

自生动态膜-生物反应器结构优化的研究

鹿道强, 范彬*, 曲丹, 王军, 范经华, 栾兆坤

(中国科学院生态环境研究中心环境水质学国家重点实验室, 北京 100085)

摘要: 针对自生动态膜-生物反应器内部结构进行了动力学运行的理论分析, 通过能量平衡机理对自生动态膜-生物反应器体系进行了讨论, 基于体系总能耗最小的原理推导出液相循环流动方程. 建立的混合液流速与清水流速之间的关系模型可以很好地反映混合液流速与清水流速之间的关系. 通过建立的清水流速测定方法得出反应器结构与清水膜面错流流速之间的关系: 调整降流区横截面积(A_d)与底部通道截面积(A_b)的比值为 0.7 以及升流区横截面积(A_r)与顶部通道截面积(A_u)的比值为 0.9, 调整降流区横截面积与升流区横截面积的比值在 1.2~1.5 范围内以及增加反应器的有效高度 H_D 都可以在不改变曝气强度的条件下增加膜面错流速度, 此结果与推导出的循环流动方程可以很好地吻合.

关键词: 自生动态膜-生物反应器; 膜面错流速度; 能量守恒; 反应器结构

中图分类号: X703.1 文献标识码: A 文章编号: 0250-3301(2007)01-0137-05

Theoretical Analysis and Experimentation about Configuration Optimization of Self-Forming Dynamic Membrane Bio-Reactor

LU Dao-qiang, FAN Bin, QU Dan, WANG Jun, FAN Jing-hua, LUAN Zhao-kun

(State Key Laboratory of Environmental Aquatic Chemistry, Research Center for Eco-Environmental Sciences, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100085, China)

Abstract: The local hydrodynamic properties of the configuration in self-forming dynamic membrane bio-reactor(SFDMBR) were investigated. Basing on energy balance analysis, we discussed the hydrodynamics of SFDMBR and established its loop flow equations according to the minimum energy consumption principle. Using clear water as simulating mixed liquor, the cross-flow velocity of the SFDMBR was gained by the microscopy and Pitot tube testing method. The results fitted well with the loop flow equation. In the view of energy consumption, the ways for optimizing the structure of the reactor are: decreased the ratio of A_d/A_b to 0.7 and A_r/A_u to 0.9, adjusted the ratio of A_d/A_r into 1.2~1.5 and increased the value of H_D .

Key words: self-forming dynamic membrane bio-reactor; membrane cross-flow velocity; energy balance; configuration of reactor

作为一种新型的污水处理与工艺, 自生动态膜-生物反应器(SFDMBR)是一种利用自生生物动态膜(SFDM)作为过滤介质的膜-生物反应器(MBR)^[1]. SFDMBR 基本上继承了 MBR 工艺的优点. 与传统固定膜 MBR 相比, SFDMBR 具有过滤组件造价低廉和自流水等优点^[2], 因而具备良好的应用前景. 与传统一体式 MBR 一样, SFDMBR 是 1 种气提式内循环反应器, 由曝气装置与导流装置形成的内部气-液-固三相循环不仅控制着反应器内氧的传递效率和活性污泥体系的混合效果, 还对 SFDM 过滤阻力的发展有重要影响. 因此, 通过优化反应器结构, 改善反应器的水力循环特性, 对减少能量损耗以及 SFDMBR 的实际应用有着重要意义^[3,4]. 本文尝试通过理论以及实验研究 SFDMBR 内部的水动力学特性, 探讨反应器结构参数对膜面错流速度的影响. 通过建立的数学模型, 以期对反应器的合理设计提供一定的理论依据.

