

散射管气体鼓泡塔流场分布特性及优化

何宇康,王春波

(华北电力大学 能源动力与机械工程学院,河北 保定 071003)

摘要:鼓泡塔因其较好的气-液传质性能具有高污染物脱除效率,被广泛应用于生物化工和烟气处理等领域。鼓泡塔散射管气体分布器的几何尺寸和结构是影响相间传质效率的关键因素,优化塔内流场对于提高鼓泡塔内气-液两相间的传质效率至关重要。采用 Fluent 软件对有内构件散射管横向进气口式的鼓泡塔进行模拟研究,基于双流体方法和群体平衡模型(PBM)模型对鼓泡塔三维建模,采用一阶迎风差分格式离散,使用 Phase Coupled Simple 算法进行压力速度耦合。研究了散射管所在圆环直径 d 分别为 $0.375D$ 、 $0.5D$ 、 $0.625D$ 、 $0.75D$ 时(D 为鼓泡塔直径),散射管进气口的布置对整体和局部气含率、液速和气泡尺寸等的影响。研究表明,随着散射管分布环直径的增大,整体气含率先增大后减少,平均气泡直径先减小后增大;当散射管所在圆环直径 $d=0.5D$ 时,鼓泡塔整体气含率和液相循环速度最大,平均气泡直径最小,鼓泡塔流场综合性能最好。

关键词:散射管;鼓泡塔;气含率;液相速度;气泡直径

中图分类号:TQ053.5

文献标志码:A

文章编号:1006-6772(2019)04-0125-05

Flow distribution characteristics and optimization of a gas bubble column in a scattering tube

HE Yukang, WANG Chunbo

(Department of Energy Power and Mechanical Engineering, North China Electric Power University, Baoding 071003, China)

Abstract: Bubble tower is widely used in bio-chemical industry and flue gas treatment due to the high efficiency of pollutant removal of its better gas-liquid mass transfer performance. The geometry size and structure of the gas distributor in the scattering tube are the key factors that affect the mass transfer efficiency between the two phases of gas and liquid. It is very important to optimize the flow field in the column for improving the mass transfer efficiency between gas and liquid in the bubble column. Fluent software was adopted to simulate the transverse inlet of scattering tube with internal components of bubbling tower. The three-dimensional model of bubbling tower was carried out based on the two-fluid method and population balance(PBM) model. The first-order upwind difference scheme was used to discretize the bubble column, and the Phase Coupled Simple algorithm was used for pressure and velocity coupling. The influences of the air inlet layout on the overall and local gas holdup, liquid velocity, bubble size and other factors were studied when the diameter of the ring where the scattering tube was located was equal to $0.375D$, $0.5D$, $0.625D$ and $0.75D$, respectively. The results show that with the increase of the diameter of distribution ring, the overall gas holdup increases first and then decreases, and the average bubble diameter decreases first and then increases. When the diameter of the ring where the scattering tube is located is $d=0.5D$, the bubble tower has the largest overall gas holdup and liquid circulation velocity, the smallest average bubble diameter, and the best comprehensive performance of flow field in the bubble tower.

Key words: scattering tube; bubble tower; gas holdup; liquid velocity; air bubble diameter

0 引言

鼓泡塔是一种高效多相接触反应器,具有投资

小、维护费用低、运行时无活动内构件等优势^[1],已被广泛应用于环境化工和烟气脱硫等领域^[2]。液相和气相分别作为鼓泡塔中的连续相和分散相,可

收稿日期:2018-09-10;责任编辑:张晓宁 DOI:10.13226/j.issn.1006-6772.18091010

基金项目:国家重点研发计划资助项目(2016YFB0600704)

作者简介:何宇康(1994—),男,河南商丘人,硕士研究生,研究方向为脱硫脱硝一体化。E-mail:1005271421@qq.com

引用格式:何宇康,王春波.散射管气体鼓泡塔流场分布特性及优化[J].洁净煤技术,2019,25(4):125-129.

