气泡直径对气-液-污泥流态及污泥颗粒化的影响

范文雯[1,2*],袁林江[2] (1.西安航空学院能源与建筑学院,陕西 西安 710077；2.西安建筑科技大学环境与市政工程学院,陕西省环境重点实验室,西北水资源环境与生态重点实验室,陕西 西安 710055)

摘要：通过建立三维 Eulerian-Eulerian 模型,用计算流体动力学模拟了鼓泡好氧活性污泥反应器中,不同气泡直径下气-液-污泥三相流的流态,分析了反应器内的流体动力学特性,并研究了其对污泥颗粒化的影响机理.结果表明:曝气头表面的孔径大小与反应器中气含率负相关,而与污泥所受的水力剪切速率正相关.气相、液相速度与曝气头的孔径和表观气速正相关.反应器中的流态由尺度较大的环流和尺度较小的旋涡构成.随着表观气速和入口气泡直径的增加,液相和颗粒的流态均由尺度较大的环流转变为尺度较小的旋涡.相同曝气孔径时,液相与颗粒的流态之间存在差异,且气泡直径越小,表观气速越大,两者的差异越明显.为满足好氧污泥颗粒化所需的凝聚条件,反应器中曝气头孔径应大于 1mm.

关键词：好氧颗粒污泥；气泡直径；水力特性；计算流体动力学

中图分类号：X703.5 **文献标识码**：A **文章编号**：1000-6923(2020)09-3859-12

The effect of bubble sizes on air-liquid-sludge flow pattern and aerobic sludge granulation. FAN Wen-wen[1,2*], YUAN Lin-Jiang[2] (1.School of Energy and Architecture, Xi'an Aeronautical University, Xi'an 710077, China；2.Key Laboratory of Environmental Engineering, Shanxi Province; Key Laboratory of Northwest Water Resources Environment and Ecology, Ministry of Education, School of Environmental and Municipal Engineering, Xi'an University of Architecture and Technology, Xi'an 710055, China). *China Environmental Science*, 2020,40(9)：3859~3870

Abstract：3-dimensional Eulerian-Eulerian model was established to simulate the flow pattern of air-liquid-sludge three-phase at different bubble sizes in bubble column reactors by computational fluid dynamic (CFD). The fluid dynamic characteristics were described, and its influence on aerobic sludge granulation was analyzed. The simulation results indicated that the diameter of the diffusor's pore was negatively correlated to the gas holdup but positively correlated to the hydraulic shear force. The air and liquid velocity were positively correlated to the diameter of the diffusor's pore and superficial gas velocity (SGV). The flow patterns of the bioreactor were composed of big-size circulation and small-size vortices. And the flow pattern of liquid and sludge was transformed from a single circulation to multiple vortical spiral cells with the increase of SGV and the diameter of the diffusor's pore. Under the same diameter of the diffusor's pore, the flow pattern between liquid and sludge was different, and the difference became more obvious at the smaller bubble sizes and higher SGV. To satisfy the formation conditions of aerobic granular sludge, the diameter of the diffusor's pore should be greater than 1mm.

Key words：aerobic granular sludge；bubble size；flow pattern；computational fluid dynamic

鼓泡反应器广泛应用于化工、石油、生物化学、食品环境及废水处理工业中,与其他类型反应器相比,其传质效果好,操作简单、方便,且价格低廉[1-4].与活性污泥相比,好氧颗粒污泥结构密实,表面光滑,具有沉降性能良好,污染物去除效果好等优点,大多培养于高径比较高的圆柱形鼓泡反应器中[5-8].

好氧颗粒污泥形成过程复杂,且影响因素众多,其中水力剪切力尤为重要,不仅与表观气速的大小相关,而且受到反应器内水力特性的影响.液相流态和气泡运动是设计鼓泡反应器的重要参数,而流态在反应器中的发展与气泡的形状、大小变化及气泡的运动密不可分[9-12].流体动力学模型(CFD)是一种预测流体运动、传热、传质、反应和其他相关现象的方法,通过求解数学方程来描述质量、动量、能量和物质平衡的过程[13-14].文献[15-16]采用平均气泡直径 3mm,研究了表观气速为 1.05cm/s 时,好氧颗粒污泥反应器内气-液-污泥三相流的流动特性.瞬时速度场的分布,液相-污泥相的相对速度分布,以及反应器内污泥受到的剪切应力分布,可有效并可视化分析反应器内颗粒污泥的运动状态.然而,在实际好氧颗粒污泥的培养过程中,反应器内的气泡直径在曝气中是不断破碎和并聚的过程,且曝气头产生

收稿日期：2020-02-25

基金项目：西安航空学院博士科研启动基金资助(206011944);国家自然科学基金资助项目(51278406)

* 责任作者, 讲师, fanwenwen0826@163.com

的气泡,亦是由直径不等的气泡组成的.不同气泡直径条件下好氧颗粒污泥反应器中气-液-污泥三相流的流体动力学特性研究缺乏.

本文分别采用不同气泡直径,研究气泡直径对好氧颗粒污泥反应器内流态的影响,以期为好氧颗粒污泥的优化培养及其反应器中流体动力学特性的研究提供依据.

1 数值模拟

1.1 物理模型

三维模型的建立与实际反应器尺寸相同.反应器高 1.40m(有效水深 1.20m),内径 0.06m,高径比为 20.0.曝气头位于反应器底部,高 3.0cm、直径 2.0cm (图 1).

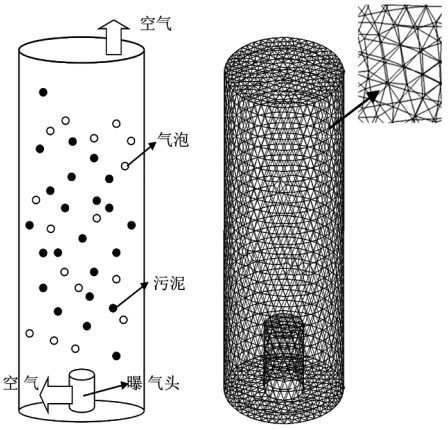


图 1 三维模型示意

Fig.1 Three-dimensional computational domain

A 反应器示意;B 非结构四面体三维网格

1.2 控制方程

建立三维瞬时 Eulerian-Eulerian 模型,模拟不同气泡直径对反应器内气-液-污泥三相流的影响.模型中各相的连续方程、动量方程、曳力方程、升力方程、湍流耗散模型、边界滑移模型、湍流封闭方程,与 Fan 等[17]的模型建立过程相一致.

1.3 气泡直径分布

模型计算过程中,气泡在反应器内发生聚集和破碎现象,采用群体平衡模型(PBM)中的多尺寸组(MUSIG)模型进行计算.该模型认为,由不同的气泡直径 d_i 组成的气泡群,可以用一个等价的 Sauter 平均直径 d_g 表示[18-19].反应器内空气的入口气泡直径按式(1)所示[18,20]:

$$d_b = \left(\frac{6\theta d_s}{g(\rho_L - \rho_A)}\right)^{1/3} \quad (1)$$

式中:d_b 为入口气泡直径,mm; d_s 为曝气头孔径,mm; ρ_L 为液相密度, kg/m^3; ρ_A 为气相密度, kg/m^3;θ 为表面张力,N/m;g 为重力加速度,m/s^2.

1.4 运行条件

建立实际反应器,采用微孔曝气头(曝气头孔径约 0.1mm)对模型的计算结果进行验证.在此基础上对其他曝气头孔径的条件进行模型预测,研究不同气泡直径对好氧颗粒反应器内流态的影响.反应器内空气的入口气泡直径根据曝气头表面上孔径大小的不同而不同,分别设置曝气头的孔径为 0.1, 0.5, 1.0, 2.0mm.曝气头孔径 0.1mm 时,根据实验观测数据,对气泡直径 0~7mm 进行分组,共分为 14 组.其他曝气孔径条件,以此为基础进行分组预测,不同条件下气泡直径的分布如表 1 所示.每组气泡的入口直径按式(1)计算.则分别选取 1.6, 2.8, 3.5, 4.4mm 作为入口气泡直径进行计算.

