

固-液搅拌槽内槽底流场的 CFD 模拟

王振松 李良超 黄雄斌*
(北京化工大学化学工程学院, 北京 100029)

摘要: 使用计算流体力学 CFD 软件 CFX-5.5.1 对搅拌槽内固液流场进行了数值模拟。搅拌槽直径 $T = 476$ mm, 槽内均布四块挡板, 搅拌桨为 CBY 桨。两相物系采用玻璃珠-水体系, 固体体积分数 ν_s 为 5.4%。文中使用标准 $k-\epsilon$ 模型计算了清水与固液两相的流场, 考察了槽内的流场的分布对固体颗粒悬浮状况的影响, 同时把槽底的水和 ν_s 为 5.4% 的固液两相模拟结果与实验结果进行了对比, 模拟结果与实验较吻合。

关键词: 计算流体力学(CFD); 固液体系; $k-\epsilon$ 模型; 搅拌槽

中图分类号: TQ027.1

自上世纪 40 年代开始, 固液搅拌操作已被广泛应用于工业过程中, 对其研究的重点是如何以最小的能耗获得所需要的悬浮效果, 而搅拌槽底的流动状况对固体颗粒的离底悬浮起决定性作用, 故研究槽底的流场具有重要的意义。固液搅拌槽内液相速度的实验研究主要集中于叶轮区、循环区内, 近年在近壁区的研究也有所增加, 1995 年^[1]包雨云用双电导电极探针对 750 mm × 750 mm × 1 000 mm 方形槽内槽底及其近壁区固液两相流中连续相流场分布进行了研究。1996 年^[2]祝铃钰对槽底的速度分布进行了研究。2002 年^[3]黄雄斌等用 CBYIII 桨研究了搅拌槽内加入固体颗粒后对近壁槽底液相速度的影响。2004 年^[4]李良超等采用 CBYIII 桨研究了近壁及槽底的流场状况。随着计算流体力学(CFD)技术的发展, 对给定条件下反应器的流体流动状况进行预测已经成为可能。目前所报道的两相流数值模拟研究主要集中于浓度分布及其整个流场流动趋势的模拟, 2000^[5]年 G. Micale 模拟了搅拌槽中的浓度场。2003^[6]年 J. J. Derksen 对搅拌槽内的固体颗粒悬浮情况进行了模拟, 2003 年^[7]Giuseppina Montante 等模拟了搅拌槽内多层浆假塑性流体中固体颗粒浓度的分布。2003^[8]年钟丽等模拟了固体颗粒体积分数 5% 的固液流场及离底悬浮转速, 叶轮

区模拟结果误差较小, 离叶轮越远的流场数值模拟结果与实验值误差越大。关于靠近搅拌槽底(如离底距离 0.4 mm)流场的模拟研究却未见报道。本文的目的就是对搅拌槽底的局部流场及其整个流场的分布趋势进行模拟, 并与实验数据进行对比, 来验证计算流体力学方法对槽底流场的模拟的准确性。

1 计算体系与模拟方法

1.1 计算体系

1.1.1 搅拌槽结构 计算采用的搅拌槽槽体为圆柱形, 搅拌槽直径 $T = 0.476$ m, 液位高 $H = 0.476$ m, 均布 4 块挡板, 挡板宽度为 $T/10$, 离壁面距离为 5 mm。搅拌桨采用 CBY 桨, 桨的直径 $D = 0.44 T$, 桨叶离底距离 $C = 0.33 H$ 。桨的结构如图 1 所示。



图 1 CBY 桨结构图

Fig. 1 Configuration of CBY airfoil impeller

1.1.2 网格划分 计算中采用的网格是四面体非结构化网格。对槽体静止体系部分、桨叶旋转部分分别划分网格。为便于网格的划分, 在槽底中心到桨叶旋转部分设有直径为 2 mm 的虚拟轴。为增加计算的精确度, 对桨叶、交界面, 近壁区采取网格加密处理。网格总数为 716 217 个, 网格节点总数为 154 987 个。

收稿日期: 2004-10-11

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(19976002)