1 理论模型

SFDMBR 采取在膜室另一侧进行曝气(侧向曝气)的气升内循环方式运行. 在气升式内循环过程中, 气泡的运动主要有 3 种方式^[5]: ①液相流速小于气泡流速, 膜室混合液中没有气泡存在; ②液相流速等于气泡流速, 膜室混合液中气液两相分布稳定, 气泡到达反应器底部时的速度为 0; ③液相流速大于气泡速度, 气泡产生内部循环. 如图 1 所示 3 种运行方式. 对于 SFDMBR 而言, 由于 SFDM 需要的膜面错流速度比传统一体式 MBR 要小很多(约 1 个数量级), 可以近似认为在 SFDMBR 中气泡运动主要是方式 1, 即气泡仅存在于液相升流区(侧室), 而在液相

收稿日期: 2006-01-11; 修订日期: 2006-02-22

基金项目: 国家自然科学基金项目(50308028)

作者简介: 鹿道强(1979~), 男, 硕士研究生, 主要研究方向为水污染控制技术的研究与应用, E-mail: ludaoq@hotmail.com

* 通讯联系人, E-mail: fanbin@rcees.ac.cn

降流区则无气泡存在。

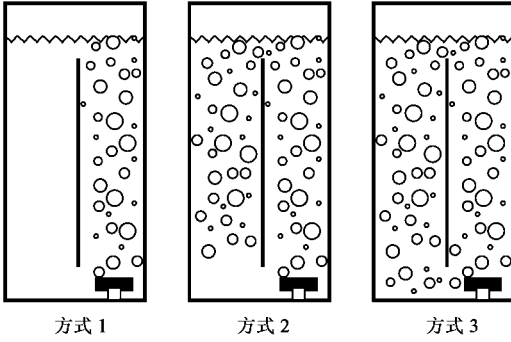


图 1 气提式反应器气泡运动方式示意

Fig.1 Schematic of air bubble loop in air-lift bioreactor

反应器内的气泡运动、气含率分布和混合液循环流动等现象只是反应器内能量耗散所导致的结果,因此通过能量耗散的规律可以分析 SFDMBR 内部的循环流动现象。根据能量守恒,反应器总的输入能量和总的耗散能量相等:

$$\sum E_i = \sum E_p$$

式中, E_i 为输入的总能量($\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$); E_p 为反应器内部总的能量消耗($\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$)。

由于 SFDMBR 的进水以及通过 SFDM 过滤出水所造成的能量输入输出与曝气输入的能量相比微不足道,近似认为曝气是推动反应器内部循环流动的唯一能量来源,而反应器内的能量耗散近似为气泡运动和水力运动 2 个方面的消耗。针对本研究设计的 SFDMBR 系统,可以建立如式(1)所示的能量平衡方程:

$$E_i = E_g + E_d + E_r + E_f + E_o \quad (1)$$

式中, E_i 为气体输入的总能量($\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$); E_g 为气泡流动造成的能量损失(包括气液相界面的摩擦、变形、破碎及形成,由于气泡位能部分地转化为液体动能形成涡流,从而产生了液相的粘滞消耗等)($\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$); E_d 为液体在反应器底部改变流动方向的能量损失($\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$); E_r 为液体在反应器顶部改变流动方向的能量损失($\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$); E_f 为流动摩擦所造成的能量损失($\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$); E_o 为流出反应器的液体所携带的能量($\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$)。

在反应器正常运行时,气体输入的能量为^[6]:

$$E_i = u_g A_r \rho_m H_D g \quad (2)$$

式中, H_D 为反应器的有效高度(m); u_g 为曝气强度(m/s); A_r 为升流区截面积(m^2); ρ_m 为循环液体的密度(10^3 kg/m^3); g 为重力加速度(m/s^2)。

由气泡运动造成的能量损失可以通过式(3)的能量消耗率表示^[7]:

$$\eta = \frac{v_s}{v_g}, \quad v_s = v_g - v_{lr}, \quad v_{lr} = \frac{u_{lr}}{1 - \epsilon_r} \quad (3)$$

式中, v_g 为气泡的绝对运动速度(m/s); u_{lr} 为升流区的液体流速(m/s); v_s 为气泡在液相中的相对滑移速度(m/s); v_{lr} 为升流区某段液层的绝对运动速度(m/s); η 为气泡在液相中运动能量的消耗率(无量纲); ϵ_r 为升流区气含率(无量纲)。

