

王立军, 高云龙, 蓝杰蕊, 等. 低碳氮比污水处理厂反硝化除磷工艺改造及运行效果[J]. 净水技术, 2025, 44(6): 196-205.

WANG L J, GAO Y L, LAN J R, et al. Reconstruction and operational efficiency of denitrification and dephosphorization process with low C/N in a WWTP [J]. Water Purification Technology, 2025, 44(6): 196-205.

低碳氮比污水处理厂反硝化除磷工艺改造及运行效果

王立军*, 高云龙, 蓝杰蕊, 张邦友

(山东纯江环境科技有限公司, 山东烟台 264004)

摘要 【目的】为了探索改良 Phoredox 工艺在低碳氮比(C/N)污水厂反硝化除磷的效果和运行方案,文章介绍了能充分发挥反硝化除磷作用的改良 Phoredox 工艺用于低 C/N 污水厂工艺改造以及 3 种运行方案。【方法】改造方案中,厌氧、缺氧、好氧、后缺氧和后曝气池的停留时间分别为 1.5、7.3、11.8、4.7 h 和 1 h,设置了停留时间分别为 0.5、0.78 h 的内、外回流液消氧池。运行方案一在缺氧池投加乙酸钠碳源,以经典硝化反硝化工艺去除总氮,C/N 达到 5.76 时生化系统出水硝酸盐氮不高于 10 mg/L;运行方案二和方案三在厌氧池投加乙酸钠碳源,10%~15%的原水进入内回流消氧池消除硝酸盐氮对厌氧释磷的影响,较长的厌氧和缺氧停留时间、充分利用反硝化除磷的作用可将 C/N 比降低至 4.18 和 3.86 时生化系统出水硝酸盐氮不高于 10 mg/L。【结果】运行方案二、三都取得了明显的反硝化除磷效果,其厌氧池的释磷量稍高于缺氧池的吸磷量,生物吸磷量约为厌氧释磷量的 1.14 倍,反硝化除磷量和好氧吸磷量的比例为 6:1~6.8:1,外加碳源投加量可以降低接近 50%。【结论】内回流比从 200%调整到 300%,厌氧池的碳源 COD 投加当量从 948 kg/d 增加到 1 185 kg/d 的方案三是最佳运行方案,与方案一相比生化系统的剩余污泥减少 3.77 t DS/d,化学除磷量减少 44.55 kg TP/d,反硝化除磷的脱氮率最高可达 59.4%。

关键词 改良 Phoredox 工艺 反硝化除磷 厌氧释磷 碳氮比(C/N) 消氧池

中图分类号: TU992 文献标志码: A 文章编号: 1009-0177(2025)06-0196-10

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2025.06.024

Reconstruction and Operational Efficiency of Denitrification and Dephosphorization Process with Low C/N in a WWTP

WANG Lijun*, GAO Yunlong, LAN Jierui, ZHANG Bangyou

(Shandong Chunjiang Environmental Technology Co., Ltd., Yantai 264004, China)

Abstract [Objective] In order to explore the effect and operation scheme of the improved Phoredox process for denitrifying dephosphorization in wastewater treatment plants (WWTPs) with a low C/N ratio. The improved Phoredox process, which can bring the denitrifying phosphorus removal into full play, is introduced for the process modification and three operation schemes of low carbon-nitrogen ratio WWTP. [Methods] In the renovation plan, the retention times of the anaerobic, anoxic, aerobic, post-anoxic, and post-aeration tanks were 1.5, 7.3, 11.8, 4.7 h, and 1 h, respectively. Oxygen removal tanks with retention times of 0.5 h and 0.78 h for internal and external reflux liquids are set up. Operation plan 1 involved the addition of sodium acetate as a carbon source to the anaerobic tank for the removal of total nitrogen through the classical nitrification-denitrification process. When the C/N ratio reaches 5.76, the effluent nitrate nitrogen from the biological system should not exceed 10 mg/L. Operation plan 2 and plan 3 involved the addition of sodium acetate as a carbon source to the anaerobic tank, diverting 10% to 15% of the influent water into the internal reflux anoxic tank to eliminate the impact of nitrate nitrogen on anaerobic phosphorus release. This included longer anaerobic and anoxic retention times and fully utilizing denitrification for phosphorus removal. This could reduce the C/N ratio to 4.18 and 3.86, respectively, while ensuring that the effluent nitrate nitrogen from the biological system did not exceed 10 mg/L. [Results] Operation plan 2 and Operation Plan 3 had achieved significant denitrifying phosphorus removal effect, the phosphorus release rate of anaerobic

[收稿日期] 2024-04-12

[通信作者] 王立军(1980—),男,高级工程师,研究方向为污水处理和市政给水处理,E-mail: lijun1880@163.com。

tank was slightly higher than that of anoxic tank, and the biological phosphorus uptake rate was about 1.14 times of that of anaerobic tank, the ratio of denitrifying phosphorus removal to aerobic phosphorus uptake was from 6 : 1 to 6.8 : 1, and the addition of carbon source could reduce the ratio by nearly 50%. [**Conclusion**] The internal reflux ratio is adjusted from 200% to 300%, and the carbon source COD equivalent was increased from 948 kg/d up to 1 185 kg/d plan III was the best way to run it. Compared with plan I, the residual sludge of biochemical system decreases by 3.77 t DS/d, chemical phosphorus removal decreases by 44.55 kg TP/d, denitrifying phosphorus removal rate can reach up to 59.4%.

Keywords improved Phoredox process denitrification and dephosphorization anaerobic phosphorus release carbon-nitrogen ratio (C/N) oxygen removal pool

