

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2022.16.016

# 基于南方典型水质的奥贝尔氧化沟升级改造

王建利<sup>1</sup>, 陈霖<sup>2</sup>, 魏寿廷<sup>2</sup>, 张驰<sup>2</sup>, 陈志勇<sup>2</sup>, 石芳永<sup>2</sup>

(1. 北控水务<中国>投资有限公司, 北京 102299; 2. 北控<杭州>生态环境投资有限公司, 浙江 杭州 311203)

**摘要:** 国内南方某污水处理厂一期工程设计规模为 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ , 采用奥贝尔氧化沟工艺, 存在运行能耗高、药耗高、出水标准低等问题。对比了国外同类型氧化沟工艺, 分析了同时硝化反硝化在奥贝尔氧化沟出现的机理及国内南方水质难以实现同时硝化反硝化的原因, 提出了将表面机械曝气改为底部微孔曝气的改造方案。改造完成后, 该污水厂运行成本大幅降低, 节约生产成本267.68万元/a, 投资回收期为1.72 a, 可为同类型污水厂的提标改造提供参考。

**关键词:** 奥贝尔氧化沟; 同时硝化反硝化; 提标改造

**中图分类号:** TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2022)16-0096-05

## Upgrading of Orbal Oxidation Ditch Based on Typical Southern China Wastewater Characteristics

WANG Jian-li<sup>1</sup>, CHEN Lin<sup>2</sup>, WEI Shou-ting<sup>2</sup>, ZHANG Chi<sup>2</sup>, CHEN Zhi-yong<sup>2</sup>,  
SHI Fang-yong<sup>2</sup>

(1. Beijing Enterprises Water <China> Investment Co. Ltd., Beijing 102299, China; 2. Beijing Enterprises <Hangzhou> Ecological Environment Investment Co. Ltd., Hangzhou 311203, China)

**Abstract:** The design capacity of a wastewater treatment plant phase I project in southern China is  $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ . The Orbal oxidation ditch process is adopted, which has the problems of high operation energy consumption, high chemical consumption and low effluent standard. By comparing the same type of oxidation ditch processes abroad, this paper analyses the mechanism of simultaneous nitrification and denitrification (SND) in Orbal oxidation ditch and the reason causing inefficient simultaneous nitrification and denitrification of water quality in southern China. The transformation scheme of changing surface mechanical aeration into bottom microporous aeration is put forward. The operation cost after reconstruction is greatly reduced, the annual production cost is saved by 2.676 8 million yuan, and the payback period of reconstruction investment is 1.72 years, which provides a reference for the upgrading of similar WWTPs in China.

**Key words:** Orbal oxidation ditch; SND; upgrading and reconstruction

随着排放标准的不断提高,污水处理厂的稳定高效运行愈发关键。在我国电力供应困难、能源供应紧张的情况下,积极寻求低碳运行,降低能耗物耗,是污水处理可持续发展的必经之路。南方某污水处理厂现有设备老化严重,运行电耗和维护费用

高,且原有奥贝尔氧化沟工艺运行过程中没有实现严格意义上的缺氧环境,导致长期运行碳源消耗较高。根据该厂的实际情况进行了升级改造,将机械曝气奥贝尔氧化沟改造为基于AO工艺的微孔曝气氧化沟,通过设备升级改造,对生物系统功能区进行

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。

1 项目概况及存在的问题

1.1 项目概况

该污水处理厂一期工程于2001年12月正式运行,设计规模为 $4\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ ,主要工艺为粗/细格栅→曝气沉砂池→预缺氧池(厌氧池)→奥贝尔氧化沟→二沉池→中间提升泵房→高效混凝沉淀池→组合生物滤池→活性砂滤池→接触消毒池→出水。

