

研究简报

二维鼓泡床内气泡尺寸分布的实验与 CFD 模拟

宋庆唐^{1,2}, 金家琪¹, 吴桂英¹, 卢建军³, 张 镨¹

(¹ 中国石油大学(北京)重质油国家重点实验室, 北京 102249; ² 上海惠生化工工程有限公司北京设计中心, 北京 100102; ³ 太原理工大学煤科学与技术教育部和山西省重点实验室, 山西 太原 030024)

关键词: 鼓泡床; 气泡尺寸分布; CFD 模拟

中图分类号: TQ 018

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2008) 02-0335-06

Experiment and CFD simulation of bubble size distribution in 2D gas-liquid bubble column

SONG Qingtang^{1,2}, JIN Jiaqi¹, WU Guiying¹, LU Jianjun³, ZHANG Kai¹

(¹ State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, China University of Petroleum (Beijing), Beijing 102249, China; ² Beijing Design Center, Wison (Shanghai) Chemical Engineering Co. Ltd., Beijing 100102, China; ³ Key Laboratory of Coal Science and Technology, Taiyuan University of Technology, Taiyuan 030024, Shanxi, China)

Abstract: Bubble behavior was observed by using high-speed digital camera in a two-dimensional rectangular bubble column of 0.20 m (width) \times 0.02 m (thickness) \times 2.00 m (height). Air and water were used as gas and liquid phases, respectively. Hydrodynamic simulation was conducted in the platform of commercial software package, ANSYS CFX 10.0, by combining the classical two-fluid model of turbulence and GRACE drag model. The computational distributions of bubble size from the MUSIG (multiple size group) model considering bubbles breakup and coalescence were in good agreement with experimental data, which showed that this model could be used to predict the bubble size distribution in the gas-liquid bubble column.

Key words: bubble column; bubble size distribution; CFD simulation

引 言

鼓泡床或浆态床以具有结构简单、无机械传动部件、间接触面积大和操作简单等诸多优点而被广泛应用于化工及其相关领域^[1-8]。其中气泡尺寸分布、上升速度及其聚并或破碎行为直接影响到床内流型、气含率分布等流体动力学特性,进而影响

到过程的传递行为以及产品的转化率和收率。尽管前人对此已进行了大量的研究,但是由于实验装置和操作条件的不同而导致所得结果存在较大差异^[1]。随着数值计算方法和计算机软硬件技术的同步发展,采用计算流体动力学(computational fluid dynamics, CFD)与实验相结合的方法探索气液鼓泡床内流体力学特性得到了前所未有的发

2007-08-06 收到初稿, 2007-10-09 收到修改稿。

联系人: 张镨。第一作者: 宋庆唐(1980—), 女, 硕士研究生, 助理工程师。

基金项目: 国家重点基础研究发展计划项目(2005CB221205); 国家自然科学基金项目(20676147)。

Received date: 2007-08-06.

Corresponding author: Prof. ZHANG Kai. E-mail: kaizhang@cup.edu.cn

Foundation item: supported by the National Basic Research Program of China (2005CB221205) and the National Natural Science Foundation of China (20676147).

展^[8-8]。其中气泡大小及其尺寸分布直接影响到模拟结果的可靠性,通常来说,当气速较低时,床层内呈现均匀鼓泡区,气泡尺寸取决于分布器的设计,在其上升过程中没有相互作用;当气速较高时,床层内呈现非均匀鼓泡区,气泡在上升过程中存在聚并或破碎现象,因此气泡尺寸及其分布不仅与分布器设计有关,而且与操作条件和体系物性密不可分^[2]。鉴于此,一些研究者^[4-7]将其简化为单一直径;而 Krishna 等^[3]将非均匀鼓泡区划分为大、小直径的两种气泡;近年来随着气液多相流 CFD 模拟技术的进一步发展,多气泡分布模型受到了许多研究者的关注^[8]。为此,本研究首先对气泡尺寸及其分布进行了实验测量,然后以 ANSYS CFX10.0 商业化软件为平台,在双流体模型中采用了考虑气泡聚并和破碎行为的 MUSIG (multiple size grope) 模型对鼓泡床内气泡群进行分组,并将模拟结果与实验数据进行了对比分析。

