

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2022.18.017

工业园区污水厂出水提至地表水Ⅴ类标准改造工程

周国标¹, 吕银忠², 郑望¹, 王航¹, 宋爱红³, 袁林江⁴,
李雪峰¹

(1. 西安陕鼓动力股份有限公司, 陕西 西安 710055; 2. 兰州洁华环境评价咨询有限公司, 甘肃 兰州 730030; 3. 西安市东郊市政设施养护管理有限公司, 陕西 西安 710055;
4. 西安建筑科技大学 环境与市政工程学院, 陕西 西安 710055)

摘要: 某工业园区污水处理厂设计规模为 $3.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 采用水解酸化池+改良 Carrousel 氧化沟+高效沉淀池+活性砂滤池+臭氧接触氧化池工艺, 出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 的一级 A 标准。按照当地相关部门要求, 部分出水指标需要提升至地表Ⅴ类标准。基于工程现状条件, 对 Carrousel 氧化沟的曝气及推流方式进行改造, 并增设事故池和以“臭氧催化氧化+生物活性炭滤池”为主体的深度处理工艺, 同时优化外碳源投加。改造工程投运后, 运行效果稳定, 出水指标均满足设计要求。改造工程的投资成本为 2 607.3 元/ m^3 , 改造后运行成本为 1.28 元/ m^3 , 因改造增加的运行成本为 0.455 元/ m^3 。

关键词: 工业园区; 污水处理厂; 提标改造; 臭氧催化氧化; 生物活性炭滤池; 碳源
中图分类号: TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2022)18-0087-07

Retrofitting Project of an Industrial Park WWTP to Meet Level V Surface Water Standard

ZHOU Guo-biao¹, LÜ Yin-zhong², ZHENG Wang¹, WANG Hang¹, SONG Ai-hong³,
YUAN Lin-jiang⁴, LI Xue-feng¹

(1. Xi'an Shangu Power Co. Ltd., Xi'an 710055, China; 2. Lanzhou Jiehua Environmental Assessment Consulting Co. Ltd., Lanzhou 730030, China; 3. Xi'an Dongjiao Municipal Facilities Maintenance Management Co. Ltd., Xi'an 710055, China; 4. School of Environmental and Municipal Engineering, Xi'an University of Architecture & Technology, Xi'an 710055, China)

Abstract: The design capability of a wastewater treatment plant (WWTP) in an industrial park is $3.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, which uses the combined process of hydrolysis acidification tank, improved Carrousel oxidation ditch, high efficiency sedimentation tank, active sand filter, and ozone contact oxidation tank. The effluent is in accordance with the first level A criteria specified in the *Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plant* (GB 18918-2002). According to the requirements of the local authorities, some of the effluent indicators need to be upgraded to the level V surface water quality standard. Based on the current conditions, the aeration and pushing modes of the Carrousel oxidation ditch were modified, and the accident pool and the advanced treatment process of ozone catalytic oxidation and biological activated carbon filter were added. Meanwhile, the carbon source

supplement was optimized. After the completion of the project, the operation effect of the system was stable, and the effluent indicators met the design requirements. The retrofitting project construction investment was about 2 607.3 yuan/m³, and the unit operation cost after the retrofitting was 1.28 yuan/m³, while the operation cost was increased by 0.455 yuan/m³ on account of the retrofitting.

Key words: industrial park; wastewater treatment plant; upgrading and retrofitting; ozone catalytic oxidation; biological activated carbon filter; carbon source

1 工程概况

某工业园区污水处理厂于2013年4月建成并投产,其设计规模为 $3.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,现状处理规模为 $1.8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,主要处理产业集聚区的工业废水和少量城镇生活污水,采用“水解酸化池+改良 Carrousel 氧化沟+高效沉淀池+活性砂滤池+臭氧接触氧化池”的主体工艺,出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级A标准。

按照当地相关部门要求,截至2019年12月该污水处理厂出水COD、NH₃-N和TP需执行《地表水环境质量标准》(GB 3838—2002)的V类标准,出水BOD₅、SS和TN仍执行一级A标准。设计及实际进、出水水质见表1。由表1可知,90%涵盖率下的出水BOD₅、SS和TN已达到设计标准,TP与设计标准相比

