

A/O 脱氮工艺实时控制对策的试验研究

杜红^{1,2}, 马勇¹, 彭永臻^{3*}, 王宝贞¹

(1. 哈尔滨工业大学市政环境工程学院, 哈尔滨 150090; 2. 深圳水务集团公司, 深圳 518031; 3. 北京工业大学水环境恢复重点实验室, 北京 100022)

摘要:以人工合成废水为研究对象,系统研究了提高 A/O (anoxic/oxic) 工艺氨氮和硝酸氮去除效率的实时控制对策. 氨氮控制的本质是通过控制 DO 设定值和好氧区体积大小使出水氨氮浓度达标排放. 硝酸氮控制的本质在于高效利用缺氧区反硝化潜力,为此建立了以调节内循环回流量或(和)外碳源投加量维持缺氧区末端硝酸氮浓度处于设定值的实时控制对策. 系统控制采用两级结构,高水平监控层用来选择低水平执行层的设定值,而低水平执行层对 DO 值、好氧区体积、内循环回流量和外碳源投加量进行直接控制,试验表明上述控制对策可以显著提高系统脱氮效率,降低出水氨氮和硝酸氮浓度,并最大程度节约运行费用.

关键词: A/O 脱氮工艺;实时控制对策;氨氮控制;硝酸氮控制

中图分类号:X703.1 文献标识码:A 文章编号:0250-3301(2005)04-0100-06

Experiment Study on Real-Time Controlling Rules of A/O Nitrogen Removal Process

DU Hong^{1,2}, MA Yong¹, PENG Yong-zhen², WANG Bao-zhen¹

(1. School of Municipal and Environmental Engineering, Harbin Institute of Technology, Harbin 150090, China; 2. Shenzhen Water Group Co. Ltd., Shenzhen 518031, China; 3. Key Laboratory of Beijing Water Environment Recovery, Beijing University of Technology, Beijing 100022, China)

Abstract: The aim of this work is operational optimization of an A/O process in the lab plant with synthetic waste water for improving nitrogen removal efficiency. Ammonia control aims at maintaining the required concentration of ammonia in the effluent by manipulating the dissolved oxygen (DO) set point and aeration volumes. Nitrate control aims at the optimal use of the denitrification potential at any moment by continuously adjusting the internal recirculation flow or (and) external carbon addition flow in order to maintain a desired nitrate set point in the anoxic zone. The control strategies have been based on a hierarchical structure where a high level or supervisory control selects the set point of the low level or conventional controllers. Results indicated that it was possible to increase nitrogen removal efficiency, improve the effluent water quality, save energy, and reduce operating costs.

Key words: A/O nitrogen removal process; real-time control; ammonia control; nitrate control

优化污水处理工艺运行条件,提高污水处理厂运行管理,可有效提高污水处理效率,降低系统运行费用,是一种可持续发展方法^[1],因此探讨污水处理工艺的实时控制对策具有重要的意义.

1 A/O 脱氮工艺实时控制变量

A/O 工艺是目前生物脱氮最广泛应用的一种工艺,由于有机物去除很容易实现,关键是如何提高系统氮的去除率,降低出水氮的浓度.为了提高脱氮效果,需选择合适的控制变量并建立对应的控制策略,典型的 A/O 工艺有 6 个主要控制变量:曝气量、内循环回流量、剩余污泥排放量、污泥回流量和外碳源投加量,另外在缺氧和好氧区中间设置过渡区(可好氧或缺氧运行),控制缺氧区和好氧区的体积大小,进一步增大系统的运行灵活性^[2-5].曝气量和污泥回流量影响底物的降解速率,对硝化反应具有

直接影响;剩余污泥排放量影响系统的污泥龄,对硝化反应也具有直接的影响;内循环回流量关系到回流到缺氧区硝酸氮浓度大小,进而体现缺氧区反硝化潜力;由于反硝化需要以有机碳源为电子供体,当进水 C/N 比过低时,为提高硝酸氮去除率,需要补充外碳源,所以外碳源投加对反硝化反应有直接影响;过渡区关系到出水氮的存在形式,即影响硝化反应又影响反硝化反应.其中剩余污泥排放量和污泥回流量属于慢时速控制变量,响应较慢,以周计,其它 4 个控制变量属于中时速控制变量,响应较快,以

收稿日期:2004-05-16;修订日期:2005-01-15

基金项目:国家高技术研究发展计划(863)项目(2003 AA60110);北京市科委计划项目(H020620010120);国家自然科学基金重大国际合作项目

作者简介:杜红(1967~),女,博士研究生,主要从事污水生物处理技术的研究.