1 实验部分

如图 1 所示,实验装置的主体是由有机玻璃制成的 0.20 m (长) × 0.02 m (宽) × 2.00 m (高) 拟二维鼓泡床。在鼓泡床的两侧分别贴上了坐标纸,以测量床层的高度。气体分布器采用孔径为 30 μm 的烧结板分布器。具体的实验操作过程如下:首先将摄像头放置在鼓泡床正前方 0.8 m 处,将光源放置在鼓泡床前侧方呈 30°角并与摄像头在一条直线上(见图 2),然后调整摄像头的焦距;再在鼓泡床中放入高度为 1.2 m 的水;空气从压缩机进入缓冲罐经气体流量计计量后由床层底部进入,并通过气体分布器进入鼓泡床主体,而后在床层顶部逸出。实验在常温常压下操作,流量计入口压强稳定在 0.2 MPa 左右,实验的表观气速 (U_g) 为 0.00609~0.0634 m · s⁻¹。目前应用于鼓泡床内气泡特性的测试方法很多,其中摄像法具有简单直接、对流场无干扰等优点^[9],因此本文采用摄像法测量了气泡尺寸分布。气泡上升过程的动态图像由 DH-HV3102 型摄像头拍摄,拍摄高度分别位于距分布器 0.100、0.475、0.775 m 位置处。

2 数值模拟部分

2.1 数学模型

在一冷态的气液鼓泡床内,描述两相流动双流体模型的连续性方程和动量方程分别为:

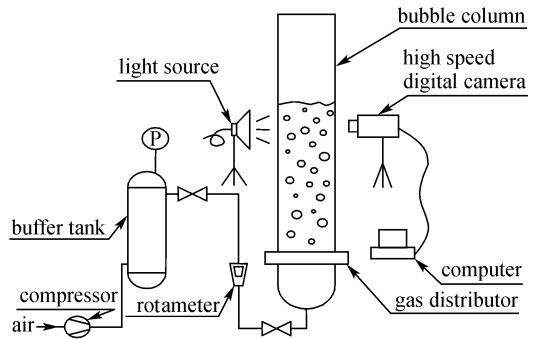


图 1 实验装置示意图

Fig. 1 Schematic diagram of experimental apparatus

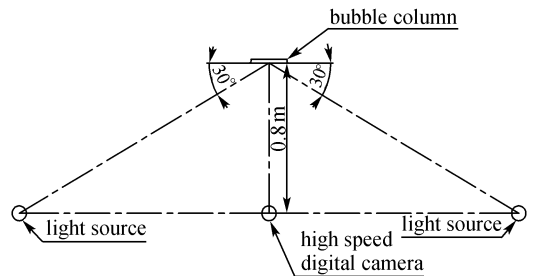


图 2 摄像与光源系统布置图

Fig. 2 Layout diagram of camera and light source system

质量守恒方程 ($i = g, l$)

$$\frac{\partial(\alpha_i \rho_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i) = 0 \quad (1)$$

动量守恒方程 ($i = g, l$)

$$\frac{\partial(\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i \mathbf{u}_i) = -\alpha_i \nabla p' + \nabla \cdot \{ \alpha_i \mu_{eff,i} [\nabla \mathbf{u}_i + (\nabla \mathbf{u}_i)^T] \} \pm \mathbf{F}_{g,l} + \alpha_i \rho_i \mathbf{g} \quad (2)$$

式 (2) 的右边依次为压力项、扩散项、相间作用力项和重力项,其中 $\mathbf{F}_{g,l}$ 对于气相为“+”,液相为“-”。对于稳态过程,式 (2) 的左边第一项时间项导数为零。在模拟过程中,气相按层流流动来处理,液相采用目前应用广泛的 $k-\epsilon$ 模型^[3,5]。式 (2) 中 p' 为修正压力,对于液相其计算式为

$$p' = p + \frac{2}{3} \mu_{eff,l} \nabla \cdot \mathbf{u}_l + \frac{2}{3} \rho_l k_l \quad (3)$$

