

生物脱氮工艺控制优化策略的研究进展

王晓莲 彭永臻 王淑莹

马浩敏

(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)

(保定市排水总公司,保定 071051)

摘 要 针对传统的单污泥生物脱氮系统具有所需反应器体积大、硝化反硝化效率低及对进水 COD 利用率低等一系列问题,总结了提高生物脱氮工艺效率的在线控制策略,如曝气控制、外投碳源控制和污泥龄控制(SRT),为当前污水厂在工艺设计一定的限制性条件下进行在线优化以满足日益严格的排放标准提供了重要保证。

关键词 生物脱氮 在线控制 曝气控制 外投碳源控制 污泥龄控制(SRT)

Research advance in biological nitrogen removal processes optimization and control

Wang Xiaolian¹ Peng Yongzhen¹ Wang Shuying¹ Ma Haomin²

(1. Key Laboratory of Beijing Water Environment Recovery, Beijing University of Technology, Beijing 100022;

2. Baoding Urban Sewage Group, Baoding 071051)

Abstract In view of the disadvantages of the conventional single-sludge biological nitrogen removal system, such as large volume requirement, low nitrification and denitrification capacity and low influent COD utilization efficiency, this paper introduces kinds of on-line process control strategies, which include aeration control, external carbon dosage control, sludge retention time(SRT) control, aiming at ensuring to comply with the stringent increasingly discharge standards for wastewater treatment plants by on-line optimization and control under the limited process designs conditions.

Key words biological nitrogen removal; on-line control; aeration control; external carbon dosage control; sludge retention time(SRT) control

1 引言

随着水体富营养化问题的加剧,污水处理厂脱氮的必要性倍受关注。通常,生物脱氮分为2个过程:(1)硝化过程,即自养硝化菌在好氧条件下将氨氮转化为亚硝酸盐氮或硝酸盐氮的过程;(2)反硝化过程,即异养菌在缺氧环境下以有机碳源为电子供体将硝化过程中产生的亚硝酸盐氮或硝酸盐氮转化为氮气的过程。与传统有机物去除工艺相比,生物脱氮原理的这种特殊性使得生物脱氮工艺的控制优化问题成为一个重要的研究热点。传统的脱氮工艺多为单污泥生物脱氮系统,该系统存在着所需反应器体积大、硝化反硝化效率低及对进水 COD 利用率低等一系列问题,而在目前污水厂工艺设计一定的限制性条件下,采用在线控制和优化的方法可以克服上述问题^[1]。为此,本文重点讨论了国内外广泛研究和应用的曝气控制、SRT 控制和外投碳源控制的控制原则和控制策略的开发。

2 曝气控制

通过曝气控制在线优化缺氧区占系统总体积比 α 是一个重要的研究方向,它不同于传统的曝气控制(主要是通过控制回路中的 DO 维持在预先设定的设定值),目前曝气控制的研究主要是在线确定最优曝气时间(也就是控制好氧区的体积)和动态确定最优的 DO 设定值^[2]。随着各种在线传感器的应用,开发了多种控制策略。

2.1 基于 ORP 和 pH 测量值的曝气时间控制

近年来,许多研究者应用氧化还原电位(ORP)

基金项目: 国家自然科学基金重点资助项目(50138010);北京市自然科学基金重点资助项目(8002005);国家“863”高技术研究发展计划项目(2003AA601010)

收稿日期: 2003-06-29; **修订日期:** 2003-09-17

作者简介: 王晓莲(1977~),女,博士研究生,主要从事污水生物处理技术及其智能控制方面的研究工作。

E-mail: wxlxiaolian@sina.com

和 pH 测量值对 SBR 和连续流间歇曝气系统的曝气控制进行了研究^[3~5], 尽管 ORP 和 pH 不能直接测量系统的硝化和反硝化进程, 但可以利用 ORP 和 pH 值的变化间接地反映系统的有机物降解、脱氮除磷的变化过程。图 1 为交替式好氧-缺氧脱氮反应器中 ORP 和 pH 值的曲线变化图, 图中也包含了 DO、氨氮和硝酸盐氮的变化过程^[6]。从图中可以看出, 在曝气过程中, ORP 值逐渐上升, 在缺氧过程中, ORP 值逐渐下降, 在 ORP 曲线有 2 个拐点: 氨氮转折点 (ammonia break point, 由于反应器中氨氮被降解完毕, DO 迅速上升) 和硝酸盐氮转折点 (nitrate knee, 由于硝酸盐氮完全被反硝化去除, 系统进入厌氧状态), 这 2 个拐点分别对应着硝化反应和反硝化反应的完成。pH 也具有周期性变化的规律, 在曝气阶段发生硝化反应, 由于硝化反应是一个消耗碱度的过程, 系统的 pH 值逐步降低, 当硝化反应完成时, 曝气吹脱 CO₂ 使系统的 pH 升高, 因此硝化反应完成时, 在 pH 曲线上产生一个弯曲点 (ammonia valley)。在搅拌阶段发生反硝化反应, 因为反硝化反应产生碱度, 使得系统的 pH 值一直升高。当反硝化反应完成, 系统进入厌氧阶段时, pH 值降低, 在 pH 曲线上出现另外一个弯曲点 (nitrate apex)。基于 ORP 和 pH 值的曝气控制系统, 有 2 类控制策略: 基于 ORP 和 pH 绝对值的曝气控制和基于 ORP 和 pH 拐点的曝气控制。

