

# 多层新型浆搅拌槽内气-液两相流动的试验与数值模拟

宋月兰, 高正明, 李志鹏

(北京化工大学化学工程学院, 北京 100029)

**摘要:** 对三层新型组合浆气-液两相搅拌槽内的流体流动进行了实验研究, 并采用计算流体力学(CFD)的方法对气-液两相搅拌槽的通气搅拌功率、流场、局部气含率及总体气含率进行了数值模拟, 数值模拟采用了欧拉-欧拉方法, 数值模拟结果与实验值吻合良好, 同时考察了通气流量和搅拌转速对通气搅拌功率和气含率的影响规律. 研究结果表明, 欧拉-欧拉方法能较好地模拟搅拌槽内气-液两相流的流动状况.

**关键词:** 搅拌槽; 气-液两相流; 计算流体力学; 数值模拟; 多层浆

**中图分类号:** TQ02732      **文献标识码:** A      **文章编号:** 1009-606X(2007)01-0024-05

## 1 前言

气-液搅拌槽反应器是工业中常用的单元设备, 广泛应用于石油、化工、生物等行业, 近 30 年来对其进行了广泛的实验研究, 特别是近年来针对气-液分散开发出了一些新浆型, 如 Chemineer 公司的 CD-6, BT-6 等凹叶浆、Maxflo 宽叶翼形浆, 美国 Lightnin 公司的 A315, A340 宽叶翼形浆等, 这些浆型与传统的 Rushton 六直叶涡轮浆相比具有处理气体能力大、相对搅拌功率(相同转速下通气与不通气时的搅拌功率之比)高等优点, 已逐渐在气-液搅拌反应器中推广应用. 随着工业装置的大型化, 气-液搅拌反应器的高径比往往大于 1, 这就需要采用多层浆才能保证反应器的搅拌效果. 因此, 近年来对双层<sup>[1,2]</sup>、三层组合浆的气液分散性能<sup>[3,4]</sup>进行了许多实验研究. 陈凯等<sup>[5]</sup>、郝志刚等<sup>[6]</sup>和刘飞鸣等<sup>[7]</sup>就搅拌槽内不同组合浆对气体的分散进行了实验研究, 认为径流式浆作为底浆、轴流式浆作为上层浆的组合浆最适于气体分散.

随着计算流体力学(CFD)的快速发展和计算机技术的不断提高, 采用 CFD 方法对搅拌槽内的流体流动进行数值模拟研究已取得了长足的进步, 对单相搅拌槽内流体流动的数值模拟已有大量研究<sup>[8-13]</sup>, 对于搅拌槽内气-液两相的数值模拟较少, 而且多数研究围绕单层的六直叶涡轮浆<sup>[14-16]</sup>展开, Alves 等<sup>[17]</sup>和 Marion 等<sup>[18]</sup>分别对双层的六直叶涡轮浆及三层螺旋浆的液体流动流场进行了研究, 但多层组合浆搅拌槽内两相流问题的数值模拟一直未见报道.

基于以上分析和具体考察对象, 以龙建刚等<sup>[19]</sup>和郝志刚等<sup>[6]</sup>的部分工作为基础, 本工作选用三层组合浆(底浆为径向流 HEDT<sup>[6,19,20]</sup>, 上两层为轴向流 WH<sub>U</sub><sup>[6,19,20]</sup>)

进行搅拌槽中气液分散的实验研究及数值模拟.

## 2 实验

实验装置如图 1 所示, 圆柱形椭圆底槽体, 直径  $T=0.476$  m, 槽内液位高  $H_0=0.857$  m, 均布 4 块挡板, 挡板宽 0.045 m, 距槽壁 0.005 m. 搅拌桨采用三层组合浆, 底浆为半椭圆管盘式涡轮径向流浆(HEDT, 图 2), 中、上层浆为四宽叶翼形上提轴流浆(WH<sub>U</sub>, 图 3), 桨径均为  $D=0.19$  m, 各桨的安装位置见图 1. 通气装置为环形分布器, 直径  $0.32T$ , 其上均匀分布直径  $0.002$  m 的 27 个小孔, 开孔向下. 以自来水-空气为实验物系. 利

