

污水处理厂强化脱氮过程中碳源投加策略研究

魏楠¹, 赵思东², 孙雁³, 吴毅晖³, 吴光学¹

(1. 清华大学深圳研究生院 深圳市环境微生物利用与安全控制重点实验室, 广东 深圳 518055; 2. 滇池投资股份有限公司, 云南 昆明 650228; 3. 滇池水务股份有限公司, 云南 昆明 650228)

摘要: 针对昆明市某污水处理厂 A²/O 工艺出水总氮提标改造技术需求, 分析比较前置缺氧段投药、后置缺氧段投药和增设后置反硝化滤池投药这 3 种外碳源(甲醇)投加策略。设定出水总氮浓度分别为 10、7、5 和 3 mg/L 四个目标值, 对 3 种碳源投加模式进行了经济评价。在 4 个目标值条件下, 各种碳源投加模式的处理成本均随目标浓度值的降低而升高; 药耗成本占强化脱氮处理成本的 62% ~ 100%, 是主要经济成本贡献者。综合考虑经济成本和改造难易程度, 确定控制内回流比为 200%、将好氧段末端改造为缺氧段并投加碳源进行强化脱氮是最佳改造策略。

关键词: 强化脱氮; 碳源投加; 升级改造; 经济成本

中图分类号: X703 **文献标识码:** C **文章编号:** 1000-4602(2017)01-0071-06

Strategies for Dosing Carbon Source for Enhanced Nitrogen Removal in Wastewater Treatment Plant

WEI Nan¹, ZHAO Si-dong², SUN Yan³, WU Yi-hui³, WU Guang-xue¹

(1. Key Laboratory of Microorganism Application and Risk Control of Shenzhen, Graduate School at Shenzhen, Tsinghua University, Shenzhen 518055, China; 2. Dianchi Investment Co. Ltd., Kunming 650228, China; 3. Dianchi Water Group Co. Ltd., Kunming 650228, China)

Abstract: According to the technical requirements in upgrading a wastewater treatment plant with A²/O process in Kunming, three strategies for adding the carbon source (methanol) into pre-anoxic zone, post-anoxic zone and post-denitrifying biofilter were analyzed and compared. The economic assessment was carried out for the three strategies with the targeting effluent total nitrogen concentration of 10 mg/L, 7 mg/L, 5 mg/L and 3 mg/L, respectively. Under the four targeting concentrations, the treatment costs of the three strategies increased with decreasing the effluent total nitrogen concentration. The cost of chemicals contributed significantly to the total cost, with proportions of 62% to 100%. Integrating the economic cost with the feasibility of construction, using the internal recycling ratio of 200% and converting the later section of the aerobic zone to the anoxic zone with addition of the carbon source were the optimal strategy for enhanced nitrogen removal.

Key words: enhanced nitrogen removal; addition of carbon source; upgrading; economic cost

随着水环境污染问题的日益严峻,污水处理厂排放标准不断提高。我国现行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)中一级 A 标准的总氮浓度限值为 15 mg/L,大部分污水处理厂尤其是重点流域均面临着提标改造的需求,其中重点是反硝化脱氮的提升。传统反硝化过程需要有机碳源作为反硝化菌的能量来源和电子供体,但污水处理厂普遍存在污水中内源碳源不足的问题,缺少足够的碳源进行反硝化^[1],因此需要投加外源碳源实现强化反硝化。

目前强化反硝化的碳源投加模式主要分为前置强化反硝化和后置强化反硝化,工艺主要为活性污泥法和反硝化滤池,其中前置强化反硝化主要将碳源投入缺氧段,后置强化反硝化则主要在二级反应池后增设构筑物投加碳源。强化反硝化工艺可能需要额外的建设和运行费用,如构筑物基建费用、运行电费和药剂费等,相关费用随排放标准的提升而增加^[2~4]。目前国内对污水处理厂强化脱氮提标改造中不同碳源投加模式的研究尚少,因此有必要对污水处理厂不同强化脱氮提标改造模式进行经济评价,并提出合理的强化脱氮策略,以期为污水处理厂实际改造提供参考。笔者以昆明市某污水处理厂为例,针对 A²/O 工艺的不同深度脱氮目标提出了不同的外源碳源投加策略,并对不同策略进行了综合经济评价分析,优选出污水处理厂提标改造技术措施。

