒径分布及粒径比是影响鼓泡流化床内颗粒偏析的关键因素,其混合特性与床内非均匀结构密切相关。仿真结果(图 2)表明,高钛渣始终向床层底部偏析,而石油焦向顶部富集,呈现显著的粒度分层现象。其机理在于:流化过程中,小颗粒受气泡尾涡裹挟作用随气泡上升至床层上

部,而大颗粒因重力主导难以被气流充分悬浮。当表观气速处于 B 类颗粒流化临界速度与 D 类颗粒沉降速度之间时,两类颗粒运动特性差异被放大——B 类颗粒维持流化状态,D 类颗粒则趋于沉降,在气泡尾涡剪切作用下形成分离。这种气固两相动力失衡导致颗粒偏析程度随流化时间延长不断加剧,最终形成稳定的粒度分层结构。

3.2 基于完全流化速度修正后的数值模拟结果分析

基于流化特性云图分析,当达到理论完全流化速度时,床内分布板上方仅初步形成稳定气泡相,但气泡运动速率较低,难以产生显著颗粒扰动效应。为确保高钛渣沸腾氯化过程数值模拟的准确性,本研究以完全流化速度为基准,选取其 1.2、1.4、1.6 和 1.8 倍作为氯气表观操作气速进行系统性数值计算,计算结果如图 3 所示。

图 3 结果说明,完全流化速度的修正系数显著影响高钛渣-石油焦体系的颗粒偏析特性。云图分析显示,高钛渣在低修正系数下优先向床层底部聚集,其底部浓度随修正系数增大及表观气速提升呈梯度递减,表明气速增强可有效抑制高钛渣沉降偏析。该抑制效应源于湍流混合作用的强化,促使颗粒间动力学差异减弱,最终实现均匀流态化。仿真结果表明,高钛渣-石油焦体系在流态化过程中呈现显著偏析特征:高钛渣在初始阶段优先向床层两侧输运,随流化强度提升逐渐向底部及中部迁移;石油焦则因气固曳力作用向顶部富集,中部颗粒通过对流扩散至两侧及顶部,稳定阶段受气泡尾涡夹带作用增加顶部富集。当表观气速超过修正完全流化速度时,偏析显著减少且抑制效果与气速呈强正相关;1.4 倍气速下出现抑制现象,1.6 倍和 1.8 倍气速时实现均匀混合。该过程伴随气泡生成位点向分布板靠近,表明可通过增强气速强化颗粒运动来增强混合状态,从而抑制分层结构形成。

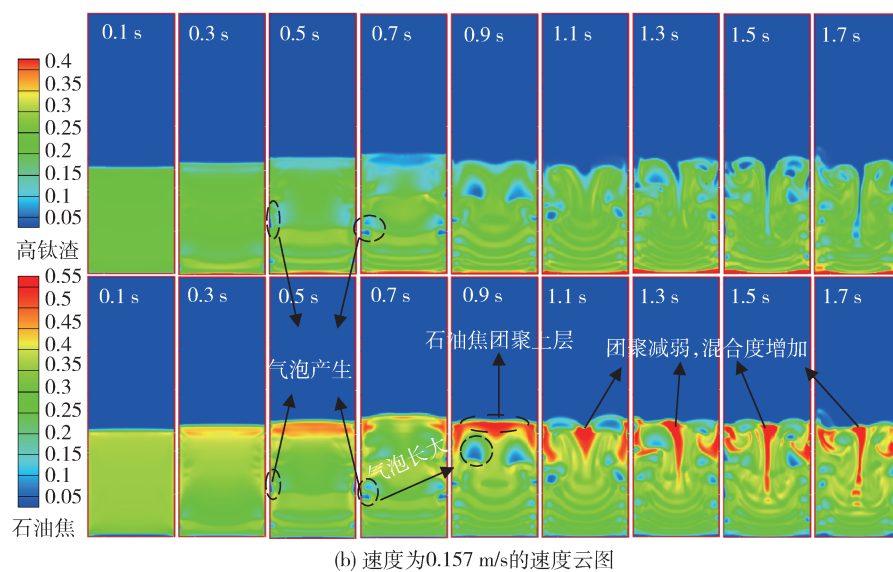
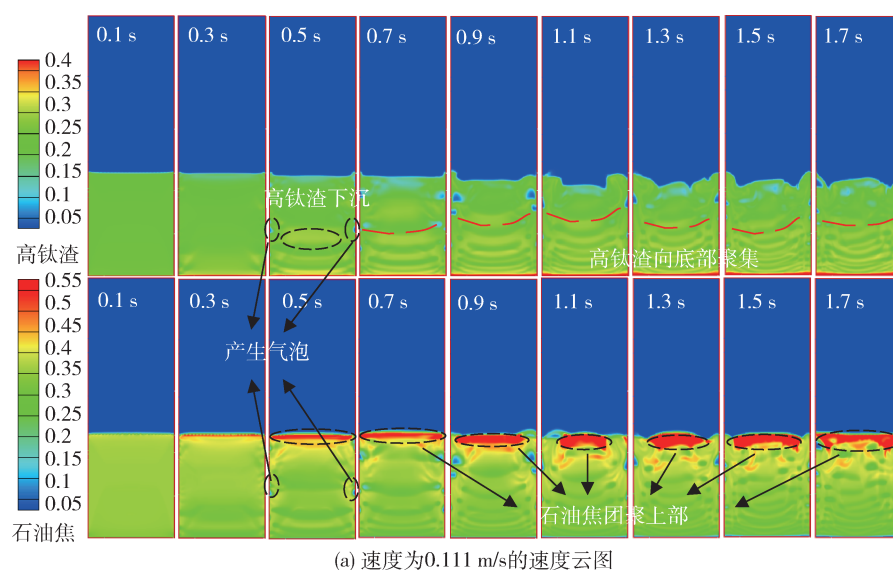
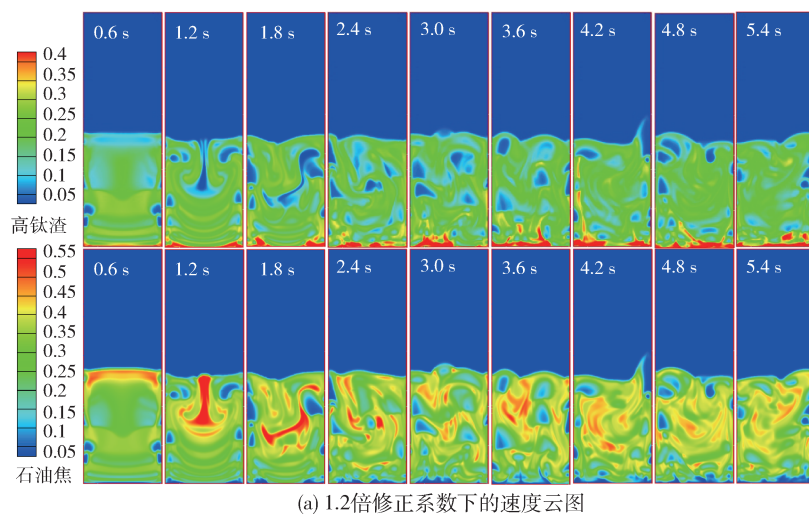