* 通讯联系人

h.d 计.由于污水排放标准中规定的检测频率为每 8h 一次,取日平均值,因此对中时速控制变量的研究更有意义,为此本文重点考察 4 个中时速控制变量对 A/O 脱氮工艺的影响并确立实时控制对策.

2 材料与方法

2.1 试验装置

试验所用反应器为聚氯乙烯塑料制作,装置如图 1 所示,反应器分为 6 个格室,其中第 1 个格室缺

氧运行,第 2 和第 3 格室作为过渡区,第 4、5 和 6 格室好氧运行,反应器体积为 48 L,二沉池采用竖流式,体积为 20 L.试验的进水、回流污泥和硝化液回流量采用蠕动泵控制,进水流量为 144 L/d,温度由自动控温仪控制在 $20\text{ }^{\circ}\text{C} \pm 1\text{ }^{\circ}\text{C}$,试验过程中控制系统 HRT、SRT 分别为 8 h 和 12 d,MLSS 大约 2 300 mg/L,进水碱度为 400 mg/L,污泥回流比为 0.75,通过调节曝气阀门控制好氧区 DO 浓度,由蠕动泵控制内循环回流量.

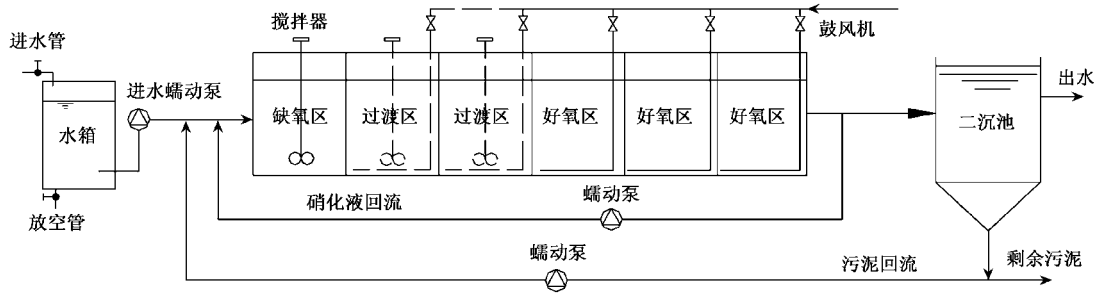


图 1 A/O 脱氮工艺试验模型图

Fig.1 Schematic diagram of A/O nitrogen removal process

2.2 试验用水与测试方法

采用配制淀粉废水为考察对象,通过控制不同的淀粉投量达到所需的 COD 浓度,进水 $\text{BOD}_5/\text{COD}=0.55$,投加 NaHCO_3 控制进水 pH 值为 7.5.人工合成废水配方为(g/L):淀粉(0.2~0.6),氯化铵(0.1~0.30), KH_2PO_4 (0.02~0.033), NaHCO_3 (0.05~0.15), $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (0.09), $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (0.03), $\text{FeSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (0.003).

试验中测定 COD 、 NH_4^+-N 、 NO_3^--N 、 NO_2^--N 、 TN 、pH、总碱度、DO、ORP、MLSS 等采用国家规定的标准方法.所有试验都是系统处于稳定条件下进行的,水样值经过滤后测定.DO 测定采用 WT W-300i 溶解氧在线仪,pH 和 ORP 均采用 HANNA 在线测定仪.

