

钙化渣碳化反应器的数值模拟

张子木¹, 刘 燕², 章 俊³, 王 颖²

(1. 东北大学 轧制技术及连轧自动化国家重点实验室, 辽宁 沈阳 110819;

2. 东北大学 多金属共生矿生态化利用教育部重点实验室, 辽宁 沈阳 110819; 3. 北京矿冶研究总院, 北京 100160)

摘 要: 针对低品位铝土矿在工业中利用率不高、赤泥中高碱高铝等问题,提出了钙化-碳化法处理低品位铝土矿和赤泥的新方法. 设计了文丘里式钙化渣碳化反应器,利用商用 CFD 软件 ANSYS13.0/Fluent 对该反应器中气液固三相流动进行了模拟计算. 模拟和研究了表观气速等结构参数对钙化渣碳化反应器内速度场、气含率的影响,发现增大表观气速有利于促进气液间传质和反应,但气含率不宜过大. 平均气含率的模拟值与实测值吻合良好,验证了所提方法的有效性. 研究结果对钙化渣碳化反应器的设计及应用具有一定的参考价值.

关 键 词: 钙化-碳化法;钙化渣碳化反应器;数值模拟;速度场;气含率

中图分类号: TQ 027.3

文献标志码: A

文章编号: 1005-3026(2014)10-1452-04

Numerical Simulation of Carbonation Reactor for Calcified Residues

ZHANG Zi-mu¹, LIU Yan², ZHANG Jun³, WANG Ying²

(1. State Key Laboratory of Rolling and Automation, Northeastern University, Shenyang 110819, China; 2. Key Laboratory of Ecological Utilization of Multi-metal Intergrown Ores of Ministry of Education, Northeastern University, Shenyang 110819, China; 3. Beijing General Research Institute of Mining and Metallurgy, Beijing 100160, China. Corresponding author: LIU Yan, E-mail: shanqibao2000@163.com)

Abstract: Aiming at the problem of the low utilization of low-grade bauxite in industry and that of the high-alkali and high-aluminum contents in red mud, a new method of calcification-carbonation was proposed to process low-grade bauxite and red mud. A venturi carbonation reactor for calcified residues was designed, and the dynamic characteristics of gas-liquid-solid three-phase flow in the reactor were simulated by using ANSYS13.0/Fluent. The effect of operation parameters such as superficial gas velocity on velocity field and gas holdup in the reactor was simulated and investigated. It shows that high gas velocity benefits gas-liquid mass transfer and reaction, but the gas holdup should not be too large. The simulation results of average gas holdup agree well with the measured ones, thus the effectiveness of the method is verified. The results have a certain reference value for the design and application of venturi carbonation reactor.

Key words: calcification-carbonation; carbonation reactor for calcified residues; numerical simulation; velocity field; gas holdup

张延安等经多年研究提出了碳化法处理低品位铝土矿(赤泥)及其他含铝原料的新方法,即首先通过钙化处理将铝土矿或赤泥中的硅全部转化为钙铝硅化合物即水化石榴石^[1-2]. 使用 CO₂ 对水化石榴石进行碳化处理,得到主要组成为硅酸

钙、碳酸钙及氢氧化铝的混合物,再通过低温溶铝即可得到主要成分为硅酸钙和碳酸钙的新型结构赤泥,可直接用于水泥工业实现铝土矿资源的循环.

目前,该技术已申请两项国家发明专利^[1-2]:

基于钙化-碳化转型生产氧化铝的方法及一种消纳拜耳法处理赤泥的方法. 沈阳铝镁设计研究院对该技术的经济效益进行了评价,结果表明:使用该技术在生产过程中的经济效益良好,尤其在处理低铝硅比原料(赤泥)时的经济效益明显好于国内同类技术^[3-8],且仅需在现有的氧化铝生产中添加碳化过程核心装备就可进行生产,推广前景广阔.