1 材料与方法

1.1 污水处理厂概况

昆明市某污水处理厂规划总占地面积为 16.05 hm²,工程实际用地面积为 12.33 hm²,预留远期发展用地为 3.72 hm²,处理规模为 20 × 10⁴ m³/d,二级处理采用 A²/O 工艺,其中厌氧区、缺氧区、好氧区的水力停留时间分别为 2、3、9 h,内回流比为 185%。2013 年污水处理厂的平均进水 BOD₅、COD、SS、TN、TP、NH₃-N 浓度分别为 198.14、334.96、331.30、39.37、6.33、21.85 mg/L,平均出水浓度分别为 1.02、13.39、6.45、13.59、0.22、0.58 mg/L。

1.2 评价目标与方法

该污水处理厂目前出水 TN 浓度在 13 mg/L 左右,已经达到了国家一级 A 排放标准,但由于该污水处理厂出水直接排入滇池外海,未来可能需要进

一步降低出水 TN 浓度。故本研究将该污水处理厂 TN 排放标准设定为 10、7、5 和 3 mg/L 四个目标层次,针对每个目标层次进行经济评价,得出相应的最优改造策略。

经济评价主要包括外源碳源甲醇的消耗成本、水泵的电耗成本以及增设构筑物的基建成本。其中,甲醇按照目前市场价格 2 500 元/t 计算;电耗按照每吨水提升 1 m 需要消耗 18 kJ 能量计算,电费为 0.65 元/(kW·h);增设构筑物基建成本按照 15 年使用期计算。

1.3 投药模式

针对该污水处理厂 A²/O 工艺,提出 3 种外源碳源甲醇的投加模式(见图 1):前置缺氧段投加、后置缺氧段投加和增设后置反硝化滤池投加。前置缺氧段投加即在缺氧池前端投加甲醇并增大 A²/O 工艺的内回流比,后置缺氧段投加即在好氧池后增设缺氧池并投加甲醇或者将好氧池后段改为缺氧池并投加甲醇,增设后置反硝化滤池投加即在二沉池后增设反硝化生物滤池并投加甲醇。

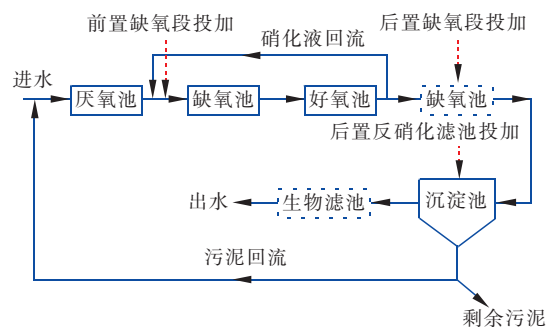


图1 外源碳源投加模式示意

Fig.1 Schematic diagram of strategies for external organic carbon dosing

① 前置缺氧段投药模式

影响前置缺氧段投药模式经济性的主要因素包括甲醇消耗和因增大内回流比而增加的推流泵电耗。

该污水处理厂缺氧池的 DO 浓度为 0.17 mg/L,浓度较低,对反硝化碳源消耗量影响较小。好氧池回流液的 DO 浓度为 3.2 mg/L,当采用较高的回流比时,回流液中的 DO 会明显提高甲醇消耗量。反硝化过程需要有机碳源(甲醇)的投加量公式为:

$$C_m = 2.47\text{NO}_3^- - \text{N} + (1+r) \times \text{DO} \quad (1)$$

其中, C_m 为反硝化过程中需要的甲醇投加量, mg/L; r 为内回流比。

A^2/O 工艺的总氮去除率 f_{DN} 和内回流比之间的关系如下:

$$f_{DN} = r/(1+r) \quad (2)$$

该污水处理厂目前内回流比为 185%, 回流泵运行总功率为 132 kW, 共有 18 台推流泵, 通过开停不同数量的推流泵实现对内回流比的调节。本研究假定内回流比与推流泵开启台数呈线性正相关, 即内回流电耗与内回流比呈线性正相关。

② 后置缺氧段投药模式

影响后置缺氧段投药模式经济性的主要因素包括甲醇消耗、后置缺氧段可能的新增水泵电耗和可能的增设构筑物基建费用。

以式(1)作为计算甲醇消耗量的依据。王淑莹等^[5]在 SBR 工艺中研究以甲醇作为外源碳源的反硝化活性, 得到反硝化速率为 0.04 mg/(gVSS · min), 以该数值作为计算后置缺氧段水力停留时间和所需反应池容的依据。根据该污水处理厂各构筑物高程, 新建构筑物池深设计为 4 m, 根据该数值计算增设缺氧段水泵的电耗。缺氧反应池钢筋混凝土与土方体积比为 1:5, 钢筋混凝土的成本为 300 元/m³, 土方的成本为 40 元/m³。间接成本按照直接成本的 30% 计算, 新建构筑物以 15 年使用年限计, 按照该方法计算新建构筑物的基建成本。

