

缺氧-好氧生物脱氮工艺曝气量在线控制策略分析

马勇, 彭永臻*, 王淑莹

(北京工业大学北京市水质科学与水环境恢复工程重点实验室, 北京 100022)

摘要 曝气控制是生物脱氮工艺重要的控制变量, 它决定着整个处理系统的处理效果和运行费用. 应用 Benchmark-BSM1 平台模型对缺氧-好氧生物脱氮工艺几种典型的曝气控制策略进行了研究. 结果表明, 前馈-反馈曝气量控制最优, 其次为反馈控制、恒 DO 控制和恒曝气量控制. 前馈-反馈控制和恒 DO 控制相比较, 出水氨氮浓度大约降低 24%, 最大出水氨氮浓度降低 18%, 曝气能耗降低 9%. 获得了曝气量最优控制方法以及在不同运行条件下应采用的曝气控制策略, 为了实现缺氧-好氧生物脱氮工艺硝化反应的最优控制, 应同时控制曝气量和好氧区体积.

关键词 缺氧-好氧工艺 硝化反应 曝气量控制 节能降耗

中图分类号: X703.1 文献标识码: A 文章编号: 0250-3301(2008)09-2501-06

Analysis of On-line Control Strategies of Aeration Flow Rate for Aerobic-anoxic Biological Nitrogen Removal Process

MA Yong, PENG Yong-zhen, WANG Shu-ying

(Key Laboratory of Beijing for Water Environmental Recovery Engineering, Beijing University of Technology, Beijing 100022, China)

Abstract Aeration control is the important control variable for the biological nitrogen removal process, which determines the system removal performance and operational cost. Some typical control strategies of aeration for aerobic-anoxic biological nitrogen removal process were studied using Benchmark-BSM1 platform model. It was demonstrated that the best control strategy of aeration was feedforward-feedback control, following by feedback control, constant DO control and constant aeration flow rate control. Compared with constant DO control, the effluent ammonia concentration, the maximum effluent ammonia concentration and aeration cost were reduced by 24%, 18%, and 9%, respectively, with the feedforward-feedback control. The aeration control ideas and control strategies at different conditions were determined. In order to achieve nitrification optimal control, the aeration flow and aeration volume should be both controlled.

Key words anoxic-aerobic process; nitrification process; aeration flow rate control; energy saving and cost efficiency

曝气池是缺氧-好氧(A/O)生物脱氮工艺的核心处理构筑物, 在此进行有机物的氧化以及氨氮的硝化等生化反应, 曝气池的运行状况在某种程度上决定着整个处理系统的处理效果. 由于硝化反应是严格的好氧菌, 混合液中 DO 浓度较低时, 硝化反应将受到抑制, 还会引起曝气池中丝状菌繁殖, 导致污泥膨胀. 而 DO 浓度较高时, 除了增加运行费用外, 强烈的空气搅拌会使污泥絮体打碎从而影响出水水质, 另外硝化液回流也会把好氧区 DO 带入缺氧区, 从而对反硝化反应产生影响, 因为溶解氧将与硝酸盐竞争有限的电子供体, 抑制硝酸盐还原酶的合成及其活性, 氧化亚氮还原酶受抑制时, 将使 N_2O/N_2 增高, 并使 N_2O 作为反硝化的最终产物而积累^[1~3]. 曝气能耗约占城市污水处理厂所有运行费用的 50% 或更多, 由于污水处理的运行费用是庞大的、长期的, 如果通过有效控制, 能将城市污水处理厂的运行费用节省 1%, 也会产生很大效益, 因此曝气量的控制至关重要. 本试验针对当前曝气控制存在的问题及其现状, 研究了曝气量不同控制模式下系统处

理效果, 并确定曝气量的最优控制策略, 从而在满足系统硝化效果的前提下, 实现系统节能降耗.