尽管该技术有上述的优势,但要实现低品位铝土矿新方法的突破,必须系统深入地研究低品位铝土矿钙化溶出过程和钙化渣碳化过程这两个关键技术环节. 本课题就是围绕新方法的第二个关键技术环节——钙化转型渣碳化过程,开展创新性的研究,探索钙化转型渣碳化过程多相反应规律. 钙化转型渣碳化过程涉及气液固三相,属于复杂的三相浆态床体系. 本课题就是围绕钙化渣碳化过程开展创新性的研究,研究气液固三相混合效果,探索钙化渣碳化反应器内流场变化规律. 利用数值模拟的方法,运用商用 CFD 软件 ANSYS13.0/Fluent 系统地研究钙化渣碳化过程中气液固三相混合的影响因素及其相互作用规律,为碳化法处理低品位铝土矿(赤泥)及其他含铝原料的新方法提供理论和实验依据.

1 数学模拟方法

1.1 数学模型

本文采用欧拉三相模型模拟气液固间相互作用. 只考虑反应器内流体流动,不考虑能量传输,数学方程如下^[9-10].

1) 连续方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \mathbf{v}_q) = 0, q = g, l, s. \quad (1)$$

式中: α_q 为第 q 相体积分数; ρ_q 为第 q 相密度; \mathbf{v}_q 指第 q 相的速度.

2) 动量方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_{g,l} \rho_{g,l} \mathbf{v}_{g,l}) + \nabla \cdot (\alpha_{g,l} \rho_{g,l} \mathbf{v}_{g,l} \mathbf{v}_{g,l}) = -\alpha_{g,l} \nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_{g,l} + \alpha_{g,l} \rho_{g,l} \mathbf{g} + \sum \mathbf{F}_{g,l}. \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{v}_s \mathbf{v}_s) = -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_s + \alpha_s \rho_s \mathbf{g} + \sum \mathbf{F}_s, \quad (3)$$

$$\boldsymbol{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \mathbf{v}_q + \nabla \mathbf{v}_q^T) + \alpha_q (\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q) \nabla \cdot \mathbf{v}_q \mathbf{I}. \quad (4)$$

式中: p 为压力; \mathbf{g} 为重力; \mathbf{F}_q 为第 q 相所受外力; p_s 为固相压力; $\boldsymbol{\tau}_q$ 是第 q 相的压力应变张量.

选择标准 $k-\varepsilon$ 混合湍流模型 (mixture turbulence model) 对气液固三相湍流进行模拟.

1.2 几何模型

文丘里射流器采用河北三阳盛业玻璃钢有限公司生产的 ZSL(F) 型水力喷射器,尺寸见图 1. 其中喉口直径为 25 mm,进口直径为 38 mm,出口直径为 36 mm,气体进口直径为 20 mm,文丘里射流器与主反应器相连,主反应器由有机玻璃材质做成,其中内径为 240 mm,有效高度为 615 mm,溢流口直径 100 mm.

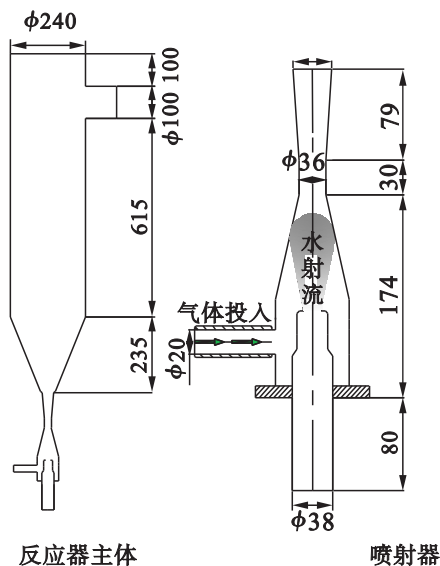


图 1 设备几何尺寸
Fig. 1 Geometric dimensions of reactor

1.3 物性参数

本文中固液两相流体均视为不可压缩流体,计算过程中不考虑能量传输,考虑外界气压 (101 325 Pa) 和重力的影响. 其他物性条件:空气密度为 1.225 kg/m³,黏度为 1.789 4 × 10⁻⁵ Pa·s;水密度为 1 000 kg/m³,黏度为 1.003 × 10⁻³ Pa·s;玻璃珠密度为 2 477 kg/m³,颗粒直径为 176 μm.