略高,可通过调整原工艺的药剂投加量得以控制,而70%涵盖率下的出水COD和NH₃-N仍比最新出水标准分别高38.2%和60%,是本工程的关键所在。

表1 设计及实际进、出水水质

Tab.1 Design and actual influent and effluent

		quality					
		mg·L ⁻¹					
项 目		COD	BOD ₅	SS	TN	NH ₃ -N	TP
设计进水		500	140	300	55	35	5.0
实际进水		312	70	210	35	27	3.5
实际出水均值		53.4	3.5	8.5	13.4	3.6	0.32
出水水质	90%涵盖率	65.3	5.2	9.5	14.5	5.2	0.45
	80%涵盖率	61.5	4.6	8.7	13.4	4.1	0.35
	70%涵盖率	55.3	3.5	7.5	12.3	3.2	0.28
提标后出水标准		40	10	10	15	2.0	0.4

改造后的污水处理工艺流程见图1。

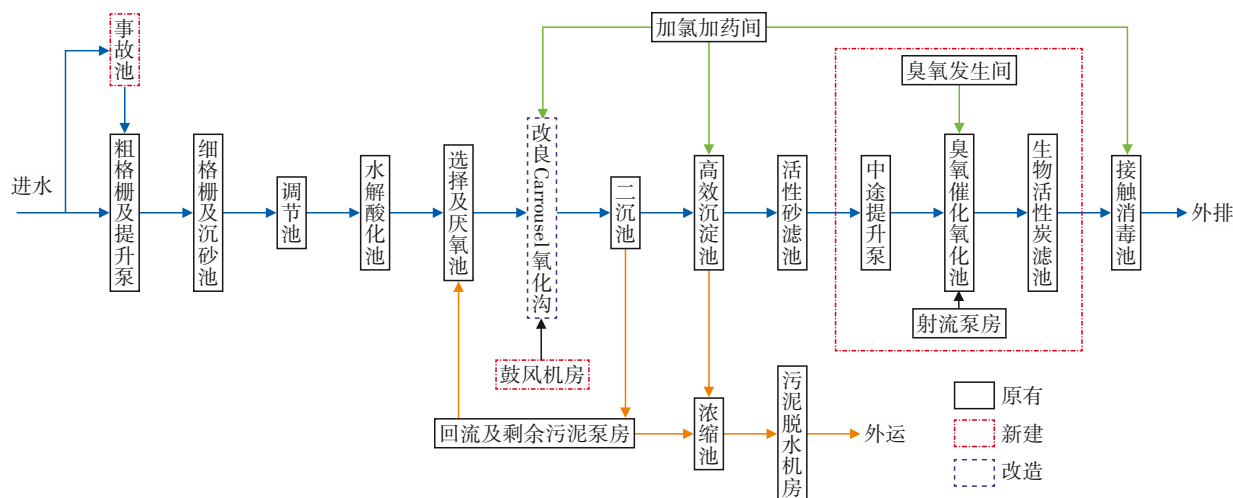


图1 污水处理工艺流程

Fig.1 Flow chart of wastewater treatment process

2 存在的问题及需求分析

① 进水B/C值低。进水经各企业预处理后,大部分易生物降解有机物已被去除,可生化性差,实际进水B/C为0.15~0.3,其中B/C<0.2的累计高达79.5%,造成生化系统的处理负担极大。2018年出水COD均值为52.6 mg/L,一级A标准的达标率

仅为56.2%。

② 外碳源投加费用高。实际进水BOD₅/TN为1.8~2.5,无法满足反硝化的碳源需求。为使出水TN达标,根据反硝化菌的异养特性,选择葡萄糖作为补充碳源,但存在脱氮效率低和费用高的问题。运行数据显示,去除单位质量TN所消耗的葡

萄糖量折合商品质量为3.6 g/gTN,按照葡萄糖市场单价为2 900元/t计,成本投入为10.3元/kgTN,占运行成本的10.9%。

③ 水质波动大。各生产企业排水量和排水时段的差异性,致使污水处理厂进水水质波动较大,排水浓度高于《污水排入城镇下水道水质标准》(GB/T 31962—2015)A级标准的现象时有发生,给生化系统造成极大的冲击。2020年某连续5 d逐时进水COD均值波动范围为200~1 200 mg/L,也因此股进水导致系统污泥活性出现明显下降,总耗氧速率由冲击前的18.5 mg/(gVSS·h)降至7.6 mg/(gVSS·h)。

