

城镇给排水工程设计案例专栏

张名, 余波, 王文杰, 等. 调节池改造为缺氧池强化 CASS 工艺脱氮能力及低成本达标实践[J]. 净水技术, 2026, 45(4): 167-173.

Zhang M, Yu B, Wang W J, et al. Reconstruction of regulating tank into anoxic tank to enhance denitrification capacity in CASS process and achieve compliance discharge with low cost[J]. Water Purification Technology, 2026, 45(4): 167-173.

调节池改造为缺氧池强化 CASS 工艺脱氮能力及低成本达标实践

张名^{1,*}, 余波¹, 王文杰², 刘鹏飞¹, 杨鹏玉¹, 李蒙¹, 赵明红³

(1. 中铁水务集团有限公司, 陕西西安 710000; 2. 通渭县住房和城乡建设局, 甘肃定西 743300; 3. 呼和浩特经济技术开发区公用事业有限公司, 内蒙古呼和浩特 010000)

摘要 【目的】随着城镇化水平进一步提高, 市政污水处理厂原有设计进水污染物浓度负荷变大。西北某县域污水处理厂设计污水处理规模为 8 000 m³/d, 设计进水氨氮质量浓度为 32 mg/L, 总氮(TN)质量浓度为 45 mg/L, 采用周期循环活性污泥(CASS)工艺, 出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级 A 排放标准。实际进水氨氮和 TN 质量浓度分别为 71~117 mg/L 和 78~127 mg/L, 超过设计进水污染物浓度 1.21~2.65 倍和 0.73~1.82 倍, 出水 TN 不满足排放质量浓度为 15 mg/L 要求。【方法】开展缺氧反硝化小试试验, 确定了改造思路是需要强化活性污泥反硝化水力停留时间。基于 CASS 池序批式处理污水和生物选择区容积仅占生物池容 11.3% 等问题, 改造工程将调节池改造为缺氧池, 在 CASS 池有效池容为 8 579 m³ 基础上, 增加调节池有效池容为 3 091 m³ 的独立缺氧区, 硝化液回流比由设计值 24% 提高至 114%。在 CASS 池进水、曝气反应阶段将硝化液回流到调节池进行缺氧反硝化反应, 再随进水返回到 CASS 池, 强化生化池脱氮能力。【结果】不停水改造调试 15 d, 实现出水 TN 稳定达标。【结论】该工艺改造实践解决了西北地区县域污水处理厂进水氨氮负荷超设计水质导致的脱氮能力不足问题, 且改造费用极低, 为资金受限的西北中小型污水处理厂提供了一条经济、快捷、易维护的改造路径, 具有广泛的推广价值。

关键词 周期循环活性污泥法(CASS) 进水负荷 总氮(TN) 反硝化 改造 调节池

中图分类号: X703 文献标志码: B 文章编号: 1009-0177(2026)04-0167-07

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2026.04.019

Reconstruction of Regulating Tank into Anoxic Tank to Enhance Denitrification Capacity in CASS Process and Achieve Compliance Discharge with Low Cost

Zhang Ming^{1,*}, Yu Bo¹, Wang Wenjie², Liu Pengfei¹, Yang Pengyu¹, Li Meng¹, Zhao Minghong³

(1. China Railway Water Group Co., Ltd., Xi'an 710000, China;

2. Tongwei County Housing and Urban-Rural Development Bureau, Dingxi 743300, China;

3. Hohhot Economic and Technological Development Zone Public Utilities Co., Ltd., Hohhot 010000, China)

Abstract [Objective] With the further improvement of urbanization, the original designed influent pollutant concentration load of the wastewater treatment plant (WWTP) has increased. A WWTP in northwest China country is designed with a wastewater treatment capacity of 8 000 m³/d, ammonia nitrogen mass concentration of 32 mg/L, and total nitrogen (TN) mass concentration of 45 mg/L. The cyclic activated sludge system (CASS) process is adopted. The effluent quality follows the class A criteria of *Discharge Standard of Water Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plants* (GB 18918—2002). However, the actual influent quality of ammonia nitrogen and TN mass concentrations are 71–117 mg/L and 78–127 mg/L, respectively. And these concentrations are exceeding the

