

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2025.05.002

改良型多点进水多级A/O系统运行模式的优化

王博文^{1,2}, 马华继^{1,2}, 潘辉³, 汪艳宁^{1,2}, 张世泽^{1,2}, 苑宏英^{1,2},
穆荣^{1,2}, 张然^{1,2}

(1. 天津城建大学环境与市政工程学院 天津市水质科学与技术重点实验室, 天津 300384;
2. 天津城建大学 环境与市政市级实验教学示范中心, 天津 300384; 3. 河北建材职业技术学
院 建筑工程系, 河北 秦皇岛 066000)

摘要: 通过建立改良型多点进水多级A/O小试系统,以模拟生活污水为处理对象,先后采取3段模式和2段模式进行连续运行,研究了不同模式下系统的工艺性能、活性污泥沉降性能和生物活性,以及优化模式下系统的物料平衡。结果表明,在2段模式下系统出水水质满足国家一级A排放标准;系统对总氮和总磷的去除率分别为82.80%和92.98%,均高于3段模式。系统内活性污泥的沉降性能良好,SV和SVI的平均值分别为36.80%和80.74 mL/g,不会发生污泥膨胀;而在3段模式下运行则容易发生丝状污泥膨胀,导致运行失败。2段模式下的污泥活性高于3段模式,比释磷速率、比反硝化速率、比硝化速率和比摄磷速率分别为0.77、3.99、1.12和0.21 mg/(g·h),分别是3段模式下对应污泥活性的1.33、4.56、1.30和1.90倍。2段运行模式更适合改良型多点进水多级A/O系统。2段模式下,系统的COD、N和P物料平衡率分别为93.81%、97.79%和83.77%;系统脱氮所消耗的碳源为5.25 g/g,第一段和第二段脱氮所消耗的碳源分别为4.12和6.65 g/g;厌氧释磷所消耗的碳源为11.29 g/g。

关键词: 多点进水多级A/O工艺; 脱氮除磷; 沉降性能; 生物活性; 物料平衡

中图分类号: TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2025)05-0008-10

Optimization of Operation Mode of Modified Step Feed-Multistage A/O System for Sewage Treatment

WANG Bo-wen^{1,2}, MA Hua-ji^{1,2}, PAN Hui³, WANG Yan-ning^{1,2}, ZHANG Shi-ze^{1,2},
YUAN Hong-ying^{1,2}, MU Rong^{1,2}, ZHANG Ran^{1,2}

(1. Tianjin Key Laboratory of Aquatic Science and Technology, School of Environmental and Municipal Engineering, Tianjin Chengjian University, Tianjin 300384, China; 2. Municipal Experimental Teaching Demonstration Center of Environmental and Municipal Engineering, Tianjin Chengjian University, Tianjin 300384, China; 3. Department of Architecture and Civil Engineering, Hebei Construction Material Vocational and Technical College, Qinhuangdao 066000, China)

基金项目: 国家重点研发计划“政府间国际创新合作”重点专项(2019YFE0122400); 天津市科技计划项目(23YDT-PJC00900); 天津城建大学校企合作项目(KHX2020-5); 天津城建大学大学生创新训练计划项目(2024107982072)

通信作者: 马华继 E-mail: mahjh510@163.com

Abstract: The bench-scale modified step feed-multistage A/O system was set up to treat synthetic sewage. It was operated successively with three-stage mode and two-stage mode. The process performance, settleability and bioactivity of activated sludge, and mass balance of process system under optimized operation mode were investigated. The results showed that the effluent water quality under two-stage mode could stably met the requirements of class I-A in GB 18918-2002. The removal efficiencies of TN and TP under two-stage mode were 82.80% and 92.98%, respectively. They were both higher than those under three-stage mode. The settleability of activated sludge was desirable. The average sludge settling volume (SV) and sludge volume index (SVI) were 36.80% and 80.74 mL/g, respectively. There was no filamentous bulking. While the filamentous bulking arose easily under three-stage mode, which could result in the operation failure. The bioactivity of activated sludge under two-stage mode was higher than that under three-stage mode. The specific phosphorus release rate, specific denitrification rate, specific nitrification rate, and specific phosphorus uptake rate were 0.77 mg/(g·h), 3.99 mg/(g·h), 1.12 mg/(g·h), and 0.21 mg/(g·h), respectively. They were 1.33 times, 4.56 times, 1.30 times, and 1.90 times of those under three-stage mode. Compared with three-stage mode, the two-stage mode was desirable for the modified step feed-multistage A/O system. The balances of COD, nitrogen and phosphorus were 93.81%, 97.79% and 83.77%, respectively. The carbon sources consumed for nitrogen removal was 5.25 g/g, and it was 4.12 g/g for the first stage and 6.65 g/g for the second stage. The carbon sources consumed for phosphorus removal was 11.29 g/g.

Key words: step feed-multistage A/O process; nitrogen and phosphorus removal; settleability; bioactivity; mass balance

多点进水多级A/O工艺是应用较多的脱氮除磷工艺之一,其由多段缺氧/好氧反应器串联而成,污水按一定比例分别进入各段缺氧池以利用污水中碳源进行反硝化脱氮。为了增强除磷效果,在其首端增设预缺氧池与厌氧池,这样就形成了改良型多点进水多级A/O工艺。由于多点进水多级A/O工艺具有污泥浓度高、所需池容小、建设投资省、能有效利用污水中碳源以及不需大量的硝化液回流等优点,因而得到广泛关注和应^[1-3]。目前,该工艺已经在天津市的张贵庄污水处理厂^[4]、津沽污水处理厂^[5]、咸阳路污水处理厂迁建厂^[6]、西安市邓家村污水处理厂^[7]、石家庄桥西污水处理厂^[8]等进行实际应用。2024年8月,纪庄子污水处理工艺(多级AO+高效沉淀+深床过滤+臭氧氧化)被列为首批命名的中国自主创新污水处理四大组合工艺之一。

在多点进水多级A/O系统中,各段进水流量决定了其缺氧池碳源的多寡,因而会对系统的氮、磷去除效果产生影响。因此,许多研究主要关注进水流量分配比对系统处理效果的影响^[9-12]。然而进水点数量与分段数量有关,因而分段数也会对各进水