其中

$$\mu_{eff,l} = \mu_l + \mu_{tl} \quad (4)$$

$$\mu_{tl} = \mu_{tl,s} + \mu_{tl,b} \quad (5)$$

其中,液相剪切引起的湍流黏度 $\mu_{tl,s}$ 由标准的 $k-\epsilon$ 湍流模型获得,湍流动能 k 及其耗散率 ϵ 的方程为

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l k_l)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l k_l) = \nabla \cdot \left[\left(\mu_l + \frac{\mu_{tl}}{\delta_k} \right) \nabla k_l \right] + \alpha_l p_l - \alpha_l \rho_l \epsilon_l \quad (6)$$

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l \varepsilon_l)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l \varepsilon_l) = \nabla \cdot \left[\alpha_l \left(\mu_l + \frac{\mu_{t,l}}{\delta_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_l \right] + \alpha_l \frac{\varepsilon_l}{k_l} (C_{\varepsilon 1} p_l - C_{\varepsilon 2} \rho_l \varepsilon_l) \quad (7)$$

$$\mu_{t,l} = C_\mu \rho_l \frac{k_l^2}{\varepsilon_l} \quad (8)$$

在模拟过程中，模型参数分别为： $C_{\varepsilon 1} = 1.45$ ， $C_{\varepsilon 2} = 1.9$ ， $C_\mu = 0.09$ ， $\delta_k = 1.0$ ， $\delta_\varepsilon = 1.3$ 。气泡引起的附加湍流黏度 ($\mu_{t,l}$) 由 Sato 模型^[10]得到。

为了封闭式 (1) 和式 (2)，同时需要计算相间作用力项 $\mathbf{F}_{g,l}$ 。在考虑曳力和湍流扩散力的情况下

$$\mathbf{F}_{g,l} = \mathbf{F}_D + \mathbf{F}_{TD} \quad (9)$$

模拟计算中选用了 GRACE 曳力模型，具体模型方程见文献 [11]；湍流扩散力采用 Lopez de Bertodano^[12]推荐的模型

$$\mathbf{F}_{TD,l} = -\mathbf{F}_{TD,g} = -C_{TD} \rho_l k_l \nabla \alpha_l \quad (10)$$

式中 C_{TD} 取 0.3。

本文采用 ANSYS CFX10.0 中 MUSIG (multiple size group) 模型^[11]来处理气液两相气泡的聚并和破碎，将不同尺寸的气泡按等直径从小到大分成 10 组。MUSIG 模型中气泡破碎和聚并行为分别由 Luo 等^[13]的破碎模型和 Prince 等^[14]的聚并模型来描述。

2.2 求解条件和计算方法

为了考察壁面对流场特性的影响，本文采用非均匀分布的结构化网格体系对边壁区域进行了加密处理。在靠近壁面处的第一个网格尺寸设定为 0.5 mm，然后网格按 1.2 的比例依次增大，因此在水平方向上共布置了 60 个网格；在高度方向上网格采用均匀布置方式，每个网格尺寸设定为 5 mm，因此该方向上共布置了 240 个网格。初始条件与实验测量相对应，即设置液体高度为 1.2 m。边界条件分别为：在入口处，气相采用速度入口边界条件，其取值和实验条件完全相同；在出口处，气体采用 Degassing 边界条件；在左、右壁面处，气体为自由滑移边界，而液体为无滑移边界。数值模拟过程中采用了 High Resolution 差分格式和全隐式算法^[12]。

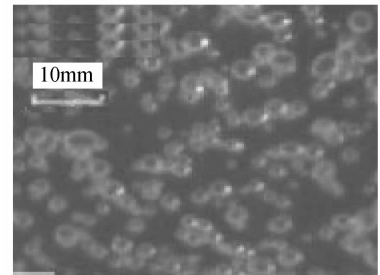
3 结果及讨论

气泡直径 (d_b) 是 CFD 模拟计算中必须考虑的参数。与非均匀鼓泡区相比，在均匀鼓泡床区内气泡直径较小且分布范围较窄，因此一些研究

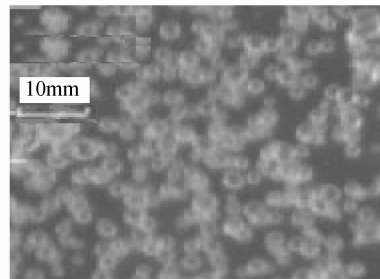
者^[3-6]将该区域内的气泡近似看作单一直径的气泡来处理。然而实际的鼓泡床内由于气泡较多，不同气泡之间不可避免地会发生碰撞，部分碰撞将引起聚并，从而生成了大气泡，同时大气泡又有可能会破碎为小气泡。因此，鼓泡床内气泡直径实质上是具有一定的分布特征。