第一作者: 男, 1979 年生, 硕士生

*通讯联系人

E-mail: huangxb@mail.buct.edu.cn

1.1.3 计算物系 研究的物系为玻璃珠-水两相体系,颗粒的平均直径设为 $100\ \mu\text{m}$, 密度为 $2\ 500\ \text{kg}/\text{m}^3$, 固相体积分数 v 为 $5.4\ \%$ 。

1.2 模拟方法

采用 CFD 软件 CFX-5.5.1, 对搅拌槽内近壁液相速度进行模拟。液相湍流模型采用 $k-\epsilon$ 模型, 如式(1)所示, 其中 S_ϕ 为源项。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \phi) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i \phi) - \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma} \right) \frac{\partial \phi}{\partial x_i} \right] + S_\phi \quad (1)$$

当 ϕ 分别为 k 和 ϵ 得到湍流动能 k 和湍流动能耗散速率 ϵ 的传递方程为式(2)(3)

$$\frac{Dk}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_k - \epsilon \quad (2)$$

其中 S_ϕ 为 $(G - \epsilon)$

$$\frac{D\epsilon}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_i} + C_1 \epsilon - C_2 \frac{\epsilon^2}{k} \quad (3)$$

其中, S_ϕ 为 $C_1 \epsilon - C_2 \frac{\epsilon^2}{k}$

$$G_k = - \rho u_i u_j \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \quad (4)$$

$$\mu_t = C_\mu \frac{\rho k^2}{\epsilon} \quad (5)$$

其中 ϕ 代表传递变量 (k, ϵ, c), x_i 代表坐标轴; S_ϕ 为单位体积源项, 可以表达为线性的或非线性的, G_k 代表由于平均速度梯度而产生的湍流动能项, μ_t 为湍流黏度因数。

上述方法所出现的因数按 Launder 和 Spalding^[9]所推荐的数据。 $C_1 = 1.44, C_2 = 1.92, C_\mu = 0.09, k = 1.0, \sigma = 1.3$ 。

将液相设为连续相, 将固体颗粒设为分散相。计算中假设固液两相间无质量传递, 由于本研究的固相体积分数小于 0.2 , 适用于 Wen-Yu^[10]模型, 故固液两相间动量交换因数 K_{ls} 使用该模型求解

$$K_{ls} = \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_s |v_s - v_l|}{d_s} i^{2.65} \quad (6)$$

$$C_D = \frac{24}{Re_s} [1 + 0.15 (Re_s)^{0.687}] \quad (7)$$

$$Re_s = \frac{\rho_l d_s |v_s - v_l|}{\mu_l} \quad (8)$$

式中, d_s 颗粒直径, m; v_s, v_l 分别为固相和液相流体的速度, m/s; ρ_s, ρ_l 分别为固相和液相流体的体积分数; ρ_l 液体密度, kg/m^3 ; μ_l 液体黏度, Pa·s。

边界条件 液面设为自由滑移壁面, 即

$$\frac{\partial u}{\partial z} = \frac{\partial v}{\partial z} = \frac{\partial w}{\partial z} = 0 \quad (9)$$

旋转部分搅拌轴及其桨叶设为无滑动(静止)壁面, 对近壁区域流动计算的处理采用 Scalable 壁面函数模型。计算采用多重参考系法(MFR), 即桨叶所在区域是以桨叶速度旋转的参考系, 其他区域使用静止参考系来计算叶轮外的流动场。两个不同区域内的动量、能量、热量交换采用在交界面上转换来实现。搅拌转速与实验值 ($356\ \text{r}/\text{min}$) 相同, 流动的状态为定常流动。差分格式使用一阶迎风, 残差设置为 10^{-4} 。物理时间步长为 $0.025\ \text{s}$ 。

2 数值模拟结果与分析

2.1 宏观流场模拟

由文献可知, 对轴流式叶轮向下泵送操作, 从叶轮排出的流体在接近槽底时, 将分成两部分, 如图 2 所示, 一部分加入全槽主体循环, 另一部分在槽底中心形成一个倒锥形的小循环区域^[11]。