图2 不同表观操作气速云图

Fig. 2 Velocity contour maps at different superficial gas velocities



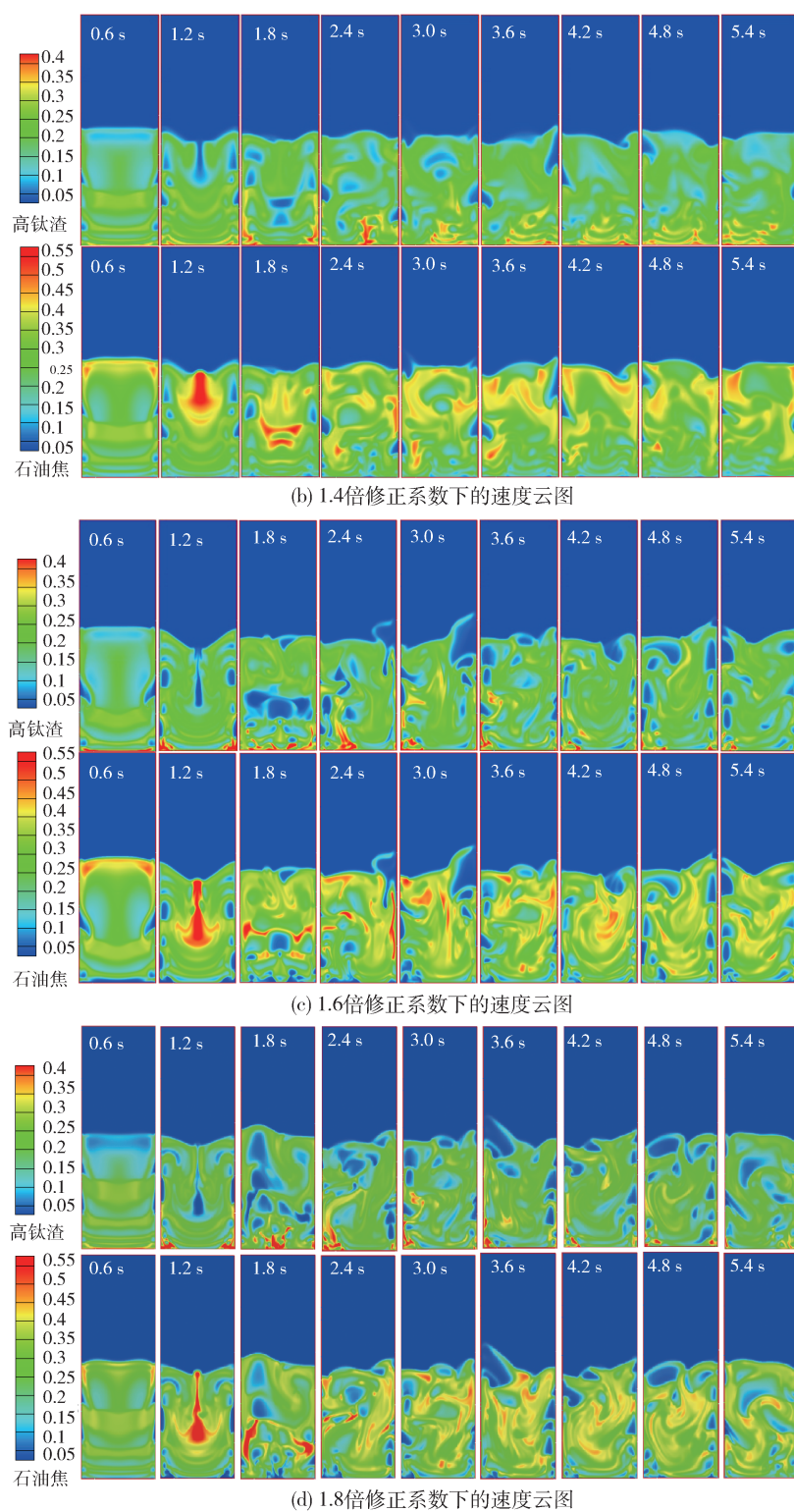


图3 完全流化速度不同修正系数下不同时间的速度云图

Fig. 3 Velocity contour maps at different times under different correction coefficients of complete fluidization velocity