1 曝气量控制的各种运行方式

曝气量是 A/O 工艺中一个重要的控制变量, 随着在线传感器和控制设备的开发, 曝气控制方式和控制结构逐渐变化^[1~7]. 最基本的曝气控制方式是维持好氧区曝气量恒定[图 1(a)], 它是在 DO 传感器出现之前应用最广泛的控制方式. 定供气量控制指无论进水流量与有机物负荷如何变化, 按供气量设定值控制供气量恒定. 在该控制策略中, 并没有考虑进水负荷的动态变化及其在线测定. 第 2 个曝气控制方式就是基于时间的开环控制[图 1(b)], 例如在白天高负荷运行期, 增加曝气量, 而在夜晚低负荷

收稿日期: 2007-09-12 修订日期: 2007-12-03

基金项目: 高等学校博士学科点专项科研项目(20060005002); 北京市教委科技创新平台项目(PXM2008-014204-050843); 北京工业大学青年基金项目(97005013200702); 北京工业大学博士科研启动基金项目(52005013200702)

作者简介: 马勇(1976~), 男, 博士, 讲师, 主要研究方向为污水生物处理技术及理论, E-mail: mayong@bjut.edu.cn

* 通讯联系人, E-mail: pyz@bjut.edu.cn; mayong@bjut.edu.cn

运行期降低曝气量,或以进入曝气池的污水量成比例来调节曝气量,然而进水负荷波动很大,每_h进水负荷都不相同,因此基于时间的开环控制不能实现系统的运行优化.

20 世纪 70 年代,许多污水处理厂开始采用在线过程控制,其标志是 DO 传感器的开发及其应用,并意识到污水处理过程的动态性.随着 DO 传感器的普及及其价格的逐渐降低,大部分污水处理厂建立了基于 DO 在线传感器信息的曝气量控制策略,如图 1(c)在反应器的末端安装 DO 在线传感器,以维持 DO 浓度处于某设定值来调节供气量,然而该控制方式未考虑沿反应器推流方向有机物和氨氮浓度的变化,由于反应器前端有机物浓度较高,后端有机物浓度较低,推流方向上各处耗氧速率不同,DO 浓度也不相同,所以控制反应器末端的 DO 浓度并不能保证反应器前端曝气量充足,因而出现了具体检测曝气池那个位置 DO 浓度的问题.从最优控制角度来看,DO 浓度传感器的安放位置与数量也很难确定.况且恒定 DO 浓度控制也算不上最优控制,因此,关于 DO 传感器的安放位置也没有严格精确的确定,对于这种方式通过检测特定位置的 DO 浓度能大致了解其他位置的 DO 浓度即可.另外,对大部分污水处理厂的研究发现在平行运行的反应器中,只在 1 个反应器内安装 DO 传感器,就可控制其它反应器的 DO 浓度,实际上是不可行的、错误的,为了合理有效的控制,需要在各个反应器内都要安装 DO 传感器.

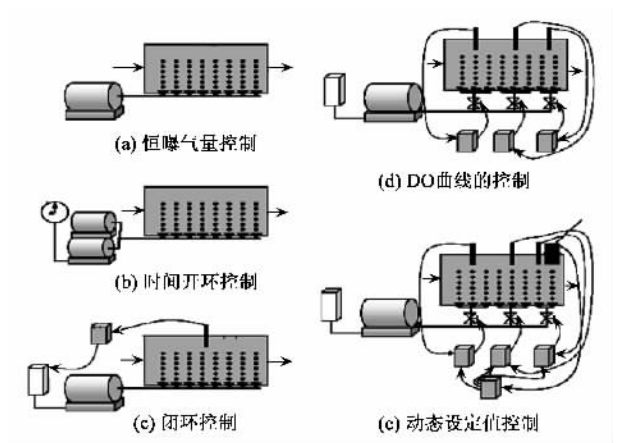


图 1 曝气量控制结构示意图
Fig.1 Control structure of aeration rate

由于在推流式反应器内安装 1 个 DO 传感器并不能实现曝气量的有效控制,无法确定 DO 传感器的安放位置,因此需把一个反应器分为几个格室或区域,在每个格室都安装 DO 探头,分别控制 DO 浓

度,但恒定 DO 控制无法根据出水氨氮浓度和进水氨氮浓度的变化进行动态调整 DO 浓度,将导致出水氨氮浓度的巨大变化[图 1(d)].尽管 DO 传感器很重要,然而在硝化反应控制过程中它只是一个间接控制参数,如果能直接测定氨氮和硝酸氮浓度,那么就可以直接指示系统的硝化程度.20 世纪 90 年代,氨氮和硝酸氮在线传感器成功开发,并在大型污水处理厂获得一定应用.基于氨氮和 DO 传感器在线信息建立了曝气量新型控制方式[图 1(e)],它包括 2 个控制器:主控制器和副控制器,主控制器以出水氨氮浓度来动态确定好氧区 DO 设定值,副控制器通过控制曝气量维持好氧区 DO 浓度处于设定值.采用图 1(e)所示的控制方式是较理想的,但当进水负荷变化较大时,由于反馈控制并不能及时获得进水信息,具有滞后性,当出水监测发现系统的干扰时,它已经对系统造成了影响,所以应在反应器前端安装在线传感器及时检测系统进水水质和外界干扰,因此需建立 DO 前馈-反馈控制策略^[8,9].