3.1 实验结果的定性分析

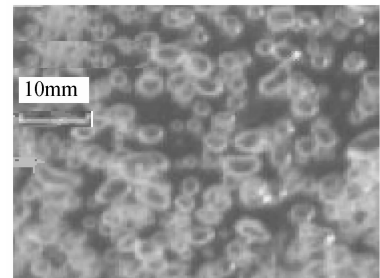
图 3 为不同表观气速下由高速摄像机所拍摄的某一时刻床内气泡分布图。可以发现，在表观气速较低时，气泡直径较小且分布比较均匀；增大气速，气泡明显增多，气泡可能发生了聚并，从而产生了较大尺寸的大气泡；继续增大气速，气泡数量明显增多且气泡直径增大，聚并频率的增大产生了更大直径的气泡，同时由于气泡的破碎也产生了更小直径的小气泡，结果导致气泡分布很不均匀。



(a) $0.0102 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$



(b) $0.0159 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$



(c) $0.0254 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

图 3 不同表观气速下气泡图像

Fig. 3 Snapshots of bubbles under different superficial gas velocities

3.2 实验结果的定量分析

图 4 比较了不同表观气速下的气泡尺寸概率密度函数 (probability density function, PDF)。实验结果表明, 以气泡个数表示的气泡尺寸分布具有

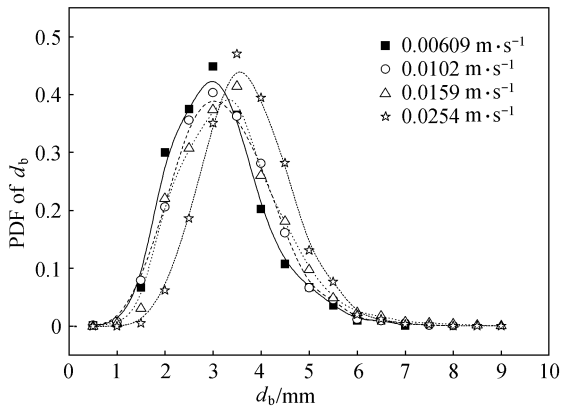


图 4 不同表观气速下气泡尺寸分布

Fig. 4 Bubble size distributions under different superficial gas velocities

对数正态分布特征。在表观气速较低时, 气泡直径较小且按直径大小分布也较窄; 随着表观气速增加, 气泡整体直径变大, 同时气泡聚并或破碎概率的增加导致气泡尺寸分布变宽。

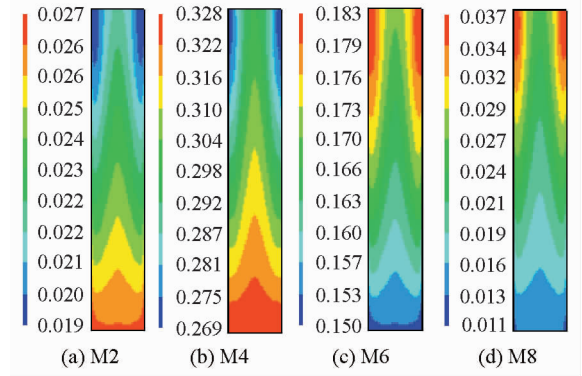
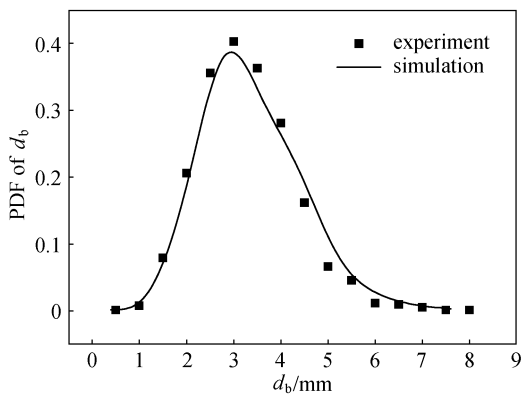


