

高固含搅拌槽内临界离底悬浮转速的数值模拟

张凤涛¹, 刘芳², 黄雄斌¹

(1. 北京化工大学化学工程学院, 北京 100029; 2. 北京华康达计算机应用技术有限公司, 北京 100029)

摘要: 使用计算流体软件 CFX5.5.1 对固液搅拌槽内颗粒的临界离底悬浮转速进行了数值模拟. 搅拌槽直径 $D=0.476$ m, 搅拌桨为三叶 CBY 螺旋桨. 桨叶安装高度 $h=D/3$. 固液两相为玻璃珠-水, 固体体积浓度为 15%~50%. 对临界离底悬浮的速度判据进行了修正, 并利用浓度判据与修正的速度判据得到颗粒临界离底悬浮转速 N_{js} , 模拟计算结果与实验数据的误差在工业允许的范围内. 同时, 对临界离底悬浮状态槽底部不同浓度下的流体湍流动能的分布情况以及大小进行了预测, 并对 2 种固体临界离底悬浮机理进行了验证.

关键词: 计算流体力学(CFD); 临界离底悬浮转速; 搅拌槽; 湍流动能

中图分类号: TQ027.1 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2007)03-0439-06

1 前言

固液悬浮技术研究的重点是如何以最小的能耗获得所需要的悬浮效果, 因此, 研究的目的是找出固液体系的临界离底悬浮转速, 同时开发高悬浮效率的搅拌叶轮. 达到完全离底悬浮状态所需要的最低搅拌速度称作临界离底悬浮转速 N_{js} . 对固液体系, 完全离底悬浮的研究较多, 有很多临界离底悬浮转速的关联式发表, 其中以 Zwietering^[1]的关联式最精确, 对物料的临界离底悬浮转速的估算与实测的误差小于 7%. 目前得到的 N_{js} 值一般是在实验室尺度的槽中通过实验由主观的方法估算而来, 再由此放大到工业混合器中. 对于工业应用的大尺度反应器以及高压等复杂情况, 在实验室是无法得到所需详细信息的, 所以需要寻找一种新的方法来预测工业搅拌槽内的临界离底悬浮转速 N_{js} .

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. 目前所报道的固液两相流数值模拟主要集中于低浓度体系, 关于高浓度固液体系(固相体积分数大于 20%的固液体系^[2])的研究较少, 这是由于现有 CFD 软件中大部分模型都只适用于低浓度体系, 对于需要考虑相间相互作用以及每一相的运动等复杂问题的高浓度体系, 适用的模型很少. 王振松等^[3]对固液搅拌槽内固相体积分数为 5.4%的槽底流场进行了模拟. 李良超等^[4]对固液搅拌槽内(固相体积浓度为 1.0%~5.4%)近壁区的液相速度进行了实验和模拟研究. 王峰等^[5]用内外迭代法对采用标准六直叶涡轮桨的搅拌槽内低浓度($\alpha_s < 20\%$)固液体系进行了数值模拟. Derksen^[6]模拟了搅拌槽内的固体颗粒悬浮情况. 钟丽等^[7]模拟了采用标准六直叶涡轮桨搅拌槽

内的固液流场及临界离底悬浮转速(固体颗粒体积分数为 5%). Lanre 等^[8]对搅拌槽内的固体颗粒悬浮进行了研究(固相体积浓度为 0.5%~50%). Micale 等^[9]使用 Eulerian-Eulerian 双流体模型对单层桨和多层桨的搅拌槽内中低浓度固体颗粒的分散进行了研究.

目前, 固液体系临界离底悬浮转速的模拟研究多集中于低浓度固液体系, 且多采用径向流搅拌桨, 但在实际工业应用中, 固液体系多采用轴向流搅拌桨. Chudacek^[10]以完全离底作判据对比了径向流搅拌桨和轴向流搅拌桨的悬浮效果, 研究表明轴向流搅拌桨的悬浮效果明显优于径向流搅拌桨. 为此, 本工作通过对临界离底悬浮模拟判据的修正, 利用商业软件 CFX5.5.1, 对采用轴向流搅拌桨的高固含搅拌槽内颗粒的临界离底悬浮转速进行预测, 并且将模拟结果和实验数据进行对比, 验证修正判据及商业软件 CFX5.5.1 对高浓度固液体系临界离底悬浮转速进行预测的合理性, 进而对设备的设计和放大过程起指导作用.