[收稿日期] 2025-10-22

[基金项目] 四川省科技计划项目(2022YFG0129)

[通信作者] 张名(1993—), 男, 工程师, 主要从事污水处理工艺技术研发等工作, E-mail: mingzhang1993@sina.com。

design influent concentrations from 1.21 times to 2.65 times and from 0.73 times to 1.82 times, respectively. The effluent TN does not meet the discharge water quality requirement of 15 mg/L. [Methods] The small-scale hypoxic denitrification test is carried out. The further renovation idea is determined to enhance the hydraulic retention time of the activated sludge denitrification. Based on the problems of batch treatment of wastewater in CASS tank and the fact that the volume of the biological selection zone only accounts for 11.3% of the biological tank capacity, the renovation project will transform the regulating tank into an anoxic tank. On the basis of the effective capacity of 8 579 m³ in the CASS tank, an independent anoxic zone with the effective capacity of 3 091 m³ in the equalization is added. The nitrification reflux ratio has increased from the designed 24% to 114%. During the influent and aeration reaction stages of the CASS tank, the nitrification solution is refluxed to the equalization tank for anaerobic denitrification reaction, and then returned to the CASS tank with the influent to enhance the denitrification capacity of the biochemical tank. [Results] After 15 days of non-stop water supply during the renovation and commissioning, the TN in the effluent is stably up to standard. [Conclusion] This process renovation practice has solved the problem of insufficient nitrogen removal capacity in WWTP, especially in the county-level areas of the northwest region due to the excessive nitrogen load in the influent exceeding the designed water quality. Moreover, the renovation cost is extremely low. This project provides an economic, fast, and easy maintaining, and broad promotion value renovation path for small and medium sized WWTPs with the limited funds in the northwest region.

Keywords cyclic activated sludge system (CASS) influent pollutant load total nitrogen (TN) denitrification reconstruction regulating tank

污水处理厂通常是超前规划设计,污水处理规模是根据地区经济发展和人口数增长规划进行预测,并匹配区域自来水供应规模;进水水质通过统计历史实测数据,考虑污水管网建设和污水收集率提升趋势,并保证远期污水处理要求,综合确定污水处理厂设计进水污染物浓度^[1-3]。由于我国城镇化进程加快,区域人口向市县城市聚集,工业生产、商贸业数量和居民生活饮食都发生了较大改变,污水处理厂现状进水量和污染物浓度出现了大幅波动,进水污染物浓度负荷增大,甚至超过污水处理厂设计处理能力,或污水处理厂出水水质执行更严格标准,现状工艺出水水质已不能满足排放标准^[4]。

由于污水处理厂原规划设计与现实的差距较大,已不能满足实际污水处理要求及环保的需要,需要对污水处理厂污水处理工艺进行改造,主要为实现提标或扩容等目标^[5]。吴飞等^[6]分享了南京经济技术开发区污水处理厂周期循环活性污泥(CASS)工艺生物池改为两点进水厌氧-缺氧-好氧(AAO)的提标改造实例,打通相邻4座CASS池之间的隔墙,增加导流墙、内外回流管道、7 kW 潜水搅拌机4台和7 kW 潜水推流器4台,解决了CASS工艺存在的脱氮除磷能力不足、应对来水可生化性偏低的问题。刘晓宁^[7]复盘了某城镇污水处理厂提高系统总氮(TN)去除效率改造思路,在CASS池加入悬浮填料形成移动床生物膜反应器

