

工程实例

合肥某污水厂提至巢湖流域排放标准的工程案例

陈孔明, 毛先勇, 马云峰, 李冬冬, 姚大廷, 丁辉

(安徽国祯环保节能科技股份有限公司, 安徽 合肥 230088)

摘要: 为进一步保护和改善巢湖流域水环境,安徽省出台了《巢湖流域城镇污水处理厂和工业行业主要水污染物排放限值》(DB 34/2710—2016)的地方排放标准,并要求流域内相关城镇污水处理厂出水水质指标由原先执行的一级A标准提高至该标准。合肥市某城区污水处理厂通过对现状工艺的技术改造和管理优化,在实现水质提升的同时,有效降低药剂成本,可为其他污水处理厂提标改造提供借鉴。

关键词: 污水处理厂; 水质提标; 工艺改造; 运行优化

中图分类号: TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2019)24-0075-06

Engineering Case of a Municipal Wastewater Upgrade Project to Reach the Chaohu Basin Discharge Standard in Hefei

CHEN Kong-ming, MAO Xian-yong, MA Yun-feng, LI Dong-dong, YAO Da-ting,
DING Hui

(Anhui Guozhen Environmental Protection Technology Joint Stock Co. Ltd., Hefei 230088, China)

Abstract: In order to further protect and improve the water environment of Chaohu basin, the Anhui government issued *Discharge Limits of Major Water Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plants & Industries in the Chaohu Basin* (DB 34/2710 - 2016), and required that effluent quality indicators of relevant municipal wastewater treatment plants should be raised from the first level A criterion specified in the *Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plants* (GB 18918 - 2002) to the local discharge standard in Chaohu basin. Through the technical upgrade and management optimization of the current process, the urban sewage treatment plant in Hefei could effectively reduce the chemical cost while improved the water quality, which could provide reference for other sewage treatment plants.

Key words: wastewater treatment plant; effluent quality improvement; process upgrade; operation optimization

近年来,由于巢湖流域社会经济的快速发展,流域内水污染总负荷一直处于高位态势,巢湖湖区仍处于富营养化状态。为此,2016年9月安徽省颁布

施行了《巢湖流域城镇污水处理厂和工业行业主要水污染物排放限值》(DB 34/2710—2016)的地方排放标准,以进一步提高城镇污水处理厂排放水质要

求,减少水污染物的排放总量,逐步改善巢湖流域水环境质量和湖体富营养化状况。该标准要求流域范围内所有 2016 年 12 月 31 日前建成的城镇污水处理厂自 2018 年 7 月 1 日起开始执行该排放标准。合肥市某城区污水处理厂即在此列。

1 污水厂现状及工艺提标要求

1.1 污水厂现状及工艺流程

该污水处理厂设计处理规模为 $5.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 主要处理城市生活污水,已于 2013 年 9 月完成了提标改造,出水水质能稳定达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级 A 排放标准。

污水处理厂现状工艺流程如图 1 所示。

该污水厂现状工艺为在原执行《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)一级标准的工艺基础上,经 2013 年一级 A 提标改造后的工艺流程。一级 A 提标的主要内容有:

① 新建二次提升泵房、混凝反应池、活性砂滤池、消毒池等深度处理构(建)筑物,进行 TN、TP、SS、粪大肠菌群数等指标的控制;

② 将曝气沉砂池改造为平流沉砂池,提高原水碳源利用率;

③ 改造原 8 格 CASS 池为 SBR 生化池,取消 CASS 生化池前的厌氧区并加装曝气管,同时改变原 CASS 池的生产运行模式,增加进水反硝化缺氧搅拌阶段,提升生化池的脱氮能力;

④ 在 SBR 生化池前、活性砂滤池前分别增设碳源、除磷剂投加设施,提升工艺系统的脱氮除磷效果^[1]。

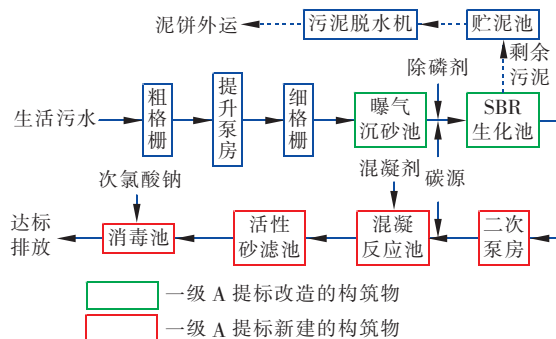


图 1 现状工艺流程

Fig. 1 Current sewage treatment process

1.2 现状水量、水质及提标要求

该污水处理厂目前实际平均处理水量约为 $6.2 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,已超过设计处理规模。该厂 2015 年、2016 年的实际进、出水水质如表 1 所示。

