

三级碳化反应器中的气泡行为研究

刘冠廷, 刘 燕, 张延安
(东北大学 冶金学院, 辽宁 沈阳 110819)

摘 要: 针对“钙化碳化法”处理低品位铝土矿及赤泥新方法的核心环节碳化过程,为实现碳化反应器内气泡微细化及均匀分布,提高碳化效率,提出了“三级错流文丘里式射流反应器”,并进行了冷态物理模拟研究,考察了反应器内的局部气含率和气泡上升速度。结果表明,气含率随表观气速的增大而增大,随表观液速的增大而减小,沿反应器轴向逐渐降低,后一级反应器的气含率大于前一级;气泡上升速度随表观气速和表观液速的增大而增大,沿反应器轴向逐渐降低,后一级反应器的气泡上升速度大于前一级,该结果为碳化反应器的设计和工业应用提供了依据。

关 键 词: 碳化;射流;气含率;气泡上升速度;物理模拟

中图分类号: TF 821 **文献标志码:** A **文章编号:** 1005-3026(2019)09-1252-05

Study on Bubble Behavior in a Three-Stage Carbonization Reactor

LIU Guan-ting, LIU Yan, ZHANG Ting-an

(School of Metallurgy, Northeastern University, Shenyang 110819, China. Corresponding author: LIU Yan, E-mail: liuyan@smm.neu.edu.cn)

Abstract: Aiming at the carbonization process of the calcification-carbonization method for low-graded bauxite and red mud, a “three-stage cross-flow Venturi jet reactor” was proposed to make bubble disintegrate and disperse uniformly and to improve carbonization rate. Physical simulation in carbonization reactor was also carried out. Local gas holdup and bubble rising velocity under different operating conditions were investigated. The results showed that the gas holdup increases with increase of the superficial gas velocity and decreased with increase of the superficial liquid velocity, while it also decreased along the axial direction of the reactor. The gas holdup in the latter stage of the reactor was higher than that in the former one. The bubble rising velocity increased with increase of the superficial gas velocity and superficial liquid velocity, and it decreased along the axial direction of the reactor. The bubble rising velocity in the latter stage of the reactor was higher than that in the former one. The results provide a theoretical and experimental basis to design the carbonization reactor and to guide its applications in industry.

Key words: carbonization; jet; gas holdup; bubble rising velocity; physical simulation

随着氧化铝工业的迅速发展,赤泥排放量日渐增多,赤泥的综合利用已成为全世界共同关注的一大问题^[1]。拜耳法生产氧化铝过程中,赤泥的平衡固相为水合硅铝酸盐,氧化硅含量的升高会导致 Al_2O_3 及苛碱的损失增加,其中氧化铝的损失量与氧化硅含量的理论比例约为 1:1,而实

际生产多大于 1:1 的比例关系,拜耳法生产 1t 氧化铝,将产生 0.6~2.5 t 含碱较高的赤泥,无法直接利用,大量赤泥的堆存带来了严重的环境危害。另外,我国铝土矿资源逐渐贫化,处理低铝硅比铝土矿生产氧化铝,其氧化铝溶出率低,经济效益较低,同时,生产过程产生的赤泥量也会随之

收稿日期: 2018-09-18

基金项目: 国家自然科学基金-云南联合重点基金资助项目(U1402271, U1760120);国家重点研发计划项目(2017YFC0210403-04, 2017YFC0210404);国家自然科学基金资助项目(51874078)。

作者简介: 刘冠廷(1990-),男,河南开封人,东北大学博士研究生;刘燕(1970-),女,湖南湘乡人,东北大学教授,博士生导师;张延安(1960-),男,河南周口人,东北大学教授,博士生导师。

升高^[2-4]。

为实现低成本、大规模利用赤泥及低品位铝土矿,东北大学经多年研究提出了钙化-碳化法处理低品位铝土矿(赤泥)生产氧化铝的新方法^[5-7]。该方法首先通过钙化过程将赤泥或铝土矿中的硅全部转化为水化石榴石,之后利用CO₂分解水化石榴石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,该新型结构赤泥理论上不含碱、不含铝,实现了赤泥的低成本大规模无害化处理。