④ 流态与能耗的矛盾。因实际进水量较低,仅为设计水量的60%,当开启2台立式倒伞型表曝机时,曝气过量会对污泥活性及其絮凝性能造成负面影响,同时DO过高不利于脱氮且能耗较高。2018年6月的运行数据显示,曝气电耗占污水运行总电耗的39.2%。而开启1台表曝机时,又因搅拌功率不足,致使池内局部区域污泥沉积。经核算,当开启单组氧化沟的1台表曝机和4台潜水推流器时,池内的功率密度为10.1 kW/m³,且末端平均流速为0.15 m/s,末端沟底流速仅为0.05 m/s,均低于《室外排水设计标准》(GB 50014—2021)要求的相关下限值。

⑤ 按照当地相关部门要求,出水部分指标有提标至地表Ⅴ类水质的现实需求,但现有工艺无法满足。

3 改造思路

① 增设事故池,临时贮存异常进水,再以小流量慢速均匀泵入后续处理系统。

② 优化碳源投加,强化反硝化效能。反硝化速率(DNR)是反映生物脱氮效率的重要参数。因试验环境和污泥活性的差异,同一碳源不同污泥系统的反硝化速率存在明显差异,但同一污泥系统不同碳源下的反硝化速率(μ)存在一定的规律性,即 $\mu_{\text{原水}} < \mu_{\text{葡萄糖}} < \mu_{\text{甲醇}} < \mu_{\text{乙醇}} < \mu_{\text{乙酸钠}} < \mu_{\text{乙酸}}$,见表2。

针对不同碳源进行了强化生物反硝化批式试验,结果见表3。从反硝化速率及成本两个角度,相比葡萄糖而言,乙酸钠和乙酸为优选碳源。考虑到地区原料供应及经济性因素,选择乙酸钠作为替代碳源,并优化投加方式。

表2 不同碳源下的系统反硝化速率

Tab.2 Denitrification rate of the system with different carbon sources $\text{mgNO}_3^- \cdot \text{N} \cdot \text{g}^{-1} \text{VSS} \cdot \text{h}^{-1}$

原水	乙酸	乙酸钠	乙醇	甲醇	葡萄糖	文献出处
1.36		5.15			2.72	[1]
0.28	1.46			1.16	0.87	[2]
		12	9.6	3.2		[3]
		5.7			2.09	[4]
4.09		11.26			8.56	[5]
0	1.68	1.56	0.95	0.158	0.061	作者

表3 不同碳源下的系统反硝化消耗成本

Tab.3 Consumption cost of denitrification under different carbon sources

碳源种类	乙酸	乙酸钠	乙醇	甲醇	葡萄糖
单位 $\text{NO}_3^- \cdot \text{N}$ 消耗碳源/ ($\text{g} \cdot \text{g}^{-1} \text{NO}_3^- \cdot \text{N}$)	9.1	12.56	3.97	8.6	35
市场单价/(元·t ⁻¹)	3 250	2 350	4 250	2 500	2 900
单位 $\text{NO}_3^- \cdot \text{N}$ 消耗碳源 成本/(元· $\text{g}^{-1} \text{NO}_3^- \cdot \text{N}$)	0.03	0.03	0.017	0.022	0.1

③ 优化氧化沟好氧区的曝气方式,同时为了改进池内流态,在保持原有4台潜水推流器的基础上再增设新的推流设备^[6]。

④ 强化深度处理。将原有的臭氧接触氧化池改造为中途提升泵站,并在其后增设臭氧催化氧化池和生物活性炭滤池作为深度处理工艺段。改造后各工艺段的设计去除率见表4。

表4 改造后各工艺段的设计去除率

Tab.4 Design removal efficiency of each process section after modification %

项 目	COD	BOD ₅	SS	TN	NH ₃ -N	TP
生化处理段	75	90	90	65	80	85
深度处理段	50				60	20

在电磁(EM)切变场及专用催化剂的作用下直接激发O₃产生羟基自由基($\cdot\text{OH}$),借助其强氧化性,将难降解的COD直接氧化成CO₂、H₂O及其他化学形式的终产物;同时,利用后续生物活性炭滤池微生物群落结构和溶解氧的垂向梯度分布,增强和保障系统对氨氮的去除效果。

4 主要构(建)筑物设计

4.1 事故池

新建事故池1座,分2格,全地下钢筋混凝土结构,单格尺寸为27.0 m×25.0 m×5.5 m, HRT=6 h。设置高速潜水搅拌器8台,叶轮直径565 mm, N=