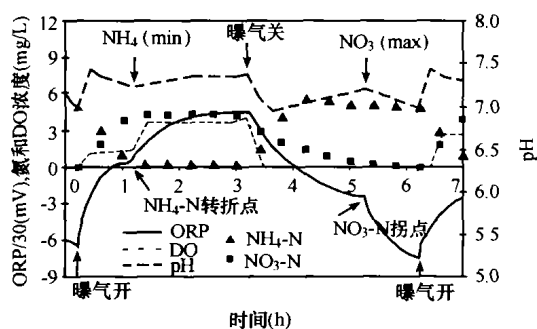


图 1 交替式好氧-缺氧脱氮工艺中 ORP、DO、pH、NH₄-N 和 NO₃-N 变化曲线

Fig. 1 ORP, NH₄-N, DO and pH profiles in alternating aerobic-anoxic biological nitrogen removal process

2.1.1 基于 ORP 和 pH 绝对值的曝气控制

该策略主要基于 ORP 和 pH 值在好氧-缺氧周期性循环中在一定的范围内变化, 因此可以事先设定上下限, 当超过限值时打开或关闭曝气。对于基于 ORP 的控制器, 如果测量的 ORP 值超过上限值

时关闭曝气, 低于下限值时打开曝气, 最优控制是选择的 ORP 上下限值正好处于硝化和反硝化反应恰好完成阶段, 以缩小周期时间, 减小曝气量^[7]。如果上下限值过低或过高, 都会导致硝化或反硝化反应不完全, 延长反应时间, 降低系统的处理能力。

Charpentier 等^[8]在实际污水厂应用了基于上下限值的 ORP 控制策略, 并得到很好的脱氮效果。Bertanza 等^[9,10]考察了把上下限值合并为一个, 控制 ORP 值处于设定值的控制策略, 结果发现应用该策略可实现同步硝化反硝化, 污水厂的实际脱氮效率达到 81% ~ 89%。基于 pH 绝对值的控制器工作方式与上述相同, Al-Ghusain 等^[11]在好氧-缺氧污泥消化工艺中应用 pH 控制器, 可以达到 50% 的脱氮率。

应用绝对值控制策略的主要问题是确定系统的上下限制值或设定值。我们知道, ORP 是对系统总体氧化还原电位的描述, 并不能表示某一电对的氧化还原电位, ORP 值不仅和铂电极有关, 而且和电极的表面特性有关, 因此, ORP 控制器的限值和设定点必须根据电极、系统工艺和运行条件来确定。另外 ORP 测量值还存在漂移的问题, 在短时间内测量值就会有大的漂移, Hao 等^[6]报道 ORP 在 40 h 内就会从 120 mV 漂移到 -50 mV, 所以很有必要在线校正上下限值。而 pH 值控制器则不存在上述问题, 但在好氧-缺氧周期性循环中发生复杂的变化 (图 1), 因此, 选择 pH 上下限值也应具体情况分析。

2.1.2 基于 ORP 和 pH 拐点的曝气控制

该控制策略是基于检测 ORP 曲线上的拐点 (ammonia break point 和 nitrate knee) 或 pH 值曲线上的拐点 (ammonia valley 和 nitrate apex) 设计的。当发现 ammonia break point 和 ammonia valley 拐点时, 停止曝气, 当发现 nitrate knee 和 nitrate apex 拐点时, 打开曝气设备, 这样可以及时准确地确定好氧和缺氧时间以实现充分的硝化和反硝化反应。

Al-Ghusain 等^[11]应用 pH 曲线上的拐点控制小试污泥消化工艺, 基本上可实现氮的全部去除。ORP 曲线上的 ammonia break point 拐点只有在硝化反应末期 DO 大幅度升高的情况下才会出现, 实际应用时很难准确地发现。Sasalo 在研究交替式好氧-缺氧-厌氧生物脱氮除磷工艺时控制曝气时间使得在特定时间内出现 nitrate knee 拐点, 并结合反馈控制器, 曝气时间 = 前一周期的曝气时间 + k^* (设定

的拐点出现时间-实际拐点出现时间), k 代表反馈增益(正的常数)。2 个月的中试研究表明,可以实现 93% 的总氮去除和 90% 的总磷去除^[12]。

实践表明 ORP 和 pH 信号联合起来,可以正确地发现曝气控制中的拐点,以控制曝气时间。Yu 等^[13]同时应用 ORP 和 pH 随时间的变化信号,并结合 ANN 预测器,来确定拐点出现的时间,与固定曝气时间相比,不但提高脱氮的效果,而且大大节省能耗。Hamamoto 等^[14]以在线的 ORP 和 pH 信号,以及 DO 和水位数据,建立了一个模糊控制器,应用模糊控制规则可以准确地推断曝气时间。