HE Yukang, WANG Chunbo. Flow distribution characteristics and optimization of a gas bubble column in a scattering tube

[J]. Clean Coal Technology, 2019, 25(4): 125-129.



移动阅读

保证运行时气相高度分散在液相中,使气-液两相有足够大的接触面积,因此在气相和液相之间的传质和传热效率较高^[3-4]。很多学者已对鼓泡塔内部流体力学进行了研究,梁其宏^[5]通过可视化试验测定了鼓泡时产生的气泡参数,并用数值模拟捕捉到鼓泡塔内近壁效应、气泡形状和液体自由表面;张奉波等^[3]以空气-液体石蜡-氧化铝微球为试验介质,研究了表观气速、浆液固含量对鼓泡反应器气含量的影响,得出总体气含量随表观气速的增大而增大,颗粒物的适当加入会降低总体气含量;但鼓泡塔在气液两相传质效率仍有很大的提升空间。

气含率是影响鼓泡塔的结构尺寸和吸收性能的重要参数,前人研究大多是由试验数据回归得出的经验关联式^[6]。随计算流体力学(CFD)技术的发展,其被认为是优化鼓泡塔内部流场的可行方法^[3,7-8],舒树礼^[9]以格子波尔兹曼方法为基础,研究了鼓泡塔反应器内的微尺度、介尺度和宏尺度气液两相流动,并提出稳定性好、计算效率高的时空异步多尺度法对气液两相流进行描述;周颖倩等^[10]对钢铁行业烧结工序烟气在鼓泡塔中的脱硫过程进行了数值模拟研究,得出烟气温度、表观气速等因素的增大可提高鼓泡塔的脱硫效率;李孟等^[11]采用多种气泡尺寸模型对含气率分布进行预测,并证明了群体平衡模型可更准确地描述塔内流动。但目前绝大部分CFD模拟采用简单的圆柱物理模型模拟简单鼓泡塔,对有内构件进气口的鼓泡塔研究较少,且关于进气口分布器结构的研究也仅集中在均匀通气分布器(如多孔板、微孔板等),未考虑进气口分布器的存在和布置对整个模型的影响。

本文采用Fluent对有内构件散射管横向进气口式的鼓泡塔进行模拟,分析不同距离散射管分布下的时均流场,优化鼓泡塔散射管分布器,研究散射管进气口布置对整体和局部气含率、液速和气泡尺寸等的影响,为设计优化以及放大鼓泡塔提供参考。

1 鼓泡塔气泡模型

气泡尺寸是鼓泡塔模拟过程中的关键参数,影响气液两相速度分布、气含率等。在鼓泡塔模拟中,气泡表面所受的系统压力与应力分布不均,存在相间作用力,其中曳力所占比例最大,其他作用力对模拟结果基本无影响,可忽略不计^[12]。对于气泡尺寸的研究,吴宗应等^[13]、Akhter等^[14]采用单一气泡尺寸模型,该模型是一种简化的气泡模型,在物理上不符合实际过程,偏离了实际流动结构,具有局限性。本文采用群体平衡模型(population balance model,

PBM)作为气泡模型,该模型是用来描述多相体系中分散相粒子分布的通用方法^[15],可准确描述气泡间的聚并和破碎行为,计算气泡分布。群体平衡模型方程为

$$\frac{\partial}{\partial t} [n(V, t)] + \nabla \cdot [U_d(V, t)] + \nabla_v \cdot [G_v n(V, t)] = \frac{1}{2} \int_0^v a(V - V', V') n(V - V', t) n(V', t) dV' - \int_0^\infty a(V, V') n(V, t) n(V', t) dV' + \int_{\Omega} \rho g(V') \beta(V | V') n(V', t) dV - g(V) n(V, t) \quad (1)$$