以上控制方式中,只是从影响硝化反应或以进水和出水氨氮浓度方面对曝气量进行控制.但是微生物量及其活性、氧转移速率与效率、底物去除速率和进水水质等都是作为未知因素来处理的.另外也未考虑对反硝化的影响,为了实现曝气量的最优控制,需要考虑所有因素,建立能定量描述处理系统动态特性的状态方程和表示最优控制目标的性能指标表达式,给出最优控制变量的变化规律及其控制算法与计算机软件,最优控制是一种先进的控制方式,但当前关于最优控制的研究大部分基于复杂的模型进行,很难对模型进行校正^[10~12],因此其实际应用还有待于进一步研究与开发.而模糊控制无需复杂的数学模型,借助于人工智能可实现传统控制无法实现的功能,因此获得了一定的应用^[13,14].无论基于复杂模型的最优控制,还是基于人工智能的模糊控制在实际中都很难获得广泛的应用,而基于简单规则的开关控制、反馈控制和前馈-反馈控制将是曝气量控制的主要方式^[15].

2 曝气量控制策略的研究

为了获得相对最优的曝气量控制策略,以国际水质协会和 COST/IWA 工作组提出的控制策略模拟基准——Benchmark/BSM1 作为平台^[16],应用 Matlab/Simulink 对恒定 DO、反馈控制、前馈-反馈控制和 OUR 控制(单位时间单位体积内微生物的耗氧量,它是表征微生物活性的重要变量^[17,18])4 种最常用

的典型控制策略进行了研究. 在研究过程中, 采用 14 d 的动态进水负荷 (dryinfluent), 并以后 7 d 获得的数据进行比较, 研究中所有系统内循环回流比为 2, 每日污泥排放量为 $300\text{ m}^3/\text{d}$, 污泥回流比为 0.8, 其它工艺参数采用 Benchmark 的设定值. 对于恒定 DO 控制通过 PID 控制器调整曝气量从而维持好氧区的每个格室的 DO 浓度恒定在 3.5 mg/L . 对于曝气量反馈控制是通过反馈调节好氧区的 DO 浓度维持出水氨氮浓度为 2 mg/L , 再通过 PID 控制器调整曝气量来实现. 对于 OUR 控制是通过 PID 控制器调

整曝气量从而维持好氧区 OUR 为 $48\text{ mg}/(\text{L}\cdot\text{h})$ (以 O_2 计) 来实现. 对于曝气量前馈-反馈控制策略, 需要应用模型建立前馈控制器对曝气量进行粗略的控制, 再应用反馈控制器对曝气量进行精确的控制. 以恒定 DO 控制试验结果为标准, 从出水氨氮、出水总氮、第 5 格室氨氮浓度和运行费用等方面对 4 种曝气量控制策略进行了比较, 图 2 ~ 图 4 分别是恒定 DO 浓度和反馈控制、前馈-反馈控制和 OUR 控制的对比试验结果.