3 结果与分析

3.1 曝气量控制

污水处理厂曝气量控制多采用恒定 DO 控制,即调节曝气量大小维持好氧区 DO 浓度处于事先设定值.为了考察恒定 DO 浓度控制的效果,维持进水 NH_4^+-N 浓度如图 2(a),试验中前 2 个格室缺氧运行,其余格室好氧运行,进水 COD 浓度为 320 mg/L,内循环回流比为 2,通过调节曝气量大小维持好氧区 DO 浓度处于设定值 2.5 mg/L.如图 2(b)

可知,恒定 DO 出水 NH_4^+-N 浓度变化很大,进水 NH_4^+-N 浓度升高时出水 NH_4^+-N 浓度相应增大,当进水 NH_4^+-N 浓度增至 85.7 mg/L 时,出水 NH_4^+-N 浓度为 21.3 mg/L;而当进水 NH_4^+-N 浓度较小时,出水 NH_4^+-N 很低甚至为 0.由于污水处理厂控制的主要目的是在污水达标排放的前提下尽可能节约运行费用,没有必要实现完全硝化,这样节约部分曝气能耗.所以恒定 DO 浓度控制不能保证出水 NH_4^+-N 浓度一直达标,当出水 NH_4^+-N 浓度高时,应提高好氧区 DO 浓度,降低出水 NH_4^+-N 浓度;而当出水 NH_4^+-N 浓度低时,应降低好氧区 DO 浓度.

为了降低出水 NH_4^+-N 浓度的波动,应采取更好地控制对策,实践证明串级控制可快速克服外界扰动,在工业控制过程中得到广泛应用.DO 串级控制也就是以出水 NH_4^+-N 浓度动态调整好氧区 DO 浓度,而以好氧区 DO 浓度动态控制好氧区曝气量,维持出水 NH_4^+-N 浓度处于设定值(本文设定为 4 mg/L).如图 2(c)应用串级控制方法后,DO 浓度随出水 NH_4^+-N 浓度改变,当出水 NH_4^+-N 浓度超过设定值时,增大好氧区 DO 浓度,提高硝化速率,降低出水 NH_4^+-N 浓度,出水 NH_4^+-N 浓度基本上维持在设定值,最大出水 NH_4^+-N 浓度也由恒定 DO 浓度控制的 21.2 mg/L 降低到 9.23 mg/L,出水

$\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度平均值为 4.2 mg/L , 而恒定 DO 浓度控制出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度平均值为 4.91 mg/L , $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 去除率提高了 14.4% . 当出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度较低时, 串级控制可降低好氧区 DO 浓度, 经计算相对于恒定 DO 控制大约节约曝气能耗 9.6% . 图 2(d) 为恒 DO

控制和串级 DO 控制对应的出水 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度, 二者平均值基本相同. 因此 DO 串级控制方法相对于恒定 DO 浓度控制方法, 不仅可以实现出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度达标排放, 而且可节约运行能耗.