奥贝尔氧化沟分为两组,每组处理能力为 $2\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ ,单组池容为 $11\,945\text{ m}^3$ ,分为3条沟,单沟宽8.55 m、长73.8 m、有效水深3.7 m。氧化沟的HRT为15.5 h,平均MLSS为3 500 mg/L,污泥龄为27 d。外沟转碟附近DO约2.2 mg/L,距离转碟下游10 m后DO下降到0.5 mg/L;内沟转碟附近的DO略高,约3.5 mg/L,转碟下游10 m处的DO约1 mg/L。单组氧化沟安装10台转碟曝气机(其中功率37 kW的转碟4台,功率22 kW的转碟6台),改造前平面布置见图1。

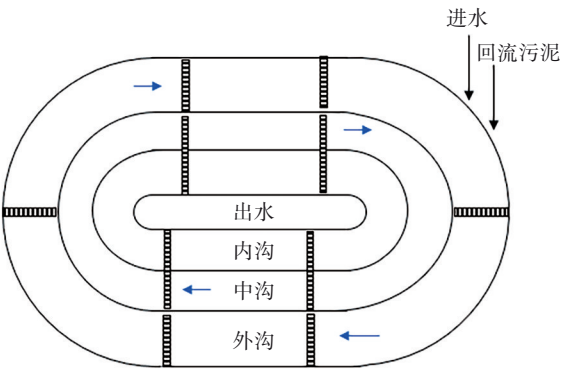


图1 改造前奥贝尔氧化沟示意

Fig.1 Orbal oxidation ditch layout before upgrading

1.2 改造前实际运行效果

该污水厂2016年—2018年的平均进水COD为202 mg/L、BOD<sub>5</sub>为78 mg/L、TSS为134 mg/L、氨氮为24 mg/L、TN为33 mg/L,属于比较典型的南方水质,平均出水COD为12.7 mg/L、BOD<sub>5</sub>为3.7 mg/L、TSS为2.6 mg/L、氨氮为0.6 mg/L、TN为11.1 mg/L。其中曝气电耗高达0.14 kW·h/m<sup>3</sup>,碳源投加量高达60 mg/L,给该污水处理厂的低碳运行带来了较大阻力。

1.3 存在的问题

1.3.1 氧化沟未建立有效的脱氮区

由于该奥贝尔氧化沟没有完全独立的缺氧区,反硝化速率较低,无法在现有的停留时间下利用原水碳源实现总氮达标,总氮的达标依靠投加大量快速易降解碳源实现。

对该污水厂缺氧区、好氧区沿程氨氮、总氮变化进行分析,发现在奥贝尔氧化沟内并没有明显的同时硝化反硝化(SND)现象,这种情况与国外存在较大的差别。奥贝尔氧化沟是20世纪60年代末由南非开发出的一种污水处理工艺,在国外有广泛的应用,尤其以能实现SND而闻名于世。因此,对国内外奥贝尔氧化沟的运行进行分析对比是影响改造方案的重要因素。

Glen Daigger等人对北美数座奥贝尔氧化沟污水处理厂进行了深入调查,结果显示绝大多数奥贝尔氧化沟污水处理厂出水氨氮均低于1.5 mg/L,硝态氮均低于5 mg/L,同时SND现象在这些污水处理厂非常明显,分析推测上述污水厂奥贝尔氧化沟各个沟段存在较小的溶解氧梯度,是诱发SND反应产生的主要原因。以Elmwood污水厂为代表,外沟、中沟、内沟的DO在转碟前后差别非常小,如表1所示。

表1 Elmwood污水厂转碟前、后DO数据

Tab.1 DO data around rotating disks of Elmwood

WWTP mg·L<sup>-1</sup>

位置	1#奥贝尔氧化沟			2#奥贝尔氧化沟	
	外沟	中沟	内沟	中沟	内沟
转碟前	0.2	0.2	0.25	0.25	0.7
转碟后	0.2	0.2	0.25	0.40	0.7