(MBBR)反应区,在好氧区加入搅拌器进行低氧搅拌,预先进行缺氧混合形成反应缺氧-好氧(AO)交替时间。何泽等^[8]通过工艺负荷计算出某CASS池单系列好氧区停留时间为9.18 h,小于一级A指标的计算值16.3 h,在不扩充池容条件下投加悬浮填料,增加生物量,投加规格为 $\varphi 25\text{ mm} \times 10\text{ mm}$ 、比表面积为 $800\text{ m}^2/\text{m}^3$ 的悬浮填料 925 m^3 ,填充率为34.5%,并增加MBBR区底部辅助流化系统和滗水器前端不锈钢拦截网,改造后CASS池表面好氧MBBR区五日生化需氧量(BOD_5)表面负荷为 $5.13\text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,表面硝化负荷为 $0.84\text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,提升了CASS池对氨氮的去除效果。范奎等^[9]报道了CASS池改造TN提标为一级A案例,单格CASS池增加10 kW 潜水搅拌机6台,并拆除搅拌机周边的管式曝气管12~20根。这些改造案例的主要目的是提高生化池去除化学需氧量(COD)和氨氮的能力和效果,且都要停止污水处理厂进水和清空CASS池,清池难度和工作量大,工程改造施工期间污水处理去处问题突出。本文以西北某县域污水处理厂CASS池改造为实例,在实际进水氨氮、TN浓度超出原设计污水处理脱氮能力的状况下,进行不停水改造,将厂内调节池改造成缺氧池,与CASS池之间建立活性污泥大回流系统,提高生化系统反硝化停留时间和去除TN能力,并对改造过程和运行效果进行分析,为该类型污水处理厂改造提供技术参考。

1 工程概况

1.1 污水处理厂基本情况

西北某县城地处黄土高原丘陵沟壑区,污水处理厂于2011年建成运行,负责县城区域污水集中处理任务。污水处理工艺流程为进水→河湾泵站→粗格栅→提升泵房→细格栅→旋流沉砂池→调节池→配水池→CASS池→中间水池→高效沉淀池→接触消毒池→外排。设计污水处理规模为8000 m³/d,实际污水量为5500~6700 m³/d,污水量负荷为68.75%~83.75%。调节池尺寸为24.8 m×16.4 m×8.7 m,有效水深为7.6 m,有效池容为3091 m³。对向布置4台潜水搅拌机,叶轮直径为600 mm,转速为50 r/min,功率为6.5 kW。采用CASS污水处理工艺,设计运行周期为4 h,进水并曝气2 h,沉淀1 h,滗水1 h;CASS池尾端硝化液回流泵流量为80 m³/h,硝化液通过管道(管径为DN200)回流到CASS池前端生物选择区;在排水阶段后期排泥0.5 h;设计出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)中的一级A标准,其中TN质量浓度≤15 mg/L,氨氮质量浓度≤5(8) mg/L,括号内数值为水温≤12℃时的控制指标。

1.2 现状存在问题

污水处理厂设计和实际进水水质如表1所示。在2023年,实际进水TN和氨氮质量浓度分别为78~127 mg/L和71~117 mg/L,超过设计进水浓度0.73~1.82倍和1.21~2.65倍;进水氨氮、TN浓度负荷超设计水质,CASS池工艺参数进行了调控,通过少排泥将生化池混合液悬浮固体(MLSS)质量浓度提高至9500 mg/L,CASS池运行周期改为5 h,边进水边曝气2.5 h,沉淀1 h,滗水1.5 h,现状出水TN质量浓度为19.94~47.81 mg/L、氨氮质量浓度为2.54~17.34 mg/L,出水TN、氨氮已不能稳定满足出水水质达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级A排放标准。

表1 污水处理厂设计和实际进水水质

Tab. 1 Design Influent and Effluent Quality of WWTPs

指标	设计进水	实际进水
COD/(mg·L ⁻¹)	480	264~572
BOD ₅ /(mg·L ⁻¹)	230	168~366
TN/(mg·L ⁻¹)	45	78~127
氨氮/(mg·L ⁻¹)	32	71~117
总磷(TP)/(mg·L ⁻¹)	4	7~12

2 工艺技术改造

2.1 工艺参数分析

现状污水处理厂设计进水量为8000 m³/d,实际进水量为6500 m³/d。设计进水TN质量浓度为45 mg/L,氨氮质量浓度为32 mg/L。CASS池1座,尺寸为46.0 m×37.3 m,共4格。设计污泥MLSS质量浓度为4500 mg/L,有效水深为5 m,有效容积为8579 m³,其中生物选择区容积为782 m³。鼓风机房布置2台风机,型号为YG100磁悬浮鼓风机(流量为60 m³/min,电机功率为100 kW)。曝气管分别对应CASS池1#、2#和CASS池3#、4#。CASS池实际运行周期为5 h,边进水边曝气2.5 h、沉淀1 h、滗水1.5 h,实际污泥质量浓度为9500 mg/L;实际进水TN质量浓度为127 mg/L,氨氮质量浓度为117 mg/L。考虑控制出水TN质量浓度为12 mg/L,氨氮质量浓度为3 mg/L,按照式(1)进行活性污泥法TN负荷和氨氮负荷计算。

$$S_{LR} = \frac{Q \times [(C_1 - C_2) \times 0.001]}{V \times (C_{MLSS} \times 0.001)} \quad (1)$$