表 1 气泡直径 d_i(mm)

Table 1 Bubble size d_i(mm)

曝气头孔径 d_s	气泡直径 d_i
0.1	0.317, 0.400, 0.504, 0.635, 0.800, 1.007, 1.270, 1.600, 2.016, 2.540, 3.200, 4.032, 5.080, 6.400
0.5	0.556, 0.700, 0.882, 1.111, 1.400, 1.764, 2.222, 2.800,3.528, 4.444, 5.600, 7.056, 8.889, 11.20
1.0	0.694, 0.875,1.102, 1.389, 1.750, 2.205, 2.778, 3.500, 4.410, 5.556, 7.000, 8.819,11.11, 14.00
2.0	0.873, 1.100, 1.386,1.746, 2.200, 2.772, 3.492, 4.400, 5.543, 6.980, 8.800, 11.09, 13.97, 17.60

液相和气相均为 25℃时水和空气的物理特性.污泥的体积分数设为 30%,污泥粒径 1.0mm,密度为 1035kg/m^3,粘度为 0.00105kg/(m·s).曝气量分别设为 120L/h (表观气速(SGV)=1.2cm/s)和 300L/h (SGV=3.0cm/s).

1.5 初始及边界条件

采用 GAMBIT 2.3.16 前处理软件建立三维模型,生成 382643 个非结构四面体网格.采用

FLUENT14.5Eulerian 瞬时计算模型,压力-速度耦合采用 Phase Coupled SIMPLE 算法.计算时间 60s,时间间隔为 0.1s,残差曲线在<10^{-4} 时收敛.模型计算初始,反应器内的液相和气相停滞,气含率为 0.速度进口设在曝气头表面,出口位于反应器顶端.

边界条件:对液相和污泥边界,壁面为无滑移边界;对气相边界,壁面为滑移边界.

1.6　网格和时间步长

网格的大小和时间步长与模型的精确性和计算时长有关,网格尺寸越小、时间步长越小模型计算的精确性越高,但计算的时间越长[21].因此,网格和时间步长的独立性验证必不可少,通过反应器内的体积平均气含率验证.不同条件下,网格的大小和时间步长的独立性验证结果如表 2 和表 3 所示.网格的大小分别为 2(Mesh 1), 3(Mesh 2), 4(Mesh 3)和 5mm(Mesh 4),时间步长分别为 0.01, 0.05, 0.10, 0.20 和 1.00s.当网格数量大于 522608 和时间步长小于 0.10s 时,模型计算的体积平均气含率与网格和时间步长的大小无关.根据 CPU 的计算时间,选取网格 522608 和时间步长 0.10s 对模型进行计算.

表 2　鼓泡反应器网格无关性验证

Table 2　The effect of the number of mesh on gas holdup

网格	网格数	表观气速(cm/s)	
		1.2	3.0
Mesh1	212998	0.074	0.140
Mesh2	522608	0.072	0.140
Mesh3	891054	0.072	0.140
Mesh4	2603055	0.072	0.140

表 3　鼓泡反应器时间步长敏感性分析

Table 3　The effect of time step size on gas holdup

网格数	表观气速(cm/s)	时间步长(s)					气含率(实验检测)
		0.01	0.05	0.10	0.20	1.00	
522608	1.2	0.072	0.072	0.072	0.0732	0.074	0.073
	3.0	0.140	0.140	0.140	0.140	0.143	0.143
2603055	1.2	0.072	0.072	0.072	0.072	0.074	0.073
	3.0	0.140	0.140	0.140	0.140	0.140	0.143

1.7　体积气含率

反应器中的体积气含率则按式(2)计算[22]:

$$\text{体积气含率}=\frac{H_{\mathrm{LG}}-H_{\mathrm{L}}}{H_{\mathrm{LG}}} \tag{2}$$

式中:H_{L} 为混合液静止时的高度,m;H_{LG} 为反应器曝气后的高度,m.随反应器运行的时间进行记录,每个值重复 4 次,取平均值.

1.8　液相速度

液相速度随运行时间的变化通过电导率脉冲示踪法测定.具体步骤如下:1)在 t=0 时刻,从反应器进水口投加氯化钾 3g,流量为 0.768L/min;2)每隔 5s 在反应器顶部进行取样,测定其电导率,每次取样 3 个,计算平均值.电导率参照《水和废水监测分析方法》第四版[23]的方法进行测定.3)液相速度的计算按文献[24]方法进行计算.液相速度的大小表示为:

$$u=\frac{H}{T} \tag{3}$$

式中:H 为反应器的有效高度,即取样点的高度,m; T 为示踪剂的 KCl 的平均停留时间,s.

2　结果与讨论

2.1　气泡直径分布

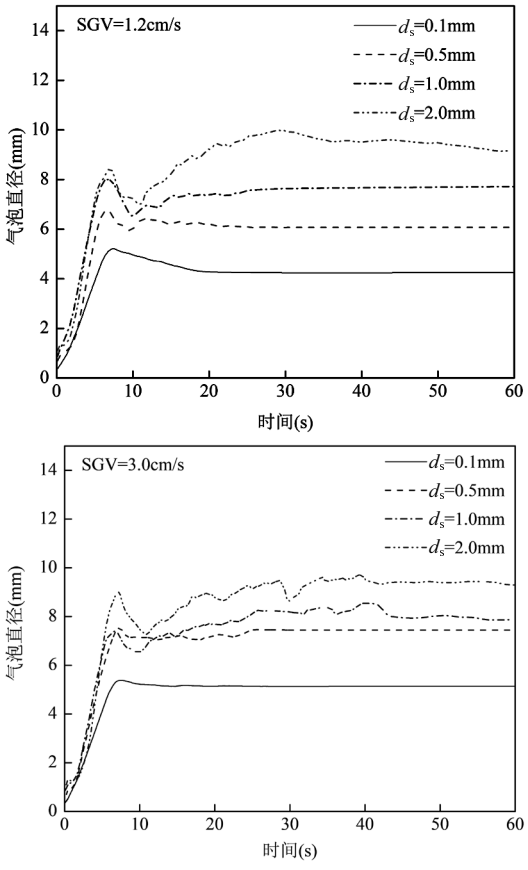


图 2　Sauter 平均气泡直径随时间的变化

Fig.2　The change of Sauter average air diameter

由图 2 可知,曝气头孔径 d_s=0.1mm 时,1)反应器

内的气泡直径均先增加,后略有减小,随后达到稳定状态;2)表观气速增加,反应器内的平均气泡直径略微增加.曝气头孔径 d_s>0.5mm 时,反应器内的平均气泡直径不断波动,这是反应器内的气泡随时间不断发生并聚与破碎过程的结果.尤其是 d_s=2.0mm 时,气泡的平均直径随着表观气速的增加呈下降趋势,说明反应器内气泡之间的相互作用增强.反应器运行 45s 后,气泡直径大小逐渐趋于相对稳定状态,在±10%的范围内波动.

图 3 为不同条件下气泡直径在反应器纵向截面(X−Z)的分布,由图可知,d_s=0.1 和 0.5mm 时,表观气速 1.2cm/s,反应器内气泡沿轴向并聚,气泡直径增加,而气泡的破碎现象只出现在靠近壁面的极少位置处;表观气速增加,气泡在靠近曝气头的位置即发生并聚现象.当入口气泡直径增加至 d_s=1.0 和 2.0mm,表观气速较低 1.2cm/s 时,反应器中心较易发生气泡并聚,而在靠近壁面附近的气泡出现破碎;表观气速增加,反应器内气泡之间的并聚和破碎现象明显.此时,反应器内气泡直径沿轴向先并聚后破碎,两者交替进行,在靠近反应器出口的位置,由于气泡的逃逸,气泡的直径有所增加.反应器内较大的气泡直径出现在 Z/H_{max}=0.2~0.6 区域.