目前,我国市政污水厂普遍面临进水有机物浓度较低,而 TN 含量较高的问题^[1-2]。为使出水总氮达标,污水厂一般要外加碳源来提高碳氮比(C/N)^[3]。因碳源的投加费用在污水厂经营成本中占比很高^[4],并且在要求污水厂减污降碳的当下,外加碳源的投加量会被严格控制^[5]。短程硝化反硝化、厌氧氨氧化以及同时硝化反硝化等工艺在理论上具有明显的低 C/N 的前景,但是其对工艺控制、设备配置、环境条件等的要求较为苛刻^[6],在一般的市政污水厂实际改造及运行的应用难度较大。反硝化除磷工艺在厌氧阶段反硝化聚磷菌(denitrifying phosphorus accumulating bacteria, DPAO_s)分解体内的聚磷颗粒产生能量并释放磷酸盐,吸收污水中的挥发酸(volatile fatty acid, VFA_s)并以聚羟基脂肪酸酯的形式储存在体内;在缺氧阶段,DPAO_s以硝酸盐氮为电子受体,分解体内在厌氧阶段储存的聚羟基脂肪酸酯产生能量并过量吸收污水中的磷酸盐实现“一碳双用”,与常规生物脱氮除磷工艺相比最高可以节省 50% 的碳源和 35% 的曝气能耗^[7-8],并且对工艺控制、设备和环境条件的要求较为宽松,以经典的缺氧-好氧(AO)或者厌氧-缺氧-好氧(AAO)工艺运行的污水厂可以以较小的改动成本将传统的脱氮除磷工艺改造成反硝化除磷工艺,以获得良好的减碳效果。王启镛等^[9]通过调整闸板开合,改变混合液回流方式等措施,对采用预缺氧、厌氧、缺氧、好氧的污水处理厂的运行进行优化调控,充分发挥反硝化除磷菌的作用,预缺氧池生物释磷作用明显,厌氧池成为脱氮除磷的主要场所,对氮磷的去除贡献率均超过 70%;李航等^[10]对采用初沉池+前置预缺氧 AAO 工艺的污水厂的初沉池和预缺氧池的进水比例进行了调整发现,当污水全都超越初沉池直接进入预缺氧池时,反硝化除磷率最高,可达 68.4%。但在反硝化除磷工程的

改造及运行实例中,外回流携带的溶解氧(DO)、硝酸盐氮以及内回流携带的 DO 对反硝化除磷的厌氧释磷和缺氧池的反硝化吸磷均产生一定的影响,并且对反硝化除磷过程中的释磷量、碳源与释磷量的比例关系、缺氧好氧段吸磷量等研究较少,污水厂设计及运维人员较难获取实际的运行数据作为参考。本文将山东省某市政污水厂的现状 AO 百乐克(BIOLAK)工艺改造成改良 Phoredox 工艺——把生化池适当分格设置内、外回流消氧池、较长停留时间的厌氧池;设厌氧池、缺氧池和后缺氧池 3 个碳源投加点并采取 3 个不同的运行方案。分别以传统的脱氮除磷和反硝化脱氮除磷工艺进行对比运行,明确在本例中良好的反硝化除磷的除磷、脱氮以及碳源投加种类和数量等数据,可为类似污水厂的改造或者运行中,对设置消氧池、选择碳源类型、投加位置、效果预测等提供借鉴。

1 污水厂概况

该污水厂的建设规模为 20 000 m³/d,全年实际进水量为 11 000~15 000 m³/d,设计进水 COD 限值为 180 mg/L, TN 限值为 60 mg/L。生化处理采用 AO 工艺,水池有效容积如表 1 所示,为 BIOLAK 工艺;生化系统后接混凝沉淀+活性砂过滤,出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级 A 标准。冬春季节进水的 TN 指标较高,自 2022 年 2 月以来一直超出设计进水限值。出水氨氮一直很稳定,均为 1 mg/L 以下;出水 COD 也保持稳定,均为 30 mg/L 以下。为了保持出水 TN 达标,污水厂一直投加大量的碳源,但出水 TN 有超标现象出现。

1.1 污水厂主要工艺参数

自 2 月份以来,污水厂实际进水量为 11 000~12 000 m³/d。污水厂水温为 10~12 ℃,污泥质量浓度为 4 000 mg/L;单台硝化液回流泵流量为 1 000

m^3/h (1用1备),污泥回流泵流量为 $800 \text{ m}^3/\text{h}$,主要构筑物技术参数如表 1 所示。

表 1 主要构筑物技术参数

Tab. 1 Technical Parameters of Main Structures

构筑物	池容积/ m^3	外形尺寸
缺氧池	1 875	50.0 m×7.5 m×5.5 m
好氧池	15 525	62.1 m×50.0 m×5.5 m
二沉池	3 600	18.0 m×50.0 m×4.4 m

1.2 进水水质和检测方法

该厂是典型的城镇污水厂,调取了 2022 年 2 月 20 日—3 月 11 日的进出水 COD 和 TN 在线检测设备的数据,在线检测设备满足《化学需氧量(COD_{Cr})水质在线自动监测仪技术要求及检测方法》(HJ

377—2019)及《总氮水质自动分析仪技术要求》(HJ/T 102—2003)的要求。进出水检测设备分别在细格栅渠和标准排放口分别利用自动采样系统以 1 h 为一个时间段混合采样后不作水样处理直接检测,取日平均值,具体数据(C/N、COD、TN)如图 1 所示。工艺段中的 COD、TP、氨氮和 TN 等水质指标分别按《水质 化学需氧量的测定 重铬酸盐法》(HJ 828—2017)、《水质 总磷的测定 钼酸铵分光光度法》(GB 11893—1989)和《水质 总氮的测定 碱性过硫酸钾消解紫外分光光度法》(HJ 636—2012)的方法将在水样净沉 30 min 后取上清液直接测定,以模拟二沉池的运行工况,其中 TN 包括水样中的有机氮和无机氮。

