

鼓泡床反应器流动特性的 CFD 研究进展

薄守石, 王 剑, 白 飞, 戴学智, 孙兰义*

(中国石油大学(华东)化学工程学院, 山东 青岛 266580)

摘要:从计算模型和影响因素 2 个方面系统综述了鼓泡床反应器内气液两相流 CFD 的研究进展。介绍了与模型建立相关的多相流模型、湍流模型、相间作用力和气泡尺寸模型的选择和适用情况。总结了表观气速、液相性质、反应器尺寸、分布器和内构件等对反应器流动特性的影响。最后指出了目前存在的不足, 并对其发展进行了展望。

关键词:鼓泡床反应器; 气液两相流; 计算流体力学

中图分类号: TQ021

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2014)07-0052-05

Research advances in CFD simulation of gas-liquid two-phase flow in bubble column reactor

BO Shou-shi, WANG Jian, BAI Fei, DAI Xue-zhi, SUN Lan-yi*

(College of Chemical Engineering, China University of Petroleum, Qingdao 266580, China)

Abstract: The research advances in CFD simulation of gas-liquid two-phase flow in bubble column reactor is reviewed. The multiphase models, turbulence models, interfacial forces and bubble size models are analyzed. The effects of superficial velocity, liquid phase properties, column dimensions, gas sparger and internals are summarized. The current problems in this field are pointed out. The development directions in the future are proposed as well.

Key words: bubble column reactor; gas-liquid two-phase flow; CFD

鼓泡床反应器由于其结构简单、易操作和良好的传递特性而被广泛应用于石油化工、生物化工及冶金等领域, 其典型过程包括重油加氢、费托合成和生物发酵等^[1]。计算流体力学(CFD)是流体力学的重要分支, 相比实验研究花费少, 节省人力物力^[2]。近年来, 由于计算机技术的飞速发展和计算方法的改进, CFD 越来越多地被应用于研究鼓泡床反应器内部复杂的流动情况和流场分布。

本文中综述了鼓泡床反应器内两相流 CFD 模型和流动特性影响因素的研究进展, 指出了目前该领域存在的不足, 并对未来的发展方向进行了预测。

1 与建模相关的问题

鼓泡床反应器是一类典型的气液两相流动反应器, 由于气相的搅动, 反应器内呈现湍流状态, 气液相间存在复杂的相互作用; 当表观气速较小时, 反应器内气泡尺寸单一, 随着表观气速的增加, 气泡的聚并和破碎作用增强, 气泡大小形成一定的分布。为了使建立的模型能更加准确地预测鼓泡床反应器内的流体力学特性, 在建模过程中, 需要选择合适的多相流模型、湍流模型、相间作用力模型和气泡尺寸模型。

1.1 多相流模型

目前有 2 种数值计算的方法处理多相流: 欧拉-拉格朗日方法和欧拉-欧拉方法。

在欧拉-拉格朗日方法中, 液相被视为连续相, 采用欧拉观点直接求解时均纳维-斯托克斯方程, 而气泡的运动采用朗格朗日观点的离散相模型计算得到。此方法的优点是容易处理气泡之间的相互作用, 而且能追踪气泡的整个运动过程; 但由于计算量巨大, 一般计算机容量难以满足要求, 在多相流计算中主要应用于气含率较低的系统。Delnoij 等^[3]采用欧拉-拉格朗日方法研究了不同高径比对鼓泡床反应器内流型及流场的影响, 得到气泡在反应器内的瞬时分布。Buwa 等^[4]用欧拉-拉格朗日方法研究了不同表观气速、高径比下流场和气泡浓度分布, 并与实验和欧拉-欧拉方法的结果进行比较, 发现 3 种方法所得时均气含率和轴向液速的差距较小。

在欧拉-欧拉方法中, 气液两相均被处理成连续介质, 采用欧拉观点针对每一相分别求解时均纳维-斯托克斯方程, 此方法建立的模型即通常所说的多相流模型或两相流模型。目前较通用的多相流模型包括流体体积模型(VOF)、混合物模型(Mixture)和欧拉模型(Euler)。

收稿日期: 2014-01-18

基金项目: 中央高校基本科研业务费专项资金资助(27R1204008A); 高等学校博士学科点专项科研基金新教师类资助课题(20120133120004)

作者简介: 薄守石(1980-), 男, 博士, 讲师, 主要研究方向为强化传热与节能、加氢反应器设计等; 孙兰义(1972-), 男, 教授, 主要研究方向为过程模拟、优化及控制、多相流反应器模拟等, 通讯联系人, 0532-86984710, sunlanyi@163.com。