2 计算体系与模拟方法

2.1 计算体系

2.1.1 搅拌槽结构

计算采用的搅拌槽为有机玻璃圆柱形, 均布 4 块挡



图1 三叶 CBY 桨结构图

Fig.1 Configuration of CBY airfoil impeller

收稿日期: 2006-08-11, 修回日期: 2006-10-11

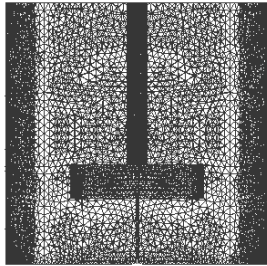
作者简介: 张凤涛(1980-), 男, 吉林省吉林市人, 硕士研究生, 化学工程专业; 黄雄斌, 通讯联系人, Tel: 010-64418267, E-mail: huangxb@mail.buct.edu.cn.

板,为全挡板条件. 搅拌槽直径 $D=0.476$ m, 液位高 $H=D$, 挡板宽度为 $D/10=0.0476$ m, 离壁面距离为 0.005 m. 搅拌桨采用三叶 CBY 轴流下压式螺旋桨, 桨直径 $d=0.44D$, 桨叶的安装高度 $h=D/3$. 桨的结构如图 1 所示.

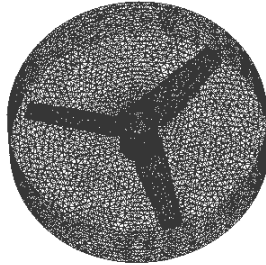
2.1.2 网格划分

计算中采用四面体非结构化网格对几何体进行划

分. 对槽体静止部分、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. 为了增加计算精度, 对桨叶、界面、搅拌轴、槽底区采取网格加密处理. 网格总数为 1564584 个, 网格节点总数为 290619 个, 各部分网格划分示意图如图 2 所示.



(a) Meshing for the static part of the stirred tank



(b) Meshing for the rotary part of the impeller



(c) Meshing for the impeller

图2 槽体网格划分示意图

Fig.2 Meshing for the stirred tank

2.1.3 计算物系

研究的高浓度固液体系为玻璃珠-水两相物系, 颗粒的直径为 $50\sim 150$ μm , 固体颗粒密度为 2500 kg/m^3 , 固相体积分数 α_s 为 15% , 25% , 30% , 35% , 40% , 45% , 50% .

2.2 模拟方法

使用CFD商业软件CFX5.5.1对高浓度固液体系进行数值模拟. 两相流模型选择Euler-Euler多相流模型中的颗粒模型, 最大颗粒直径 150 μm , 颗粒最大堆积体积分数取 0.74 . 湍流模型选用标准 k - ε 模型, 其控制方程如下:

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

当 ϕ 分别为 k 和 ε 时, 得到湍流动能 k 和湍流动能耗散速率 ε 的传递方程为

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

$$\rho \frac{D\varepsilon}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} G_k - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (3)$$

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

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

式中, ϕ 代表传递变量 (u_i , 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 为湍流粘度因数, $C_{1\varepsilon}$, $C_{2\varepsilon}$ 是模型常数, σ_k 和 σ_ε 分别为 k 和 ε 的湍流普朗特数. 按Launder等^[11]推荐的数据 $C_{1\varepsilon}=1.44$, $C_{2\varepsilon}=1.92$, $C_\mu=0.09$, $\sigma_k=1.0$, $\sigma_\varepsilon=1.3$.