点的进水流量分配比产生影响,并影响到整个系统的工艺性能。多点进水多级A/O系统的分段数一般为2~5^[13-15],每段的缺氧池和增设的预缺氧区与厌氧区均设置进水点。但是,分段数越多,系统越复杂,其建设成本升高且运行控制难度增大。而且分段数增多还会导致各段的缺氧区水力停留时间(HRT)变短,其内的缺氧环境因受到前一段好氧区出流混合液DO的影响而变差,最终会降低脱氮效率^[16-17]。目前,分段数量对多点进水多级A/O工艺的除污效果、污泥沉降性能与生物活性的影响仍需进一步深入研究。

为此,建立了改良型多点进水多级A/O小试系统,并以模拟生活污水为处理对象,先后以3段模式和2段模式进行连续运行,考察了两种模式下系统的工艺性能、污泥沉降性能和生物活性,并对优化模式下的物料进行衡算,以期为该工艺的设计和运行提供参考。

1 材料与方法

1.1 接种污泥和模拟污水

接种活性污泥取自天津市某市政污水处理厂

回流污泥管渠,呈黄褐色,含水率为99.0%,污泥沉降比(SV)为87%,污泥容积指数(SVI)为87 mL/g, pH为6.95。

模拟污水以葡萄糖和乙酸钠为碳源、氯化铵为氮源、磷酸二氢钾和磷酸氢二钠为磷源,按照COD、TN、TP为400、40、5 mg/L配制。常量组分含量如下: $C_6H_{12}O_6$ 为187.50 mg/L, $CH_3COONa \cdot 3H_2O$ 为425.00 mg/L, NH_4Cl 为152.83 mg/L, KH_2PO_4 为10.98 mg/L, $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$ 为23.88 mg/L。微量组分含量如下: $CaCl_2$ 为20 mg/L, $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ 为50 mg/L, EDTA 为50 mg/L, H_3BO_3 为0.15 mg/L, KI 为0.03 mg/L, MoO_3 为0.7 mg/L, $MnSO_4 \cdot H_2O$ 为3.66 mg/L, $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ 为0.3 mg/L, $ZnSO_4 \cdot 7H_2O$ 为0.12 mg/L, $CuSO_4 \cdot 5H_2O$ 为0.03 mg/L, $CoCl_2 \cdot 6H_2O$ 为0.15 mg/L, $Ni(NO_3)_2$ 为0.09 mg/L。上述试剂均为分析纯。

1.2 试验装置

改良型多点进水多级A/O小试装置的处理规模为10 L/d,由进水箱、进水蠕动泵、主反应器、污泥回流泵及空气泵组成(见图1)。主反应器由有机玻璃制成,分隔为预缺氧区8、厌氧/缺氧区9、厌氧/好氧区10、厌氧/缺氧区11、好氧区12、缺氧区13、好氧区14和沉淀区15。在预缺氧区8、厌氧/缺氧区9、厌氧/好氧区10、厌氧/缺氧区11、缺氧区13均设置搅拌器。在厌氧/好氧区10、好氧区12、好氧区14设置曝气头,曝气头与空气泵用空气管连接。沉淀区的上部设出水管,底部设污泥排出管。污泥排出管与剩余污泥排放管和污泥回流管相连。设置污泥回流蠕动泵将污泥回流至预缺氧区。

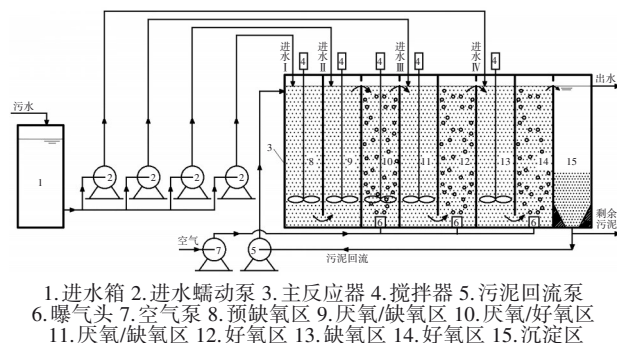


图1 改良型多点进水多级A/O小试系统示意

Fig.1 Schematic diagram of bench-scale modified step feed-multistage A/O system

主反应器有效容积为4.91 L,长×宽×高为220

mm×100 mm×500 mm,超高取50 mm,各分隔区的尺寸和主要设计参数如表1所示。主反应器四个侧面之外和底部之下设有厚度为50 mm的恒温水浴层。

表1 主反应器各分隔区尺寸及参数

Tab.1 Dimensions and parameters of various zone of main reactor

| 项目 | 尺寸/(mm×mm×mm) | 有效容积/L | HRT/h | 备注 |
|----------|---------------|--------|-------|---------|
| 预缺氧区8 | 40×40×200 | 0.32 | 6.22 | 设进水点I |
| 厌氧/缺氧区9 | 40×40×200 | 0.32 | 1.83 | 设进水点II |
| 厌氧/好氧区10 | 50×40×400 | 0.80 | 4.57 | |
| 厌氧/缺氧区11 | 65×40×400 | 1.04 | 3.37 | 设进水点III |
| 好氧区12 | 45×45×400 | 0.81 | 2.62 | |
| 缺氧区13 | 50×45×400 | 0.90 | 2.16 | 设进水点IV |
| 好氧区14 | 45×40×400 | 0.72 | 1.73 | |
| 沉淀区15 | 55×45×400 | 0.72 | — | |

1.3 试验装置启动和运行

将接种污泥曝气30 min,再静置沉淀30 min,并用筛子滤去沉淀后活性污泥中的杂物。取3 200 mL滤后污泥倒入主反应器,启动进水蠕动泵将模拟污水注入主反应器至正常水位。开启搅拌机搅拌,启动空气泵进行曝气,调整空气量确保曝气区溶解氧(DO)不低于2.0 mg/L。保持各进水蠕动泵连续运行,使系统连续进水和出水,系统处理水量为10 L/d,平均HRT为11.78 h。启动污泥回流泵,控制污泥回流比为50%。以恒温水浴调节主反应器中水温为(22±3)℃。每天排放剩余污泥,控制泥龄为24.55 d。第一阶段按3段模式运行,之后调整为2段模式运行。3段模式和2段模式下主反应器运行工况如表2所示。定期采集进水和系统出水,检测pH、COD、TN、氨氮和TP等水质指标。采集主反应器末段好氧区活性污泥混合液,检测SV、MLSS、SVI和生物相。3段模式和2段模式运行稳定后,分别采集末段好氧区活性污泥检测摄磷活性及硝化活性,采集预缺氧区活性污泥检测反硝化活性,采集首段厌氧区活性污泥检测厌氧释磷活性。