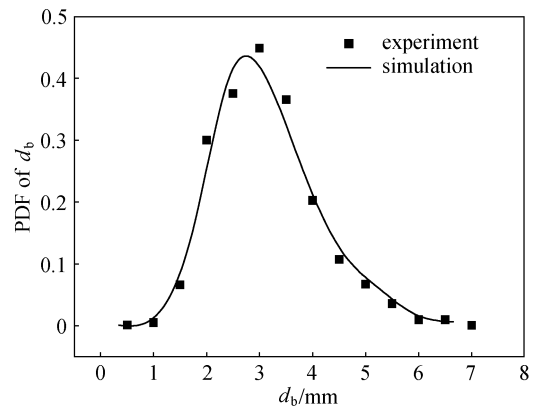
图 5 表观气速为 $0.0102 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

下不同直径气泡分布云图

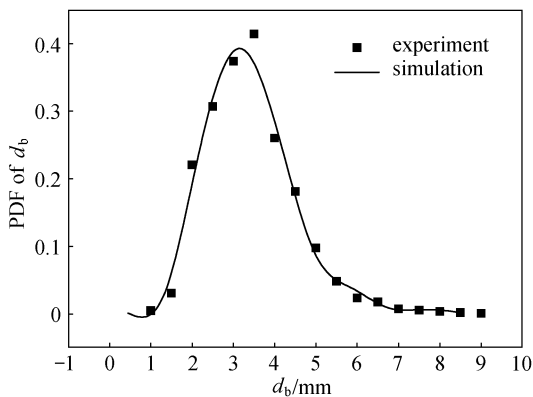
Fig. 5 Nephogram of different bubble size distribution at superficial gas velocity of $0.0102 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$



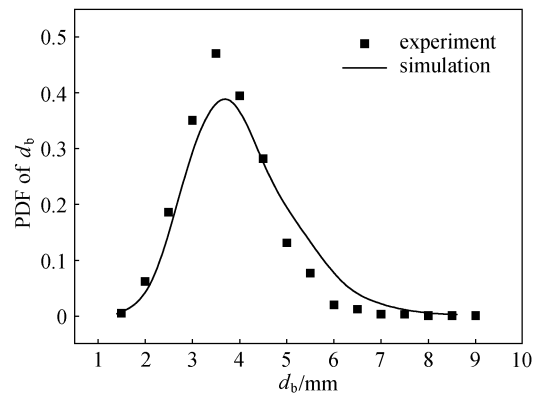
(a) $U_g = 0.00609 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$



(b) $U_g = 0.0102 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$



(c) $U_g = 0.0159 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$



(d) $U_g = 0.0254 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

图 6 不同表观气速下气泡尺寸分布实验值和模拟值对比

Fig. 6 Comparison of measured and simulated bubble size distributions under different superficial gas velocities

3.3 模拟结果的定性分析

本文将气泡尺寸从小(1组)到大(10组)分成10组模拟了气泡的聚并和破碎行为。图5给出了表观气速为 $0.0102 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时稳态计算得到的4组(第2、4、6、8组)气泡分布的云图,其中第2(M2)、4组(M4)表示直径相对较小的气泡,而第6(M6)、8组(M8)表示直径相对较大的气泡。这里标尺是指该尺寸气泡所占的体积份额。由图5(a)、(b)可看出,第2、4组随着轴向高度的变化,其所占有的体积分数从下到上逐渐减小,气泡在上升过程中小气泡聚并成较大直径的气泡。由图5(c)、(d)可发现,第6、8组气泡随着轴向高度的增加,其所占体积分数增大。总的来说,气泡的聚并、破碎主要发生在主体区及气液分离区,并且随着反应器高度的增加,气泡直径呈现越来越大的变化趋势。

3.4 实验与模拟定量比较

图6为不同表观气速下采用MUSIG模型计算结果和实验所得到的气泡尺寸分布的比较。由图可见,模型预报结果和实验测量的气泡尺寸分布符合较好。比较不同表观气速下的气泡尺寸分布,在表观气速较低时气泡按直径大小分布比较窄。随表观气速增加,液相湍能耗散速率增大,湍能耗散速率增大使气泡不均匀破碎概率增大;同时由于气泡数量增多和气泡直径增大使气泡聚并频率也增大了,由聚并形成的大气泡的直径增大和数量增多,使气泡按直径大小分布也就变宽了。