基于拐点的控制策略,尽管可以准确地确定硝化和反硝化反应完成的时间,但也有其缺点。对于连续流间歇曝气系统,在出水中会交替地出现氨氮和硝酸盐氮浓度过高,从而导致出水总氮不达标,尤其当进水氮负荷超过系统的承受能力时,更会出现这种问题,所以应在氨氮/硝酸盐氮浓度达到一个低值时(这时硝化或反硝化速率已经很低)改变系统运行状态(从好氧到缺氧或从缺氧到好氧),使系统的硝化和反硝化反应达到很好的平衡。对于 SBR 反应器,在给定的周期时间内,如果实现完全硝化,则会减少系统的反硝化时间,反之会导致出水的硝酸盐氮或氨氮浓度过高。

2.2 基于呼吸计的曝气控制

在过去,呼吸计和基于呼吸计的活性污泥控制已得到深入的研究,并取得大量研究成果,但脱氮工艺中基于呼吸计的曝气控制策略则很少^[15]。

目前,研究者建立了基于氧吸收速率(OUR)曲线上拐点的曝气控制策略,其思想是 OUR 曲线上拐点出现的时间对应于硝化反应的完成,此时应关闭曝气^[16],所以该策略的根本问题是如何有效地发现拐点。硝化反应的拐点不易在 OUR 曲线上发现,而且 OUR 曲线不能反映缺氧阶段的结束时间。对于间歇曝气只在缺氧阶段连续进水的污水厂,Klapwijk 等^[17]建议应用在线呼吸计测定,当 OUR 曲线快速上升时,意味着缺氧反应的完成,这是因为在硝酸盐氮存在时,易于生物降解的 COD 被反硝化异养菌利用,而当硝酸盐氮被完全消耗时,易于生物降解的 COD 会大量积累,所以造成了 OUR 的快速升高。

Brouwer 等^[18]提出了一个很有意义的前馈控制策略用于控制活性污泥厂的好氧区体积。设计一个基于呼吸计的间歇实验来确定污水的成分和污泥的动力学常数,用呼吸计估计进水可硝化的氮以及污

泥的最大硝化速率,则实现完全硝化进水中氨氮的曝气区体积可以根据下式计算:曝气体积 = 进水流速 × 进水可硝化的氮/最大氨氮氧化速率。

和氨氮在线传感器相比,呼吸计用来测量氨氮浓度,提供的信号是离散的并且具有滞后性,滞后时间可达一到几小时,另外,呼吸计不能测量硝酸盐氮浓度。正是由于这些缺点,使得它在生物脱氮污水厂曝气控制中很少应用。然而,呼吸计具有提供污泥动力学常数的优点,有利于控制系统的设计,该方向的研究还需进一步进行。

2.3 基于氨氮和硝酸盐氮测量值的曝气控制

随着氨氮和硝酸盐氮在线传感器的出现,以及传感器在可靠性、准确性和易维护性方面的巨大改进,使得基于氨氮和硝酸盐氮测定值的曝气控制得到大量的研究,并开发了许多控制策略。

2.3.1 控制功能

目前,基于氨氮和硝酸盐氮浓度测定值的曝气控制有 2 种目标控制函数。目标 1:控制氨氮浓度(传感器通常置于反应器的出口处)维持在预先设定的设定值或处于设定的范围之内,其基本思想是控制出水氨氮的浓度在规定的范围内,同时,尽可能小的曝气,这样一方面使反硝化反应进行完全,降低出水硝酸盐氮的浓度,另一方面降低曝气消耗。目标 2:控制曝气使出水总氮的浓度最小。对于该控制目标,硝化和反硝化反应之间应保持一种平衡,因为目标函数的确定或利于硝化反应或利于反硝化反应。在实际应用中,系统中硝化菌的数量受氧化的氨氮的量的影响,而系统中反硝化菌的数量不受去除的硝酸盐氮的量的影响,所以一般先满足系统的硝化反应。如果为了提高硝酸盐氮的去除而提高出水氨氮浓度,则会降低系统的硝化菌数量,相应地降低系统的硝化能力,最终不利于硝酸盐氮的去除。

2.3.2 交替式工艺的曝气控制

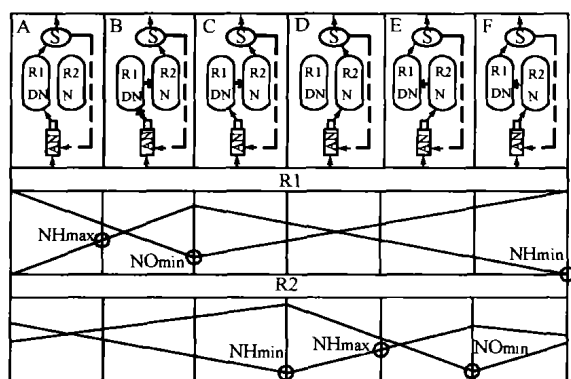
许多研究者以氨氮和硝酸盐氮传感器测量值应用传统的反馈控制对交替式 BioDenipho 或 BioDenitro 工艺的曝气控制进行了研究(两者的主要区别是前者具有脱氮除磷功能而后者只能脱氮)。BioDenipho 是一个复杂的活性污泥脱氮除磷工艺,前端为厌氧反应器,接着其出水通过在 2 个平行的等容曝气池周期性的交替变换进水方向和启闭曝气来实现硝化和反硝化反应。Biodenipho 工艺由 6 个阶段组成(图 2),其曝气控制策略主要有以下几方面:

规则 1:当反应器 R1 中的氨氮浓度达到 NH_{max}

(预先设定的氨上限)时,阶段 A 转换到阶段 B。

规则 2:当反应器 R1 中的硝酸盐氮浓度达到 $\text{NO}_{\min}$ (预先设定的硝酸盐氮下限)时,阶段 B 转换到阶段 C。

规则 3:当反应器 R2 中的氨氮浓度达到 $\text{NH}_{\min}$ (预先设定的氨下限)时,阶段 C 转换到阶段 D。



AN为厌氧 N为硝化 DN为反硝化 S为二沉池

图 2 BioDenipho 工艺,一个周期分为 6 阶段

Fig. 2 BioDenipho process, six phase each one cycle

阶段 D 到阶段 E,阶段 E 到阶段 F 以及阶段 F 到阶段 A 的转换规则同上,很明显,在设计 Bio-denipho 控制策略时,应用了目标 2。为提高系统抗外界冲击能力(如负荷的变化、温度及 pH 的变化等因素),研究者提出了目标函数的概念,其基本思想是在线确定 $\text{NH}_{\min}$ 和 $\text{NO}_{\min}$ 的转换值,并根据反应器内的参数状态动态变化。Potter 对 Biondenipho 工艺的目标函数进行研究,式(6)为其确定的目标函数:

$$\begin{aligned}\text{NO}_{\min} &= \alpha \text{NH}_4\text{-N} + \beta \\ \text{NH}_{\min} &= \gamma \text{NO}_3\text{-N} + \delta\end{aligned}\quad (6)$$

式中:

α, β, δ 和 γ 是设定的参数;

$\text{NH}_4\text{-N}, \text{NO}_3\text{-N}$ 是氨氮和硝酸盐氮浓度测量值。

标准函数的作用可通过下面的例子说明,当反应器 R1 在阶段 B 进入高氮负荷的污水时,较高的 $\text{NO}_{\min}$ 使阶段 B 结束时间缩短,延长了反应器 R1 用以硝化积累的氨氮的时间。

在 BioDenipho 工艺中可以省略一些阶段,这样其相应的阶段时间控制也需变化,Isaacs 等^[19]研究了如何控制 BioDenipho 工艺 4 阶段的反应时间(省去了图 2 中的阶段 C 和 F),此时上述规则 2 和规则 3 应同时应用,这样产生了某种冲突。为了解决该问题,将规则 2 和规则 3 合并为一个规则,即同时满足两者时阶段 B 转换为阶段 D,这意味着首先完成

其功能的反应器要等到另一反应器也完成自己的功能时再转换为下一阶段。Thornberg 等研究了另外 4 阶段^[20](省略了阶段 A 和 D)的 BioDenipho 工艺,在该工艺中,省略规则 1,应用规则 2 和 3。实验表明,系统的出水总氮浓度大大降低,同时也减少了曝气消耗。除了控制好氧/缺氧阶段的反应时间,还可在曝气阶段在线控制 DO 设定值,其典型的控制规则是在线确定动态的 DO 最优设定值(DO 设定值同出水氨氮浓度具有相关性),并应用反馈控制维持系统的 DO 设定值。

2.3.3 前置反硝化工艺的曝气控制

交替式工艺的控制策略已经成功地应用于前置反硝化工艺。Nielsen 等^[21]应用上述好氧区间歇曝气、控制好氧和缺氧阶段时间以及 DO 设定值的控制策略使曝气消耗降低 30%、外碳源节约 100%,同时出水总氮的浓度也有大幅度的降低。

Husmann 等^[22]应用简单的反馈控制策略对分阶段进水生物脱氮污水厂进行了研究,该污水厂由 2 个好氧区和 2 个缺氧区组成,其布置形式为缺氧-好氧-缺氧-好氧。该系统中控制系统的设计应用了目标 1,除在线控制 2 个缺氧区进水比例外,还应用简单的控制规则对好氧区的曝气进行控制。当第 2 个好氧区测量的氨氮浓度小于设定的目标氨氮浓度范围内的下限值(该系统设为 0.8 mg/L)时,好氧区的 DO 值以 0.5 mg/L 为单位,从第 1 个好氧区降低,直到 2 个好氧区的 DO 浓度都降为 0.5 mg/L;当第 2 个好氧区测量的氨氮浓度大于设定的目标氨氮浓度范围内的上限值时(该系统设为 1.3 mg/L),好氧区的 DO 值以 0.5 mg/L 为单位,从第 2 个好氧区上升,直到 2 个好氧区的 DO 浓度都达到 2 mg/L;当测量的氨氮浓度超过规定的极大值(该系统设为 2.0 mg/L)时,系统所有的进水进入第 1 个缺氧区,同时第 2 个缺氧区好氧运行。应用上述 3 条策略对系统进行控制,和没有采取控制策略的平行运行的污水厂(在 2 个好氧区曝气量都维持在 2.5 mg/L,系统的 2/3 的进水量从第 1 个缺氧区进水,剩下的 1/3 从第 2 个缺氧区进入)相比,出水总氮浓度在夏季降低 50%,在冬季降低 33%,同时,可以节约 16% 的曝气量。