3.2 过渡区控制

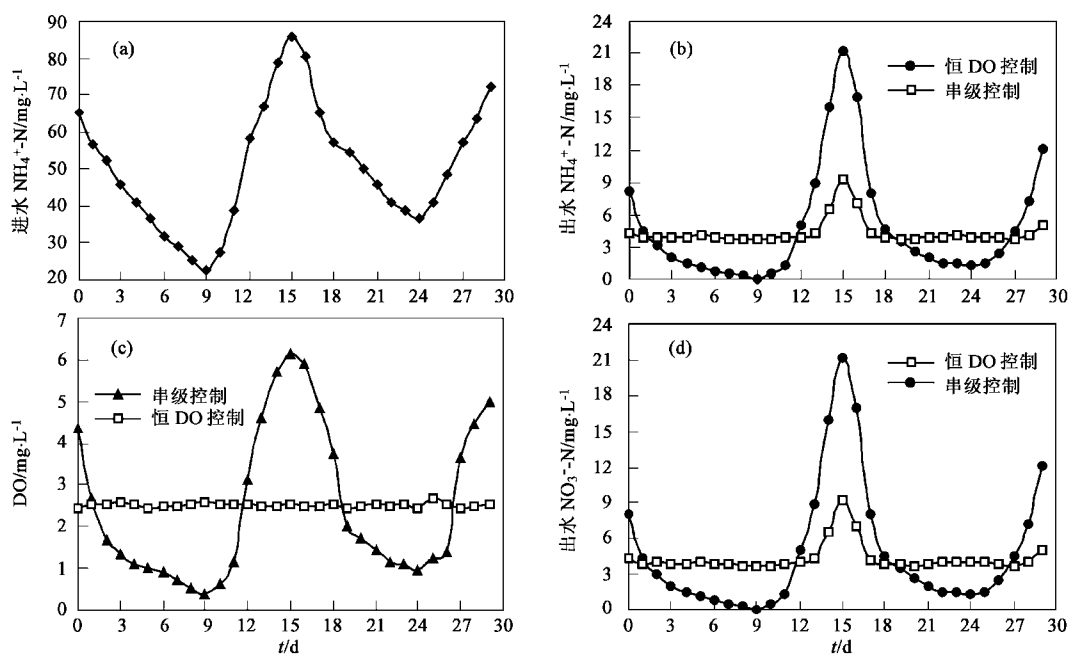


图 2 恒定 DO 浓度控制和 DO 串级控制对策

Fig.2 The comparisons of constant DO and cascade DO control rule

采用串级 DO 控制后, 当进水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度高时, 为了降低出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度, 需充分提高好氧区 DO 浓度, 如图 2(c) 所示好氧区 DO 浓度远远大于 3.5 mg/L . 较高的 DO 浓度意味着较大的曝气量, 另外 DO 浓度越高充氧效率越低, 同时大量 DO 会随内循环进入缺氧区, 不但消耗大量进水碳源, 而且会严重破坏反硝化环境. 虽然 DO 浓度提高到 6.1 mg/L , 但出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度仍然为 9.5 mg/L , 为进一步降低出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度, 需要增大好氧区体积; 当进水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度低时, 为了维持出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度处于设定值, 需降低好氧区 DO 浓度, 如图 2(c) 降低到 0.4 mg/L . 如果不借助于搅拌, 好氧格室污泥将沉淀, 长时间运行在低 DO 浓度会造成污泥丝状菌膨胀. 为此在 DO 串级控制的基础上增加了过渡区控制, 规定好氧区 DO 浓度最大值 (3.5 mg/L) 和最小值 (1 mg/L), 当好氧区 DO 浓度超过最大设定值时, 增大好氧区体积, 增加参与硝化反应的硝化菌数量, 提高系统硝化速率, 降低出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度, 也在一定程度上提高充氧效率, 节约曝气能耗. 当好

氧区 DO 浓度小于最小设定值时, 降低好氧区体积, 一方面减少曝气能耗, 另一方面增大缺氧区体积提高系统反硝化效果. 图 3 为采用过渡区控制后出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度、好氧区 DO 浓度以及好氧区格室数. 通过调节好氧区体积大小, 好氧区 DO 浓度基本维持在最大值和最小值之间, 无论进水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度如何变化, 出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度基本维持在设定值, 平均出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度为 3.97 mg/L , 相对于 DO 串级控制 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 去除率提高了 6% , 运行能耗节约大约 9% , 但出水 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度提高了 5.5% , 为了提高 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 去除率, 需外投碳源.

3.3 内循环回流量控制

控制前 2 个格室缺氧运行, 其余格室好氧运行. 图 4(a) 是维持进水 COD 浓度为 320 mg/L 、氨氮浓度为 50.5 mg/L 、DO 浓度控制在 $2 \sim 3 \text{ mg/L}$ 、污泥回流比为 0.75 时不同内循环回流比对应的出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 、TN 和第 2 格室 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度. 由图 4(a) 可知, 随着内循环回流量的增加, 出水 TN 和 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度逐渐降低, 当内循环回流比增至 1 时,