表 1 实际进、出水水质

Tab. 1 Actual quality of influent and effluent

项 目		COD	SS	TN	$\text{NH}_3 - \text{N}$	TP
2015 年	实际进水	109 ~ 308	54 ~ 520	25.5 ~ 66.5	15.6 ~ 40.8	1.23 ~ 6.16
	实际出水	11 ~ 29	5 ~ 9	2.7 ~ 13.7	0.11 ~ 1.80	0.02 ~ 0.35
2016 年	实际进水	86 ~ 439	56 ~ 255	22.9 ~ 52.0	11.3 ~ 39.7	1.60 ~ 6.85
	实际出水	10 ~ 29	6 ~ 10	3.1 ~ 13.3	0.12 ~ 2.50	0.05 ~ 0.42

该厂从一级 A 排放标准提高至巢湖标准,主要指标对比见表 2。

表 2 一级 A 与巢湖标准的水质指标对比

Tab. 2 Comparison of indexes between the first level A criterion and the Chaohu basin standard $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项 目	COD	氨氮	总氮	总磷
一级 A 排放标准	50	5(8)	15	0.5
巢湖标准	40	2(3)	10(12)	0.3

注: 括号外数值为水温 $> 12^\circ\text{C}$ 时控制指标,括号内为水温 $\leq 12^\circ\text{C}$ 时控制指标。

1.3 现状工艺存在的问题

若提高至巢湖标准,现状工艺主要存在的问题:

①当前出水 COD、氨氮已满足巢湖标准,但 TN、TP 指标无法满足。②原水碳氮比失衡,该污水处理厂

为保障一级 A 出水,碳源单耗相对较大,提高至巢湖标准后将进一步增加碳源用量,而污水处理厂有降低碳源投加成本的诉求。③该污水处理厂总出水 SS 化验检测数值长期接近于 10 mg/L 的排放限值,巢湖标准虽对出水 SS 无更高要求,但污水处理厂希望通过本次提标工程的实施,控制出水 SS 在可靠达标范围内。

1.4 提标升级的原则

基于该污水厂的工艺现状和达标要求,确定本次提高至巢湖标准的工程实施原则:①在现有工艺基础上进行技术改造和工艺挖潜;②保证现有污水处理量;③不增加或少增加工程投资;④合理有效降低药剂费用;⑤运行管理简单可行;⑥改造过程中不停产或少停产。

2 工艺提标的工程实施方案

2.1 提标思路

本次由一级 A 标准提升至巢湖标准,主要针对出水 TN 和 TP 两项指标的提标。该厂当前实际运行出水 TP、TN 指标能稳定达到一级 A 标准,且在一级 A 提标后,该厂增加化学除磷,SBR 增加缺氧搅拌阶段,同时深度处理新增了活性砂滤池用于反硝化,本次提高至巢湖标准可考虑充分利用现有构筑物,在无挖潜空间的情况下,方可考虑新增脱氮除磷构筑物。

碳源成本的管控通常围绕对原水碳源和外部碳源的充分利用两方面进行。其中,在一级 A 提标改造时,已将曝气沉砂池改造为平流沉砂池运行,对原水碳源的保持和利用起到了很好的作用。所以本次节省碳源的主要方向应侧重于对外部碳源的高效利用。

活性砂滤池是一种成熟的过滤工艺,该厂现状出水 SS 偏高的问题,也应从优化活性砂滤池的工艺运行、提升 SS 去除率的方向解决。

2.2 工艺提标的具体实施方案

2.2.1 SS 管控方案实施

该厂出水 SS 主要依靠深度处理活性砂滤池,即采用粒径为 1~2 mm 均质石英砂填料,连续气提反冲洗的上向流过滤工艺进行把控。一级 A 提标设计时,在活性砂滤池前端投加碳源和絮凝剂,使之兼具反硝化脱氮与微絮凝过滤双重功能。

