沈超, 任玉辉. 多点进水 AAO-A+MBR 工艺在低 C/N 污水处理厂的工程应用[J]. 净水技术, 2023, 42(1):168-173.
SHEN C, REN Y H. Engineering application of multi-point influent AAO-A+MBR process in low C/N ratio WWTP[J]. Water Purification Technology, 2023, 42(1):168-173.

# 多点进水 AAO-A+MBR 工艺在低 C/N 污水处理厂的工程应用

沈　超[1],任玉辉[2,*]
(1.海宁市水务投资集团有限公司,浙江海宁　314400;2.上海市政工程设计研究总院<集团>有限公司,上海　200092)

**摘　要**　海宁丁桥污水处理厂四期工程处理规模为 $5\times10^4$ $m^3/d$,进水中工业废水占比高达 50%,进水 C/N 较低。根据现有用地、进水指标及工艺运行情况,新建初沉发酵池+多点进水 AAO-A+MBR 工艺系统,采用多点进水耦合乙酸钠投加的多碳源分配脱氮保障方法,同时采用了将曝气池溶解氧控制在较低水平的策略。投入运行一年多,在进水 $COD_{Cr}$、氨氮、TP、TN、SS 平均质量浓度分别为 254.0、29.30、3.09、31.60、126.3 mg/L 的情况下,出水 $COD_{Cr}$、氨氮、TP、TN、SS 平均质量浓度分别为 26.2、0.31、0.23、7.72、5.1 mg/L,出水水质稳定达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)中的一级 A 标准,单位直接运行成本为 0.533 0 元/$m^3$,具有良好的环境效益和经济效益。

**关键词**　污水处理厂　低碳氮比　多点进水　溶解氧　MBR 工艺　工程设计
**中图分类号**:TU992　　**文献标识码**:B　　**文章编号**:1009-0177(2023)01-0168-06
**DOI**:10.15890/j.cnki.jsjs.2023.01.022

## Engineering Application of Multi-Point Influent AAO-A+MBR Process in Low C/N Ratio WWTP

**SHEN Chao[1], REN Yuhui[2,*]**
(*1. Haining Water Investment Group Co., Ltd., Haining　314400, China*;
*2. Shanghai Municipal Engineering Design Institute <Group> Co., Ltd., Shanghai　200092, China*)

**Abstract**　The design treatment scale of phase IV project of Haining Dingqiao WWTP is $5\times10^4$ $m^3/d$, the proportion of industrial wastewater in the influent is as high as 50%, and the influent C/N is low. Based on the analysis of land use, influent quality indices and existing process operation situation of the WWTP, the pretreatment system of primary sedimentation fermentation tank + multi-point influent AAO-A+MBR process system is adopted. The method of multi-point influent coupled with sodium acetate dosing is employed to ensure the distribution of multiple carbon sources for denitrification, and the strategy of controlling the dissolved oxygen in the aeration tank at a low level is adopted. When the average mass concentration of influent $COD_{Cr}$, ammonia nitrogen, TP, TN and SS are 254.0, 29.30, 3.09, 31.60 mg/L and 126.3 mg/L, respectively, the average mass concentration of effluent $COD_{Cr}$, ammonia nitrogen, TP, TN and SS are 26.2, 0.31, 0.23, 7.72 mg/L and 5.1 mg/L, respectively. Effluent is steadily up to the highest standards in *Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plant* (GB 18918—2002) in the past one year. Moreover, the cost of wastewater treatment is 0.533 0 yuan/$m^3$, which shows the benefit of the economy and environment.