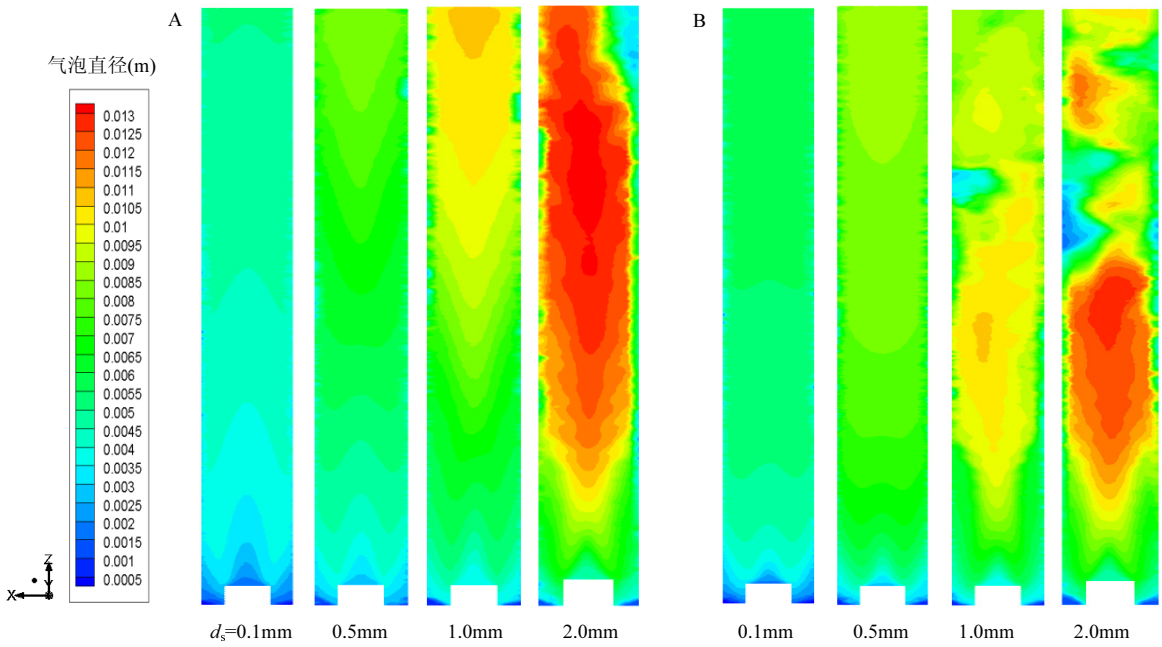


图 3 不同条件下反应器内气泡直径的分布

Fig.3 The distribution of air diameter under different SGV and d_s

A.SGV=1.2cm/s;B. SGV=3.0cm/s

2.2 气含率和固含率

2.2.1 体积平均气含率 不同曝气头孔径和表观气速条件下(SGV=1.2, 3.0cm/s)反应器内体积平均气含率随时间的变化如图 4 所示.气含率随时间先增加后减小,随后逐步达到相对稳定的状态.曝气头表面的孔径增加,气含率波动相应增加.曝气头孔径 0.1mm 时,气含率在反应器运行 20s 后达到稳定状态.模型预测的气含率与实验检测的气含率吻合,说明模型预测的准确性和可靠性.曝气头孔径 0.5mm 时,气含率出现波动,但在 25s 后达到稳定状态,但此时的气含率较 0.1mm 时减小.由此可见,曝气头表面的孔径大小与反应器中气含率的大小负相关.曝气头孔径增加至 1.0 和 2.0mm 时,气含率分别在 30 和 45s 后达到相对稳定的状态,但曝气孔径 2.0mm 时,气含率仍在±10%的范围内随时间不断波动.相同入口气泡直径条件下,气含率随表观气速增加而增大,但气含率随时间的变化规律基本相同.然而,值得注意的是,曝气头孔径 1.0mm、表观气速 3.0cm/s 时,气含率比低表观气速时增加明显,且随时间增加,持续波动,并与 d_s 为 2.0mm 时接近,说明此时反应器内气泡的

并聚和破碎现象明显,小气泡的数量增加.反应器中气含率的变化与气泡的大小有关,反应器内气泡直径的分布如图 3 所示,具体分析见 2.1 节.

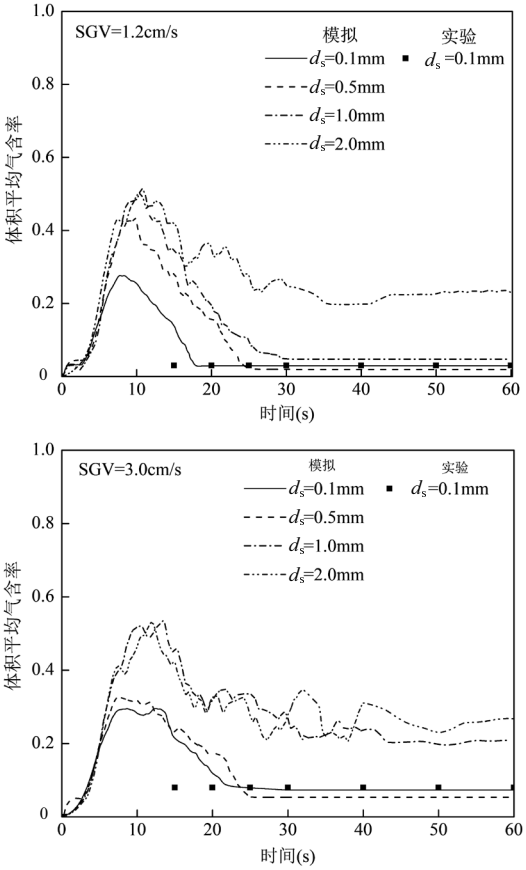


图 4　不同曝气孔径和表观气速条件下反应器内体积平均气含率随运行时间的变化

Fig.4　The volume-averaged gas holdup under different aeration diameter and SGV

2.2.2　面平均气含率和固含率　定义 Z/H_{max} 为反应器中垂直坐标 Z 与液面高度 H 的比值,X/D 为水平坐标轴 X 与反应器内径 D 的比值.

(1)面平均气含率.不同曝气孔径条件下,面平均气含率的轴向分布可知(图 5),气含率在 0.01~0.15 范围内变化.除了曝气孔径 2.0mm 条件外,入口气泡直径越小,气含率反而越大,这与 Besagni 等[25]研究结果相同.这是因为小气泡分布在整个反应器中,使得液相的循环下降,最终导致整个反应器中气含率增加.0<Z/H_{max}<0.1 范围内,气含率随 Z/H_{max} 增长而增大;Z/H_{max}>0.1 后,气含率的值基本趋于稳定.表观气速增加后,反应器内的面平均气含率增加,这是反应器内曝气量增加的结果.曝气孔径 2.0mm 时,反应器内的气含率沿轴向不断波动,这是气泡之间并聚和破碎现象导致的.

(2)面平均固含率.反应器中面平均固含率的分布与气含率不同.大部分条件下,固含率沿轴向距离的增加逐渐减小(图 6),这与 Rampure 等[26]的结论相同,可见颗粒在反应器中沿轴向分布存在浓度梯度.表观气速增加,颗粒在轴向的分布相对均匀,这是因为表观气速增加,液相和颗粒的循环速度增加.曝气孔径 1.0mm(表观气速 3.0cm/s)和曝气孔径 2.0mm 时,固含率在轴向位置的波动较大,这与气泡之间的相互作用有关.

