

曝气对膜生物反应器内气-液流态影响的模拟研究

陈小欢^{1,2}, 刘鸣燕^{1,2}, 涂倩倩^{1,2}, 李嘉诚³, 林培锋³, 俞三传^{3*}

(1. 中国铁工投资建设集团有限公司, 北京 101300; 2. 中国中铁生态环境专业研发中心, 上海 200331;
3. 浙江理工大学, 杭州 310018)

摘要: 采用多孔介质模型模拟具有渗透作用的分离膜, 利用群平衡模型(PBM)预测膜生物反应器(MBR)内多尺寸气泡流动, 对MBR内气-液流态进行模拟研究. 系统分析了渗透侧抽吸作用、气泡直径、曝气速率对流态及近膜面气泡流对膜面的擦洗效果的影响. 结果表明: 对于远离膜面气泡流, 在渗透侧抽吸负压2 000 Pa下, 气泡直径从0.1 mm增大到3.0 mm, 含气率峰值下降16%, 小气泡有利于膜反应器内气-液充分混合; 曝气速率从0.5 m/s增大至1.5 m/s, 气泡流含气率峰值增加12.0%. 随着曝气孔靠近膜面, 液相流动的循环中心也逐渐靠近膜面. 对于近膜面气泡流, 渗透侧抽吸压为0 Pa时, 气泡直径从3.0 mm减小到1.0 mm, 膜面剪切应力由1.92 Pa增大到4.87 Pa; 曝气速率由0.5 m/s增大至1.5 m/s, 膜面剪切速度由0.02 m/s增大到0.22 m/s, 膜面剪切应力由1.97 Pa增大到3.83 Pa; 曝气速率0.5 m/s下, 抽吸负压3 000 Pa的平均膜剪切应力为0 Pa的1.85倍; 高抽吸负压下小气泡高速曝气有利于提高膜面剪切应力. 研究结果将为MBR曝气工艺设计和优化提供依据.

关键词: 膜生物反应器(MBR); 近膜面; 气泡流; 流态; 曝气

中图分类号: TQ028.3 **文献标志码:** A **文章编号:** 1007-8924(2024)05-0125-11

doi: 10.16159/j.cnki.issn1007-8924.2024.05.015

膜生物反应器(MBR)是一种高效水处理技术, 具有占地面积小、污染物去除效率高、安装便捷等优点, 已成为市政污水处理的主流技术^[1-6]. 但由于膜材料与膜组件结构限制, 在固-液分离过程中, 活性污泥等容易沉积在膜表面, 影响产水效率^[7]. 对于膜面污染的控制, 通常采用的方法是在反应器内部安装曝气系统, 通过曝气设备不断吹入气泡, 利用气泡在流体中生长、聚并和破碎产生的周期性作用力带动膜丝振动并对膜面进行擦洗^[8]. 同时, 曝气还可为

反应器内微生物提供氧气并起到一定的搅拌作用. 因而, 研究MBR内流态与曝气工艺具有重要意义.

膜生物反应器内多相流动可采用计算流体力学(CFD)方法进行模拟研究^[9]. 徐玲君等^[10]利用VOF模型模拟了水中单个气泡上升过程, 发现随着气泡直径增大, 气泡运动速度从稳定状态过渡到周期性震荡状态, 速度震荡范围随着气泡直径增大而增大. 赵杰等^[11]使用光学测量技术对近垂直壁面气-液两相流进行了实验研究, 发现无量纲距离和

收稿日期: 2024-01-23; 修改稿收到日期: 2024-03-14

基金项目: 国家重点研发计划项目(2023YFC3208000); 浙江省“领雁计划”研发项目(2022C01091)

第一作者简介: 陈小欢(1982-), 男, 江西樟树人, 高级工程师, 主要从事生态环境领域技术研究. * 通讯作者, E-mail: yuschn@163.com

引用本文: 陈小欢, 刘鸣燕, 涂倩倩, 等. 曝气对膜生物反应器内气-液流态影响的模拟研究[J]. 膜科学与技术, 2024, 44(5): 125-134.

Citation: Chen X H, LIU M Y, Tu Q Q, et al. Simulation study on the influence of aeration on the gas-liquid flow regime in membrane bioreactors[J]. Membrane Science and Technology(Chinese), 2024, 44(5): 125-134.

气泡频率对自由上浮时为直线型上浮气泡的整体运动轨迹产生影响,气泡由原本的“之”字形上浮逐渐转变为类直线上浮,同时在垂直平板的影响下,气泡频率可以使得气泡由靠近垂直壁面运动逐渐转变为远离垂直平板运动。Vries 等^[12]通过数值计算和光学实验,对纯净水中近壁面气泡进行了分析,发现在气泡与壁面碰撞过程中,气泡尾迹涡也随之与壁面碰撞,并最终形成了类球团状漩涡结构。Saffman^[13]研究了气泡在静水中的上升轨迹与气泡直径的关系,发现当气泡当量直径大于 1.4 mm 时,气泡形状会从圆球形逐渐变为椭球形,同时其上升路径由直线转变为之字形。Fukuma 等^[14]和 Saxena 等^[15]对表观气速对气泡直径的影响进行了研究,发现在初始表观气速较小时,气泡直径会随着表观气速的增大而增大,并且大尺寸气泡主要分布在曝气区域中心,小气泡主要分布在两侧边壁区域;在气泡直径达到一个临界值后,表观速度增大,导致气泡间的碰撞加剧,气泡破碎率增加,直径减小。Yang 等^[16]通过 CFD-PBM 模型对加压鼓泡塔内气泡流动进行了数值模拟,结果表明,随着压力的增加,气泡尺寸分布由单峰转变为双峰。

但是,目前对于近膜面单气泡和连续气泡运动行为的研究,均未考虑到实际工况中膜面的渗透作用,而膜面附近的流体湍流程度会随着膜面渗透作用的增强而增大^[17]。因此,本研究将利用多孔介质模型,通过设置渗透侧抽吸压来模拟具有渗透作用的膜面,对 MBR 池内气-液两相流进行模拟研究,以期对反应器内流态优化、控制和减轻膜污染、提高 MBR 效率提供依据。

1 物理模型

采用软件 FLUENT19.0 对 MBR 内部流动进行非稳态模拟,由于 MBR 内部气-液两相作用力明显,多相流模型选用欧拉模型。考虑到 MBR 膜池内不同尺寸气泡之间的相互作用以及流场内多尺度的涡流,本模拟引入群平衡模型(PBM)预测反应器内多尺寸气泡流动。实际应用过程中,膜面具有一定渗透作用,本模拟通过多孔介质模型模拟膜面渗透作用。湍流模型选择标准 $k-\epsilon$ 模型,压力-速度耦合采用 SIMPLE 算法,对流项选取一阶迎风离散格式。