VOF 模型是一种用来计算 2 种或多种不相容流体界面位置轨迹的方法,它假定各相之间没有互相穿插,通过求解单一的动量方程和处理穿过区域的每一流体的体积分率来模拟不能混合的流体,此模型通常用来研究单个气泡特性。Krishna 等^[5]选用 VOF 模型研究了单个气泡动力学和气泡之间的相互作用,为鼓泡床反应器放大奠定基础。Ma 等^[6]将 VOF 模型与连续表面力模型结合,研究了单个气泡的形成和动力学,并系统分析了物性、操作条件、喷嘴直径等对气泡产生、上升、轴向聚并的影响。

混合物模型与 VOF 模型一样,使用单流体方法,但混合物模型允许相之间互相穿插,并提出了滑移速度的概念。它通过混合的动量、连续性方程、第二相的体积分率方程以及滑移速度方程进行求解,滑移速度的使用使模型预测更加准确,且计算量增加不大。Chen 等^[7]将混合物模型用于鼓泡床二维轴对称模拟,得到的轴向液速和气含率分布与实验结果非常接近。Šimčík 等^[8]运用此模型研究了带导流筒的鼓泡床反应器(环流反应器)内流体力学,结果表明,气含率和平均液速与实验结果相符。

欧拉模型是最复杂的多相流模型,针对每一相建立动量方程和连续性方程来求解。在模型中不同相之间的动量交换依赖于各相的类别,通过用户自定义函数可以定义动量交换的计算方式。在鼓泡床气液两相流 CFD 研究中,选择欧拉模型是最普遍的,Laborde-Boutet 等^[9]选用欧拉模型研究了湍流模型对流场、气含率等模拟结果的影响;Sattar 等^[10]在欧拉模型基础上耦合气泡群体平衡模型研究了不同直径气泡的分布和平均气泡直径。

Chen 等^[11]在不同表观气速、操作压力等条件下对混合物模型和欧拉模型模拟结果进行了对比,计算所得轴向液速和气含率分布相符合。Šimčík 等^[8]分析了 2 种模型的控制方程,并将 2 种模型应用于带导流筒的鼓泡床反应器的模拟,计算结果分别与实验数据比较,得出 2 种模型均能较好地预测出反应器内的平均液速和气含率。

1.2 湍流模型

经过雷诺转换后得到的时均纳维-斯托克斯方程增加了多个雷诺应力项,为了使方程封闭,基于湍流理论和实验数据对雷诺应力提出了各种假设,此即湍流模型,它是 CFD 能够准确预测复杂流场的关键点之一。在鼓泡床气液两相流 CFD 模拟中,两方程 $k-\varepsilon$ 模型由于模型简单、计算量小且能得出与实验相近的结果等优点,应用最广泛^[12]。

为了适应对不同流动特性的模拟,在标准 $k-\varepsilon$ 模型的基础上又相继改进得到了 RNG $k-\varepsilon$ 模型和 Realizable $k-\varepsilon$ 模型。关于这 3 种模型哪种更能精确预测鼓泡床反应器内流动特性,尚没有定论,需针对具体流动场合选择。一般认为标准 $k-\varepsilon$ 模型能得到比较精确的流场平均值^[13];而 RNG $k-\varepsilon$ 模型能有效预测反应器局部特性,如液速、气含率径向分布等;Realizable $k-\varepsilon$ 模型主要用于预测强旋流、圆管射流等情况,较少用于鼓泡床模拟。

当前大部分模拟都选用标准 $k-\varepsilon$ 模型,所得结果与实验结果接近。Xu 等^[14]选用 RNG $k-\varepsilon$ 模型研究了鼓泡床内剧烈湍流;Laborde-Boutet 等^[9]将这 3 种 $k-\varepsilon$ 模型应用于剧烈湍流鼓泡床的模拟,通过与实验比较得出,RNG $k-\varepsilon$ 模型能更好地预测出反应器内的流场,因为该模型计算得到的湍流分散率最大并能模拟多尺度的湍流。

总结文献可以看出,鼓泡床反应器流场的模拟主要选择标准 $k-\varepsilon$ 模型,但是随着计算机计算能力的提高,RNG $k-\varepsilon$ 模型的应用也越来越多,尤其是在剧烈湍流情况下,得到的结果比标准 $k-\varepsilon$ 模型更可靠。