2.3.4 基于模型的曝气控制

在过去也有很多研究者进行了基于模型的曝气控制研究,通常是基于氨氮和硝酸盐氮动力学的简化模型。

Hoën 等^[23]应用模型预测控制器(MPC)控制单污泥后置反硝化系统的好氧区体积,通过控制好氧区的体积可以维持出水氨氮浓度处于设定的范围(应用 2.3.1 中目标 1)。MPC 是根据预测的出水氨氮浓度进行控制,而不是通过直接测量的氨氮浓度来控制。应用该策略的优点是可根据进水的条件迅速地采取措施,但前提是预测应相当准确。预测应用的模型通常是由氨氮和硝酸盐氮的动力学形成的半机理性、非线性的模型,所以只能通过简化硝化和反硝化反应的机理模型实现。

Lukasse 等^[24]应用回归水平优化控制(receding horizon optimal control, RHOC)对完全混合活性污泥系统的曝气进行控制设计,通过采用间歇曝气方式将控制问题进行简化,以便在预设的步长内将系统预测的氨氮浓度和硝酸盐氮浓度与系统规定的目标值之间的误差减至最小。预测模型是根据氨氮和硝酸盐氮动力学(忽略其他生物过程,并假设硝化和反硝化反应为零级反应)所建立的线性、半机理性的预测器。中试研究表明,该控制策略并不比其他基于氨氮测量值的传统反馈控制性能优越。Steffens 等^[25]对一些基于模型的控制器进行了模拟研究,主要控制前置反硝化脱氮工艺 2 个好氧区的 DO 设定值,模型控制器包括 LQC(linear quadratic control)、DMC(dynamic matrix control)和 NOC(nonlinear optimal control),并以运行能耗、排污费和工艺性能 3 个标准比较上述 3 个控制器,结果表明上述 3 个控制器可以降低外界干扰对系统的影响,降低运行费用,并且优于传统的 PI 控制器。

3 外碳源投加的优化和控制

由于污水厂的进水负荷变化很大,有时进水负荷相差数十倍,当进水 COD/N 之比过低时,反硝化反应因碳源不足而受到抑制,反硝化速率大大降低,出水硝酸盐氮浓度过高。实践证明,外投碳源可以大大提高反硝化速率,是控制反硝化反应的一种有效策略。

尽管外碳源投加是降低生物脱氮工艺出水总氮的一种重要策略,但碳源的投加应适量,即在保障硝酸盐氮去除的情况下,尽可能低的外碳源投量。投加过多会因为碳源的消耗增加运行费用以及高的污泥产量并增加的耗氧量;投量过低,不能实现出水总氮浓度达到排放标准。

3.1 前置反硝化系统外碳源投加控制

根据选择的控制变量,对于前置反硝化系统外碳源投加有 2 种控制策略:策略 I 是控制出水硝酸盐氮的浓度低于预先设定的限值或处于某一设定值;策略 II 是控制缺氧区末端的硝酸盐氮浓度处于某一个较低的设定值。

策略 I 的研究:其控制思想是当出水硝酸盐氮的测量值超过限定值时向缺氧区外投碳源,并维持缺氧区的 COD/N 之比为一定值来控制碳源的投加速率。该控制属于前馈控制,需测量出水硝酸盐氮的浓度及进水 COD 的浓度。Hoën 等^[23]和 Londong^[26]应用模型和 PID 反馈控制器对该策略进行了研究、评价和仿真模拟。结果发现,尽管应用该策略可以提高硝酸盐氮的去除,但并不能保证较低的碳源投量,因为碳源的投加以出水硝酸盐氮的浓度为依据,并没有考虑碳源的投加是否促进硝酸盐氮的去除,当缺氧区的硝酸盐氮浓度为 0 时投加有机碳源并不能增加反硝化速率。Regan 等^[27]通过实验研究发现,当缺氧区的硝酸盐浓度很低时,投加 1 mg 甲醇只能降低 0.05 ~ 0.1 mg 的出水硝酸盐氮浓度。

策略 II 的研究:本策略是通过控制外碳源的投加以控制缺氧区末端的硝酸盐氮浓度($S_{NO,AN}$)在一个低的设定值。 $S_{NO,AN}$ 控制在一个低值但并不为 0,一方面保证外碳源的有效性,另一方面避免缺氧区的反硝化速率较低。很明显该策略不能控制出水硝酸盐氮的浓度处于一个设定值,它的浓度随进水氮的负荷变化。