1.1 欧拉模型

欧拉模型是多相流模型中的一种,又称为双流体模型。在气-液两相流的计算中,它将水和气泡视

为 2 种流体填充整个计算区域,两相之间相互渗透,再分别建立各相的连续性方程和动量方程,通过耦合各相的相互作用系数进行求解。连续性方程如式(1):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0 \quad (1)$$

式中: α_q 为 q 相的体积分数; ρ_q 为 q 相物理密度; \vec{v}_q 为 q 相的速度。

动量方程如式(2):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla p + \nabla \cdot (\alpha_q \bar{\tau}_q) + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \vec{F} \quad (2)$$

式中: p 是各相共享的压力; $\bar{\tau}_q$ 是 q 相的二阶应力张量,其计算如式(3):

$$\bar{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \vec{v}_q + \vec{v}_q^T) + \alpha_q (\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q) \nabla \cdot \vec{v}_q \bar{I} \quad (3)$$

式中: μ_q 与 λ_q 分别为 q 相的动力黏度与体积黏度; \vec{F} 为相间作用力,其包括曳力、升力虚拟质量力等;本研究对膜反应器内气液两相模拟,主要考虑相间曳力影响,采用 Schiller-Naumann 曳力模型,表达式如式(4):

$$\vec{F} = -0.75 \alpha_g (1 - \alpha_g) \rho_l \frac{C_D}{d_g} |u_g - u_l| (u_g - u_l) \quad (4)$$

式中: α_g 代表气相体积分数; ρ_l 代表液相密度; d_g 代表气泡直径; u_g 和 u_l 代表两相各自的速度, C_D 为曳力系数,如式(5):

$$C_D = \begin{cases} 24(1 + 0.15 Re^{0.687})/Re & Re \leq 1000 \\ 0.44 & Re > 1000 \end{cases} \quad (5)$$

Re 为相对雷诺数,通过式(6)确定:

$$Re = \frac{\rho_g |u_l - u_g| d_g}{\mu_g} \quad (6)$$

式中: μ_g 为空气的动力黏度。

1.2 多孔介质模型

Fluent 中的多孔介质模型,实际是在动量方程中增加一个动量源项(S_i)。源项由两部分组成,黏性损失项和惯性损失项,分别为方程(7)右侧第一项和第二项。

$$S_i = - \left(\sum_{j=1}^3 D_{ij} u_j + \sum_{j=1}^3 C_{ij} \frac{1}{2} \rho_{\text{mag}} v_j \right) \quad (7)$$

在简单、均匀的多孔介质上,可以简化为式(8):

$$S_i = - \left(\frac{\mu}{\alpha} v_i + C_2 \frac{1}{2} \rho_{\text{mag}} v_i \right) \quad (8)$$

式中: $1/\alpha$ 是黏性阻力系数, C_2 是惯性阻力系数。黏性阻力系数 $1/\alpha$ 表达式^[18]如式(9):

$$\alpha = \frac{D_p^2}{150} \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)^2} \quad (9)$$

惯性阻力系数 C_2 表达式如式(10):

$$C_2 = \frac{3.5}{D_p} \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \quad (10)$$

式中: ϵ 为孔隙率, $\epsilon = 80\%$; D_p 为粒子的平均直径, $D_p = 1.7 \times 10^{-5} \text{ m}$. 计算可得: 液相的黏性阻力系数 $1/\alpha = 2 \times 10^{10}$, 惯性阻力系数 $C_2 = 80\,000$. 本研究不考虑气体从膜层渗透离开, 设置气相的黏性阻力系数 $1/\alpha$ 与惯性阻力系数 C_2 都为 9.99×10^{19} .

1.3 群体平衡模型

本研究用群平衡模型来预测膜内气泡流动情况. 群平衡方程如式(11):

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} [n(V, t)] + \nabla \cdot [\vec{u}n(V, t)] + \nabla_v \cdot [G_v n(V, t)] = \\ \frac{1}{2} \int_0^V a(V - V', V') n(V - V', t) n(V', t) dV' - \\ \int_0^\infty a(V, V') n(V, t) n(V', t) dV' + \\ \int_\Omega P g(V') \beta(V/V') n(V', t) dV' - g(V) n(V, t) \end{aligned} \quad (11)$$

式中: n 为气泡数密度函数, V 为子气泡体积, V' 为原气泡体积; \vec{u} 是气泡的相速度; G_v 为气泡的体积增长(缩减)率; $a(V, V')$ 为气泡聚并速率; $g(V')$ 为气泡破碎频率; $\beta(V/V')$ 为气泡破碎所生成气泡的分布函数.

1.3.1 聚并模型

气泡的聚并一般是由于气泡之间存在的速度差或者流场中的不规则湍流导致了气泡间发生了碰撞挤压, 使得泡壁之间的液膜变薄, 从而发生聚并. 本研究聚并模型选用 Luo & Svendsen 模型, 其表达示如式(12):

$$c(d_i, d_j) = \bar{\omega}_c P_c \quad (12)$$

式中: c 为气泡间的聚并速率函数; $\bar{\omega}_c$ 为气泡之间的碰撞频率, 计算如式(13):

$$\bar{\omega}_c(d_i, d_j) = \frac{\pi}{4} \sqrt{2} \epsilon^{1/3} (d_i + d_j)^2 (d_i^{2/3} + d_j^{2/3})^{1/2} \quad (13)$$

P_c 为碰撞导致的聚并效率, 计算如式(14):

$$P_c(d_i, d_j) = \exp \left[-0.4 \frac{[0.75(1 + \xi_{ij}^2)(1 + \xi_{ij}^3)]^{1/2}}{(\frac{\rho_b}{\rho_l} + 0.5)^{1/2} (1 + \xi_{ij})^3} We_{ij}^{1/2} \right] \quad (14)$$

式中: $We_{ij} = \frac{\rho_l d_i \bar{u}_{ij}^{-2}}{\sigma}$; $\bar{u}_{ij} = (\bar{u}_i^{-2} + \bar{u}_j^{-2})$; $\xi_{ij} = \frac{d_i}{d_j}$;

ϵ 为湍动能耗散率.