李波^[6]对该污水处理厂二级生化池进行了沿程取样分析, 得出在好氧段末端 120 min 内对污染物已无明显去除作用, 故可将好氧池末端 16 600 m³ 的池容改造为后置缺氧池。因此当强化反硝化所需

缺氧池容积 < 16 600 m³ (水力停留时间 < 120 min) 时, 不需新建构筑物和增加推流泵。

③ 后置反硝化滤池投药模式

影响后置反硝化滤池投药模式经济性的主要因素包括甲醇消耗、反硝化滤池水泵电耗和增设构筑物基建费用。

Wei 等^[7]在该污水厂以甲醇为碳源运行处理规模为 375 ~ 1 500 L/d 的后置反硝化滤池, 得到深度反硝化所需碳氮比为 1.25, 以该数值作为计算甲醇消耗量的依据。根据后置反硝化砂滤中试装置试验数据得到反硝化速率为 0.56 mg/(L · min), 滤料高度为 3 m, 滤料部分的水头损失为 15 kPa/m, 以该数值为依据计算反硝化滤池的水力停留时间、池容以及水泵电耗。反硝化滤池的钢筋混凝土与土方体积比为 1:3, 钢筋混凝土的成本为 300 元/m³, 土方的成本为 40 元/m³。间接成本按照直接成本的 30% 计算, 新建构筑物以 15 年使用年限计, 按照该方法计算新建构筑物的基建成本。

2 结果与讨论

2.1 前置缺氧段投药模式

该污水处理厂好氧池末端 COD 为 30 mg/L, 二沉池出水 COD 为 13 mg/L, 可见好氧池末端 COD 浓度已经处于较低水平, 假定从好氧池回流到缺氧池的回流液中内源碳源基本为不可生物降解部分。前置缺氧段投加碳源模式的经济成本分析如表 1 所示, 10、7、5 和 3 mg/L 四个排放目标下的脱氮成本分别为 0.069、0.110、0.152 和 0.233 元/m³。

表 1 前置缺氧段投加碳源模式的经济成本分析

Tab. 1 Economic cost analysis of pre-denitrification external organic carbon dosing strategies

排放目标/ (mg · L ⁻¹)	需进一步去除的 NO ₃ ⁻ - N/ (mg · L ⁻¹)	甲醇成本/ (元 · m ⁻³)	内回流 比/%	水泵电耗成本/ (元 · m ⁻³)	强化脱氮成本/ (元 · m ⁻³)	药耗占 比/%
10	3.6	0.053	294	0.016	0.069	77
7	6.6	0.085	462	0.025	0.110	77
5	8.6	0.115	687	0.037	0.152	76
3	10.6	0.168	1 212	0.065	0.233	72

由表 1 可知, 随着总氮排放浓度的降低, 脱氮成本升高, 此种投加模式下药耗在处理成本中的占比约为 75%。在脱氮目标由 5 mg/L 到 3 mg/L 阶段, 处理成本显著上升。一是由于需要去除更多的 NO₃⁻ - N, 同时回流比显著提高导致 DO 回流量显著提高, 这两方面都使得甲醇消耗量明显增加; 另外, 随着内回流比显著提高, 推流泵所需电耗也显著上升。

滕荣国等^[8]对江苏某污水厂不同内回流比下脱氮效果的研究认为, 300% 是比较合适的内回流比; 沈静等^[9]研究认为较为合适的内回流比为 400%。结合相关学者的研究, 前置缺氧段投药模式下内回流比不宜超过 400%; 以上分析得到出水总氮目标值为 7 mg/L 时, 所需内回流比大于 400%, 是不经济的。也即当出水总氮目标在 7 mg/L 以下时, 需要考虑其他碳源投加模式。

2.2 后置缺氧段投药模式

针对该污水处理厂,在 4 个脱氮目标下,后置缺氧段的水力停留时间均小于 120 min,因此不需要新建构筑物,也即没有新增构筑物成本和水泵电耗成本。

表 2 后置缺氧段投加碳源模式的经济成本分析

Tab.2 Economic cost analysis of post-denitrification external organic carbon dosing strategies

排放目标/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	需进一步去除的 $\text{NO}_3^- - \text{N}/(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	甲醇成本/ ($\text{元} \cdot \text{m}^{-3}$)	缺氧段停 留时间/min	强化脱氮成本/ ($\text{元} \cdot \text{m}^{-3}$)	药耗占 比/%
10	3.6	0.029	32	0.029	100
7	6.6	0.048	59	0.048	100
5	8.6	0.060	77	0.060	100
3	10.6	0.072	95	0.072	100

