

气泡尺寸对曝气池内气液两相流数值模拟的影响

肖柏青¹, 张法星^{2*}, 戎贵文¹ (1.安徽理工大学地球与环境学院, 安徽 淮南 232001; 2.四川大学水力学与山区河流开发保护国家重点实验室, 四川 成都 610065)

摘要: 为探索在曝气池气液两相流数值模拟中气泡尺寸对两相流流动特性的影响, 采用大涡模拟和欧拉-拉格朗日方法建立了曝气池两相流数学模型。基于模型实验得到的工程上常用的微孔曝气盘的气泡尺寸分布, 在数值模拟中设定了 3 种气泡尺寸分布方案, 比较了不同的气泡尺寸设定方案对计算曝气池内水流流速和气含率等参数的影响。结果表明, 气泡尺寸对水流流场具有较大的影响, 而对气含率分布的影响在大部分区域不明显, 只在气含率峰值附近影响较显著; 使用多组气泡尺寸的设定方案可以提高计算结果的准确性, 采用单组气泡尺寸时应尽量使其接近平均气泡直径。

关键词: 曝气池; 气液两相流; 气泡尺寸; 数值模拟

中图分类号: X703 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-6923(2012)11-2006-05

Influence of the bubble size on numerical simulation of the gas-liquid flow in aeration tanks. XIAO Bai-qing¹, ZHANG Fa-xing^{2*}, RONG Gui-wen¹ (1.School of Earth and Environment, Anhui University of Science and Technology, Huainan 232001, China; 2.State Key Laboratory of Hydraulics and Mountain River Engineering, Sichuan University, Chengdu 610065, China). *China Environmental Science*, 2012,32(11): 2006~2010

Abstract: In order to explore the influence of bubble size on numerical simulation of gas-liquid two-phase flow in aeration tanks, a mathematical model for two-phase flow in aeration tanks was established using large-eddy simulation and Eulerian-Lagrangian approach. Based on the measured bubble size distribution produced by a commonly used membrane diffuser in model experiments, three kinds of bubble size set schemes in numerical simulation were designed. The effect of the different set schemes on the calculation of the flow velocity and gas holdup was studied. Bubble size had a great influence on the flow field in aeration tanks, and had little effect on the gas holdup distribution in most regions except the vicinity of the gas holdup peak; the input of bubble size using multiple size groups instead of a single group improved the prediction of two-phase flow in aeration tanks; when single bubble size was used, it should be as close to the average bubble diameter as possible.

Key words: aeration tank; gas-liquid flow; bubble size; numerical simulation

曝气池是污水处理厂最普遍采用的活性污泥法处理工艺的核心构筑物。曝气池内气液两相流流动状况直接影响曝气池内气泡、污水中有机物、活性污泥三者的接触和混合以及气泡中氧气向水中的转移速率,进而影响到污水处理效果和运行费用。为了更好地进行曝气池的设计与优化,需要更深入细致地认识曝气池内气液两相流流动特性^[1-2]。随着计算机技术的迅速发展,计算流体动力学(CFD)模拟高复杂度的多相流动已成为可能,近年来,国内外诸多学者应用CFD方法对曝气池原型和物理模型内的流动特性做了大量的研究,获得了不少有意义的研究成果^[2-5]。

目前绝大多数的气液两相流数值模拟采用了单组气泡尺寸,即采用一个“平均”气泡直径来代替实际气泡尺寸分布进行数值计算^[6-7]。事实上,气泡尺寸是决定水流与气泡之间的各种相间作用力大小的关键参数,实验研究表明不同的气泡尺寸会产生诸如气含率分布、湍动结构等方面显著的特征差异^[8-9]。近年来,一些学者在各种鼓泡塔和竖直通道等模型内的气液两相流数值模拟采用了多组气泡尺寸,结果表明,气泡尺寸对

收稿日期: 2012-03-18

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(50978173)