本次在对活性砂滤池缺氧条件的检测中发现,SBR 出水经混凝反应池进入活性砂滤池前,已严重复氧。分析认为在投加碳源后,滤料表层会同时生长好氧和缺氧两种生物膜,且石英砂滤料本身表面光滑并非生物膜的良好载体,容易产生生物膜的脱落,是造成该厂长期 SS 化验检测值较高的主要原因。实际运行中也发现有 2~3 cm 厚的一层类似生物膜絮体的物质长期沉积在滤床表层。为此关停活性砂滤池前碳源投加,连续一个月观测滤池停投碳源前后,出水 SS 的变化趋势(见图 2)。

由图 2 可见,停止在滤池前投加碳源后,滤池出水 SS 有明显下降趋势。故此认为,活性砂滤池的反硝化和过滤功能在运行中存在一定的冲突,且活性砂滤池是该厂当前唯一 SS 的把关工艺,故为保障 SS 的可靠达标,停止在活性砂滤池前投加碳源,仅将其作为滤池使用。

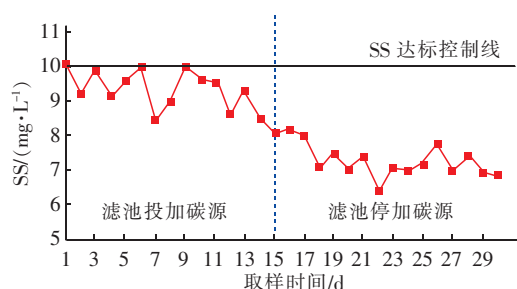


图 2 滤池停投碳源前后出水 SS 变化趋势

Fig. 2 Variation of effluent SS before and after dosing carbon source to the filter

2.2.2 TN、TP 提标方案实施

① TN 提标。如上所述,活性砂滤池不投加碳源后,SBR 将承担工艺提标的全部脱氮任务,故应设法提升 SBR 的 TN 去除率。在分析之前,有以下工程假设:生物同化反硝化总氮去除量同工程中异化反硝化不彻底而造成的总氮未去除量相当,即认为异化反硝化在满足反应条件、碳源充分的情况下,反应是彻底的,则实现 SBR 对 TN 的高去除率有以下两种运行模式:

第一种模式是通过减小 SBR 滗水深度,提高其前置反硝化的总氮去除率。

一级 A 提标改造 SBR 增加的进水-缺氧搅拌阶段^[2],是利用原水及外部碳源,反硝化去除 SBR 上一批次未滗出水体中的硝态氮的过程,称此过程为 SBR 的前置反硝化,则有以下关系式:

$$\eta = \frac{R}{1+R} \quad (1)$$

$$R = \frac{1}{m} - 1 \quad (2)$$

$$m = \frac{\text{滗水深度}}{\text{有效水深}} \quad (3)$$

式中 η ——总氮去除率, %

R ——硝化总回流比, %

m ——SBR 充水比, %

由式(1)~(3)可知,通过增大硝化总回流比 R 值,即减小滗水深度,可提升总氮的去除率。该项目 SBR 有效水深为 6 m,设计进水 TN 为 45 mg/L,要求出水 TN 为 10 mg/L,则由计算可知: R 为 350%,即滗水深度控制在 1.33 m 以内时,可在设计进水 TN 为 45 mg/L 时达到出水 TN ≤ 10 mg/L 的巢湖标准。同时减小滗水器的滗水深度也降低了系统的产水量。

第二种模式是通过增加一个后置反硝化阶段,提高 SBR 的反硝化去除率。

增加后置反硝化阶段的 SBR 运行模式,不调整滗水器的滗水深度,SBR 缺氧搅拌和曝气阶段维持不变,而在曝气阶段结束后,又增加了一个投加碳源、池内搅拌的反硝化阶段,称之为 SBR 的后置反硝化。在实际工程中通过对 8 座 SBR 池分别设置碳源自动投加管道进行池上加药(区别于已有的 SBR 进水碳源投加)实现后置反硝化碳源的补充,由于该模式 SBR 生产周期增加了一个环节,因此也会减产。

由于该厂管网来水压力较大,因此需对这两种运行模式的产水能力进行比较。根据工艺长期运行经验,设定以下条件:反硝化推流搅拌阶段 1 h(前置、后置均为 1 h),曝气阶段 2 h,沉淀阶段 1 h,滗水器设计最大滗水深度 2 m 时对应的滗水时间为 0.5 h,则设置滗水器滗水深度为 x 时($x \leq 2$ m),对应滗水时间为 $(0.25x)$ h。

