

工业废水AO循环曝气工艺脱氮的理论模型研究

李长东, 余海军, 陈清后

(佛山市邦普循环科技有限公司, 广东 南海 528244)

摘要: 生物流化床处理污水的研究和应用始于20世纪70年代的美国。我国对生物流化床的研究始于70年代末。进入80年代后, 我国已建成了不少中小型的生物流化床装置并投入生产, 其中除电镀废水以外, 也包括对印染、冶金、炼油、制药等废水处理。本实验采用将悬浮填料生物流化床工艺和同步硝化反硝化技术相结合, 提出一种曝气推动频繁交替A/O工艺脱氮的设计思路并通过实验研究进行分析建立水力停留时间和曝气量的理论模型, 为实践过程中有效调控起到重要作用。

关键词: A/O工艺; HRT; 曝气量; 理论模型

中图分类号: X103

文献标识码: A

文章编号: 1006-8759(2012)03-0010-03

1 引言

悬浮填料生物流化床工艺吸收了传统的流化床和生物接触氧化法两者的优点而成的一种高效污水处理方法。它是环境生物技术应用发展的产物, 它符合环境生物技术发展的总体思想。即能够最大限度地增加反应体系中生物类群; 尽可能地提高单位反应器体积内的生物浓度; 最高水平发挥微生物的活性; 同时便于管理和降低运行费用。20世纪90年代中期在美国、德国等国家得到开发和应用, 现在已进入使用阶段, 而我国悬浮填料生物流化床工艺基本上还处于实验室阶段和中试研究阶段。

目前, 同步硝化反硝化生物脱氮技术已经成为国内外研究的热点。对于活性污泥法同步硝化反硝化的研究, 在国内外均已达到实际应用水平, 并取得较好的效果。而对于悬浮填料流化床生物膜工艺同步硝化反硝化的研究报道是非常少的^[1-6]。本课题立足于国内外的研究成果, 将悬浮填料生物流化床工艺和同步硝化反硝化技术相结合, 提出一种曝气推动频繁交替A/O脱氮工艺。

2 材料与方法

2.1 试验装置

图1为试验装置图, 反应器所用材料为有机玻璃, 有效容积40L, 控制板将反应器分成两部分: 反应区(30L)和沉淀区(10L); 在反应区底部设曝气装置, 内部投加直径为25mm的球型悬浮填料作为生物载体, 该填料主要材质为聚丙烯塑料, 通过添加不同量的无机添加剂调整填料密度, 该填料比重为0.92-0.98, 孔隙率大于99%, 可以提供巨大的比表面积供微生物附着, 挂膜成熟的填料占反应器有效容积的30%左右。

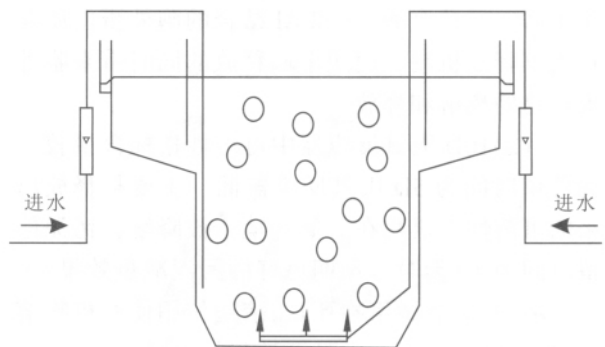


图1 实验装置图

2.2 试验水质

试验用水采用人工配水, 由淀粉、葡萄糖、氯

收稿日期: 2011-12-24

作者简介: 李长东(1976-6), 男, 总经理, 主要从事电池材料循环与管理方向

化铵、磷酸氢二钾、磷酸二氢钾、碳酸氢钠等配制,其主要水质成分为 COD_{Cr}:198-504 mg·L⁻¹;NH₄⁺-N:35.7-53.0 mg·L⁻¹;TN:38.4-62.7 mg·L⁻¹;碱度(以 CaCO₃ 计):160 mg·L⁻¹;pH:7-8。