当SVI超过150 mL/g且镜检确定丝状菌已过度生长时,进入丝状膨胀控制操作:将进水COD浓度下调为300 mg/L,同时对预缺氧区和厌氧区的活性污泥进行超声处理,超声设备及处理方法与课题组前期工作相同^[18]。控制丝状膨胀操作期间,每日镜检观察活性污泥中丝状菌情况,并定期检测SVI值,如果SVI<150 mL/g,或镜检发现丝状菌丰度降低至

正常状态,则停止超声处理并恢复进水COD浓度,转入正常运行。

表2 主反应器各分隔区运行工况

Tab.2 Operating conditions of various zone of main reactor

| 项目 | 3段模式 | | | | 2段模式 | | | |
|----------|------|----|----|---------|------|----|----|---------|
| | 搅拌器 | 曝气 | 环境 | 进水流量比/% | 搅拌器 | 曝气 | 环境 | 进水流量比/% |
| 预缺氧区8 | 开 | — | 缺氧 | 12.36 | 开 | — | 缺氧 | 12.36 |
| 厌氧/缺氧区9 | 开 | — | 厌氧 | 29.64 | 开 | — | 厌氧 | 61.82 |
| 厌氧/好氧区10 | 关 | 开 | 好氧 | — | 开 | 关 | 厌氧 | — |
| 厌氧/缺氧区11 | 开 | — | 缺氧 | 32.18 | 开 | — | 厌氧 | 0 |
| 好氧区12 | — | 开 | 好氧 | — | — | 开 | 好氧 | — |
| 缺氧区13 | 开 | — | 缺氧 | 25.82 | 开 | — | 缺氧 | 25.82 |
| 好氧区14 | — | 开 | 好氧 | — | — | 开 | 好氧 | — |

1.4 活性污泥生物活性测试

1.4.1 厌氧释磷活性测试

测试用水不含 KH_2PO_4 和 $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$,其他组分与1.1节的模拟污水相同。取9个150 mL碘量瓶,分别加入60 mL测试用水和0.3 g无水亚硫酸钠,再分别加入60 mL沉淀后的系统首段厌氧区活性污泥并混匀。将碘量瓶放入恒温摇床中进行释磷(温度为25℃,转速为100 r/min),每隔一定时间后取出一个碘量瓶,将其混合液在5 000 r/min下离心5 min,取上清液测定磷酸盐浓度,通过计算得到污泥的厌氧释磷活性。

1.4.2 反硝化活性测试

测试用水用硝酸钾替代氯化铵使得 NO_3^- -N浓度为50 mg/L,其他组分与1.1节的模拟污水相同。取9个150 mL碘量瓶,分别加入60 mL测试用水和0.3 g无水亚硫酸钠,再分别加入60 mL沉淀后的系统首段缺氧区活性污泥并混匀。将碘量瓶放入恒温摇床中进行反硝化脱氮(摇床温度为25℃,转速为100 r/min),每隔一定时间取出一个碘量瓶,将其混合液在5 000 r/min下离心5 min,取上清液测定 NO_3^- -N浓度,通过计算得到污泥的反硝化活性。

1.4.3 摄磷活性测试

测试用水中增加 KH_2PO_4 和 $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ 投加量(二者比例不变)使得磷酸盐浓度为20 mg/L,其他组分与1.1节的模拟污水相同。取10个250 mL锥形瓶,分别加入60 mL测试用水,再分别加入60

mL沉淀后的系统末段好氧区活性污泥并混匀。将锥形瓶放入恒温摇床中进行好氧摄磷(摇床温度为25℃,转速为150 r/min),每隔一定时间取出一个锥形瓶,将其混合液在5 000 r/min下离心5 min,取上清液测定磷酸盐浓度,通过计算得到污泥的摄磷活性。

1.4.4 硝化活性测试

测试用水中增加氯化铵投加量使得氨氮浓度为50 mg/L,其他组分与1.1节的模拟污水相同。取10个250 mL锥形瓶,分别加入60 mL测试用水,再分别加入60 mL沉淀后的系统末段好氧区活性污泥并混匀。将锥形瓶放入恒温摇床中进行好氧硝化(摇床温度为25℃,转速150 r/min),每隔一定时间取出一个锥形瓶,将其混合液在5 000 r/min下离心5 min,取上清液测定氨氮浓度,通过计算得到污泥的硝化活性。

1.5 分析项目及方法

COD、TN、硝态氮、亚硝态氮、氨氮、TP、MLSS、SV和SVI按照《水和废水监测分析方法》(第4版)进行测定,pH采用pH计测定,DO采用哈希HQ30d溶解氧仪测定。采用COD、TN、氨氮和TP去除率表征对污染物的去除效果;采用比释磷速率、比摄磷速率、比硝化速率和比反硝化速率反映污泥活性;采用排出与进入系统的某种污染物总量之比表示物料平衡率。

2 结果与讨论

2.1 系统的工艺性能

对于多级A/O系统而言,段数对处理效果有重要影响,且对不同指标去除的影响呈现出差异性。就有机物的去除而言,3段和2段模式下的去除效果都较好,出水COD浓度均低于50 mg/L,能满足一级A标准要求。3段模式下稳定运行期间(10~28 d)进水和出水COD平均浓度分别为398.98和18.70 mg/L,平均去除率为95.31%;2段模式下稳定运行期间(56~68 d)进水和出水COD平均浓度分别为398.77和35.02 mg/L,平均去除率为91.22%。可见,2段模式下出水COD浓度略高于3段模式,但仍能满足排放标准要求。

在两种运行模式下系统出水氨氮浓度均低于5 mg/L,能满足一级A标准要求。其中,3段模式下稳定运行期间(10~28 d)进出水 NH_4^+ -N平均浓度分

别为 38.83 和 0.26 mg/L, 平均去除率为 99.32%; 2 段模式下稳定运行期间 (56~68 d) 进出水氨氮浓度分别为 39.01 和 1.00 mg/L, 平均去除率为 97.43%。在运行期间发现好氧区 DO 浓度波动对氨氮去除有重要影响, 当 $DO < 2.0$ mg/L 时出水氨氮浓度会迅速升高。因此, 需要控制好氧区溶解氧浓度。