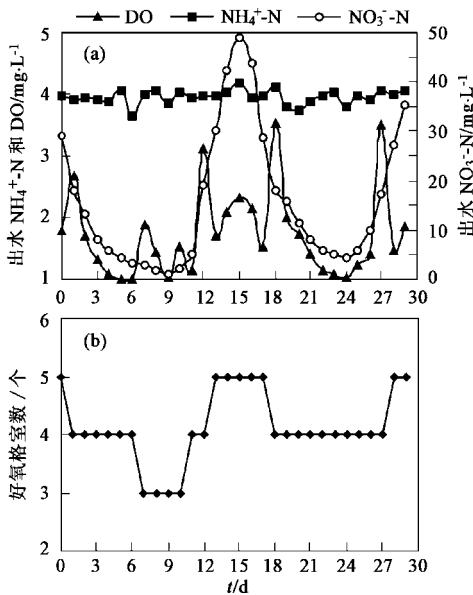


图 3 过渡区控制对策试验结果

Fig.3 The results of aerobic volumes control rule

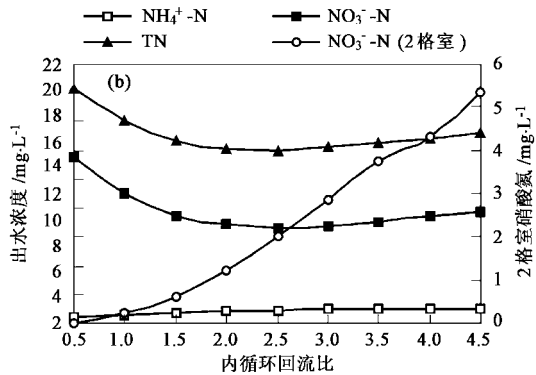
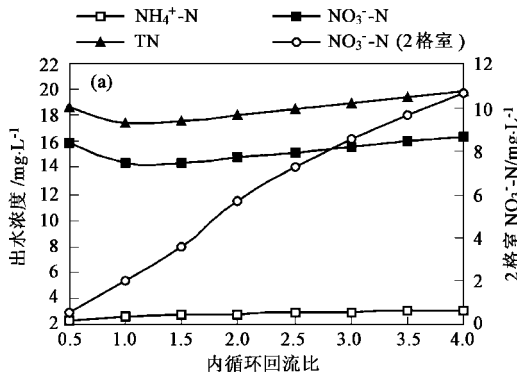


图 4 不同内循环回流比对应的出水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 、TN 以及第 2 格室 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度

Fig.4 Effluent $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 、TN and nitrate concentration in the 2nd zone at different nitrate recirculation ratio

回流量保持缺氧区 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度充足但不过量,本文通过试验获得维持缺氧区 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度为 1.5 ~ 2.5 mg/L 时,可以实现内循环的最优控制.

3.4 外碳源投加控制

当进水碳源不足,为提高 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 去除率,需补充反硝化反应所需电子供体,但应有效控制外碳源投加量.投加过多,会加大外碳源药剂费用.另外,大量有机物不可避免地溢流到好氧区会增加耗氧量以及污泥产量.投加过少则无效果.试验中控制前 2 个格室缺氧运行,其余格室好氧运行,设定内循环回流比为 2.5,好氧区 DO 浓度控制在 2 ~ 3 mg/L ,维持进水 COD 浓度为 320 mg/L ,进水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 为 58 mg/L ,以 COD 浓度为 1 000 mg/L 的乙醇作为外碳源,连续投加到缺氧区第 1 格室.图 5 为不同外碳源

出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 浓度最低,对应的第 2 格室 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度为 2.02 mg/L ,再逐渐增加内循环回流比, $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 去除率反而降低.图 4(b) 中改变进水 COD 浓度为 450 mg/L 、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度为 59 mg/L ,其它运行条件同图 4(a).同样可知随着内循环回流量的增加,出水 TN 和 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度逐渐降低,当内循环回流比增至 2.5 时,出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 浓度相对最低,对应的第 2 格室 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度为 1.92 mg/L ,再逐渐增加内循环回流比,出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 浓度去除率反而增加.随着内循环流量的增加,出水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度略微增加.因此并不是内循环回流量越大 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 去除率越高,它还与进水中有机物的含量、缺氧区体积和反硝化潜力有关,内循环流量低时由于缺氧区 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度不足,反硝化速率低,而内循环高时,虽然缺氧区 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 充足,但进入缺氧区的 DO 量增加,所以需有效控制内循环

投加量对应的出水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 、TN、第 2 格室 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度以及曝气能耗和污泥的增加率.由图 5 可得随着外碳源投量的增加,出水 TN、 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和第 2 格室 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度逐渐降低,曝气能耗和污泥产量逐渐增加,而出水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度略有增加.未投加外碳源时,由于进水 C/N 比低,反硝化不充分,出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 浓度都很高,分别为 20.7 mg/L 和 26.1 mg/L .当外碳源投加量为 11.4 L/d 时,出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 浓度大大降低,分别为 9.9 mg/L 、15.4 mg/L ,相对于未投加外碳源时 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 去除率提高了 52.2%,TN 去除率提高了 42.1%,第 2 格室对应的 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度为 1.02 mg/L ,相对于未投加碳源时曝气量和污泥产量分别增加 3%和 14%.当