2.3 测定项目及方法

COD:重铬酸钾法;TN:过硫酸钾氧化-紫外分光光度法;NH₄⁺-N:纳氏试剂分光光度法;NO₃⁻-N:酚二磺酸-紫外分光光度法;NO₂⁻-N:N-1 萘基-已二胺比色法;pH:pHS-2 酸度计法;DO:JPSJ-605 溶解氧分析仪法;温度:普通水银温度计法;生物相观察:XDS-1B 型倒置生物显微镜法;MLSS:过滤后于 105℃ 烘至恒重法。

3 理论模型的建立与分析

由于水力停留时间和曝气量是反应器运行过程中的重要状态参数,决定了反应器中的能量消耗,而它们主要受反应器内部结构和混合液特征的影响。因此,水力停留时间和曝气量理论模型的建立对该反应器的推广应用具有重要的作用。

3.1 水力停留时间

在该工艺中反应物连续流入反应器,生成物连续流出反应器,整个反应器内维持着一个均匀的浓度,且出水中的反应物浓度与反应器内任意一点的反应物浓度相同,关于反应器内反应物的质量变化速率的物质平衡可表示为:

$$C_{sm}(20) = \frac{C_s(20)}{2} \left(\frac{Ph}{1.013} + \frac{O1}{O0} \right) \quad (1)$$

式中, V 为反应器体积; Q 表示流入和流出反应器的体积流量; C_0 为进水的初始反应物浓度; C_e 为出水的反应物浓度; C 为任一时刻 t 时反应物的浓度; $-V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{净}}$ 为反应物质量的净变化速率; $-V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{反应}}$ 反应器内的反应造成反应物质量减少的速率。

如果反应器中反应物的反应服从 n 级反应动力学,即:

$$-V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{净}} = KVC^n \quad (2)$$

式中, K 为反应物反应速率常数。

在稳态条件下,反应器内反应物质量的净变化速率等于零,则式(1)简化为:

$$0 = QC_0 - QC_e - VKC_e^n \quad (3)$$

反应器内水力停留时间为:

$$t = \frac{V}{Q} \quad (4)$$

把式(4)代入式(3),可计算出为达到预期反应物浓度所需要的时间为:

$$t = \frac{C_0 - C_e}{KC_e^n} \quad (5)$$

改变反应器内水力停留时间,测定进、出水中 NH₄⁺和 TN 的浓度,结果见表 1。

表 1 水力停留时间不同时试验结果

t/h	C ₀ (mg·L ⁻¹)		C _e (mg·L ⁻¹)	
	NH ₄ ⁺	TN	NH ₄ ⁺	TN
1	47.17	55.97	18.29	22.85
2	46.35	56.81	11.53	15.36
3	46.69	54.30	7.06	9.46
4	47.83	56.96	4.87	7.52
5	46.20	52.83	3.75	6.27

$$\text{把式(5)转化为: } \ln \frac{C_0 - C_e}{t} = n \ln C_e + \ln K \quad (6)$$

由表 1 结果可得表 2。

表 2 NH₄⁺的 lnC_e 与 ln $\frac{C_0 - C_e}{t}$ 关系

t/h	lnC _e	ln $\frac{C_0 - C_e}{t}$
1	2.906	3.363
2	2.445	2.857
3	1.954	2.581
4	1.583	2.374
5	1.322	2.139