两种模式下对 TN 的去除效果如图 2(a) 所示。3 段和 2 段模式下系统出水 TN 浓度均低于 15 mg/L, 满足一级 A 标准要求。3 段模式下稳定运行期间 (10~28 d) 进出水 TN 平均浓度分别为 39.89 和 11.22 mg/L, 平均去除率为 71.87%; 而在 2 段模式下稳定运行期间 (56~68 d) 进出水 TN 浓度分别为 40.07 和 6.89 mg/L, 平均去除率为 82.80%。可见, 2 段模式的去除效果优于 3 段模式。

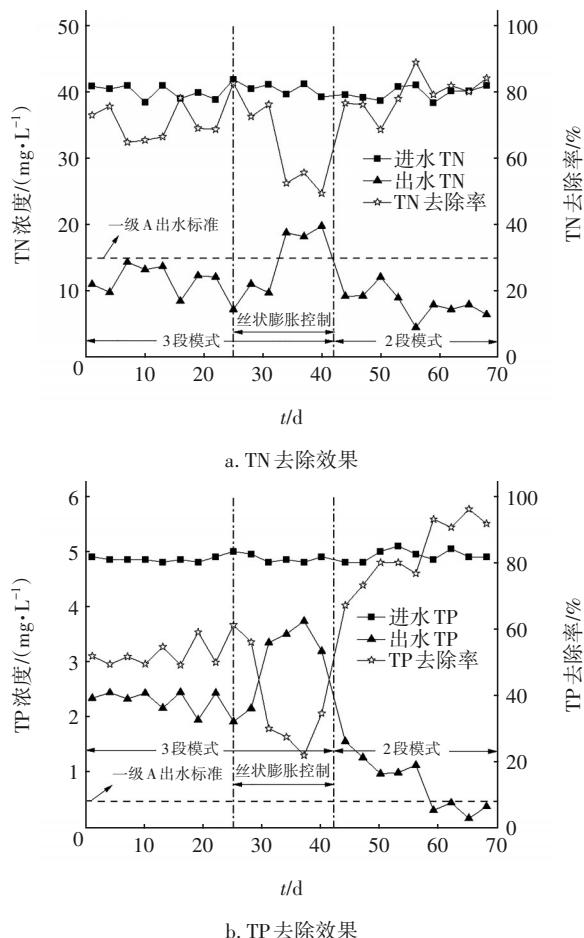


图2 不同运行模式下系统对TN和TP的去除效果

Fig.2 Removal efficiency of TN and TP under three-stage and two-stage mode

由图 2(b) 可知, 3 段模式下系统对 TP 的去除效果较差, 出水 TP 浓度在 1.94~2.47 mg/L 之间, 不能

满足一级 A 标准。在调整为 2 段模式运行后, 原 3 段模式下的第一级好氧区停止曝气并开启搅拌, 处理环境由好氧转变为厌氧, 使得系统厌氧环境更加稳定, 出水总磷浓度逐步下降, 稳定运行后进出水 TP 平均浓度分别为 4.94、0.35 mg/L, 平均去除率为 92.98%, 能满足一级 A 标准要求。

综上所述, 2 段模式对氮、磷的去除效果优于 3 段模式。这可能是由于 3 段模式下, 缺氧与好氧环境交替变化次数更多, 这种环境交替变化会导致污泥中微生物的分解代谢与合成代谢之间的能量传递发生解偶联和细胞衰减等现象^[19-22], 使得活性污泥中微生物生长和繁殖代谢的总体活性与速率降低, 而且部分不适应环境交替变化的微生物会被逐步淘汰减少, 系统剩余污泥产率降低^[23-24]。研究中 3 段模式下污泥产率 (去除单位 COD 的 MLSS 产量) 系数为 0.148 kg/kg, 低于 2 段模式的 0.205 kg/kg, 也与上述文献报道相符。此外, 3 段模式下系统的好氧区数量比 2 段模式多 1 个, 好氧区混合液中 DO 顺流进入后续缺氧池, 其不仅影响缺氧环境, 而且进入缺氧池的易降解有机物会被消耗, 进而影响后段缺氧池中微生物发挥作用^[25]。而在 2 段模式下, 系统的第一个好氧区由曝气改为搅拌运行, 其环境由好氧转为缺氧和厌氧, 后续缺氧池环境转为厌氧, 促进了活性污泥微生物的代谢和生长。2 段模式下系统污泥浓度由 3 段模式的 2.73 g/L 升至 4.58 g/L, 这降低了污泥负荷, 进一步稳定了系统运行和改善了处理效果。因此, 改良型多点进水多级 A/O 系统宜采用 2 段模式运行。

2.2 污泥浓度及其沉降性能

不同模式下系统连续运行期间污泥浓度及其沉降性能的变化如图 3 所示。在 3 段模式的运行稳定阶段 (10~28 d), 末段好氧区 MLSS 在 2.49~3.14 g/L 之间, 镜检发现有部分丝状菌存在。然而污泥沉降性能不断变差, 在第 10 天时 SV 和 SVI 值分别为 29.00% 和 116.47 mL/g, 在第 25 天则上升至 50.00% 和 179.21 mL/g, 污泥处于微膨胀状态, 镜检发现活性污泥菌胶团外部存在较多丝状菌菌丝。有研究表明, 好氧区污泥混合液中 DO 流入缺氧区, 容易造成后续缺氧和厌氧环境不充分^[17,22], 导致活性污泥菌胶团细菌尤其是氮磷转化去除相关细菌的功能代谢和生长繁殖受到抑制, 而丝状细菌在此消彼长下更容易获得适宜条件而快速生长, 导致丝

状膨胀发生。3段模式下引发了污泥丝状膨胀,其原因可能在于缺氧和好氧环境的多次交替变化、系统中生物量较低以及有机负荷较高等。

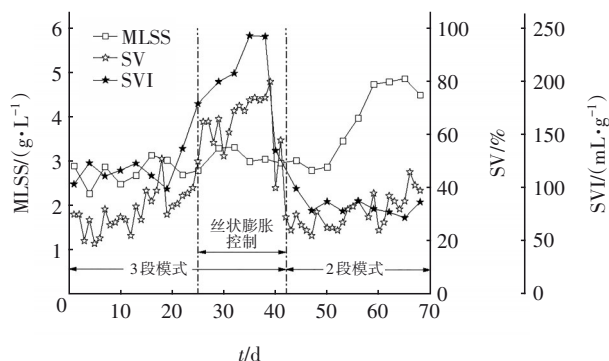


图3 污泥浓度及其沉降性能

Fig.3 Activated sludge concentration and its settleability

为抑制丝状细菌过度生长,在第25天转入丝状膨胀控制操作。超声连续处理15 d后,在第40天末段好氧区混合液SV和SVI值分别下降至40.00%和135.14 mL/g,活性污泥菌胶团外丝状菌丰度降至正常状态,随后转入2段模式运行。3段模式下丝状菌易于过度生长而引发污泥膨胀,需要借助超声波处理等手段才能维持系统稳定运行。