由于本研究的固体颗粒浓度很高 ($\alpha_s=15\%\sim 50\%$), 而颗粒模型未考虑固相颗粒间的相互作用, 为了尽可能消除模型假设的误差, 固-液两相间动量交换系数 K_{sl} 的计算使用考虑颗粒间碰撞的 Gidaspow 模型:

$$K_{sl} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_l \rho_l |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{d_s} \alpha_l^{-2.65} \quad (\alpha_l > 0.8), \quad (6)$$

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{\alpha_l Re_s} \left[1 + 0.15 (\alpha_l Re_s)^{0.687} \right] & (Re_s \leq 1000) \\ 0.44 & (Re_s > 1000) \end{cases} \quad (7)$$

$$K_{sl} = 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_l) \mu_l}{\alpha_l d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_l \alpha_s |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{d_s} \quad (\alpha_l \leq 0.8), \quad (8)$$

$$Re_s = \frac{\rho_l d_s |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{\mu_l} \quad (9)$$

式中, d_s 为颗粒直径 (m), \vec{v}_l , \vec{v}_s 分别为液相和固相流体的速度矢量 (m/s), α_l , α_s 分别为液相和固相流体的体积分数, ρ_l 为液体密度 (kg/m^3), μ_l 为液体粘度 ($\text{Pa}\cdot\text{s}$).

液面设为自由滑移壁面, 旋转部分搅拌轴及其桨叶设为无滑移 (静止) 壁面, 静止部分搅拌轴设为无滑移 (移动) 壁面, 近壁区域流动计算的处理采用 Scalable 壁面函数模型, Scalable 壁面函数的定义如下:

$$U^* = \frac{1}{\kappa} \ln(Ey^*), \quad y^* = \max(y^*, 11.06), \quad (10)$$

$$U^* \equiv U_p C_\mu^{1/4} \kappa_p^{1/2} / (\tau_w / \rho), \quad (11)$$

$$y^* \equiv \frac{\rho C_\mu^{1/4} \kappa_p^{1/2} y_p}{\mu}, \quad (12)$$

式中, $\kappa=0.42$, 为 Karman 常数, $E=9.81$, 为实验常数, U_p 为 p 点的流体平均速度, κ_p 为 p 点的湍动能, y_p 为 p 点到壁面的距离, τ_w 为壁面切应力, μ 为流体的动力粘度。

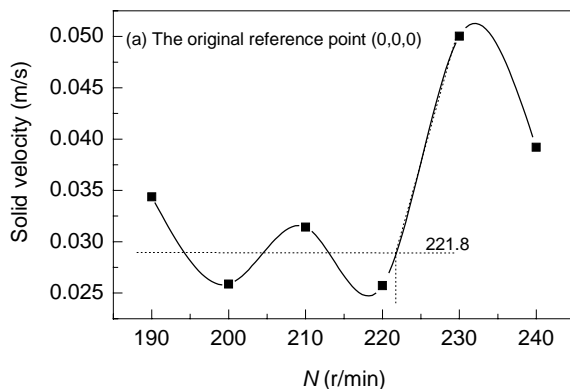
将静止部分与旋转部分的交界面设为 Fluid-Fluid 类型的冻结转子交界面. 计算中使用多重参考系法 (MFR), 即桨叶所在区域以桨叶速度旋转为参考系, 其他区域使用静止参考系. 流动状况为定常流流动. 差分格式使用一阶迎风, 计算残差取 1×10^{-4} .