碳化过程是该方法的关键环节,本文围绕该过程的反应工程学这一关键科学问题进行研究。为达到良好的气泡微细化及分布效果,强化碳化过程,在单级文丘里式反应器的基础上^[8],课题组设计并制作了“三级错流文丘里式射流反应器”。本文在空气-水体系下进行水模型实验研究,考察操作条件对反应器中的气泡行为的影响。碳化过程的气含率和气泡上升速度是重要的参数^[9-11],其对床层内的流型、气液接触面积、反应速率等其他流体力学参数有重要影响,是反应器设计必不可少的重要参数,也是表征气液固三相反应器流体力学的重要参数。利用气含率、表观气速和平均气泡直径,可求得气相平均停留时间和气液界面接触面积,得到了局部气含率和气泡上升速度的变化规律,可为低品位铝土矿及赤泥钙化-碳化新方法提供理论和实验依据。

1 实验部分

1.1 实验装置

根据几何相似和动力学相似^[12]建立水模型实验装置,实验装置示意图如图1所示。液体由储液罐经泵依次流经各级反应器,气体同时从各级反应器下部进入反应器内,在文丘里射流器的作用下,对液相进行充分搅拌并实现气液两相的充分接触。

1.2 测量方法

本文采用多通道电导探针对气泡行为进行测量,其通过测量气液混合物中电导率的变化进而反映出气相的变化过程,将电导率的变化转换为电信号,最终经过计算机的采集处理得到局部气含率和气泡上升速度等参数^[13-14]。

气含率的计算式为

$$\varepsilon = \sum t_i / t. \tag{1}$$

其中: t 为时间; t_i 为探针在第*i*个气泡中的时间。

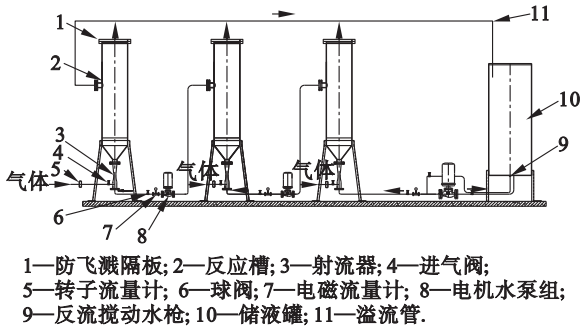


图1 实验装置图

Fig. 1 Schematic of experimental equipment

气泡速度 v 计算公式为

$$v = l / dt. \tag{2}$$

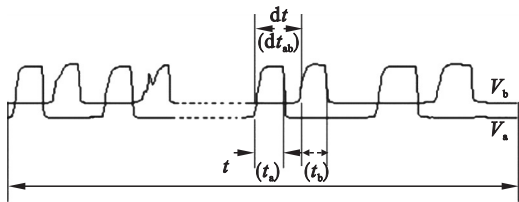


图2 电脑探针测量原理

Fig. 2 Measurement principle of conductivity probe

2 实验结果与讨论

2.1 气含率的研究

2.1.1 表观气速对气含率的影响

实验条件:表观液速 1.658 m/s,前两级表观气速 7.077 m·s⁻¹,测量第三级反应器中距反应器底部 50 cm 处气含率。

由图3可知,表观气速从 7.077 m·s⁻¹增加到 21.231 m·s⁻¹的过程中,气含率从 11.89% 增加到 22.33%,气含率随表观气速的变化呈线性增加趋势。