在2段模式下,系统生物量开始增加。在第40天时,末段好氧区活性污泥MLSS为2.96 g/L,第56天升至3.98 g/L。随后的稳定运行期间(56~68 d) MLSS介于3.98~4.87 g/L之间,且沉降性能良好,SV和SVI的平均值分别为36.80%和80.74 mL/g。2段模式有利于活性污泥生长和繁殖,并维持良好的沉降性能,促使系统运行更加稳定。

2.3 活性污泥的生物活性

不同模式下稳定运行后的活性污泥厌氧释磷活性见图4。可见,2段模式的活性污泥释磷更快,其混合液磷酸盐浓度高于3段模式。2段模式的活性污泥在前15 min的厌氧释磷速率高于3段模式的活性污泥,导致前期混合液磷酸盐浓度快速升高。2段模式的污泥在10 min时已完成快速释磷阶段,混合液磷酸盐浓度升至4.45 mg/L,平均比释磷速率为4.40 mg/(g·h)。之后进入慢速释磷阶段,比释磷速率为0.43 mg/(g·h)。在30、60和120 min,上清液磷酸盐浓度分别为5.60、7.02和9.09 mg/L,单位污泥释磷量分别为0.93、1.17和1.53 mg/g。整个测试过程平均比厌氧释磷速率为0.77 mg/(g·h)。对于3段模式运行稳定后的活性污泥,厌氧释磷快

速阶段为前30 min,其比厌氧释磷速率为1.90 mg/(g·h);30 min后进入慢速释磷阶段,其比释磷速率为0.12 mg/(g·h)。在30、60和120 min,上清液磷酸盐浓度升至4.53、5.07和5.26 mg/L,单位污泥释磷量分别为0.95、1.10和1.16 mg/g。整个测试过程平均比厌氧释磷速率为0.58 mg/(g·h)。可见,2段模式下活性污泥比厌氧释磷速率是3段模式的1.33倍。

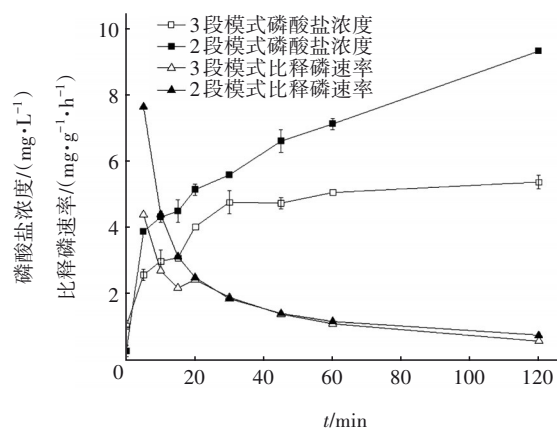


图4 不同运行模式下污泥的厌氧释磷活性

Fig.4 Anaerobic phosphorus release activity of activated sludge under different operating modes

不同模式下稳定运行后污泥的反硝化活性如图5所示。2段模式的污泥反硝化比3段模式的污泥快速。在2段模式下,前30 min为快速反硝化阶段,30~120 min为慢速反硝化阶段。在快速反硝化阶段硝态氮浓度快速下降,在30 min时硝态氮浓度由47.34 mg/L降低至4.53 mg/L,单位质量污泥反硝化脱氮量为7.41 mg/g,平均比反硝化速率为14.82 mg/(g·h);在慢速反硝化阶段,硝态氮浓度下降较慢,120 min时硝态氮浓度降低至1.20 mg/L,比反硝化脱氮速率仅为0.38 mg/(g·h)。对于3段模式的活性污泥测试体系,其反硝化速率低于2段模式的活性污泥。在30 min时,硝态氮浓度由初始的49.96 mg/L降低至38.67 mg/L,单位质量污泥反硝化脱氮量为1.53 mg/g,平均比反硝化速率为3.07 mg/(g·h);在30~120 min,3段模式的硝态氮浓度从38.67 mg/L降低至37.07 mg/L,比反硝化脱氮速率仅为0.15 mg/(g·h)。因此,超声处理有效提升了活性污泥反硝化活性,在前30 min单位质量污泥反硝化脱氮量和反硝化速率都提升了4.83倍,在整个测试时间内平均比反硝化速率和单位污泥脱氮量都

提升了4.56倍。

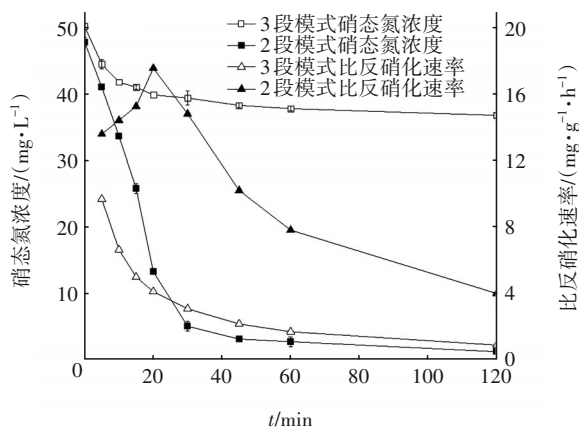


图5 不同运行模式下污泥的反硝化活性

Fig.5 Denitrification activity of activated sludge under different operating modes

不同运行模式下活性污泥的硝化活性见图6。可知,2段模式的污泥硝化活性更高,比硝化速率高于3段模式的。2段模式下,氨氮浓度在180 min时已由初始的53.59 mg/L降低至3.81 mg/L。在前180 min的快速硝化阶段,单位质量污泥硝化氧化的氨氮量为8.35 mg/g,平均比硝化速率为2.78 mg/(g·h)。最大比硝化速率出现在100 min时,为3.08 mg/(g·h)。整个测试过程的平均比硝化速率为1.12 mg/(g·h)。在180~480 min,系统处于慢速硝化阶段,在330和480 min时氨氮浓度分别降低至1.29和0.35 mg/L,以慢速硝化阶段起始氨氮浓度进行计算得出该阶段的平均比硝化速率为0.12 mg/(g·h)。