从表1可以看出,转碟上游和下游的DO浓度基本一致,表明在奥贝尔氧化沟的沟道内,尤其是外沟不存在DO梯度。研究结果认为活性污泥絮体内发生了显著的反硝化现象。

从国内外对比可以看出,SND现象在国内南方某污水厂的奥贝尔氧化沟中并不存在。究其原因主要有:一方面,发生SND的国外污水厂进水碳氮比较高,BOD<sub>5</sub>/N约为7.0~9.5,而该南方污水厂的进水BOD<sub>5</sub>/N只有2.4,达不到实现基本反硝化所需的碳源量;另一方面,国外发生SND的奥贝尔氧化沟外沟曝气机前、后的DO差异很小,这无形中在絮体内部形成缺氧区,从而产生SND效果,而该南方

污水厂在转碟前、后存在明显的DO变化梯度。

为实现奥贝尔氧化沟的SND,外沟的供氧能力需达到需氧量的50%<sup>[1]</sup>。WERF的报告也显示外沟供氧量低于需氧量的75%、进水含有高基质浓度是促成SND的重要原因,而在中沟与内沟这种情况下则不会出现,如图2所示。

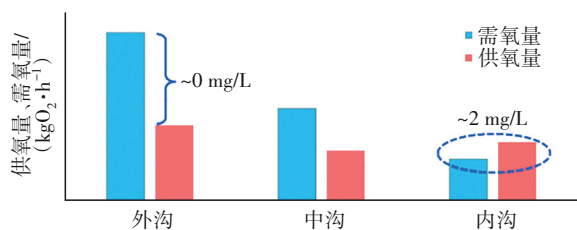


图2 奥贝尔氧化沟供氧量与需氧量的关系

Fig.2 Relationship between oxygen demand and deliver of Orbal oxidation ditch

因此,该污水处理厂氧化沟不仅无法实现有效的SND,还由于较低的进水有机物浓度、外沟DO会快速穿透缺氧区,即便部分区域(即设定的脱气区和缺氧区)不曝气,整个外沟也会呈好氧状态,无法形成严格的脱气区和缺氧反硝化环境,外沟内ORP一直维持正值,进水中有限的水源碳源被好氧异养菌快速降解消耗,而不是在缺氧状态下用于反硝化脱氮,脱氮效果甚至不如传统的AO脱氮工艺。为确保总氮达标,只能通过投加外碳源改善反硝化环境并满足反硝化碳源需要,每年碳源投加成本超过上百万元。

综上,这种南方典型水质的奥贝尔氧化沟不仅无法实现SND,还会消耗大量外加碳源。因此,对其进行改造势在必行,改造的目的不是使生化系统产生硝化反硝化现象,而是建立独立的反硝化脱氮区,实现总氮的高效去除。

### 1.3.2 设备老化、故障频发

该污水厂由于设备年久老化,转碟曝气机故障频繁,维修保养难度大,维修费用逐年增加;内沟转碟电机和齿轮箱均位于中心岛,纵深跨度21 m,无法满足维修吊机操作要求。转碟起吊维修时只能搭设临时龙门吊,维修作业存在较高安全风险,转碟曝气机轴磨损后只能通过电焊打磨的方法简单维修,维持运行,维护费用高达30~40万元/a,频发的故障维修消耗了大量的人力及资金。

表曝系统安装了10台大功率转碟曝气机,运行能耗高,2018年平均曝气电耗高达0.14 kW·h/m<sup>3</sup>,

能耗浪费严重。

该污水厂氧化沟的曝气转碟最大浸没深度为40 cm,由于廊道内表面流速与底部流速存在明显速度差,在运行过程中沟内积泥较严重,平均积泥厚度超过0.5 m,局部近1 m,长期运行后生化池有效容积大幅减少,实际停留时间明显缩短,严重影响生化系统的处理能力和运行效率。