1.4 边界条件

速度入口 (velocity inlet) 作为气、液两相进口边界,充分发展的自由液面出口 (outflow) 作为流体出口边界. 壁面采用无滑移固体壁面.

2 结果与讨论

2.1 表观气速对速度场的影响

实验条件:表观液速为 5.47 m·s⁻¹,表观气速分别为 1.77,2.63,3.54,4.42,5.31,6.19 m·s⁻¹,气液固三相体系,液固质量比为 10:1.

图 2 为在不同表观气速下主剖面 ($x=0$ 平面) 上的液相速度分布图. 图 3 是中心轴线上液

相沿轴向的速度值. 横坐标为钙化渣碳化反应器的轴向位置, 纵坐标为竖直方向的气相或液相速度, 从图中可以看出, 通气之后液速明显增大, 这主要是因为通气使反应器中流体湍动加剧. 表观气速的增加, 增大反应器内的湍动能, 从而加快了液体流速. 从图中还可以看出, 速度峰值出现在文丘里喷射器的喉口处, 这是因为喉口处直径最小.

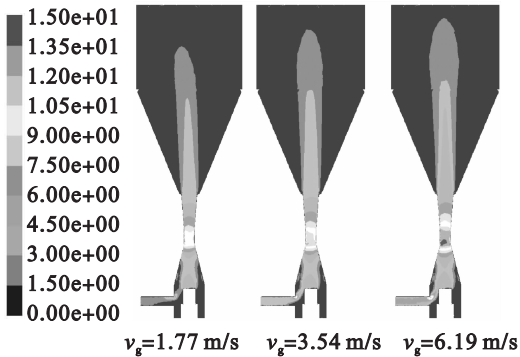


图 2 不同表观气速下液速分布

Fig. 2 Liquid velocity with different superficial air velocities

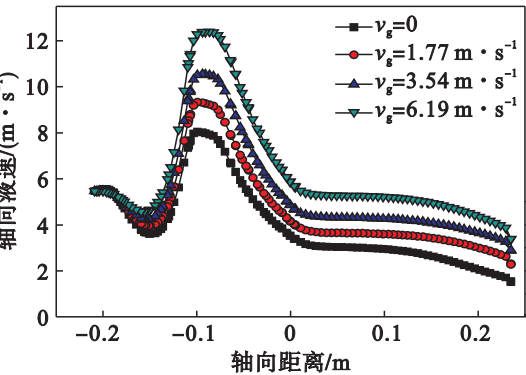


图 3 不同表观气速下轴向液速

Fig. 3 Axial liquid velocity at different superficial air velocities

图 4 是圆锥台与圆柱主反应器相交的界面 ($z=0.235\text{ m}$) 上液相沿径向的速度值, 横坐标为钙化渣碳化反应器的径向位置, 纵坐标为竖直方向的气相或液相速度. 从图中可以看出, 当气速增大时, 反应器内液体速度增加, 由于射流作用, 呈现气相和液相的速度在轴心附近达峰值、两侧较低的态势, 器壁附近出现速度为负值的现象. 这主要是因为重力沉降的作用下, 整个反应器中的流体呈现在床层中心向上、在边壁区向下的内循环流动. 这也是本反应器特有的介于传统流化床与输送床之间的内循环流化床.

综上, 当气速增大时, 反应器内湍流流动加剧, 器内进气量增加, 气液接触面积增大, 有利于促进气液间传质和反应.