3 数值模拟结果与分析

3.1 高浓度下固液体系临界离底悬浮转速的数值模拟

目前, 常用的完全离底悬浮判据是浓度判据和速度判据. 浓度判据^[7]是用颗粒堆积体积分数的最小值来作为完全离底悬浮的判据, 对球形颗粒, 其最小堆积体积分数为 0.52, 从模拟结果可估算出 N_{js} . 钟丽等^[7]的速度判据是以槽底中心的固体颗粒在不同搅拌转速下的速度大小的变化作为颗粒完全离底悬浮判据. 但实验观察发现, 采用不同类型搅拌桨的体系固体颗粒最后悬浮起来的点不完全是在搅拌槽的中心部位, 槽底角落也是难悬浮点, 同时发现浓度变化对最后悬浮起来点位置的影响显著, 在浓度一定时, 最后悬浮起来点的位置是基本固定的, 转速的改变对其影响很小. 对不同浓度, 最后悬浮起来点在距槽底中心半径约为 20~70 mm (槽底中心出料口半径为 20 mm) 的环形带范围内. 因此, 本工作对速度判据进行修正, 即在以浓度判据为参考的前提下, 以较高转速下最后悬浮起来的点为固定参考点, 考察此点速度的变化情况以判断临界离底悬浮转速.

在不同的搅拌转速下, 分别采用浓度判据和速度判



据对距槽底距离 $z=0.15$ mm 水平截面上固体体积浓度为 15% 的固液体系临界离底悬浮转速的数值模拟结果进行判断. 为了使该浓度的临界离底悬浮转速恰好在计算范围内, 根据王振松^[12]的实验数据, 模拟中选取 190, 200, 210, 220, 230, 240 r/min 6 个搅拌转速进行计算.

当颗粒堆积体积分分数高于 0.52 时, 说明固体颗粒没有完全悬浮起来, 在局部发生堆积. 由图 3 可看出, 随着转速的增大, 搅拌槽内固体颗粒堆积体积分分数逐渐减小, 当搅拌槽内(最终悬浮起来的点)颗粒堆积体积分数的最大值也小于 0.52 时, 说明颗粒达到完全离底悬浮状态, 此时对应的转速即为该浓度下的临界离底悬浮转速.

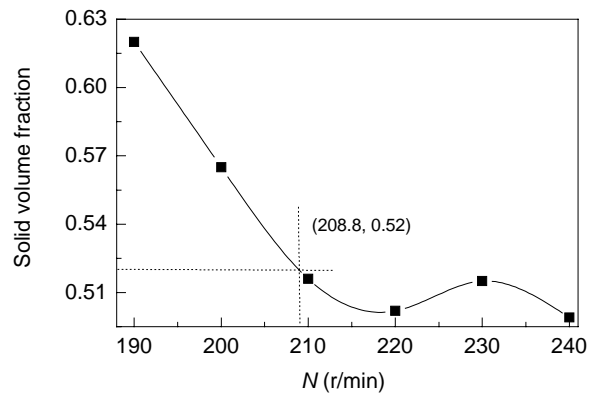


图 3 不同转速下最大固相体积分数的模拟结果
Fig.3 The simulation result of maximum solids volume fraction at different rotation speeds ($2r/D=0.31$)

取搅拌槽底中心坐标 (x, y, z) 为 $(0, 0, 0)$, z 向上为正. 以图 3 浓度为依据, 将 $N=210$ r/min 时最后悬浮起来的点 $(-55.24, 48.42, 0.15)$ 定为新的判断点, 与原判断点 [槽底中心处 $(0, 0, 0)$] 分别进行考察, 考察判断点的固体颗粒在不同搅拌转速下速度大小的变化. 当没有达到完全离底悬浮时, 颗粒速度变化很小; 当颗粒完全离底悬浮之后, 颗粒速度随搅拌转速的变化有较大的变化, 颗粒速度发生突变的点所对应的转速即为该浓度下的临界离底悬浮转速. 如图 4 所示.

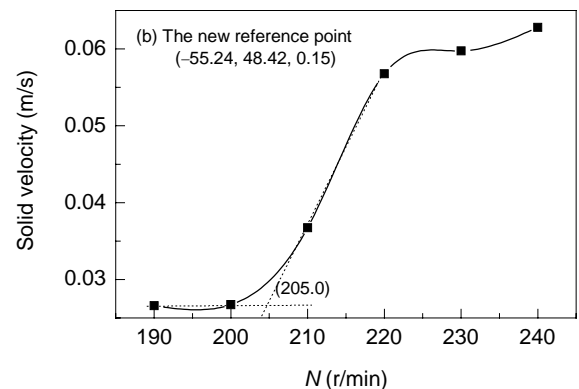


图 4 不同转速的固体颗粒速度

Fig.4 Solid velocity variations at the reference points under different rotation speeds