其中: S_{LR} ——污泥负荷,kg TN/(kg MLSS·d)

或kg 氨氮/(kg MLSS·d);

Q ——进水量,m³/d;

C_1 ——进水污染物质量浓度,mg/L;

C_2 ——出水污染物质量浓度,mg/L;

0.001——单位换算倍数,mg/L换算成kg/m³;

C_{MLSS} ——MLSS质量浓度,mg/L;

V ——生化池有效容积,m³。

污泥设计TN负荷为0.0066 kg/(kg MLSS·d),设计氨氮负荷为0.0066 kg/(kg MLSS·d);实际TN负荷为0.011 kg/(kg MLSS·d),设计硝化氨氮负荷为0.012 kg/(kg MLSS·d)。对比表面负荷计算结果,现状污水处理厂实际TN、氨氮负荷超过设计负荷值0.67倍,现有工艺不能实现TN达标。

2.2 小试试验分析

该污水处理厂实际进水氨氮、TN高于原设计水质指标,为了找到改造思路,对CASS池滗水前上清液进行模拟缺氧反硝化小试。CASS池滗水前的上清液与活性污泥体积比为1:4,总体积为2 L,投加高效碳源(主要成分为乙酸钠,COD当量约为20万mg/L)1 mL,折算成COD质量浓度为100 mg/L,放置

于磁力搅拌器上搅拌,间隔一定时间取样,重复测定 3 次并计算 TN 和氨氮平均浓度,试验结果如图 1 所示。

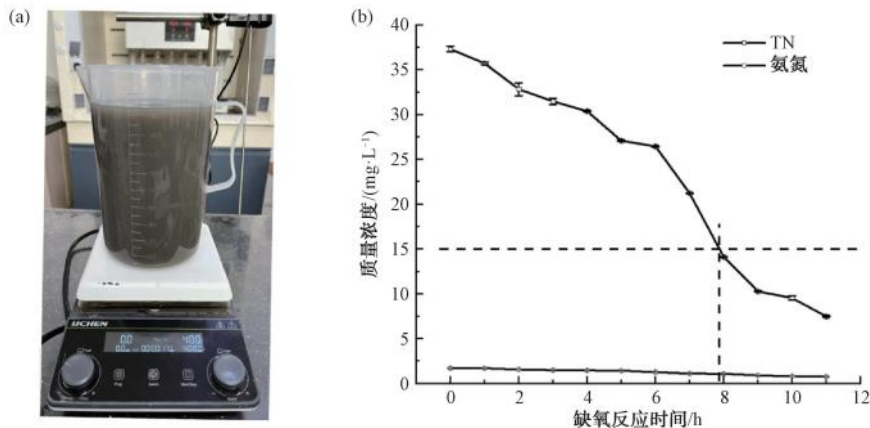


图 1 (a) 试验装置; (b) 缺氧反硝化试验结果

Fig. 1 (a) Experimental Device; and (b) Results of Anaerobic Denitrification Experiment

由图 1 可知,当 CASS 池完成进水和曝气/沉淀反应周期后,上清液 TN 质量浓度为 37.28 mg/L,氨氮质量浓度为 1.67 mg/L,要求出水 TN 质量浓度 < 15 mg/L 和氨氮质量浓度 < 5 mg/L,主要不达标水质指标是 TN。将 CASS 池出水与活性污泥混合,继续进行模拟缺氧反硝化小试,当缺氧反应 8 h 后,系统 TN 质量浓度为 14.09 mg/L,达到一级 A 规定 TN 质量浓度 < 15 mg/L 水质标准,高效碳源投加 COD 浓度与 TN 去除量的比值为 4.3 mg COD/(mg TN)。活性污泥平均反硝化速率为 2.71 mg/(L·h),确定现状 CASS 池工艺 TN 不达标的问题是缺氧反硝化反应时间不足,需要强化活性污泥缺氧反硝化去除硝态氮(NO_3^- -N)水力停留时间,从而实现出水 TN 浓度达标。