黄浩华等^[10]对北京市某污水厂 A^2/O 工艺节能降耗途径的研究认为,将好氧段 3 h 停留时间的部分改为缺氧段,既不会影响硝化效果,又可以提高反硝化效果,从而进一步提高 TN 去除率。在此种投药模式下,由于没有基建费用和新增的水泵电耗,因此强化脱氮成本仅为甲醇的消耗成本。随着总氮排放浓度的降低,脱氮成本逐渐升高,原因是去除更多 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 需要投加更多的甲醇。

本。

后置缺氧段投药模式的经济成本分析如表 2 所示,10、7、5 和 3 mg/L 四个排放目标下的脱氮成本分别为 0.029、0.048、0.060 和 0.072 $\text{元}/\text{m}^3$ 。

2.3 后置反硝化滤池投药模式

后置反硝化滤池投药模式的经济成本分析如表 3 所示,10、7、5 和 3 mg/L 四个排放目标下的脱氮成本分别为 0.047、0.066、0.078 和 0.090 $\text{元}/\text{m}^3$ 。随着总氮排放浓度的降低,脱氮成本升高,此种投加模式下药耗成本占处理成本的 62% ~ 80%。因此,甲醇的消耗是成本上升的主要原因。另外,此种投加模式需要新建污水处理设施。

表 3 后置反硝化滤池投加碳源模式的经济成本分析

Tab.3 Economic cost analysis of post-denitrifying biofilter external organic carbon dosing strategies

排放目标/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	需进一步去除的 $\text{NO}_3^- - \text{N}/(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	甲醇成本/ ($\text{元} \cdot \text{m}^{-3}$)	水泵电耗成本/ ($\text{元} \cdot \text{m}^{-3}$)	停留时 间/min	基建成本/ ($\text{元} \cdot \text{m}^{-3}$)	脱氮成本/ ($\text{元} \cdot \text{m}^{-3}$)	药耗占 比/%
10	3.6	0.029	0.017 3	6	0.000 2	0.047	62
7	6.6	0.048	0.017 3	12	0.000 3	0.066	73
5	8.6	0.060	0.017 3	15	0.000 4	0.078	77
3	10.6	0.072	0.017 3	19	0.000 5	0.090	80

2.4 脱氮目标实现策略分析

三种投药模式在不同脱氮目标下的经济成本比较如图 2 所示。

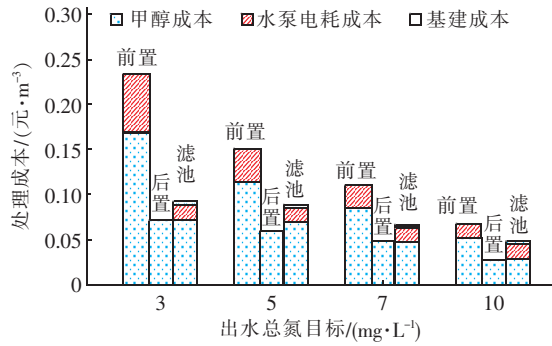


图 2 三种投药模式的经济成本比较

Fig.2 Comparison of economic cost among three external organic carbon dosing strategies

由图 2 可知,三种投药模式的处理成本均随目标出水浓度的降低而升高,当排放目标为 10 mg/L 时,三种模式的处理成本较为接近。当排放目标浓度逐步降低时,后置缺氧段投药和后置反硝化滤池投药模式的成本上升幅度较为接近,前置缺氧段投药模式的成本上升幅度明显高于其他两种模式。这是由于后置缺氧段投药和后置反硝化滤池投药模式下,只有甲醇的药耗成本随目标浓度的降低而增加,电耗成本和基建成本不变;而在前置缺氧段投药模式下,由于内回流比随着脱氮效率的提高而显著增大,导致推流泵功率和回流的 DO 浓度随之大幅上升,使得甲醇投加量和电耗明显上升,从而引起强化脱氮成本显著上升。

从成本分布可以看出,三种运行模式下反硝化药耗为主要投资部分,约占处理成本的 62% ~

100%;而基建成本在处理成本中占比最小,在0.5%以下。另外,后置反硝化滤池投加模式的处理成本高于后置缺氧段投加模式,主要原因是后置反硝化滤池中需新增水泵电耗。