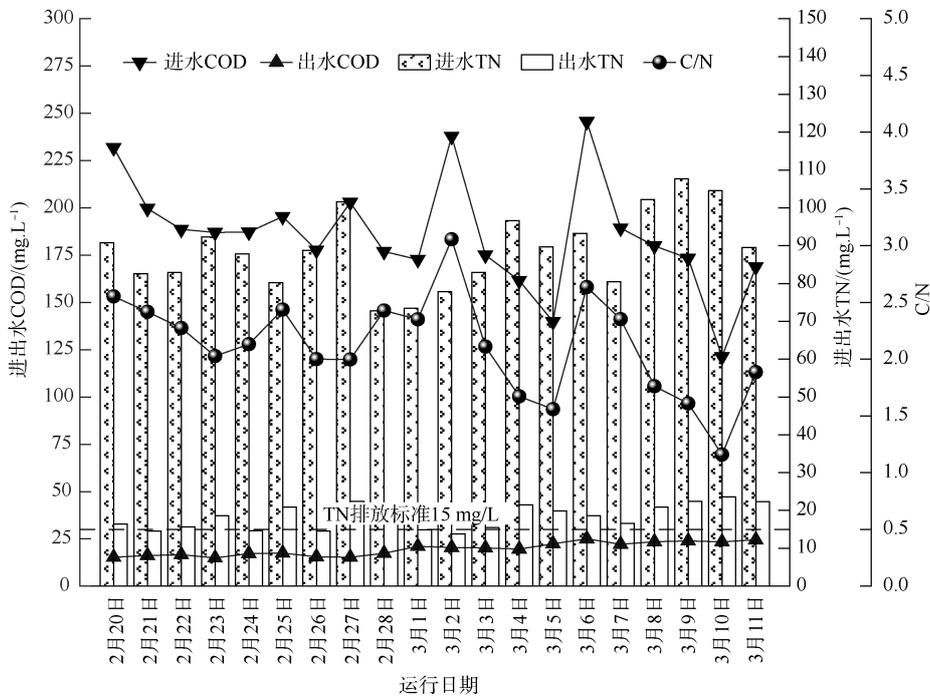


图 1 污水厂进水水质数据

Fig. 1 Influent Quality Data of WWTP

由图 1 可知,TN 在数据统计期间全都超出设计限值,平均质量浓度为 87 mg/L ,是设计限值的 1.47 倍。进水的 COD 平均质量浓度为 184 mg/L ,C/N 为 2.1。污水厂每天投加约 20 t 的液体乙酸钠,其 COD 质量浓度为 $2.2 \times 10^5 \text{ mg/L}$,相当于为污水厂(以 $12\,000 \text{ m}^3/\text{d}$ 计)补充了 366.7 mg/L 的 COD,外加碳源后 COD 的平均值提高到了 550.8 mg/L ,C/N 平均提升为 6.3。液体乙酸钠价格按 600 元/t 计算,外加碳源的费用达到 1.000 元/m^3 ,在直接运行成本

(包含人工费、药剂费、电费)中的占比高达 66.7%。虽然投加了大量的碳源,C/N 比较高,但因传统的脱氮除磷工艺所需碳氮比很高,加之缺氧池较小,污水厂出水仍经常出现总氮超标现象;没有生物除磷功能,几乎完全依靠化学除磷,因此需要对其改造。

2 工艺改造方案

本项目的工艺改造难点在于进水的 C/N 比过低,按常规工艺改造时需要投加大量碳源;有利之处在于现状曝气池池容较大,进水有机污染物可生化

性好,易于生化降解,为反硝化除磷工艺的改造和运营提供了较好的条件。厌氧池的水力停留时间(HRT)达到1.5 h后, DPAO_s 即能充分地吸收易于生化降解的碳源;缺氧池的 HRT 适当延长对氮磷的去除影响明显小于厌氧时间的过度延长,但当超过 5 h 会在后续的反应中造成微生物活性下降^[11]。采用 Phoredox 工艺并对其改良,设置内、外循环消氧池,较长水力停留时间的厌氧池,增大缺氧池,强化反硝化除磷工艺,降低碳源投加量;设置后缺氧池和后曝气池,确保总氮达标。

具体工艺改造措施为:在原缺氧池内设置预制构件隔墙,将硝化液回流点设置在隔墙外,构成厌氧池,完善生化系统的生物除磷功能。厌氧阶段的总 HRT 为 1.5 h,池容积为 940 m³;缺氧池容积为 4 585 m³,HRT 为 7.3 h,缺氧池内适当分隔,在 HRT 超出 5 h 的池内同时安装曝气设备,当以

反硝化除磷工艺运行时开启,以好氧模式运行;好氧池容积为 7 375 m³,HRT 为 11.8 h,水池末端设置内回流泵;外回流消氧池池容为 310 m³,外回流比达到 100%时,HRT 为 0.5 h,为避免外回流携带的硝酸盐对厌氧池的释磷产生影响,将一部分原水直接引入该池内,并利用调节阀和流量计控制进入量;内回流消氧池池容为 970 m³,内回流比达到 200%时 HRT 为 0.78 h,内回流比 300%时 HRT 为 0.51 h。设置后缺氧池,池容为 2 935 m³,设计 HRT 为 4.7 h。后缺氧池设置硝酸盐氮在线检测仪,及时启用或关闭外加碳源系统使出水硝酸盐氮在 10 mg/L 并且避免过量投加碳源。在后缺氧池之后设置后曝气池,池容为 625 m³,HRT 为 1.0 h,保持 DO 为 1~2 mg/L,避免因 DO 过低二沉池产生厌氧浮泥和释磷现象。改造后的工艺流程如图 2 所示。

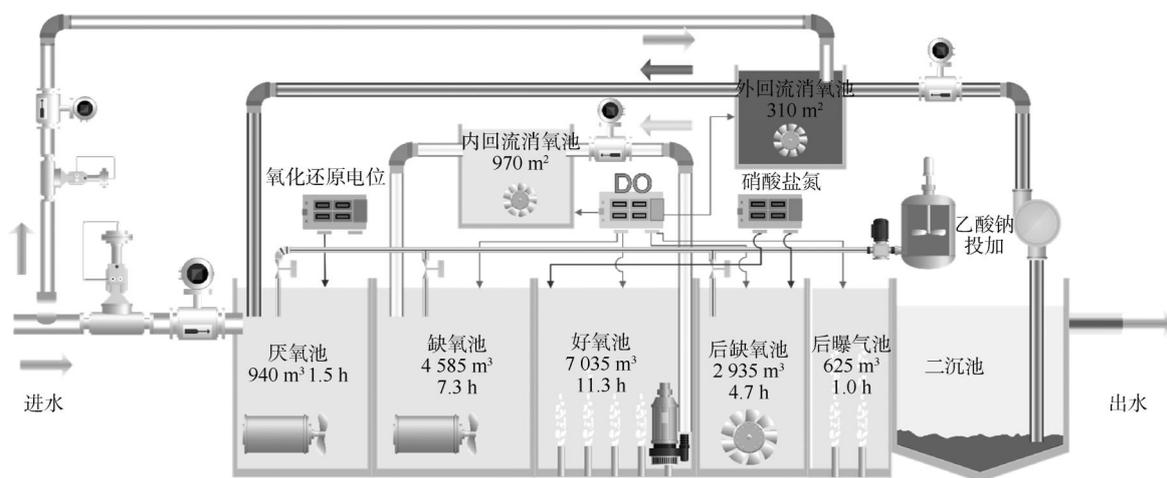


图 2 改造后的工艺流程

Fig. 2 Process Flow of Post-Reconstruction

污水一部分直接进入厌氧池,并依次流经缺氧池、好氧池以及后缺氧池和后曝气池,经二沉池泥水分离后流出生化系统;一部分污水首先进入外回流消氧池,与二沉池的污泥回流混合、消除 DO 和绝大部分硝酸盐氮,然后进入厌氧池;内回流从好氧池末端进入内回流消氧池消除 DO 后进入缺氧池。生化池内的污泥质量浓度为 2 500~3 000 mg/L,污泥龄为 15~18 d。因本项目原水中的 C/N 太低,不投加碳源 TN 不能达标,故分别在厌氧池、缺氧池和后缺氧池设置了 3 个碳源投加点考察去除效果和碳源投加量,首先保证出水 TN 达标,在此基础上通过调整碳源的投加位置和投加量,让系统以经典的硝化反