2.1 曝气量前馈-反馈控制器的建立

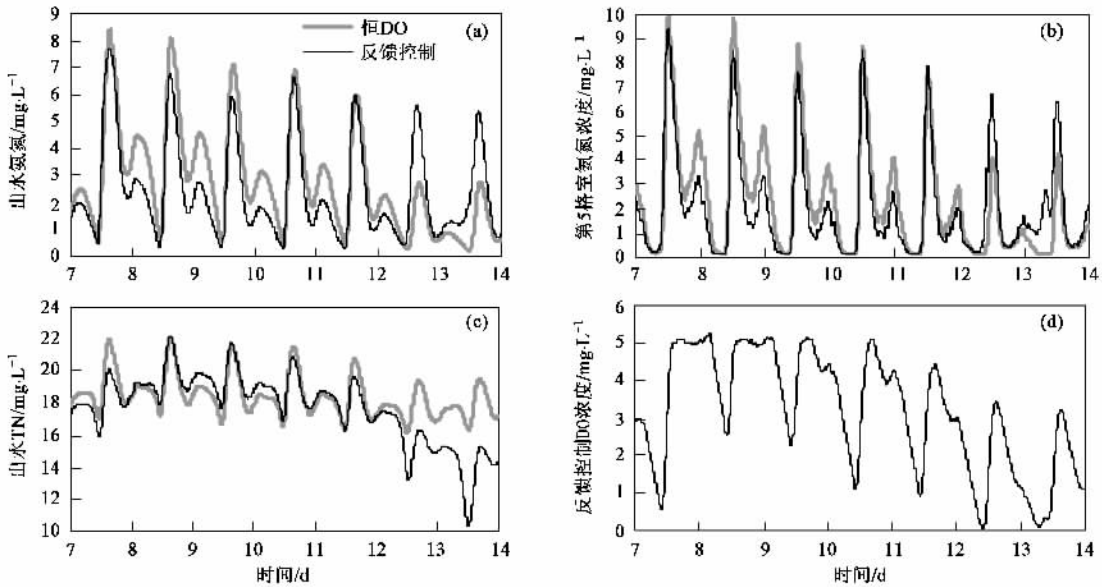


图2 恒 DO 和 DO 反馈控制策略结果

Fig. 2 Results for the constant DO and DO feedback control strategies

根据活性污泥数学模型 1 (ASM1) 建立了曝气量前馈-反馈控制器, 把所有好氧格室认为是一个完全混合式的反应器, 基于氨氮建立了总量平衡式:

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = \frac{Q(S_{NH,0} - S_{NH})}{V} - \frac{\mu_A X_{BA}}{Y_A} \frac{S_{NH}}{(S_{NH} + K_{NH})} \frac{S_O}{(S_O + K_{OA})} \quad (1)$$

式中, Q 为好氧区总进水量 (包括反应器进水量、内循环回流量和污泥回流量), m^3/d ; V 为好氧区体积, m^3 ; $S_{NH,0}$ 为好氧区进水氨氮浓度, mg/L ; S_{NH} 为好氧区出水氨氮浓度, mg/L ; X_{BA} 为自养菌污泥浓度, mg/L ; μ_A 为自养菌最大比生长速率, d^{-1} ; Y_A 为自养菌的产率系数 [$m(\text{微生物})/m(\text{COD})$]; K_{NH} 和 K_{OA} 分别是氨氮和氧的半饱和和常数, mg/L ; S_O 为好氧区 DO 浓度, mg/L . 假设反应处于稳定状态, 可以获得式

(2):

$$S'_{O,\text{set}} = K_{OA} / \left[\frac{X_{BA} V S_{NH,\text{set}} \mu_A}{Q(S_{NH,0} - S_{NH,\text{set}})(S_{NH,\text{set}} + K_{NH}) Y_A} - 1 \right] \quad (2)$$

式中, $S'_{O,\text{set}}$ 为出水氨氮维持在设定值 $S_{NH,\text{set}}$ 时 DO 的浓度, mg/L ; $S_{NH,\text{set}}$ 为好氧区出水氨氮浓度设定值, mg/L . 由于模型的简化, 公式 (2) 获得的结果只能给出好氧区近似的 DO 浓度设定值, 为了提高系统的控制精度, 需结合反馈控制, 从而维持出水氨氮浓度处于设定值, 因此建立了反馈 PI 控制器. 结合公式 (2) 可以获得 DO 前馈-反馈控制器:

$$S_{O,\text{set}} = S'_{O,\text{set}} + K_p (S_{NH,\text{set}} - S_{NH}) + K_i \int (S_{NH,\text{set}} - S_{NH}) dt \quad (3)$$