**Keywords**　wastewater treatment plant (WWTP)　low C/N ratio　multi-point influent　dissolved oxygen (DO)　MBR process　engineering design

在城镇的快速发展中,为了改善地表水体的环境功能,污水处理厂出水水质的要求不断提高,南方城镇污水处理厂普遍存在进水 C/N 低、出水 TN 不稳定的情况,并受到广泛关注[1]。海宁丁桥污水处理厂四期工程位于太湖流域和钱塘江流域水质敏感区,出水水质要求达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)中的一级 A 标准。海宁丁桥污水处理厂现建有三期工程,处

[收稿日期]　2022-05-03
[作者简介]　沈超(1984—　),男,研究方向为环保工程工艺设计管理,E-mail:179066447@qq.com。
[通信作者]　任玉辉(1987—　),男,博士,研究方向为市政污水处理,E-mail:renyhhit@163.com。

理规模共 1.5×10$^5$ m$^3$/d,主体工艺为“SBR+AAO”工艺,出水执行一级 A 标准,但污水处理厂实际进水中含有高达 50%的工业废水,而且近两年来运行负荷率接近 90%,四期工程为丁桥污水处理厂处理能力接近满负荷时的扩建工程,用地较为紧张。

MBR 工艺是由生物处理单元和膜分离单元结合而成的一种新型水处理技术,该工艺具有占地小、微生物含量高、污染物去除效率高、污泥产量低等特点[2]。AAO 与膜工艺结合能实现生活污水中 $COD_{Cr}$、氨氮、TN、TP 等物质的高效去除,在城镇生活污水处理厂中应用广泛[3-4]。但对于工业废水,其可生化性普遍较差,同时受限于运行成本等原因,MBR 工艺在含有大量工业废水的城镇污水处理厂中尚未得到规模化的应用。

本研究以海宁丁桥污水处理厂四期工程为例,针对其进水中含有大量的工业废水,介绍其设计参数、实际运行情况和成本分析,以期为该类型污水处理改扩建工程和后期运维提供参考。

## 1 工程概况

浙江海宁丁桥污水处理厂四期工程设计规模为 5×10$^4$ m$^3$/d,服务人口为 34 万人,服务面积为 332 km$^2$,主体工艺采用“AAO-A+MBR”,出水执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)中的一级 A 标准。出厂污泥含水率小于 80%,污泥产量约为 40 t/d。除臭设施与主体工程同步建设,对细格栅、曝气沉砂池、调节池、初沉发酵池、生物池厌缺氧区、污泥浓缩池、污泥储池和脱水机房等构筑物进行加盖并收集臭气,采用生物除臭工艺进行处理。该工程于 2020 年 6 月开始投入运行,污水处理厂工艺流程如图 1 所示。

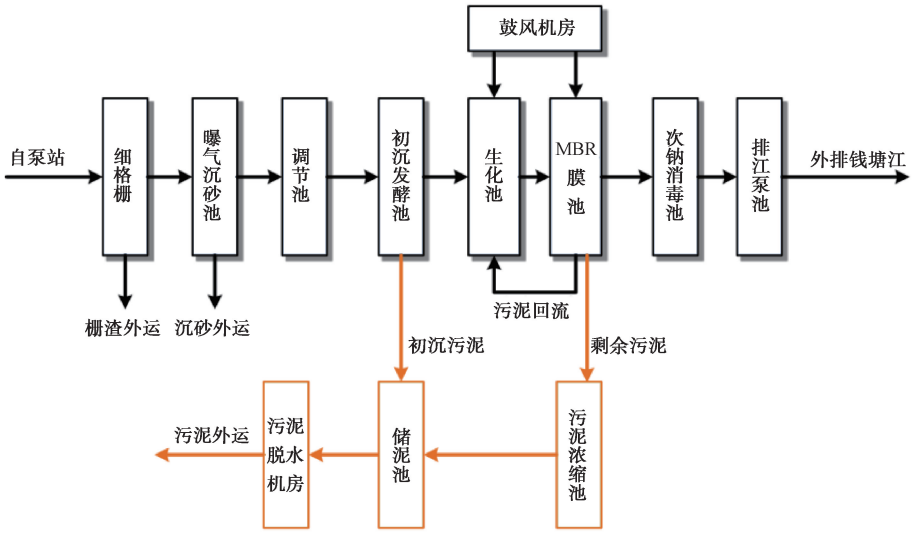


**图 1** 工艺流程图

Fig. 1 Process Flow Chart

该工程主要收集海宁市区 4 个街道的生活污水和工业废水,进水生活污水和工业废水比例约为 1∶1,其中工业废水主要为印染、经编和化工等行业废水,设计进出水水质标准如表 1 所示。