1.3 相间作用力

相间作用力是 CFD 能够准确预测复杂流场的另一关键点。在气液两相流中,相间作用力一般包括曳力、升力、虚拟质量和湍流分散力等。由于曳力比其他作用力都大很多,不少研究者在模拟时只考虑曳力的作用,而忽略其他相间作用力^[9,14-15]。

近年来,为了提高模拟的精确性,越来越多的研究者考虑了多个相间作用力。曳力由于其在相间作用力中所占的主导作用而被研究得最多,Zhang 等^[16]研究发现随着曳力的增大,气相速度减小,气含率也就随之增大。在模拟中有多种曳力模型可供选择,常用曳力模型有 Schiller-Naumann 模型、Ishii-Zuber 模型和 Tomiyama 模型等。对于球形小气泡选择 Schiller-Naumann 模型较为合适,对于大气泡和其他形状的气泡,选择 Ishii-Zuber 模型较为合适^[13,17]。

1.4 气泡尺寸模型

气泡尺寸的大小和分布不同对曳力的计算会产生很大影响,因此不同气泡尺寸模型对于模拟结果的准确性也会产生一定的影响。

单一气泡尺寸模型假设反应器内的气泡直径为一固定值,由实验测定或经验关联式计算确定,这是目前使用最多的气泡尺寸模型,尤其适合均匀鼓泡

流情况^[4,9,18]。双气泡模型由 Krishna 等^[19]提出,此模型假设反应器内气泡分为大气泡和小气泡 2 种尺寸,此后 Krishna^[20-21]和他的团队利用此模型做了一系列研究工作,得到了合理的结果。该模型适合应用于非均匀剧烈湍动流情况下。气泡群体平衡模型将气泡尺寸分为 N 组,并考虑气泡之间的破碎和聚并,从而得到气泡尺寸的分布。近年来,越来越多的研究者将此模型运用到模拟中,得到了与实验相符的结果^[7,10-11,22]。Xu 等^[14]在模拟中比较

了上述 3 种气泡尺寸模型,发现应用 3 种模型得到的液速分布与实验测量值都比较符合,但只有气泡群体平衡模型能够准确预测充分发展区域的气含率分布。

各种模型的选择必须根据所研究的具体情况而定,表 1 总结了部分研究工作在模拟过程中选用的各种模型。从总体趋势而言,随着计算机技术的发展,计算更加倾向于使用更复杂也更贴近实际的模型。

表 1 部分研究者所选模型的比较

作者	多相流模型	湍流模型	相间作用力	气泡尺寸模型
Chen 等 ^[7]	欧拉-欧拉	标准 $k-\varepsilon$	曳力	群体平衡模型
Díaz 等 ^[23]	欧拉-欧拉	标准 $k-\varepsilon$	曳力、升力、虚拟质量力	群体平衡模型
Li 等 ^[24]	欧拉-欧拉	标准 $k-\varepsilon$	曳力、升力、虚拟质量力、湍流分散力	群体平衡模型
Gupta 等 ^[17]	欧拉-欧拉	标准 $k-\varepsilon$ 、RNG $k-\varepsilon$	曳力、升力、虚拟质量力	群体平衡模型
van Baten 等 ^[25]	欧拉-欧拉	未说明	曳力	双气泡模型
Laborde-Boutet 等 ^[9]	欧拉-欧拉	标准 $k-\varepsilon$ 、RNG $k-\varepsilon$ 、Realizable $k-\varepsilon$	曳力	单气泡模型
Buwa 等 ^[4]	欧拉-拉格朗日	标准 $k-\varepsilon$	曳力、升力、虚拟质量力	单气泡模型
Simonnet 等 ^[26]	欧拉-欧拉、欧拉-拉格朗日	标准 $k-\varepsilon$	曳力、升力、虚拟质量力	单气泡模型

2 鼓泡床流动特性影响因素的研究进展

由于实际工况等的不同,鼓泡床反应器的流动特性受到表观气速、液相性质、塔尺寸、分布器和内构件等的影响,大量研究者以 CFD 软件为工具,对这些影响因素进行了系统的研究。