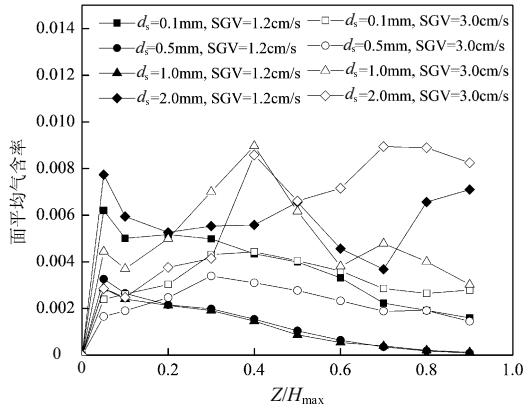


图 5　面平均气含率的轴向分布

Fig.5　The vertical distribution of surface-average gas holdup

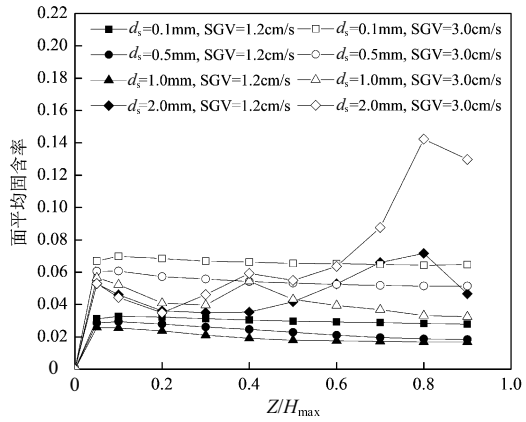


图 6　面平均固含率的轴向分布

Fig.6　The vertical distribution of surface-average sludge holdup

2.2.3　局部气含率　不同曝气孔径下(d_s=0.1, 0.5, 1.0, 2.0mm)时间平均局部气含率在反应器不同轴向位置(Z/H_{max}=0.2, 0.4, 0.6, 0.8)的径向分布可知(图 7),当 SGV=1.2cm/s,局部气含率在 d_s=0.1mm 时沿 X 轴分布平缓,峰值出现在近壁面处,随着入口气泡直径

的增加,气含率的峰值逐渐向反应器中心 X/D=0 处移动,这与 Besagni 等[25]的研究结果一致.d_s=0.1mm 时反应器内气含率稳定,与 Z/H_{max} 的变化无关,当 d_s>0.5mm 时,气含率沿着轴向位置的增加逐渐减小.当 SGV=3.0cm/s:1)d_s=0.1mm 时,气含率的值增加,但气含率的分布并未发生变化.2)d_s>0.5mm 时,气含率的值变化较小,甚至出现气含率下降的现象,这与反应器内气泡的直径相关;气含率仍存在中心峰值,但峰值的位置却发生偏移,这与反应器内流态变化有关.反应器内流态的变化见 2.3.3 节.

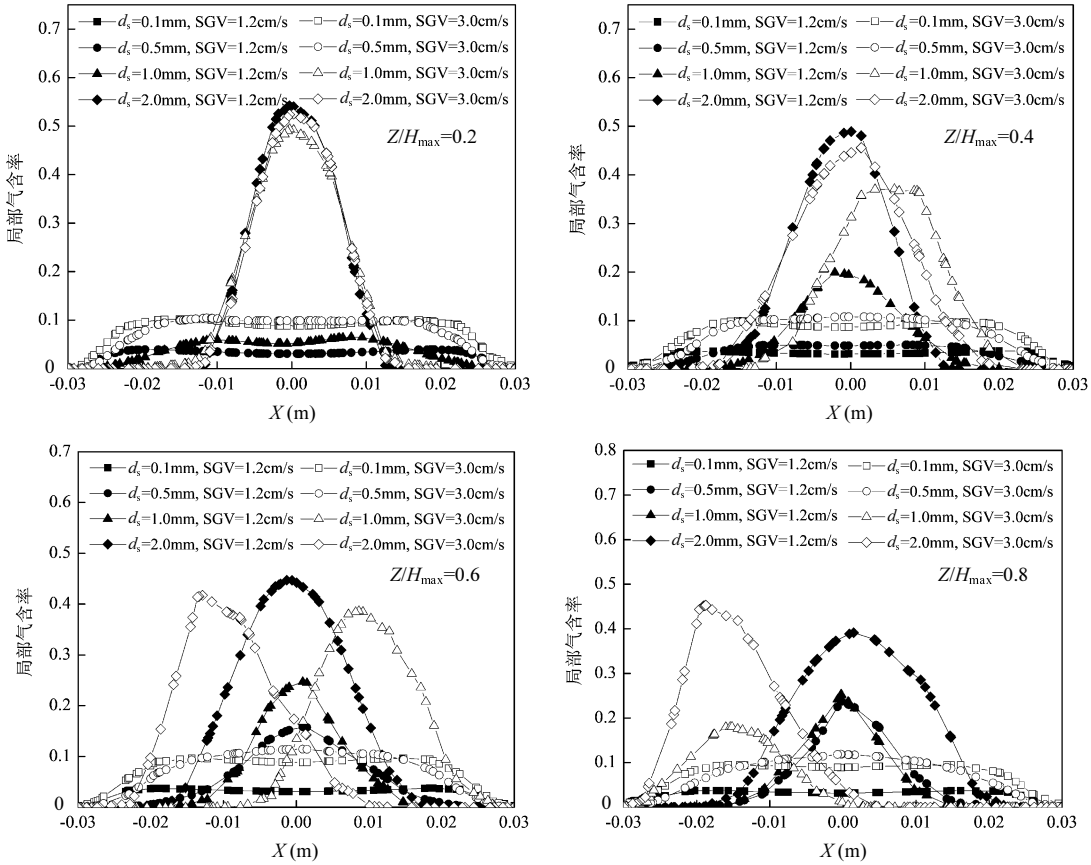


图 7 不同曝气孔径条件下时间平均局部气含率在轴向不同位置处的径向分布

Fig.7 The radial distribution of time-average local gas holdup under different aeration diameter

2.3 速度分布

2.3.1 液相速度 由图 8 可知,曝气孔径 0.1mm 时,液相速度与反应器内体积平均气含率的变化相似,均先增大后减小,既而达到稳定状态.此时,反应器内模型预测的液相速度与实验检测(检测方法如 1.8 所示)的液相速度大小相吻合,说明了模型的正确性.曝气孔径 d_s=0.5, 1.0, 2.0mm 条件下,模型的预测结果可知:液相速度均先增加后减小.d_s=2.0mm,和表观气速 3.0cm/s、d_s=1.0mm 时,液相速度在反应器内不断波动,50s 后逐渐趋于稳定,在±10%的范围内波动.其余条件下,液相速度减小后,逐渐达到稳定状态.表观气速和曝气孔径增加,液相速度增加.表观气速和曝气孔径增加后,反应器内气泡之间的相互作用增加,从而使反应器内的流态由大尺度环流逐渐转变为小尺度漩涡,继而导致液相速度增加.流态的变化如图 11 所示.

2.3.2 轴向速度分布 由图 9 可知,气相速度的值大于 0,气泡直径增加,气相速度增加,且气相速度的峰值由近壁面处逐渐向反应器中心 X=0m 处靠近,这与局部气含率的径向分布结果一致.再者,随着表观气速的增加,气相速度增加,但 d_s>1.0mm 时,气相速度的峰值发生偏移.气相速度沿轴向位置的变化不明显.

如图 10 所示,表观气速 1.2cm/s 时,液相速度的分布与气相速度的分布略有不同,主要表现在近壁面 X=±0.25m 位置处,液相速度的值小于 0,说明此处

液相发生了循环,此时,轴向速度沿 X=0m 对称;随着入口气泡直径增加,液相速度增加,说明较大的气泡直径提高了液相的循环.表观气速 3.0cm/s 时,气泡直径增加,液相速度增加,但其增加量却减小:d_s>1.0mm 时,液相速度的分布不再对称,这与反应器内流态的分布有关.此外,大多数条件下,液相速度在反应器中心的值大于近壁面处,这是因为反应器中心气相速度较大造成的.液相速度沿轴向位置的增加稍有降低,但不明显.再者,反应器内液相速度始终小于气相速度,这是气泡在运动过程中能量耗散的结果.