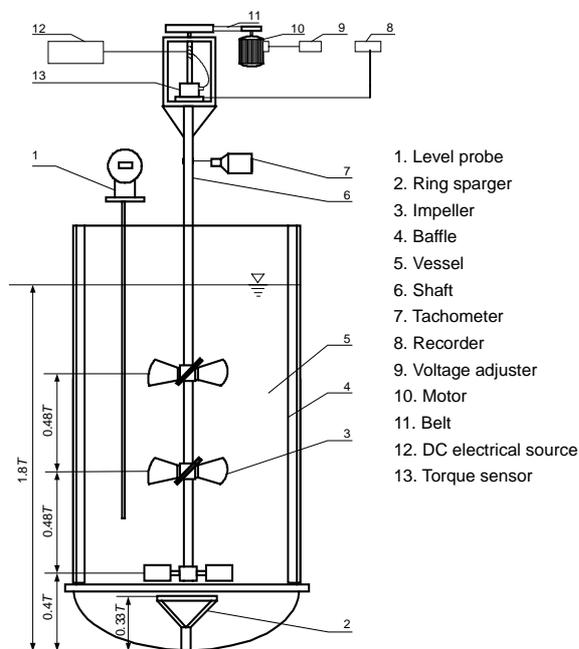


图 1 实验装置示意图  
Fig.1 Experimental setup

收稿日期: 2006-03-21, 修回日期: 2006-04-21

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(编号: 20576009)

作者简介: 宋月兰(1980-), 女, 安徽省宿州市人, 硕士研究生, 化学工程专业; 高正明, 通讯联系人, Tel: 010-64418267, E-mail: gaozm@mail.buct.edu.cn.

用转子流量计计量空气流量, 流量范围 0~7.5 m<sup>3</sup>/h, 表观气速范围 0~0.0117 m/s, 搅拌转速范围 180~420 r/min[叶端雷诺数  $Re=\rho ND^2/\mu$ ,  $Re=(1.08\sim 2.53)\times 10^5$ ]. 采用扭矩传感器测定功率消耗, 雷达式液位计(Krohne BM100A)分别测定通气前后搅拌槽内液位, 并用下式计算总体气含率:

$$\varepsilon_G=(H_g-H_0)/H_g.$$

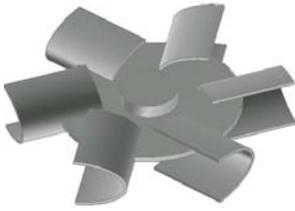


图 2 HEDT 桨  
Fig.2 HEDT impeller

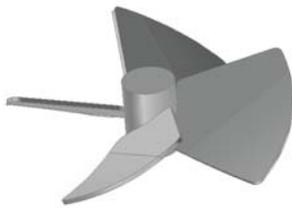


图 3 WH<sub>U</sub> 桨  
Fig.3 WH<sub>U</sub> impeller

### 3 模拟对象及方法

计算对象与实验的搅拌槽结构一致, 数值模拟的各种工况和实验采用的工况一致.

CFD 计算中处理气液两相流的方法主要有 2 种: 欧拉-拉格朗日方法和欧拉-欧拉方法, 其共同点是把液相看成连续相, 在欧拉坐标系下处理, 建立统一的连续、动量、能量方程来求解; 不同点在于处理气相的方法: 欧拉-拉格朗日方法把气体看成离散相, 通过连续相流场的信息及其相间相互作用来跟踪离散相的特性. 当离散相的体积分率较大时, 其计算量非常大, 因此该方法主要适用于离散相体积分率较小的流动问题, 如单个气泡或少量气泡的流体力学行为的分析<sup>[21]</sup>; 欧拉-欧拉方法把气相看成拟连续相, 用一套类似于连续液相的方程描述其特性. 该方法适合于较多气泡或较大气量的气液两相流, 并且可以根据计算条件和实际要求选择合适的模型. 本研究体系的通气量较大, 故采用后者来处理.

对不可压缩流动, 其守恒方程形式如下<sup>[14]</sup>:

第  $k$  相的连续方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \alpha_k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k V_{kj}) = 0, \quad (1)$$

第  $k$  相的动量方程

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \alpha_k V_{ki}) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho_k \alpha_k V_{ki} V_{kj}) = & -\alpha_k \frac{\partial p}{\partial x_i} + \rho_k \alpha_k g_i + F_{ki} + \\ & \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \alpha_k \mu_k \left( \frac{\partial V_{ki}}{\partial x_j} + \frac{\partial V_{kj}}{\partial x_i} \right) \right] - \frac{2}{3} \frac{\partial}{\partial x_i} \left( \alpha_k \mu_k \frac{\partial V_{km}}{\partial x_m} \right). \end{aligned} \quad (2)$$

