

运行与管理

Carrousel 氧化沟脱氮工艺的改造

原建光, 赵迎春, 郝小军

(康达环保水务有限公司, 河南 焦作 454000)

摘要: 某污水处理厂 Carrousel 氧化沟由 6 条底部连通的廊道组成, 廊道较长, 没有设置独立的厌氧、缺氧区, 出水总氮长期不能达标。通过设备改造, 对生物系统功能区重新划分, 既保证了氧化沟底部混合液循环流动, 又为微生物提供了良好的硝化、反硝化环境, 提升了脱氮效果, 出水总氮达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 的一级 A 标准。

关键词: 氧化沟; 工艺改造; 反硝化; 脱氮

中图分类号: TU992 **文献标识码:** C **文章编号:** 1000-4602(2018)24-0119-04

Reconstruction of Nitrogen Removal Process in Carrousel Oxidation Ditch

YUAN Jian-guang, ZHAO Ying-chun, HAO Xiao-jun

(Kangda Environmental Protection Water Co. Ltd., Jiaozuo 454000, China)

Abstract: A Carrousel oxidation ditch sewage treatment plant was composed of six corridors connected at the bottom. Since the corridor was long and without independent anaerobic and anoxic zones, the effluent total nitrogen could not meet the standard for a long time. Through equipment transformation and redistribution of biological functional areas, not only the circulation of mixed liquid at the bottom of the oxidation ditch was guaranteed, but also did it provide a good nitrification and denitrification environment for microorganisms, which had improved the effect of nitrogen removal. The effluent total nitrogen could meet the first level A standard in *Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plant* (GB 18918-2002).

Key words: oxidation ditch; process reconstruction; denitrification; nitrogen removal

Carrousel 氧化沟具有建设费用低、污水处理流程简单、操作管理简便等诸多优点, 在我国污水处理厂初期设计、建设中广泛应用。氧化沟工艺多采用转刷、转碟和倒扇型曝气机等机械设备表面充氧曝气, 容易造成沟体内局部沉积污泥, 动能传递效率低, 且沟体内无法设置明显的缺氧、厌氧区域, 脱氮除磷性能差^[1~3]。某污水处理厂远期因城市规划建设需要, 5 年内项目要完成整体搬迁。如果该项目实施提标改造工程, 投资估算在 2 700 万元; 如果新建, 投运 3~5 年后即需整体搬迁, 会造成大量资金的浪费。近期为保证总氮达标, 经与设计院沟通和

多方征求专家意见, 对氧化沟进行临时、简单改造, 力争投资少、施工周期短。改造完成后满足硝化的条件, 实现了反硝化速率的提高, 保证出水总氮达到一级 A 标准。

1 工程概况

该污水处理厂于 2000 年开工建设, 2003 年正式投入运行, 污水处理量为 $10 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 进水中生活污水约占 90%, 工业废水约占 10%, 收水面积约 30 km^2 , 服务人口为 28 万人。设计进水 $\text{COD} \leq 350 \text{ mg/L}$, $\text{BOD}_5 \leq 150 \text{ mg/L}$, $\text{SS} \leq 300 \text{ mg/L}$, $\text{NH}_3 - \text{N} \leq 30 \text{ mg/L}$, $\text{TP} \leq 4 \text{ mg/L}$, $\text{TN} \leq 40 \text{ mg/L}$, 出水水质需达

到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级 B 标准。

工艺流程如图 1 所示。

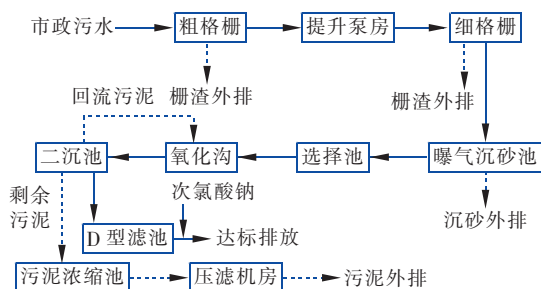


图 1 工艺流程

Fig. 1 Flow chart of wastewater treatment process

2 运行中存在的问题及分析

改良型 Carrousel 氧化沟是污水处理的核心部分,现有氧化沟分为两组,每组处理能力为 $5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,池容为 $23\,780 \text{ m}^3$,6 条沟,单沟宽 10.2 m,沟长 110 m,有效水深 3.5 m,氧化沟的 HRT 为 11.5 h,平面布置见图 2。