7.5 kW。设置潜水泵3台(2用1备,变频),单台 $Q=660\text{ m}^3/\text{h}$, $H=100\text{ kPa}$, $N=37\text{ kW}$ 。

4.2 改良 Carrousel 氧化沟

改良 Carrousel 氧化沟2座,单座现状结构及池内设备:缺氧区尺寸为 $33\text{ m}\times 16\text{ m}\times 6.5\text{ m}$,有效水深为6 m,呈环状流态,好氧区硝化液通过调节堰门回流至缺氧区。设备配置:潜水推流器2台,叶轮直径1 400 mm, $N=4.5\text{ kW}$;内回流堰门1个,手轮调节, $B\times H=2.0\text{ m}\times 2.0\text{ m}$ 。好氧区尺寸为 $129\text{ m}\times 16\text{ m}\times 6.5\text{ m}$,有效水深为6 m,廊道宽度为8.0 m。设备配置:立式倒伞型表曝机2台(1台变频),叶轮直径3 250 mm, $N=110\text{ kW}$,充氧动力效率 $\geq 2.1\text{ kgO}_2/(\text{kW}\cdot\text{h})$;潜水推流器4台,叶轮直径1 400 mm, $N=4.5\text{ kW}$ 。

本次改造缺氧区维持现状,拆除好氧区2台立式倒伞型表曝机,将曝气方式变换为“鼓风机+曝气管”的底部鼓风曝气形式,设置底部微孔管式曝气器1 420套,单套通气量为 $7.393\text{ m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})$;同时增设低速潜水推流器4台,叶轮直径2 000 mm,单台功率4.3 kW。具体位置见图2。

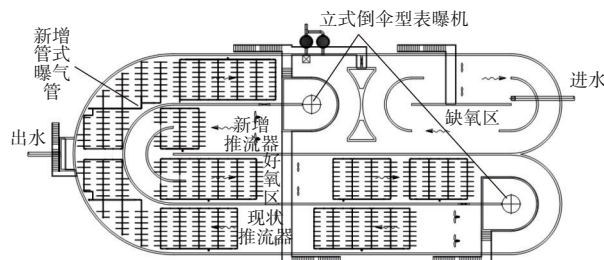


图2 氧化沟改造后平面功能区布置

Fig.2 Layout of function area after oxidation ditch modification

4.3 鼓风机房

新建鼓风机房1座,与氧化沟曝气系统配套,尺寸为 $12.4\text{ m}\times 6.7\text{ m}\times 7\text{ m}$,地上框架结构。设空气悬浮离心鼓风机3台,2用1备,单台 $Q=87.5\text{ m}^3/\text{min}$, $P=0.07\text{ MPa}$, $N=110\text{ kW}$ 。

4.4 中途提升泵站

因活性砂滤池出水水面标高仅高于受纳水体20年一遇水位1.25 m,考虑到后续工艺段的水头损失,有必要增设中途提升泵站。

将现状臭氧接触池改造为中间提升泵房,拆除其末端两格的隔墙,作为泵池,改造后尺寸为 $17.5\text{ m}\times 9.4\text{ m}\times 6.0\text{ m}$ 。设潜水泵4台(3用1备,变频),单

台 $Q=500\text{ m}^3/\text{h}$, $H=50\text{ kPa}$, $N=15\text{ kW}$ 。

4.5 臭氧催化氧化池及射流泵房

新建臭氧催化氧化池1座,半地下式钢筋混凝土结构,尺寸为 $31.5\text{ m}\times 17.5\text{ m}\times 8.05\text{ m}$ 。分2个系列,每系列分3级。催化反应时间为90 min,臭氧浓度为3%,设计臭氧投加量 30 mg/L ,各级投加比例为2:1:1。采用双层填料,总厚度为0.8 m。其中,承托层0.3 m,采用级配鹅卵石滤料,分16~32 mm和8~16 mm两级;催化剂层0.5 m,采用非均相催化剂,粒径为6~8 mm。

第一级:设高效臭氧溶气装置4台,单台 $N=0.4\text{ kW}$,与之配套二次混合设备4套;设置卧式离心泵2台,均变频,单台 $Q=346\text{ m}^3/\text{h}$, $H=240\text{ kPa}$, $N=37\text{ kW}$,从臭氧催化氧化池进水端取水。