根据传统的脱氮理论,实现完全反硝化的理论 C/N 为 2.86,但是由于微生物的生长,一般认为,$BOD_5$/TN≥3,即可认为污水有足够的碳源供反硝化菌利用。由表 1 可知,该工程 $BOD_5$/TN 仅为 2。

**表 1** 设计进水水质与排放标准要求

Tab. 1 Designed Water Quality of Influent and Requirement of Discharge Standard

| 参数 | 设计进水水质 | 排放标准 | 参数 | 设计进水水质 | 排放标准 |
|---|---|---|---|---|---|
| pH 值 | 6~9 | 6~9 | SS/(mg·L$^{-1}$) | 200 | 10 |
| $COD_{Cr}$/(mg·L$^{-1}$) | 350 | 50 | TP/(mg·L$^{-1}$) | 5.0 | 0.5 |
| $BOD_5$/(mg·L$^{-1}$) | 90 | 10 | TN/(mg·L$^{-1}$) | 45 | 15 |
| 氨氮/(mg·L$^{-1}$) | 30 | 5(8) | | | |

注:括号外数值为水温>12 ℃时的控制指标,括号内数值为水温≤12 ℃时的控制指标

## 2　主要构筑物及设备参数

### 2.1　分配井及细格栅

分配井及细格栅间(合建)1 座,钢筋混凝土结构,过栅流速为 0.579 m/s;旋转齿耙格栅清污机 2 台(1 用 1 备),栅条间隙为 10 mm,栅前水深为 1 m,单台功率为 1.5 kW,格栅倾角为 70°;螺旋输送机 1 台,功率为 2.2 kW;内进流网板式细格栅(配套冲洗系统)2 台(1 用 1 备),栅条间隙为 5 mm,栅前水深为 1.47 m,格栅倾角为 90°,单台功率为 1.5 kW。

### 2.2　曝气沉砂池

曝气沉砂池 1 座(分 2 格),钢筋混凝土结构,尺寸为 18.00 m×7.60 m×5.15 m,停留时间为 5.68 min;沉砂池移动式刮砂桥 1 套,洗砂泵 2 台,单台功率为 2.2 kW;罗茨鼓风机 2 台(1 用 1 备),单台功率为 11 kW;砂水分离器 1 台,功率为 0.37 kW。

### 2.3　调节池

调节池 1 座(分 4 格),钢筋混凝土结构,尺寸为 40.0 m×40.0 m×5.2 m,调节时间为 4 h;立轴搅拌器 4 套,单套功率为 5.5 kW;潜水轴提升泵 3 台(2 用 1 备),单台流量为 1 145 $m^3$/h,扬程为 2~6 m,单台功率为 18.5 kW。

### 2.4　初沉发酵池

初沉发酵池 2 座,钢筋混凝土结构,单座池内径为 22 m,周边水深为 4.8 m,表面负荷为 3.0 $m^3/(m^2·h)$;中心传动刮泥机及配套浮渣排除设备 2 台,单台功率为 0.37 kW;潜水搅拌器 4 台,单台功率为 4 kW;污泥螺杆泵 3 台(2 用 1 备),单台流量为 15 $m^3$/h,扬程为 30 m,单台功率为 3 kW。

### 2.5　膜格栅池

膜格栅池 1 座,钢筋混凝土结构;板式膜格栅 4 台(2 用 2 备),栅条间隙为 1 mm,栅前水深最高为 2 m,格栅倾角为 90°,单台功率为 1.5 kW;栅渣清洗压榨机 1 台,功率为 2.2 kW;膜格栅冲洗泵 4 台(2 用 2 备),单台流量为 30 $m^3$/h,扬程为 55 m,功率为 7.5 kW。