硝化工艺和反硝化除磷工艺运行,对处理系统的数据进行分析,确定反硝化除磷运行时最优的碳源投加量、脱氮、除磷的数据关系。

3 运行效果分析

改造工程耗时 4 个月,于 2022 年 8 月 25 日改造完成并投入运行。为保证污水厂 TN 尽快达标运行,首先在缺氧池和后缺氧池投加碳源,内回流比为 100%,外回流比为 200%,以经典的硝化反硝化原理去除 TN,作为运行方案一,考察的运行日期为 9 月 2 日—9 月 17 日;在保证出水达标的前提下逐步减少缺氧池的碳源投加量,改投在厌氧池内,目的是充分发挥反硝化除磷的功能,降低碳源投加量,内、外

回流比和方案一相同,在后缺氧池继续投加碳源,保证出水 TN 达标,作为运行方案二,考察的运行日期为 9 月 27 日—10 月 12 日;碳源投加部位和内回流比保持不变,将外回流比从 200% 提升到 300%,增加厌氧池的碳源投加量,同时降低后缺氧池的碳源投加量,进一步提高反硝化除磷的效率,降低碳源投加总量,作为运行方案三,考察的运行日期为 10 月 22 日—11 月 6 日。

3.1 厌氧池运行效果

3 个运行方案期间,厌氧池进出口的 COD 和 TP 的运行数据如图 3 所示。

DPAO_s 是一种能以硝酸盐氮为电子受体的聚磷菌,通过精心的工艺控制,为 DPAO_s 提供良好的生存环境,可使其成为主要的除磷菌,从而实现反硝化除磷。反硝化除磷工艺的厌氧阶段,污水中的有机污染物与反应器中的污泥混合,部分有机物转化为 VFAs,聚磷菌(PAO_s)分解体内聚磷颗粒(Poly-P)为正磷酸盐并产生能量三磷酸腺苷(ATP),通过主动运输方式吸收 VFAs,联合体内糖原(Gly)合成聚羟基脂肪酸酯(PHAs);在缺氧段以硝酸盐氮作为电子受体消耗厌氧过程中储存的 PHAs 完成聚磷过程。厌氧池内的 DPAO_s 充分释磷,是反硝化除磷工艺成功应用的前提,也是厌氧池有效运行和运行效率的直接表征。在厌氧池 HRT 一定的条件下,DPAO_s 受进水碳源的浓度和种类、DO 浓度、硝酸盐氮浓度的影响,释磷量差距很大。后曝气池的 DO 控制为 2 mg/L 以内,经过二沉池后,外回流混合液的 DO 为 1 mg/L 左右,进入外回流消氧池内消氧后,DO 值可以控制为 0.2 mg/L 以内,这样基本上消除了 DO 对 PAO_s 的不利影响。生活污水内的有机污染物几乎都是反硝化菌可以充分利用的电子供体,因此可以为外回流消氧池分配小部分的原水,去除外回流中的硝酸盐氮。为了避免污水中的优质碳源——VFA_s 被反硝化菌过多地消耗,同时为了避免外回流消氧池产生厌氧条件发生厌氧释磷,按 COD/硝酸盐氮=4 计算外回流消氧池所需的碳源量;系统出水的 TN 控制目标不超过 10 mg/L,基本都是硝酸盐氮,因此外回流混合液的硝酸盐氮按照 10 mg/L 计,消氧池出水的硝酸盐氮控制为 2 mg/L 左右。内回流消氧池的原水分配比例为 15%~20%,为 2 250~3 000 m³/d。

原水与外回流混合液在厌氧池进口混合,受进

水水质大幅波动的影响,厌氧池进口的 COD 的变动幅度较大(70~122.8 mg/L),平均数值约为 95.9 mg/L,污水中的 TP 也被稀释至 4 mg/L 左右。

在方案一阶段,厌氧出水的 COD 相对比较稳定,保持为 40 mg/L 左右;出水的 TP 质量浓度达到约为 10 mg/L。COD 的去除率的均值为 56.6%,平均去除量为 55.1 mg/L,去除总量为 1 677 kg COD/d;TP 的增加率为 132%,平均释磷量为 6.0 mg/L,释磷总量为 180 kg TP/d;COD 去除量与释磷量的比值(以 F 表示,下同)为 9.32。方案一的厌氧池的释磷能力较弱,主要原因是厌氧池进口的 COD 浓度较低,PAO_s 没有足够的挥发性有机物摄取,因此可以预见的是方案一需要较高的 C/N 才能保证系统出水的总氮达标。

方案二阶段,在厌氧池内投加碳源,为 PAO_s 提供足量的优质碳源。PAO_s 和 DPAO_s 可吸收的碳源只有 VFA_s,市政污水中的 VFA_s 主要由乙酸组成,占总 COD 含量平均为 13.33%,厌氧池每释放 1 mg 磷所需要的 VFA_s 和 COD 分别为 1.401 mg 和 3.84 mg,乙酸钠脱氮效率高^[12] 并且易得,因此选择乙酸钠为外加碳源。厌氧池内碳源投加量过低时,PAO_s 不能充分释磷,反硝化除磷效果不明显;碳源投加量过大时,过高的 COD 浓度引起的高释磷量在缺氧池中很可能受硝酸盐氮浓度限制导致磷酸盐有剩余,还可能出现释反磷现象^[13],因此应参照内回流的硝酸盐氮的浓度确定碳源的投加量,保持缺氧池出水硝酸盐氮含量在 2 mg/L 左右。外加碳源后厌氧进口的 COD 为 127.5 mg/L,COD 投加当量为 948 kg/d,出口 COD 质量浓度仍约为 40 mg/L,COD 的去除率的均值为 68.6%,平均去除量为 86.2 mg/L,去除总质量为 2 625 kg COD/d,外加碳源几乎全都被 PAO_s 摄取。厌氧出口的 TP 浓度达 26.6 mg/L,发生了明显的释磷现象,TP 的增加率为 500%,平均释磷量 22.0 mg/L,释磷总质量为 678 kg TP/d, $F=3.87$ 。