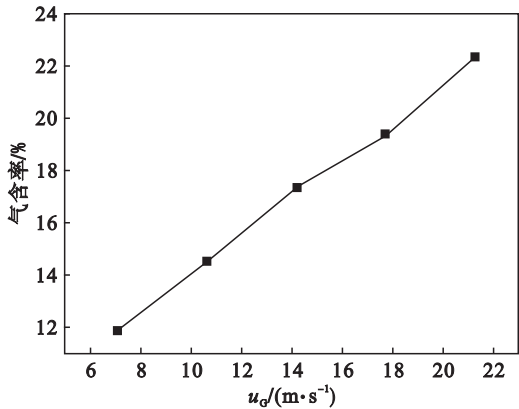


图3 不同表观气速下的气含率

Fig. 3 Gas holdup at different superficial gas velocities

由图 3 中曲线的变化趋势可知,在其他影响因素不变的情况下,增大表观气速会导致气含率增加.这是因为气体流量的增大会使气泡数量增多,同时气速的增大使流体的湍动程度加剧,气泡破碎的几率变大,导致气泡尺寸变小,气泡上升速度变慢,从而气泡的停留时间增加,气含率变大.

2.1.2 表观液速对气含率的影响

实验条件:前两级表观气速为 $7.077\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,第三级表观气速 $21.231\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 的条件下,测量第三级反应器中距反应器底部 50 cm 处气含率.

由图 4 可知,气含率随表观液速的增加而逐渐降低.在表观液速小于 $1.658\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时,气含率下降缓慢,由 25.456% 降至 22.326%;在表观液速大于 $1.658\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时,气含率迅速下降,由 22.326% 降至 17.520%.

随着表观液速的增加,一方面,流体的湍动程度加剧,大气泡破裂趋势增加,气泡直径减小,气泡上升速度减小,导致气含率增加;另一方面,在气体流量一定的情况下,表观液速的增大导致气体上升速度迅速增加,二者综合作用下,气含率呈逐渐下降趋势.

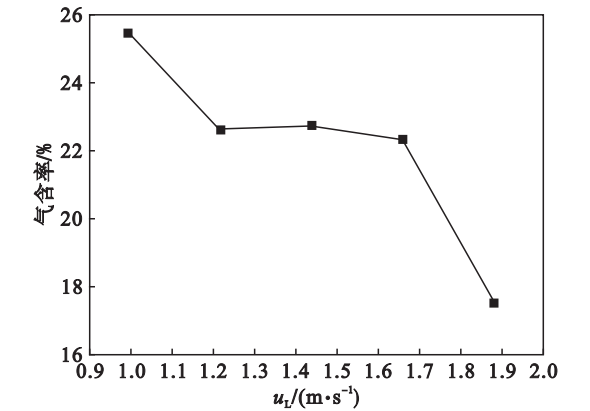


图 4 不同表观液速下的气含率

Fig. 4 Gas holdup at different superficial liquid velocities

2.1.3 气含率的轴向分布

实验条件:表观液速 $1.658\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,前两级表观气速 $7.077\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,在第三级表观气速为 $14.154, 21.231\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时,测量第三级反应器中不同轴向高度的气含率.由图 5 可以看出,气含率随反应器轴向高度的增加逐渐增大.

气体由射流口高速进入反应器内,在反应器内距底部较近的地方,气体上升速度较大,气含率较小;在距底部较远的地方,气泡直径较大,气泡上升速度的减小,导致气含率增大.

2.1.4 各级反应器的气含率

实验条件:表观气速 $7.077\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,表观液速

分别为 $1.216, 1.658\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 的条件下,测量各级反应器中的气含率.实验结果如图 6 所示.