两种运行模式如图 3 所示。

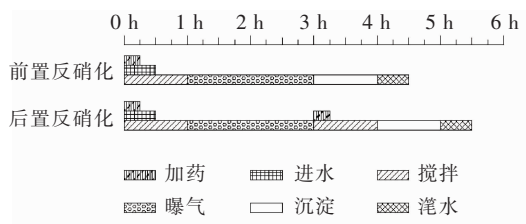


图3 SBR 两种运行模式对比

Fig. 3 Comparison of two operating modes of SBR

则有:

前置反硝化的单位时间产水能力表达式 $q_{前} =$

$$\frac{x}{4 + 0.25x}; \text{后置反硝化的单位时间产水能力表达式}$$

$$q_{后} = \frac{2}{5.5}。$$

当 $q_{前} = q_{后}$, 即前置反硝化滗水深度 x 取 1.6 m 时(对应 TN 去除率为 73.3%), 两工艺的产水能力相同, 但此时由前述的前置反硝化设计滗水深度计算可知, 其在进水 TN 为 45 mg/L 时, 出水 TN 仍无法达到巢湖标准。

工程方案实施中, 利用进水 TN 在线仪表及池上氨氮/硝态氮仪表实时监测进水 TN 和曝气结束后的硝态氮情况, 并作如下 SBR 运行模式设定: 在进水 TN > 37.5 mg/L 时, SBR 采取增加一个后置反

硝化阶段的运行模式, 并通过新增的池上碳源管道补充必要碳源量, 确保水质达标且产水能力更佳。当进水总氮为 30 ~ 37.5 mg/L 时, 采用前置反硝化、减小滗水深度的 SBR 运行方式更为合理。进水总氮 < 30 mg/L 时, 滗水深度不做调整, 直接采取前置反硝化即可实现达标。

② TP 提标。一级 A 提标该厂生化段按照 SBR 模式运行, 已无厌氧-好氧的生物除磷过程。故本次 TP 提标, 采取在活性砂滤池前适当加大除磷剂用量的方式以达到 TP 提标的目的。

2.2.3 碳源成本管控与实施

理论上, 在 TN 提标、原水碳氮比不变的情况下, 一定会增加外部碳源用量。但在本次对系统脱氮工艺调研、评估中发现, 外部碳源的非脱氮、无效性投加情况较为严重, 故采取以下措施进行碳源节约优化。

① 改造 SBR 进水形式

一级 A 提标改造后, 将原 CASS 生化池改造为 SBR 运行, 并在原 CASS 生物选择区内增设了曝气管, 但原生物选择区和主反应区之间的隔墙因结构考虑并未予以拆除, 其进水形式如图 4 所示。

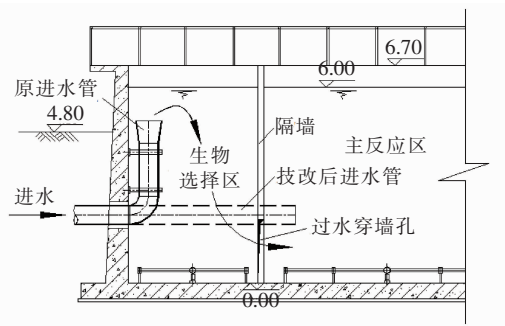


图4 SBR 改造前后的进水形式

Fig. 4 Inlet form before and after SBR technical reform

本次在对 SBR 的反硝化工艺评估中发现, 该进水形式下, 外加碳源随原水一同进入该生物选择区, 会有一个自上而下推流置换掉该区上一循环硝化液的过程。进水阶段结束后, 该生物选择区内将全部为原水和碳源, 而无硝态氮。根据该厂原 CASS 生物选择区与 SBR 单次进水量体积比, 可知约 1/3 的进水内、外碳源未被反硝化利用而进入 SBR 曝气阶段消耗掉。

为此, 实测的一组 SBR 生物选择区进水搅拌阶段的 COD、硝态氮、氨氮数据变化如表 3 所示, 也印证了以上水力分析结论。

表3 改造前 SBR 生物选择区进水阶段水质变化

Tab.3 Water quality change in the influent of SBR biological selection zone before modification $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项 目	COD	硝态氮	氨氮
进水 0 min(水深 4 m)	18.83	6.58	1.64
进水 15 min	75.44	0.26	27.75
进水 30 min	107.05	0.43	32.45
进水 45 min	94.98	0.34	32.91
进水 60 min(水深 6 m)	92.68	0.59	33.82