张建华等^[11] 认为以乙酸钠为碳源当 COD 为 50~200 mg/L 时,厌氧释磷量随 COD 浓度升高而升高。由于外回流的稀释作用,本例厌氧池的 COD 很难达到 200 mg/L 以上,为反硝化除磷获得了较大的碳源投加量空间。为了进一步发挥反硝化除磷作用,在保持外回流比不变的条件下,将内回流比提高到 3,同时增大厌氧池的碳源投加量,作为方案三。外加碳源 COD 投加当量值提高到 1 185 kg COD/d,

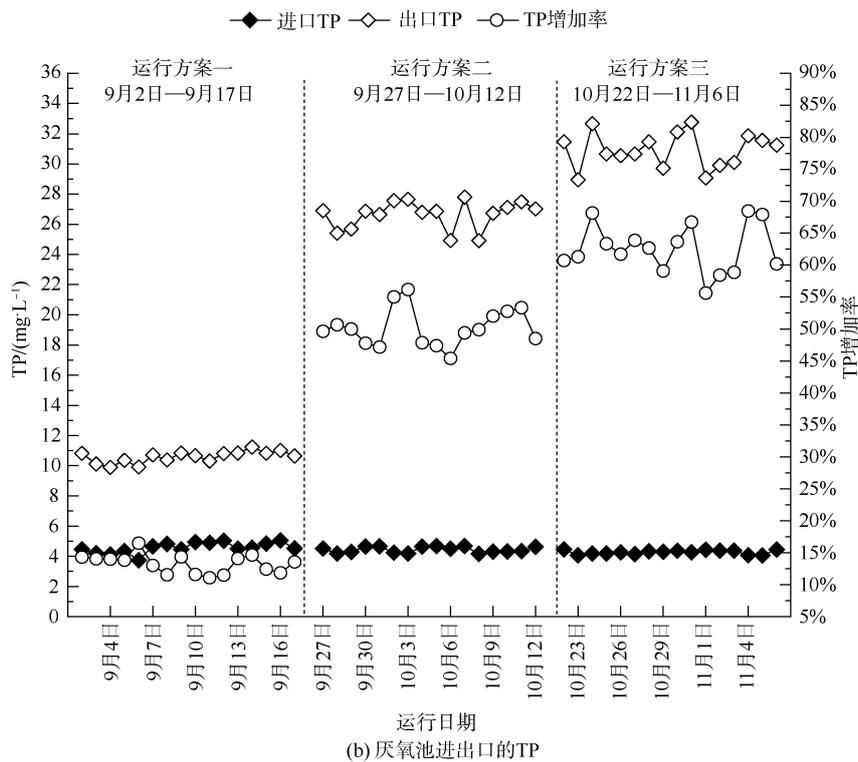
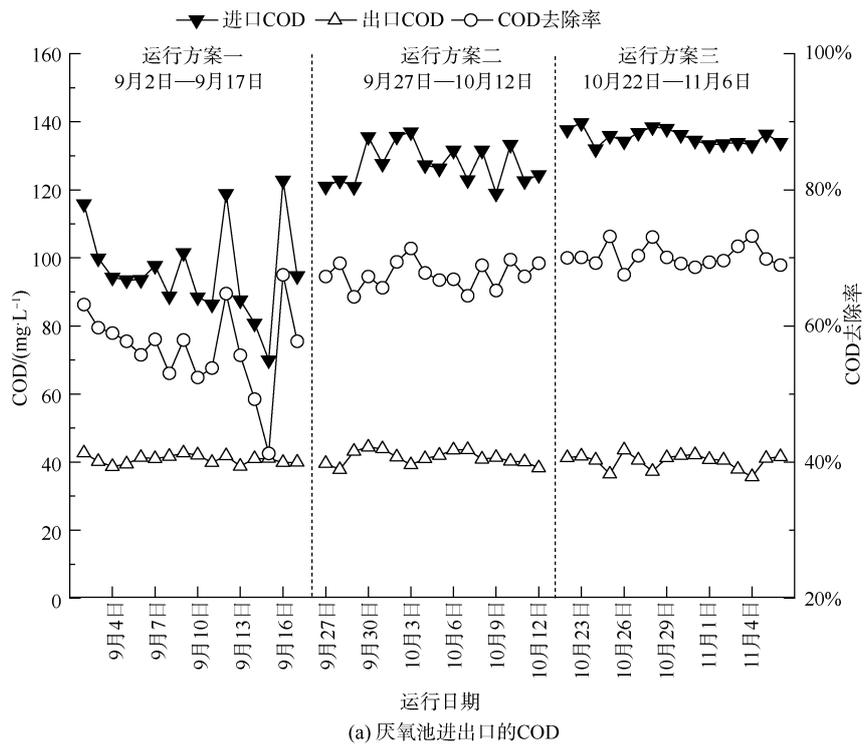


图3 厌氧池运行数据

Fig. 3 Operation Data of Anaerobic Tank

厌氧池的初始 COD 为 135.4 mg/L, 出口 COD 质量浓度仍约为 40 mg/L, COD 的去除率的均值为 70.5%, 平均去除量为 95.2 mg/L, 去除总量为 2 862

kg COD/d, 外加碳源几乎全都被 PAO_s 摄取。厌氧出水总磷质量浓度为 30.9 mg/L, TP 的增加率为 625%, 厌氧释磷量为 26.6 mg/L, 释磷总质量为 807

kg TP/d, $F=3.55$ 。

3.2 缺氧池运行效果

3个运行方案期间,缺氧池进出口的硝酸盐氮和TP的运行数据如图4所示。

厌氧出水与内回流混合液在缺氧池混合。内回流混合液带来了约11 mg/L(混合后)的硝酸盐氮,为DPAO_s的反硝化除磷提供了电子受体。反硝化池内的有机物浓度不能过高,否则普通异氧反硝化菌(OHO_s)会优先以碳源为电子供体,为硝酸盐氮提供电子发生反硝化脱氮反应,使OHO_s变成优势菌;内回流液中应尽量降低DO的浓度,避免DPAO_s过早地发生好氧吸磷反应,降低了DPAO_s反硝化效率。因此,在以反硝化除磷为目的的缺氧池内,不能再投加碳源,避免OHO_s的过度繁殖;本工艺中设置了内回流消氧池,内回流液中活性污泥浓度高和活性都很高,好氧呼吸速率快,DO消耗速率较大,可达30 mg O₂/(g VSS·d)^[14]出水DO质量浓度保持在0.3 mg/L以内,使好氧吸磷反应程度很低。