上述分析可知,选择 $S_{NO,AN}$ 的设定值(用 $S_{NO,AN,sp}$ 表示)对于碳源投量的确定非常重要,因为反硝化速率与 COD 浓度和硝酸盐氮的浓度有关。如果保持系统的反硝化速率恒定,那么 $S_{NO,AN,sp}$ 的选择过低,则需要较高的 COD 浓度,结果会导致大量的 COD 溢流到好氧区;相反 $S_{NO,AN,sp}$ 选择过高就会降低硝酸盐氮的去除,为满足出水总氮的要求,需要较高的硝化液回流量,使得更多的 COD 溢流到好氧区。Yu 等^[28]对最佳的 $S_{NO,AN,sp}$ 值进行了研究,他应用 IAWQ ASM1 模型,讨论了所需碳源投量和 $S_{NO,AN,sp}$ 的关系,得出 $S_{NO,AN,sp}$ 的最优设定值为 1 mg/L,该设定值并不随着模型参数和进水负荷的变化而变化。他们还通过 ASM1 分析了 $S_{NO,AN}$ 随着碳源投加量的变化关系,结果发现如果提供准确的 $S_{NO,AN}$ 测量值,带有高增益的比例反馈控制器可以很

好地避免振荡,使 $S_{NO,AN}$ 维持在设定值。

考虑到测量硝酸盐氮浓度时存在滞后, Yu 等^[28]设计了另外 2 个控制器,其中一个控制器需测量好氧区硝酸盐氮浓度,提供前馈信息,另一个以进水 COD 和氮负荷作为前馈信息,同时应用非线性反馈增益促进控制的精确性。这 2 个控制器通过模拟研究证实,都可以很好地控制碳源的投量并维持 $S_{NO,AN}$ 处于设定值。Zeghal 等^[29]对 Biostyr® 上向流生物滤池前置反硝化系统建立了一个反馈控制器,分析表明,缺氧区末端的 $S_{NO,AN}$ 的浓度和碳源的投加之间存在一级传递函数的关系,并应用一个 PI 控制器调整碳源投加率以控制 $S_{NO,AN}$ 的值为 1 mg/L。Lindberg 等^[30]建立了基于模型的碳源投加控制器,并控制 $S_{NO,AN}$ 的设定值,控制器所应用的参数采用回归最小二乘法在线估计,除了 $S_{NO,AN}$ 值,还需要测量进水 COD 和回流硝化液中硝酸盐氮的浓度,其中进水 COD 和回流硝化液中硝酸盐氮的浓度作为前馈控制的信息,最后通过中试实验对控制器进行了验证,控制器可以很好地满足系统的要求。

综上所述,策略 2 不能直接控制出水硝酸盐氮的浓度,也就是说不能保证每时每刻出水硝酸盐氮浓度值满足限定值,该问题可通过控制硝化液回流量来解决,即当出水硝酸盐氮浓度超过限定值时,增加内循环回流量。

3.2 交替式 BioDenipho 系统外碳源投加控制

Isaacs 等^[31]研究了控制交替式 BioDenipho 系统外碳源投加的问题, BioDenipho 工艺典型的运行周期如图 2 所示,而 Isaacs 研究了图 2 系统(省去了阶段 C 和 F)在缺氧阶段投加外碳源。其目的当系统从好氧阶段转变为缺氧阶段时去除反应器中所有的硝酸盐氮,提高进水 COD 利用效率。试验通过建立的前馈控制器控制碳源的投加使得在缺氧阶段停止时实现完全的反硝化,并应用模拟和中试对控制器进行了研究。

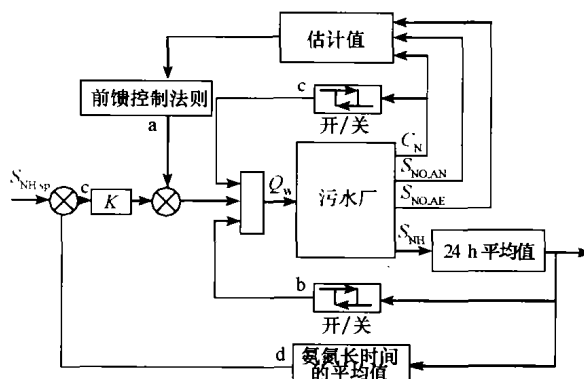
3.3 双污泥后置反硝化系统外碳源投加控制

相比于单污泥前置反硝化系统,双污泥后置反硝化系统的外碳源投加比较简单,因为不受进水 COD 浓度的扰动。一个简单的方法就是应用前馈控制器,保持 COD 和硝酸盐氮浓度之比处于适当的常数值。也可以应用反馈控制以反硝化反应器出水的硝酸盐氮浓度调整碳源投量。Puznava 等^[32]评价了上流式生物滤池反硝化工艺的 3 个控制器:用于控制出水硝酸盐氮浓度处于 2 mg/L 设定值的反