2.1 表观气速的影响

大量实验表明,鼓泡塔反应器内气液两相流随着表观气速和塔径的不同呈现不同的流型,如均匀鼓泡流、非均匀剧烈湍动流和柱塞流等^[27]。很多研究者尝试用 CFD 进行模拟和预测不同流型。

van Baten 等^[25]根据实验所得关联式计算出流型跃迁速度,当表观气速小于跃迁速度时(即均匀鼓泡区)采用单一气泡尺寸模型;当表观气速大于跃迁速度时(即非均匀剧烈湍动区)采用双气泡模型。结果表明,在 2 种流型下,气含率和塔中心液速都随表观气速增大而增大,但 2 种流型下趋势不一样,在剧烈湍动区增长趋势较缓慢,这与实验结果非常吻合。

Olmos 等^[15]首先运用气泡破碎和聚并模型计算得出的气泡尺寸分布提供 2~3 组主要的气泡直径和其体积分数,然后对每一组气泡应用特定的曳力模型从而确定流型,与实验结果对比表明,此方法

能有效预测流型转变和流动特点。

Xing 等^[28]研究表明,在均匀鼓泡区小气泡体积分数随着表观气速增大而线性增大;而在剧烈湍动区,整体气含率依然随表观气速增大而增大,但小气泡体积分数几乎保持不变。

2.2 液相性质的影响

大量的实验和 CFD 研究都采用空气-水体系作为研究对象,然而在实际生产过程中液相物理性质与水相差较大,因此部分研究将重点放在了对液相性质的考察上。

Dhotre 等^[29]选用空气-水、空气-酒精和空气-羧甲基纤维素 3 种气液相体系进行了比较,与水体系相比,酒精体系更容易发生气泡破碎,从而导致平均气泡直径减小、气含率增大、滑移速度减小;羧甲基纤维素体系平均气泡直径增大、气含率减小、滑移速度增大,从而导致了相对较强的液相环流。

Xing 等^[28]系统研究了不同黏度对鼓泡床反应器内流动特性的影响,研究得出,在黏度较小时,整体气含率和大、小气泡的体积分数几乎与黏度无关;在黏度较高时,随着黏度增大,气泡破碎率减小,大气泡体积分数随之增大,而整体气含率和小气泡体积分数逐渐减小。当黏度 < 10 mPa·s 时,黏度对气泡破碎率和气泡直径分布的影响都可忽略不计;当

黏度再增大时,气泡破碎率将显著减小,而且从气泡直径分布和气含率随黏度变化得到黏度对于气泡破碎的影响要比对聚并的影响大。

2.3 反应器尺寸的影响

鼓泡床反应器结构比较简单,对尺寸的研究主要针对高径比和直径等参数。

Delnoij 等^[30]研究了高径比从 1.0 逐渐变化到 11.4 时矩形鼓泡床反应器内流型的变化情况,结果表明,当高径比为 1.0 时反应器内形成 2 个环流区,在中心位置液体向上流动,在四周向下流动;当高径比 > 2 时反应器内出现涡旋结构;当高径比 > 7.7 时反应器内出现上下 2 个流动区域,在下部区域流动不稳定,存在明显的气泡束,在上部区域气泡分散在整个截面而且没有涡旋。

对反应器尺寸研究的用途之一是为反应器放大和工业应用奠定基础。van Baten 等^[31]采用 CFD 的方法对鼓泡床反应器进行放大研究,依次模拟了塔径为 0.10、0.15、0.38 m 的反应器,结果显示,反应器内循环流速随塔径增大而显著增大。

2.4 分布器及内构件的影响

分布器对于低高径比的鼓泡床反应器内流动特性有显著的影响,而不同分布器型式影响各异,常用的分布器型式有筛板式、环形、臂式、径向和喷嘴等。

Kulkarni 等^[32]对单环分布器、多环分布器和臂式分布器进行了系统的研究,研究内容包括孔径(2~6 mm)、环直径(0.4~1.0 m)、孔数(19~90)、环数(1~4)、臂数(3~5)、臂长(0.4~1.0 m)等,对比了压力、孔速和临界漏液速度等参数,所得结果与实验结果一致。

Li 等^[24]模拟了 7 种不同结构喷嘴分布器和筛板分布器对鼓泡床分布器内液体流动、气含率、混合特性等的影响,结果表明,分布器对反应器内整体气含率、混合时间、湍流和气泡尺寸分布有显著影响。与其他型式分布器相比,使用筛板分布器得到的整体气含率最大;对于喷嘴分布器,刚开始整体气含率随着喷嘴增多而增大,当喷嘴增大到 3 时,气含率随喷嘴变化就不明显了,而且喷嘴位置不同对反应器内流体力学、混合特性和气泡尺寸分布也有重要影响。