式中 K_p 和 K_i 分别为比例系数和积分系数. 通过公式 (3) 可获得 DO 浓度设定值, 并应用 PI 反馈控制器

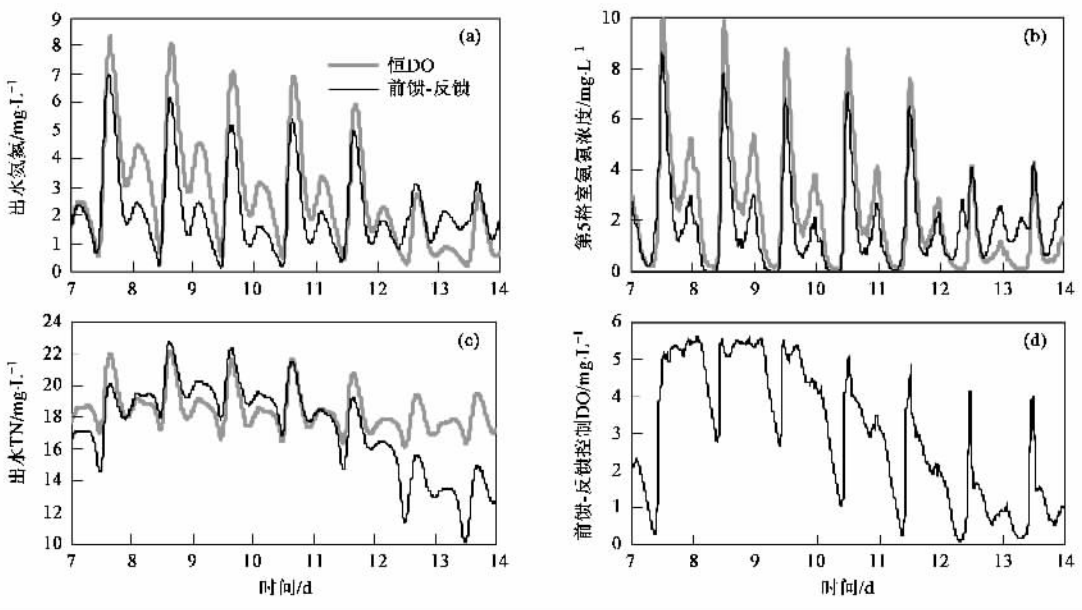


图 3 恒 DO 和 DO 前馈-反馈控制策略结果

Fig.3 Results for constant DO and DO feedforward-feedback control strategies

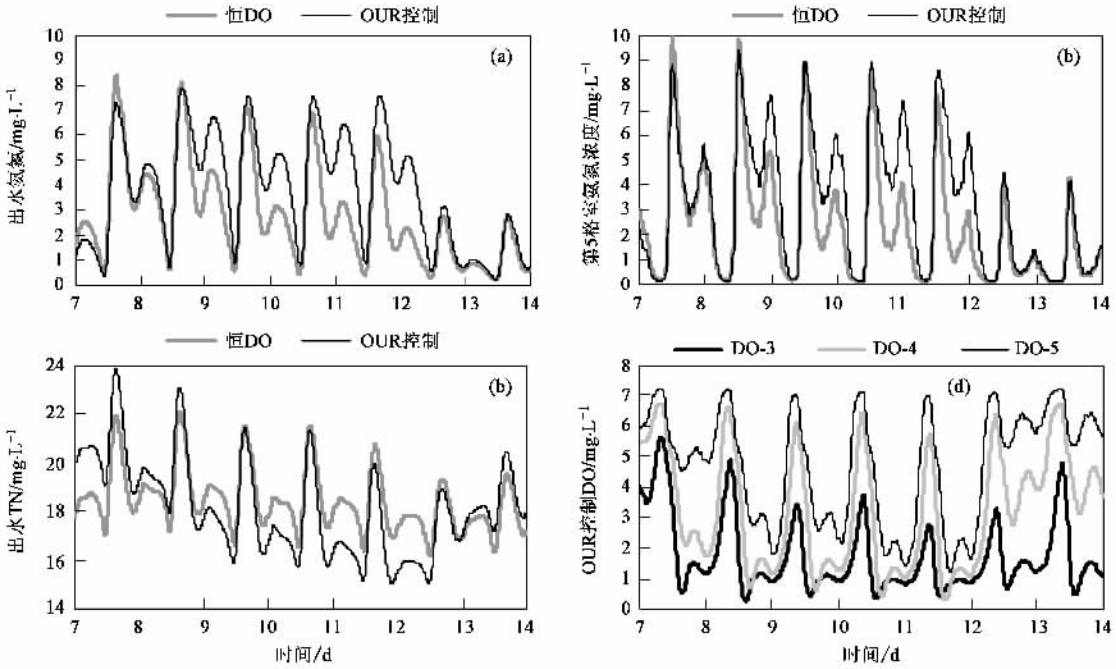


图 4 恒 DO 和 OUR 控制策略结果

Fig.4 Simulation results for the constant DO and OUR control strategies

调节供气量,来维持 DO 浓度处于设定值. 供气量的反馈控制器如下:

$$\begin{aligned} K_{Laj} &= K_P(S_{O,set} - S_{O,j}) \\ &+ K_i \int (S_{O,set} - S_{O,j}) dt \\ j &= 3,4,5 \end{aligned} \tag{4}$$