馈控制器;用来控制进水 COD 和硝酸盐氮比值的前馈控制器;二者结合的前馈-反馈控制器,实践证明第 3 种控制器性能最好。

4 SRT 的优化和控制

一般通过对剩余污泥排放量的控制在线优化 SRT。本文建立优化 SRT 控制策略的主要目的是在保证满足系统硝化效果的前提下降低 SRT,因为缩短 SRT 具有如下几方面的优点:(1)降低污水厂反应器内 MLSS 总量,而 MLSS 的量、污水厂的容积大小同 SRT 呈正线性相关关系^[1],因此,可以降低污水厂的体积和相应的工程造价。另外,低 MLSS 浓度意味着进入二沉池的污泥负荷较低,这会提高二沉池的泥水分离的沉淀过程,进一步表明污水厂可以接受更高的水力负荷;(2)降低了内源呼吸速率,减少曝气消耗,降低运行费用;(3)提高污泥的活性,活性微生物的比例随着 SRT 的降低大量升高^[1]。SRT 的控制具有 4 个闭环回路(图 3):



$S_{NO,AN}$:缺氧区末端硝酸盐的浓度; $S_{NO,AE}$:好氧区末端硝酸盐的浓度; S_{NH} :出水氨氮的浓度; $S_{NH,sp}$:氨氮浓度设定值; C_N :污泥的硝化容量; K :反馈控制增益

图 3 SRT 控制系统结构

Fig. 3 Structure of SRT control system

(1)前馈回路 a:根据硝化菌的最大比增长速率($\mu_{A,max}$)计算理论上污泥的排放量,一般来说,应用该回路所排放的污泥量比没有采用时要高,另外, $\mu_{A,max}$ 的值以在线测定的硝酸盐浓度确定。

(2)开/关反馈回路 b:当出水氨氮浓度超过一定值时关闭剩余污泥排放阀。该回路主要避免前馈回路 a 中按理论排放污泥造成的误差,并可对系统进水中出现高氮负荷时快速响应。

(3)开/关反馈回路 c:当系统的硝化能力下降到一定的百分比时,关闭剩余污泥排放阀。该回路

可以避免由于毒性物质的进入以及低进水氨氮负荷造成系统硝化能力的下降。

(4) 外部比例反馈回路 d: 正确纠正内部回路的控制上的错误。通过反馈环应用带有低增益的比例反馈回路控制剩余污泥量的排放。

该控制系统已经通过模拟和中试厂研究进行了评价并应用于氮去除控制单元。然而 SRT 的在线控制不能改变单污泥系统中不同类型污泥的停留时间, 虽然 SRT 可以降低, 但仍然会积累大量的惰性物质。同时需注意, 较短的 SRT 导致较高的污泥产量, 甚至造成硝化菌的流失, 降低污水厂的硝化效果, 使得出水氨氮浓度大大高于国家排放标准, 因此对污水厂 SRT 的在线控制还需进一步研究。

5 结 语

(1) 曝气控制已经证明是优化脱氮效率的重要策略, 和其他类型的传感器相比, 氨氮和硝酸盐氮营养物在线传感器可以直接控制系统中的氨氮和硝酸盐氮浓度。但曝气控制不能改变单污泥生物脱氮系统中只有一部分硝化菌和反硝化菌起作用的事实。

(2) 外碳源投加已经证明是提高生物脱氮系统硝酸盐氮去除的重要手段之一。碳源的投加量需要在线控制, 比较好的控制策略是控制缺氧区末端的硝酸盐氮浓度维持在一个低的设定值。

(3) 通过在线监测硝化反应过程可以降低生物脱氮厂的 SRT, 而降低 SRT 则会降低系统的污泥浓度, 进而可提高污水厂的进水负荷。然而在线 SRT 的控制不能改变单污泥系统中不同类型污泥的停留时间, 仍然会积累大量的惰性物质。同时, 较短的 SRT 导致较高的污泥产量, 甚至造成硝化菌的流失, 使得出水氨氮浓度大大高于国家排放标准。因此, 还需进一步深入研究和应用各种控制策略。