在 SFDMBR 中只有升流区有气泡的存在,所以气泡运动产生的能量损耗写为:

$$\begin{aligned} E_g &= u_g A_r \rho_m H_D g \eta \\ &= u_g A_r \rho_m H_D g \frac{(v_g - u_{lr})/(1 - \epsilon_r)}{v_g} \end{aligned} \quad (4)$$

在工程计算中,非圆形截面的通道通常可以找到 1 个与圆形管直径相当的“直径”代替,根据当量直径的定义,反应器的内部结构同样可以按照管流的公式计算^[8],并且在水流改变流动方向时的状态通常是湍流,因此这种当量直径的计算方法更加可靠^[9],所以反应器内部改变流动方向的能量损耗为:

$$\begin{aligned} E_d &= \frac{1}{2} K_d \rho_m u_{lr}^3 A_r \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^2 \left(\frac{1}{1 - \epsilon_d} \right)^2 \\ K_d &= K_b \left(\frac{A_d}{A_b} \right)^{X_b} \quad X_b > 0 \end{aligned} \quad (5)$$

$$\begin{aligned} E_r &= \frac{1}{2} K_r \rho_m u_{ld}^3 A_d \left(\frac{A_d}{A_r} \right)^2 \left(\frac{1}{1 - \epsilon_r} \right)^2 \\ K_r &= K_u \left(\frac{A_r}{A_u} \right)^{X_u} \quad X_u > 0 \end{aligned} \quad (6)$$

式中, A_d 为降流区截面积(m^2); ϵ_d 为降流区气含率(无量纲); K_d 为反应器底部能量损耗系数(无量纲); K_r 为反应器顶部能量损耗系数(无量纲); K_b 为底部结构影响系数(无量纲); K_u 为顶部结构影响系数(无量纲); X_b 为底部结构影响指数(无量纲); X_u 为顶部结构影响指数(无量纲); A_b 为底部通道截面积(m^2); A_u 为顶部通道截面积(m^2)。

反应器内由于流动摩擦所造成的能量损失^[6]:

$$E_f = \frac{H_D \rho_m A_r \lambda u_{ld}^3}{2L_d(1 - \epsilon_d)} \quad (7)$$

式中, L_d 为降流区宽度(m); λ 为摩擦系数(无量纲); u_{ld} 为降流区的液体流速,即膜面错流速度(m/s)。

综合式(1)~(7)可得:

$$E_p = u_g A_r \rho_m H_D g \frac{(v_g - u_{lr})/(1 - \epsilon_r)}{v_g}$$

$$+ \frac{1}{2} K_d \rho_m u_{lr}^3 A_r \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^2 \left(\frac{1}{1 - \epsilon_d} \right)^2 \quad (8)$$

$$+ \frac{1}{2} K_r \rho_m u_{ld}^3 A_d \left(\frac{A_d}{A_r} \right)^2 \left(\frac{1}{1 - \epsilon_r} \right)^2 + \frac{H_D \rho_m A_r \lambda u_{ld}^3}{2 L_d (1 - \epsilon_d)^4}$$

对于式(8),当 $\frac{dE_p}{du_{ld}} = 0$ 时,能耗 E_p 达到极小,

$$\text{由于: } u_{lr} A_r (1 - \epsilon_r) = u_{ld} A_d (1 - \epsilon_d) \quad (9)$$

由式(8)、(9)经整理后得:

$$u_{ld} = \left[\frac{\frac{2}{3} \frac{H_D}{K_d \frac{1 - \epsilon_d}{(1 - \epsilon_r)^3} + K_r \left(\frac{A_d}{A_r} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \epsilon_r)^2} + \frac{\lambda H_D}{L_d} \cdot \frac{A_r}{A_d} \cdot \frac{1}{(1 - \epsilon_d)^4}}}{\left[\frac{u_g g (1 - \epsilon_d)}{v_g (1 - \epsilon_r)^2} \right]^{\frac{1}{2}}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (10)$$