1.3.2 破碎模型

气泡破碎的原因一般是由于水中湍流涡或者气泡涡引起的气泡受力不均匀, 使得气泡始终处在一个不断发生形变的动态平衡中, 当形变过度时气泡就会发生破裂, 分裂成多个小气泡, 通常气泡越大破裂概率越大. 气泡破碎速率函数可表示为式(15).

$$b(f_v, d) = \int_{\lambda_{\min}}^d P_b(f_v | d, \lambda) \bar{\omega}_\lambda(d) d\lambda \quad (15)$$

式中: $P_b(f_v | d, \lambda)$ 表示气泡与涡发生碰撞破碎的概率密度函数, 破碎比 $f_v = V/V'$, λ 表示湍流涡的尺寸, d 为气泡直径; $\bar{\omega}_\lambda(d)$ 为碰撞频率. Wang 等^[19]对几种破碎模型进行了对比, 发现 Lehr 模型更适用于中高含气率的流场模拟. 本研究选用 Lehr 破碎模型计算膜池内气泡破碎速率, Lehr 破碎模型方程如式(16):

$$g(V') = g_b(V, V') / \eta(V, V') \quad (16)$$

式中: $g(V')$ 为气泡破碎频率; $\eta(V, V')$ 为标准子气泡分布函数; $g_b(V, V')$ 为单位体积内的破碎速率, 计算如式(17):

$$g_b(V, V') = K \int_{\xi_{\min}}^1 \frac{(1 + \xi)^2}{\xi^n} \exp(-b\xi^m) d\xi \quad (17)$$

式中:

$$K = 1.19 \epsilon^{-1/3} d^{-7/3} \sigma \rho^{-1} f^{-1/3}, n = 13/3 \quad (18)$$

$$b = 2We\sigma \rho^{-1} \epsilon^{-2/3} d^{-5/3} f^{-1/3}, m = -2/3 \quad (19)$$

式中: ξ 为无量纲涡的尺度, $\xi = \gamma/d$, γ 为涡的尺寸; We 为韦伯数, 代表惯性力和表面张力效应之比, 计算如式(20):

$$We = \frac{\rho_l |u_b - u_l|^2 d_b}{\sigma} \quad (20)$$

2 数值模型验证

为验证所用数值模型在模拟膜池内复杂流动的有效性, 建立与文献[20]实验所用装置大小一样的二维曝气池模型进行模拟. 文献实验通过在曝气池中放入 1 个悬浮颗粒[图 1(a)中圆圈标注], 利用颗粒的运动状态反映曝气池内的流态. 图 1(b)为模拟曝气池内气-液两相分布图, 可以发现模型模拟得到的曝气孔左右侧液体流动与文献曝气孔左侧与右侧液体流动基本一致, 表明所用数值模型可行.

3 计算区域及边界条件设置

由于膜反应器结构复杂, 本研究将其简化为二

维结构. 计算区域如图 2(a)所示,其尺寸 $h \times (a+b) = 200.0 \text{ mm} \times 120.0 \text{ mm}$,底部为曝气孔,左侧为多孔介质区. 使用 ICEM19.0 进行四边形结构化网格划分,为保证计算精度,对膜面以及气泡主要运动区域做边界层网格加密处理,网格计算域如图 2(b)所示.

边界条件设置如下:气体进口的边界条件设置为速度进口,多孔介质区的左侧设置为均匀负压出口. 其余边界条件设置为无滑移壁面,壁面粗糙度设置为 0. 模型中选用主相为液态水,次相为空气,相间动量传递考虑表面张力的作用,具体参数设置如表 1 所示.

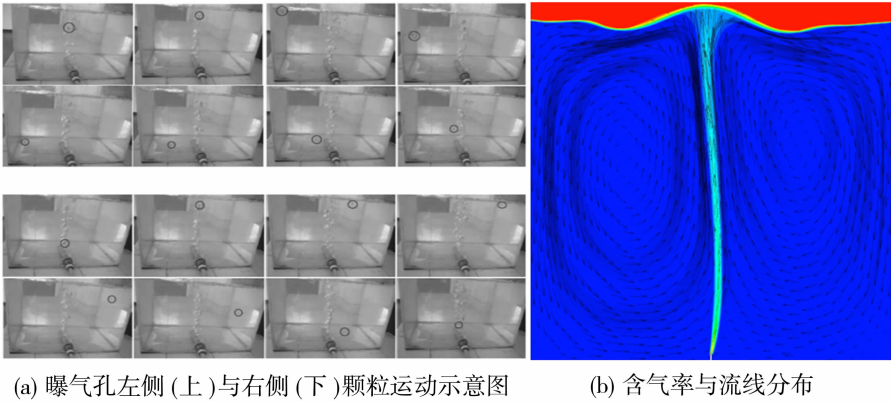


图 1 文献实验结果(a)与模拟结果(b)液体流态对比

Fig. 1 Comparison of liquid flow patterns between the reported experimental results (a) and the simulated results (b)

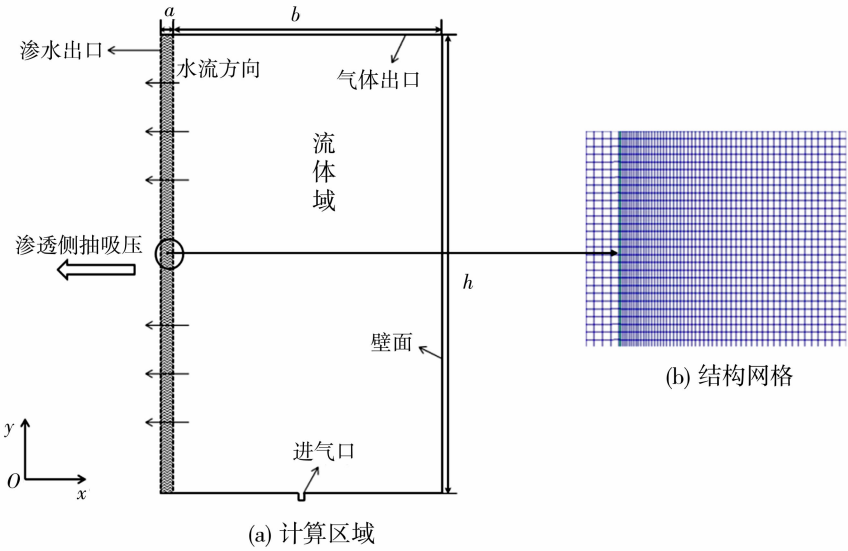


图 2 膜反应器近膜面计算区域和结构网格示意图

Fig. 2 Simulation domain and grid model near the membrane surface in the reactor

表 1 流体物性参数表

Table 1 Fluid physical properties

物质	密度/ $(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	动力黏度/ $(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1})$	表面张力系数/ $(\text{N} \cdot \text{m}^{-1})$
空气	1.225	1.7894×10^{-5}	—
液态水	998.2	0.001 003	0.072 8

4 结果与讨论

含气率、轴向液速与近膜面剪切速度是 MBR 池内气-液两相流模拟的 3 个重要参数. 含气率是

指流场中气泡数量占总体区域的百分比,含气率变动会影响流场的压力分布,进而影响膜反应器内的液相循环流动. 轴向液速是与膜面平行方向的液体速度分量. 近膜面剪切速度是影响膜面擦洗效果的

重要参数,近膜面剪切速度越大,对膜面的擦洗效果越好。本研究通过含气率、轴向液速与近膜面剪切速度的变化来分析曝气对流场的影响。

4.1 气泡直径对流场的影响

在膜反应器内,气泡上升会带动周围的流体流动,进而影响液相循环流动。研究首先将曝气孔设置在离膜面 57.0 mm 处,通过设置群平衡模型空气相直径大小来模拟气泡直径尺寸,气泡直径分别设置为 0.1、1.0 和 3.0 mm,渗透侧抽吸负压设置为 2 000 Pa,曝气速度设置为 0.5 m/s。