3.3 不同床层高度下高钛渣与石油焦的体积分数分布

进一步探讨不同修正系数对床层内两种颗粒体积分数分布的影响,为优化流化床反应器内颗粒混合均匀性提供依据。

图4为完全流化速度1.2倍修正系数下的分析结果。图(a)–(c)分别为高钛渣在1 s、2 s和3 s时不同床层高度的体积分数分布,结果显示,高钛渣在1 s时,床层两侧的体积分数较低,随流化时间延长,不同床层高度处高钛渣的体积分数逐渐趋于均匀。

图(d)–(f)分别为石油焦在1 s、2 s和3 s时不同床层高度的体积分数分布,结果显示,石油焦在1 s时,床层中部的体积分数较低,随流化时间延长,不同床层高度处石油焦的体积分数逐渐趋于均匀。

图5为完全流化速度1.4倍修正系数下的分析结果。图(a)–(c)分别为高钛渣在1 s、2 s和3 s时不同床层高度的体积分数分布,结果显示,高钛渣在1 s时,床层两侧的体积分数较低,床层中部的体积分数在混合均匀值附近波动,随着流化时间的延长,在不同床层高度时,高钛渣的体积分数逐渐向

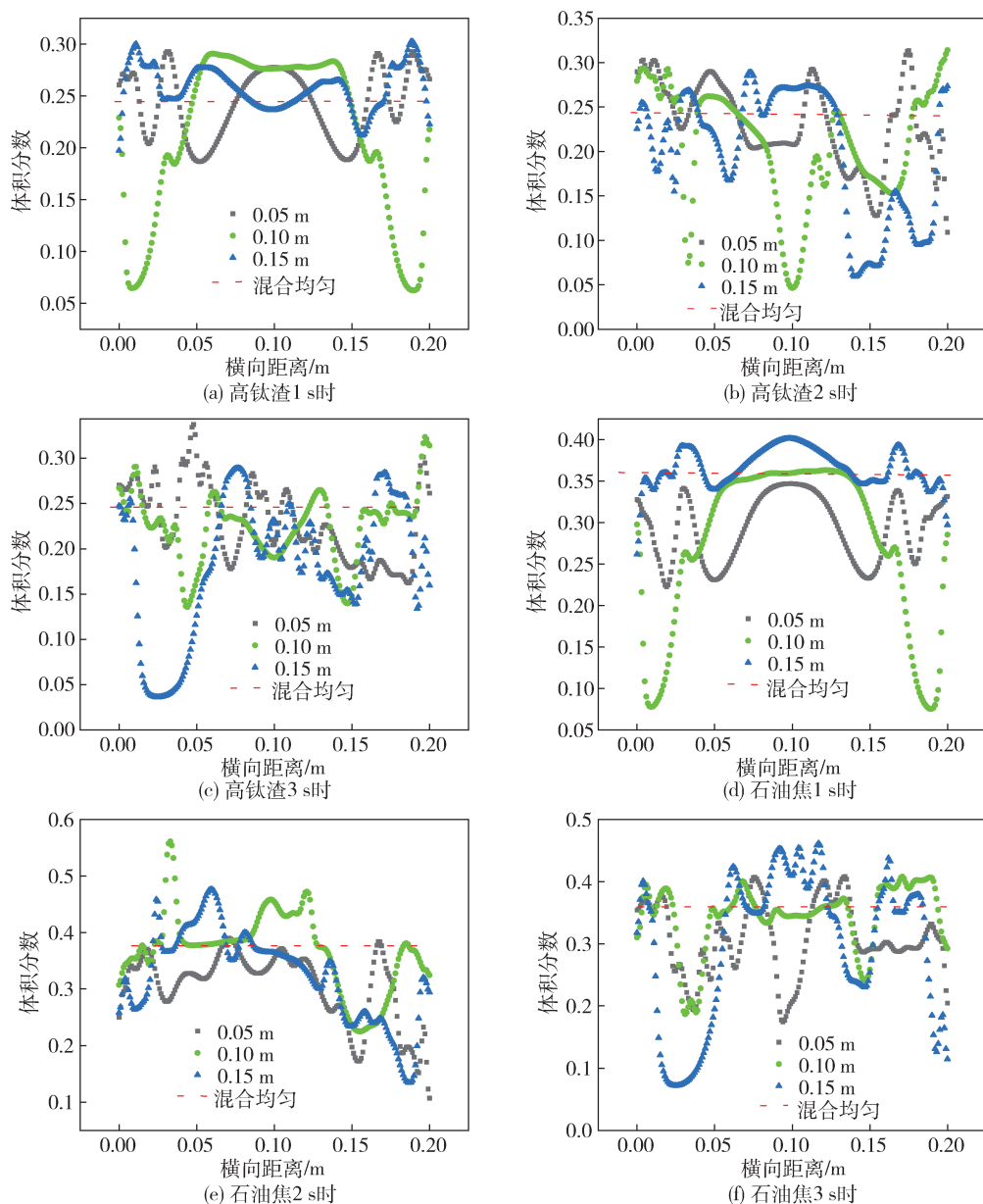


图4 两种颗粒在1.2倍修正系数下不同时间和床层高度的体积分数

Fig. 4 Volume fraction of two particles at different time and bed heights under a 1.2 times correction coefficient