* 责任作者, 讲师, zhfx@scu.edu.cn

气含率分布、水流流场和(或)流速脉动强度等参数产生明显的影响,预测精度得到了提高^[10-13].因此,在实际气泡尺寸分布范围不是很窄的情况下,数值计算可能需要考虑使用多组气泡尺寸来取代常用的单组气泡尺寸,以得到准确的计算结果.Fayolle 等^[14]采用水下照相机得到曝气池内气泡等效直径分布在 1~8mm 之间,分布范围较广.因此研究气泡尺寸对曝气池两相流数值模拟的影响十分必要,然而目前这方面的研究尚未见报道.为此,作者在曝气池实验研究的基础上,采用大涡模拟和欧拉-拉格朗日方法建立曝气池内气液两相流数学模型,探讨气泡尺寸对计算曝气池内两相流流动特性的影响.

1 数学模型

1.1 物理模型

实验在一大型曝气水箱中进行的,根据实际工程中曝气盘间距和前人采用的曝气池模型尺寸^[2],水箱长 2.4m、宽 1.3m、高 2.3m,箱内水深为 2m.采用污水处理厂最常用的橡胶膜式微孔曝气盘进行通气,曝气盘直径为 20cm,位于水箱中心.根据实际工程中单个曝气盘通常采用的通气量,实验中通气量保持为 2m³/h.经空压机压缩与油水过滤器干燥后的空气通过外径为 8mm 的塑料管进入曝气盘.水流流速测量使用声学多普勒测速仪(ADV)完成,采用针式掺气浓度仪测量气含率,针式掺气浓度仪由气泡探针、放大整形电路和计算机采集系统组成,仪器具体测量原理可参考文献[15].

为了测量实验中气泡直径分布,首先采用高速摄像机拍摄带有参照物的气泡群照片,然后根据参照物的实际尺寸以及照片上气泡与参照物的相对大小计算气泡的实际大小.得到气泡尺寸的分布规律(图1),结果表明气泡直径的分布范围较宽广,概率分布形态接近于正态分布,多数的气泡直径为 1.5~4mm,气泡平均直径约为 3mm.

1.2 控制方程

采用欧拉-拉格朗日方法计算曝气池内气液两相流.欧拉-拉格朗日方法中,液相在欧拉框架下使用 N-S 方程计算,而每一个或每一

组气泡通过求解气泡力平衡方程来追踪其运动轨迹.

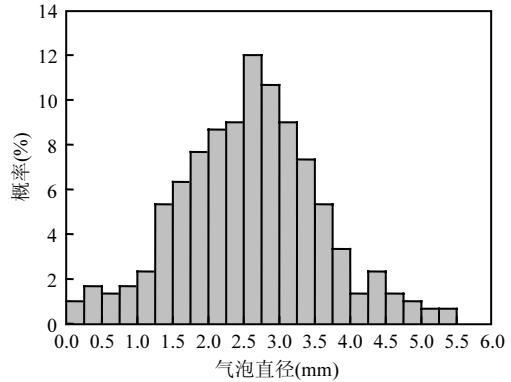


图1 气泡尺寸分布

Fig.1 Histogram of bubble size distribution

对水流的连续性方程和动量方程进行空间滤波后得到大涡模拟控制方程:

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_i} = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \bar{u}_i) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \bar{u}_j \bar{u}_i) = -\frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \mu \nabla^2 \bar{u}_i - \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j} + M_i \quad (2)$$

式中:带“-”的物理量表示滤波后得到的大尺度量,亚格子应力 τ_{ij} 表示亚格子尺度涡运动,定义为: $\tau_{ij} = \overline{u_i u_j} - \bar{u}_i \bar{u}_j$,采用 Smagorinsky-Lilly 亚网格模型对其计算,具体计算公式可参考文献[16],其中 Smagorinsky 常数设定为 0.1. M 为单位体积内气泡向水体传递的相间作用力.