参 考 文 献

- [1] 马勇, 彭永臻, 王淑莹, 等. 以氧化还原电位作为缺氧-好氧法工艺反硝化反应模糊控制的参数. 现代化工, 2004, 24(2): 39 ~ 43
- [2] Olsson G. and Newell B. Wastewater Treatment System: Modeling, Diagnosis and Control. London: IWA Publishing, 1999
- [3] Plisson-Saune S., et al. Real-time control of nitrogen removal using three ORP bengding-points: Signification, control strategy and results. Wat. Sci. Tech., 1996, 33(1): 275 ~ 280
- [4] Wareham D., et al. Real-time control of wastewater treatment systems using ORP. Wat. Sci. Tech., 1993, 28(11 ~ 12): 273 ~ 282
- [5] Demuynck C., et al. NDBEPR process optimization in SBRs: Reduction of external carbon source and oxygen supply. Wat. Sci. Tech., 1994, 30(4): 169 ~ 179
- [6] Hao O., and Huang J. Alternating aerobic-anoxic process for nitrogen removal: Process evaluation. Water Environ. Res., 1996, 68(1): 83 ~ 93
- [7] Zipper T., Fleischmann N., Habert R. Development of a new system for control and optimization of small wastewater plants using oxidation-reduction-potential. Wat. Sci. Tech., 1998, 38(3): 307 ~ 314
- [8] Charpentier J., et al. Oxidation-reduction-potential (ORP) regulation as a way to optimize aeration and C, N and P removal: Experimental basis and various full-scale example. Wat. Sci. Tech., 1989, 21(10): 1209 ~ 1223
- [9] Bertanza G. Simultaneous nitrification-denitrification process in extended aeration plants: Pilot and real scale experiences. Wat. Sci. Tech., 1997, 35(6): 53 ~ 61
- [10] Lo C., et al. Enhanced nutrient removal by oxidation-reduction potential (ORP) controlled aeration in a laboratory scale extended aeration treatment system. Wat. Res., 1994, 28(10): 2087 ~ 2094
- [11] Al-Ghusain I., et al. Using pH as real-time control parameter for wastewater treatment and sludge digestion process. Wat. Sci. Tech., 1994, 30(4): 159 ~ 168
- [12] Sasalo K., et al. Development of 2-reactor intermittent-aeration activated sludge process for simultaneous removal of nitrogen phosphorus. Wat. Sci. Tech., 1996, 36(1 ~ 2): 111 ~ 118
- [13] Yu R., et al. Applying real-time control to enhance the performance of nitrogen removal in the continuous-flow SBR system. Wat. Sci. Tech., 1998, 38(3): 271 ~ 280
- [14] Hamamoto Y., et al. Development of the intermittent cyclic process for simultaneous nitrogen and phosphorus removal. Wat. Sci. Tech., 1997, 37(1): 145 ~ 152
- [15] Soabbers H., et al. Respirometry in Control of the Activated Sludge Process: Principles. London: WA Publishing, 1998
- [16] Olsson G. and Andrews J. F. The dissolved oxygen profile: A valuable tool for control of the activated sludge process. Wat. Res., 1978, 12: 985 ~ 1004
- [17] Klapwijk A., et al. Control of intermittently aerated nitrogen removal plants by detection endpoints of nitrification and denitrification using respirometer only. Wat. Res., 1998, 32(5): 1700 ~ 1703

- [18] Brouwer H. , et al. Feedforward control of nitrification by manipulating the aerobic volume in activated sludge plants. *Wat. Sci. Tech.* , **1998a**, 38(3) : 245 ~ 254
- [19] Isaacs S. and Thornberg D. Rule based control of a periodic activated sludge process. *Wat. Sci. Tech.* , **1998**, 38(3) : 281 ~ 289
- [20] Thornberg D. , et al. Nutrient removal; On-line measurement and control strategies. *Wat. Sci. Tech.* , **1993**, 28(11 ~ 12) : 549 ~ 560
- [21] Nielsen M. and T. Onnerth. Improvement of a recirculating plant by introducing STRA control. *Wat. Sci. Tech.* , **1995**, 31(2) : 171 ~ 180
- [22] Husmann M. , et al. Application of process control for improved nitrogen removal. *Wat. Sci. Tech.* , **1998**, 38(3) : 263 ~ 289
- [23] Hoen K. , et al. Control of nitrogen removal in wastewater treatment plants with predenitrification depending on the actual purification capacity. *Wat. Sci. Tech.* , **1996**, 33(1) : 223 ~ 236
- [24] Lukasse L. , et al. Optimal control of N-removal in ASPs. *Wat. Sci. Tech.* , **1998**, 38(3) : 255 ~ 262
- [25] Steffens M. and Lant P. Multivariable control of nutrient-removing activated sludge system. *Wat. Res.* , **1999**, 33(12) : 2864 ~ 2878
- [26] Londong J. Strategies for optimized nitrate reduction with primary denitrification. *Wat. Sci. Tech.* , **1992**, 26(5 ~ 6) : 1087 ~ 1096
- [27] Regan J. , et al. Full-scale test of methanol addition for enhanced nitrogen removal in a ludzack-ettinger process. *Water. Environ. Res.* , **1998**, 70(3) : 376 ~ 381
- [28] Yu R. , et al. Monitoring and control using on-line ORP on the continuous-flow activated sludge batch reactor system. *Wat. Sci. Tech.* , **1997**, 35(1) : 57 ~ 66
- [29] Zeghal S. and Puznava N. Process control for nutrients removal using lamella sedimentation and floating media filtration. *Wat. Sci. Tech.* , **1998**, 38(3) : 227 ~ 235
- [30] Lindberg C. F. and Carlsson B. Adaptive control of external carbon flow rate in an acitivated sludge process. *Wat. Sci. Tech.* , **1996**, 34(3 ~ 4) : 173 ~ 180
- [31] Isaacs S. and Henze M. Controlled carbon source addition to an alternating nitrification-denitrification wastewater treatment process including biological P removal. *Wat. Res.* , **1995**, 29(1) : 77 ~ 89
- [32] Puznava N. , et al. Simple control strategies of methanol dosing for post-denitrification. *Wat. Sci. Tech.* , **1998**, 38(3) : 291 ~ 297