### 2.6　AAO-A 生物池

AAO-A 生物池 2 座,钢筋混凝土结构,设计流量为 0.578 $m^3$/s。好氧池污泥质量浓度为 8 g/L,缺氧池污泥质量浓度为 6 g/L,总泥龄为 20 d,停留时间:厌氧区 1.5 h,缺氧区 4.5 h,好氧区 6.0 h,兼氧区 1.1 h。厌氧区立轴搅拌器 2 台,单台功率为 5.5 kW;缺氧区潜水推进器 4 台,单台功率为 7.5 kW;好氧区微孔曝气器 6 300 个,空气流量为 2 $Nm^3/(h·个)$;兼氧区潜水搅拌器 2 台,单台功率为 2.2 kW;混合液内回流泵(缺-厌)4 台(2 用 2 备),内回流比为 200%,单泵流量为 2 083 $m^3$/h,扬程为 0.8 m,功率为 7.5 kW;混合液内回流泵(兼-缺)6 台,内回流比为 400%,单泵流量为 1 389 $m^3$/h,扬程为 1.2 m,功率为 11 kW。

### 2.7　MBR 膜池

MBR 膜池 1 座,钢筋混凝土结构,廊道数量为 10 条,单廊道尺寸为 22.3 m×4.6 m×5.0 m,停留时间为 1.06 h,污泥质量浓度为 8~12 g/L。膜组器数量为 70 组,平均产水量为 834 $m^3/(d·组)$,单组膜面积为 2 100 $m^2$,名义膜通量为 14.17 $L/(m^2·h)$,材质为 PVDF 中空纤维带衬膜。膜池-好氧池设有回流泵 6 台,单台流量为 1 740 $m^3$/h,扬程为 1 m,功率为 11 kW,回流比为 500%;产水泵 10 台,单台流量为 334 $m^3$/h,扬程为 10 m,功率为 15 kW;剩余污泥泵 3 台(2 用 1 备),单台流量为 334 $m^3$/h,扬程为 10 m,功率为 15 kW;CIP 泵 2 台(1 用 1 备),单台流量为 200 $m^3$/h,扬程为 12 m,功率为 11 kW;CIP 加药系统 1 套。

### 2.8　消毒接触池

消毒接触池 1 座,钢筋混凝土结构,尺寸为 30.0 m×10.6 m×4.5 m,停留时间为 0.5 h,潜水泵 2 台(1 用 1 备),单台流量为 150 $m^3$/h,扬程为 4 m,功率为 3.0 kW。

### 2.9　风机房

风机房 1 座,钢筋混凝土结构,尺寸为 24.8 m×12.5 m×9.3 m。膜吹扫鼓风机为空气悬浮离心鼓风机,共 3 台,2 用 1 备,自带变频,单台风量为 195 $Nm^3$/min,压力为 5 m,功率为 185 kW;生物池鼓风机为空气悬浮离心鼓风机,共 2 台(1 用 1 备),自带变频,单台风量为 110 $m^3$/min,压力为 7.5 m,功率为 160 kW。

### 2.10　加药间

次氯酸钠投加系统 1 套,投加计量泵 3 台(2 用 1 备),单台流量为 300 L/h,扬程为 20 m,功率为 0.37 kW;PAC 投加系统 1 套,投加计量泵 3 台(2 用 1 备),单台流量为 15 $m^3$/h,扬程为 10 m,功率为 1.5 kW;乙酸钠投加系统 1 套,投加计量泵 3 台(2 用 1 备),单台流量为 300 L/h,扬程为 20 m,功率为 0.55 kW。

## 3 工艺运行特点

(1)设置初沉发酵池

通过在刮泥机上安装潜水搅拌器,把普通的初沉池设计成初沉发酵池,初沉发酵池中挥发性脂肪酸(VFA)含量较普通初沉池提高约 5%,可提高污水的可生化性,增加进入生化池的可利用内生碳源,从而提高反硝化能力。