式中, $n(V, t)$ 为子气泡数密度函数; U_d 为粒子的传输速度, m/s; G_v 为体积增长速率, m^3/s ; v 为气泡运动黏度; V', V 分别为原气泡体积和子气泡体积, m^3 ; $g(V'), g(V)$ 分别为原气泡破碎频率和子气泡破碎频率; n 为气泡数密度函数; $\alpha(V, V')$ 为气泡聚并速率, m^3/s ; ρ 为气泡密度(kg/m^3); $\beta(V | V')$ 为气泡破碎的概率密度函数。

气泡的聚并和破碎由气泡间相互作用以及气泡与周围流体间相互作用决定,本文采用Luo模型^[16]作为气泡聚并和破碎模型,该模型基于能量守恒定律,用于计算气泡接触时间的模型,Luo模型方程为

$$\tau_{ij} = (1 + \xi_{ij}) \sqrt{\frac{\rho_l d_i^3}{\sigma} \frac{(\rho_g/\rho_l) + C_{vm}}{3(1 + \xi_{ij}^2)(1 + \xi_{ij}^3)}} \quad (2)$$

式中, τ_{ij} 为气泡聚并所需时间; C_{vm} 为附加质量力系数; d_i 为气泡直径; ξ_{ij} 为无量纲漩涡大小; σ 为表面张力; ρ_g, ρ_l 分别为气相、液相密度。

2 鼓泡塔流场数值模拟

2.1 选用湍流流动模型

采用欧拉双流体模型模拟气液鼓泡塔流场,其控制方程是在单相流控制方程基础上推导得出,即质量守恒方程:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i u_i) = 0 \quad (3)$$

式中, α 为体积分数; u 为速度;下标*i*表示气体相或液体相。

动量守恒方程:

$$\frac{\partial \alpha_i \rho_i u_i}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i u_i u_i) = -\alpha_i \nabla P_i + \nabla \cdot [\alpha_i u_i (\nabla u_i + (u_i)^T)] + F_i + \alpha_i \rho_i g \quad (4)$$

采用标准*k-e*方程计算液相湍流,即

$$\frac{\partial \alpha_i \rho_i k_i}{\partial t} + \nabla(\alpha_i \rho_i k_i u_i) = \nabla \left(\alpha_i \frac{u_{i,1}}{\sigma_k} \nabla k_i \right) + \alpha_i G_{k,1} - \alpha_i \rho_i \varepsilon_i \quad (5)$$

$$\frac{\partial \alpha_i \rho_i \varepsilon_i}{\partial t} + \nabla(\alpha_i \rho_i \varepsilon_i u_i) = \nabla \left(\alpha_i \frac{u_{i,1}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon_i \right) + \alpha_i \frac{\varepsilon_i}{k_i} (C_{\varepsilon 1} G_{k,1} - C_{\varepsilon 2} \rho_i \varepsilon_i) \quad (6)$$

式中, $C_{\varepsilon 1}$ 、 $C_{\varepsilon 2}$ 为湍流参数, 分别取 1.44、1.92; P_i 为第 i 相的压力; ρ_i 为气相或液相的密度; g 、 F_i 分别为重力加速度和相间作用力; $G_{k,1}$ 为层流速度梯度产生的湍流动能以及浮力产生的湍流动能; $u_{i,1}$ 为湍流黏度; k 为湍流脉动动能; ε 为湍流能量耗散率。

2.2 计算模拟过程

散射管气体鼓泡塔结构如图 1 所示, 鼓泡塔塔高 $H=800$ mm, 直径 $D=400$ mm。4 根散射管呈圆环状分布, 直径 40 mm, 长 300 mm。在距离散射管底部 10 mm 处侧面均匀设置 6 个 8 mm 的散射孔, 相邻孔间间隔 60° (图 2)。气体从顶部圆面 4 个散射管入口进入, 顶部圆面中心为圆形出气口, 直径为 100 mm。散射管布置间距分为 4 种, 圆心分别位于直径 $d=0.375D$ 、 $0.5D$ 、 $0.625D$ 、 $0.75D$ 的圆环上。