根据表 3,对 lnC_e 和 ln $\frac{C_0 - C_e}{t}$ 进行线性拟合得

到图 2。

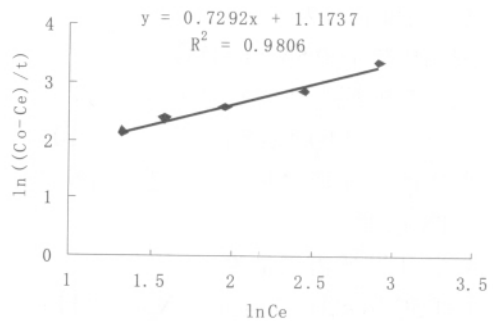


图 2 反应器内 NH₄⁺的线性回归

由图 2 可得出, $n=0.7292$, $\ln K=1.1737$, $K=2.8284$, $R^2=0.9806$ 。故,水力停留时间为:

$$t = \frac{C_0 - C_e}{2.8284 C_e^{0.7292}} \quad (7)$$

同理对反应器内 TN 线性拟合,得图 3。

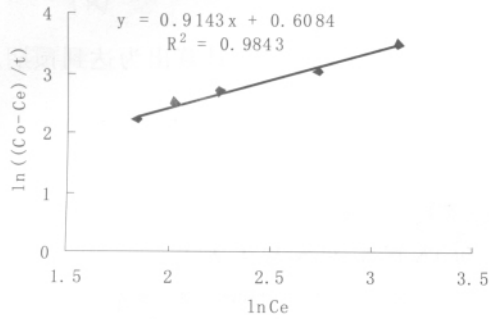


图3 反应器内TN的线性回归

由图3可得出： $n=0.9143, \ln K=0.6048, K=1.8309, R^2=0.9806$ 。故，水力停留时间为：

$$t = \frac{C_0 - C_e}{1.8309 C_e^{0.9143}} \quad (8)$$

3.2 曝气量

3.2.1 需氧量的确定

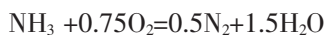
该工艺在处理污水时，所需氧量可以分为两部分，一部分是有机物降解所需氧量，另一部分是脱氮所需氧量。微生物的内源呼吸的需氧量忽略不计。

微生物降解 1mgBOD_5 约需 $1.0\sim 1.5\text{mg}$ 的氧，此处取 1.5mg 则有机物降解所需氧量可表达为：

$$O_{\text{有机物}} = 1.5Q(S_0 - S_e) \quad (9)$$

式中 Q 为处理水量； S_0 为进水 BOD_5 浓度； S_e 为出水 BOD_5 浓度。

该工艺的脱氮属于同时硝化反硝化脱氮，除了节省部分硝化需氧量外，氨氮在转化硝酸盐时所消耗的氧，在反硝化时又被利用降解有机物，从而避免了传统生物脱氮硝化所浪费的氧量，因此脱氮反应式可表示为：



经计算知，脱氮所需氧量可表示为：

$$O_N = 1.714Q(N_0 - N_e) \quad (10)$$

式中 Q 为处理水量； N_0 为进水 TN 浓度； N_e 为出水 TN 浓度。

故，该工艺所需氧量为：

$$O_2 = 1.5Q(S_0 - S_e) + 1.714Q(N_0 - N_e) \quad (11)$$

3.2.2 曝气量的确定

好氧反应区中的氧转移量计算：

$$R_1 = f O_2 \quad (12)$$

式中 f 为综合修正因子，计算方法如下：

$$f = \frac{C_{sm}(20)}{\alpha [\beta \cdot \rho \cdot C_{sb(T)} - C]} \times 1.024^{T-20} \quad (13)$$

式中， C 为反应器中溶解氧浓度； α 为污水传

氧速率与清水传氧速率之比； β 为污水中饱和和溶解氧与清水中饱和和溶解氧浓度之比； ρ 为气压修正因子（其值为实际气压除以海平面气压）； T 为实际水温。 $C_{sm}(20)$ 可按下式计算：

$$C_{sm}(20) = \frac{C_s(20)}{2} \left(\frac{P_b}{1.013} + \frac{O_i}{O_0} \right) \quad (14)$$