第二、三级:设高效臭氧溶气装置4台,单台 $N=0.4\text{ kW}$,与之配套二次混合设备4套;设置卧式离心泵2台,均变频,单台型号同第一级,分别从本单体末端取水。

为实现均匀布水布气,采用长柄滤头,共12 450个。气洗强度 $10.7\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$,历时10 min。设罗茨鼓风机2台(1用1冷备),单台 $Q=37\text{ m}^3/\text{min}$, $P=0.068\text{ MPa}$, $N=75\text{ kW}$ 。反洗水采用原水,反洗后的废水通过池内集水槽收集后流入厂区进水端。

为防止残余臭氧逸散而影响环境及人体健康,池体顶部盖板、人孔及各类预埋管处均做密封处理,并设热催化型尾气破坏器2套,单台 $N=9.2\text{ kW}$ 。

4.6 生物活性炭滤池

新建生物活性炭滤池1座,半地下式钢筋混凝土结构,尺寸为 $22.5\text{ m}\times 22.0\text{ m}\times 11.0\text{ m}$,分两系列,每系列分3格,每格滤池面积为 49 m^2 。

设计滤速为 5.1 m/h ,空床接触时间为37.6 min。采用3层滤料,其中承托层采用级配鹅卵石,分为8~16、4~8、2~4 mm三级,厚度均为0.1 m;粗砂层采用石英砂,粒径为2~3 mm,厚0.1 m;炭滤层采用煤质颗粒型活性炭,有效粒径为1.5 mm,滤层厚3.2 m,堆积密度 $\leq 480\text{ kg/m}^3$,碘值 $\geq 1\,000\text{ mg/g}$,亚甲蓝值 $\geq 150\text{ mg/g}$ 。为使布水布气均匀,采用长柄滤头,共计9 072个。

滤池反洗采用水冲-气水联冲的方式,每格滤池根据液位差强制反洗。其中,水洗强度为 $4.8\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$,历时10 min/次;气洗强度为 $12\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$,历时15 min/次。反洗按每格滤池轮序进行,若同时

要求反洗,则按PLC程序控制轮序进行。滤池主要阀门均考虑采用气动阀门。设反洗水泵2台,1用1备,单台 $Q=846.7\text{ m}^3/\text{h}$, $H=160\text{ kPa}$, $N=55\text{ kW}$ 。设罗茨鼓风机2台,1用1备,单台 $Q=35.3\text{ m}^3/\text{min}$, $P=0.085\text{ MPa}$, $N=75\text{ kW}$ 。

反洗废水池1座,尺寸为 $7.0\text{ m}\times 7.0\text{ m}\times 7.8\text{ m}$,设废水排污泵2台(1用1备),单台 $Q=140\text{ m}^3/\text{h}$, $H=70\text{ kPa}$, $N=5.5\text{ kW}$ 。

4.7 臭氧发生间

现状臭氧发生间与变配电间合建,设2台空气源臭氧发生器,单台 $Q=15\text{ kg/h}$, $N=240\text{ kW}$ 。

新增1台空气源臭氧发生器, $Q=30\text{ kg/h}$, $N=480\text{ kW}$,臭氧浓度 35 mg/L 。改造后,新增臭氧发生器与现状1台臭氧发生器共用,另外1台现状臭氧发生器作为备用。

配套空压机1台, $Q=13.4\text{ m}^3/\text{min}$, $P=0.07\text{ MPa}$, $N=65\text{ kW}$ 。储气罐1个, $V=6\text{ m}^3$, $P=0.8\text{ MPa}$ 。配套冷干机和吸干机,其功率分别为 7.21 kW 和 10 kW 。冷却循环水泵1台, $Q=100\text{ m}^3/\text{h}$, $H=200\text{ kPa}$, $N=15\text{ kW}$ 。