欧拉-拉格朗日方法通过求解拉氏坐标系下的气泡运动方程来得到每个离散气泡的运动轨迹.气泡的瞬时速度和位置的计算方程如下:

$$\frac{dx_{b,i}}{dt} = u_{b,i} \quad (3)$$

$$m_b \frac{du_{b,i}}{dt} = m_b g_i \left(1 - \frac{\rho_L}{\rho_G} \right) + F_{\text{inter},i} \quad (4)$$

式中, m_b 为单个气泡的质量; u_b 为气泡速度; g 为重力加速度,取 9.8N/kg; ρ_L 和 ρ_G 分别为水和空气的密度. F_{inter} 为相间作用力,考虑的相间作用力包括阻力、虚拟质量力和 Saffman 升力,即:

$$F_{\text{inter},i} = F_{D,i} + F_{VM,i} + F_{L,i} \quad (5)$$

$$F_{D,i} = \frac{3}{4} \frac{m_b}{\rho_G} \frac{C_D}{d_b} \rho_L |u - u_b| (u_i - u_{b,i}) \quad (6)$$

$$F_{VM,i} = 0.5 m_b \frac{\rho_L}{\rho_G} \left(\frac{\partial u_i}{\partial t} - \frac{du_{b,i}}{dt} \right) \quad (7)$$

$$F_{L,i} = 0.5 m_b \frac{\rho_L}{\rho_G} [(u - u_b) \times (\nabla \times u)]_i \quad (8)$$

其中阻力系数 C_D 的计算与气泡直径 d_b 有很大关系,本实验中气泡等效直径分布主要集中在 3mm 左右,采用的计算公式为^[13,17]:

$$C_D = \max \left\{ \frac{24}{Re} (1.0 + 0.15 Re^{0.687}), \frac{2}{3} Eo^{1/2} \right\} \quad (9)$$

式中, $Re = \frac{\rho_L d_b |u - u_b|}{\mu}$, $Eo = \frac{g \Delta \rho d_b^2}{\sigma}$, μ 为水的

动力黏滞系数, σ 为水的张力系数,2 个计算 C_D 公式的选取分界点在气泡直径为 2.5mm 左右。

相间作用力体现了连续相水体与离散相气泡之间的动量传递,在式(2)中出现的单位体积内的相间作用力 M 由式(10)计算:

$$M_i = \sum_k (n \cdot F_{inter,i}) \quad (10)$$

式中, k 表示单位体积的计算区域内的出现的气泡个数, n 表示一个计算气泡代表的同样气泡尺寸的气泡数量。设曝气盘通风的质量流量为 Q_m , 单位时间内通过曝气盘进入计算区域的气泡个数为 j , 则 n 等于:

$$n = \frac{Q_m}{\sum_j m_b} \quad (11)$$

1.3 数值求解

在计算域内进行网格划分,得到 10.2 万个六面体型单元体,将上述微分方程组在单元体上积分得到一系列差分方程,然后用 SIMPLEC 算法求解。计算域设为曝气水箱中水体所占空间,计算域的上边界取曝气前静止水面所在位置,不考虑由于曝气引起的水深变化和水面波动。

对液相边界条件,壁面上取无滑移边界条件,水面上取对称边界条件。对气泡的边界条件,气泡在壁面上设定为弹性反射,在水面设定为逸出边界条件,气泡只要到达此边界就终止对此气泡的跟踪计算。

为了探讨气泡尺寸对曝气池两相流计算的

影响,设计了 3 种气泡尺寸设定方案:方案 A:气泡直径按照实际测量的气泡直径分布(图 1)设定,气泡根据直径大小被分为 11 组,每组气泡的数量由实测的该组尺寸所占概率确定;方案 B:所有的气泡直径均设为 3mm,即等于实测的气泡直径的均值;方案 C:所有的气泡直径均设为 2mm。