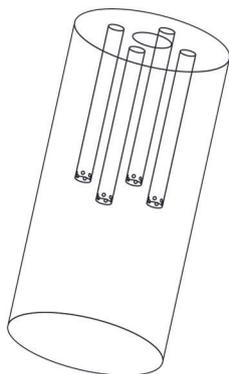


图 1 鼓泡塔结构

Fig. 1 Bubble tower structure

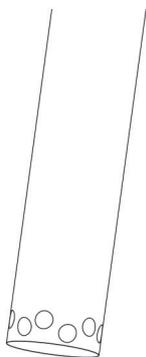


图 2 散射管散射孔布置

Fig. 2 Scattered perforation arrangement of scattering tube

通过 Gambit 软件建立鼓泡塔模型, 采用非结构化 Tgrid 网格, 对散射孔处进行局部网格加密 (2 mm), 其余网格尺寸 10 mm, 4 个散射管布置的鼓泡塔总网格数 80 万, 鼓泡塔采用 Fluent 6.3.26 软件在表观气速 0.1 m/s 条件下模拟。气泡模型采用 PBM 模型, 气泡离散方式采用等体积比 (体积比为 2) 离散方式, 设置 8 组气泡数, 气泡尺寸分别为 1、1.587、2.519、4.6349、10.08、16、25.39 mm。

壁面采用无滑移边界, 进气口和出口分为设置为速度入口边界和压力出口边界, 体积分方程、动量方程采用一阶迎风格式离散, 压力-速度耦合设置为 phase coupled simple, 其余均为默认。鼓泡塔以 Z 轴为塔高方向, 水为主相, 空气为第二相, 初始化为: 高度 0~0.6 m 处的 Patch 空气相含率为 0, 全为水; 0.6~0.8 m 的 Patch 空气相含率为 100%, 全为空气, 散射孔进气口只有空气进入。在保证模拟准确的前提下, 为了节省工作量, 本文模拟参考袁清^[17] 逐阶递增的时间步长法, 具体步骤为: ① 在初始的 400 个时间步长设置为 0.001 s, 可保证收敛; ② 时间步长取 0.002 s, 计算 600 个时间步长; ③ 时间步长为 0.005 s, 计算 600 个时间步长; ④ 剩余的时间步长均采用 0.01 s, 直至模拟结束。本文采用非稳态模拟, 添加塔内 $H=550$ mm 处的横截面进行平均气含率检测, 总模拟时间为 1.5 s。

3 试验结果与讨论

3.1 整体气含率

将整体气含率模拟结果与蔡清白等^[18] 的试验结果进行对比, 如图 3 所示。可以看出, 本文 Fluent 模拟值与文献[18]的试验结果一致, 整体气含率随散射管进气管位置 (d/D) 的变化出现拐点, 与试验结果相符, 说明本文采用的物理模型基本可靠。同时可以看出, 随散射管分布距离的增大, 整体气含率先增大后减少, 最佳位置在 $d=0.5D$ 附近。

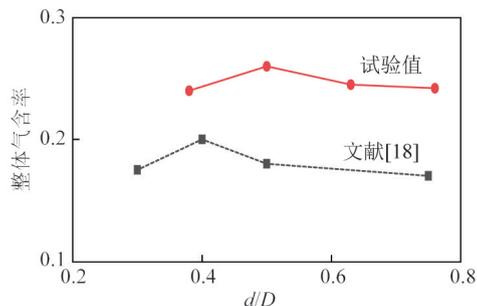


图 3 整体气含率模拟值与试验值比较

Fig. 3 Comparison between simulated and experimental values of overall gas holdup

3.2 时均流型

图4为气含率云图,可以看出,在散射管附近均存在明显的气体分散不良区,气体离开散射孔后,横向形成一小片气泡集中区,该区域的大小与散射管的分布位置有关。当散射管布置在 $d=0.75D$ 时,由