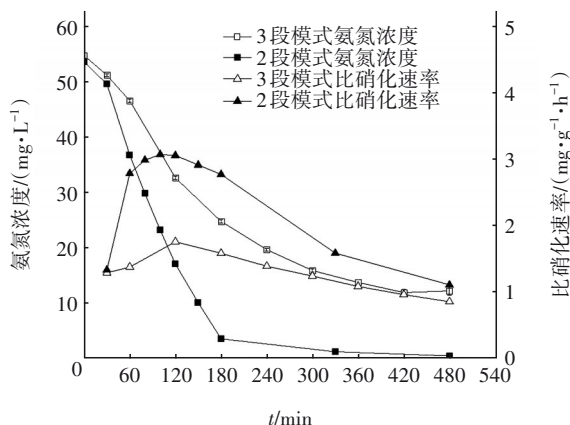


图6 不同运行模式下污泥的硝化活性

Fig.6 Nitrification activity of activated sludge under different operating modes

3段模式下,在180、300和480 min时,氨氮浓度分别由初始的55.31 mg/L降低至25.09、15.81和11.73 mg/L,对应的比硝化速率分别为1.59、1.25和0.86 mg/(g·h)。可见,2段模式活性污泥的快速硝化速率是3段模式的1.75倍,而整个测试过程的平均比硝化速率是3段模式的1.30倍。假设污水处理系统进水TN为50 mg/L、污泥回流比为80%、好氧池MLSS为4.0 g/L,若要求硝化率为80%,则按快速硝化阶段的比硝化速率推算可知,以3段模式运行所需硝化时间为3.50 h,而以2段模式运行所需硝化时间仅为2.50 h,在硝化方面具有显著优势。

不同运行模式下活性污泥的摄磷活性见图7。可知,2段模式的污泥好氧摄磷活性更高,在180、300和480 min时磷酸盐浓度已由初始的16.03 mg/L分别降低至8.58、7.18和6.10 mg/L,对应的单位质量污泥摄磷量分别为1.29、1.53和1.72 mg/g,平均比摄磷速率分别为0.43、0.31和0.21 mg/(g·h)。对于3段模式的污泥摄磷性能测试体系,在180、300和480 min时,磷酸盐浓度分别由初始的17.66 mg/L降低至14.04、13.53和13.44 mg/L,对应的单位质量污泥摄磷量分别为0.78、0.89和0.91 mg/g,平均比摄磷速率分别为0.26、0.18和0.11 mg/(g·h)。因此,2段模式的单位污泥摄磷量和比摄磷速率是3段模式污泥的1.63~1.97倍,表明该模式在摄磷方面也具有显著的优势。

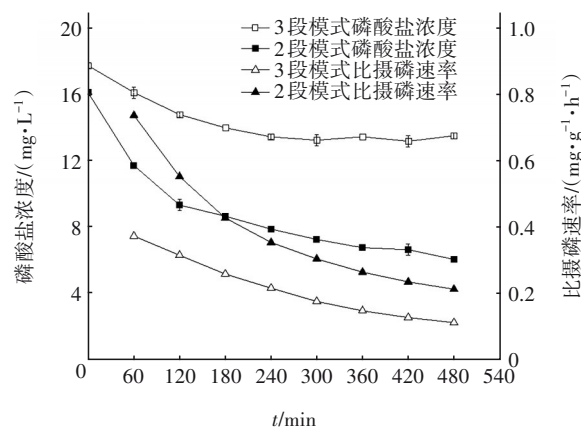


图7 不同运行模式下活性污泥的摄磷活性

Fig.7 Phosphorus uptake activity of activated sludge under different operating modes

综上所述,2段模式下活性污泥的脱氮除磷活性显著高于3段模式的。对于改良型多点进水多级A/O系统,随着A/O段数的增加,系统中污泥的生物

活性有所下降,剩余污泥产率降低^[21-22]。研究中2段模式下将系统第一个好氧区转为缺氧/厌氧运行,增加了系统的缺氧和厌氧停留时间,缺氧和厌氧环境更为充分,而且系统生物量的提升,进一步稳定了氮磷转化去除所需的环境条件,从而促进了氮磷转化去除相关微生物活性的提高。因此,2段模式是更为适合改良型多点进水多级A/O系统的运行模式。

2.4 优化运行模式下系统的物料衡算

在稳定运行基础上,进行了2段模式下系统的物料衡算,结果如图8所示。

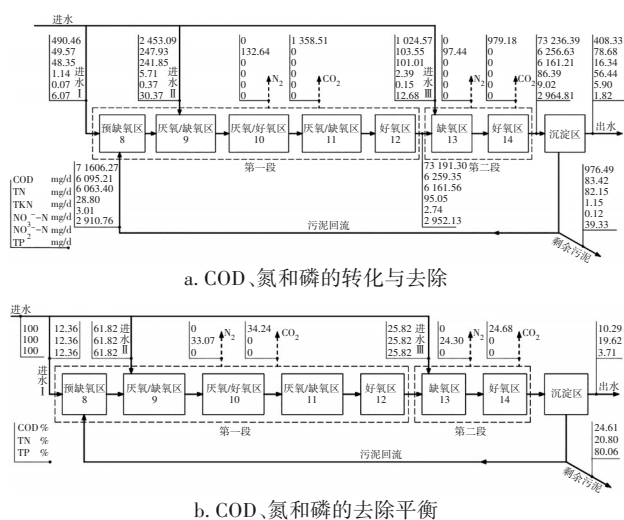


图8 2段模式下系统物料平衡

Fig.8 Mass balance of system under two-stage mode

由图8可知,从进水点Ⅰ、Ⅱ和Ⅲ进入系统的COD分别为490.46、2 453.09和1 024.57 mg/d,进入系统的COD总量为3 968.12 mg/d;由系统出水、剩余污泥排放以及矿化为CO₂气体排出的COD分别为408.33、976.49和2 337.69 mg/d,排出系统的COD总量为3 722.51 mg/d。因此,系统的COD物料平衡率为93.81%。第一段转化为CO₂的COD为1 358.51 mg/d,占进水总COD的34.24%;第二段转化为CO₂的COD为979.18 mg/d,占进水总COD的24.68%。