## 2 改造过程

### 2.1 改造方案

鉴于该污水处理厂实际进水水质特点和转碟曝气供氧能力,实现奥贝尔氧化沟的SND并不现实,为了尽可能利用原水中的碳源,笔者提出将机械曝气方式改为微孔曝气,同时对原氧化沟重新划分缺氧、好氧区域,每组氧化沟的外沟将作为缺氧区,缺氧停留时间为7.6 h,缺氧区布置一定数量的曝气器,在水质异常时开启,正常运行时缺氧区与好氧区有严格的空分,从根本上解决了好氧曝气对缺氧区的穿透干扰,确保了外沟反硝化环境的形成和反硝化菌的竞争优势,充分满足了反硝化需求;中沟和内沟改为好氧区,好氧停留时间为6.8 h,完全满足现有进水水质下的硝化需求,同时增设内回流。

改造后的工艺如图3所示。

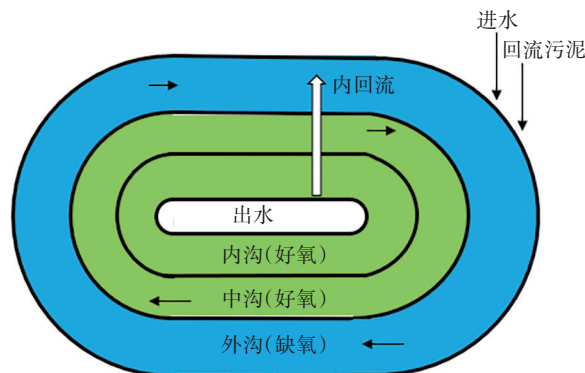


图3 氧化沟改造后的工艺示意

Fig.3 Process layout of oxidation ditch after upgrading

### 2.2 模拟验证

为验证上述改造方案,根据实际进水水质组分进行了工艺建模,模拟验证了改造后的工艺性能,模拟工具采用BioWin 6.0。

工艺建模见图4。

由于现状奥贝尔氧化沟为完全混合式,改造为推流式工艺模拟时需要考虑反应器的水力学分格,

参考 Chambers 和 Jones 对推流式反应池的分格经验  
计算公式:

$$N = 7.4 \frac{L}{WH} Q_{in} \tag{1}$$

式中: $N$ 为反应池的数量; $L$ 为反应池的长度,  
 $m$ ;  $W$ 为反应池的宽度, $m$ ;  $H$ 为反应池的高度, $m$ ;  $Q_{in}$   
为进水流量, $m^3/s$ 。