于散射管距离鼓泡塔壁面较近,气泡会携带液体冲出鼓泡塔液面,沿着鼓泡塔壁面形成一段气液柱,此时散射管与鼓泡塔间的流场变得混乱,鼓泡塔性能降低,气体分散效果差,因而散射管式鼓泡塔的流型及气含率分布受散射管布置的影响。

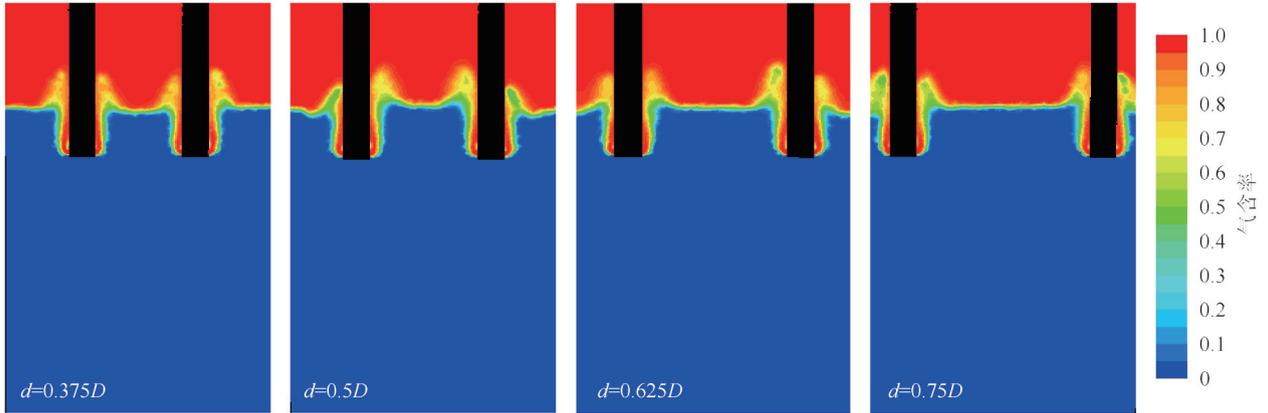


图4 气含率云图(表观气速=0.1 m/s)

Fig.4 Cloud map of gas holdup(superficial gas velocity=0.1 m/s)

3.3 局部气含率

鼓泡塔局部气含率直接反映了气液反应的混合效果,传质效果^[19],其高低也决定了气液两相之间的接触面积,进而影响相间的传质与反应速率。本文选取高度550 mm的圆截面作为观测面,以散射管壁面处为原点,结果如图5所示。可以看出,散射管壁面附近的气含率分布相差很大,径向上随着与散射管距离的增大,气含率逐渐减小,直至壁面处的气含率为0,变化规律呈抛物线递减。当 $d=0.5D$ 时,局部气含率分布沿径下降最慢,通过比较局部气含率分布,可以得出此时整体气含率最大。

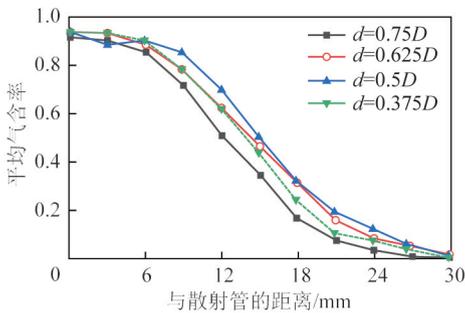


图5 局部气含率径向分布

Fig.5 Radial distribution of local gas holdup

3.4 液相速度

液相速度反映了气体对整个液相循环所做的贡献,此外,鼓泡塔循环及混合性能与液相速度分布也有关。选取高度550 mm的圆截面,以散射管壁面位置为原点,考察半径为60 mm圆内的液相轴向速度,如图6所示。可以看出,液体在鼓泡塔体内呈中