式中 K_{Laj} 指第 j 好氧格室的氧总转移系数, h^{-1} 公式 (2) DO 前馈控制器中,需要获得自养硝化菌的浓度,但是它不能在线测定,由于它在好氧区变化很小,可以认为该值恒定. 其它参数 μ_A 、 Y_A 、 K_{NH} 和 K_{OA} 采用 ASM1 中提供的标准值,因此可以应用 DO 前馈-反馈控制供气量,实现对好氧区硝化反应的控制.

2.2 控制结果比较

结果表明,建立的各种控制策略都具有较好的稳定性,控制系统响应快,可准确地维持控制变量在设定值附近,如恒定曝气量控制可精确地控制每个格室的氧总转移系数(K_{La})维持在 240 d^{-1} ,恒定DO控制也可精确地控制每个好氧格室的DO维持在 3.5 mg/L .另外,反馈控制和前馈-反馈控制也可维持出水氨氮浓度在设定值 2 mg/L 附近.由图2、3和4可知无论曝气量反馈控制、前馈-反馈控制,还是OUR控制都可以根据进水负荷的大小动态改变好氧区的DO浓度,而恒定曝气量控制不能根据进水负荷的大小进行调节(未在图中标出).

由表1数据可以看出,前馈反馈控制最大出水氨氮和平均出水氨氮浓度最小,其次是恒定曝气量控制策略,最高的是恒DO控制;但对于平均出水

TN浓度,恒曝气量控制最高,其次是恒DO控制,而前馈-反馈控制最低.对于曝气能耗,OUR控制所需能耗最大,其次是恒DO控制,反馈控制最低,但和前馈-反馈控制所需曝气量基本相等.前馈-反馈控制和恒DO控制相比较,出水氨氮浓度降低了24%,最大出水氨氮浓度降低了17.86%,曝气能耗降低了9%;反馈控制和恒DO控制相比较,出水氨氮浓度降低了14%,最大出水氨氮浓度降低了7.7%,曝气能耗降低了10%.OUR控制和恒DO控制相比较,出水氨氮浓度增加了34%,最大出水氨氮浓度降低了6.4%,曝气能耗增加了3.4%.以上结论虽然基于控制平台获得,但该平台所有运行条件和进水水质完全根据实际污水处理厂建立的,因此试验结论具有实际意义,当然还需结合不同污水处理厂的具体情况进一步验证.

表1 不同曝气量控制策略结果

项目	恒曝气量控制	恒DO控制	反馈控制	前馈反馈控制	OUR控制
最大出水氨氮/ $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	7.42	8.40	7.75	6.9	7.86
平均出水氨氮/ $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	2.31	2.79	2.40	2.12	3.74
第5格室氨氮/ $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	1.88	2.32	2.03	1.84	3.20
平均出水TN/ $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	18.86	18.46	17.74	17.26	18.19
好氧区DO ¹⁾ / $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	3.6(3), 4.6(4), 5.35(5)	3.50	3.15	2.96	1.74(3), 3.25(4), 4.74(5)
曝气能耗/ $\text{kW}\cdot\text{h}\cdot\text{d}^{-1}$	14 406	15 569	14 093	14 161	16 094

1)括号中的3、4、5分别代表第3格室、第4格室、第5格室

3 讨论

曝气量控制的目標是在满足有机物氧化和硝化过程需氧量的情况下,降低曝气量,从而尽可能降低运行费用,并能维持同步硝化反硝化状态,同时避免污泥膨胀.由以上实验结果可知,恒DO控制不能根据进水和出水氨氮浓度的变化调节DO浓度,因而不能实现出水氨氮浓度的有效控制,同时在低进水负荷情况下,也不能通过降低好氧区DO浓度或曝气量,从而实现节能降耗,并尽可能维持系统同步硝化反硝化状态,提高系统总氮去除,因此恒定曝气量控制和恒定DO控制,平均出水TN浓度相对最高,运行费用也较高,不适合作为曝气量的控制策略.而反馈控制相对于恒DO控制具有优势,反馈控制可以根据出水氨氮浓度的变化进行DO浓度的调节.但当进水负荷变化较大时,由于反馈控制仅能通过出水氨氮浓度的变化反馈调节好氧区DO浓度,不能迅速根据进水的变化而采取相应的措施,控制系统滞后 $6\sim 9\text{ h}$,不可避免导致出水氨氮浓度波动,因此需要测定进水负荷大小,从而通过前馈控制快速克服外界干扰因素对系统的影响,同时联合反馈控