(2)采用多点进水 AAO-A 模式

反硝化过程需要有机物作为电子供体,将硝酸盐氮还原为 $N_2$,以实现污水脱氮的目的。考虑到污水处理厂实际进水中含有高达 50%的工业废水,本工程 AAO-A 生物池建立多点进水的运行方式,进水点包括厌氧池、缺氧池、兼氧池(图 2),可以根据工艺运行需要向缺氧池和兼氧池分配一定比例的进水,利用原水中的碳源以节约外加碳源的投加,也增强了系统的抗冲击能力。控制兼氧池曝气末端溶解氧质量浓度在 1 mg/L 左右,可在兼氧池通过关闭曝气器切换成缺氧运行,配合兼氧到缺氧 400%的回流量以加强反硝化反应[5]。在缺氧池,分配 10%~15%的进水,可以有效控制回流带来的溶解氧的影响,并促进一部分反硝化反应;在兼氧池分配 0~10%的进水,也可在兼氧池再进行一次反硝化脱氮,其余未去除的污染物在 MBR 膜池进行氧化去除。总的来说,多点进水可以最大程度地利用进水原有的碳源于反硝化反应,节约了外加碳源的投加,使出水 TN 波动更小,更有利于出水稳定达标。

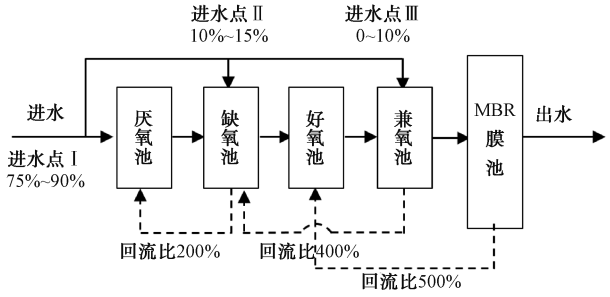


**图 2** 多点进水 AAO-A+MBR 流程图

Fig. 2 Flow Chart of Multi-Point Influent AAO-A+MBR Process

(3)采用 MBR 工艺

由于本工程用地紧张,采用 MBR 工艺取代传统的二沉池+混凝沉淀过滤,并且 MBR 膜生物反应器工艺也具有优越的去除有机物和脱氮除磷功能。有机物降解方面:与传统生物法相比,MBR 对有机物去除效率高(一般大于 96%),而且可以在较短的水力停留时间(HRT)内达到较好的去除效果。脱氮方面:从硝化角度分析,膜的高效截留作用使微生物完全截留在反应器内,实现了反应器 HRT 和污泥龄(SRT)的完全分离[6],有利于增殖缓慢的亚硝酸菌和硝酸菌的截留、生长和繁殖,同时,微生物菌胶团的平均粒径较常规活性污泥法更加细小,硝化速率更高;从反硝化角度分析,由于膜的高效截留作用,反应器内可维持很高的污泥浓度,相应的反硝化菌数量较多,有利于反硝化反应的推动。除磷方面:因为膜对 SS 具有非常好的截留效果,所以膜也可以把颗粒中的磷截留在系统内,除磷效果显著。

## 4 工艺运行分析

### 4.1 溶解氧控制

生化池和 MBR 膜池溶解氧的控制,对于整个工艺的运行至关重要。由于本工程进水中含有 50%的工业废水,进水 C/N 较低,内生碳源相对匮乏,在溶解氧的控制上采取尽量维持在较低水平的策略[7]。从近 1 年的运行效果来看,在 AAO-A+MBR 工艺中,利用 MBR 膜池吹扫曝气过程中的溶解氧回流到好氧池,可以使好氧池维持较低的溶解氧,建议将好氧池溶解氧质量浓度控制在 0.5~1.0 mg/L,MBR 膜池溶解氧质量浓度控制在 1.5~2.0 mg/L,这样既有利于平衡整个系统 $COD_{Cr}$、氨氮、TP 和 TN 的去除,使各污染物的去除率都保持在一个相对较好的水平,又可以节约电能和碳源消耗。