心峰式分布,在散射管壁面附近,液相速度最大,随着与散射管距离增大,液相速度逐渐减小,之后出现拐点。此外,当 $d=0.5D$ 、 $0.625D$ 、 $0.75D$ 时,形成一个液相单循环流动,而 $d=0.375D$ 时,形成流型更为复杂的双循环。 $d=0.5D$ 时,整体液相循环速度最大,由于气相进入液相后达到某一均匀程度需要一定的时间,液相循环速度越大,混合时间越短。因此, $d=0.5D$ 时,气液两相混合时间最短,混合效果最好; $d=0.75D$ 时,气液两相混合时间最长,混合效果最差,与3.1~3.3节的结论相符。

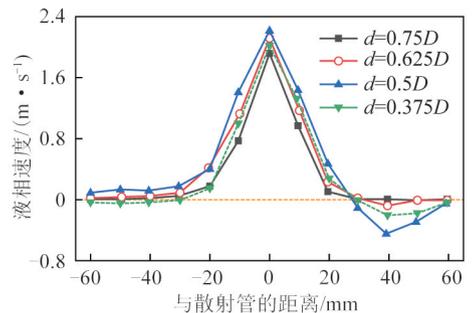


图6 轴向液相速度径向分布

Fig.6 Radial distribution of axial liquid velocity

3.5 平均气泡直径

气体开始鼓入散射孔时,气泡在散射孔上初次形成且逐渐长大,随直径的增大,气泡所受浮力增大,气泡上升速度加快。因此,气泡尺寸越大,气泡的上升速度越大,气泡在吸收液中的停留时间越短,气液两相间的传质、混合效果越差。气泡的平均直径如图7所示。可以看出,当散射管布置为 $d =$

0.5D时,气泡平均直径最小,气泡在吸收液中的停留时间最长,气液两相之间的传质、混合效果最好。

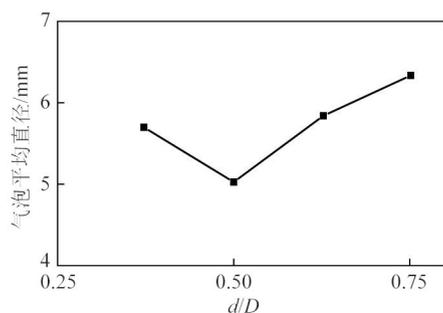


图7 气泡平均直径

Fig. 7 Average bubble diameter

4 结 论

1)随着散射管分布环直径的增大,整体气含率先增后减, $d=0.5D$ 时,局部气含率分布沿径向向下降最为平缓,气体分散效果最好,整体气含率最大。

2)当散射管分布为 $d=0.5D$ 时,整体液相循环速度最大,气液两相混合时间最短,混合效果最好。

3)散射管的布置影响气泡体积平均直径, $d=0.5D$ 时的气泡平均直径最小,气泡在吸收液中的停留时间最长,气液两相间的传质、混合效果最好。

参考文献 (References):

[1] 李光,杨晓钢,戴干策. CFD研究短导流筒对鼓泡塔流体动力学的影响[J]. 华东理工大学学报(自然科学版), 2010, 36(2): 173-179.
LI Guang, YANG Xiaogang, DAI Gance. Influence of short-draft tube on fluid dynamics in bubble column with CFD[J]. Journal of East China University of Science and Technology (Natural Science Edition), 2010, 36(2): 173-179.

[2] 张清风,陈晓平. 喷射鼓泡塔海水脱硫特性[J]. 化工学报, 2016, 67(4): 1572-1579.
ZHANG Qingfeng, CHEN Xiaoping. Desulfurization properties of seawater with jet bubbling reactor[J]. CIESC Journal, 2016, 67(4): 1572-1579.