制对系统进行精细调整.当然前馈控制需要测定进水氨氮负荷,相对于反馈控制需要更多的传感器.因此当进水负荷变化不太大且对出水水质要求不高时,直接应用反馈控制即可满足要求;但当进水负荷变化较大,并且出水氨氮排放标准严格时,应用前馈-反馈联合控制策略是最优选择.

获得较好的硝化效果,不但需要维持严格的好氧条件,同时也要提供硝化所需的好氧区体积^[19,20].因为当进水氨氮负荷较低时,尽管可以通过DO控制,减少曝气量,降低运行费用;但是如果降低好氧区体积,从而增加缺氧区体积,可更充分地降低系统运行费用,提高系统的TN去除率.另外单独采用曝气量控制,在好氧硝化反应过程中,当进水氨氮负荷较高时,为了满足出水氨氮浓度达标排放,根据DO反馈控制或DO前馈-反馈控制策略,应加大曝气量提高好氧区DO浓度,假如好氧区体积不足,提高DO浓度并不能实现氨氮的有效去除,而高DO浓度时溶解氧传递效率降低,大量供气量并没有被微生物利用,造成能量浪费,较高的DO浓度也会导致污泥絮体的破碎,另外较高的DO浓度通过内循环回流到缺氧区将影响缺氧反硝化反应.而进水氨氮

浓度较低时,采用 DO 反馈控制,为了满足出水氨氮维持在设定值,需要降低好氧区 DO 浓度,长期的低 DO 运行将导致污泥膨胀;另外,反硝化产物中 N_2O 的成分增加,加大温室效应,好氧区 DO 浓度较低时,可能无法满足污泥的混合状态,需要安装搅拌装置.基于上述原因,如果在反应器中设置过渡区(可以好氧运行也可以缺氧运行),当进水氨氮浓度大时,过渡区好氧运行,提高系统硝化效率;当进水氨氮浓度低时,过渡区缺氧运行,加大缺氧区体积,一方面提高脱氮效率,另外一方面节约运行费用,因此具有更好的运行效果.所以根据进水水质和环境变量的变化,合理分配缺氧区和好氧区的容积,高效利用反应器容积.当进水氨氮负荷低时关闭曝气过渡区,减少好氧区容积,从而提高 TN 去除率;当进水负荷较高时启动曝气过渡区,增加好氧区容积,首先保证出水氨氮浓度达标排放.同时控制好氧区 DO 浓度处于设定的上下限值(一般设为 3.5 mg/L 和 0.5 mg/L),联合过渡区和曝气量变量进行综合控制.

4 结论

(1)曝气量控制的目标是在满足有机物氧化和硝化过程需氧量的情况下,降低曝气量,从而尽可能降低运行费用,并能维持同步硝化反硝化状态,同时避免污泥膨胀.

(2)从处理效果和运行费用来说,前馈-反馈曝气量控制最优、其次为反馈控制、恒 DO 控制和恒曝气量控制.由于前馈-反馈控制需要更多的传感器,在进水负荷变化不太大且对出水水质要求不高时,宜于应用反馈控制.而当进水负荷变化较大,并且出水氨氮排放标准严格时,应用前馈-反馈联合控制策略是最佳选择.

(3)为了实现 A/O 工艺曝气量的最优控制,不但要控制好氧区 DO 浓度,还需要控制好氧区的体积.