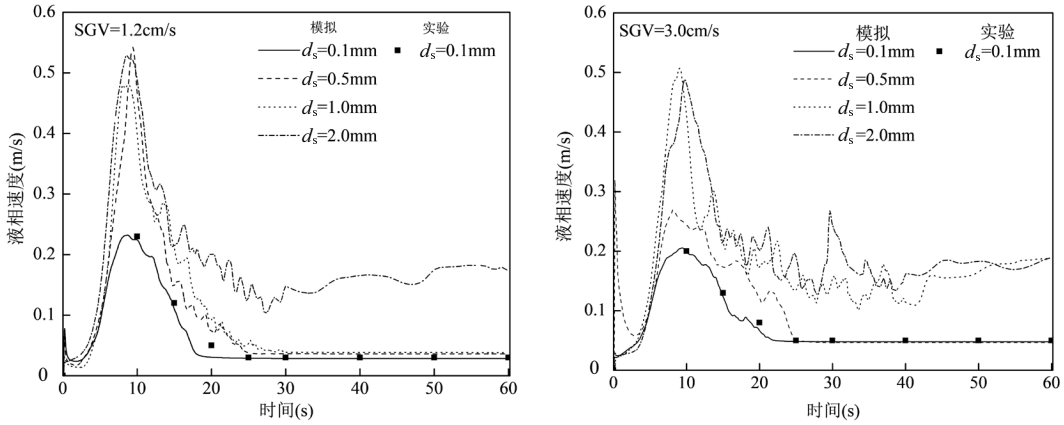


图 8　不同曝气孔径和表观气速条件下反应器内时间平均液相速度随运行时间的变化

Fig.8　The time-average liquid velocity under different aeration diameter and SGV

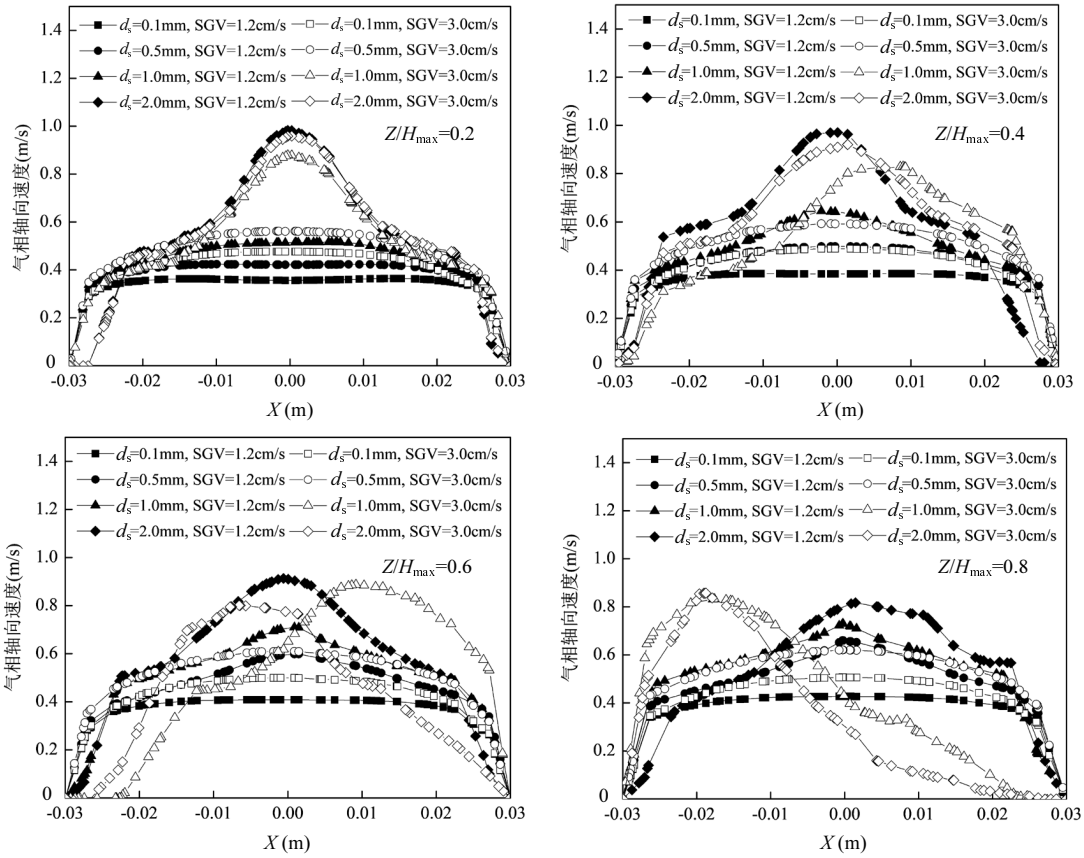


图 9　不同曝气孔径条件下时间平均气相轴向速度在轴向不同位置处的径向分布

Fig.9　The radial distribution of time-average local air axial velocity under aeration diameter and SGV

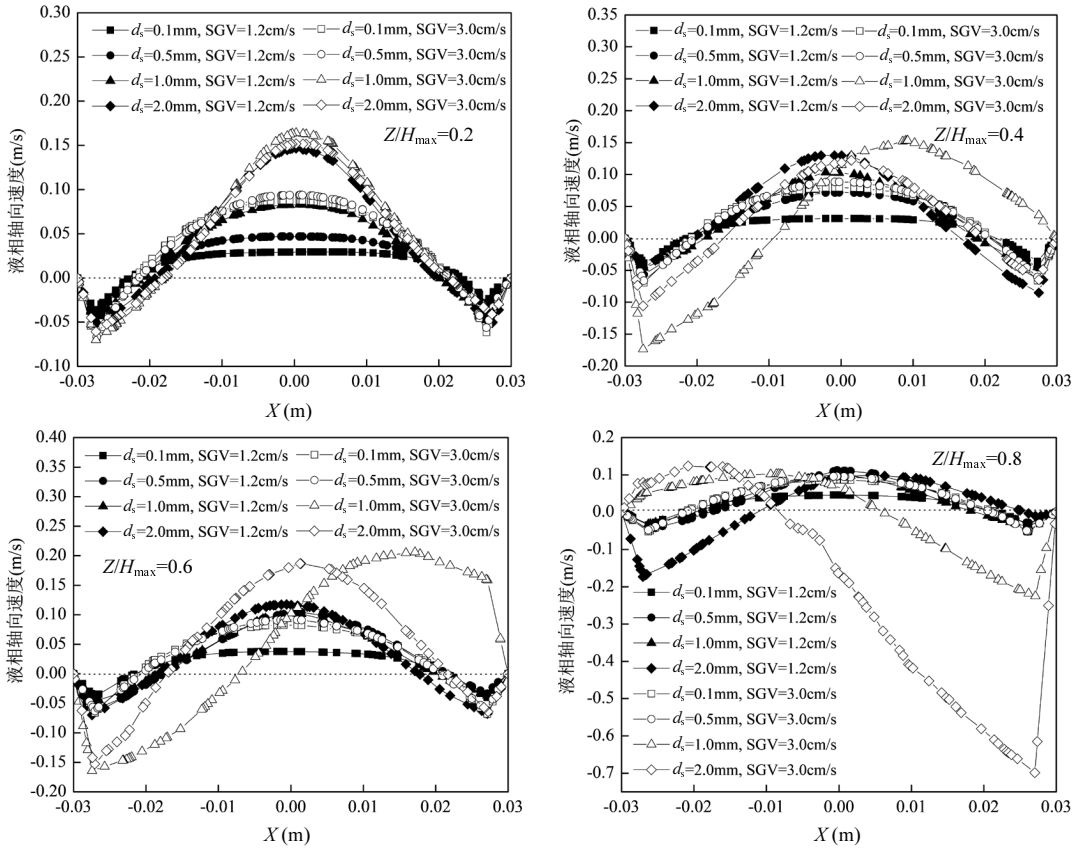


图 10 不同曝气孔径条件下时间平均液相轴向速度在轴向不同位置处的径向分布

Fig.10 The radial distribution of time-average local liquid axial velocity under aeration diameter and SGV