本工作利用 CFD 软件 FLUENT6 的标准  $k-\varepsilon$  湍流模型及标准壁面函数和欧拉-欧拉方法对气液搅拌槽内流

场、功率准数、通气功率和气含率进行模拟. 网格采用六面体及四面体混合网格相结合, 通过对不同数量网格的试算和比较, 得到了网格无关解, 最终确定了网格方案, 此时网格单元(cells)总数约为 768000 个, 如图 4 所示. 为了较准确描述搅拌槽内的流动特性, 本工作对桨叶区和环形分布器的气体入口区进行了网格加密处理, 如图 5 和 6 所示.

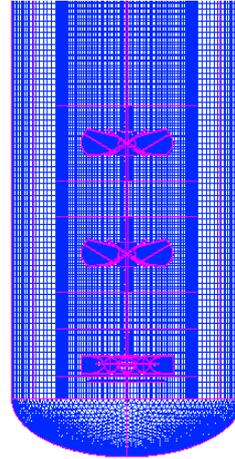


图 4 搅拌槽内网格示意图  
Fig.4 Grids in the stirred tank

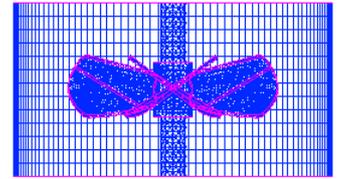


图 5 桨叶区网格示意图  
Fig.5 Grids in the impeller region

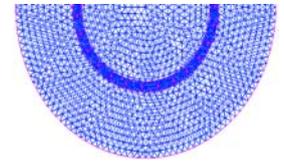


图 6 气体分布器区域网格示意图  
Fig.6 Grids in the gas sparger region

计算中桨叶的运动采用多重参考系法(MFR)处理. 流动状况为定常流动, 应用欧拉-欧拉方法时, 引入如下假设: 气泡为球形, 直径不变, 均为 0.003 m, 暂不考虑气泡的聚并和破碎.

### 4 结果比较与分析

#### 4.1 气-液搅拌槽内流场的模拟

数值模拟搅拌槽内液相的速度矢量如图 7 所示, 工况是  $Q=5$  m<sup>3</sup>/h,  $N=300$  r/min. 由图可以看出, 全槽流场分成 3 个循环区, 底桨是径流式桨, 液体被底桨径向甩出, 搅拌槽下部区域的流体形成了上下 2 个循环流动,

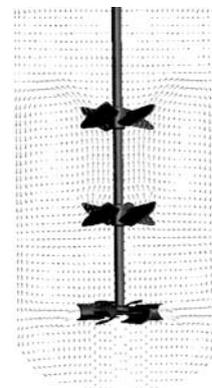


图 7 气-液搅拌槽内液相速度矢量图

Fig.7 Liquid velocity vector profile in the gas-liquid stirred tank

中、上层浆是轴流式浆，在槽的中上部区域流体形成了一个大的循环流动。从图还可以看出，在靠近液面附近存在一个较弱的二次循环流，这与实验观察到的流场相吻合。

## 4.2 功率准数和通气搅拌功率

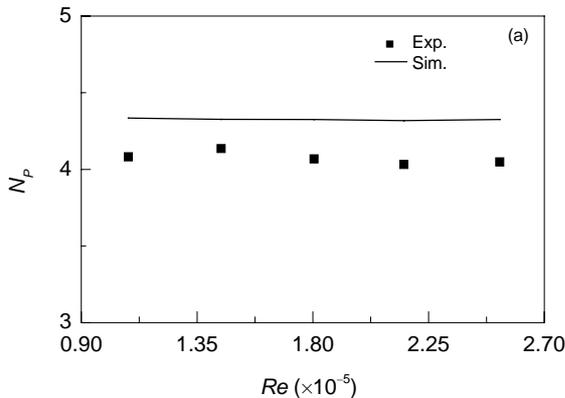
### 4.2.1 功率准数

功率准数可用下式来计算：

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5},$$

其中， $P=2\pi NM$ 。

图8给出了功率准数 $N_p$ 随叶端雷诺数 $Re$ 的变化曲线。从图可以看出，当流动进入湍流区时， $N_p$ 不再随



$Re$  的变化而变化。功率准数的模拟值与实验结果吻合良好，平均相对误差为 6.1%。

### 4.2.2 通气搅拌功率

通气搅拌功率是在通气操作时实际消耗的搅拌功率，该参数对于气-液分散和传质是非常重要的。图9给出了通气功率与通气流量的关系。从图可以看出，随着通气流量的增加，通气功率逐渐降低，模拟值与实验值吻合良好。但随着搅拌转速的增加，通气搅拌功率的模拟结果与实验值的相对误差有所增加。当 $N=420$  r/min,  $Q=7.5$  m<sup>3</sup>/h时，相对误差达到 14.1%，这可能是由于单一气泡尺寸的假设所致。