参考文献:

- [1] Ferrer J. Energy Saving in the Aeration Process by Fuzzy Logic Control [J]. *Wat Sci Tech*, 1998, **38**(3): 209-217.
- [2] Serralta J, Ribes J, Seco A, *et al.* A Supervisory Control System for Optimizing Nitrogen Removal and Aeration Energy Consumption in Wastewater Treatment Plants [J]. *Wat Sci Tech*, 2002, **45**(4/5): 309-316.
- [3] Ayesa E, Grau P, Sagarna J M, *et al.* Supervisory control strategies for the new WWTP of Galindo - Bilbao: The long run from the conceptual design to the full-scale experimental validation [J]. *Wat Sci Tech*, 2006, **53**(4/5): 193-201.
- [4] Ingildsen P, Jeppson U, Olsson G. Dissolved Oxygen Controller Based on On-line Measurements of Ammonium Combining Feedforward and Feedback [J]. *Wat Sci Tech*, 2002, **45**(4/5): 453-460.
- [5] Vrecko D, Hvala N, Carlsson B. Feedforward-feedback Control of an Activated Sludge Process-a Simulation Study [J]. *Wat Sci Tech*, 2003, **47**(12): 19-26.
- [6] Kalker T J J, van Goor C P, Roeleveld P J, *et al.* Fuzzy Control of Aeration in an Activated Sludge Wastewater Treatment Plant: Design, Simulation and Evaluation [J]. *Wat Sci Tech*, 1999, **39**(4): 71-78.
- [7] Caulet P, Lefevre F, Bujon B, *et al.* Automated Aeration Management in Wastewater Treatment: Interest of the Application to Serial Basins Configuration [J]. *Wat Sci Tech*, 1998, **37**(12): 35-42.
- [8] Vrečko D, Hvala N, Stare A, *et al.* Improvement of Ammonia Removal in Activated Sludge Process with Feedforward-feedback Aeration Controllers [J]. *Wat Sci Tech*, 2006, **53**(4/5): 125-132.
- [9] Ma Y, Peng Y Z, Wang S Y. Feedforward-feedback Control Dissolved Oxygen Concentration in a Predenitrification System [J]. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 2005, **27**(4): 223-228.
- [10] Holanda B, Domokos E, Rédey A, *et al.* Dissolved Oxygen Control of the Activated Sludge Wastewater Treatment Process Using Model Predictive Control [J]. *Computers and Chemical Engineering*, doi: 10.1016/j.compchemeng. 2007. 06. 008.
- [11] Piotrowski R, Brdys M A, Konarczak K, *et al.* Hierarchical Dissolved Oxygen Control for Activated Sludge Processes [J]. *Control Engineering Practice*, 2008, **16**: 114-131.
- [12] Chachuat B, Roche N, Latifi M A. Optimal Aeration Control of Industrial Alternating Activated Sludge Plants [J]. *Biochemical Engineering Journal*, 2005, **23**: 277-289.
- [13] Rubio M, Ruiz M, Teran F, *et al.* Fuzzy Control of Dissolved Oxygen and On-line OUR Estimation in a SBR Pilot Plant [R]. The 2nd IWA Conference on Instrumentation, Control and Automation (ICA2005). Korea: Busan, 2005. 43-50.
- [14] Ma Y, Peng Y Z, Wang S Y. Intelligent Control Aeration and External Carbon Addition for Improving Nitrogen Removal [J]. *Environmental Modeling Software*, 2006, **21**(6): 821-828.
- [15] 马勇, 彭永臻(译). 污水系统的仪表、控制和自动化 [M]. 北京: 中国建筑工业出版社. 2007.
- [16] Copp J. The COST Simulation Benchmark - Description and Simulator Manual [M]. COST (European Cooperation in the field of Scientific and Technical Research), Belgium: Brussels, 2001.
- [17] Dalzell D J B, Alte S, Aspichueta E, *et al.* A Comparison of Five Rapid Direct Toxicity Assessment Methods to Determine Toxicity of Pollutants to Activated Sludge [J]. *Chemosphere*, 2002, **47**(5): 535-545.
- [18] Gerkešić S, Vrečko D, Hvala N, *et al.* Improving Oxygen Concentration Control in Activated Sludge Process with Estimation of Respiration and Scheduling Control [J]. *Wat Sci Tech*, 2006, **53**(4/5): 283-291.
- [19] Samuelsson P, Carlsson B. Control of the Aeration Volume in an Activated Sludge Process for Nitrogen Removal [J]. *Wat Sci Tech*, 2002, **45**(4/5): 45-52.
- [20] Mats E M, Bjorlenius B, Andersson M. Control of the Aeration Volume in an Activated Sludge Process Using Supervisory Control Strategies [J]. *Wat Res*, 2006, **40**: 1668-1676.