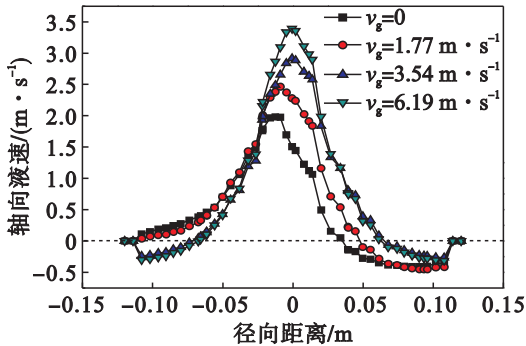


图 4 不同表观气速下径向液速

Fig. 4 Radial liquid velocity at different superficial air velocities

2.2 表观气速对气含率的影响

图 5 为在不同表观气速下 $x=0$ 平面上的气相分布图, 图 6 是其对应的局部气含率. 从图中可以看出, 钙化渣碳化反应器内气含率随着进气速度的增加单调递增. 这主要是因为进气面积一定的条件下, 增大进气速度, 进气量增加, 单位体积内的气泡数量增多, 所以平均和局部气含率增大.

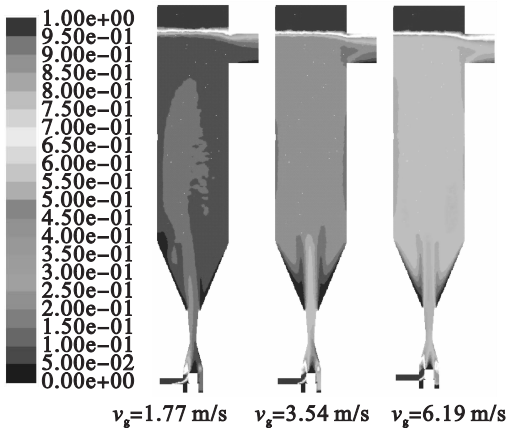


图 5 不同表观气速下气含率图

Fig. 5 Gas holdup with different superficial air velocities

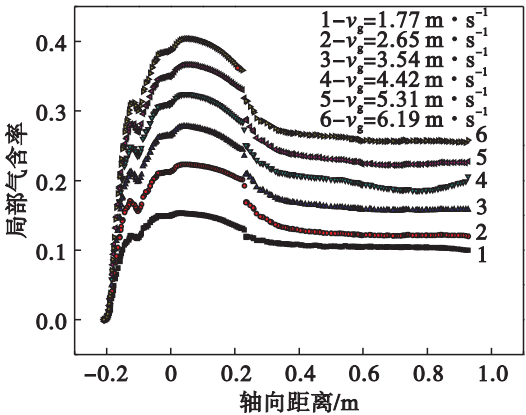


图 6 不同表观气速下局部气含率

Fig. 6 Local gas holdup with different superficial air velocities

从图中还可以看出,钙化渣碳化反应器中的气含率呈现均匀分布的态势,由此可见,本课题所采用的文丘里射流器对气泡的细化及分散有很好的效果,这也为将来要设计的高温高压反应器提供了有力的理论依据.但是,气含率的增大存在一个适宜的范围,有关研究表明流化床反应器内气含率不得大于 0.3,否则气液就会相互合并,以液体为连续相的分散型气液两相流就将被破坏^[11].

从图 6 中可以看出,钙化渣碳化反应器中的平均气含率没有超过 0.3,本研究范围内,平均气含率最大值为 0.26,因此该反应器中依然能保持稳定的以液相为连续相的气液两相流,进而保证固相也能同液相一起连续运动.

2.3 平均气含率实测值与模拟计算值的比较

图 7 比较了利用压差法得到的平均气含率实测值与利用 CFD 得到的平均气含率的模拟计算值.从图中可以看出,模拟计算值与实测值吻合良好,并且可以看到随表观气速的增加,平均气含率也相应增加,但是实验值呈现非线性增加,而数值模拟基本呈现线性增加.这是由于实验时,表观气速大,床层内湍动现象明显,实验过程中液面波动加剧,人为读取液面高度时产生了误差,进而导致实验值与模拟值有一定的差异.