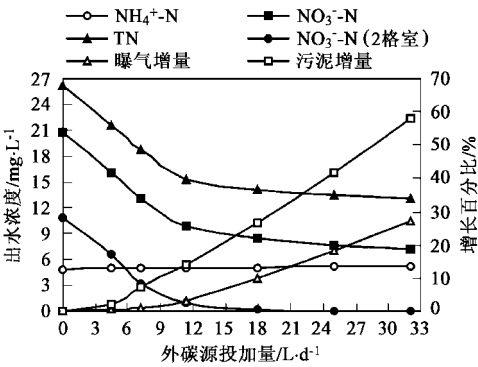


图 5 不同外碳源投加量对应的出水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 、 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 、TN，2 格室 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度以及曝气能耗、污泥增长率

Fig. 5 Effluent $\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_3^-\text{-N}$, TN, nitrate in the second and aeration, sludge increment at different carbon dose flow

外碳源投加量为 32L/d 时,出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 浓度分别为 7.2 mg/L、3.14 mg/L,相对于外碳源投量

为 11.4L/d 时 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 去除率并未提高太多,第 2 格室对应的 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度是 0 mg/L,说明外碳源投加过量,系统的反硝化潜力没有被充分利用,相对于未投加外碳源时曝气量和污泥产量分别增加了 27.2 %和 58 %。以上分析表明控制外碳源投加量维持缺氧区出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度为 1 ~ 1.5 mg/L 时,可以以相对较少的外碳源投加量大大降低出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度,同时污泥产量和耗氧量也增加不多。

当然,为了进一步提高系统 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 和 TN 去除率,需要联合内循环和外碳源 2 个控制变量,以内循环控制出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度,而以外碳源投加量控制缺氧区出水 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 浓度,实现系统出水 TN 浓度的达标排放。