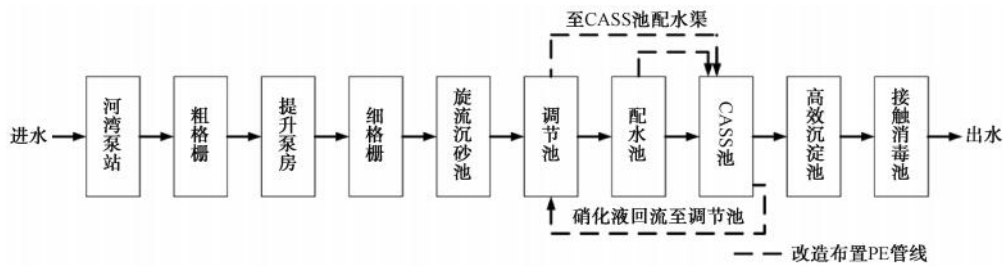
2.3 工艺改造方案

本污水处理厂工艺改造主要目的是提高现有活性污泥去除 TN 负荷能力。活性污泥法脱氮工艺遵循有机物氧化、氨化、硝化、反硝化顺序设置,在 AO 活性污泥脱氮系统中,反硝化、硝化与可生化有机污染物去除分别在 2 座或 2 个独立区域的反应池内进行,并设置内循环系统,将好氧段已经充分反应的一部分硝化液回流至缺氧反应池,提供 NO_3^- -N 作为反硝化反应的电子受体。

CASS 池一般被分为 2 组,采用序批式处理污水,CASS 池进水和曝气是通过阀门进行顺序切换,延长每次反应的时间周期,就会造成另一组沉淀(或曝气)时间过长和污水处理不及时问题。CASS 池去除 TN,一方面是通过将好氧区的硝化液通过回

流泵送至前端生物选择区,在生物选择区完成缺氧反硝化反应;另一方面,微生物在 CASS 池静沉和滗水阶段发生内源反硝化反应。该 CASS 池单格硝化液回流泵流量为 80 m³/h,现状硝化液回流比为 158%,而 CASS 池前端生物选择区容积为 252 m³,仅占生物池容积的 11.3%,面对进水 TN 浓度超过设计值 2 倍状况,前端生物选择区反硝化负荷有限。另外,在 CASS 池滗水时的出水 TN 质量浓度为 17.8~29.83 mg/L,氨氮质量浓度为 0.27~6.82 mg/L,说明 CASS 池活性污泥内源反硝化仍不能实现出水水质达标。文献案例中,付益乐等^[10]对南方某污水处理厂的改良百乐可工艺原位改造投加悬浮载体,实现了硝化能力提高 59.22%。投加 MBBR 填料主要是提高单位体积活性污泥量,从而提高生化池去除 BOD₅ 和氨氮的能力,而不能提高生化池的反硝化负荷能力。

该县城仅有一座污水处理厂,改造过程不得停产或停产,现有污水处理厂修建在丘陵沟壑地区,毗邻河湾,无空闲场地扩建反硝化滤池。通过现场勘察,并进行租赁临时污水处理设备或新建构筑物方案比选,确定了本次工艺改造方案,如图 2 所示。将厂内调节池改造为缺氧池,在 CASS 池尾端增设潜水泵,将 CASS 池与调节池之间进行管道连通。调节池对向布置 4 台潜水搅拌机,叶轮直径为 600 mm,转速为 50 r/min,功率为 6.5 kW,活性污泥进入调节池后水流状态良好。在 CASS 池进水并曝气阶段,将 CASS 池污泥回流到调节池,在缺氧条件下活性污泥中的反硝化脱氮菌、反硝化聚磷菌等微