混合均匀情况变化。图(d)–(f)分别为石油焦在1 s、2 s和3 s时不同床层高度的体积分数分布,结果显示,石油焦在1 s时,床层内三个位置的体积分数

都低于混合均匀时,说明石油焦在底部区域的含量减少,向床层上部迁移,随流化时间延长,不同床层高度处石油焦的体积分数逐渐趋于均匀。

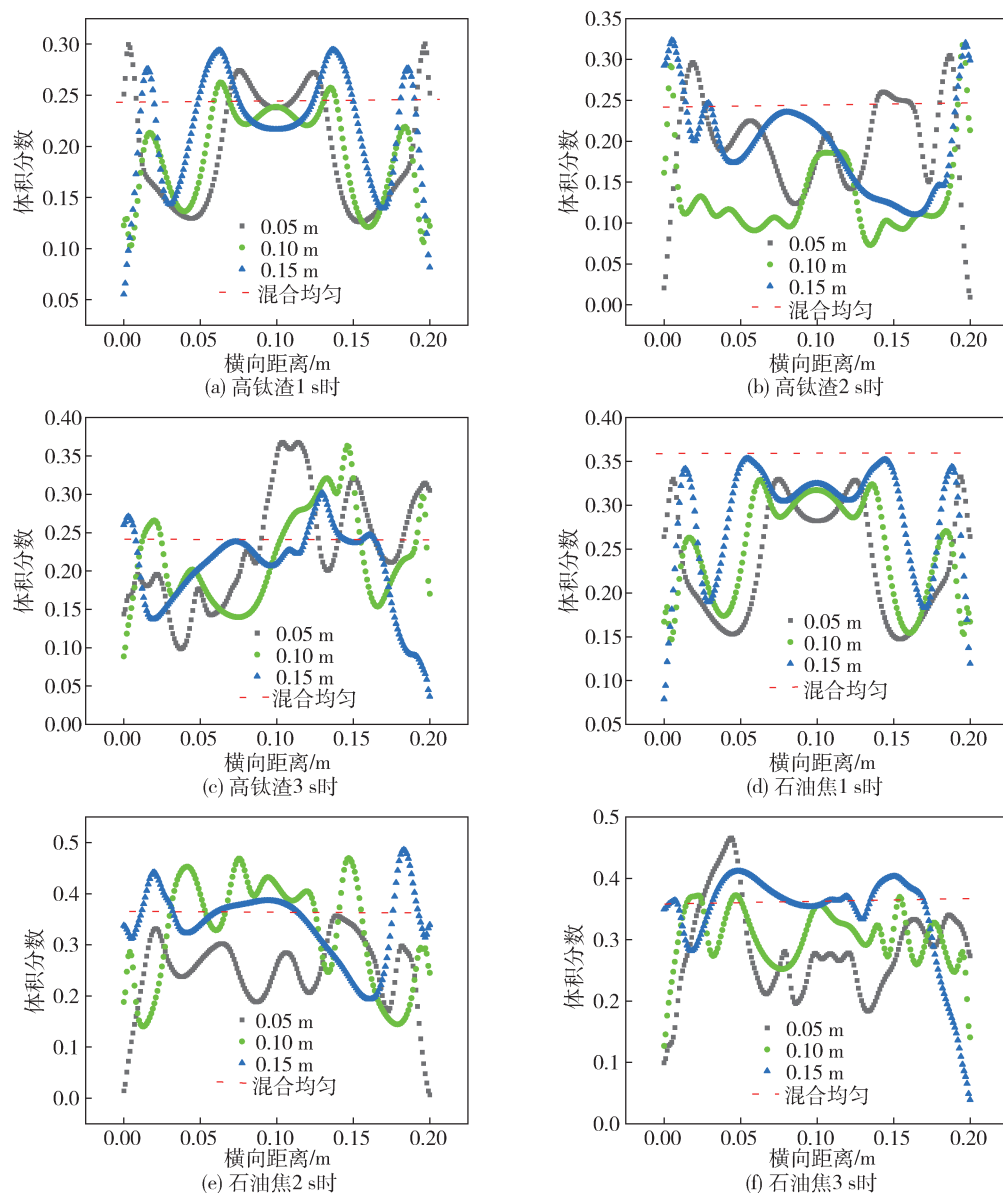


图5 两种颗粒在1.4倍修正系数下不同时间和床层高度的体积分数

Fig. 5 Volume fraction of two particles at different time and bed heights under a 1.4 times correction coefficient

图6为完全流化速度1.6倍修正系数下的分析结果。图(a)–(c)分别为高钛渣在1 s、2 s和3 s时不同床层高度的体积分数分布,结果显示,高钛渣在1 s时,床层高度0.1 m处的体积分数波动范围较大,但另外两个高度的体积分数在混合均匀值附近波动,随着流化时间的延长,在不同床层高度时,高钛渣的体积分数逐渐趋近于混合均匀状态。图

(d)–(f)分别为石油焦在1 s、2 s和3 s三个不同时间下的不同床层高度与体积分数分布情况图,结果显示,石油焦在1 s时,床层中部的体积分数较低,随着流化时间的延长,在不同床层高度时,石油焦的体积分数逐渐趋近于混合均匀状态。