### 4.2 活性污泥浓度控制

在 MBR 工艺运行过程中,活性污泥浓度的控制与常规工艺相比也需要特别注意。本工程原设计好氧池的污泥质量浓度为 8 g/L,膜池的污泥质量浓度在 10 g/L 以上。然而,在实际运行过程中,因为本工程进水 C/N 较低,好氧池若保持 8 g/L 的污泥质量浓度,过一段时间后污泥老化较为严重,影响出水色度和 TP,故在实际运行过程中控制好氧池活性污泥质量浓度在 5.5~6.5 g/L,可以在一定程度上缓解污泥老化。分析原因主要是进水水质营养元素不足,导致活性污泥生长处于内源呼吸阶段,需要通过降低一定的污泥浓度来平衡污水中营养物质的量,从而使活性污泥的生长状态移至稳定期。

### 4.3 回流比控制

回流比的控制对于整个系统污染物的去除,特

别是 TN 的去除影响较大[8]。本工程设置了 3 个回流点,即缺氧池到厌氧池的 200%回流、兼氧池到缺氧池的 400%回流、MBR 膜池到好氧池的 500%回流。缺氧池污泥混合液回流到厌氧池主要是为了强化除磷,相比于从好氧池回流到厌氧池,污泥混合液中溶解氧和硝酸盐氮含量低,不会跟聚磷菌释磷争夺碳源。从兼氧池回流到缺氧池,相比于从好氧池回流到缺氧池,减少了好氧池溶解氧对缺氧池的影响,因此,回流比可以控制到 400%,但太高的回流比会影响缺氧池的缺氧环境进而影响脱氮的效率。通过 MBR 膜池回流到好氧池,可以充分利用膜池中富余的溶解氧,降低好氧池的曝气量,达到一定程度的节能。

### 4.4　加药量控制

本研究主要考虑除磷药剂聚合氯化铝(PAC)和碳源乙酸钠的投加控制。除磷药剂的投加点设置在 MBR 池进水端,PAC 投加量为 0.076 kg/$m^3$,乙酸钠投加量为 0.062 kg/$m^3$。PAC 投加主要为前段生物除磷的补充,通过投加 PAC 后,结合 MBR 膜的过滤作用,可保证出水 TP 指标的稳定达标。乙酸钠的投加点有两个,一个在缺氧池,一个在兼氧池,主要投加点为缺氧池,根据工艺运行及水质变化进行投加,主要投加时段在冬季水温较低时。

## 5　运行效果

丁桥污水处理厂四期工程近 1 年运行时间的水质情况如表 2 所示。由表 2 可知,该工艺对各污染物去除效果良好,各相关出水指标都能到达排放标准要求,出水 TN 平均质量浓度为 7.72 mg/L,出水 TP 平均质量浓度为 0.23 mg/L,脱氮除磷能力显著。同时,由表 2 可知,出水 SS 质量浓度基本稳定在 5 mg/L 左右,不受活性污泥状态影响,相比传统工艺稳定性显著提升。