图 3 为流场稳定后含气率分布云图。可以发现,当气泡直径为 0.1 mm 时,曝气孔处一部分气泡会被壁面吸附,这是由于小尺寸气泡会表现出较大的表面积与体积比例,受到壁面摩擦力和黏附力影响较大,相比大尺寸气泡更容易被壁面吸附。图 4 为 $H=100.0$ mm 处含气率分布及轴向液速分布。由图 4(a)可知,气泡直径为 0.1 mm 时,含气率峰值最高可达 30.0%,随着气泡直径增大,含气率峰值逐渐变小,直径为 3.0 mm 时,含气率峰值下降至

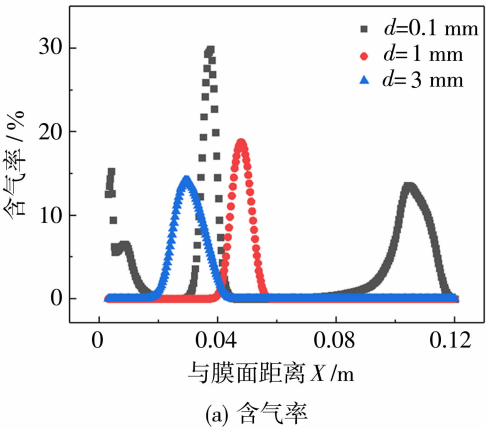


图 4 $H=100$ mm 处不同气泡直径下的含气率以及轴向液速分布

Fig. 4 Void fractions and axial liquid velocity distributions at $H=100$ mm for different bubble diameters

4.2 曝气速度对流场的影响

为了探究曝气速度对流场的影响,通过改变曝气流量设置 3 组工况,曝气速度分别为 0.5、1.0 和 1.5 m/s。设置渗透侧抽吸负压为 2 000 Pa、气泡直径为 1.0 mm、曝气孔位置离膜面 57.0 mm。

图 5 给出了不同曝气速度下膜反应器内含气率分布情况。由图 5 可知,气泡呈柱状分布在曝气孔上部区域,且随着曝气速度增大,气泡流宽度逐渐增大。不同曝气速度下 $H=100.0$ mm 处含气率分布情况如图 6(a)所示,当曝气速度从 0.5 m/s 增大至 1.5 m/s,气泡流含气率峰值增加 12.0%;表明在同

14.0%;从图 4(b)可知,在进气速度一定时,气泡直径越小,轴向液速峰值越大;这是由于气泡直径较小时,气泡之间相互作用较小,摆动幅度较低,因此气泡上升速度大,其带动周围流体的速度大^[21]。模拟结果表明,气泡直径会影响流场内含气率以及液相速度,在一定范围内,直径较小的气泡更有利于膜反应器内气-液两相充分混合。

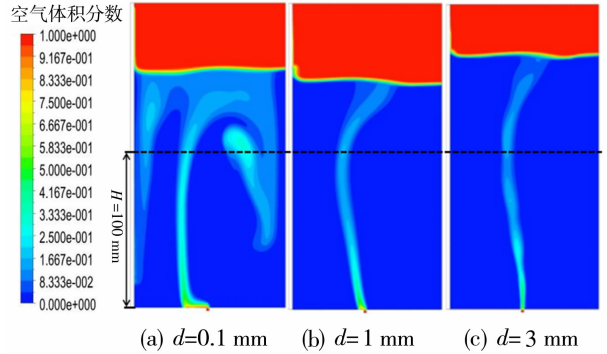
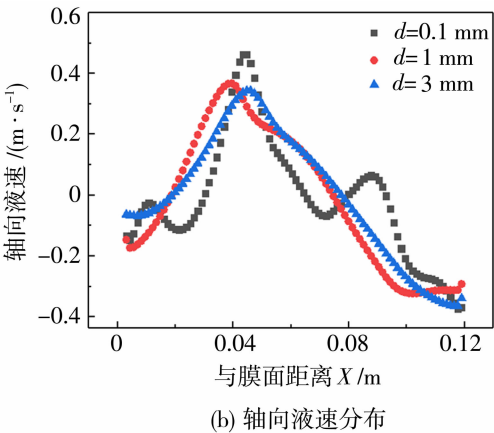


图 3 不同气泡直径下的含气率分布

Fig. 3 Void fraction distributions for different bubble diameters



(b) 轴向液速分布

图 5 不同曝气速度下的含气率分布

Fig. 5 Void fraction distributions under different aeration velocities

一高度下,当曝气速度增大时,气泡流含气率峰值也随之增大。在不同曝气速度下,高度 $H=100.0\text{ mm}$ 处轴向液速分布如图 6(b)所示,轴向液速峰值随着曝气速度增大而增大,并且在小气速时的增幅明显

高于大气速时的增幅。这是因为当曝气速度较大时,气泡上升的阻力也相应增加,动能损失增大。因此在实际应用过程中,在合理范围内增大曝气速度可以有效地提高曝气效率,降低曝气能耗。

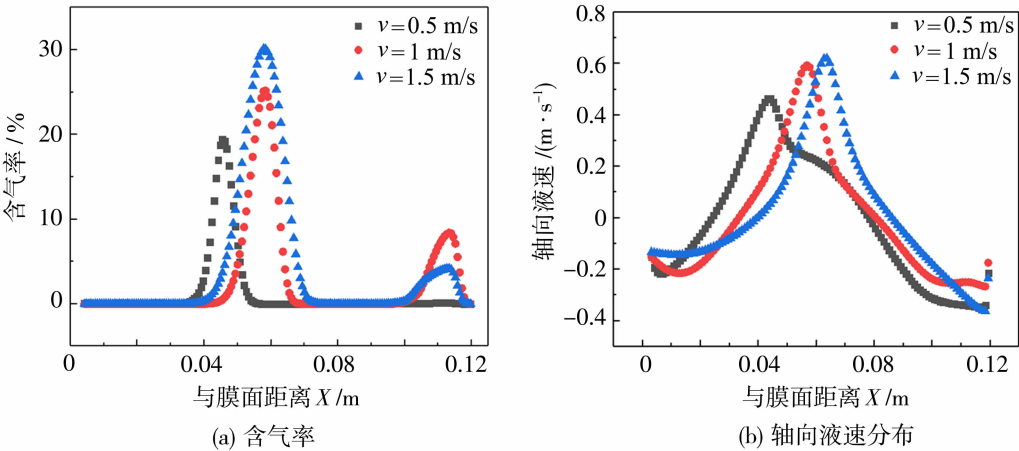


图 6 $H=100\text{ mm}$ 处不同曝气速度下含气率及轴向液速分布

Fig. 6 Void fractions and axial liquid velocity distributions at $H=100\text{ mm}$ under different aeration velocities