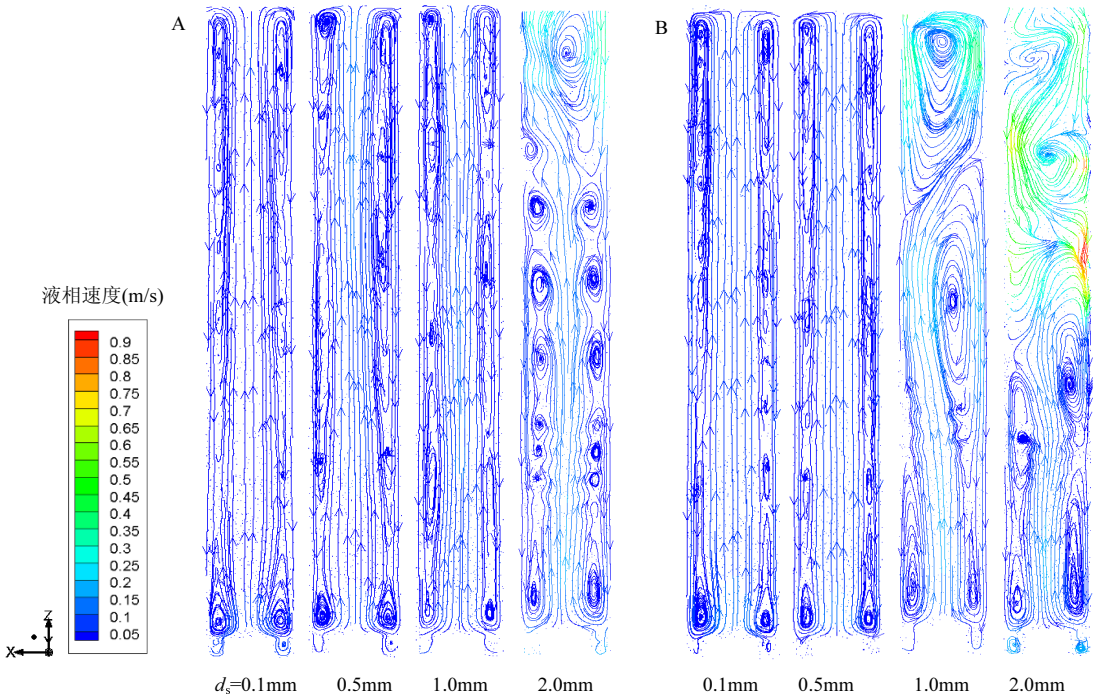


图 11 轴向截面(Y=0)的液相速度矢量图

Fig.11 The velocity vectors of liquid at the vertical section (Y=0)

A. SGV=1.2cm/s;B.SGV=3.0cm/s

2.3.3 速度矢量分布 由图 11, 12 可知,反应器内的流态由尺度较大的环流和尺度小的旋涡流构成. 表观气速和入口气泡直径增加,液相和颗粒的流态均由尺度较大的环流(平均旋涡尺度为 107.87μm)转

变为尺度较小的旋涡(平均旋涡尺度25.61μm)(表4).相同曝气孔径时,液相与颗粒之间的流态之间存在差异,且气泡直径越小,表观气速越大,两者的差异越明显(图 11,12).

2.3.4　剪切速率　颗粒表面所受的力可分为拉伸应力和剪切应力.剪切应力的大小影响好氧颗粒污泥的形成及性能,可表示为 $\tau=\mu \mathrm{d}u_z/\mathrm{d}x$, $\mathrm{d}u_z/\mathrm{d}x$ 为切向的速度梯度.如图 13 所示,壁面处的剪切速率最大,而反应器中部的剪切速率最小.曝气孔径 d_s<1.0mm 时,1)壁面处剪切速率的大小因表观气速的增加而减小;2)除壁面外,X=±0.25m 左右是剪切速率最大的地方,与液相速度负向的最大值相对应,剪切速率因表观气速的增加而增大.由此可见,反应器内的剪切速率的最大值位于环向流的中心,这与文献[15−16]的研究结果相同;3)除壁面外,剪切速度在表观气速 1.2cm/s 时维持在±5s^{-1} 左右,表观气速 3.0cm/s 时基本维持在±10s^{-1} 左右,曝气孔径的大小对剪切速度的影响很小,可忽略.曝气孔径 d_s>1.0mm 时,剪切速率的分布发生变化,即与反应器内流态的分布有关,表观气速增加,反应器内的剪切速率增大,Z/H_{max}>0.6 时尤为明显.Ren 等[27]研究指出污泥表面所受的水力剪切力与污泥直径正相关,模型中由于颗粒的直径保持不变.因此,水力剪切的大小在曝气孔径小于 1mm 后基本无大的变化.

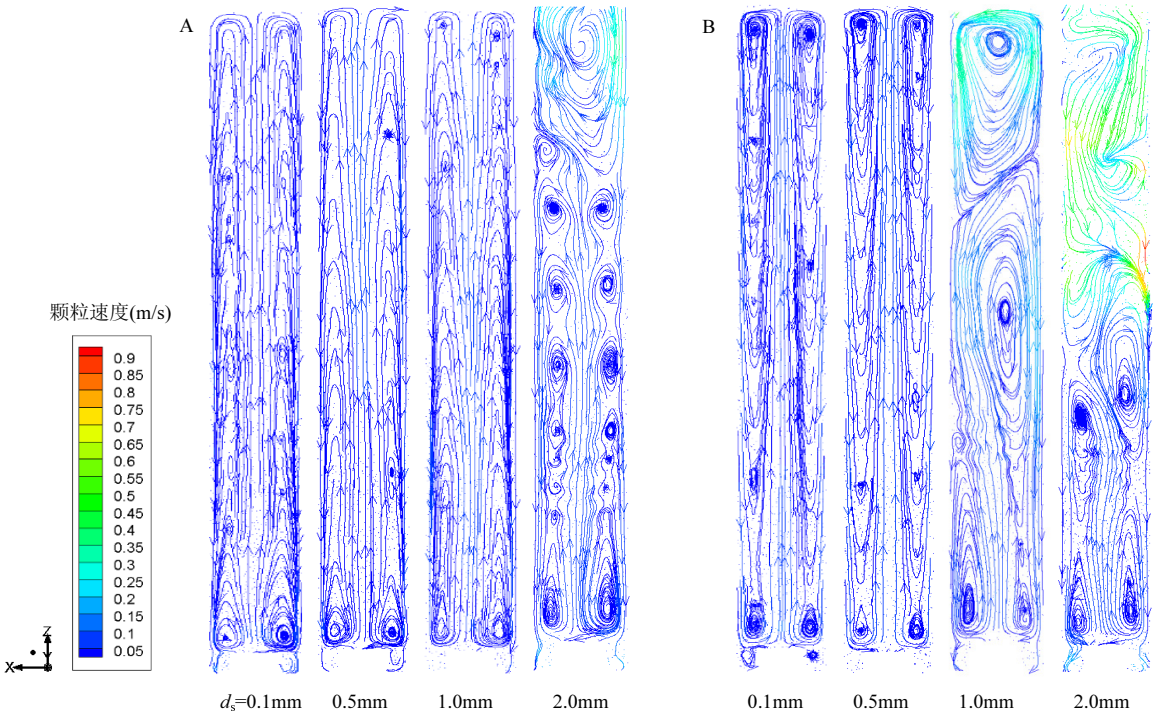
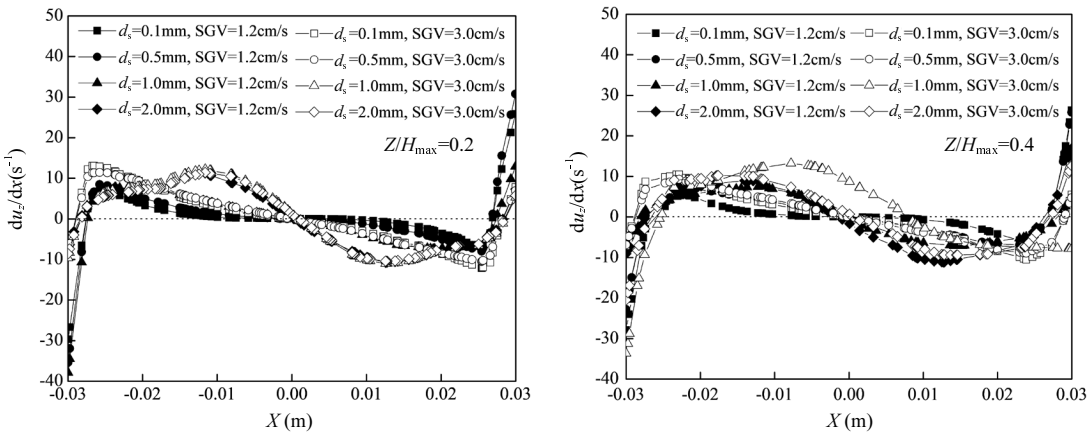


图 12　轴向截面(Y=0)的颗粒速度矢量图

Fig.12　The velocity vectors of sludge at the vertical section (Y=0)