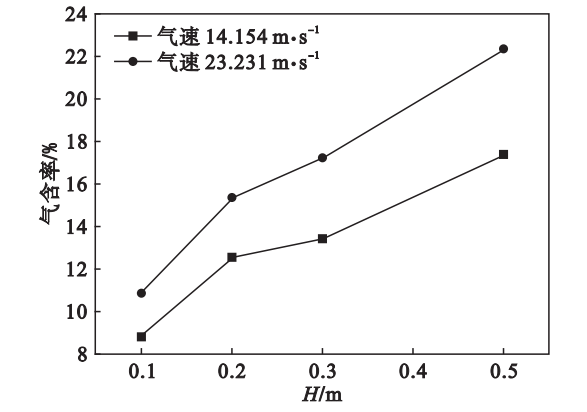


图 5 不同轴向位置的气含率

Fig. 5 Gas holdup in different axial position

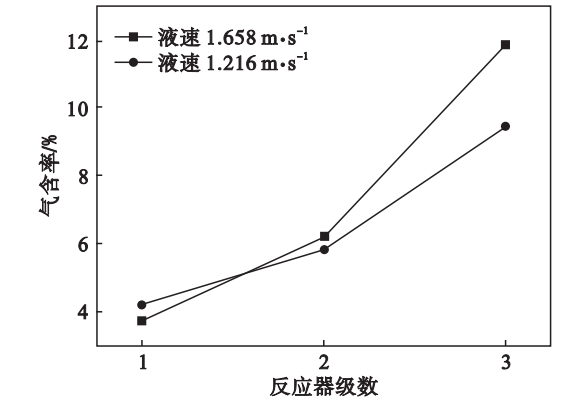


图 6 各级反应器中的气含率

Fig. 6 Gas holdup at different stage of the reactor

反应器中的气含率随反应器级数的增加逐渐增大.流体由第一级到第二级再到第三级,虽然气泡平均直径和气泡上升速度逐级递增,导致气含率减小,但随着流体的流动,前一级的气体会有一部分进入后一级反应器,进入反应器时的气体体积量逐级递增,最终导致总的气含率呈递增趋势.

2.2 气泡上升速度的研究

2.2.1 表观气速对气泡上升速度的影响

实验条件:表观液速 1.658 m/s ,前两级表观气速 $7.077\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,改变第三级反应器的表观气速,测量第三级反应器中距反应器底部 50 cm 处的气泡上升速度.

由图 7 可以看出,在表观气速小于 $17.693\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时,气泡上升速度呈线性增加,并在气速为 $17.693\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时达到最大值,为 $0.888\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,之后略有减小.

表观气速增加,气体进入反应器时的速度增大,在液体流量一定时,从入口处进入的气体体积量增加,气液混合体系的密度减小,整体上升速度增

加,气泡上升速度随之增加.当表观气速增加到一定值后,气体搅动作用加强,流体湍动剧烈,大气泡破裂的趋势逐渐增加,气泡直径减小,气泡上升过程受到的阻力增大,气泡上升速度略有减小.

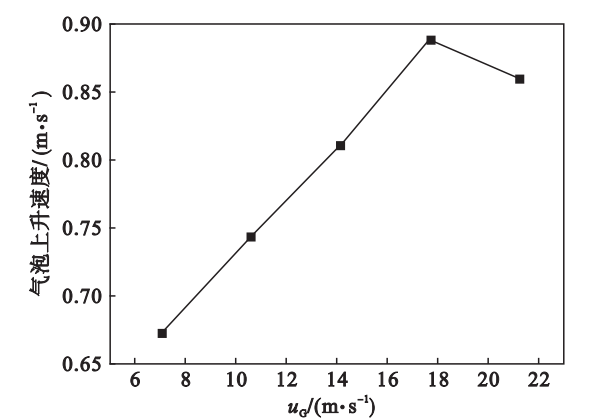


图7 不同表观气速下的气泡上升速度
Fig. 7 Bubble rising velocity at different superficial gas velocities

2.2.2 表观液速对气泡上升速度的影响

实验条件:前两级表观气速为 $7.077 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,第三级表观气速 $21.231 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的条件下,改变表观液速,测量第三级反应器中距反应器底部50 cm处的气泡上升速度.

由图8可以看出,在表观液速 $0.995 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时,气泡上升速度最小,为 $0.855 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,随表观液速的增加,气泡上升速度略有增加;表观液速在 $1.216 \sim 1.658 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时,气泡上升速度略有下降;表观液速大于 $1.658 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时,气泡上升速度迅速增大.