方案一阶段,为了确保改造后出水TN快速达标,在缺氧池中大量投加碳源,COD投加当量为3 030 kg/d,OHO_s为优势菌,以普通异氧反硝化为脱氮的主要途径,缺氧池出水TP浓度较高,进口TP平均质量浓度为6.11 mg/L,出水TP质量浓度为3.22 mg/L,缺氧池的TP去除量为173.4 kg/d。

方案二阶段,缺氧池中不再投加碳源,其进水的有机物浓度较低,为DPAO_s发生反硝化除磷反应创造了良好的条件。缺氧池进、出水的硝酸盐氮和进、出水TP的质量浓度分别为11.1、1.4 mg/L和13.75、2.75 mg/L,反硝化除氮量为576 kg/d,除磷量为660 kg/d,每吸收1 mg的TP需要消耗0.88 mg的硝酸盐氮。

方案三阶段,厌氧阶段的释磷量增加,内回流比从200%增加到300%,缺氧池入口的浓度有所降低,但总量增加,进一步发挥了DPAO_s同时脱氮除磷的作用。此阶段,缺氧池进、出水的硝酸盐氮和进、出水TP的质量浓度分别为10.60、1.34 mg/L和12.75、2.09 mg/L,反硝化除氮量为694.5 kg/d,除磷量为799.5 kg/d,每吸收1 mg的TP需要消耗0.87 mg的硝酸盐氮。

3.3 不同方案的运行效果对比分析

图5是3个方案运行时生化系统的运行数据。

由图5可知,因设置了外回流消氧池,并投加了

15%~20%的原水,外回流携带的硝酸盐氮大多在该池内被消耗,厌氧池入口的硝酸盐氮质量浓度为1 mg/L左右,有利于厌氧池中DPAO_s吸附有机物、厌氧释磷;缺氧池出水中含有的氨氮在好氧池中被硝化,受内回流比影响,方案一和方案二的好氧池出水硝酸盐质量浓度均可达到22 mg/L,方案三为17.6 mg/L;方案一、二在后缺氧池的硝酸盐氮去除量为180 kg/d,方案三的去除量为114 kg/d,方案三进一步降低了后缺氧池的碳源投加量。

与方案一相比,方案二、三厌氧池出口的TP浓度较高。乙酸钠作为优质碳源投加在厌氧池,设置的内回流消氧池消除了DO、硝酸盐氮与DPAO_s对有机物的竞争,极大地提升了DPAO_s的释磷、吸磷能力;同时由于内回流消氧池对硝化回流液中DO的去除作用降低了好氧吸磷作用并且缺氧池内的有机物浓度较低避免了OHO_s的竞争,使得该池发生明显的反硝化聚磷反应。方案三的厌氧释磷量和总吸磷量及反硝化脱氮量最高,反硝化除磷反应最好,该方案的COD投加当量仅为传统硝化、反硝化工艺的方案一的39%,但去除的硝酸盐氮量更高,充分发挥了反硝化除磷反应节省碳源的优势。折合成当量值为 2.2×10^5 mg/L的液体乙酸钠,与改造前的1.000元/m³的碳源费相对比,有大幅度的降低,如表2所示。

将进水COD计算在内,和方案一相比,C/N从5.76降低到方案三的3.86;由于外加碳源的减少,生化系统的剩余污泥产量方案三降低了3.77 t DS/d,需要化学除磷去除的TP从52.5 kg/d降至7.95 kg/d,方案三的剩余污泥处理处置费及化学除磷的药剂费也会明显减少。

方案二、三运行的数据表明,以反硝化除磷为主要工艺原理运行的厌氧池的释磷量和缺氧池的吸磷量基本持平,厌氧释磷量稍高;生物吸磷(包括反硝化和好氧吸磷)量约为厌氧释磷量的1.14倍;反硝化除磷量和好氧吸磷量的比例为6:1~6.8:1。反硝化除磷脱氮率为59.4%。缺氧池反硝化除磷过程中吸磷量和硝酸盐氮去除量的比值为1.15,王启镛等^[9]的研究表明,缺氧反应进行到120 min时,微生物吸收的磷酸盐及去除的硝酸盐的比例(磷/硝酸盐氮)为1.36,本项目缺氧池HRT较长且内、外回流液经过充分地消氧可能是硝酸盐氮去除率较高的原因。