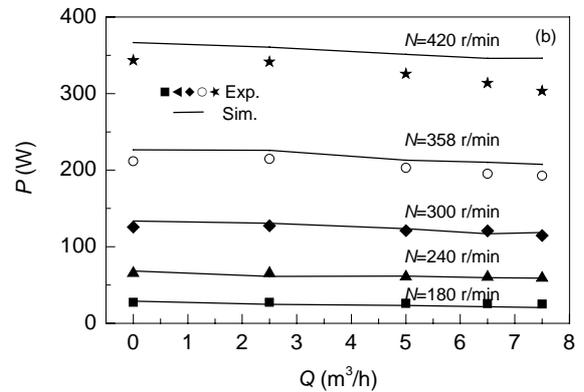


图8 功率准数和通气功率的模拟结果与实验值比较

Fig.8 Comparison of the power number and gassed power demand between the simulation and experimental results

## 4.3 气含率

### 4.3.1 总体气含率

总体气含率的模拟结果与实验值的比较如图9所示。从图可看出，总体气含率 $\epsilon_G$ 随单位体积功 $P_V$ 的增大而增大，随通气流量 $Q$ 的增大而增大。总体气含率的模拟结果与实验值吻合较好，平均相对误差为 13.3%。

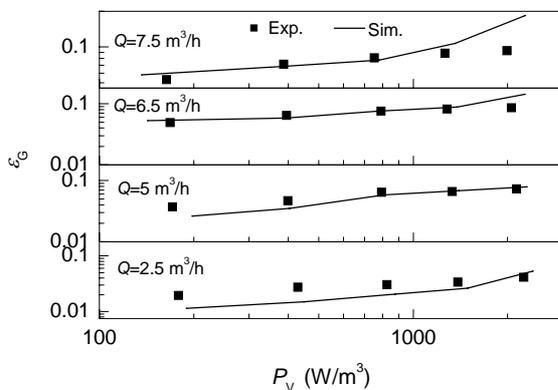


图9 总体气含率模拟结果与实验值的比较

Fig.9 Comparison of overall gas holdup between the simulation and experimental results

但在不同的操作区域两者的误差不同，在低通气流量、低搅拌转速或较高通气流量、高转速条件下，模拟结果与实验值相差较大，这可能是由于在实际操作条件下的气泡尺寸与模型假设的相差较远，且在不同操作条件下气泡的聚并与破碎的概率不同，从而导致模拟结果与实验值相差较大。对于气-液两相的模拟如果能采用与实际相符的气泡尺寸而非单一气泡尺寸，同时考虑在搅拌槽内不同区域的气泡聚并与破碎<sup>[17]</sup>，将能更好地模拟气-液两相流动，这也是下一步研究工作的内容。

### 4.3.2 局部气含率

轴向局部气含率可以充分地表征气体在槽内的分布状况，搅拌槽内局部气含率分布(工况为 $Q=5$  m<sup>3</sup>/h,  $N=300$  r/min)模拟结果如图10所示。从图可以清楚地看出，本工作所研究的搅拌槽内的气含率分布总体上比较均匀，但存在局部气含率很高的区域，即气泡的富集区域，特别是上层浆叶上方靠近壁面附近区域。为便于与文献[22]的实验数据比较，通过模拟计算给出了两挡板中间靠近壁面附近(距离壁面 0.035 m 处)的轴向局部气含率分布，如图11所示。由图可以看出，虽然在整个搅