图4(a)采用原速度判据,考察位置在槽底中心,由于最后悬浮起来的点不完全在槽底中心,在颗粒完全离底悬浮之前,该点的颗粒速度随转速变化较大,突变点不易确定.为统一确定标准,取颗粒未达到完全离底悬浮时颗粒速度的平均值为水平线,将颗粒离底悬浮后颗粒速度变化最大区域内曲线用直线近似,定义该直线与水平线的交点为突变点[见图4(a)],此点转速即为颗粒临界离底悬浮转速 N_{js} ;图4(b)采用修正速度判据,先以浓度判据确定最后悬浮点的位置,然后计算此点的颗粒

速度并进行判断,由此大大地减小了由于颗粒速度脉动对临界离底悬浮转速 N_{js} 判断造成的误差.

根据以上3个判据得到颗粒临界离底悬浮转速 N_{js} 分别为208.8(浓度判据),221.8(原速度判据),205.0 r/min(修正速度判据).实验测量^[12]的数据为192.0 r/min,误差(以实验值为基准,相对误差的绝对值)分别为8.8%,15.5%,6.7%,原速度判据出现了较大的偏差.用同样的方法将不同浓度下临界离底悬浮转速的实验结果与模拟结果进行比较,结果如表1所示.

表1 不同浓度下临界离底悬浮转速的实验结果与模拟结果比较
Table 1 Comparison of experimental and calculated N_{js} at different rotation speeds

α_s (%)	15	25	30	35	40	45	50
Experimental N_{js} (r/min)	192	210	230	260	330	386	458
Calculated N_{js} of solids volume fraction criterion (r/min)	208.8	222	233.8	247.8	292.6	363.9	494.6
Error of solids volume fraction criterion (%)	8.8	5.7	1.7	4.7	11.3	5.7	8.7
Calculated N_{js} of the original criterion (r/min)	221.8	<200	<220	<230	250	<300	<450
Error of the original criterion (%)	15.5	>4.8	>4.5	>11.5	24.2	>22.3	>1.8
Calculated N_{js} of the modified criterion (r/min)	205	217	230	250	295	360	490
Error of the modified criterion (%)	6.8	3.3	0	3.8	10.6	6.7	7.0

由表1可见,原速度判据与实验值之间存在较大的误差.从浓度判据与修正的速度判据来看,除 $\alpha_s=40\%$ 以外,模拟计算得到的数值与实验测量值都吻合较好,尤其是修正后的速度判据更接近实验测量值.

在浓度小于35%和大于45%时,模拟值与实验值都吻合较好,但在35%~45%之间存在较大的偏差,尤其在 $\alpha_s=40\%$ 时模拟计算得到的临界离底悬浮转速与实验测量值之间存在不可忽视的误差.因 $\alpha_s=45\%$,50%两个更高浓度的数值模拟与实测值吻合较好,可排除模拟计算中边界条件不能完全适应实验体系的可能.因此,主要原因有可能正如Oldshue^[13]提到的,在功率与固体质量浓度相互关系中,存在一个比较复杂的变化区域(40%~60%, ω),当达到某一数值后,固体质量浓度再有少量增加时,功率可能不变,甚至还可能下降.再进一步增加固体的浓度,输出功率又会重新取决于固体的浓度.出现这一现象的原因可能是由于此区域固体浓度变化导致流体流变行为(如表观粘度)突变所致,在本研究的玻璃珠-水物系中,固体体积浓度40%换算为质量百分数恰好为62.5%,正好在此复杂区域范围左右.在模拟计算中,粘度按牛顿流体处理,忽略了流体流变行为改变的影响,可能造成模拟值与实验值之间有较大误差.