4.3 曝气孔位置对流场的影响

图 7 给出了不同曝气孔位置(曝气孔与膜面距离 D 分别为 57.0 、 39.0 、 21.0 、 3.0 mm)的含气率以及液相流线分布云图。当曝气孔远离膜面时[图 7 (a)、7(b)],气泡柱两侧液相生成旋涡流场,且随着曝气孔逐渐靠近膜面,左侧近膜面流域由初始的大循环流动逐渐变小;当曝气孔距膜面较近时[图 7 (c)、7(d)],在气泡柱右侧区域,液体受到曝气侧垂向流速以及右侧壁面限制,在小范围内进行循环流

动,并且随着曝气孔靠近膜面,液相流动的循环中心也逐渐靠近膜面。

图 8 给出了不同曝气孔位置的膜面平均剪切应力。可以看出,随着曝气孔逐渐靠近膜面,膜面平均剪切应力逐渐增大,曝气孔位置距膜面为 3.0 mm 的平均剪切应力是 57.0 mm 的 2.13 倍,这是由于气泡在上升过程中不断有尾涡脱落,在膜面附近脱落的尾涡会对膜面产生剪切速度,导致剪切应力的增加^[22]。

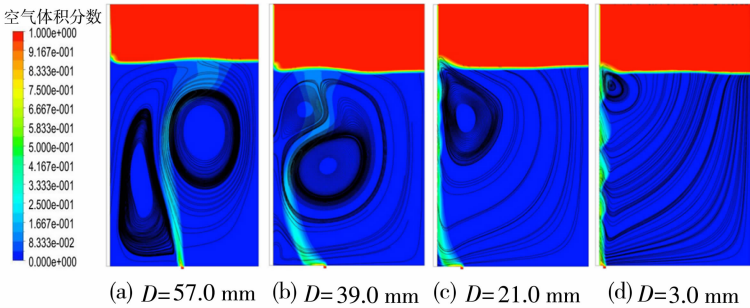


图 7 不同曝气孔位置下的含气率分布

Fig. 7 Void fraction distributions for different aeration orifice positions

4.4 近膜面曝气速度对膜面剪切速度和剪切应力的影响

近膜面气泡在上升时,会对膜面产生一定的冲击作用,并且会带动周围的流体流动,从而在膜面产生剪切作用。在实际应用过程中,这种剪切作用可以清理膜面沉积的污染物,进而提高产水率。将曝气孔

设置在近膜面 3.0 mm 处,气泡直径为 1.0 mm ,不考虑渗透侧抽吸压的影响,将抽吸负压设置为 0 Pa ,设置 3 组工况曝气速度分别为 0.5 、 1.0 和 1.5 m/s ,研究近膜面曝气速度对膜面剪切流速和剪切应力的影响。

图 9 为不同曝气速度的含气率分布图。由图 9

可知,当曝气速度 0.5 m/s 时,气泡流沿膜面波动幅度较小,液面波动不剧烈;随着曝气速度增加,气泡流沿膜面波动幅度增大。

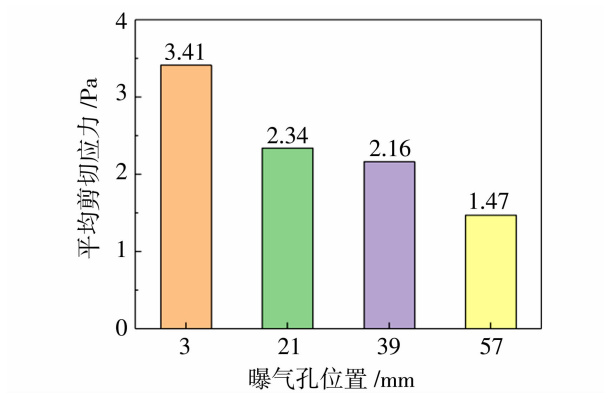


图 8 不同曝气孔位置下的膜面剪切应力
Fig. 8 Shear stress values on membrane surface for different aeration orifice positions

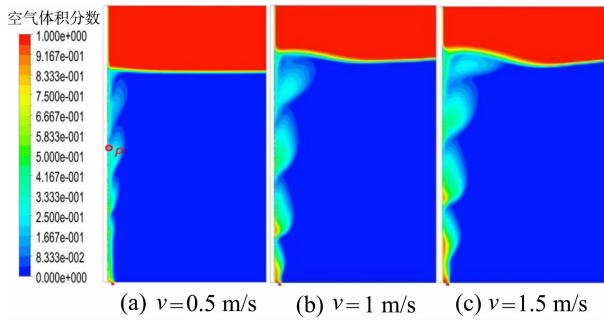
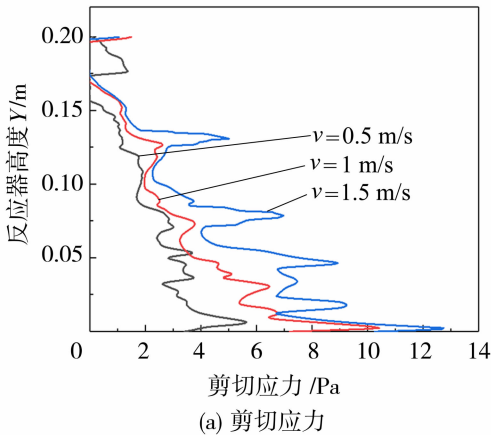


图 9 不同近膜面曝气速度下的含气率分布
Fig. 9 Void fraction distributions under different near-membrane aeration velocities

为研究曝气速度对膜面剪切速度的影响,在膜面边界层处设置了监测点P(见图9),曝气工况下



膜面 P 点的剪切速度与曝气速度的关系如图 10 所示。由图 10 可知,监测点剪切速度均呈现周期性波动,剪切速度波动增幅随曝气速度而增大,这主要是由于气泡上升过程产生的周期性摆动造成的。当曝气速度增大至 1.5 m/s 时,监测点的剪切速度维持在 0.22 m/s 附近,波动幅值大于 0.1。

图 11 为不同曝气速度下膜面剪切力。由图 11(a)可知,在进气口处,膜面剪切力较大,随气泡上升膜面剪切力逐渐减小,同时随着曝气速度的增大,膜面剪切速度幅值波动增大,膜面剪切应力不均匀性增大。由图 11(b)可知,曝气速度为 0.5 m/s 时,平均剪切力仅为 1.97 Pa,且剪切应力整体波动较小;曝气速度增大到 1.0 m/s 时,气泡摆动幅度增大,膜面平均剪切力上升至 2.79 Pa;曝气速度增大到 1.5 m/s 时,膜面剪切力持续增大,平均膜面剪切力为 3.83 Pa。

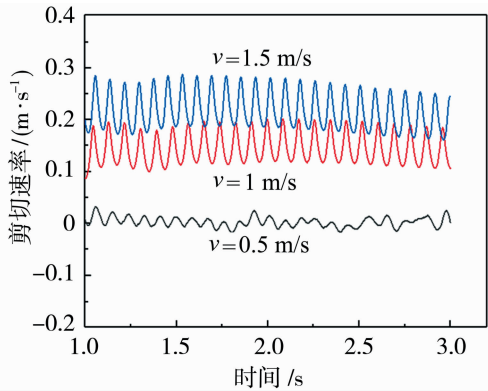


图 10 不同近膜面曝气速度下膜面检测点剪切速度变化曲线

Fig. 10 Changes of shear velocities at the monitoring point on membrane surface under different near-membrane aeration velocities