**表 2**　2021 年进出水水质情况

Tab. 2　Water Quality of Influent and Effluent in 2021

| 项目 | 进水/(mg·$L^{-1}$) | | | | | 出水/(mg·$L^{-1}$) | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | $COD_{Cr}$ | 氨氮 | TP | TN | SS | $COD_{Cr}$ | 氨氮 | TP | TN | SS |
| 1 月 | 314.3 | 35.64 | 3.90 | 39.22 | 154.7 | 26.7 | 0.28 | 0.28 | 8.97 | 5.4 |
| 2 月 | 328.9 | 40.68 | 4.04 | 44.09 | 162.3 | 24.3 | 0.77 | 0.28 | 8.73 | 4.7 |
| 3 月 | 256.7 | 26.68 | 2.86 | 30.23 | 131.6 | 25.1 | 0.20 | 0.27 | 5.94 | 4.7 |
| 4 月 | 305.8 | 26.42 | 2.91 | 29.51 | 156.6 | 27.0 | 0.24 | 0.29 | 7.45 | 5.2 |
| 5 月 | 283.2 | 28.21 | 3.02 | 30.47 | 141.3 | 29.4 | 0.28 | 0.33 | 9.19 | 5.3 |
| 6 月 | 243.3 | 23.95 | 2.91 | 26.53 | 117.6 | 31.0 | 0.52 | 0.32 | 8.23 | 5.5 |
| 7 月 | 216.2 | 24.02 | 2.67 | 26.12 | 105.8 | 27.0 | 0.39 | 0.32 | 7.43 | 5.2 |
| 8 月 | 173.9 | 19.71 | 2.25 | 21.07 | 90.2 | 23.0 | 0.10 | 0.11 | 4.29 | 4.8 |
| 9 月 | 196.7 | 24.96 | 2.56 | 26.42 | 98.6 | 24.2 | 0.13 | 0.15 | 6.13 | 4.9 |
| 10 月 | 216.6 | 30.71 | 2.91 | 32.23 | 105.7 | 23.1 | 0.38 | 0.15 | 7.31 | 4.3 |
| 11 月 | 246.6 | 34.63 | 3.12 | 35.77 | 123.8 | 27.2 | 0.31 | 0.07 | 9.09 | 5.4 |
| 12 月 | 265.8 | 35.93 | 3.87 | 37.52 | 126.8 | 26.8 | 0.15 | 0.14 | 9.83 | 5.6 |
| 平均值 | 254.0 | 29.30 | 3.09 | 31.60 | 126.3 | 26.2 | 0.31 | 0.23 | 7.72 | 5.1 |

## 6　成本分析

本工程总投资为 21 470 万元,其中建安费为 7 867 万元,设备费为 7 995 万元,预备费为 255 万元。运行的主要费用包括电费、药剂费和人工费 3 部分,总计单位直接运行成本为 0.533 0 元/$m^3$。根据近 1 年运行情况统计分析,电费为 0.308 0 元/$m^3$;PAC、聚丙烯酰胺、次氯酸钠、乙酸钠药剂费分别为 0.034 0、0.009 9、0.024 9、0.053 4 元/$m^3$,共计 0.122 2 元/$m^3$;人工费为 0.102 8 元/$m^3$。

## 7　结语

(1)对于低 C/N 污水处理厂,可采用初沉发酵池+多点进水 AAO-A+MBR 工艺,通过挖掘利用原水中内在碳源从而减少外加碳源量。

(2)针对 AAO-A 生物池多点进水模式,厌氧池可分配入 75%~90%的进水,缺氧池可分配入 10%~15%的进水,兼氧区可分配入 0~10%的进水,

出水 TN 波动更小,更有利于出水稳定达标。

(3)在 AAO-A+MBR 工艺中,将好氧池溶解氧质量浓度控制在 0.5~1.0 mg/L,MBR 膜池溶解氧质量浓度控制在 1.5~2.0 mg/L,好氧池活性污泥质量浓度控制在 5.5~6.5 g/L。同时,缺氧池到厌氧池为 200% 回流,兼氧池到缺氧池为 400% 回流,MBR 膜池到好氧池为 500% 回流,可以得到良好的污水处理效果,单位运行成本较低。

## 参考文献

[1] 钱亮, 贺北平, 刘瑞东, 等. 低碳氮比污水提标改造工程设计及运行效果分析[J]. 中国给水排水, 2019, 35(14): 81-87.
QIAN L, HE B P, LIU R D, et al. Design and operation effect analysis of low C/N ratio sewage upgrading and reconstruction project[J]. China Water & Wastewater, 2019, 35(14): 81-87.