A. SGV=1.2cm/s;B.SGV=3.0cm/s



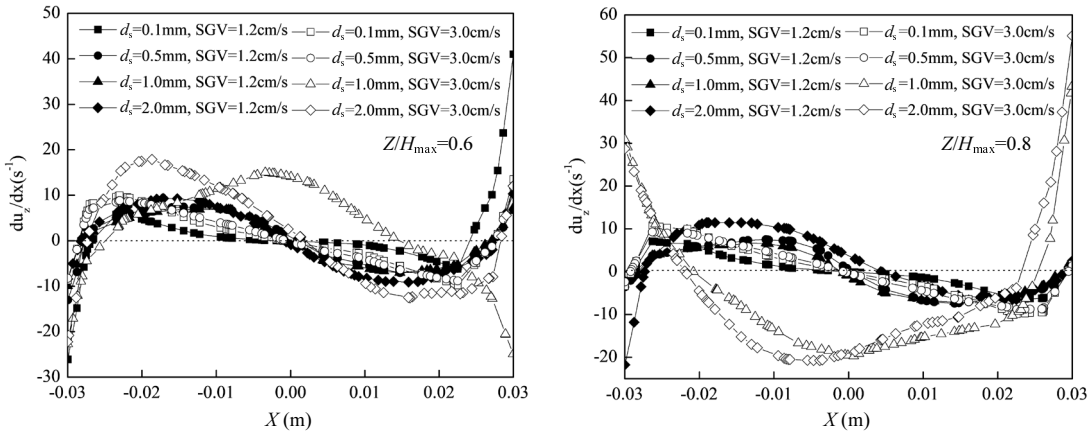


图 13 不同曝气孔径条件下时间平均 du_z/dx 在轴向不同位置处的径向分布

Fig.13 The radial distribution of time-average du_z/dx under different aeration diameter and SGV

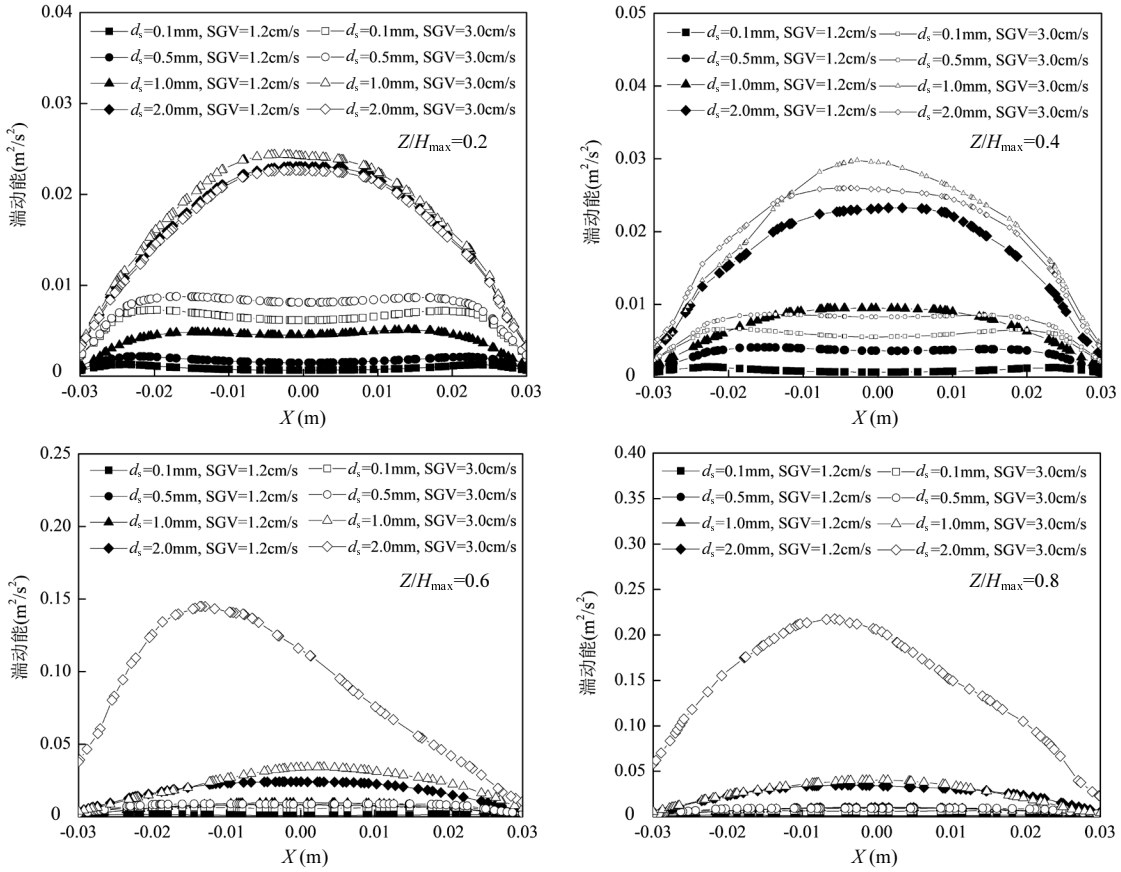


图 14 不同曝气孔径条件下时间平均湍动能在轴向不同位置处的径向分布

Fig.14 The radial distribution of time-average TKE under different aeration diameter and SGV

表 4 不同曝气孔径时反应器内平均旋涡尺度(μm)

Table 4 The mean vortices scale under different d_s(μm)

SGV(cm/s)	曝气孔径(mm)			
	0.1	0.5	1.0	2.0
1.2	107.87	91.63	57.41	27.68
3.0	73.67	76.11	26.04	25.61

2.3.5 湍流动能 湍动能(TKE)表征反应器内获得能量的大小由图 14 可知,曝气孔径和表观气速增加,TKE 增加,这可能与反应器内流态的波动有关.此外,TKE 的径向分布,随曝气孔径的增加,峰值由靠近壁面处逐渐向反应器中心靠拢,这与气含率和气相轴向速度的径向分布结果相同.d_s<1.0mm 时,反应器内的 TKE 相对稳定,沿轴向位置的增加,略有降低.表观气速 3.0cm/s、Z/H_{max}<0.4 时,d_s=1.0mm 获得的

TKE 略大于 d_s=2.0mm,轴向位置增加,d_s=2.0mm 获得的 TKE 显著增加,这是反应器内气泡之间不断发生并聚和破碎现象的结果.反应器内水力剪切速率的大小与能量耗散成正比,由图 14 可知.气泡直径和表观气速增加,颗粒受到的剪切越大.水力剪切力是影响好氧颗粒污泥的重要因素,而较大的剪切速率有助于形成结构密实、性能良好的好氧颗粒污泥[28].

饶彤彤等[29]研究表明,反应器内形成具有旋涡流特性的二次流和一定强度的紊动性,有利于形成密实和强度高的好氧颗粒污泥.此外,气泡大小与反应器中氧的传质有关.氧的传质效率增加,使颗粒污泥内部好氧区域增加,一方面为异养菌和硝化菌提供了充足的氧源,使其数量增加,从而提升了有机物和氨氮的去除效率;另一方面,颗粒内部内源消耗的范围减小,即失活细胞数量减小,增强了颗粒污泥对水力剪切的抵抗强度,有助于好氧颗粒污泥结构稳定[30].结合反应器内气泡直径的分布,从氧气的传质速率角度分析,气泡直径小时,气泡的比表面积小,相同表观气速条件下,气泡数目增加,气-液交界面总面积增大,而氧的传质速率与气-液交界面存在一定的正比函数关系,使反应器中氧气的传质速率增加,有利于污泥结构的稳定.但从漩涡二次流、剪切力和紊动强度角度分析,曝气孔径小于 1.0mm 时,反应器内的气泡直径较小,但反应器内流态的旋涡尺度较大,且剪切强度小于污泥能够发生团聚成核的剪切速率 8.28s^{-1}[31].而曝气头表面的孔径大于 1.0mm 后,反应器内的气泡直径沿轴向存在明显的并聚和破碎现象,反应器内小气泡的出现提升了氧气传质的效果,且增加了污泥表面所受的剪切速率.

综上所述,为了满足好氧颗粒污泥的形成需要的絮体污泥粒子凝聚条件,反应器中曝气头表面上的孔径大小应大于 1mm,微孔曝气虽增加了反应器内气含率的值,但并非有利于好氧颗粒污泥的形成.反应器中旋涡的发展还与反应器的高径比及表观上升气流速度等有关,研究不同条件对反应器内流态的影响,对好氧污泥颗粒化的优化培养具有重要意义.