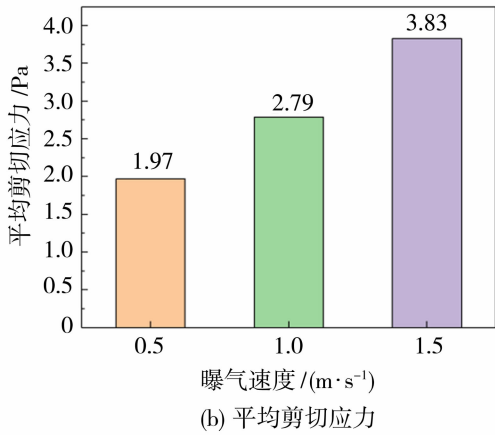


图 11 不同近膜面曝气速度下膜面剪切应力分布图
Fig. 11 Shear stress distributions on the membrane surface under different near-membrane aeration velocities

4.5 近膜面气泡直径对膜面剪切速度和剪切应力的影响

为探究近膜面处气泡直径对膜面剪切速度和剪切应力的影响,设置 3 组工况,气泡直径分别为 0.1、1.0 和 3.0 mm. 设置渗透侧抽吸压为 0 Pa,曝气速度为 0.5 m/s,曝气孔位置距膜面为 3.0 mm. 图 12 为不同气泡直径的含气率分布图,可以看出,随着气泡直径增加,沿膜面上升的气泡流波动性增加,气泡直径为 0.1 mm 时,气泡流最稳定. 这是由于小气泡表面积小,气泡与周围液体的相互作用弱,气泡形状和运动相对稳定,气泡流波动减小.

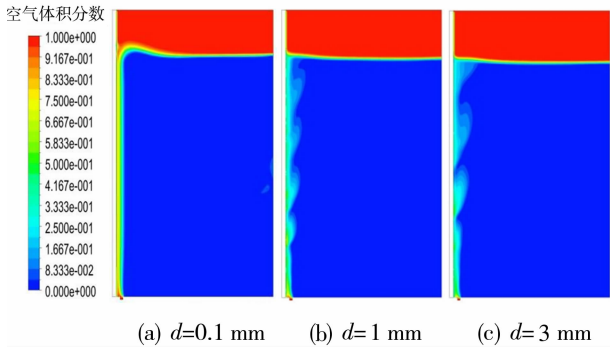


图 12 不同近膜面气泡直径下的含气率分布
Fig. 12 Void fraction distributions under different near-membrane bubble diameters

图 13 为膜面 P 点处剪切速度与气泡直径的关系,可以发现气泡直径越小,剪切速度越大,气泡直

径为 0.1 mm 时,剪切速度维持在 0.16 m/s. 这是因为大气泡表面积大,上升速度慢,气泡周围液体流动速度低,产生的膜面剪切效应弱.

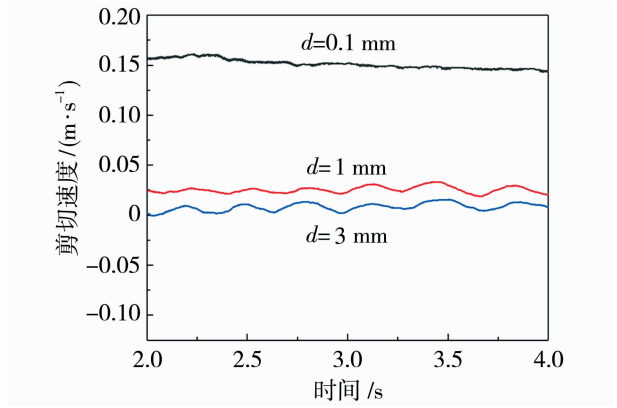


图 13 不同近膜面气泡直径膜面检测点剪切速度变化曲线
Fig. 13 Changes of shear velocities at the monitoring point on membrane surface under different near-membrane bubble diameters

图 14(a) 为不同气泡直径下的膜面剪切力分布. 由图 14(a) 可知,随着气泡直径减小,膜面剪切应力分布逐渐变得均匀,气泡直径为 0.1 mm 时,膜面各处的剪切应力大小基本一致. 由图 14(b) 可知,当气泡直径由 0.1 mm 增大到 3.0 mm,膜面平均剪切力由 4.87 Pa 降为 1.92 Pa,表明小气泡具有更好的膜面擦洗效果.

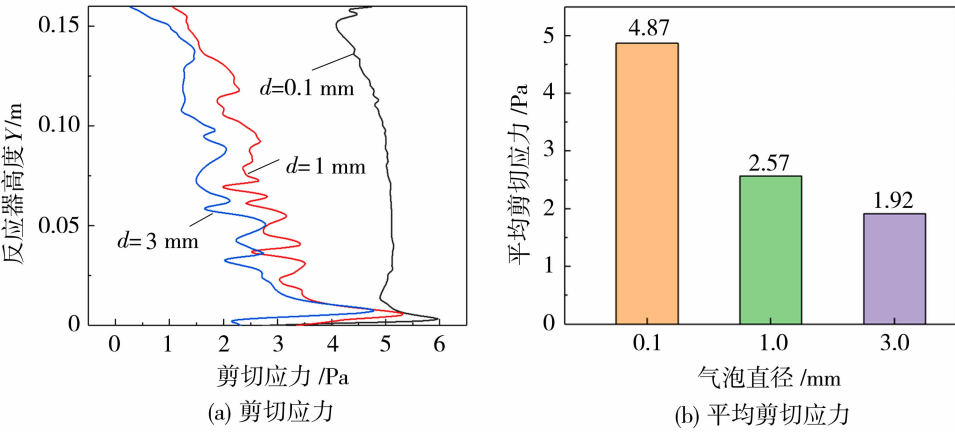


图 14 不同近膜面气泡直径膜面剪切应力分布图
Fig. 14 Shear stress distributions on the membrane surface under different near-membrane bubble diameters

4.6 抽吸压力对膜面剪切速度和剪切应力的影响

设置渗透侧抽吸负压,控制曝气速度为 0.5 m/s. 在 -3 000~0 Pa 范围之内逐渐减小抽吸压,待流场稳定时统计膜面剪切速度分布和渗出流

量,结果如图 15 所示. 可以看出,随着抽吸负压增大,膜面渗出流量逐渐增加,气泡群受抽吸作用的影响越来越靠近膜面,在膜面产生的纵向剪切速度逐渐增大.