5 外碳源强化缺氧反硝化的生产性试验

在整体工程完成并正常运行后,控制2座氧化沟运行参数基本相同(见表5),以乙酸钠和葡萄糖为外碳源,开展为期7 d的生产性试验。

基于进水水质及生化系统TN去除情况估算,

碳源投加量为 30 mg/L (以 BOD_5 计),则1#氧化沟乙酸钠投加量为 0.88 t/d ,2#氧化沟葡萄糖投加量为 0.58 t/d 。连续7 d的运行数据显示,1#氧化沟出水TN为 $13.5\sim 16.3\text{ mg/L}$,TN去除率为 $63.1\%\sim 70.3\%$ (均值为 68.3%),出水COD为 $45.8\sim 51.3\text{ mg/L}$;而2#氧化沟出水TN为 $22.3\sim 27.8\text{ mg/L}$,TN去除率为 $42.3\%\sim 53.2\%$ (均值为 49.7%),出水COD为 $52.3\sim 65.8\text{ mg/L}$ 。与以葡萄糖为碳源相比,以乙酸钠为碳源的TN去除率提升 18.6 个百分点,且其出水COD较低,降低了后续深度处理的工作压力。为此,从2019年9月开始,该厂以乙酸钠为外碳源强化系统反硝化效果。

表5 生产性试验期间2座氧化沟的运行参数

Tab.5 Operation parameters of two oxidation ditches during production test

项目	污泥负荷/ ($\text{gBOD}_5\cdot\text{g}^{-1}$ $\text{MLSS}\cdot\text{d}^{-1}$)	内回 流 比/%	外回 流 比/%	溶解氧/ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	碳源 种类	BOD_5 当量
1#氧化沟	0.019~ 0.021	100	300	0.35~0.62	乙酸钠	0.31 mgBOD_5/mg 乙酸钠
2#氧化沟	0.017~ 0.023	100	300	0.42~0.58	葡萄糖	0.47 mgBOD_5/mg 葡萄糖

6 运行效果

该工程于2019年6月初竣工验收,经过2个月调试运行,进入稳定运行期,各项指标均达到最新出水水质要求(见表6)。

表6 2020年—2021年实际进、出水水质

Tab.6 Actual influent and effluent quality from 2020 to 2021

$\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$

项目	COD		BOD_5		SS		TN		$\text{NH}_3\text{-N}$		TP	
	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水
2020年8月	334	36.2	56	6.5	221	5.6	31.7	12.2	23.8	0.65	3.2	0.23
2020年9月	310	31.2	89	2.4	217	8.4	33.5	13.6	25.5	1.23	4.5	0.29
2020年10月	321	35.8	65	3.2	188	4.8	41.3	14.1	30.1	0.87	3.7	0.21
2020年11月	301	34.5	67	5.1	156	4.3	36.7	12.3	26.3	0.91	3.1	0.33
2020年12月	295	29.4	55	3.2	178	5.1	28.9	11.6	22.3	1.37	2.9	0.31
2021年1月	356	25.5	82	3.2	214	8.2	42.3	12.3	32.1	1.21	2.5	0.22
2021年2月	285	28.6	52	2.8	198	7.3	32.8	13.5	30.2	1.24	4.5	0.28
2021年3月	335	35.2	75	5.2	201	4.5	43.2	12.7	32.3	1.18	3.2	0.28
2021年4月	357	35.4	73	4.3	189	5.3	38.6	13.4	35.1	1.32	2.3	0.25
2021年5月	308	28.6	62	3.2	185	6.2	39.2	14.1	31.2	1.28	4.2	0.3
2021年6月	289	27.6	52	3.5	179	5.9	36.4	13.5	29.5	1.24	2.3	0.24
2021年7月	234	25.5	48	2.8	165	6.4	35.4	12.8	25.3	1.18	3.2	0.25
均值	310	31.1	65	3.8	191	6.0	36.7	13.1	28.6	1.14	3.3	0.27

① 历时12个月的监测数据显示,出水各指标均达到并优于设计标准,其中COD、BOD₅、SS、NH₃-N、TN和TP的平均去除率分别高达90%、95%、97%、96%、64%和92%。

② 曝气方式和碳源的优化在解决流态和能耗问题的同时,也对出水水质有一定程度的改善,生化段对COD、TN、NH₃-N的平均去除率分别由原来的76.5%、55.3%、74.6%提升至81.3%、65.3%、78.4%。