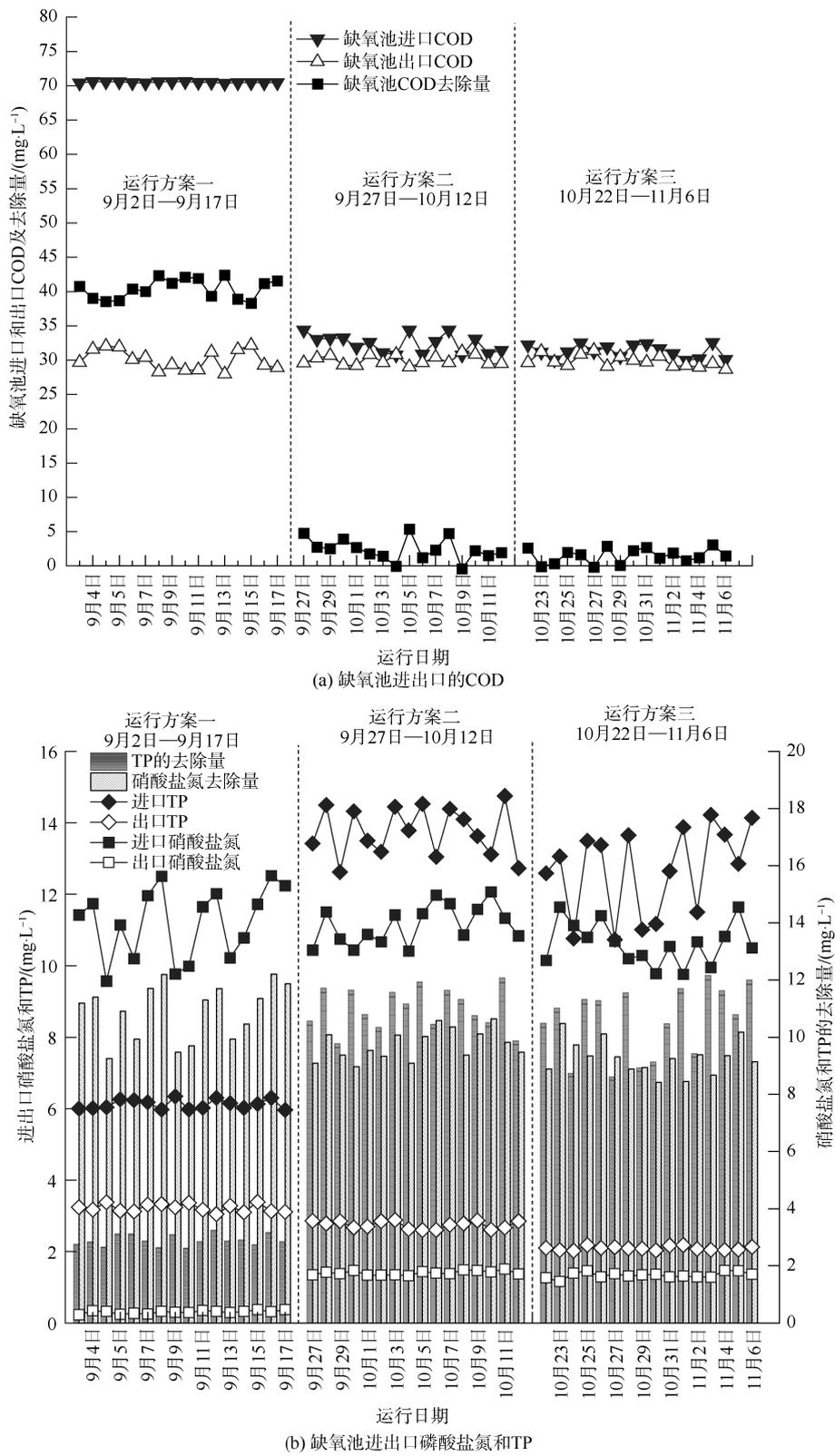


图4 缺氧池运行数据

Fig. 4 Operation Data of Anoxic Tank

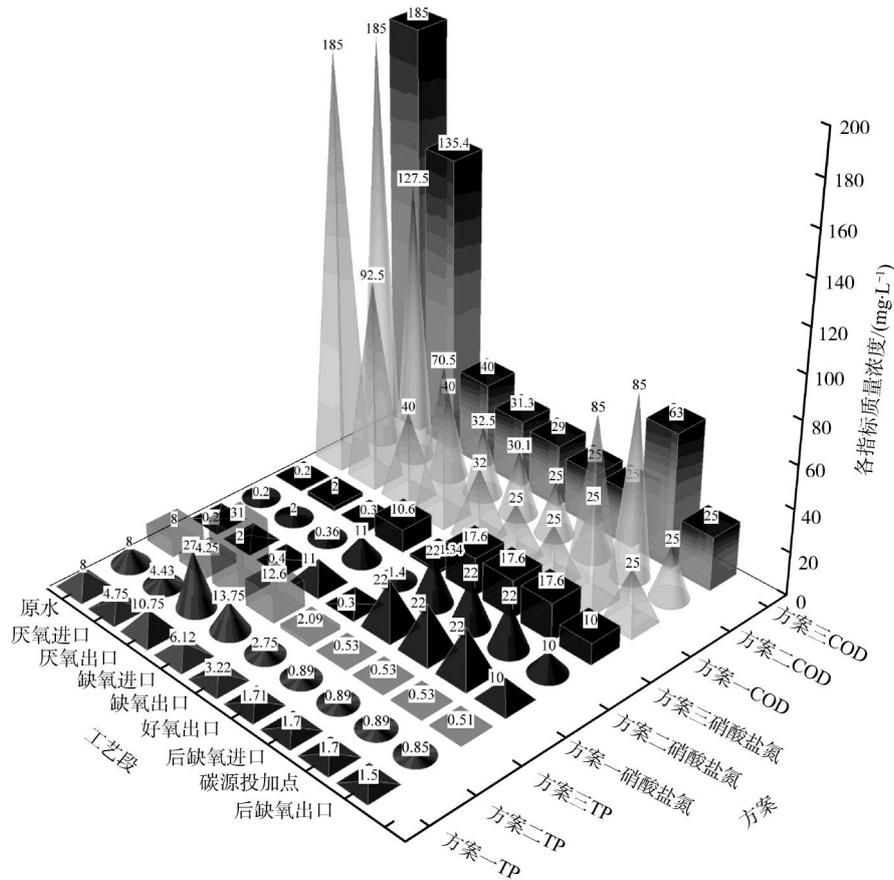


图5 生化系统运行数据

Fig. 5 Operation Data of Biochemical System

表2 不同运行方案的效果对比

Tab. 2 Effects Comparison of Different Operation Schemes

项目	方案一	方案二	方案三
厌氧池碳源投加当量/ (kg COD·d ⁻¹)	0	948	1 185
厌氧池释磷量/(kg·d ⁻¹)	180	678	807
缺氧池碳源投加当量/ (kg COD·d ⁻¹)	3 030	0	0
缺氧池脱氮量/(kg·d ⁻¹)	642	576	694.5
缺氧池吸磷量/(kg·d ⁻¹)	173.4	660	799.5
好氧池吸磷量/(kg·d ⁻¹)	90.6	111.6	117
后缺氧池碳源投加量/ (kg COD·d ⁻¹)	1 800	1 800	1 140
乙酸钠投加量/(t·d ⁻¹)	21.95	12.49	10.57
碳源费用/(元·m ⁻³)	0.878	0.500	0.423