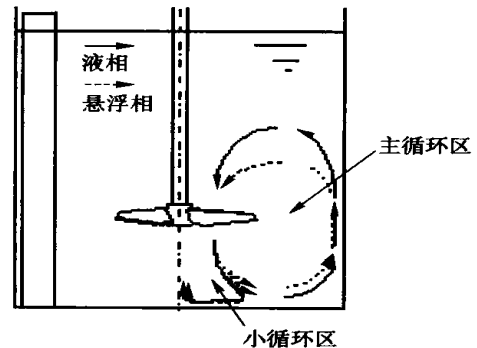


图 2 轴流式叶轮搅拌流体循环示意图

Fig. 2 Circulation flow of an axial impeller

图 3 为搅拌转速 $356\ \text{r} \cdot \text{min}^{-1}$ 时, 模拟计算得到的两挡板中间面的速度分布图。由图 3 的宏观速度场分布可见, 在搅拌槽底至液面之间形成主循环区域, 在搅拌槽底中心部分形成一个小循环区域。这些特点与文献[12]用 PIV 测得的及其用 CFD 模拟得到的 CB Y 桨的清水流场的结果基本相同。由图 3(a)(b)可知, 加入固体颗粒后, 因颗粒对液相作用, 使流场的主体循环范围降低, 并且流速的最大值和最小值均有下降。图 3(c)(d)为槽底 ($h = 0.4\ \text{mm}$ 处) 的流场分布图, 由其可知: 由于颗粒的加入, 使流场的主体循环速度(流速的最大值)下降, 但是当颗粒沉降速度大于液相速度并且与其方向一致时, 可以起到加速的作用, 并不是流场的各部分流速都减小。