由于降流区没有气泡存在,即 $\epsilon_d = 0$; 并代入 K_d 、 K_r 的值,因此式(10)可以写为:

$$u_{ld} = \left[\frac{\frac{2}{3} \frac{H_D (1 - \epsilon_r)}{K_b \left(\frac{A_d}{A_b} \right)^{x_b} + K_u \left(\frac{A_r}{A_u} \right)^{x_u} \cdot \left(\frac{A_d}{A_r} \right)^2 \cdot (1 - \epsilon_r) + \frac{\lambda H_D}{L_d} \cdot \frac{A_r}{A_d} (1 - \epsilon_r)^3}}{\left[\frac{u_g g}{v_g} \right]^{\frac{1}{2}}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (11)$$

由式(11)可以看出,膜面错流流速与反应器结构密切相关;在其他条件不变的情况下,膜面错流流速由反应器结构决定。

2 实验装置与方法

在 MBR 的研究和应用中,混合液膜面错流流速是 1 个非常重要的工艺参数.但是在有关一体式 MBR 的研究中,实际污泥混合液时的膜面错流速度很难准确测定,特别是当反应器的体积较小时.为此,在本实验研究中以清水反应器作为研究对象.虽然还没有证据表明,在 SFDMBR 正常工作范围内,一定曝气强度下清水流速与混合液流速呈线性关系,但可以推断在同 1 个反应器中二者存在 1 个确定的函数关系.有文献报道,在其它条件相同时,MBR 的膜面错流速度,清水速度和混合液速度具有以下的经验关系^[10]:

$$v_s = f \mu^a v^b$$

式中, v_s 为反应器中混合液流速(m/s); v 为反应器中清水流速(m/s); μ 为混合液粘度(Pa·s); a , b 为 v 和 μ 对 v_s 产生影响的指数系数(无量纲); f 为常数(无量纲)。

本实验采用如图 2 所示的实验系统测定反应器内的清水膜面错流速度^[11].以皮托管作为测量总压强和静压强的探测装置,以铅垂放置的刻度测压双管作为压强的测量装置,以读数显微镜作为精确读取测压管水头的装置.读数显微镜安装在带万向导轨系统和水平仪的底座上,以保证测量和显微镜对焦的精确度,并使操作简便.测量时,将皮托管的探测段放置在测点处,并使皮托管的全压孔正对流线的方向.刻度测压双管中的测量介质可以选用不影响被测量流体的液体或者与被测量流体相同,如水、水银、各种油等,本试验采用清水.将皮托管与刻度测压双管相连接,测压管须保持铅垂.当压差不要求精确至 mm 液柱以下时,可以直接利用测压双管上