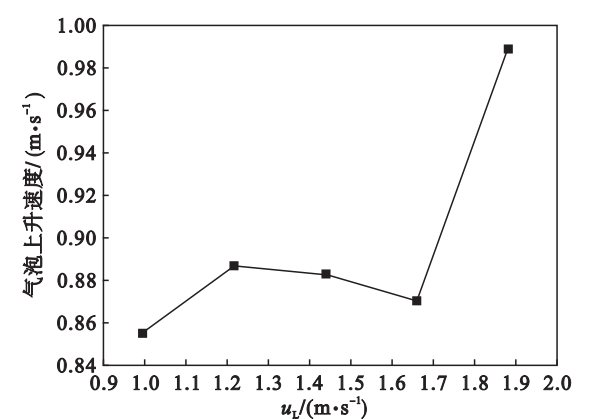


图8 不同表观液速下的气泡上升速度
Fig. 8 Bubble rising velocity at different superficial liquid velocities

表观液速增加,反应器中流体向上的速度增加,从而带动气泡向上运动,导致气泡上升速度增加,但表观液速增加,会使流体湍动加剧,气泡易破碎形成小气泡,导致气泡上升速度减小,在二者

的相互作用下,一定范围内,随表观气速的增加,气泡上升速度有小幅波动.在表观液速超过一定值后,流体向上运动速度的增加为主导因素,导致气泡上升速度迅速增加.

2.2.3 气泡上升速度的轴向分布

实验条件:表观液速 $1.658 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,前两级表观气速 $7.077 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,在第三级表观气速为 $14.154, 21.231 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时,测量第三级反应器中不同轴向高度的气泡上升速度.由图9可以看出,气泡上升速度随反应器轴向高度的增加逐渐减小.

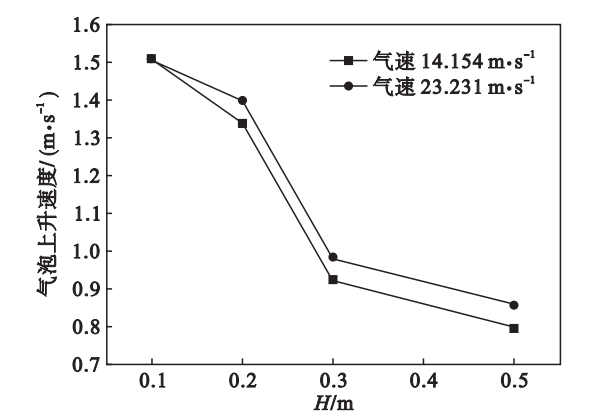


图9 气泡上升速度的轴向变化
Fig. 9 Bubble rising velocity in different axial position

气体由射流口进入反应器,在反应器内不断上升的过程中,由于其速度大于液体向上流动的速度,上升过程中会受到液体的阻力,从而导致越往上气泡上升速度越小.

2.2.4 各级反应器中的气泡上升速度

实验条件:表观气速为 $7.077 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,表观液速分别为 $1.216, 1.658 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的条件下,测量各级反应器中的气泡上升速度.由图10可以看出,反应器中的气泡上升速度第三级 > 第二级 > 第一级.

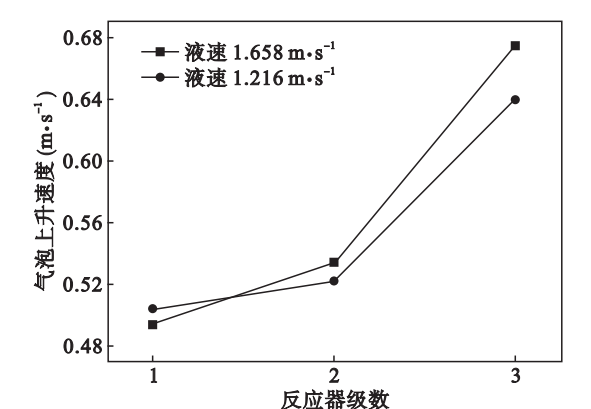


图10 各级反应器中的气泡上升速度
Fig. 10 Bubble rising velocity at different stage

因为液体由第一级到第二级再到第三级,所

以进入各级反应器的气体量第三级 > 第二级 > 第一级. 由于进入气体量的增加, 导致进入反应器时的流体密度减小, 在流量一定的情况下, 流体向上流动的速度增大, 气泡上升速度增加, 从而第三级气泡上升速度最大, 第一级气泡上升速度最小.