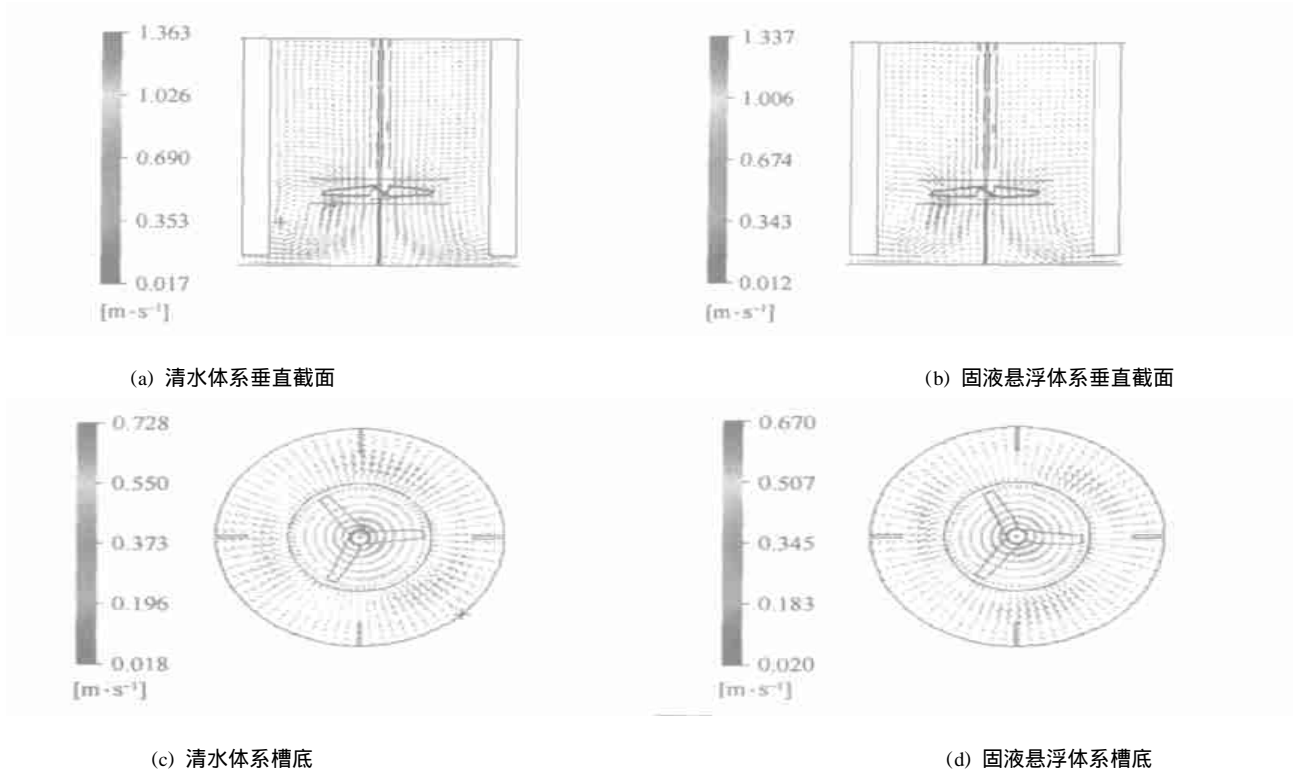


图 3 固定转速下流场分布图

Fig. 3 Flow field for liquid and dilute suspension

2.2 槽底流场模拟

2.2.1 槽底液相速度分析 图 4 为转速 356 (r/min) 时模拟的槽底 ($h = 0.4 \text{ mm}$) 清水和固液两相

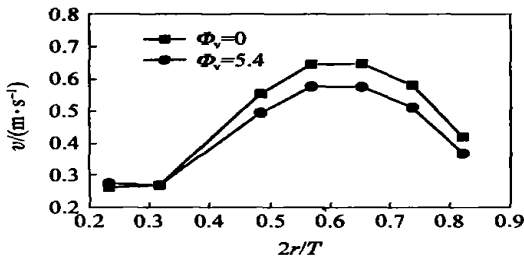


图 4 槽底液相速度分布比较

Fig. 4 Liquid velocities distribution in bottom region

($\Phi_v = 5.4\%$) 速度分布比较图。由图 4 可以看出模拟的清水与固液两相的液相速度分布趋势基本一致, 由于槽底 ($h = 0.4 \text{ mm}$) 处于层流底层, 流速低于主循环区的液相速度。在槽中心位置由于颗粒的沉降速度与液相速度的方向较为一致, 对液相起到了加速的作用, 速度较清水体系有所增大; 而在其他区域由于颗粒沉降速度的影响, 液相速度均有所衰减, 平均衰减幅度为 11.3%, 在逐渐靠近槽壁的过程中, 衰减幅度逐渐增大, 这主要是因为距离槽壁越近, 液相速度方向逐渐向上偏移, 与颗粒的沉降方向

一致性越差, 导致液相速度衰减幅度增加。

2.2.2 槽底区液相速度分布与实验结果比较 将距槽底 0.4 mm 处 ($2r/T = 0.232, 0.316, 0.48, 0.568, 0.652, 0.736, 0.82$) 的模拟结果和文献 [4] 实验测得的结果进行比较, 结果分别如表 1 和图 5 所

表 1 液相速度在槽底 ($h = 0.4 \text{ mm}$) 模拟结果和实验结果比较

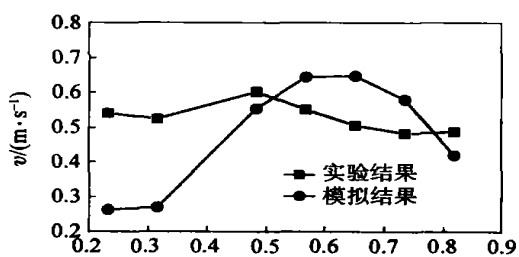
Table 1 Comparison of liquid velocities in bottom region between experiment and simulation

	V_{\max} /(m/s)	$(2r/T)_{\max}$	平均衰 减率/%
实验结果 ($\Phi_v = 5.4\%$)	0.548	0.484	8.1
模拟结果 ($\Phi_v = 5.4\%$)	0.594	0.652	9.01
相对误差/%	7.7	35	11.2