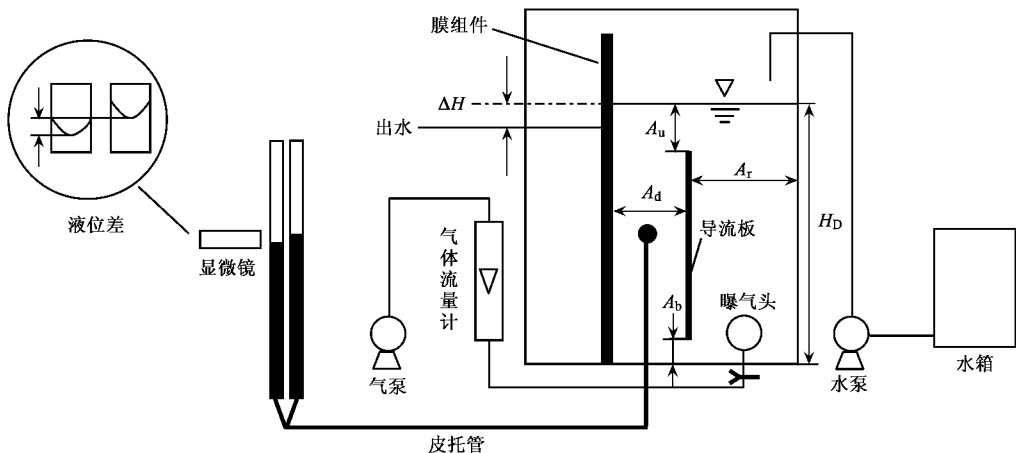


图 2 流速测定装置

Fig.2 Testing instrument of liquid cross-flow velocity

的刻度读取压差.当要求的精确度更高时或者当流速极低时,则利用读数显微镜读取双管的液位差.测点的流速用下列公式计算:

$$v = \sqrt{\frac{2\rho_2gh}{\rho_1}}$$

式中, v 为测点流速(m/s); ρ_1 为被测量流体的密度(kg/m^3); ρ_2 为测压管中测量介质的密度(kg/m^3); g 为重力加速度(m/s^2); h 为刻度测压双管的水头差(m).

实验时,反应器内装清水,在反应器内的不同位置设定测点,如图 2 黑点所示,测量不同曝气强度下反应器内的流速分布,并取各测点流速的平均值作为膜面错流速度.分别调整反应器结构参数 A_u 、 A_b 、 A_d 、 A_r 以及 H_D 的大小,按照上述方法逐一测得不同条件下的膜面错流速度.

3 结果与讨论

本实验只考虑反应器内部结构对膜面错流流速的影响,因而对其他影响因素不做深入探讨.在反应器内部结构中, A_d/A_b 、 A_r/A_u 、 A_d/A_u 以及反应器的有效高度 H_D 是影响膜面错流速度的主要因素.

3.1 A_d/A_r 对膜面错流速度的影响

图 3 分别是在 $H_b = 5\text{ cm}$, H_u 为 1 cm、3 cm 的情况下,改变 A_d/A_r 所得的膜面错流速度.

如图 3 所示,随着 A_d/A_r 的减少,膜面错流速度并不是沿着 1 个方向变化,而是存在 1 个极值.通过公式(11),可以看出 A_d/A_r 不仅在反应器内部改变流动方向所产生的能量损失中起作用,而且在由于流动摩擦所造成的能量损失中也存在影响. A_d 增加, A_d/A_r 的比值增大,在反应器内改变流动方向的能量损失增加,从而在进入反应器内部总能量不变的情况下,使得循环流动能量减少,导致降流区的水流速度减少;但 A_d/A_r 的比值增大,使得由于流动摩擦造成的能量损失减少,从而由于流动摩擦引起的水流速度增加.综合两方面的影响, A_d/A_r 存在 1 个最佳值,可以使得其他条件不变的情况下,达到较优化的膜面错流流速.据本试验的结果,在 A_d/A_r 的比值小于 1.24 以及 A_d/A_r 的比值大于 1.52 时,膜面错流流速都是减少趋势,因此, A_d/A_r 的最佳比值在 1.2~1.5 之间为宜.

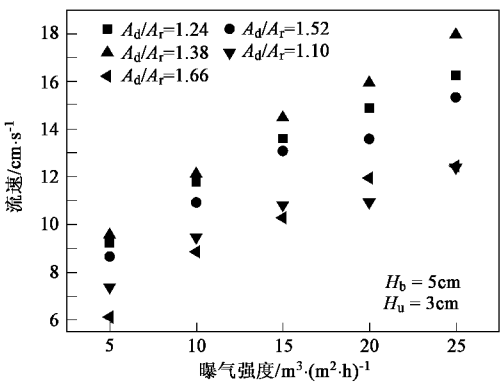
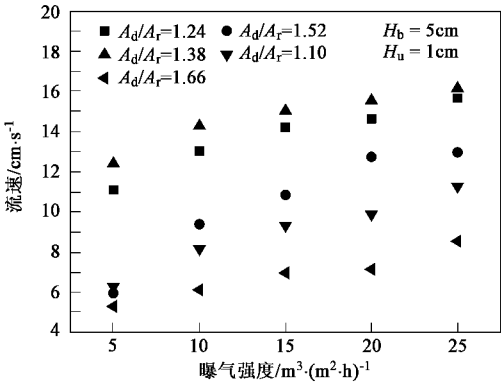