仿真结果表明,延长流化时间可有效抑制高钛渣与石油焦的偏析行为;同期体积分数分布对比显

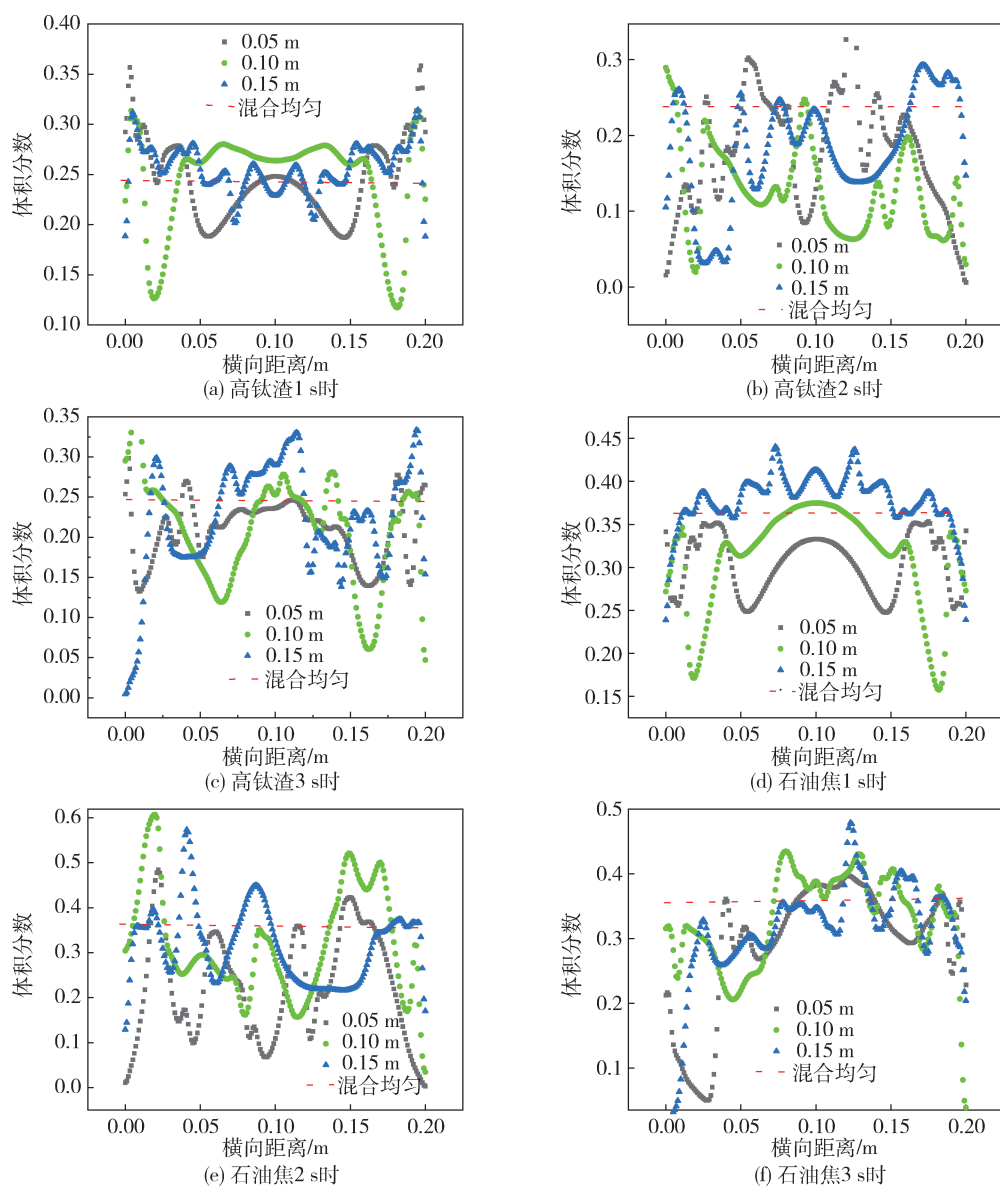


图6 两种颗粒在1.6倍修正系数下不同时间和床层高度的体积分数

Fig. 6 Volume fraction of two particles at different time and bed heights under a 1.6 times correction coefficient

示,当修正系数为1.6时,两种颗粒的体积分数趋同性最优,接近均匀混合状态,表明该修正系数对改善颗粒混合均匀性具有显著调控作用。

3.4 气泡的行为特征

仿真结果表明,气速递增诱导颗粒粒度偏析:细颗粒优先流化并富集于床层上部,粗颗粒滞后流化并沉积于底部,形成的分层结构显著改变了气泡生成机制。粒度偏析通过调控局部孔隙率分布与曳力传递特性,直接影响气泡的成核、聚并及破裂动力学。鉴于气泡行为主导偏析演化过程,本研究针对高钛渣颗粒体系,系统探究了气泡动力学特性

与颗粒偏析的耦合作用机制。

图7为完全流化速度1.6倍修正系数下第一个气泡的动力学特征。图(a)和(b)对比分析表明,高钛渣与石油焦体系均呈现气泡尾涡区(B点)压力峰值特征,其压力梯度非对称性驱动细颗粒优先卷入尾涡区形成偏析层,而粗颗粒因惯性沉降。图7(c)和(d)进一步揭示,两相体系气泡动力学存在显著差异:流化中后期高钛渣体系气泡当量直径大于石油焦体系,且石油焦颗粒间气泡上升速率更高,导致气固滑移速度增大。仿真结果观测表明,2.0~2.8 s内石油焦颗粒更易被气泡尾涡裹挟上升,而