Rocher 等^[4]对污水处理厂后置深度反硝化工艺的经济成本进行评价分析,认为甲醇消耗量随工艺内回流比的增大而减小,水泵电耗随内回流比的增大而增大。因此,有必要将调节内回流比的前置投药模式与后置缺氧段/后置反硝化滤池投药模式结合起来进行组合研究,寻求最优的回流比和甲醇投加模式。不同内回流比条件下,后置缺氧段投药模式和后置反硝化滤池投药模式在不同脱氮目标下的处理成本与工艺关系如图3所示。

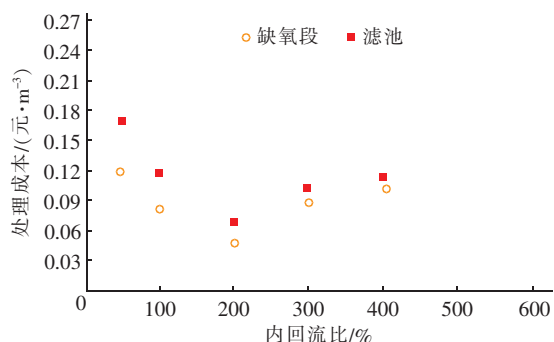


图3 强化脱氮成本与内回流比的关系(TN 排放目标为7 mg/L)

Fig.3 Relationship between cost of enhanced nitrogen removal and internal recycling ratio

当内回流比<200%时,两种后置脱氮模式的处理成本均随内回流比的降低而升高,这是因为内回流比过低会导致二级处理的脱氮效率过低,使后置反硝化阶段的甲醇投加成本上升。当内回流比>200%时,两种后置脱氮模式的处理成本随内回流比的升高而升高,这是由于随着内回流比的增加,尽管二级处理的脱氮效率上升,但随之也带来了水泵功耗上升和回流DO浓度明显上升,使得二级反硝化中需要消耗更多的甲醇,从而引起了强化脱氮总成本的上升。由图3可知,较为合适的内回流比为200%左右,此时在10、7、5和3 mg/L四个排放目标下,后置缺氧段投加模式的处理成本分别为0.027、0.045、0.058和0.070元/m³,后置反硝化滤池投加模式的处理成本分别为0.044、0.063、0.075和0.087元/m³。

从3种投药模式的改造难易程度分析,前置缺氧段投药模式基本不需要对现有处理设施进行改造,后置缺氧段投药模式需要把现有好氧段末端改造为缺氧段,后置反硝化滤池投药模式则需要新建处理构筑物,改造难度逐渐增加。综合考虑3种投药模式的经济性和改造难易程度,在该污水处理厂保证一定回流比的条件下,后置缺氧段投加碳源模式是最理想的强化脱氮升级改造策略。

3 结论与建议

① 在出水总氮浓度分别为10、7、5和3 mg/L四个目标下,前置缺氧段投药、后置缺氧段投药和后置反硝化滤池投药这3种模式的处理成本均随目标浓度的降低而升高。其中,前置缺氧段投药模式的强化脱氮处理成本分别为0.069、0.110、0.152和0.233元/m³,后置缺氧段投药模式的成本分别为0.029、0.048、0.060和0.072元/m³,后置反硝化滤池投药模式的成本分别为0.047、0.066、0.078和0.090元/m³。综合考虑经济性和改造难易程度,后置缺氧段投药模式是最佳强化脱氮升级改造策略。

② 3种投药模式下,药耗成本占强化脱氮处理成本的62%~100%,是主要的处理成本贡献者。

③ 通过分析内回流比与后置反硝化处理成本的关系,得出最佳内回流比为200%。

参考文献:

- [1] 刘智晓, Sille Bendix Larsen, Gert Petersen, 等. 污泥作为污水厂内碳源的水解特性及工艺选择[J]. 中国给水排水, 2011, 27(22): 30-35.
- [2] Friedler E, Pisanty E. Effects of design flow and treatment level on construction and operation costs of municipal wastewater treatment plants and their implications on policy making[J]. Water Res, 2006, 40(20): 3751-3758.
- [3] 刘秀红, 甘一萍, 杨庆, 等. 碳源对反硝化生物滤池系统运行及微生物种群影响[J]. 水处理技术, 2013, 39(11): 36-40.
- [4] Rocher V, Paffoni C, Goncalves A, et al. Municipal wastewater treatment by biofiltration: comparisons of various treatment layouts. Part 2: assessment of the operating costs in optimal conditions[J]. Water Sci Technol, 2012, 65(9): 1713-1719.
- [5] 王淑莹, 殷芳芳, 侯红勋, 等. 以甲醇作为外碳源的生

(下转第79页)