式中， $C_{sm}(20)$ 为 20°C 时清水中的饱和溶解氧浓度； P_b 为反应器中水体内部曝气扩散器安装高度的绝对压力； O_0 为空气中氧的浓度 (0.21)； O_i 为气泡离开水面时的氧的浓度，可表示为：

$$O_i = \frac{21(1-E_a)}{79+(1-E_a)} \quad (15)$$

式中： E_a 为曝气扩散器的氧转移效率，一般为 $0.05\sim 0.1$ 。

取 E_a 为 0.08 ，则 O_i 为 0.197 。此处 P_b 可取 1.013 ，反应器内的温度控制在 30°C ，查《给水排水设计手册》之常用资料册，得标准大气压下、 20°C 时清水中的饱和溶解氧浓度为 $C_s(20)=7.63$ ，标准大气压下、 30°C 时清水中的饱和溶解氧浓度为 $C_s(30)=7.63$ 。将前述数据代入式(14)得出 $C_{sm}(20)$ 为 8.789 ， $C_{sb}(30)$ 为 7.394 。由于试验为人工配水，参数 α 取 1 ， β 取 0.9 ；反应器内溶解氧浓度取 $1.5\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ；气压 ρ 修正因子可取 1 ，代入式(13)得到： $f=1.345$ ，将其代入式(11)得出，好氧反应区中的氧转移量计算：

$$R_1 = 2.018Q(S_0 - S_e) + 2.305Q(N_0 - N_e) \quad (16)$$

由于工艺运行能量消耗主要是由反应器中的水力停留时间和曝气量决定，将式(4)和式(8)代入式(16)可得出：

$$R_1 = \frac{0.148(S_0 - S_e)}{N_0 - N_e} + 0.169N_e^{0.9143} \quad (17)$$

4 结论

由于水力停留时间和曝气量是反应器运行过程中的重要状态参数，决定了反应器中的能量消耗，而它们主要受反应器内部结构和混合液特征的影响反应器内 NH_4^+ 和 TN 达到预期反应物浓度所需要的水力停留时间分别是 $\frac{C_0 - C_e}{2.8284C_e^{0.7292}}$ 和

$\frac{C_0 - C_e}{1.8309C_e^{0.9143}}$ ；好氧反应区中氧转移量为 $R_1 =$

$2.018Q(S_0 - S_e) + 2.305Q(N_0 - N_e)$ 或 $R_1 = \frac{0.148(S_0 - S_e)}{N_0 - N_e} +$

$0.169N_e^{0.9143}$ (下转第19页)

纯依靠常规的生化需氧量 (BOD₅)、化学需氧量 (COD)和总有机碳(TOC)等综合指标已无法反映实际水环境状况^[6]。

李鱼等在选定的实验条件下,对向海自然保护区 5 个不同类型湿地水体的表层沉积物样品进行了铅、镉的热力学吸附实验,结果表明,在湿地水环境中,生物膜对重金属迁移转化的作用相对于表层沉积物而言更重要^[11]。郭跃东等通过研究得出水位空间变化是影响湿地 N、P 营养物质空间分异的结构因素^[12]。贺强等采用模糊数学排序方法分析了黄河三角洲湿地植被在水深、土壤含盐量两个环境梯度下的空间分异规律^[13]。周俊等对沟渠和沟渠湿地进行了定义,从水文效应、生物效应和水环境效应等方面综述了目前国内外沟渠研究的进展,重点阐述了沟渠去除水体中氮、磷等营养物质和农药等污染物的机制^[14]。从相关研究中不难看出,未来湿地水环境过程与效应研究中,主要关注以下 3 个方面:湿地有毒有害污染物的环境行为;湿地生态水文过程对水质的影响;湿地水系统生源元素的迁移与转化。

4 结论

(1) 以湿地为研究对象,从完整的湿地生态系统组成、结构与功能等出发,研究在自然和人类活动双重影响下湿地生态系统稳定性对水文、营养物质以及生物地球化学循环等变化或波动的响应机制,建立相关综合评价指标体系与综合评价模型,客观评价和系统认识湿地生态系统稳定性的历史、现状及未来发展趋势,提出维持湿地生态系统相对稳定的保护对策与措施,对湿地可持续开发利用具有十分重要的现实意义。