注:PE为聚乙烯。

图2 改造后污水处理工艺流程

Fig. 2 Process Flow of Wastewater Treatment after Reconstruction

生物群将回流液中的 NO_3^- -N 还原成氮气,完成反硝化反应并去除 TN,再返回到 CASS 池,从而增大活性污泥缺氧反硝化容积和延长水力停留时间。

工艺改造具体方案如图3所示,具体改造内容如下。

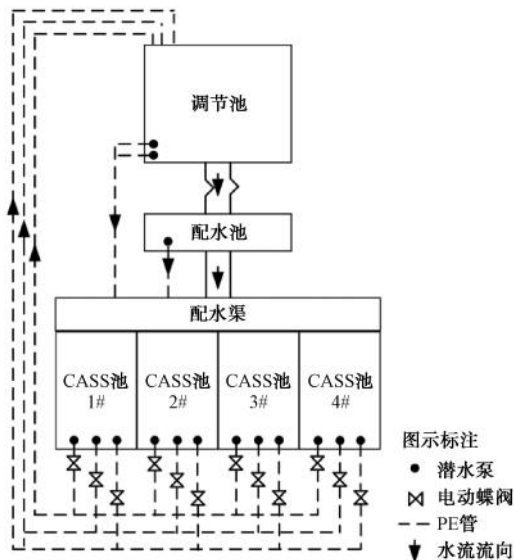


图3 工艺改造具体方案

Fig. 3 Specific Plan for Process Reconstruction

(1)在每格 CASS 池尾端布置 3 台潜水泵[厂家为新界泵业(浙江)有限公司,型号为 WQ100-15-7.5,流量为 $100 \text{ m}^3/\text{h}$,扬程为 15 m,功率为 7.5 kW,下同],潜水泵出水口连接到 PE 管支管,支管中段设置电动法兰蝶阀(型号为 D941X-16Q,材质为球墨铸铁,管径为 DN100,厂家为上海冠蝶阀门制造厂),支管管径为 DN100,汇合到 PE 管总管,管径为 DN200;潜水泵与蝶阀启停进行联控;总管另一端连接到调节池。

(2)调节池布置 2 台潜水泵,潜水泵出水口连接到 PE 管支管,管径为 DN100,汇合到 PE 管总管,

管径为 DN200,总管连接到 CASS 池配水渠。

(3)配水池布置 1 台潜水泵,潜水泵出水口连接到 PE 管支管,管径为 DN100,另一端连接到 CASS 池配水渠,补充配水井自流水流量。

(4)调节池配置碳源投加管线。敷设加药间到调节池的碳源投加管线。

(5)防冻保温措施为在电动蝶阀及电动蝶阀至潜水泵向上竖立部分的 PE 管线缠绕电加热线,并包裹橡塑海绵保温,防止潜水泵、电动蝶阀关闭时管线设备结冰。其余管线一直处于污水流动状态,包裹橡塑海绵保温。

改造期间,实际水量为 $6\,500 \text{ m}^3/\text{d}$,水量负荷达 81%,CASS 池运行周期仍为 5 h,边进水边曝气 2.5 h,沉淀 1 h,滗水 1.5 h。工艺改造运行方案和设备操作规则如下。

(1)当 CASS 池处于进水并曝气阶段时,进行硝化液回流到调节池;当 CASS 池结束曝气时,停止硝化液回流,并切换到另一组 CASS 池。一组 CASS 池处于进水并曝气阶段时,依次开启 CASS 池尾端电动蝶阀和潜水泵;当曝气结束后,切换曝气管阀门到另一组 CASS 池,并依次关闭潜水泵和电动蝶阀。CASS 池新增设备启停与 CASS 池反应阶段同步。

(2)提高调节池到细格栅污水泵的流量,使配水池不溢流。

(3)调节池到 CASS 池配水渠的潜水泵、配水池到 CASS 池配水渠的潜水泵常开。

3 工艺改造运行效果与经济成本

3.1 运行效果

本次工艺改造工程是不停产施工,通过布置潜水泵和 PE 管线,10 d 完成改造。改造过程出水 TN、氨氮数据如图4所示。

由图4可知,改造前,出水 TN 质量浓度高于出

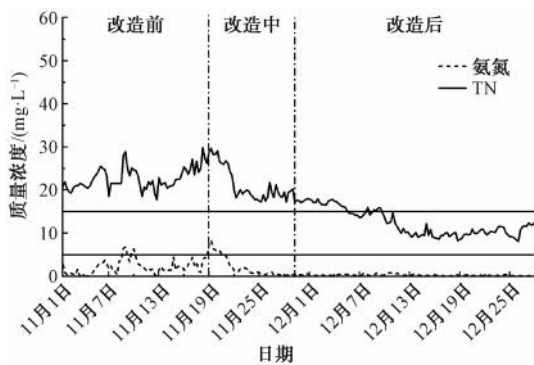


图4 改造过程出水 TN、氨氮浓度结果

Fig. 4 Results of TN and Ammonia Nitrogen Concentration in Effluent during Reconstruction Process