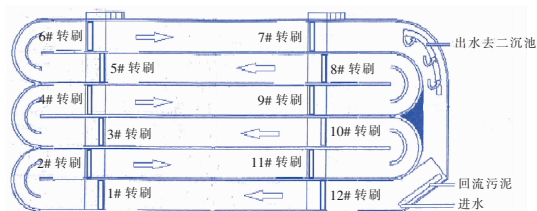


图 2 氧化沟改造前平面布置

Fig. 2 Plane layout of oxidation ditch before reconstruction

2.1 未设置独立反硝化区域

目前出水 COD、 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 、TP(化学除磷,氧化沟出口添加除磷剂)等主要指标能够达标,仅总氮无法达到一级 A 标准。分析原因:该沟未设置缺氧区,没有缺氧环境,反硝化细菌没有生存环境,菌种数量过少。

2.2 氧化沟局部积泥严重,混合液 HRT 太短

目前氧化沟采用曝气转刷(长 9.5 m,直径为 1.1 m,功率为 48 kW),叶片最大浸水深度为 35 cm,具有曝气、搅拌和推流作用。氧化沟单沟内有两台转刷,间距约 90 m,流速为 2.0 m/s;在下游 35 m、水深 1 m 处的流速为 0.68 m/s,底部流速为 0.12 m/s(设计流速为 0.3~0.4 m/s),造成了大量活性污泥沉积在沟内。如果延长曝气设备运行时间,不仅耗电,而且曝气过量会导致污泥解絮和过度氧化。氧化沟内 DO 高,没有缺氧环境,反硝化细菌无生存条件,导致脱氮效果差。经对一个沟体排空观察,氧化沟局部沉积污泥约为 $6\,000 \text{ m}^3$,导致氧化沟内的 HRT 由 11.5 h 缩短为 7.6 h,使得各种污染物处理效率明显降低。当地环保部门要求该厂于 2018 年 6 月 30 日之前必须完成出水总磷、总氮在线仪表的安装投运,并与省、市环保监控中心信息平台联网,各项出水指标必须达到一级 A 标准。经过调整工艺、添加除磷剂,出水总磷能够达到一级 A 标准,但总氮无法稳定达到 15 mg/L 以下的排放要求。无论投加碳源还是工艺调整,总氮都无法实现稳定达标。

3 改造方案的论证、制定

3.1 现状进、出水水质

污水厂现状进、出水水质见表 1。目前,污水厂实际运行按照一级 B 标准进行考核,仅总磷、总氮不能达到标准,其余指标能够达到一级 A 标准。

表 1 污水厂现状进、出水水质

Tab. 1 Current influent and effluent quality of the WWTP $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项目	COD	BOD ₅	SS	$\text{NH}_3 - \text{N}$	TN	TP
进水	195	83	178	21.6	33.3	2.89
出水	24.5	4	16.8	2.76	22.9	1.18

3.2 现状水质分析

2017 年的进、出水水质变化见表 2。

表 2 2017 年氧化沟工艺污水厂进、出水水质

Tab. 2 Influent and effluent quality of the WWTP in 2017 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项目	1 月	2 月	3 月	4 月	5 月	6 月	7 月	8 月	9 月	10 月	11 月	12 月
BOD ₅	进水	94	88	89	82	84	77	74	85	69	72	87
	出水	5.2	4.1	3.5	3.6	3.8	4.4	4.6	4.4	3.9	3.3	3.5
COD	进水	248	208	234	202	185	163	169	157	149	159	225
	出水	29.7	31.2	28.4	25.6	22.6	19.1	17.2	19.2	19.8	17.5	25.0
SS	进水	212	180	194	208	193	150	158	140	121	155	211
	出水	21.1	21.3	17.7	16.8	14.3	10.8	10.0	9.6	12.1	11.8	26.2

续表 2 (Continued)

项 目		1 月	2 月	3 月	4 月	5 月	6 月	7 月	8 月	9 月	10 月	11 月	12 月
NH ₃ - N	进水	22.9	18.5	24.0	22.6	22.0	24.5	19.2	19.7	22.1	19.2	19.2	25.3
	出水	3.34	2.89	4.06	3.13	2.95	2.75	1.75	1.93	2.20	1.29	2.95	3.82
TN	进水	37.7	31.7	35.7	34.5	34.2	34.3	30.1	30.7	35.1	27.6	31.8	36.2
	出水	27.5	25.1	23.1	21.9	24.0	22.3	20.3	19.4	20.7	18.8	23.5	28.4
TP	进水	3.57	2.98	3.44	3.10	3.02	2.74	2.71	2.42	2.35	2.31	2.96	3.03
	出水	1.51	1.24	1.35	0.86	0.87	1.33	1.23	1.15	1.27	1.16	1.06	1.18