2 结果与讨论

所有计算值与实测值的比较均是在经过曝气盘中心的竖直截面上的 3 个不同水平高度上进行,定义高度坐标为 Z ,宽度坐标为 X ,这 3 个水平高度分别表示为“ $Z=0.5, 1, 1.5m$ ”。此截面上水流流动形态如图 2 所示,在中间的水流受上升的气泡群的带动而快速向上运动,同时存在摇摆与卷吸现象,两侧水流下降而形成环流,这些典型现象与实验观察是吻合的。

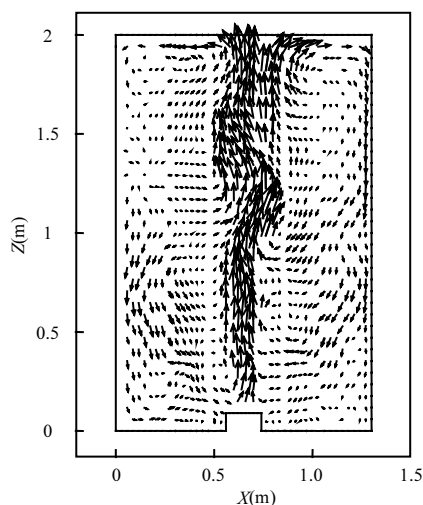


图 2 水流瞬时流场

Fig.2 Predicted instantaneous flow field

从图 3 中可以看出,气泡尺寸设定对垂向流速分布的影响较为显著,采用不同的气泡直径进行计算时得到水流垂向流速分布曲线的陡峭程度与峰值均存在较大差异,并且离曝气盘距离越大这种差异越明显;与测量结果比较得到,方案 A 的计算结果与实测值最为吻合,其绝对误差约为方案 B 和方案 C 的 45%。

由图 4 可见,3 种方案得到的气含率分布曲线

在大部分区间十分接近,只是在对称轴附近气含率的大小和分布形式存在较大差异,且高度越大,差异表现得越明显;与测量结果比较得到,总体上方案 A 的气含率大小和峰值分布形式与实测值最为接近,其绝对误差约为方案 B 和方案 C 的 71%.

说明采用单组气泡尺寸时气泡直径应尽量等于实际气泡的平均直径.

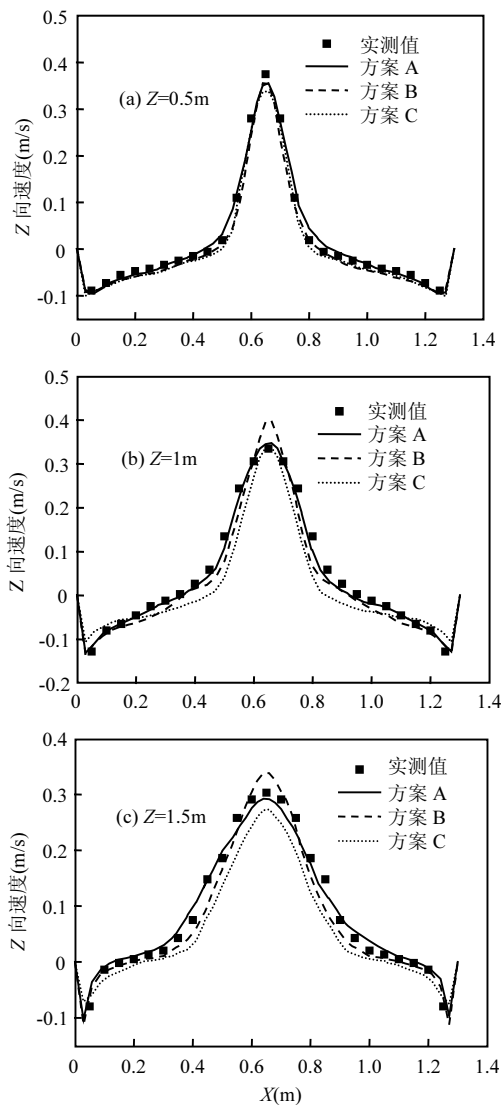


图 3 水流垂向流速的计算值与实测值比较
Fig.3 Comparison of simulated and experimental profiles of the axial liquid velocity

相对于方案 C,方案 B 设定的气泡直径更接近于实际气泡直径的均值,方案 B 得到的水流垂向流速分布与气含率分布与实测值吻合得更好.