(2) 水生态过程、水环境过程、养分循环过程

及生物地球化学过程等不同程度上直接或间接地影响到湿地生态系统的稳定性。湿地生态系统稳定性研究中,应着重考虑人为干扰和自然影响条件下湿地水生态过程及其环境效应,系统分析湿地生态系统稳定性与水文条件、营养物质和生物之间的关系及作用机制。

参考文献

- [1]章光新,尹雄锐,冯夏青.湿地水文研究的若干热点问题[J].湿地科学,2008,6(2):105~115.
- [2]邓伟,潘响亮,栾兆擎.湿地水文学研究进展[J].水科学进展,2003,14(4):521~527.
- [3]胡立堂,王忠静,赵建世,等.地表水地下水相互作用及集成模型研究[J].水利学报,2007,38(1):54~59.
- [4]刘国东,王焱,囊依,等.若尔盖湿地生态水温模型[J].水科学研究,2008,2(1):25~32.
- [5]何池全,赵魁义,余国营,等.湿地生态过程研究进展[J].地球科学进展,2000,15(2):165~171.
- [6]杨志峰,崔保山,黄国和,等.黄淮海地区湿地水生态过程、水环境效应及生态安全调控[J].地球科学进展,2006,21(11):1119~1126.
- [7]陈敬建,王立群,丰华丽,等.湿地生态水文结构理论与分析[J].生态学报,2008,28(6):2887~2893.
- [8]刘昌明.南水北调工程的环境影响[J].海河水利,2002,16(1):1~5.
- [9]王国平,张玉霞.水利工程对向海湿地的水文与生态的影响[J].资源科学,2002,24(3):26~30.
- [10]严登华,何岩,王浩,等.生态水文过程对水环境影响研究述评[J].水科学进展,2005,16(5):747~752.
- [11]李鱼,王晓丽,陈昕,等.湿地水环境中表层沉积物吸附铅、镉能力的研究[J].吉林大学学报(地球科学版),2005,35(2):231~235.
- [12]郭跃东,何岩,邓伟,等.扎龙湿地水体 N、P 营养物质空间异质性研究[J].环境科学研究,2005,18(2):51~56.
- [13]贺强,崔保山,赵欣胜,等.水盐梯度下黄河三角洲湿地植被空间分异规律的定量分析[J].湿地科学,2007,5(3):208~214.
- [14]周俊,邓伟,刘伟龙.沟渠湿地的水文和生态环境效应研究进展[J].地球科学进展,2008,23(10):1079~1083.

(上接第 12 页)

参考文献

- [1] C.Collivignarelli and CxBertanza. Simultaneous Nitrification and Denitrification Processes in Activated Sludge Plants, Performance and Applicability[J].Wat. Sci. Tech. 2002 (4-5) 40, 187~194.
- [2] N.Puznava, M. Payraudeau and D.Thomberg. Simultaneous Nitrification and Denitrification in Biofilters with Real time Aeration Control[J]. Wat. Sci. Tech. 2003 (1) 43, 269~276.
- [3] Hao X D, Doddema H J, Johan W, et al. Conditions and mechanisms affecting simultaneous nitrification and denitrification in a

pasveer oxidation ditch[J]. Bio Tech, 2002, 59: 207.

- [4] Münch E V, Lant P A, Keller J. Simultaneous nitrification and denitrification in benchscale sequencing batch reactors[J]. WatRes, 1996, 30: 277.
- [5] Watanabe Y, Masuda S, Ishiguro M. Simultaneous nitrification and denitrification in micro aerobic biofilm [J]. Wat Sci Tech, 2005,26: 511.
- [6] 吕锡武等. 同步硝化反硝化脱氮及处理过程中 N₂O 的控制研究.东南大学学报(自然科学版). 2006(1) 31,95~99.
- [7]章非娟.生物脱氮技术[M], 中国环境出版社, 1992, 92~94.