在很多实际应用中,鼓泡床反应器内还会装有用于传热的列管,列管的加入对反应器内流场将产生很大的影响。

Larachi 等^[33]将 5 种鼓泡床反应器(普通鼓泡床、稀列管束、密列管束、中心列管束和四周列管

束)进行了比较,主要研究不同排列形式列管束的加入对于反应器内流动特性的影响。研究显示,列管间距对流动尺度形成了瓶颈,列管阻碍了大尺度流动,形成了更多的小尺度流动;液体的湍动能也因为传热列管的加入而锐减。

Laborde-Boutet 等^[34]分 3 步研究了带列管鼓泡床反应器内的流动、传热耦合现象:第一步考察单相流动传热,结果表明,采用“固定管壁温度”边界条件所得结果与实验数据相符;第二步研究了气液两相流动,确定了湍流模型、曳力模型和气泡尺寸模型;第三步将上一步得到的动力学模型与传热耦合计算,并采用第一步验证的边界条件假设,得到了与实验一致的传热系数。

3 展望

目前,人们已经将 CFD 成功应用于鼓泡床反应器气液两相流的研究,丰富了鼓泡床多相流基础理论,并为反应器的工业化和工程放大提供了依据。但鼓泡床气液两相流 CFD 模拟仍存在一些不足,一是由于模拟的气液体系不同,所采用的气泡聚并和破碎模型、曳力模型等经验性公式的适用性需要进一步验证;二是受计算资源的限制,在建模过程中对问题进行了一些简化,使得模拟结果与实际存在一定差异。要改善这些问题,一方面要将 CFD 研究与实验研究紧密结合,不能脱离必要的实验验证,以此相互促进,共同发展;另一方面要减少对模型的简化,同时依靠计算机性能的提高和计算方法的完善来处理复杂的计算,得到更精准的结果。

参考文献

- [1] Duduković M P, Larachi F, Mills P L. Multiphase catalytic reactors: A perspective on current knowledge and future trends[J]. *Catalysis Reviews*, 2002, 44(1): 123-246.
- [2] Bitog J P, Lee I B, Lee C G, et al. Application of computational fluid dynamics for modeling and designing photobioreactors for microalgae production: A review[J]. *Computers and Electronics in Agriculture*, 2011, 76(2): 131-147.
- [3] Delnoij E, Kuipers J A M, van Swaaij W P M. A three-dimensional CFD model for gas-liquid bubble columns[J]. *Chemical Engineering Science*, 1999, 54(13): 2217-2226.
- [4] Buwa V V, Deo D S, Ranade V V. Eulerian-Lagrangian simulations of unsteady gas-liquid flows in bubble columns[J]. *International Journal of Multiphase Flow*, 2006, 32(7): 864-885.
- [5] Krishna R, van Baten J M. Scaling up bubble column reactors with the aid of CFD[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2001, 79(3): 283-309.