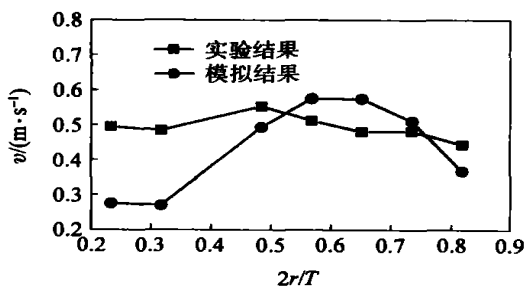
示。由于在槽中心和靠近槽壁处容易形成死区, 流体在这个区域受搅拌桨的推动作用较小, 故槽底两挡板中间到槽中心区域, 无论模拟还是试验均是在靠近槽中心和边缘区域的液相速度比较小。而在这两个区域之间参与主循环区域的流体受搅拌桨的推动作用较大, 故速度最大点应该出现在槽中心与槽壁的中间区域, 模拟的最大液相速度位置 ($2r/T = 0.562$ 处) 比实验结果 ($2r/T = 0.484$ 处) 更靠近边

缘。模拟结果和实验结果误差为 35%。这可能是由于模拟所采用的液相湍流模型与实际的流场流动有一定误差造成的。特别是对靠近槽中心的非主循环区域的模拟误差较大(由于 - 模型低估了旋涡的湍流强度)。另外实验测定的是固定点主流方向的液相速度值,而模拟结果则是该点在主流方向上所有速度(包括其他方向速度在主流方向上的分量)的平均值。对固液两相体系,模拟结果较准确地反映了由于固体颗粒的加入使液相速度衰减的现象,模拟的液相速度衰减幅度为 9.01%,与实验结果的误差为 11.2%。

从总体上看,模拟结果与实验结果误差较大,这主要是因为模型的偏差及其实验测定与模拟速度方法的不一致造成纯液相的模拟误差较大(如图 5(a)所示)所致。



(a) v_s = 0



(b) v_s = 5.4%

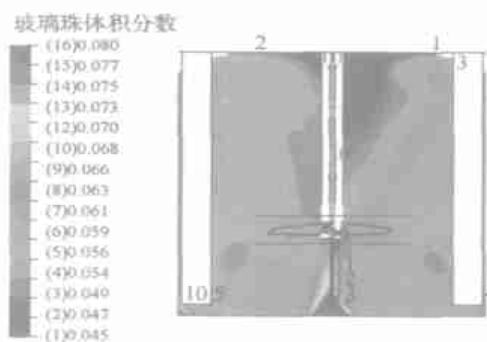
图 5 槽底液相速度模拟结果和实验结果比较图

Fig. 5 Comparison of liquid velocities in bottom region between experiment and simulation

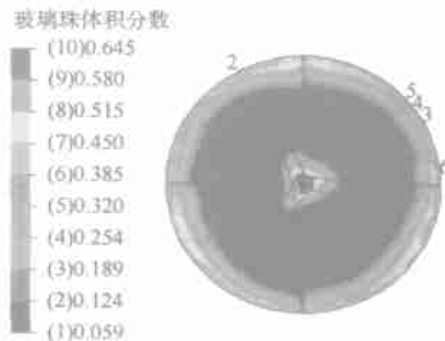
2.3 浓度场模拟

图 6 所示为转速 356 r · min⁻¹ 时 CFD 模拟的固相体积分数分布图。由颗粒的浓度分布图 6(a) 和速度分布图 3(b) 可知,槽顶部流速最低,加之颗粒的沉降作用,达到顶部的颗粒较少而浓度最低;叶轮区和主循环区流速较高,且固体颗粒则由于绝大部分参与到主循环中,故浓度比槽顶略高,但在主循环区的中心,出现了低浓区。从颗粒的浓度分布图

6(b) 和速度分布图 3(d) 可以看出,在槽底小循环区和槽底边缘区域,流速最小而固体颗粒浓度最大,因为在小循环区和槽底边缘区流速低,流动方向多变,易形成漩涡,造成死区,使槽底的颗粒不能参与到整个搅拌槽的循环中,因而此区域浓度最高。比较同一径向位置槽底 (h = 0.4 mm) 与主循环区的浓度数值发现,槽底浓度稍高,这是由于槽底流动速度较小,并且由于颗粒的沉降造成底部的颗粒部分不能上升到其他轴向高度,因此浓度过高。这和实验观察的现象是一致的。



(a) 垂直截面



(b) 槽底 (h = 0.4 mm)