故此,本次提标工程割除了 SBR 进水上升喇叭管,直接将进水管延伸送入 SBR 的主反应区,从而使得原水及投加碳源能在主反应区与硝化液充分混合反应,在提升 TN 去除率的同时,实际约可节约外部碳源总投加量的 20%。

② 停止活性砂滤池前碳源投加

如前所述,在对活性砂滤池前进水溶解氧的连续监测发现,水体的复氧已达到 $7.2 \sim 8.9 \text{ mg/L}$,在大量溶解氧存在的情况下,好氧异养菌会与反硝化菌争夺碳源,反硝化反应需待溶解氧消耗完全后方可进行。根据消耗 1 mg/L 的 DO 需 1.919 mg/L 的乙酸钠^[3]的量计算,该厂在活性砂滤池前投加的碳源,有将近 80% 为非反硝化消耗。停加碳源并在 SBR 池适当补充碳源投量,实际约可节约碳源总投量的 30%。

通过以上两项措施的实施,共计节约外碳源投加量达 50% 以上。

2.2.4 自控系统的改造建设

系统的稳定运行达标和药剂精确投加,均需有可靠的自控系统作为保障。本次工艺提标增加了 TP、TN 工艺自控系统。

① TP 控制利用厂内原有的 PLC3 站,采集进、出水 TP 在线仪的参数,判定 TP 的上升趋势,指导深度处理混凝反应池前除磷药剂的投加。

② TN 提标工艺自控利用原厂内的 PLC2 站,负责原进水氨氮在线仪表、COD 在线仪表、SBR 生化池新增硝态氮/氨氮仪表、SBR 生化池的溶解氧仪、液位计等参数的采集,指导判定 SBR 生化池的前、后置反硝化脱氮生产模式的切换、滗水器滗水深度的设定、新增的 SBR 池上碳源投加的控制等,并通过通信网络与上位机进行数据通信。

3 工程投资与经济成效

① 工程投资

本次提高至巢湖标准的工程实施无新增构筑物(建)筑物部分,主要工程投资:SBR 进水管改造安装工程费 8.2 万元,购置生化池 4 台硝态氮/氨氮仪表 50 万元,SBR 池碳源投加管道安装工程费 3.2 万元,电气及自控系统改造工程费 20.5 万元,共计 81.9 万元。

② 经济成效

本次提标节约了大量的工程建设费用。该厂节约碳源药剂(液态乙酸钠)成本效果显著,改造前的 2016 年、2017 年碳源药剂成本分别为 227.76 万元和 197.16 万元,在碳源市场单价上调的情况下,该厂 2018 年下半年投加碳源累计 42.68 万元。另外,除磷药剂投加成本略有增加。

4 工艺提标后的出水水质

该厂经运营优化、工艺改造后出水水质稳定达到巢湖标准,并已于 2018 年 7 月 1 日起开始接受监管部门《巢湖流域城镇污水处理厂和工业行业主要水污染物排放限值》(DB 34/2710—2016)的考核。目前,该厂平均处理水量稳定在 $6.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,处理水量无明显下降。提标后实测水质数据见表 4。

表4 提标后实测进、出水水质

Tab.4 Actual quality of influent and effluent after upgrading $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

月份	COD		SS		NH ₃ -N		TN		TP	
	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水
7	193	17.2	88	7	23.4	0.125	30.5	6.47	3.63	0.097
8	187	16.0	90	7	21.9	0.096	28.0	6.41	3.56	0.084
9	204	17.6	95	7	25.8	0.167	33.5	7.19	3.70	0.133
10	198	19.4	92	7	26.9	0.170	35.5	7.89	3.68	0.194
11	214	19.6	97	8	25.0	0.193	33.3	6.73	4.22	0.229
12	193	18.2	86	7	23.8	0.257	32.9	6.14	3.82	0.148

注: 出水粪大肠菌群数 < 20 个/L。

5 结语

① 污水处理厂在提标改造设计时,需充分开展对现状工艺及其运行情况的调研,应在对原处理构筑物深度挖潜的基础上开展提标,而不应盲目增加深度处理单元。

② 当前,碳源费用已逐步成为城市污水厂最主要的生产药剂成本,工艺设计及污水运营过程中均应特别注重外部碳源的非脱氮、无效性投加问题。

③ 污水处理的生产运营是对污水厂工程设计的深化,运营单位应该注重实践、大胆质疑,在原设

(下转第 84 页)