由进水点Ⅰ、Ⅱ和Ⅲ进入系统的TN分别为49.57、247.93和103.55 mg/d,合计为401.05 mg/d;由系统出水、剩余污泥以及转化为N₂气体排出的TN分别为78.68、83.42和230.08 mg/d,合计为392.18 mg/d。因此,系统的TN物料平衡率为97.79%。其中,第一段转化为N₂的含氮物质为

132.64 mg/d,占进水TN的33.07%;第二段转化为N₂的含氮物质为97.44 mg/d,占进水TN的24.30%。

由进水点Ⅰ、Ⅱ和Ⅲ进入系统的总磷分别为6.07、30.37、12.68 mg/d,进入系统的TP总量为49.12 mg/d。由系统出水和剩余污泥排出的总磷分别为1.82、39.33 mg/d。因此,系统的TP物料平衡率为83.77%。

系统第一段用于脱氮的COD总量为1 122.98 mg/d,其中576.29 mg/d同化为剩余污泥;第一段转化为N₂去除的含氮物质为132.64 mg/d,因而第一段脱氮所消耗碳源为4.12 g/g。第二段用于脱氮的COD总量为817.57 mg/d,其中110.89 mg/d同化为剩余污泥;第二段去除的TN为106.27 mg/d,故第二段脱氮所消耗碳源为6.65 g/g。系统脱氮平均碳源消耗为5.25 g/g。第二段脱氮消耗碳源高于第一段,推测是前段好氧区混合液中溶解氧对下一段缺氧区的缺氧环境有较大影响,因而在设计时应适当考虑增大缺氧区的水力停留时间以降低溶解氧的不良影响。系统第一段厌氧区用于释磷的COD总量为1 043.47 mg/d;第一段物料衡算发现厌氧区去除的磷酸盐为69.04 mg/d,另有23.42 mg/d同化为剩余污泥,因而厌氧释磷所消耗碳源为11.29 g/g。

3 结论

① 对于改良型多点进水多级A/O系统,2段模式优于3段模式,其出水水质能稳定达到一级A标准。

② 2段模式的污泥活性高于3段模式,比释磷速率、比反硝化速率、比硝化速率和比摄磷速率分别为0.77、3.99、1.12和0.21 mg/(g·h),分别为3段模式的1.33、4.56、1.30和1.90倍。且污泥沉降性能较好,SV和SVI的平均值分别为36.80%和80.74 mL/g,不会发生污泥膨胀。

③ 2段模式下系统中COD、N和P物料平衡率分别为93.81%、97.79%和83.77%。系统脱氮所消耗的碳源平均为5.25 g/g,厌氧释磷所消耗的碳源为11.29 g/g。

因此,采用2段模式运行可使系统更加稳定高效,并有效提升系统处理能力,降低系统建设投资。

参考文献:

- [1] 陈浩林,史大林,安东,等. 北方地区多级A/O工艺与MBR工艺运行对比分析[J]. 中国给水排水, 2024,

- 40(18):22-28.
- CHEN Haolin, SHI Dalin, AN Dong, *et al.* Analysis of the operation comparison between multi-stage A/O process and MBR process in north China [J]. *China Water & Wastewater*, 2024, 40 (18) : 22-28 (in Chinese).
- [2] ZHOU X, JIANG Z, GU J, *et al.* Performance characteristics and bacterial community analysis of a novel two-step-feed three-stage A/O-MBBR system for nitrogen removal in municipal wastewater[J]. *Journal of Water Process Engineering*, 2023, 52:103513.
- [3] FAN L, YAO H, DENG S, *et al.* Performance and microbial community dynamics relationship within a step-feed anoxic/oxic/anoxic/oxic process (SF-A/O/A/O) for coking wastewater treatment[J]. *Science of the Total Environment*, 2021, 792:148263.
- [4] 王舜和, 李朦, 郭淑琴. 张贵庄污水处理厂分段进水多级AO工艺的设计与运行[J]. *中国给水排水*, 2018, 34(12):53-56.
- WANG Shunhe, LI Meng, GUO Shuqin. Design and operation for the step-feed multi-stage AO process in Tianjin Zhangguizhuang Wastewater Treatment Plant [J]. *China Water & Wastewater*, 2018, 34(12):53-56 (in Chinese).
- [5] 张玲玲, 尚巍, 孙永利, 等. 高标准下天津市津沽污水处理厂提标改造效果分析[J]. *给水排水*, 2019, 45(10):37-41.
- ZHANG Lingling, SHANG Wei, SUN Yongli, *et al.* Analysis of the upgrading effect of Tianjin Jingu Wastewater Treatment Plant under high discharge standard [J]. *Water & Wastewater Engineering*, 2019, 45(10):37-41(in Chinese).
- [6] 李欣. 天津咸阳路污水处理厂升级改造方案研究[J]. *中国农村水利水电*, 2015 (8):84-86.
- LI Xin. Study of the upgrade program in Tianjin Xianyanglu Wastewater Treatment Plant [J]. *China Rural Water and Hydropower*, 2015 (8) : 84-86 (in Chinese).
- [7] 王社平, 郑琴, 刘丹松, 等. 西安市邓家村污水处理厂改造工程设计[J]. *给水排水*, 2001, 27(5):1-5.
- WANG Sheping, ZHENG Qin, LIU Dansong, *et al.* Design of upgrading and retrofit project of Xi' an Dengjiacun Wastewater Treatment Plant [J]. *Water & Wastewater Engineering*, 2001, 27 (5) : 1-5 (in Chinese).
- [8] 王文相, 刘继先, 李涛, 等. 石家庄市桥西污水处理厂一期升级改造工程设计[J]. *中国给水排水*, 2016, 32(16):50-54.
- WANG Wenxiang, LIU Jixian, LI Tao, *et al.* Design of first-phase upgrading and retrofit project of Shijiazhuang Qiaoxi WWTP[J]. *China Water & Wastewater*, 2016, 32(16):50-54(in Chinese).
- [9] 闵芮, 张国珍, 武福平, 等. 流量分配比对改良多级A/O污染物的去除影响[J]. *化工进展*, 2020, 39(S2):421-426.
- MIN Rui, ZHANG Guozhen, WU Fuping, *et al.* Influence of flow distribution ratio on the removal of improved multi-stage A/O pollutants [J]. *Chemical Industry and Engineering Progress*, 2020, 39(S2):421-426(in Chinese).
- [10] ZHOU X, ZHANG Q, SUN H, *et al.* Efficient nitrogen removal from synthetic domestic wastewater in a novel step-feed three-stage integrated anoxic/oxic biological aerated filter process through optimizing influent flow distribution ratio [J]. *Journal of Environmental Management*, 2019, 231:1277-1282.
- [11] MA Z, TANG R, LIN L, *et al.* Enhancing biological nitrogen removal of slaughterhouse and meat processing wastewater in three-stage AO process by influent allocation: from lab-scale to full-scale investigation[J]. *Separation and Purification Technology*, 2025, 354: 129159.
- [12] 张国珍, 高小波, 武福平, 等. 流量分配比对改良型多级A/O工艺去除污染物的影响[J]. *环境工程学报*, 2016, 10(3):1165-1170.
- ZHANG Guozhen, GAO Xiaobo, WU Fuping, *et al.* Influence of influent flow distribution ratios on pollutants removal by multi-stages A/O process [J]. *Chinese Journal of Environmental Engineering*, 2016, 10 (3) : 1165-1170(in Chinese).
- [13] 葛士建, 彭永臻. 连续流分段进水工艺生物脱氮除磷技术分析 & 优化控制[J]. *环境科学学报*, 2009, 29(12):2465-2470.
- GE Shijian, PENG Yongzhen. Analysis and optimization control of the continous step feed biological nitrogen and phosphate removal process [J]. *Acta Scientiae Circumstantiae*, 2009, 29 (12) : 2465-2470 (in Chinese).
- [14] 熊超, 胡练伟, 龙波, 等. 多级A/O工艺设计及其在应急污水处理工程中的应用[J]. *四川环境*, 2024, 43(1):186-192.
- XIONG Chao, HU Lianwei, LONG Bo, *et al.* Design of