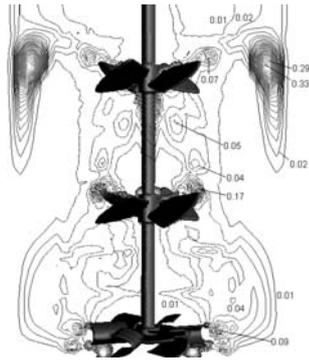


图 10 局部气含率分布  
Fig.10 Local gas holdup distributions

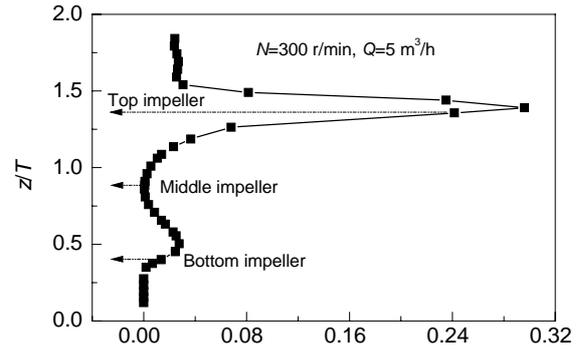


图 11 轴向局部气含率分布  
Fig.11 Axial local gas holdup distribution

拌槽内的轴向气体分布总体上比较均匀,但是在上层浆上方附近靠近釜壁出现了一个远高于平均气含率的峰值,最大局部气含率达到 0.29,而在该操作条件下的总体平均气含率仅为 0.06,这一结果与文献[22]的结果趋势吻合.从图 7 可以看出,在上层浆上方附近靠近釜壁存在一个回流区,因此在该区域形成了气泡的富集,从而导致了该区域局部气含率远高于其他区域.

### 5 结论

通过对三层组合浆搅拌槽气液流动进行实验研究和数值模拟,得到了以下主要结论:

(1) 功率准数、通气功率和总体气含率的模拟结果与实验值相吻合,表明采用欧拉-欧拉方法及单一气泡尺寸假设对搅拌槽内气-液两相流的数值模拟是可行的.

(2) 对于所研究的搅拌浆组合,搅拌槽内的气含率分布总体上比较均匀,但存在局部气含率很高的区域,特别是在上层浆叶上方靠近壁面附近区域存在局部气含率的峰值,该峰值是全槽平均气含率的 5.5 倍.

#### 符号表:

$D$	搅拌桨直径 (m)	$F$	曳力 (N)
$g$	重力加速度 ( $m/s^2$ )	$H_0$	通气前的液位 (m)
$H_g$	通气后的液位 (m)	$M$	扭矩 (N·m)
$N$	搅拌转速 (r/min)	$N_p$	功率准数
$p$	压力 ( $N/m^2$ )	$P$	通气功率 (W)
$P_v$	单位体积功 ( $W/m^3$ )	$Q$	通气量 ( $m^3/h$ )
$Re$	叶轮雷诺数	$t$	时间 (s)
$T$	槽径 (m)	$z$	轴向坐标 (m)
$\rho$	流体相的密度 ( $kg/m^3$ )	$\varepsilon_G$	总体气含率
$\mu$	粘度 (Pa·s)		
下标			
$k$	相	$i, j, m$	空间位置
$n$	相的总数		

#### 参考文献:

[1] Vasconcelos J M T, Orvalho S C P, Rodrigues A M A F, et al. Effect

of Blade Shape on the Performance of Six-bladed Disk Turbine Impellers [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2000, 39(1): 203-213.

[2] Oldshue J Y, Post T A, Westman R J. Comparison of Mass Transfer Characteristics of Radial & Axial Flow Impellers [A]. Associazione Italiana di Ingegneria Chimica. The 6th European Conference on Mixing [C]. Bologna: TecnoPrint, 1988. 345-350.

[3] Smith J M, Gao Z. Power Demand of Gas Dispersing Impellers under High Load Conditions [J]. Chem. Eng. Res. Des., 2001, 79(7): 575-580.

[4] Gao Z, Smith J M. Gas Dispersion in Sparged and Boiling Reactors [J]. Trans. IChemE, Part A, 2001, 79(12): 973-978.

[5] 陈凯, 王嘉骏, 顾雪萍, 等. 双层搅拌器组合的气体分散性能研究 [J]. 化学工程, 2004, 32(3): 24-27.

[6] 郝志刚, 包雨云, 高正明. 多层组合浆搅拌槽内气-液分散特性的研究 [J]. 高校化学工程学报, 2004, 18(5): 547-552.

[7] 刘飞鸣, 林兴华, 施建强, 等. 组合浆的气液搅拌特性实验研究 [J]. 化工机械, 2004, 31(2): 67-70.

[8] Harvey P S, Greaves M. Turbulent Flow in an Agitated Vessel: Part II: Numerical Solution and Model Prediction [J]. Trans. IChemE, 1982, 60(2): 201-210.