图 3 A_d/A_r 对膜面错流速度的影响

Fig.3 Effect of A_d/A_r on membrane cross-flow velocity

3.2 A_d/A_b 对膜面错流速度的影响

图 4 分别是在 A_d/A_b 不同的情况下所得的膜面错流速度,由图 4 明显地可以看出随着 A_d/A_b 增大,在不同的曝气强度下,膜面错流速度都是减少的趋势,这与公式(11)是吻合的.经试验验证, A_d/A_b 的比值一直减少到 0.72 左右时膜面错流流速都有很大变化,当 A_d/A_b 再进一步减少到 0.64 时,膜面错流流速的变化并不大, A_d/A_b 的值稳定在 0.7 左右时为宜.

3.3 A_r/A_u 对膜面错流速度的影响

图 5 分别是在不同 A_r/A_u 的情况下所得的膜面

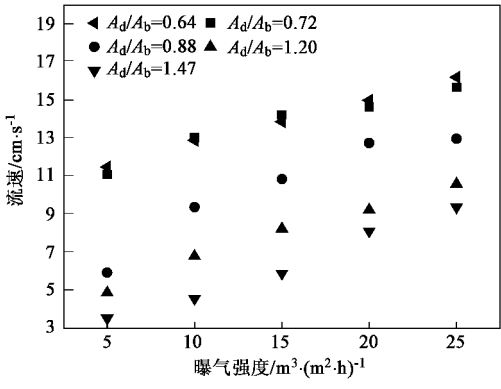


图 4 A_d/A_b 对膜面错流速度的影响

Fig.4 Effect of A_d/A_b on membrane cross-flow velocity

错流速度,随着 A_r/A_u 的值增大,在不同的曝气强度下,膜面错流速度同样是减少的趋势.在试验范围内,随着 A_r/A_u 比值的减少,膜面错流流速一直是增加的,当 A_r/A_u 的值达到 0.83 ~ 0.97 左右时,增加趋势减缓,所以 A_r/A_u 的比值稳定在 0.9 左右为宜.

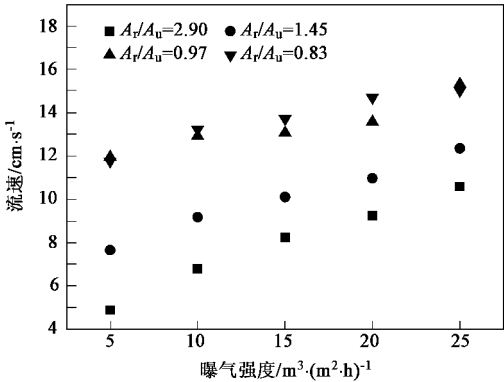


图5 A_r/A_u 对膜面错流速度的影响

Fig.5 Effect of A_r/A_u on membrane cross-flow velocity

3.4 反应器有效高度 H_D 对膜面错流速度的影响

如图 6 所示,在不同的曝气强度下,随着反应器有效高度 H_D 的增加,膜面错流速度明显加快.由公式及试验结果可知,实际的反应器设计中,在条件允许的情况下,应尽量增加反应器有效高度 H_D .