3.2 两种固体临界离底悬浮机理的验证

研究固体颗粒临界离底悬浮机理主要有两种模型,湍流涡流模型和主体流动模型.湍流涡流模型认为搅拌槽底部的固体颗粒临界悬浮由湍流旋涡控制,与颗粒尺寸相当的湍流涡从搅拌槽底部带起了静止的固体颗粒.

搅拌槽中通常存在一个湍流区,当槽底颗粒处于临界离底悬浮时,颗粒并不是总是悬浮着的,而是在槽底(中心及边缘区)停留1~2 s后被悬浮起来.在这种情况下,颗粒受到的是湍流的扰动作用,起作用的湍流大小也是一定的.主体流动理论认为流体流经固体颗粒时,固体颗粒处于边界层内,槽底的边界层是一个剪切速率很高的有旋场,对颗粒施加垂直向上的力,当流速达到一定时,作用力与固体颗粒的质量相等时,沉积在搅拌槽底部的固体颗粒全部达到离底悬浮状态.并且,对于同一固体颗粒,在不同浓度下达到临界离底悬浮时固体颗粒速度大小也是一定的.

目前,对湍流动能的研究已经很多,但多为清水或极稀悬浮液体系,而没有涉及高浓度固液悬浮体系.对于高浓度悬浮液中的湍流动能的分布情况以及湍流动能的大小还没有明确的实验数据.本工作通过模拟计算对高浓度固液体系中的湍流动能分布以及大小进行预测.

湍流动能是一个重要的湍流参数,它表征速度的脉动强度.无因次湍动能 k/U_{ip}^2 定义为

$$k/U_{ip}^2 = \frac{1}{2}(\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2})/U_{ip}^2, \quad (13)$$

式中, U_{ip} 为桨叶叶端线速度(m/s), $\overline{u'^2}$, $\overline{v'^2}$, $\overline{w'^2}$ 分别为径向、轴向和切向脉动速度平方的均值.

取 $\alpha_s=15\%$ 与30%两体系进行讨论.15%浓度对应的临界离底悬浮转速近似取为210 r/min,30%浓度对应的临界离底悬浮转速取为230 r/min.由此分别得到其对应

的槽底部分的无因次湍流动能 k/U_{tp}^2 分布, 如图 5. 由图可知, 15% 体系中无因次湍流动能大小主要在 10^{-5} 数量级, 而 30% 体系中无因次湍流动能大小主要在 10^{-4} 数量级范围, 在临界离底悬浮状态下, 随着固体颗粒浓度的增大, 无因次湍流动能增大. 用同样的方法得到其他浓

度体系的无因次湍流动能. 为了更直观地反映湍流动能的偏差, 在 7 种浓度体系中分别选取偏差最大和最小的两组浓度体系进行对比, 并与临界离底悬浮时相同浓度的颗粒速度进行比较, 结果如表 2 所示.

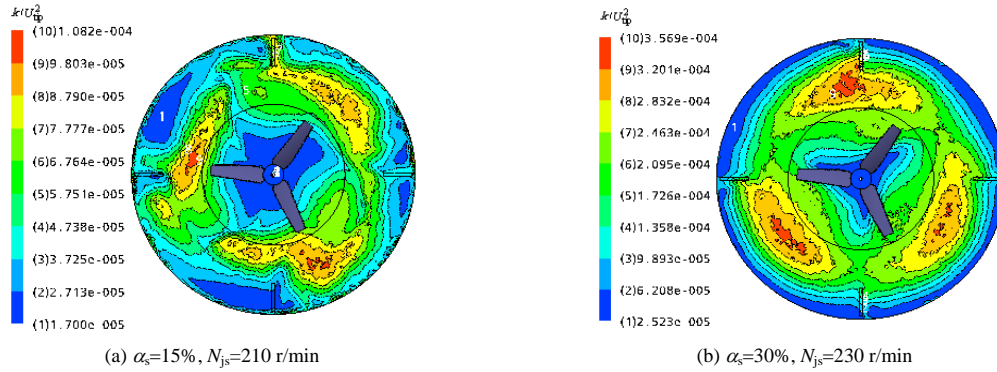


图 5 槽底平面无因次湍流动能分布

Fig.5 Distributions of turbulence kinetic energy in the bottom of tank ($z=0.15$ mm)