高钛渣因粒径-密度耦合效应滞留床层底部,这种气固两相动量传递差异与局部压力场协同作用使得颗粒分层结构形成。值得注意的是,在2.0~

2.1 s及2.4~2.5 s时段,气泡上升速率短暂下降,主要原因是流场内存在周期性聚并-破裂动态平衡过程。

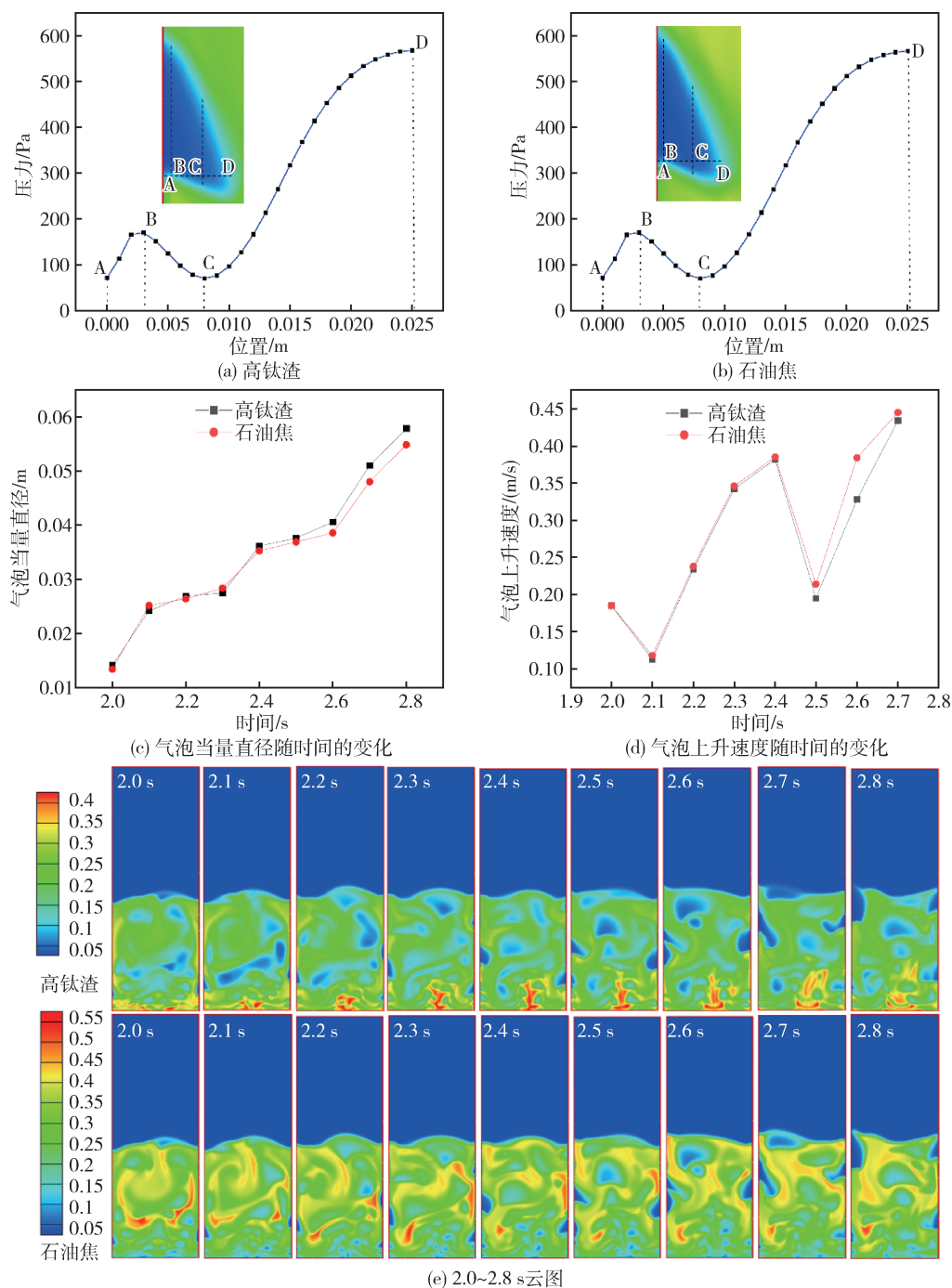


图7 1.6倍修正系数下第一个气泡的动力学特征

Fig. 7 Kinetic characteristics of the first bubble under a 1.6 times correction coefficient

图8为完全流化速度1.6倍修正系数下第二个气泡的动力学特征,在1.6倍完全流化速度下,高钛渣与石油焦体系呈现显著气固两相耦合特性。压

力分布图8(a)和(b)显示,气泡尾涡区(C点)压力峰值驱动细颗粒优先卷入尾涡区,而粗颗粒因惯性发生沉降,形成粒度偏析。气泡动力学对比(图8(c)