图 16 为不同抽吸压下膜面剪切力分布图. 可以看出,抽吸压为 0、-1 000、-2 000 和 -3 000 Pa 下,膜面平均剪切应力分别为 2.50、2.67、3.58 和 4.63 Pa,抽吸负压 3 000 Pa 的平均膜面剪切应力是 0 Pa 的 1.85 倍,随着抽吸压力的增大,膜剪切应力增大,且剪切应力波动性也逐渐增大. 这是由于高抽吸压力下的流动系统更容易表现出复杂的湍流结构和动态不稳定性,导致剪切应力波动增大.

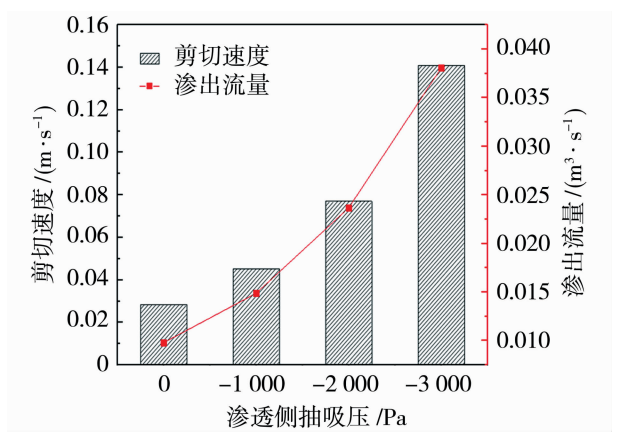


图 15 渗透侧抽吸压对剪切速度与渗出流量的影响
Fig. 15 Influences of the suction pressure on permeate side on shear velocity and permeate flow

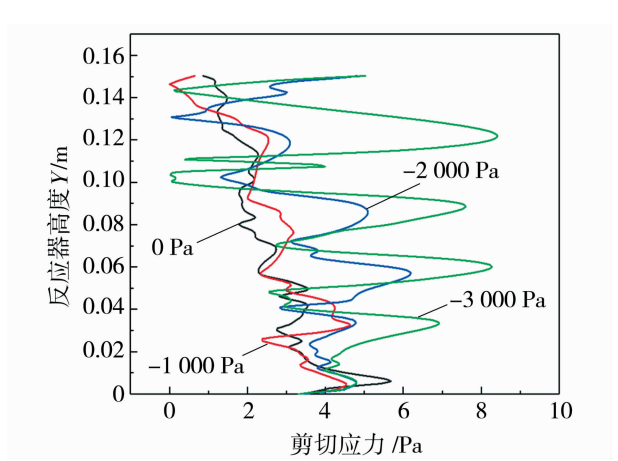


图 16 不同抽吸压下膜面剪切力分布情况
Fig. 16 Distributions of shear force on membrane surface under different suction pressures

5 结论

采用多孔介质模型模拟具有渗透作用的分离膜,利用群平衡模型预测多尺寸气泡流动,研究了曝气对 MBR 膜池气液流态的影响,得到结论如下:

1) 对于远离膜面曝气,气泡直径增大,气泡流摆动幅度增大,小气泡有利于 MBR 膜池内气液两

相充分混合;曝气速度增加,含气率峰值和轴向液速峰值增大,在合理范围内增大曝气速度可提高曝气效率.

2) 随着曝气孔靠近膜面,液相流动的循环中心逐渐靠近膜面,膜面平均剪切应力逐渐增大;曝气速度为 0.5 m/s,抽吸负压为 2 000 Pa,曝气孔位置 $D=3\text{ mm}$ 的平均剪切应力是 57 mm 的 2.13 倍.

3) 对于近膜面曝气,曝气速度增大,膜面剪切速度与剪切应力增加,但波动增加;气泡直径减小,膜面剪切速度与剪切应力增大,且波动减小;渗透侧抽吸负压增大,膜面剪切速度、剪切应力以及剪切应力波动均增大. 高曝气速度、小气泡和高抽吸压力有利于提高曝气对膜面的擦洗效果.

4) 本研究仅对气-液两相进行了模拟与分析,而实际膜生物反应器涉及气、液和固三相,因而后续对三相流体系的状态和曝气研究将更有利于深入理解 MBR 的动力学和传质特性.

参考文献:

[1] Nikolay M. Assessment of wastewater treatment plant upgrading with MBR implementation[J]. Membranes, 2023, 13(8): 746.

[2] 公言飞,刘 鹏,鄧立鹏. 膜生物反应器(MBR)研究现状及发展趋势[J]. 中国资源综合利用,2021, 39(3): 90—93.

[3] Zhang J, Xiao K, Liu Z W, *et al.* Large-scale membrane bioreactors for industrial wastewater treatment in china: Technical and economic features driving forces, and perspectives[J]. Engineering, 2021, 7(6): 868—880.

[4] 樊吉霖,刘洪波,薛祝缘,等. 基于人工神经网络的 MBR 膜污染研究现状[J]. 膜科学与技术, 2021, 41(4): 154—159.

[5] 李云东,刘 波,孙 雁,等. 超声波技术在 MBR 膜污染控制领域的应用及研究[J]. 膜科学与技术, 2021, 41(1): 468—479.

[6] Kim J W, Bae E J, Park H, *et al.* Membrane reciprocation and quorum quenching: An innovative combination for fouling control and energy saving in membrane bioreactors[J]. Water Res, 2024, 250: 121035.

[7] Shen L, Wu Q, Ye Q, *et al.* Superior performance of a membrane bioreactor through innovative in-situ aeration and structural optimization using computational fluid dynamics[J]. Water Res, 2023, 243: 120353.

[8] 印霞莱,李秀芬,华兆哲,等. 电场控制 MBR 膜污染技术研究进展[J]. 膜科学与技术, 2020, 40(2): 127—

- 135.
- [9] Yang M, Yu D, Liu M, *et al.* Optimization of MBR hydrodynamics for cake layer fouling control through CFD simulation and RSM design[J]. *Biores Technol*, 2017, 227: 102–111.
- [10] 徐玲君, 陈 刚, 邵建斌, 等. 单个气泡静水中上升特性的数值模拟[J]. *沈阳农业大学学报*, 2012, 43(3): 357–361.
- [11] 赵 杰, 唐湛旗, 孙 姣, 等. 垂直壁面对上升气泡运动特性影响的实验研究[C]. *中国力学学大会*. 上海, 2015: 177.
- [12] De Vries A W G, Biesheuvel A, Van Wijngaarden L. Notes on the path and wake of a gas bubble rising in pure water[J]. *Inter J Multiphase Flow*, 2002, 28 (11): 1823–1835.
- [13] Saffman P G. On the rise of small air bubbles in water [J]. *J Fluid Mechan*, 1956, 1(3): 249–275.
- [14] Fukuma M, Muroyama K, Yasunishi A. Properties of bubbles swarm in a slurry bubble column[J]. *J Chem Eng Jpn*, 1987, 20(1): 28–33.
- [15] Saxena S C, Rao N S, Saxena A C. Heat-transfer and gas-holdup studies in a bubble column: Air-water-glass bead system[J]. *Chem Eng Commun*, 1990, 96(1): 31–55.
- [16] Yang G, Guo K, Wang T. Numerical simulation of the bubble column at elevated pressure with a CFD-PBM coupled model[J]. *Chem Eng Sci*, 2017, 170: 251–262.
- [17] Suga K, Matsumura Y, Ashitaka Y, *et al.* Effects of wall permeability on turbulence[J]. *Inter J Heat Fluid Flow*, 2010, 31: 974–984.
- [18] 高伟帆. 导流网角度对反渗透膜元件内部定常流动的影响[J]. *浙江理工大学学报*, 2022, 47(1): 44–50.
- [19] Wang T, Wang J, Jin Y. Population balance model for gasliquid flows: Influence of bubble coalescence and breakup models[J]. *Ind Eng Chem Res*, 2005, 44: 7540–7549.
- [20] 周 靖. 曝气池内气液流态的实验分析和数值模拟 [J]. *西安文理学院学报(自然科学版)*, 2018, 21(5): 9–12.
- [21] Cano-Lozano J C, Martinez-Bazan C, Magnaudet J, *et al.* Paths and wakes of deformable nearly spheroidal rising bubbles close to the transition to path instability [J]. *Phys Rev Fluids*, 2016, 1(5): 53604.
- [22] Zhang K, Li Y, Chen Q. Numerical study on the rising motion of bubbles near the wall[J]. *Appl Sci*, 2021, 11(22): 10918.