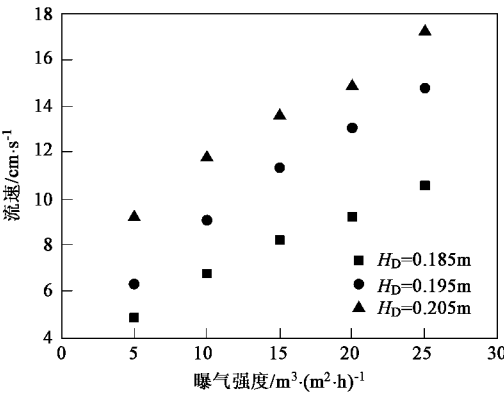


图6 H_D 对膜面错流速度的影响

Fig.6 Effect of H_D on membrane cross-flow velocity

由以上试验可知,在实验研究的曝气强度范围内[5 ~ 25 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$],膜面错流速度随曝气强度的增加线性增加^[12].反应器内部结构对膜面错流速度有显著影响,控制 A_d/A_b 的值为 0.7 以及 A_r/A_u 的比值为 0.9,限制 A_d/A_u 的比值在一定的范围内(本研究中为 1.2 ~ 1.5),以及增加反应器的有效高度 H_D 都可以在不改变曝气强度的条件下增加膜面错

流速度.上述结果与式(11)的预测吻合.

4 结论

(1) 通过能量耗散理论分析建立的 SFDMBR 膜面错流流速模型.通过实验研究初步表明,所建立的模型可以很好的反映 SFDMBR 内部结构对膜面错流流速的影响.

(2) 曝气强度对膜面错流速度的影响最大.在 SFDMBR 常见的曝气强度范围内,膜面错流速度随曝气强度的增加可以看作是线性增加.

(3) 在曝气强度不变的情况下,反应器内部结构显著影响流速的变化情况:调整 A_d/A_b 的比值为 0.7 与 A_r/A_u 的比值为 0.9,调整 A_d/A_r 的比值在 1.2 ~ 1.5 的范围内以及增加反应器的有效高度 H_D 都可以在不改变曝气强度的条件下增加膜面错流速度.

参考文献:

[1] Fan B, Huang X. Characteristics of a self-forming dynamic membrane coupled with a bioreactor for municipal wastewater treatment[J]. Environmental Science and Technology, 2002, 36: 5245 ~ 5251.

[2] 范彬,黄霞,于妍,等.微网动态膜过滤性能的研究[J].环境科学,2003,24(1): 91 ~ 97.

[3] 范彬,黄霞,栾兆坤.出水水头对自生生物动态膜过滤性能影响的研究[J].环境科学,2003,24(5): 65 ~ 69.

[4] 范彬,黄霞,文湘华,等.动态膜-生物反应器对城市污水的处理[J].环境科学,2002,23(6): 51 ~ 56.

[5] van Benthum W, van der Lans R, van Loosdrecht M, et al. Bubble recirculation regimes in an internal-loop airlift reactor[J]. Chemical Engineering Science, 1999, 54: 3995 ~ 4006.

[6] 吴肖群,费黎明,汪叔雄,等.环隙气提式环流反应器中的气含率和液相循环流动[J].化工学报,1989,(3): 285 ~ 292.

[7] Nicklin D. Two-phase bubble flow[J]. Chemical Engineering Science, 1962, 17: 693 ~ 702.

[8] 刘梦溪,卢春喜,储凌,等.中心气升式三相强化环流反应器内气含率分布的理论分析[J].高校化学工程学报,2005,19(3): 332 ~ 337.

[9] 姚玉英,黄凤廉,陈常贵,等.化工原理[M].天津:天津科学技术出版社,1993.53.

[10] Liu R, Huang X, Sun Y F, et al. Hydrodynamic effect on sludge accumulation over membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor[J]. Process Biochemistry, 2003, 39: 157 ~ 163.

[11] 范彬,栾兆坤,鹿道强,等.一种测量极低液体流速的方法和装置[P].中国专利: CN 1508548A, 2004-06-30.

[12] Gourich B, EL Azher N, Souلامي Bellhaj M, et al. Contribution to the study of hydrodynamics and gas-liquid mass transfer in a two-and three-phase split-rectangular airlift reactor [J]. Chemical Engineering and Processing, 2005, 44: 1047 ~ 1053.