由表 2 可知,进水 BOD₅、TN、TP 分别为 83、33.3、2.89 mg/L, BOD₅/TN 平均为 2.49, BOD₅/TP 平均为 28.7, 不能满足脱氮除磷的碳源要求。出水 BOD₅、TN、TP 分别为 4、22.9、1.18 mg/L, TN、TP 超标。造成 TN 超标原因是碳源不足、没有缺氧环境, 无法满足生物脱氮要求; 生物除磷受到脱氮效率、进水 TP 浓度和 BOD₅ 值的影响, 仅依靠生物除磷不能满足 TP 一级 A 排放标准。

3.3 工艺改造思路

对现状进、出水水质进行分析, 发现氧化沟 HRT 为 11.5 h, 运行过程中池底积泥严重, 在两个转刷之间和氧化沟出水口附近积泥最多。正常情况下设计搅拌功率为 6~8 W/m³, 单沟有效容积为 24 000 m³, 污泥处于悬浮状态的搅拌功率为 161 000 W (按 7 W/m³ 计算)。设施正常运行时, 单沟交替开启转刷至少 5~7 台 (充氧量为 75 kgO₂/h, 电机功率为 45 kW), 提供充氧、搅拌和推流功率为 225 000 W。根据现场检测, 转刷下游流速递减, 估算 65% 的功率用于曝气充氧, 仅 35% 的功率用于搅拌、推流, 单沟搅拌功率仅剩 78 750 W, 严重不足。按照氧化沟的工艺运行条件, 增加搅拌器, 提高池底流速, 减少积泥, 增加有效水力停留时间, 并设置独立缺氧环境, 加强硝化反应速率是本次设计重点, 另外需增加碳源和除磷剂投加设备。

3.4 改造实施方案

在保证单沟运行的前提下对每沟进行改造, 改造期间处理水量为 6 × 10⁴ m³/d。在每组氧化沟进水前两个廊道首端、中间及末端增加 8 台低速潜水推流器, 每台叶轮直径为 1.8 m, 功率为 5.5 kW, 转速为 78 r/min, 使池底流速不小于 0.3 m/s, 搅拌功率为 7 W/m³, 并将原 1#、2#、11#、12# 四台转刷拆除, 1#、2# 廊道和 10# 转刷上游设置独立缺氧区, HRT 为 4.1 h, 并将其中 3 台转刷放至第 3、4、5 廊道中间, 强化曝气, 提高硝化速率, 充分实现硝化反应, 强化好氧区 HRT 约 6.0 h; 第 6 廊道两台转刷安装

变频器, 中间及出水处增加 2 台推流器, 此区域为缺氧区, HRT 为 1.9 h。在运行过程中灵活调整, 如果溶解氧偏高, 6# 转刷低速运行, 并停止 7# 转刷运行, 开启 7# 搅拌器, 既方便控制氧化沟出水 DO, 防止污泥沉淀, 又可避免过量曝气增加运行电耗, 以及好氧池出水回流液中携带的溶解氧影响缺氧区反硝化效果。潜水推流器及功能区划分见图 3。

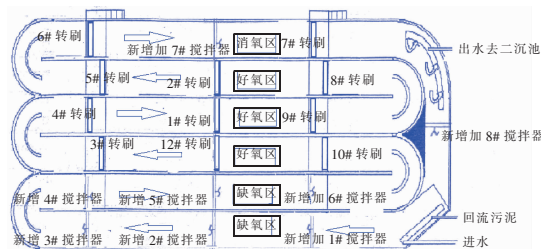


图 3 氧化沟改造后平面功能区布置

Fig. 3 Layout of functional area after oxidation ditch modification

4 改造后运行效果

① 通过在氧化沟中添加推流器, 使氧化沟池底流速不小于 0.3 m/s, 解决氧化沟沟底部积泥问题, 且能提高氧化沟内泥水混合效果, 有利于活性污泥的生长, 同时沟体内可以按照工艺要求灵活设置缺氧区。改造完成后, 氧化沟内产生了明显的溶解氧浓度梯度, 特别适合于生物硝化反硝化脱氮工艺运行。