4 结论

反硝化除磷工艺在低碳氮比污水厂中节约碳源的效果十分显著,并且其对工艺控制、环境条件的要

求较为宽松,采用 AAO 和 AO 工艺的低碳氮比污水厂可以采用改良 Phoredox 工艺进行改造和运行。为消除 DO 和硝酸盐氮对厌氧释磷和反硝化除磷的影响,设置 HRT 分别为 0.51~0.78 h(内回流消氧池)和 0.5 h(外回流消氧池)内、外回流消氧池和较长 HRT 的厌氧池,选用乙酸钠为碳源,并将其投加在厌氧池内是充分发挥反硝化除磷作用的必要条件。将内回流比调整到 300%并将厌氧池的碳源投加量调整到 1 185 kg COD/d,获得了最佳的反硝化除磷效果,包括原水 COD 在内的 C/N 最低为 3.86 时出水 TN 不超过 10 mg/L。此时厌氧池的释磷量和缺氧池的吸磷量基本持平,厌氧释磷量稍高。生物吸磷量(包括反硝化和好氧吸磷)约为厌氧释磷的 1.14 倍;反硝化除磷量和好氧吸磷量的比例约为 6.8 : 1。

参考文献

[1] 李正昊,曾敏静,陈月茹,等. 外加碳源对好氧颗粒污泥强

- 化低碳氮比污水脱氮效果[J]. 净水技术, 2023, 42(9): 80-87, 175.
- LI Z H, ZENG M J, CHEN Y R, et al. Denitrification effect of external carbon source dosing for aerobic granular sludge on enhanced low C/N wastewater treatment [J]. Water Purification Technology, 2023, 42(9): 80-87, 175.
- [2] 杨晨宵, 盛铭军, 黄继会, 等. “准IV类”标准下城镇污水厂提标改造的难点与举措[J]. 工业水处理, 2020, 40(11): 15-21.
- YANG C X, SHENG M J, HUANG J H, et al. Difficulties and measures for upgrading and reconstruction of urban sewage treatment plants under quasi-IV standard [J]. Industrial Water Treatment, 2020, 40(11): 25-21.
- [3] 李其光, 徐文, 赵连勤. 山东省城镇污水处理工艺选择与运行分析[J]. 山东水力, 2021(2): 7-10.
- LI Q G, XU W, ZHAO L Q. Cost analysis of process selection and operation of municipal sewage disposal works in Shandong Province [J]. Shandong Water Resources, 2021(2): 7-10.
- [4] 袁飞, 马一行, 卫鸣志. 城镇污水处理厂强化生物脱氮除磷的工艺优化探索与应用[J]. 净水技术, 2021, 40(10): 173-178.
- YUAN F, MA Y X, WEI M Z. Exploration and application of process optimization for enhanced biological nitrogen and phosphorus removal in municipal sewage treatment plant [J]. Water Purification Technology, 2021, 40(10): 173-178.
- [5] 王拓, 严冰. 多级 A/O 工艺协同精确控制系统用于低 C/N 进水污水厂[J]. 中国给水排水, 2021, 37(12): 65-69.
- WANG T, YAN B. Application of multi-stage A/O process collaborative precise control system in wastewater treatment plant with low C/N influent [J]. China Water & Wastewater, 2021, 37(12): 65-69.
- [6] 宋小康, 阴方芳, 丁敏, 等. 城市污水厌氧氨氧化脱氮面临的挑战与应对策略[J]. 环境工程, 2022, 40(4): 235-243.
- SONG X K, YIN F F, DING M, et al. Nitrogen removal from municipal wastewater by anaerobic ammonia oxidation: challenges and solutions [J]. Environmental Engineering, 2022, 40(4): 235-243.
- [7] 刘丽娅, 刘丹丹, 莫华荣, 等. 城镇污水生物脱氮除磷研究进展[J]. 净水技术, 2023, 42(3): 49-59.
- LIU L Y, LIU D D, MO H R, et al. Research progress of biological nitrogen and phosphorus removal in municipal wastewater treatment [J]. Water Purification Technology, 2023, 42(3): 49-59.
- [8] 吴春英, 白鹭. 新型短程硝化同步反硝化除磷工艺的运行调控[J]. 中国给水排水, 2019, 35(11): 108-112.
- WU C Y, BAI L. Operation and regulation of a novel shortcut nitrification coupled with simultaneous denitrifying phosphorus removal process [J]. China Water & Wastewater, 2019, 35(11): 108-112.
- [9] 王启斌, 李浩, 董旭, 等. 改良型 A²/O 污水处理厂的工艺优化调控方案及其对同步脱氮除磷效率的提升[J]. 环境工程学报, 2022, 16(2): 659-665.
- WANG Q B, LI H, DONG X, et al. Process optimization regulation scheme of a full-scale modified A²/O wastewater treatment plant and its improvement of simultaneous nitrogen and phosphorus removal efficiency [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2022, 16(2): 659-665.
- [10] 李航, 董立春, 方建飞, 等. 初沉池优化运行对改良型 A²/O 工艺脱氮除磷的影响[J]. 环境工程技术学报, 2021, 11(6): 1189-1195.
- LI H, DONG L C, FANG J F, et al. Effect of optimizing operation of primary sedimentation tank on nitrogen and phosphorus removal of modified A²/O process [J]. Journal of Environmental Engineering Technology, 2021, 11(6): 1189-1195.
- [11] 张建华, 王淑莹, 张森, 等. 不同反应时间内碳源转化对反硝化除磷的影响[J]. 中国环境科学, 2017, 37(3): 989-997.
- ZHANG J H, WANG S Y, ZHANG M, et al. Effect of conversion of internal carbon source on denitrifying phosphorus removal under different reaction time [J]. China Environmental Science, 2017, 37(3): 989-997.
- [12] 冯琪瑞, 唐玉朝, 伍昌年, 等. 反硝化除磷工艺进展及影响因素[J]. 环境检测管理与技术, 2023, 35(4): 7-12.
- FENG Q R, TANG Y C, WU C N, et al. Progress and influencing factors of denitrifying phosphorus removal process [J]. The Administration and Technique of Environmental Monitoring, 2023, 35(4): 7-12.
- [13] 李成, 郭之晗, 黄慧敏, 等. 反硝化除磷的启动特性及亚硝酸盐浓度的影响[J]. 中国给水排水, 2023, 39(11): 8-14.
- LI C, GUO Z H, HUANG H M, et al. Start-up characteristics of denitrifying phosphorus removal process and effect of nitrite concentration [J]. China Water & Wastewater, 2023, 39(11): 8-14.
- [14] 罗固源, 罗富金, 豆俊峰, 等. 螺旋升流式反应器系统中污泥特性[J]. 重庆大学学报, 2003, 26(10): 112-115.
- LUO G Y, LUO F J, DOU J F, et al. Analysis of sludge characteristic in spiral up-flow reactor system [J]. Journal of Chongqing University, 2003, 26(10): 112-115.