4 结 论

(1) 实验结果表明鼓泡床内以气泡个数表示的气泡尺寸分布符合对数正态分布规律。在表观气速较低时,气泡尺寸分布较窄;随表观气速增大,气含率增大,气泡的聚并和破碎频率也增大,出现了由聚并形成的更大直径的气泡和由破碎形成的更小直径的气泡,导致气泡尺寸分布变宽。

(2) 模拟结果表明在经典湍流两相流CFD模型中引入考虑气泡聚并和破碎的MUSIG模型后,可以有效地预报鼓泡床内气泡分布规律。

符 号 说 明

C_{TD} ——湍流扩散系数
 d_b ——气泡直径, mm
 F_D ——相间曳力, N

$F_{g,l}$ ——相间作用力, N
 F_{TD} ——湍流扩散力, N
 k ——湍动能
 p ——压力, Pa
 p' ——修正压力, Pa
 u_i ——气相或液相的速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 t ——时间, s
 α_i ——气相或液相的体积分数
 ϵ ——耗散率
 $\mu_{\text{eff},l}$ ——液相的有效黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$
 μ_l ——液相层流黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$
 μ_{tl} ——液相湍流黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$
 $\mu_{tl,b}$ ——气泡引起的湍流黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$
 $\mu_{tl,s}$ ——液相剪切引起的湍流黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$
 ρ ——密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

下角标

g——气相
 l——液相

References

- [1] Deckwer W D. Bubble Column Reactors. 2nd ed. Chichester, London: John Wiley & Sons, 1992
- [2] Fan L S. Gas-Liquid-Solid Fluidization Engineering. Boston: Butterworth, 1989
- [3] Krishna R, Urseanu M I, van Baten J M, *et al.* Influence of scale on the hydrodynamics of bubble columns operating in the churn-turbulent regime: experiments *vs.* Eulerian simulations. *Chem. Eng. Sci.*, 1999, **54** (21): 4903-4911
- [4] Pflieger D, Gomes S, Gilbert N, *et al.* Hydrodynamic simulation of laboratory scale bubble columns fundamental studies of the Eulerian-Eulerian modeling approach. *Chem. Eng. Sci.*, 1999, **54** (21): 5091-5099
- [5] Spicka P, Dias M M, Lopes J C B. Gas-liquid flow in a 2D column: comparison between experimental data and CFD modeling. *Chem. Eng. Sci.*, 2001, **56** (21/22): 6367-6383
- [6] Luo Xiao (罗潇), Liu Pingle (刘平乐), Luo He'an (罗和安). Modeling of liquid circulation in gas-liquid bubble columns. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2006, **57** (7): 1565-1569
- [7] Kulkarni A A, Ekambara K, Joshi J B. On the development of flow pattern in a bubble column reactor: experiments and CFD. *Chem. Eng. Sci.*, 2007, **62** (4): 1049-1072
- [8] Wang T F, Wang J F, Jin Y. A CFD-PBM coupled model for gas-liquid flows. *AIChE J.*, 2006, **52** (1): 125-140
- [9] Liu Mingyan (刘明言), Yang Yang (杨扬), Xue

- Juanping (薛娟萍), Hu Zongding (胡宗定). Measuring techniques for gas-liquid-solid three-phase fluidized bed reactors. *The Chinese Journal of Process Engineering* (过程工程学报), 2005, **5** (2): 217-222
- [10] Sato Y, Sadatomi M. Momentum and heat transfer in two-phase bubble flow (I). *Int. J. Multiple Flow*, 1981, **7**: 167-177
- [11] Ansys Incorporated. Ansys CFX-Solver Release 10.0: Modeling. Canada: Ansys Canada Ltd., 2005
- [12] Lopez de Bertodano M. Turbulent bubbly flow in a triangular duct [D]. New York: Rensselaer Polytechnic Institute, 1991
- [13] Luo H, Svendsen H F. Theoretical model for drop and bubble breakup in turbulent dispersions. *AIChE J.*, 1996; **42** (5): 1225-1233
- [14] Prince M J, Blanch H W. Bubble coalescence and break-up in air-sparged bubble columns. *AIChE J.*, 1990, **36** (10): 1485-1499