3　结论

3.1　曝气头表面的孔径大小与反应器中气含率的大小负相关,Z/H_{max}>0.1 后,气含率的值基本趋于稳定.固含率随轴向位置的增加而减小,表观气速增加,固含率在反应器轴向的分布相对均匀.

3.2　气相和液相速度大小与曝气头表面的孔径、表观气速正相关.随着曝气头孔径增加,速度的峰值由近壁面处逐渐向反应器中心 X=0m 处靠近,且沿 X=0 对称.曝气头孔径大于 1.0mm 时,速度的分布不再对称.轴向位置对气相和液相速度的影响可忽略.

3.3　反应器中的流态由尺度较大的环流和尺度较小的旋涡构成.随着表观气速和入口气泡直径的增加,液相和颗粒的流态均由尺度较大的环流转变为尺度较小的旋涡.相同曝气孔径时,液相与颗粒的流态之间存在差异,且气泡直径越小,表观气速越大,两者的差异越明显.

3.4　反应器中颗粒所受的水力剪切速率大小与气泡大小正相关.为了满足好氧颗粒污泥的形成需要的絮体污泥粒子凝聚条件,反应器中曝气孔径应大于 1mm,微孔曝气虽增加了反应器内气含率的值,但并非有利于好氧颗粒污泥的形成.

参考文献：

[1] Kantarci N, Borak F, Ulgen K O. Bubble column reactors [J]. Cheminform, 2005,40(7):2263-2283.

[2] Pourtousi M, Sahu J N, Ganesan P. Effect of interfacial forces and turbulence models on predicting flow pattern inside the bubble column [J]. Chemical Engineering & Processing Process Intensification, 2014, 75:38-47.

[3] Rollbusch P, Bothe M, Becker M, et al. Bubble columns operated under industrially relevant conditions-current understanding of design parameters [J]. Chemical Engineering Science, 2015,126:660-678.

[4] Upadhyay R K, Pant H J, Roy S. Liquid flow patterns in rectangular air-water bubble column investigated with Radioactive Particle Tracking [J]. Chemical Engineering Science, 2013,96(Complete): 152-164.

[5] Liu Z, Liu Y, Zhang A, et al. Study on the process of aerobic granule sludge rapid formation by using the poly aluminum chloride (PAC) [J]. Chemical Engineering Journal, 2014,250:319-325.

[6] Liu Y Q, Tay J H. Fast formation of aerobic granules by combining strong hydraulic selection pressure with overstressed organic loading rate [J]. Water Research, 2015,80(1):256-266.

[7] Dahalan F A, Abdullah N, Yuzir A, et al. A proposed aerobic granules size development scheme for aerobic granulation process [J]. Bioresource Technology, 2015,181:291-296.

[8] Liu J, Li J, Wang X D, et al. Rapid aerobic granulation in an SBR treating piggery wastewater by seeding sludge from a municipal WWTP [J]. Journal of Environmental Science, 2017,51(1):332-341.

[9] Tariqul M, Ganesan P, Sahu J N, et al. Numerical study of co-axial bubble coalescence characteristics [J]. Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering, 2015,10(5):670-680.

[10] Islam M T, Ganesan P, Cheng J. A pair of bubbles' rising dynamics in a xanthan gum solution: a CFD study [J]. RSC Advance, 2015,5(11): 7819-7831.

[11] Ma D, Liu M, Zu Y, et al. Two-dimensional volume of fluid simulation studies on single bubble columns [J]. Chemical Engineering Science, 2012,72:61-77.

[12] Hasan N, Zakaria Z B. Computational approach for a pair of bubble coalescence process [J]. International Journal of Heat and Fluid Flow, 2011,32(3):755-761.

[13] Gresch M, Bruegger R, Meykr A, et al. Compartmental Models for Continuous Flow Reactors Derived from CFD Simulations [J]. Environmental Science and Technology, 2009,43(7):2381-2387.

[14] Wang X, Ding J, Guo W Q, et al. A hydrodynamics - reaction kinetics coupled model for evaluating bioreactors derived from CFD simulation [J]. Bioresource Technology, 2010,101(24):9749-9757.

[15] Deíz L, Zima-Kulisiewicz B E, Kowalczyk W, et al. Investigation of multiphase flow in sequencing batch reactor (SBR) by means of hybrid methods [J]. Chemical Engineering Science, 2007,62(6):1803-1813.

[16] Zima-Kulisiewicz B E, Déiz L, Kowalczyk W, et al. Biofluid mechanical investigations in sequencing batch reactor (SBR) [J]. Chemical Engineering Science, 2008,63(3):599-608.

[17] Fan W W, Yuan L J, Li Y L. CFD simulation of flow pattern in a bubble column reactor for forming aerobic granules and its development [J]. Environmental Technology, 2019,40(27):3652-3667.

[18] Wang H N, Jia X Q, Wang X, et al. CFD modeling of hydrodynamic characteristics of a gas-liquid two-phase stirred tank [J]. Applied Mathematical Model, 2014,38(1):63-92.

[19] Guédon G R., Besagni G, Inzoli F. Prediction of gas-liquid in an annular gap bubble column using a bi-dispersed Eulerian model [J]. Chemical Engineering Science, 2017,161:138-150.

[20] Perry R H, Chilton C H. Perry's chemical engineering's handbook (seconded) [M]. USA: McGraw-Hill, 1997.

[21] Theory Guide [M]. USA: ANSYS Fluent 14.5. 2012.

[22] Su K Z, Yu H Q. Gas holdup and oxygen transfer in an aerobic granule-based sequencing batch reactor [J]. Biochemical Engineering Journal, 2005,25(3):201-207.

[23] 国家环保局.水和废水监测分析方法 [M]. 北京:中国环境科学出版社, 2005.
The National Environmental Protection Bureau. Water and wastewater monitoring analysis method [M]. Beijing: China Environmental Science Press, 2005.

[24] 谷奎庆.三相连续环流反应器液相传质及混合特性研究 [D]. 北京:北京化工大学, 2007.
Gu K Q. Study on liquid mass transfer and mixing characteristics of three-phase continuous circulation reactor [D]. Beijing: Beijing University of Chemical Technology, 2007.

[25] Besagni G, Inzoli F, Ziegenhei T, et al. Computational fluid dynamic modeling of the pseudo-homogenous flow regime in large-scale bubble columns [J]. Chemical Engineering Science, 2017,160:144-160.

[26] Rampure M R, Kullarni A A, Ranade V V. Hydrodynamics of bubble column reactors at high gas velocity: experiments and computational fluid dynamics (CFD) simulations [J]. Chemical Engineering Science, 2007,46(25):8431-8447.

[27] Ren T T, Mu Y, Ni B J, et al. Hydrodynamics of upflow anaerobic sludge blanket reactors [J]. AIChE Journal. 2009,55:516-528.

[28] Tay J H, Liu Q S, Liu Y. The effects of shear force on the formation, structure and metabolism of aerobic granules [J]. Applied Microbiology and Biotechnology, 2001,57(1/2):227-233.

[29] 饶彤彤,王 立,李 军,等.不同流态对好氧污泥颗粒化的影响 [J]. 中国给水排水, 2011,27(15):88-90.
Rao T T, Wang L, Li J, et al. Effect of different flow patterns on aerobic sludge granulation [J]. China Water and Wastewater, 2011, 27(15):88-90.

[30] 湛含辉,钟 乐,湛雪辉.二次流场下好氧颗粒污泥体系的脱氮性能 [J]. 湖南师范大学自然科学学报, 2009,32(3):58-62.
Zhan H H, Zhong L, Zhan X H. Denitrification performance of aerobic granule under secondary flow field [J]. Journal of Natural Science of Hunan Normal University, 2009,32(3):58-62.

[31] Wu J, Zhou H M, Li H Z, et al. Impacts of hydrodynamic shear force on the nucleation of flocculent sludge in anaerobic reactor [J]. Water Research, 2006,43(12):3029-3036.

作者简介：范文雯(1987-),女,青海西宁人,讲师,博士,主要从事污水处理及其资源化.发表论文 5 篇.