3 结 论

- 1) 气含率研究实验中, 在表观液速为 $1.658\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时, 增大表观气速, 气含率呈近似线性增加. 增大表观液速, 气含率逐渐减小, 在表观液速较大时, 下降较快. 不同级反应器中, 后一级的气含率大于前一级. 反应器内随轴向高度增加, 局部气含率逐渐增大.
- 2) 气泡上升速度研究实验中, 增加表观气速, 气泡上升速度逐渐增大, 在 $17.693\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时, 达到最大值, 之后略有减小; 增加表观液速, 气泡上升速度逐渐增大; 各级反应器中, 后一级反应器中的气泡上升速度大于前一级. 反应器内随轴向高度增加, 气泡上升速度变慢.
- 3) 实验结果为低品位铝土矿及赤泥钙化 - 碳化法的工业应用提供了理论和实验依据.

参考文献:

[1] 张佰永, 姜跃华, 郭沈, 等. 中国铝土矿资源变化对世界氧化铝工业格局的影响[J]. 轻金属, 2014(7): 1 - 5.
(Zhang Bai-yong, Jiang Yue-hua, Guo Shen, et al. The influence of bauxite resource change in China on layout of world alumina industry[J]. *Light Metals*, 2014(7): 1 - 5.)

[2] Liu W C, Yang J K, Xiao B. Review on treatment and utilization of bauxite residues in China [J]. *International Journal of Mineral Processing*, 2009, 93(4): 220 - 231.

[3] Zhang R, Zheng S L, Ma S H, et al. Recovery of alumina and alkali in Bayer red mud by the formation of andradite-

grossular hydrogarnet in hydrothermal process[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2011, 189(3): 827 - 835.

[4] Gao S, Li X A, Wei D Z. Beneficiation of low-grade diasporic bauxite with hydrocyclone [J]. *Transactions of Nonferrous Metals Society of China*, 2008, 18(2): 444 - 448.

[5] Lyu G Z, Zhang T A, Zhu X F, et al. Calcification-carbonation method for cleaner alumina production and CO₂ utilization[J]. *JOM*, 2014, 66(9): 1616 - 1621.

[6] Li R B, Zhang T A, Liu Y. Calcification-carbonation method for red mud processing[J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2016, 316(5): 94 - 101.

[7] Zhu X F, Zhang T A, Wang Y X, et al. Recovery of alkali and alumina from Bayer red mud by the calcification-carbonation method [J]. *International Journal of Minerals, Metallurgy and Materials*, 2016, 23(3): 257 - 261.

[8] Li R B, Zhang T A, Liu Y, et al. Characteristics of red mud slurry flow in carbonation reactor [J]. *Powder Technology*, 2017, 311: 66 - 76.

[9] Kemoun A, Cheng O B, Gupta P, et al. Gas holdup in bubble columns at elevated pressure via computed tomography[J]. *International Journal of Multiphase Flow*, 2001, 27(5): 929 - 946.

[10] Mowla A, Treeratanaphitak T, Budman H M, et al. A meta-analysis of empirical correlations for average gas hold-up in three-phase fluidized beds [J]. *Powder Technology*, 2016, 301: 590 - 595.

[11] Kumar S B, Moslemian D, Duduković M P, et al. Gas-holdup measurements in bubble columns using computed tomography [J]. *Aiche Journal*, 1997, 43(6): 1414 - 1425.

[12] 朱苗勇, 萧泽强. 钢的精炼过程数学物理模拟[M]. 北京: 冶金工业出版社, 1998: 123 - 124.
(Zhu Miao-yong, Xiao Ze-qiang. Mathematical and physical modeling of steel refining process[M]. Beijing: Metallurgical Industry Press, 1998: 123 - 124.)

[13] Elena D M, Fanciseo J. Experimental study of the transition between unsteady flow regimes in a partially aerated two-dimensional bubble column [J]. *Chemical Engineering and Process*, 2008, 47(9/10): 1867 - 1876.

[14] Zahradnk J, Fialova M. The effect of bubbling regime on gas and liquid phase mixing in bubble column reactors [J]. *Chemical Engineering Science*, 1996, 51(10): 2491 - 2500.