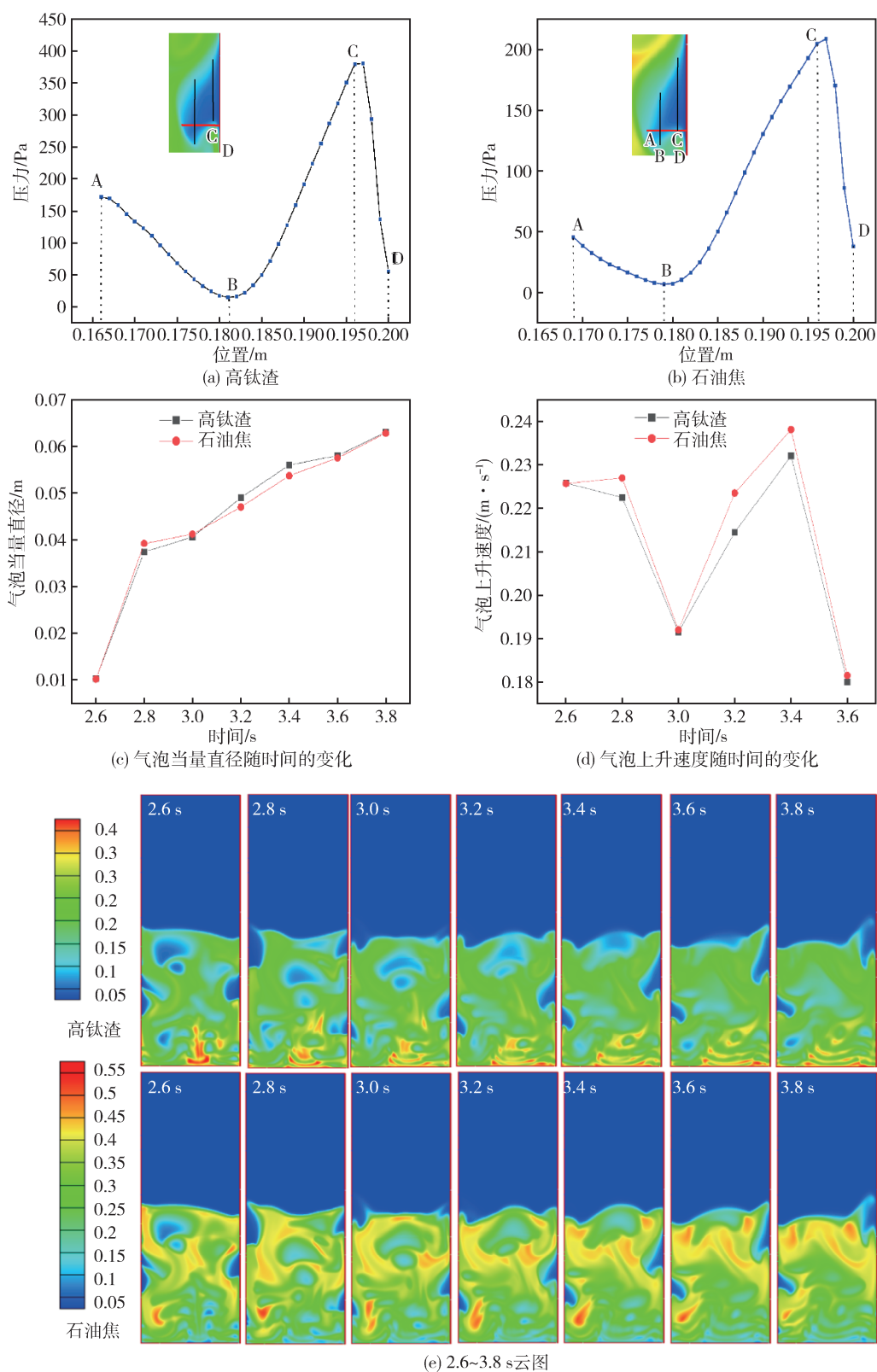


图8 1.6倍修正系数下第二个气泡的动力学特征

Fig. 8 Kinetic characteristics of the second bubble under a 1.6 times correction coefficient

和(d))揭示,两相体系气泡直径均随流化时间递增,但高钛渣体系气泡增大幅度更显著,且石油焦颗粒间气泡上升速率始终高于高钛渣体系,导致气固滑移速度差异。仿真结果观测证实,石油焦因其颗粒直径更小,更容易被气泡尾涡夹带,造成石油焦向床层上部迁移,而高钛渣则相反,滞留于床层底部。值得注意的是,在2.8~3.0 s及3.4~3.6 s时段气泡上升速率短暂下降,反映流场内存在气泡聚并-破裂动态平衡过程,进一步影响颗粒偏析演化路径。

4 结论

针对高钛渣沸腾氯化过程中的偏析现象,本研究以高钛渣和石油焦为原料,采用Grace公式和Gupta公式计算初始流化速度和完全流化速度,进行了数值模拟计算,并分析了不同完全流化速度修正系数下的速度云图、颗粒在不同高度的体积分数分布及气泡的动力学特征,得到以下主要结论。

1)高钛渣沸腾氯化过程中,氯气在流化床底部的分布板处形成乳相区,其向上运动过程中因颗粒体积分数降至0.15以下而形成气泡,气泡在上升过程中通过吸收周围气体持续增大,最终于床层顶部破裂,该过程受修正流化速度显著影响。

2)仿真结果验证了0.111~0.157 m/s范围内B类颗粒的流化特性,通过1.2~1.8倍完全流化速度的修正系数,发现1.6倍修正速度下高钛渣与石油焦偏析后混合均匀性最佳,确定其为最佳表观气速。

3)床层径向分析表明,完全流化阶段初期出现石油焦上移、高钛渣下沉的偏析,但随着流化时间(1.0~3.0 s)延长,颗粒体积分数梯度逐渐弱化,横向分布趋于均匀,证实湍流混合对偏析具有抑制作用。

4)气泡相行为是颗粒偏析的核心机制:高钛渣体系气泡直径大于石油焦体系,由于石油焦易被卷入气泡尾涡区,使上升速率更高,进而导致细颗粒富集于床层上部,粗颗粒沉积于底部,形成气固两相动量传递差异驱动的轴向分层结构。

[参考文献]

- [1] 黄宏继. 鼓泡流化床气固两相流化特性的实验研究[D]. 重庆:重庆大学,2018.
Huang H J. Experimental study on the fluidization characteristics of gas-solid two-phase in a bubbling fluidized bed [D]. Chongqing: Chongqing University, 2018.
- [2] 郝卫平. 鼓泡流化床内非均匀结构特性及其调控方法研究[D]. 重庆:重庆大学,2021.

- Hao W P. Study on the heterogeneous structural characteristics and control methods of bubbling fluidized beds [D]. Chongqing: Chongqing University, 2021.
- [3] 黄冈. 双组份鼓泡流化床中气泡行为的模拟研究[D]. 重庆:重庆大学,2017.
Huang G. Simulation study on bubble behavior in a binary-component bubbling fluidized bed [D]. Chongqing: Chongqing University, 2017.
- [4] Harrison D, Davidson J, Kock J. On the nature of aggregative and particulate fluidization [J]. Transactions of the Institution of Chemical Engineers, 1961, 39(2): 202-211.
- [5] Maio F P D, Renzo A D, Vivacqua V. Extension and validation of the particle segregation model for bubbling gas-fluidized beds of binary mixtures [J]. Chemical Engineering Science, 2013, 97 (68): 139-151.
- [6] Gibilaro L G, Rowe P N. A model for a segregation gas fluidized bed [J]. Chemical Engineering Science, 1974, 29(3): 1403-1412.
- [7] 刘娟, 叶恩东. 攀枝花低品位钛精矿流态化焙烧制备高性能焊材用人造金红石 [J]. 中国有色冶金, 2026, 55(2): 108-117.
Liu Juan, Ye Endong. Preparation of high-performance artificial rutile for welding materials by fluidized bed roasting of Panzhihua low-grade titanium concentrate [J]. China Nonferrous Metallurgy, 2026, 55(2): 108-117.
- [8] 张博群, 李政权, 赖莉莹, 等. 立式搅拌釜中固-液混合特性模拟研究 [J]. 中国有色冶金, 2024, 53(5): 111-122.
Zhang Boqun, Li Zhengquan, Lai Liying, et al. Simulation of solid-liquid mixing characteristics in vertical stirred tank [J]. China Nonferrous Metallurgy, 2024, 53(5): 111-122.
- [9] Mostafazadeh M, Rahimzadeh H, Hamzei M. Numerical analysis of the mixing process in a gas-solid fluidized bed reactor [J]. Powder Technology, 2013, 239(93): 422-433.
- [10] Fu Z, Zhu J, Barghi S, et al. Mixing and segregation behavior in an air dense medium fluidized bed with binary mixtures for dry coal beneficiation [J]. Powder Technology, 2020, 371 (135): 161-169.
- [11] Jang H T, Park T S, Cha W S. Mixing-segregation phenomena of binary system in a fluidized bed [J]. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 2010, 16(3): 390-394.
- [12] Munck M J A, Dullemond M, Peters E, et al. Experimental gas-fluidized bed drying study on the segregation and mixing dynamics for binary and ternary solids [J]. Chemical Engineering Journal, 2023, 465(74): 142756.
- [13] Yang W C, Kealrns D L. Rate of particle separation in a gas fluidized bed [J]. Ind. Eng. Chem. Fundam, 1982, 21(6): 228-235.
- [14] Rasul M G, Rudolph V, Carsky M. Segregation potential in binary gas fluidized beds [J]. Powder Technology, 1999, 103