- [6] Ma D, Liu M, Zu Y, *et al.* Two-dimensional volume of fluid simulation studies on single bubble formation and dynamics in bubble columns[J]. *Chemical Engineering Science*, 2012, 72: 61–77.
- [7] Chen P, Sanyal J, Duduković M P. CFD modeling of bubble column flows: Implementation of population balance[J]. *Chemical Engineering Science*, 2004, 59(22): 5201–5207.
- [8] Šimčík M, Mota A, Ruzicka M C, *et al.* CFD simulation and experimental measurement of gas holdup and liquid interstitial velocity in internal loop airlift reactor[J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, 66(14): 3268–3279.
- [9] Laborde-Boutet C, Larachi F, Dromard N, *et al.* CFD simulation of bubble column flows: Investigations on turbulence models in RANS approach[J]. *Chemical Engineering Science*, 2009, 64(21): 4399–4413.
- [10] Sattar M A, Naser J, Brooks G. Numerical simulation of two-phase flow with bubble break-up and coalescence coupled with population balance modeling[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2013, 70: 66–76.
- [11] Chen P, Duduković M P, Sanyal J. Three-dimensional simulation of bubble column flows with bubble coalescence and breakup[J]. *AIChE Journal*, 2005, 51(3): 696–712.
- [12] Silva M K, d'Ávila M A, Mori M. Study of the interfacial forces and turbulence models in a bubble column[J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2012, 44: 34–44.
- [13] Pourtousi M, Sahu J N, Ganesan P. Effect of interfacial forces and turbulence models on predicting flow pattern inside the bubble column[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2014, 75: 38–47.
- [14] Xu L, Yuan B, Ni H, *et al.* Numerical simulation of bubble column flows in churn-turbulent regime: Comparison of bubble size models[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2013, 52(20): 6794–6802.
- [15] Olmos E, Gentric C, Midoux N. Numerical description of flow regime transitions in bubble column reactors by a multiple gas phase model[J]. *Chemical Engineering Science*, 2003, 58(10): 2113–2121.
- [16] Zhang D, Deen N G, Kuipers J A M. Numerical simulation of the dynamic flow behavior in a bubble column: A study of closures for turbulence and interface forces[J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, 61(23): 7593–7608.
- [17] Gupta A, Roy S. Euler-euler simulation of bubbly flow in a rectangular bubble column: Experimental validation with radioactive particle tracking[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2013, 225: 818–836.
- [18] Sanyal J, Vásquez S, Roy S, *et al.* Numerical simulation of gas-liquid dynamics in cylindrical bubble column reactors[J]. *Chemical Engineering Science*, 1999, 54(21): 5071–5083.
- [19] Krishna R, van Baten J M, Urseanu M I. Three-phase Eulerian simulations of bubble column reactors operating in the churn-turbulent regime: A scale up strategy[J]. *Chemical Engineering Science*, 2000, 55(16): 3275–3286.
- [20] van Baten J M, Ellenberger J, Krishna R. Scale-up strategy for bubble column slurry reactors using CFD simulations[J]. *Catalysis Today*, 2003, 79: 259–265.
- [21] van Baten J M, Krishna R. Eulerian simulation strategy for scaling up a bubble column slurry reactor for Fischer-Tropsch synthesis[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2004, 43(16): 4483–4493.
- [22] Bhole M R, Joshi J B, Ramkrishna D. CFD simulation of bubble columns incorporating population balance modeling[J]. *Chemical Engineering Science*, 2008, 63(8): 2267–2282.
- [23] Díaz M E, Iranzo A, Cuadra D, *et al.* Numerical simulation of the gas-liquid flow in a laboratory scale bubble column: Influence of bubble size distribution and non-drag forces[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2008, 139(2): 363–379.
- [24] Li G, Yang X, Dai G. CFD simulation of effects of the configuration of gas distributors on gas-liquid flow and mixing in a bubble column[J]. *Chemical Engineering Science*, 2009, 64(24): 5104–5116.
- [25] van Baten J M, Krishna R. CFD simulations of a bubble column operating in the homogeneous and heterogeneous flow regimes[J]. *Chemical Engineering & Technology*, 2002, 25(11): 1081–1086.
- [26] Simonnet M, Gentric C, Olmos E, *et al.* CFD simulation of the flow field in a bubble column reactor: Importance of the drag force formulation to describe regime transitions[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2008, 47(9): 1726–1737.
- [27] Shaikh A, Al-Dahhan M H. A review on flow regime transition in bubble columns[J]. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 2007, 5(1): 1–68.
- [28] Xing C, Wang T, Wang J. Experimental study and numerical simulation with a coupled CFD-PBM model of the effect of liquid viscosity in a bubble column[J]. *Chemical Engineering Science*, 2013, 95: 313–322.
- [29] Dhote M T, Ekambara K, Joshi J B. CFD simulation of sparger design and height to diameter ratio on gas hold-up profiles in bubble column reactors[J]. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 2004, 28(5): 407–421.
- [30] Delnoij E, Kuipers J A M, van Swaaij W P M. Dynamic simulation of gas-liquid two-phase flow: Effect of column aspect ratio on the flow structure[J]. *Chemical Engineering Science*, 1997, 52(21): 3759–3772.
- [31] van Baten J M, Krishna R. Scale up studies on partitioned bubble column reactors with the aid of CFD simulations[J]. *Catalysis Today*, 2003, 79: 219–227.
- [32] Kulkarni A V, Roy S S, Joshi J B. Pressure and flow distribution in pipe and ring spargers: Experimental measurements and CFD simulation[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2007, 133(1): 173–186.
- [33] Larachi F, Desvigne D, Donnat L, *et al.* Simulating the effects of liquid circulation in bubble columns with internals[J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, 61(13): 4195–4206.
- [34] Laborde-Boutet C, Larachi F, Dromard N, *et al.* CFD simulations of hydrodynamic/thermal coupling phenomena in a bubble column with internals[J]. *AIChE Journal*, 2010, 56(9): 2397–2411. ■