图 6 浓度场分布

Fig. 6 Concentration field for dilute suspension

上述结果表明,搅拌槽内的流场状况对浓度场起决定性作用,从而决定其悬浮效果。

3 结论

本文使用 CFD 方法对清水体系和固液两相体系的流场进行了模拟,对搅拌槽底及其全槽的宏观速度、浓度分布进行了初步预测。研究成果表明

- 1) 搅拌槽槽底浓度分布即悬浮状况取决于槽底流场的分布,液相速度高的区域浓度低;反之,液相速度低的区域浓度高。
- 2) 搅拌槽底的流场预测与文献中的实验结果

趋势一致,最大速度值误差较小,但最大速度位置误差较大,特别是对靠近槽中心的非主循环区域的模拟误差较大。

3) 对固液两相体系,模拟结果较准确地反映了由于固体颗粒加入使液相速度衰减的现象。

符 号 说 明

t ——时间, s

u_i —— i 方向上分速度, m/s

——湍流动能的普朗特数

——湍流能量耗散速率的普朗特数

——湍流动能耗散速率, J/s

u_i —— i 方向上的脉动速度, m/s

ρ ——液相密度, kg/m³

r ——测量径, mm

V ——液相速度, m/s

V_{\max} ——最大液相速度, m/s

——湍流动能, J

V_1 ——液箱速度, m/s

参 考 文 献

- [1] 包雨云. 固液搅拌槽中液相速度测量技术开发及搅拌装置在水处理过程中的应用研究[D]. [硕士学位论文]. 北京:北京化工大学,1995
- [2] 祝铃钰. 固液悬浮搅拌器中的局部速度测量[D]. [硕士学位论文]. 北京:北京化工大学,1996
- [3] 黄雄斌,闫宪斌,施力田,等. 固液搅拌槽内液相速度的分布[J]. 化工学报,2002,53(7):717-722
- [4] 李良超,黄雄斌. 固液搅拌槽内近壁区液相速度研究[J]. 北京化工大学学报,2005,32(1):33-38
- [5] Micale G. CFD simulation of particle distribution in stirred vessels[J]. Trans IchemE, 2000, 78(A):435-444
- [6] Derksen J J. Simulation of solid particle dispersion in agitated tanks[C] 11th European Conference on Mixing, VDF GVC, Germany: FUCH-DRUCK, 2003
- [7] Guseppina Montante, Franco Magelli. CFD modeling of particle distribution in a vessel stirred by multiple impellers: The case of pseudoplastia liquids[C] 11th European Conference on Mixing, VDF GVC, Germany: FUCH-DRUCK, 2003
- [8] 钟丽,黄雄斌,贾志刚. 固-液搅拌槽内颗粒离底悬浮转速的 CFD 模拟[J]. 北京化工大学学报,2003,30(6):18-22
- [9] Launder B E, Spalding D B. The numerical computations of turbulent flows[J]. Computer Method in Applied Mechanics and Engineering,1974,3:269-289
- [10] Wen C Y, Yu Y H. Mechanics of fluidization[J]. Chem Eng Prog Symp Series, 1966, 62: 100-111
- [11] Ranade V V, Joshi J B. Flow generated by pitched blade turbines: Measurements using laser doppler anemometer[J]. Chem Eng Commi, 1989, 81:197-224
- [12] 马青山,聂毅强,仓雨云,等. 搅拌槽内三维流场的数值模拟[J]. 化工学报,2003,54(5):612-618

CFD modeling of liquid velocity in solid - liquid stirred tanks

WANG Zhen-song LI Liang-chao HUANG Xiong-bin

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

Abstract: For the scale-up of solid-liquid stirred tanks, it is important to study the velocity distribution for both liquid and solid in a stirred tank. In this paper the liquid velocity in solid-liquid stirred tanks was predicated using Computational Fluid Dynamics(CFD) and validated by the experimental data obtained from the literature. The predication was carried out in a fully baffled, flat bottom vessel, with 476 mm diameter, equipped with CB VIII impeller. The multiphase flow was modeled using the $k-\epsilon$ model. The CFD predication of the velocity distribution in the bottom of the stirred tank is in good agreement with the experimental data.

Key words: computational fluid dynamics (CFD); solid-liquid system; $k-\epsilon$ model; stirred tank

(责任编辑 云志学)