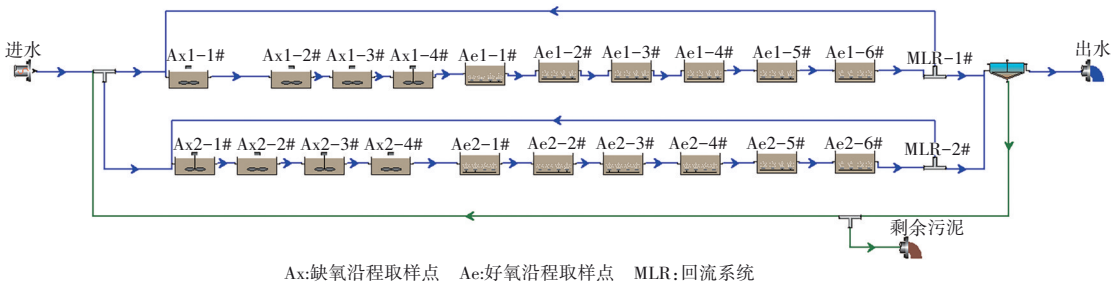


图 4 工艺建模

Fig.4 Modelling setup

为了获得准确的水质组分特点,对该厂的进水  
各相关组分进行了为期 1 个月的测试,包括典型的  
工作日和周末时间,具体如表 2 所示。

表 2 进水水质特性组分

Tab.2 Characteristic component of influent quality

符号	组分	默认值	校正值
$F_{bs}$	易生物降解有机物/( $gCOD \cdot g^{-1}COD_T$ )	0.16	0.12
$F_{ac}$	醋酸/( $gCOD \cdot g^{-1}$ 易生物降解 COD)	0.15	0.15
$F_{xsp}$	非胶体慢速可生物降解有机物/ ( $gCOD \cdot g^{-1}$ 慢速可生物降解 COD)	0.75	0.515
$F_{us}$	溶解性难生物降解有机物/ ( $gCOD \cdot g^{-1}COD_T$ )	0.05	0.13
$F_{up}$	颗粒性难生物降解有机物/ ( $gCOD \cdot g^{-1}COD_T$ )	0.13	0.15
$F_{na}$	氨氮/( $g$ 氨氮 $\cdot g^{-1}TKN$ )	0.66	0.75
$F_{nox}$	颗粒性有机氮/( $gN \cdot g^{-1}$ 有机氮)	0.5	0.5
$F_{nus}$	溶解性难生物降解凯氏氮/ ( $gN \cdot g^{-1}TKN$ )	0.02	0.02
$F_{upN}$	颗粒性难生物降解 COD 中 N 含量/ ( $gN \cdot g^{-1}COD$ )	0.035	0.035
$F_{po4}$	磷酸盐/( $g$ 磷酸盐 $\cdot g^{-1}TP$ )	0.5	0.5
$F_{upP}$	颗粒性难生物降解 COD 中 P 含量/ ( $gP \cdot g^{-1}COD$ )	0.011	0.011

根据对沿程硝化特性的监测分析,进行了动力  
学参数的校正,模拟发现该污水厂的硝化菌最大比  
生长速率为  $0.72 d^{-1}$ ,较模型默认值要低。依据上述  
校正后的动力学参数对改造后的工艺进行了氮素  
的模拟,模拟结果如图 5 所示。

从图 5 的沿程模拟结果来看,出水氨氮、硝酸盐  
氮可以达到要求的出水水质,工艺改造基本可行。

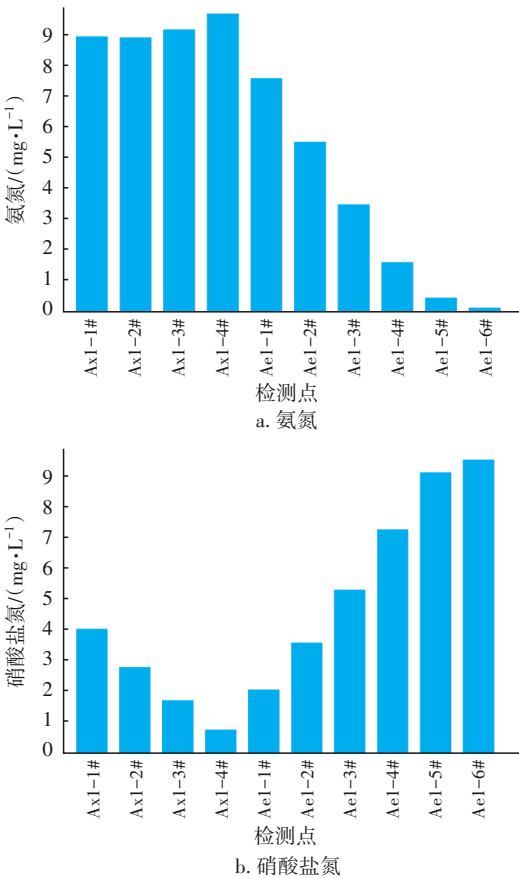


图 5 工艺沿程出水氨氮、硝酸盐氮变化

Fig.5 Change of effluent ammonia nitrogen and nitrate  
along the process

2.3 设备系统改造

由于原转碟表曝系统存在充氧效率低、搅拌效  
果差、运行能耗高等问题,因此在本次改造中采用  
底部曝气的方式替代表面曝气,利用曝气盘的布置  
重新分配氧化沟的缺氧区及好氧区,在每组氧化沟