[2] 鲍任兵, 马民, 徐健, 等. AAO 及改良型工艺耦合 MBR 工艺应用研究综述[J]. 净水技术, 2022, 41(3): 26-31, 62.
BAO R B, MA M, XU J, et al. Technological research overview on AAO and modified process coupled with MBR[J]. Water Purification Technology, 41(3): 26-31, 62.

[3] 应林荣, 党勇杰, 姚云波, 等. 污水厂 AAO-MBR 处理工艺沿程运行效果分析[J]. 净水技术, 2021, 40(7): 71-74, 153.
YING L R, DANG Y J, YAO Y B, et al. Analysis of effectiveness along the operation process of AAO-MBR in WWTP[J]. Water Purification Technology, 2021, 40(7): 71-74, 153.

[4] 马宏伟, 陈雅琼, 陈阳. 多级 AO-MBR 工艺用于污水处理厂提标扩建工程设计[J]. 给水排水, 2017, 53(6): 30-34.
MA H W, CHEN Y Q, CHEN Y. Engineering design of multilevel AO-MBR process for upgrading and expansion project in WWTP[J]. Water & Wastewater Engineering, 2017, 53(6): 30-34.

[5] 唐鑫伟, 傅坚亮, 任亚英. 精准曝气系统在提高 AAO+MBR 工艺总氮去除率中的应用[J]. 净水技术, 2020, 39(s1): 133-137.
TANG X W, FU J L, REN Y Y. Application of precise aeration system on improving removal rate of TN in AAO+MBR process[J]. Water Purification Technology, 2020, 39(s1): 133-137.

[6] 应林荣, 党勇杰, 姚云波, 等. 污水厂 AAO-MBR 处理工艺沿程运行效果分析[J]. 净水技术, 2021, 40(7): 71-74, 153.
YING L R, DANG Y J, YAO Y B, et al. Analysis of effectiveness along the operation process of AAO-MBR in WWTP[J]. Water Purification Technology, 2021, 40(7): 71-74, 153.

[7] 沈晓佳, 陈雪祥, 徐一兰, 等. 浙江某城镇污水处理厂一级 A 提标改造后运行优化分析[J]. 净水技术, 2020, 39(12): 25-29.
SHEN X J, CHEN X X, XU Y L, et al. Operation optimization analysis of an upgraded WWTP in Zhejiang province[J]. Water Purification Technology, 2020, 39(12): 25-29.

[8] 柳岩, 高海英, 刘建军, 等. 半地下箱体式 MBR 生化组合工艺工程设计案例分析[J]. 净水技术, 2021, 40(11): 139-146, 163.
LIU Y, GAO H Y, LIU J J, et al. Analysis of engineering design case for semi-underground box type MBR biochemical combined process[J]. Water Purification Technology, 2021, 40(11): 139-146, 163.

(上接第 159 页)

[10] 郝二成, 袁星, 阜崴. 污泥膨胀原因及控制措施研究[J]. 环境工程, 2017, 35(7): 18-22.
HAO E C, YUAN X, FU W. Research on reason for sludge bulking and its control stategy[J]. Environmental Engineering, 2017, 35(7): 18-22.

[11] 单威, 王燕, 郑凯凯, 等. 高工业废水占比城镇污水处理厂 COD 提标技术比选与分析[J]. 环境工程, 2020, 38(7): 32-37, 24.
SHAN W, WANG Y, ZHENG K K, et al. Technology comparison and analysis on COD removal upgrading of wastewater treatment plants for high proportion of industry wastewater[J]. Environmental Engineering, 2020, 38(7): 32-37, 24.

[12] 郝晓地, 李天宇, 吴远远, 等. $A^2/O$ 工艺用于污水处理厂升级改造的适宜性探讨[J]. 中国给水排水, 2017, 33(21): 18-24.
HAO X D, LI T Y, WU Y Y, et al. Discussion on suitability of $A^2/O$ process for upgrading of wastewater treatment plant[J]. China Water & Wastewater. 2017, 33(21): 18-24.