- (32):175-181.
- [15] Turrado S, Fernandez J R, Abanades J C. Determination of the solid concentration in a binary mixture from pressure drop measurements [J]. Powder Technology, 2018, 338 (23): 608-613.
- [16] Peng Z, Alghamdi Y A, Moghtaderi B, et al. CFD-DEM investigation of transition from segregation to mixing of binary solids in gas fluidized beds [J]. Advanced Powder Technology, 2016, 27(6):2342-2353.
- [17] Grace J R, Taghipour F. Verification and validation of CFD models and dynamic similarity for fluidized beds [J]. Powder Technology, 2004, 139(2): 99-110.
- [18] Ergun S. Fluid flow through packed columns [J]. Chemical Engineering Progress, 1952, 48(2): 89.
- [19] Wen C Y, Yu Y H. A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity [J]. Aiche Journal, 1966, 12 (3): 610-612.
- [20] 尹阳, 孟晨, 王鸿运, 等. 旋风反应器的流场模拟与优化研究[J]. 中国有色冶金, 2026, 55(1): 100-112.
- Ying Yang, Meng Chen, Wang Hongyun, et al. Research on flow field simulation and optimization of cyclone reactor [J]. China Nonferrous Metallurgy, 2026, 55(1): 100-112.
- [21] 李凯旋, 李政权, 张博群, 等. 基于CFD-PBM耦合模型的搅拌槽中气体分散特性研究[J]. 中国有色冶金, 2026, 55(1): 113-124.
- Li Kaixuan, Li Zhengquan, Zhang Boqun, et al. Research on gas dispersion characteristics in stirred tanks based on CFD-PBM coupled model [J]. China Nonferrous Metallurgy, 2026, 55(1):113-124.
- [22] 朱奎松, 蒲韵竹, 曹丽, 等. 基于数值计算预测钛渣分阶段氯化速度和气固两相流特征[J]. 昆明理工大学学报(自然科学版), 2025, 50(5):162-171, 230.
- Zhu Kuisong, Pu Yunzhu, Cao Li, et al. Predicting the Staged Fluidization Chlorination Velocity of Titanium Slag and Gas-Solid Two-Phase Flow Characteristics Based on Numerical Calculations [J]. Journal of Kunming University of Science and Technology (Natural Science Edition), 2025, 50 (5): 162-171, 230.
- [23] Geldart D, Types of gas fluidization [J]. Powder Technol., 1973, 7(5) 285-292.

Segregation behavior of high-titanium slag during boiling chlorination process

Cao Li^{1,2}, Pu Yunzhu¹, Zhu Kuisong^{1,2}, Tang Hang¹, Wang Jun³, Zhao Yingtao³, Sun Changqing³

(1. Vanadium and Titanium College of Panzhihua University, Panzhihua 617000, China;

2. Vanadium and Titanium Critical Strategic Materials Key Laboratory of Sichuan Province, Panzhihua 617000, China;

3. Public Experimental Center of Panzhihua University, Panzhihua 61700, China)

Abstract: In the boiling chlorination process of high titanium slag, segregation behavior of high titanium slag and petroleum coke is prone to occur, affecting the mass and heat transfer of the boiling chlorination process and the reaction rate. To address this issue, this study uses high titanium slag and petroleum coke as raw materials, with chlorine gas as the fluidization medium. The Grace formula and Gupta formula are employed to calculate the initial fluidization velocity and the complete fluidization velocity, respectively. Based on the Eulerian two-fluid model and the drag force model, numerical simulations are performed, and the velocity contours under different correction factors for the complete fluidization velocity, the volume fraction distribution of particles at different heights, and the dynamic characteristics of bubbles are analyzed. The following main conclusions are obtained. The calculated complete fluidization velocity is 0.157 m/s. The simulation results indicate that at this velocity, only a stable bubble phase is initially formed above the distributor plate within the bed, making it difficult to generate significant particle disturbance effects. A uniform mixing can be achieved at a gas velocity corresponding to a correction factor of 1.6 times. Radial analysis of the bed shows that as the fluidization time (1.0~3.0 s) increases, the gradient of particle volume fraction gradually weakens, and the lateral distribution tends to become uniform, confirming that turbulent mixing has an inhibitory effect on segregation. Bubble behavior is the root cause of segregation. During the rise of bubbles, petroleum coke is entrained and carried to the bed surface, leading to the segregation of high titanium slag towards the bottom and petroleum coke towards the top during the boiling chlorination process. The results of this study can provide a theoretical basis and technical reference for improving the reaction rate and operational stability of the boiling chlorination process of high titanium slag.

Key words: high-titanium slag; binary-component particles; bubbling fluidized bed; segregation behavior; gas-solid two-phase flow