- multistage A/O process and its application in emergency sewage treatment [J]. *Sichuan Environment*, 2024, 43 (1):186-192(in Chinese).
- [15] 侯子洸,周鑫,Koubode Rudy Alain Ronel,等.分段进水多级A/O工艺研究进展[J]. *工业水处理*, 2020, 40(6):7-13.
HOU Zilong,ZHOU Xin,KOUBODE Rudy Alain Ronel, *et al.* Research progress on the step-feed multi-stage A/O process[J]. *Industrial Water Treatment*, 2020, 40 (6):7-13(in Chinese).
- [16] 郝晓地,方晓敏,李天宇,等.污水处理厂升级改造中的认识误区[J]. *中国给水排水*, 2018, 34(4): 10-15.
HAO Xiaodi,FANG Xiaomin,LI Tianyu, *et al.* Misunderstandings on upgrading wastewater treatment plants[J]. *China Water & Wastewater*, 2018, 34(4): 10-15(in Chinese).
- [17] 陈俊杰.多级A/O工艺计算耦合深床滤池在城市污水处理厂的应用[J]. *皮革制作与环保科技*, 2023, 4 (10):89-91.
CHEN Junjie. Application of multistage A/O process calculation coupled deep bed filter in urban wastewater treatment plants [J]. *Leather Manufacture and Environmental Technology*, 2023, 4 (10): 89-91 (in Chinese).
- [18] 陶艺,员建,马华继,等.超声对低水温SBR污泥性能及群体感应的影响[J]. *中国给水排水*, 2024, 40 (1):76-81.
TAO Yi,YUAN Jian,MA Huaji, *et al.* Effects of ultrasonic wave on properties and quorum sensing of sludge in SBR with low water temperature [J]. *China Water & Wastewater*, 2024, 40 (1): 76-81 (in Chinese).
- [19] 蒋一凡,李彬彬,胡旻,等.污泥龄对SBR/OSA工艺中污泥减量效果的影响[J]. *中国给水排水*, 2018, 34 (15):105-109.
JIANG Yifan,LI Binbin,HU Yang, *et al.* Effect of sludge retention time on sludge reduction efficiency in SBR/OSA process [J]. *China Water & Wastewater*, 2018, 34(15):105-109(in Chinese).
- [20] 张明,陈永志,张民安,等.多段多级AO工艺特性及研究进展[J]. *节能*, 2020, 39(8):79-81.
ZHANG Ming,CHEN Yongzhi,ZHANG Min'an, *et al.* Characterization and research progress of multi-step multi-stage AO process [J]. *Energy Conservation*, 2020, 39(8):79-81(in Chinese).
- [21] CHENG C, GENG J, HU H, *et al.* In-situ sludge reduction performance and mechanism in an anoxic/aerobic process coupled with alternating aerobic/anaerobic side-stream reactor [J]. *Science of the Total Environment*, 2021, 777:145856.
- [22] ZHOU Z, ZHANG B, WANG Q, *et al.* Designing multi-stage 2 A/O-MBR processes for a higher removal rate of pollution in wastewater [J]. *Membranes*, 2022, 12(4):377.
- [23] 贾淑宇,张克峰,杜振忠,等.多级AO生物膜反应器污泥减量机理研究[J]. *给水排水*, 2019, 45(S1): 187-189.
JIA Shuyu,ZHANG Kefeng,DU Zhenzhong, *et al.* Research on sludge reduction mechanism of multi-stage AO biofilm reactor [J]. *Water & Wastewater Engineering*, 2019, 45(S1):187-189(in Chinese).
- [24] 李攀荣.污泥源头减量技术研究现状[J]. *环境保护与循环经济*, 2023, 43(9):24-28.
LI Panrong. Current status of research on sludge source reduction technology [J]. *Environmental Protection and Circular Economy*, 2023, 43(9):24-28(in Chinese).
- [25] 段凯波.改良型多级AO脱氮工艺在提标改造中的应用[J]. *净水技术*, 2023, 42(5):77-83,115.
DUAN Kaibo. Application of denitrification for modified multi-stage AO process in upgrading and reconstruction [J]. *Water Purification Technology*, 2023, 42(5):77-83,115(in Chinese).

作者简介:王博文(1998-),男,河南开封人,硕士研究生,研究方向为水污染控制及资源化。

E-mail:Wangtyu2022@163.com

收稿日期:2024-12-05

修回日期:2024-12-25

(编辑:李德强)