② 优化运行模式, 实现脱氮条件。氧化沟曝气设备安装变频器后, 方便了溶解氧浓度的调整, 降低了第一、二环道的溶解氧浓度, 形成缺氧区。同时须关注以下 3 个条件: 控制氧化沟 MLSS 为 5 000~6 000 mg/L, 控制污泥龄 (SRT) 为 18~22 d; 根据氧化沟溶解氧浓度, 合理开启不同位置转刷及调整转刷转速; 为保证改造后缺氧区的 DO 值, 避免外回流液携带 DO 进入缺氧区影响反硝化效果, 从改造前的回流比 100% 降至 50%~75%, 相应增加了沟体内的混合液内循环效率。

③ 改造工程完成后,从3个月的运行效果观察,出水水质稳定满足一级A标准。具体进、出水水质见表3。

表3 改造后进、出水水质

Tab.3 Influent and effluent quality after modification

mg · L ⁻¹						
项目	COD	BOD ₅	SS	NH ₃ -N	TN	TP
进水	190	85	184	22.7	37.1	3.04
出水	30	4.3	9.7	2.1	13.5	0.34

5 经济技术指标分析

改造工程在两组沟内新增16台低速推流器,4台变频器,每沟3台转刷调整位置,撤除1台转刷作为备用,新增加碳源和除磷剂投加设备一套,总费用约338.8万元(土建工程费用约103.6万元,设备改造费约210.3万元,其他费用为24.9万元),比整个工程提标改造节省约2300万元。本工程施工工期约为35d,对生产影响小。

氧化沟工艺改造后,电耗为0.22 kW · h/m³,比改造前节约电费4.04万元/月(约48.5万元/a)。

改造完成后,因进水碳源不足,工艺调整在最佳状态TN亦不能稳定达标,出水TN平均在18.7 mg/L,需要适当补充碳源,按照脱氮1 mg需要4 mg的BOD₅计,为确保稳定达标,TN内控指标为13.5 mg/L,需要去除5.2 mg TN,消耗碳源20.8 mg。碳源选择葡萄糖(1 kg相当于1.1 kg BOD₅),每天投加1.8 t,葡萄糖单价为3100元/t,总计碳源费用为16.74万元/月。

TP基本能够达标。为保证稳定达标,在氧化沟出水口投加除磷剂50 mg/L,出水TP稳定在0.35 mg/L,每月消耗除磷剂150 t,药剂单价为470元/t,除磷剂费用为7.05万元/月。

综上,该项目完成后,出水水质达到改造要求,满足一级A排放标准。污水处理直接费用(电费、药剂费)低于同行业相同出水标准企业水平。

6 结语

该改造项目停产时间短、投资少,利用原有沟体设置单独缺氧区,在原有基础加装潜水推流器、末端转刷增加变频器,充分利用现有设备,工程量小,大大降低了改造成本,脱氮除磷效果明显,出水总磷、

总氮等指标稳定达到了《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级A标准。设备改造完成后,解决了改造前氧化沟底部积泥问题,运行成本处于同行业较低水平。

参考文献:

- [1] 秦卫峰,李思敏,李艳平,等. 改良型氧化沟工艺的流态测试及分析[J]. 中国给水排水,2008,24(11):84-88.
Qin Weifeng, Li Simin, Li Yanping, et al. Test and analysis on flow pattern of modified oxidation ditch[J]. China Water & Wastewater, 2008, 24(11): 84-88 (in Chinese).
- [2] 原建光,李成杰. 改良型 Carrousel 氧化沟沉泥问题的解决方法[J]. 中国给水排水,2009,25(14):93-94,98.
Yuan Jianguang, Li Chengjie. Solution of sludge deposit in modified Carroused oxidation ditch[J]. China Water & Wastewater, 2009, 25(14): 93-94, 98 (in Chinese).
- [3] 刘森彦,高守有,黄鸥,等. 氧化沟工艺污水处理厂脱氮改造工程设计[J]. 给水排水,2013,39(3):48-50.
Liu Senyan, Gao Shouyou, Huang Ou, et al. Design of the denitrification reconstruction project for an oxidation ditch wastewater treatment plant[J]. Water & Wastewater Engineering, 2013, 39(3): 48-50 (in Chinese).



作者简介:原建光(1969—),男,河南卫辉人,本科,高级工程师,主要从事污水处理厂的生产运营和技术管理工作。

E-mail: y-janguang@163.com

收稿日期:2018-07-25