表 2 不同浓度下最后离底悬浮点的颗粒速度与湍流动能

Table 2 Turbulence kinetic energy and particle velocities with different solids concentrations at the just-suspension speed ($z=0.15$ mm)

α_s (%)	15	25	30	35
Solid resultant velocity (m/s)	0.0266	0.0240	0.0244	0.0225
Mean deviation (%)	9.1	1.5	0.1	7.7
Turbulence kinetic energy ($\times 10^{-4}$ m ² /s ²)	2.6	1.8	3.2	2.4
Mean deviation (%)	4.0	28.0	28.0	4.0
Normalized turbulence kinetic energy ($\times 10^{-5}$)	4.8	3.0	5.0	3.2
Mean deviation (%)	20.0	25.0	25.0	20.0

从表 2 可以看出, 湍流动能的绝对值相差很大, 这与湍流涡流模型是不一致的. 将湍流动能进行无因次处理后, 虽然消除了转速的影响, 但仍存在较大的偏差. 然而, 在临界离底悬浮时颗粒速度的偏差很小, 所以用主体流动模型解释固体临界离底悬浮更为准确. 此结论是通过对高浓度固液悬浮体系的数值模拟计算得到的, 还需要进一步的实验证实.

4 结论

本研究使用计算流体力学的方法模拟了搅拌槽内的高浓度固液悬浮状况, 并对速度判据进行了修正. 通过与实验结果进行比较, 表明修正后的判据能够更加准确地判断搅拌槽内高浓度固液体系的临界离底悬浮转速. 除个别浓度外, 临界离底悬浮转速的计算误差小于 7%, 因此, 该模拟方法与结果对设备的设计和放大可起到一定的指导作用.

同时, 通过模拟计算对高浓度固液体系中的湍流动能分布及大小进行了预测, 进而对固体临界离底悬浮机理进行了验证, 结果表明主体流动模型解释固体临界离底悬浮更为准确, 此结果还需进一步的实验来证实.

符号表:

$C_{1\epsilon}, C_{2\epsilon}, C_{\mu}, k-\epsilon$	模型参数		
d_s	颗粒直径 (m)	D	搅拌槽直径 (m)
C_D	曳力系数	d	搅拌桨直径 (m)
E	实验常数		
G_k	平均速度梯度产生的湍流动能项		
h	桨叶安装高度为 (m)	H	液位高度 (m)
k	湍流动能 (m ² /s ²)	k_p	p 点的湍流动能 (m ² /s ²)
K_{sl}	固-液两相间动量交换系数	N	搅拌转速 (r/min)
N_{js}	临界离底悬浮转速 (r/min)	r	径向坐标 (mm)
Re_s	雷诺准数	S_ϕ	单位体积源项
u_i	i 方向的速度分量 (m/s)	u'_i	i 方向脉动速度分量 (m/s)
u_j	j 方向的速度分量 (m/s)	u'_j	j 方向脉动速度分量 (m/s)
\bar{u}	轴向脉动平均速度 (m/s)	U_p	p 点流体的平均速度 (m/s)
U_{tip}	桨叶叶端线速度 (m/s)	U^*	无因次速度
\bar{v}	径向脉动平均速度 (m/s)	\bar{v}_1	液相流体速度 (m/s)
\bar{v}_s	固相流体速度 (m/s)	\bar{w}	切向脉动平均速度 (m/s)
x_i	坐标方向	y_p	p 点到壁面的距离 (m)
y^*	无因次距离	α_k	液相流体体积分数
α_s	固相流体体积分数	ϵ	湍流能量耗散速度 (m ² /s ³)
κ	Karman 常数	ϕ	传递变量
μ	流体剪切粘度 (Pa·s)	μ	液体粘度 (Pa·s)
μ_t	湍流粘度因数	ρ	物质的真密度 (kg/m ³)
ρ	液体密度 (kg/m ³)	σ_k	k 的湍流普朗特数
σ_ϵ	ϵ 的湍流普朗特数	τ_w	壁面切应力