4 控制对策的建立

根据以上分析建立了如图 6 所示的控制方法。

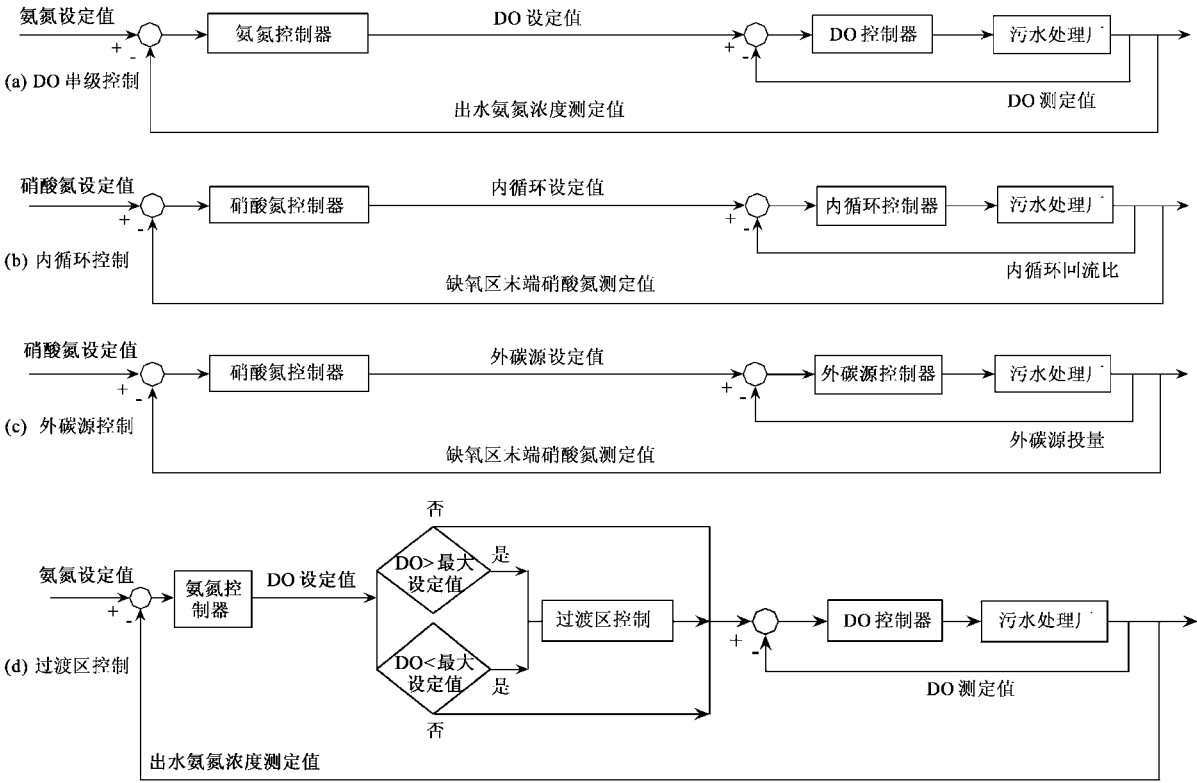


图 6 控制对策

Fig. 6 The comparisons of control rule

4.1 氨氮控制

如图 6(a) 和 (d) 所示, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度的测定在曝气池硝化区末端进行。①实测 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度的大小

反映了系统中硝化的进展情况。由于硝化过程和氧的消耗有一定的关系,根据实测 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度与系统要求的出水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度设定值之间的差,确定

系统中 DO 浓度的设定值,来自动调节曝气设备的阀门,控制供氧强度. ②由实测 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度,对 A/O 工艺中过渡区(可作缺氧区进行反硝化,也可作好氧区进行硝化)做出是曝气还是搅拌的决定.如硝化区 DO 浓度达到最大设定值,但 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度仍不能满足出水要求时,应增加硝化区容积,此时过渡区转化为硝化区;如好氧区 DO 浓度已低到最低值,过渡区应作为反硝化区,尽可能多地进行反硝化和减少曝气量.通过这种控制措施,可根据进水负荷和条件(水温等)的变化自动地改变硝化区和反硝化区的容积比例,以最大限度地满足硝化和反硝化的要求.

4.2 硝酸盐控制

如图 6(b)和(c)所示, $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的测定在缺氧区最后一格进行.由于过渡区的存在,缺氧区或好氧区的范围是在变化的, $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的测定必须自动地转换到相应缺氧区的尾部.根据实测 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度与系统设定 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度(1.5 ~ 2.5 mg/L)调节内循环回流量.如果所测定的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度呈上升趋势,则表明所回流的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 可能由于进水有机基质不足等原因超过系统的反硝化能力,此时应减少内循环硝化液回流量,避免能量浪费,同时减少内循环带入缺氧区的溶解氧量;反之,如 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度下降,则应提高内循环回流量,以最大程度地利用系统的反硝化能力,降低出水 TN 浓度.当进水 C/N 较低时,如果内循环的控制无法有效降低出水氮的浓度,应控制一个合适的内循环流量(或维持出水硝酸盐浓度处于设定值控制内循环回流量),通过实测缺氧区出水 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度与系统设定的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度(1 ~ 1.5 mg/L)之间的差值来自动调节外碳源投加量.

5 结论

本研究以人工合成污水为考察对象,系统研究了 A/O 工艺 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 去除实时控制方法,通过系统分析,重点研究了曝气、过渡区、内循环回流和外碳源投加 4 个中时速控制变量.研究表明,通过 DO 串级控制或(和)过渡区控制可有效控制出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度,实现出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度达标;而通过控制内循环回流量或(和)外碳源投加量可以充分利用缺氧区反硝化潜力,提高系统反硝化效率,降低出水 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度.试验证实采取以上控制对策,可实现污水处理厂 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 和 TN 浓度的达标排放,提高出水水质,降低污水厂运行能耗.

参考文献:

- [1] Ingildsen P, Wendelboe H. Improved nutrient removal using in situ continuous on-line sensors with short response time [J]. Wat. Sci. Tech., 2003, 48(1): 95 ~ 102.
- [2] Serralta J, Ribes J, Seco A, Ferrer J. 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] 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.
- [4] Zhiguo Y, Adrian O, Ingildsen P. Control of nitrate recirculation flow in predenitrification systems [J]. Wat. Sci. Tech., 2002, 45(4-5): 29 ~ 36.
- [5] Zhiguo Y, Bogaert H. Control of external carbon addition to predenitrifying systems [J]. J. Envir. Eng., 1997, 123(11): 1080 ~ 1086.