[3] 张奉波,卜亿峰,许明,等. 浆态床鼓泡反应器中气含率的分布[J]. 洁净煤技术, 2017, 23(3): 61-65.
ZHANG Fengbo, BU Yifeng, XU Ming, et al. Distribution of gas holdup in slurry bubble column reactor[J]. Clean Coal Technology, 2017, 23(3): 61-65.

[4] 李希,李兆奇,管小平,等. 气液鼓泡塔流体力学研究进展[J]. 高校化学工程学报, 2015, 29(4): 765-779.
LI Xi, LI Zhaoqi, GUAN Xiaoping, et al. Progress in hydrodynamics of gas-liquid bubble columns[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2015, 29(4): 765-779.

[5] 梁其宏. 鼓泡塔内近壁效应的实验研究和多相流模型的仿真验证[D]. 镇江: 江苏大学, 2017.

[6] 翟甜. 影响鼓泡塔气-液两相流流体学行为因素的研究[D]. 西安: 西北大学, 2014.

[7] TORRÉ Jean-Philippe, FLETCHER David F, LASUYE Thierry, et al. An experimental and computational study of the vortex shape in a partially baffled agitated vessel[J]. Chemical Engineering Science, 2007, 62(7): 1915-1926.

[8] TORRE J P, FLETCHER D F, LASUYE T, et al. Transient hydrodynamics and free surface capture of an under baffled stirred tank during stopping[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2007, 85(A5): 626-636.

[9] 舒树礼. 基于格子波尔兹曼方法的鼓泡塔反应器复杂流动的多尺度模拟[D]. 北京: 中国科学院研究生院, 2016.

[10] 周颖倩, 钟文琪, 刘飞, 等. 烧结烟气鼓泡脱硫的三维数值模拟[J]. 东南大学学报(自然科学版), 2015, 45(2): 314-319.
ZHOU Yingqian, ZHONG Wenqi, LIU Fei, et al. Three-dimensional numerical simulation of sintering flue gas desulfurization in bubbling tower[J]. Journal of Southeast University (Natural Science Edition), 2015, 45(2): 314-319.

[11] 李孟, 李向阳, 王宏智, 等. 鼓泡塔气液两相流不同曳力模型的数值模拟[J]. 过程工程学报, 2015, 15(2): 181-189.
LI Meng, LI Xiangyang, WANG Hongzhi, et al. Numerical simulation of gas-liquid two-phase flow in a bubble column with various drag models[J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2015, 15(2): 181-189.

[12] 管小平. 大型鼓泡塔中布气方式与列管内构件对流动的影响研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2015.

[13] 吴宗应, 杨宁. 曳力模型对模拟鼓泡塔气含率的影响[J]. 化工学报, 2010, 61(11): 2817-2822.
WU Zongying, YANG Ning. Effect of drag models on simulation of gas hold-up in bubble columns[J]. CIESC Journal, 2010, 61(11): 2817-2822.

[14] AKHTER Muhammad A Bid, TADE Moses Oludayo, PAREEK Vishnu Kumar. Two-fluid eulerian simulation of bubble column reactors with distributors[J]. Journal of Chemical Engineering of Japan, 2009, 39(8): 831-841.

[15] 周强. 竖直列管鼓泡塔气液两相流数值模拟[D]. 上海: 华东理工大学, 2016.

[16] 李孟. 鼓泡塔气液两相及气液固三相流实验研究及数值模拟[D]. 天津: 天津大学, 2015.

[17] 袁清. 气相脉冲式鼓泡塔流动与传质的实验研究及 CFD 数值模拟[D]. 天津: 天津大学, 2007.

[18] 蔡清白, 沈春根, 戴干策. 大直径浅层鼓泡塔的混合时间[J]. 化学反应工程与工艺, 2007, 25(1): 23-28.
CAI Qingbai, SHEN Chunyin, DAI Gance. Mixing time in a larger diameter shallow bubble column[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 2007, 25(1): 23-28.

[19] 郑权. 气液两相反应器内流场特性的 CFD 模拟[D]. 大连: 大连理工大学, 2016.