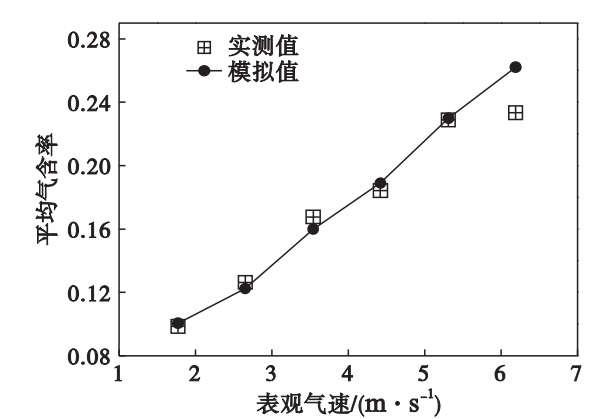


图 7 不同表观气速下平均气含率的实验值与模拟值的比较

Fig. 7 Comparison between experiment and CFD simulation results of average gas hold-up

尽管极个别实验结果与数值模拟结果存在一定的差异,但是从图 7 中可以看出,模拟预测的平均气含率与实验结果基本吻合,误差在允许的范围内.验证了采用 Eulerian 三相湍流模型模拟分析钙化渣碳化反应器内不同表观气速对平均气含率的影响是可行的,同时采用该模型模拟分析钙化渣碳化反应器内气液固三相流场也具有可信度.

3 结 论

- 1) 增大表观气速,反应器内湍流流动加剧,反应器内进气量增加,气液接触面积增大,有利于促进气液间传质和反应.
- 2) 局部气含率过大会导致气泡的聚并现象加剧,降低气液接触面积,不利于反应进行.本研究范围内,平均气含率最大值为 0.26,该反应器中依然能保持稳定的以液相为连续相的气液两相流.
- 3) 通过实验和模拟得到的反应器内平均气含率变化趋势一致,验证了本研究采用 Eulerian 三相湍流模型模拟分析钙化渣碳化反应器内不同表观气速对平均气含率的影响是正确的,同时利用该模型模拟分析钙化渣碳化反应器内气液固三相流场也是完全可行的.

参考文献:

[1] 张延安,吕国志,刘燕,等. 基于碳化-钙化转型生产氧化铝的方法:中国,201110275013. 6[P]. 2012-10-31.
(Zhang Ting-an, Lyu Guo-zhi, Liu Yan, et al. A method of producing Al₂O₃ based on carbonation-calcification transition; China, 201110275013. 6[P]. 2012-10-31.)

[2] 张延安,吕国志,刘燕,等. 一种消纳拜耳法赤泥的方法:中国,201110275030. X[P]. 2012-10-31.
(Zhang Ting-an, Lyu Guo-zhi, Liu Yan, et al. A method of disposing red mud from Bayer process; China, 201110275030. X[P]. 2012-10-31.)

[3] Li X B, Xiao W, Liu W, et al. Recovery of alumina and ferric oxide from Bayer red mud rich in iron by reduction sintering [J]. *Transactions of Nonferrous Metals Society of China*, 2009, 19(5): 1343-1347.

[4] Liu Z F. Outlook of Chinese bauxite resource [J]. *Light Metals*, 2001, 2: 4-9.

[5] Hu Y H. Progress in flotation de-silica [J]. *Transactions of Nonferrous Metals Society of China*, 2003, 13(3): 656-661.

[6] Paramguru R K, Rath P C, Misra V N. Trends in red mud utilization; a review [J]. *Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review*, 2005, 26(1): 1-29.

[7] Martchek K. Modeling more sustainable aluminium [J]. *International Journal of Life Cycle Assessment*, 2006, 11(1): 34-37.

[8] Mohammad Z, Esmaeil J, Mirsaleh M, et al. Mineralogical and sink-float studies of Jajarm low-grade bauxite [J]. *International Journal of Minerals, Metallurgy and Materials*, 2010, 17(3): 251-256.

[9] Panneerselvam R, Savithri S, Surender G D. CFD simulation of hydrodynamics of gas-liquid-solid fluidized bed reactor [J]. *Chemical Engineering Science*, 2009, 64(6): 1119-1135.

[10] Afsin G, Nurdil E. Hydrodynamic modeling of a circulating fluidized bed [J]. *Power Technology*, 2007, 17(2): 1-13.