水水质要求 (15 mg/L), 出水氨氮质量浓度偶尔出现高于出水水质要求 (5 mg/L)。当完成改造后, 进行工艺联调。CASS 尾端硝化液回流量约为 600 m³/h, 调节池有效容积为 3 091 m³, 调节池改造为缺氧区的硝化液水力停留时间为 5.1 h; 调节池碳源平均投加质量浓度为 700 mg/L, 混合进水中的 BOD₅ 部分来保障活性污泥缺氧反硝化反应所需的足量电子供体; 在 CASS 池曝气阶段, 将 CASS 池泥水混合物泵送至调节池, 调节池水经提升泵房回流至 CASS 池, 经过如此周期循环, 调节池污泥浓度逐渐增大, 5 d 时调节池污泥质量浓度为 3 151 mg/L, 10 d 时调节池污泥质量浓度为 4 905 mg/L。CASS 池硝化液回流至调节池, 在调节池出水口进行水质监测, 取样时间为每天 9 时和 15 时, 调节池出水端始终未检测到 NO₃⁻-N, 说明调节池活性污泥反硝化效果显著。改造增加调节池为缺氧池, 污泥龄由 11.3 d 增大至 13.4 d, 增幅较小; 调试期间进水氨氮质量浓度为 69~123 mg/L, TN 质量浓度为 76~134 mg/L, 仍高于设计进水水质浓度; 出水氨氮质量浓度稳定低于 1 mg/L, 说明改造建立的污泥回流到调节池对硝化反应没有影响; 出水 TN 也在持续降低, 15 d 时出水 TN 质量浓度为 10.2 mg/L, 氨氮质量浓度为 0.49 mg/L, 出水 TN、氨氮稳定且满足一级 A 排放标准, 说明本次技改方案成功, 有效解决了进水 TN 浓度偏高的水质负荷问题, 实现了预期目标。

3.2 成本分析

本次改造具体采购内容如下。

- (1) 潜水泵 15 台, 5 700 元/台, 总价为 85 500 元。
- (2) 电动法兰蝶阀 12 台, 700 元/台, 总价为

8 400 元。

(3) PE 管包括 DN100 管、DN100 法兰直接头、DN10 弯头、DN200 管、DN200 堵头、DN200×100 mm 三通、DN200 弯头、DN200 法兰直接头, 总价为 93 060 元。

(4) 管线设备保温措施耗资为 2 000 元。

合计改造费用为 188 960 元, 改造经济成本低, 经济效益显著。

在运行过程中, 4 个 CASS 池分为 2 组运行, 6 台潜水泵交替启停, 合计功率为 45 kW; 调节池 2 台潜水泵常开, 合计功率为 15 kW; 配水池 1 台潜水泵常开, 功率为 7.5 kW; 改造后新增设备运行合计功率为 67.5 kW, 每日运行时长为 24 h, 含税电价为 0.423 6 kW·h/元, 一天新增电费约为 686 元。碳源投加质量浓度为 700 mg/L, 以水量为 6 500 m³/d 计算, 乙酸钠碳源采购含税价格为 1 200 元/t, 一天新增碳源药剂费约为 5 460 元。合计改造增加运营费用为 6 146 元, 吨水直接运行成本增加 0.945 5 元。

4 结论

(1) 西北某县域污水处理厂采用 CASS 工艺, 进水 TN、氨氮浓度超过设计进水污染物浓度 0.73~1.82 倍和 1.21~2.65 倍, 出水 TN 不满足排放质量浓度为 15 mg/L 要求。小试试验结果表明工艺改造思路是延长生化段缺氧反硝化水力停留时间。

(2) 本改造实践将污水处理厂厂内调节池改造为缺氧池, 通过布置潜水泵和 PE 管线, 将调节池和 CASS 池进行连通, 建立活性污泥“大”回流系统, 在 CASS 池进水、曝气反应阶段将硝化液回流到调节池, 低成本快速实现出水 TN 稳定达标。