布置18组可提升曝气器:内沟5组,中沟8组,外沟5组。一期两组氧化沟使用板条式曝气组件36组,共164套,水下空气管路均为SUS304材质。

本次改造采用的磁悬浮离心式鼓风机为高速永磁同步电机的直驱结构,将离心叶轮和电机驱动一体化集成设计,并采用了高效的三元流叶轮、高速直驱,与传统的高速离心鼓风机相比,没有机械接触摩擦,消除了机械传动部分的多余能耗,风机效率大大提升。由于本项目进水水质存在较大波动,故选择较大风量控制范围,有利于应对现场不可预见因素造成的需风量要求,采用2台大小风机搭配使用,风量可达到35~154 m<sup>3</sup>/min,对应气水比调节范围可达(1.25~5.5):1,满足现场风量的灵活调节需求。

原氧化沟内无推流器,仅依靠转碟曝气机进行推流,无法保证活性污泥混合效果。因本次改造取消了曝气机而采用底部曝气的形式,需要增加水下推流器,确保氧化沟内的泥水混合效果,加之采用不停水安装方案,故水下推流器采用新型悬挂式推流器,单台功率5.5 kW,每组池安装8台。

每组生化系统配备2台内回流泵,2台泵组合可以实现100%~200%的内回流比。在进水总氮较低时开启单台实现100%内回流比,总氮较高时开启2台内回流泵实现200%内回流比,充分利用原水碳源,降低对外部补充碳源的需求。

### 3 运行效果

改造完成后一年实际进、出水水质见表3。

表3 氧化沟改造完成后一年的实际进、出水水质平均值  
Tab.3 Actual average influent and effluent quality after the reconstruction of oxidation ditch for a year  
mg·L<sup>-1</sup>

项目	进水	出水
COD	198.12	17.37
氨氮	26.12	0.51
总氮	34.62	8.7
总磷	3.30	0.45
SS	142.49	9.75

该工程于2020年4月9日完成改造,完全达到了预期目标。改造完成后,独立的缺氧区提供了良好的反硝化环境,氧化沟出水指标有了明显改善,总氮去除效率显著提高,碳源投加量从原60 mg/L

降至0,在不投加碳源的情况下,氨氮平均去除率达到98%以上,总氮平均去除率达到75%以上。

### 4 技术经济分析

该工程预算资金为472.57万元,工程实际费用为461.40万元。改造前生化系统电费为215.35万元/a,改造后降至83.67万元/a,可节约电费131.68万元/a。改造完成后,设备维护、维修成本节约费用超过30万元/a。改造前一年碳源投加费用为106万元,改造后氧化沟形成有效的缺氧、好氧区域,脱氮效果显著提升,几乎不再需要外加碳源。综上,本工程技改完成后预计节约生产成本267.68万元/a,投资回收期为1.72 a。

改造前实际运行过程中处理水量未达到设计规模,平均处理水量为3.7×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,改造后日均处理水量显著上升,年均达到4.3×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,处理量提升16.2%。

### 5 结论

① 由于该南方污水厂进水浓度较低、供氧与需氧不平衡,导致奥贝尔氧化沟无法实现SND。

② 针对南方典型水质特点,因地制宜地将奥贝尔氧化沟改造为AO脱氮工艺,为南方污水处理厂奥贝尔氧化沟改造提供了新思路。

③ 本项目的改造效果明显,水质达到既定目标,运行费用明显降低,设备问题得到解决,工程投资可在1.72 a左右通过节省的运行费用予以收回,取得了较好的经济效益和环境效益,具有一定的技术和工程示范意义。

### 参考文献:

- [1] ABU-ORF M M, TCHOBANOGLIOUS G, STENSEL H D, et al. Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery [M]. 5th ed. US: McGraw Hill Education, 2013.

作者简介:王建利(1963—),男,山东潍坊人,大学本科,高级工程师,技术总监,主要从事水处理工艺设计及运营优化、市政污水处理工艺技术及设备研发、水污染控制等工作。

E-mail:wangjianli@bewg.net.cn

收稿日期:2022-03-16

修回日期:2022-06-25

(编辑:衣春敏)