参考文献:

[1] Zwietering T N. Suspending Solid Particles in Liquid by Agitators [J]. Chem. Eng., 1958, 8: 244-253.
 [2] 倪晋仁, 王光谦. 高浓度恒定固液两相流运动机理探析: I. 理论

- [J]. 水利学报, 2000, 5(5): 22–26.
- [3] 王振松, 李良超, 黄雄斌. 固-液搅拌槽内槽底流场的 CFD 模拟 [J]. 北京化工大学学报, 2005, 32(4): 5–9.
- [4] 李良超, 张仲敏, 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] Wang F, Mao Z S, Shen X Q. Numerical Study of Solid-Liquid Two-phase in Stirred Tanks with Rushton Impeller: (II) Prediction of Critical Impeller Speed [J]. Chin. J. Chem. Eng., 2004, 12(5): 610–614.
- [6] Derksen J J. Numerical Simulation of Solid Suspension in a Stirred Tanks [J]. AIChE J., 2003, 49(11): 2700–2713.
- [7] 钟丽, 黄雄斌, 贾志刚. 固-液搅拌槽内颗粒离底悬浮临界转速的 CFD 模拟 [J]. 北京化工大学学报, 2003, 30(6): 18–22.
- [8] Lanre M, Oshinowo L M, Bakker A. CFD Modeling of Solids Suspensions in Stirred Tanks [A]. Computational Modeling of Materials, Minerals and Metals Processing [C]. California: The Mineral, Metal & Materials Society, 2001. 205–215.
- [9] Micale G, Montante G, Grisafi F, et al. CFD Simulation of Particle Distribution in Stirred Vessels [J]. Trans. IChemE, 2000, 78(A): 435–444.
- [10] Chudacek M W. Solids Suspension Behaviour in Profiled Bottom and Flat Bottom Mixing Tanks [J]. Chem. Eng. Sci., 1985, 40(3): 385–392.
- [11] Launder B E, Spalding D B. The Numerical Computations of Turbulent Flows [J]. Computer Method in Applied Mechanics and Engineering, 1974, 3: 269–289.
- [12] 王振松. 高浓度固-液搅拌槽内流场研究 [D]. 北京: 北京化工大学, 2005. 32.
- [13] Oldshue J Y. 流体混合技术 [M]. 王英深, 林猛流, 施力田, 等, 译. 北京: 化学工业出版社, 1991. 80.

Numerical Simulation of Critical Suspension Impeller Speed in a High Concentration Stirred Tank

ZHANG Feng-tao¹, LIU Fang², HUANG Xiong-bin¹

(1. College of Chemical Engineering, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China;

2. Beijing Huakangda Computer Application Technology Company, Ltd., Beijing 100029, China)

Abstract: Based on the function provided by CFX5.5.1, the critical suspension impeller speed, N_{js} , was simulated. The investigation was carried out in a fully baffled, flat bottom, cylindrical vessel, with 476 mm diameter, equipped with CBY (long thin blade) impeller. The clearance between the impeller and the bottom of the tank was $D/3$. The glass beads of 15–150 μm were chosen as the dispersed phase. The particle volume fraction was from 15% to 50%. Two different criteria were used to determine N_{js} from the numerical results. The original criterion is to identify the critical suspension by a sudden velocity increase with the impeller speed at the bottom center. The modified criterion is by observation of the velocity increase at the point with the most difficulty in suspension, i.e., at the radial position about 50 mm off the bottom center. The CFD predictions by the modified criterion are in good agreement with experimental data. At the bottom of the tank, turbulence kinetic energy at the critical impeller speed was also discussed.

Key words: computational fluid dynamics (CFD); critical suspension speed of impeller; stirred tank; turbulence kinetic energy