(3) 充分利用现有调节池构筑物改造为缺氧池, 以极低的改造费用解决了西北地区县域污水处理厂进水氮负荷超设计水质导致的脱氮能力不足问题, 为资金受限的西北中小型污水处理厂提供了一条经济、快捷、易维护的改造路径, 具有广泛的推广价值。

参考文献

- [1] 李君. CASS 工艺提标改造 A2O 工艺技术应用[J]. 山西化工, 2021, 41(3): 183-188.
Li J. Application of Transformation of CASS biochemical process into A2O process technology [J]. Shanxi Chemical Industry, 2021, 41(3): 183-188.

- [2] 胡燕, 白俊跃, 马侠, 等. 处理综合城镇污水的 SBR 工艺提标改造研究[J]. 中国给水排水, 2015, 31(1): 17-21.
Hu Y, Bai J Y, Ma X, et al. Upgrading and reconstruction of SBR process for treatment of combined municipal wastewater[J]. China Water & Wastewater, 2015, 31(1): 17-21.
- [3] 景兆华, 王向举, 刘海茹, 等. 西北某高浓度城市污水处理厂 SBR 工艺提标改造设计[J]. 净水技术, 2023, 42(4): 169-175.
Jing Z H, Wang X J, Liu H R, et al. Design of SBR process for upgrading and reconstruction of an urban WWTP with high concentration wastewater in northwest China [J]. Water Purification Technology, 2023, 42(4): 169-175.
- [4] 林晓敏, 张赛辉, 聂芳, 等. 污水处理厂提标改扩建案例分析——以湖南某生活污水处理厂为例[J]. 净水技术, 2025, 44(S2): 189-196.
Lin X M, Zhang S H, Nie F, et al. Case analysis of upgrading, reconstruction and expanding of a WWTP—Taking a domestic WWTP in Hunan Province as an example[J]. Water Purification Technology, 2025, 44(S2): 189-196.
- [5] 杨阿明. 某大型污水处理厂提标改造及扩建工程设计与运行效果[J]. 净水技术, 2025, 44(S1): 386-391.
Yang A M. Design and operation effect of upgrading and reconstruction project in a large-scale WWTP [J]. Water Purification Technology, 2025, 44(S1): 386-391.
- [6] 吴飞, 徐剑新, 吕晨. CASS 工艺园区污水处理厂提标改造为 AAO+三级处理工艺后的运行效果对比分析[J]. 环境工程学报, 2020, 14(4): 1129-1136.
Wu F, Xu J X, Lü C. Contrastive analysis of operation effect of the park sewage treatment plant with the upgraded and reconstructed AAO-tertiary treatment process from CASS process [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2020, 14(4): 1129-1136.
- [7] 刘晓宁. 改良型 CASS 工艺在污水厂提标改造中的应用[J]. 化工管理, 2017(21): 107.
Liu X N. Application of improved CASS process in upgrading and upgrading of sewage plant [J]. Chemical Enterprise Management, 2017(21): 107.
- [8] 何泽, 雷克刚, 王向举. 某 CASS 工艺污水厂一级 A 提标改造设计[J]. 广东化工, 2023, 50(3): 142-144.
He Z, Lei K G, Wang X J. The design of upgrading and reconstruction for first level a in a CASS process sewage treatment plant[J]. Guangdong Chemical Industry, 2023, 50(3): 142-144.
- [9] 范奎, 刘丽丽. 武汉市某 CASS 工艺污水厂提标改造工程实践[J]. 广州化工, 2023, 51(13): 181-183.
Fan K, Liu L L. Upgrading and reconstruction practice of CASS process of wastewater treatment plant in Wuhan [J]. Guangzhou Chemical Industry, 2023, 51(13): 181-183.
- [10] 付益乐, 余江培, 黄在辉, 等. 南方某污水处理厂 MBBR 工艺改造效果分析[J]. 净水技术, 2025, 44(10): 100-107, 187.
Fu Y L, Yu J P, Huang Z H, et al. Effect analysis of MBBR process reconstruction of a WWTP in southern China [J]. Water Purification Technology, 2025, 44(10): 100-107, 187.