[9] Middleton J C, Piece F, Lynch P M. Computational of Flow Fields and Complex Reactors Yield in Turbulent Stirred Reactors, and Comparison with Experiment Data [J]. Chem. Eng. Res. Des., 1986, 64(1): 19-22.

[10] Ranade V V, Van den Akker H E A. A Computational Snapshot of Gas-Liquid Flow in Baffled Stirred Reactors [J]. Chem. Eng. Sci., 1994, 49(24b): 5175-5192.

[11] Ranade V V, Dometti S M S. Computational Snapshot of Flow Generated by Axial Impellers in Baffled Stirred Vessels [J]. Trans. IChemE, 1996, 74(4): 476-484.

[12] Brucato A, Ciofalo M, Grisafi F, et al. Numerical Prediction of Flow Fields in Baffled Stirred Vessels: A Comparison of Alternative Modeling Approaches [J]. Chem. Eng. Sci., 1998, 53(21): 3653-3684.

[13] 王卫京, 毛在砂. 用改进的内外迭代法数值模拟 Rushton 涡轮搅拌槽流场 [J]. 过程工程学报, 2002, 2(3): 193-198.

[14] Ranade V V, Perrarde M, Xuereb C, et al. Influence of Gas Flow Rate on the Structure of Trailing Vortices of a Rushton Turbine: PIV Measurements and CFD Simulations [J]. Trans. IChemE, 2001, 79(12): 957-964.

[15] Lane G L, Schwarz M P, Evans G M. Predicting Gas-Liquid Flow in

- a Mechanically Stirred Tank [J]. *Applied Mathematical Modelling*, 2002, 26: 223–235.
- [16] Wang W J, Mao Z S. Numerical Simulation of Gas–Liquid Flow in a Stirred Tank with a Rushton Impeller [J]. *Chin. J. Chem. Eng.*, 2002, 10(4): 385–395.
- [17] Alves S S, Maia C I, Vasconcelos J M T. Experimental and Modelling Study of Gas Dispersion in a Double Turbine Stirred Tank [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 2002, 57: 487–496.
- [18] Marion A G, Rodolphe S, Catherine X, et al. CFD Analysis of Industrial Multi-staged Stirred Vessels [J]. *Chem. Eng. Process.*, 2006, 45: 415–427.
- [19] 龙建刚, 包雨云, 高正明. 搅拌槽内不同桨型组合的气–液分散特性 [J]. *北京化工大学学报*, 2005, 32(5): 1–5.
- [20] Bao Y Y, Hao Z G, Gao Z M, et al. Suspension of Buoyant Particles in a Three Phase Stirred Tank [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 2005, 60: 2283–2292.
- [21] Deen N G, Van S A M, Kuipers J A M. Multi-scale Modeling of Dispersed Gas–Liquid Two-phase Flow [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 2004, 59: 1853–1861.
- [22] Gao Z M, Smith J M, Muller-steinhausen H. Void Fraction Distribution in Sparged and Boiling Reactors with Modern Impeller Configuration [J]. *Chem. Eng. Process.*, 2001, 40: 489–497.

## Experimental Study and Numerical Simulation of Gas–Liquid Flow in a Stirred Tank with a New Multiple Impeller

SONG Yue-lan, GAO Zheng-ming, LI Zhi-peng

(College of Chemical Engineering, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

**Abstract:** The fluid flow in a gas–liquid stirred tank of 0.476 m diameter with triple impellers was experimentally investigated and numerically simulated. The Eulerian–Eulerian formulation, standard  $k$ – $\varepsilon$  turbulent model and multiple frames of reference (MFR) method were used in the simulation. The newly developed four-half-elliptical-hollow-blade disk turbine (HEDT) was used as the bottom impeller to disperse the incoming gas, and two upward-pumping four-wide-blade hydrofoil ( $WH_U$ ) impellers were used as middle and top impellers to insure the homogenous mixing from the top to bottom in the tank. The power number, gassed power demand and overall gas holdup predicted by CFD are in good agreement with the experimental data. The local gas holdup distribution is mainly controlled by the flow field. There is a region with very high local gas holdup just above the top impeller and near the tank wall, which is in agreement with the literature. The results are of importance to the optimization of industrial stirred tank reactors.

**Key words:** stirred tank; gas–liquid flow; CFD; numerical simulation; multiple impeller agitator