③ 臭氧催化氧化池及生物活性炭滤池进、出水COD和NH₃-N连续30 d的监测结果分别见图3、4。

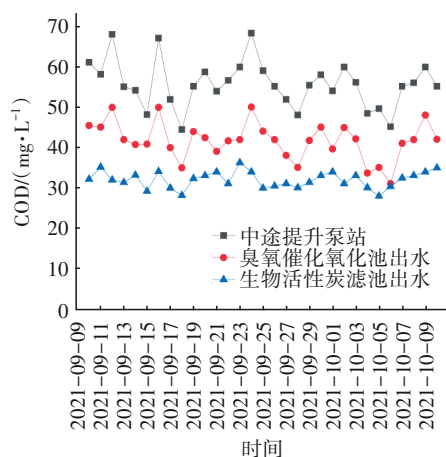


图3 各工艺段对COD的去除效果

Fig.3 Removal effect of COD in each process stage

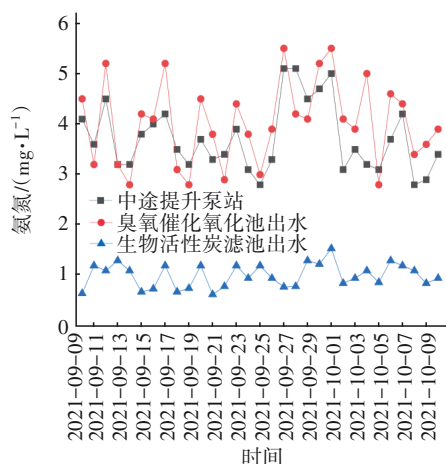


图4 各工艺段对NH₃-N的去除效果

Fig.4 Removal effect of NH₃-N in each process stage

控制臭氧投加量为18 mg/L时,臭氧催化氧化池对COD去除相对有限,平均去除率约为25.1%;但对臭氧催化氧化池进、出水可生物降解成分

(BDOC)的占比进行统计分析后,发现BDOC/DOC出现明显上升,由进水的28.5%提高至出水的48.4%。这可能是因为臭氧及其催化产生的羟基自由基($\cdot\text{OH}$)将一部分难生物降解有机物分解为可生物降解有机物,使其出水可生化性增强。而臭氧催化氧化池对NH₃-N基本没有去除,甚至因为臭氧和羟基自由基($\cdot\text{OH}$)的强氧化性将有机氮氧化分解,致使臭氧催化氧化池出水NH₃-N反而升高。生物活性炭滤池对COD和NH₃-N均有去除,尤其对NH₃-N的去除率高达75.1%,这与活性炭强大的比表面积给自养硝化菌的生长提供了良好的附着载体有关。运行一年多后的测试结果显示,活性炭的碘值和亚甲蓝值分别由期初的1 050、220 mg/g下降至355、86 mg/g,下降率分别为66.2%和62.3%;而单位质量载体生物量增至225~262 nmolP/g填料。另外,表层活性炭对臭氧的分解也显著提高了炭滤池中的溶解氧浓度,统计数据显示可稳定至2.7~3.5 mg/L。

7 工程投资及效益分析

7.1 工程投资

该工程总投资为7 821.7万元,其中:第一部分工程费用为5 853.3万元,工程建设其他费用为1 231.4万元,预备费为566.8万元,建设期贷款利息为134.7万元,铺底流动资金为35.5万元。经核算,单位投资成本为2 607.3元/m³。

7.2 效益分析

① 将外碳源更换为乙酸钠后,二沉池出水TN和COD均值分别为13.2 mg/L和54.2 mg/L,年度碳源投加量约为494.4 t,折合处理成本为0.182元/m³。若以TN计,则处理成本为6.23元/kgTN,比以葡萄糖为碳源时节约4.07元/kgTN;同时,减轻了后续处理工艺段削减COD的压力,降低了臭氧投加量。

② 改造后现状水质条件下控制臭氧投加量为18 mg/L,去除单位质量COD的臭氧消耗量为1.23 gO₃/gCOD,仅占改造前臭氧接触氧化法的66.2%,但与其他文献报道^[7]相比,投加量偏高,这可能是“边际效应”的缘故,与进水水质和出水标准有关。经核算,臭氧催化氧化单元的处理成本为0.38元/m³,若以COD计,则处理成本为0.027元/gCOD,较臭氧接触氧化低^[8]。

③ 改变曝气方式并增设推流器后,解决了流

态与能耗矛盾的问题,池内不再发生污泥沉积的现象,同时,将曝气电耗由 $0.25\text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ 降至 $0.18\text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ 。