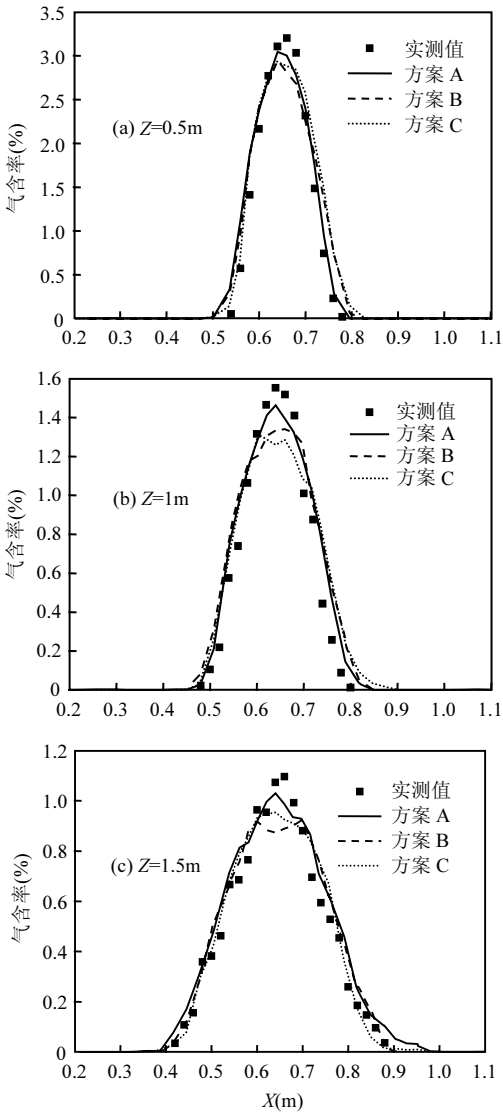


图 4 气含率的计算值与实测值比较
Fig.4 Comparison of simulated and experimental profiles of the gas holdup

曝气池内两相流水力特性是决定氧传质速率的关键因素.根据经典的氧传质渗透理论得到氧传质速率的主要评定参数氧传质系数 K_La 的计算公式为^[4]:

$$K_La=2\sqrt{\frac{D_L V_r}{\pi d_b}} \frac{6\alpha_G}{d_b} \tag{12}$$

式中, D_L 为氧在水中的分子扩散系数, 温度恒定时为定值, V_r 为气泡与水流的相对速度, 主要由气泡尺寸与水流紊动强度决定, α_G 为气含率. 从公式(12)可见, 气泡尺寸与气含率对氧传质系数影响显著, 曝气池内两相流水力特性的研究对提高氧传质速率数值预测的准确性具有重要意义.

实际曝气池为气液固三相流, 由于各种污染物质和活性污泥的存在将导致水体的表面张力、紊动强度和粘性等发生变化, 进而影响水流流场结构和气泡尺寸及分布. 但这些影响是被动式的, 它只是对两相流水力特性的改变产生一个阻碍或促进的作用, 而不会导致由于气泡尺寸不同产生的两相流水力特性的变化趋势发生改变.

3 结论

3.1 对比分析了曝气盘通气量为 $2\text{ m}^3/\text{h}$ 的工况下计算与测量得到的水流垂向流速分布和气含率分布, 计算结果与实验实测值整体上吻合较好, 验证了建立的曝气池气液两相流数学模型的正确性.