Simulation study on the influence of aeration on the gas-liquid flow regime in membrane bioreactors

CHEN Xiaohuan^{1,2}, LIU Mingyan^{1,2}, TU Qianqian^{1,2},
LI Jiacheng³, LIN Peifeng³, YU Sanchuan³

(1. China Tiegong Investment & Construction Group Co., Ltd., Beijing 101300, China;
2. Eco-Environmental Research and Development Center of China Railway Group Limited,
Shanghai 200331, China; 3. Zhejiang Sci-Tech University, Hangzhou 310018, China)

Abstract: In this study, the flow patterns of membrane bioreactor (MBR) under different aeration models were simulated. Porous media model was adopted to simulate permeable separation membrane and multi-sized bubble flow within MBR was predicted by Population Balance Model (PBM). The effects of permeate side-suction, bubble diameter and aeration velocity on the flow regime, and the impact of near-membrane bubble flow on the membrane surface scouring effect were systematically analyzed. The results show that, for bubble flows distanced from the membrane surface, smaller bubbles promote the mixing of gas and liquid phases within membrane reactor. Under the permeate side-suction pressure of $-2\ 000$ Pa, the void fraction decreased by 16% with increasing bubble diameter from 0.1 to 3.0 mm, while the void fraction peak value increased by 12% with increasing aeration velocity from 0.5 to 1.5 m/s. The circulation center of liquid flow gradually moves closer to membrane surface when the aeration orifice approaches membrane surface. For bubble flows near membrane surface, the membrane shear stress increases from 1.92 to 4.87 Pa when the bubble diameter decreases from 3.0 to 1.0 mm under the suction pressure of 0 Pa. The

- condenser configurations for water recovery from waste gases[J]. *Sep Purif Technol*, 2017, 181: 60—68.
- [9] Yun S H, Ingole P G, Kim K H, *et al.* Properties and performances of polymer composite membranes correlated with monomer and polydopamine for flue gas dehydration by water vapor permeation[J]. *Chem Eng J*, 2014, 258: 348—356.
- [10] Li Z, Zhang H, Chen H, *et al.* Experimental research on the heat transfer and water recovery performance of transport membrane condenser [J]. *Appl Thermal Eng*, 2019, 160:114060.
- [11] Pan J, Chen K, Cui Z, *et al.* Preparation of ECTFE porous membrane for dehumidification of gaseous streams through membrane condenser [J]. *Membranes*, 2022, 12(1):65.
- [12] Feng L, Zhai R, Zhao Y, *et al.* Integrated optimization of coal-fired power plant and CO₂ capture system coupled with membrane condenser for recovering flue gas hydrothermal energy[J]. *Energy Convers Manag*, 2023, 278:116689.
- [13] Macedonio F, Brunetti A, Barbieri G, *et al.* Membrane condenser as a new technology for water recovery from humidified “waste” gaseous streams [J]. *Ind Eng Chem Res*, 2013, 52(3): 1160—1167.
- [14] 周 玥, 时锦银, 汪朝晖, 等. 多巴胺改性 PVDF 中空纤维内衬膜及其在 A/O-MBR 过程中的抗污染效果[J]. *南京工业大学学报(自然科学版)*, 2023, 45(2): 119—126.
- [15] Brunetti A, Santoro S, Macedonio F, *et al.* Waste gaseous streams: From environmental issue to source of water by using membrane condensers[J]. *Clean-Soil Air Water*, 2014, 42(8): 1145—1153.
- [16] Wu Y T, Yang C X, Yuan X G. A theoretical study of the effect of surface thermal conductivity on heat transfer coefficient in dropwise condensation[J]. *Numer Heat Trans Part A-Appl*, 2001, 40(2): 169—179.

Study on the process of PVDF membrane condensation treatment of ammonia containing humid gas

LONG Susu^{1,2}, ZHOU Yue^{1,2}, WANG Zhaohui^{1,2}, CUI Zhaoliang^{1,2}

(1. State Key Laboratory of Materials-Oriented Chemical Engineering, College of Chemical Engineering, Nanjing Tech University, Nanjing 211816, China; 2. National Engineering Research Center for Special Separation Membrane, Nanjing Tech University, Nanjing 211816, China)

Abstract: This study investigates the process of treating ammonia-laden moist gas using the membrane condensation (MC) method. Based on a self-constructed laboratory-scale apparatus, different pore sizes of commercially available polyvinylidene fluoride (PVDF) membranes were selected to examine the effects of inlet gas pollutant concentration, inlet gas flow, inlet gas temperature, temperature difference across the membrane surface (ΔT), and membrane pore size on water recovery performance and the NH₃-N content in the condensate. The results indicate that the feed gas flow rate of 1.0 L/min, pollutant concentration of 400 mg/L, feed temperature of 50 °C, and ΔT of 20 °C can achieve higher water recovery performance with condensate containing lower levels of pollutants.

Key words: membrane condensation; polyvinylidene fluoride; water recovery rate; ammonia containing humid gas

(上接第 134 页)

membrane shear velocity and stress increase from 0.02 to 0.22 m/s and 1.97 to 3.83 Pa, respectively, when the aeration velocity increasing from 0.5 to 1.5 m/s. The average membrane shear stress under the suction pressure of -3 000 Pa is 1.85 times as high as that under 0 Pa under the aeration velocity of 0.5 m/s. High suction negative pressure with high-speed aeration of small bubbles is beneficial for enhanced membrane shear stress. The research results will provide guide and basis for the design and optimization of aeration processes in MBR.

Key words: membrane bioreactor (MBR); near membrane surface; bubble flow; flow regime; aeration