④ 提标改造后,现状水质条件下的运行成本为 $1.28\text{ 元}/\text{m}^3$,其中电费为 $0.56\text{ 元}/\text{m}^3$,药剂费为 $0.29\text{ 元}/\text{m}^3$,固定运维服务费用(含人工费、维修费、管理费等)为 $0.32\text{ 元}/\text{m}^3$,其他费用为 $0.11\text{ 元}/\text{m}^3$ 。与改造前相比,运行成本增加 $0.455\text{ 元}/\text{m}^3$ 。

8 结语

该工程通过新增事故池,改造原有 Carrousel 氧化沟的曝气及推流方式,并增设了以“臭氧催化氧化+生物活性炭滤”为主体的深度处理工艺,同时优化碳源补充,最终实现了提标和降耗的现实需求。工程改造成功,可为类似工程提供借鉴。

参考文献:

- [1] 孙永利,许光明,游佳,等. 城镇污水处理厂外加商业碳源的选择[J]. 中国给水排水, 2010, 26(19): 84-86.
SUN Yongli, XU Guangming, YOU Jia, *et al.* Selection of external carbon source for municipal wastewater treatment plant[J]. China Water & Wastewater, 2010, 26(19): 84-86(in Chinese).
- [2] 杨巧林,奚小英,陈娜,等. 外加碳源对污水厂异常进水时的强化脱氮效果[J]. 中国给水排水, 2011, 27(3): 106-108.
YANG Qiaolin, XI Xiaoying, CHEN Na, *et al.* Enhanced nitrogen removal efficiency of external carbon source during abnormal influent in municipal wastewater treatment plant[J]. China Water & Wastewater, 2011, 27(3): 106-108 (in Chinese).
- [3] 马勇,彭永臻,王淑莹. 不同外碳源对污泥反硝化特性的影响[J]. 北京工业大学学报, 2009, 35(6): 820-824.
MA Yong, PENG Yongzhen, WANG Shuying. Sludge denitrification characteristics with different external carbon source [J]. Journal of Beijing University of Technology, 2009, 35(6): 820-824 (in Chinese).
- [4] 程喆,王晓昌,张永梅,等. 厨余发酵液与乙酸钠、葡萄糖脱氮性能的比较[J]. 环境工程学报, 2015, 9(1): 362-366.
CHENG Zhe, WANG Xiaochang, ZHANG Yongmei, *et al.* Comparison between fermentation liquid of food-waste and sodium acetate, glucose on denitrification potential [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2015, 9(1): 362-366 (in Chinese).
- [5] 周梦娟,缪恒锋,陆震明,等. 碳源对反硝化细菌的反硝化速率和群落结构的影响[J]. 环境科学研究, 2018, 31(12): 2047-2054.
ZHOU Mengjuan, MIAO Hengfeng, LU Zhenming, *et al.* The influence of different carbon sources on denitrification rate and community structure of denitrifying bacteria [J]. Research of Environmental Sciences, 2018, 31(12): 2047-2054 (in Chinese).
- [6] 原建光,赵迎春,郝小军. Carrousel 氧化沟脱氮工艺的改造[J]. 中国给水排水, 2018, 34(24): 119-122.
YUAN Jianguang, ZHAO Yingchun, HAO Xiaojun. Reconstruction of nitrogen removal process in Carrousel oxidation ditch [J]. China Water & Wastewater, 2018, 34(24): 119-122 (in Chinese).
- [7] 李文国,战树岩,刘佩春. 电磁(EM)催化高级氧化用于桥东污水处理厂升级改造[J]. 中国给水排水, 2014, 30(10): 89-91.
LI Wenguo, ZHAN Shuyan, LIU Peichun. Application of advanced catalytic oxidation technology to upgrading and reconstruction of Shijiazhuang Qiaodong WWTP [J]. China Water & Wastewater, 2014, 30(10): 89-91 (in Chinese).
- [8] 郝晓地,甘微,李季,等. 臭氧降解污水厂二级出水有机物作用与效果分析[J]. 中国给水排水, 2021, 37(10): 1-7.
HAO Xiaodi, GAN Wei, LI Ji, *et al.* Effectiveness of ozonation on oxidizing secondary effluent organic matter (EfOM) from WWTP [J]. China Water & Wastewater, 2021, 37(10): 1-7(in Chinese).

作者简介:周国标(1988—),男,甘肃庆阳人,硕士,工程师,从事污水、污泥处理与资源化利用研究与运营管理工作。

E-mail:1034958137@qq.com

收稿日期:2021-08-19

修回日期:2022-01-24

(编辑:衣春敏)