3.2 设计了3种气泡尺寸设定方案, 方案A: 气泡直径根据实测的气泡直径分布被分为11组; 方案B: 所有的气泡直径均设为平均气泡直径3mm; 方案C: 所有的气泡直径均设为2mm. 结果表明, 多组气泡尺寸的计算结果与实测值吻合最好, 其计算的水流垂向流速和气含率的绝对误差分别是单组气泡尺寸的45%和71%; 如果采用单组气泡尺寸应尽量使其接近平均气泡直径.

3.3 气泡尺寸对水流流场的计算具有较大的影响, 而对气含率分布的影响在大部分区域不明显, 只在气含率峰值附近影响较显著.

参考文献:

- [1] Cheng Wen, Liu Wenhong, Hu Baowei, et al. Experimental study on gas-liquid two-phase flows in an aeration tank by using image treatment method [J]. Journal of Hydrodynamics, 2008, 20(5): 650-655.
- [2] Cockx A, Quang Z D, Audic J M, et al. Global and local mass transfer coefficients in waste water treatment process by computational fluid dynamics [J]. Chemical Engineering and Processing, 2001, 40: 187-194.
- [3] 程文, 宋策, 周孝德. 曝气池中气液两相流的数值模拟与实验研究 [J]. 水利学报, 2001, 32(12): 32-35.
- [4] Fayolle Y, Cockx A, Gillot S, et al. Oxygen transfer prediction in aeration tanks using CFD [J]. Chemical Engineering Science, 2007, 62: 7163-7171.
- [5] McGinnis D F, Little J C. Predicting diffused-bubble oxygen transfer rate using the discrete-bubble model [J]. Water Research, 2002, 36: 4627-4635.
- [6] 杨玫, 周力行, 廉春英, 等. 用二阶矩两相湍流模型模拟鼓泡床内气泡-液体湍流两相流动 [J]. 空气动力学学报, 2001, 19(3): 249-255.
- [7] Dhotre M T, Niceno B, Smith B L. Large eddy simulation of a bubble column using dynamic sub-grid scale model [J]. Chemical Engineering Journal, 2008, 136: 337-348.
- [8] Liu T J. Bubble size and entrance length effects on void development in a vertical channel [J]. International Journal of Multiphase Flow, 1993, 19: 99-113.
- [9] Buwa V V, Ranade V V. Characterization of dynamics of gas-liquid flows in rectangular bubble columns [J]. AIChE Journal, 2004, 50: 2394-2407.
- [10] 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: 3275-3286.
- [11] Chen P, Sanyal J, Dudukovic M P. CFD modeling of bubble columns flows: implementation of population balance [J]. Chemical Engineering Science, 2004, 59: 5201-5207.
- [12] Lu J, Tryggvason G. Effect of bubble size in turbulent bubbly down flow in a vertical channel [J]. Chemical Engineering Science, 2007, 62: 3008-3018.
- [13] Buwa V V, Ranade V V. Dynamics of gas-liquid flow in a rectangular bubble column: experiments and single/multi-group CFD simulations [J]. Chemical Engineering Science, 2002, 57: 4715-4736.
- [14] Fayolle Y, Gillot S, Cockx A, et al. In situ characterization of local hydrodynamic parameters in closed-loop aeration tanks [J]. Chemical Engineering Journal, 2010, 158(2): 207-212.
- [15] 张法星, 许唯临, 邓军, 等. 明渠自掺气水流中气泡尺寸和个数的分布 [J]. 水力发电学报, 2008, 27(1): 53-57.
- [16] 肖柏青, 李然, 罗麟, 等. 非对称复式断面明渠中污染物输移扩散的大涡模拟 [J]. 水利学报, 2011, 42(3): 309-314.
- [17] Zhang D, Deen N G, Kuipers J A M. Numerical simulation of 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.

作者简介: 肖柏青(1980-), 男, 湖南常宁人, 讲师, 博士, 主要从事环境水力学研究. 发表论文6篇.