

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2023.05.010

# AAO+MBR系统的稳定低耗运行研究

任 诚, 毛云飞, 周科帆, 林 玲, 刘志刚  
(宁波市城市排水有限公司, 浙江 宁波 315192)

**摘 要:** 宁波市F污水处理厂原一期工程采用AO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)一级B标准。为了提高出水水质,对厂区进行提标改造,拆除原一期工艺,新建AAO+MBR膜处理系统,设计出水质执行地表类Ⅳ类标准。针对MBR工艺调试中出现的高电耗、TN去除率偏低、碳源投加量偏高等问题展开研究,使电耗降低6.6%、碳源投加量降低28.7%、PAC药剂投加量降低3.8%,提标改造及优化运行后使出水TN由16.4 mg/L降低至9.3 mg/L,出水TP由0.61 mg/L降低至0.21 mg/L,出水COD由19.69 mg/L降低至15.55 mg/L。

**关键词:** AAO+MBR工艺; 提升水质; 优化运行; 节能降耗

**中图分类号:** TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2023)05-0067-07

## Stable Operation of AAO+MBR System with Low Consumption

REN Cheng, MAO Yun-fei, ZHOU Ke-fan, LIN Ling, LIU Zhi-gang  
(Ningbo Municipal Sewerage Co. Ltd., Ningbo 315192, China)

**Abstract:** The original phase I project of F municipal wastewater treatment plant in Ningbo adopted AO process, and the effluent quality was required to meet the first level B criteria specified in the *Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plant* (GB 18918-2002). To improve the effluent quality and increase the discharge standard to surface water Class IV standard, the plant was upgraded by dismantling the original phase I process and constructing a new AAO+MBR treatment process. The measures for solving the problems were explored such as high power consumption, low TN removal rate and high carbon source dosage in MBR commissioning. After upgrading and optimizing the operation, the power consumption was reduced by 6.6%, and the dosages of carbon source and PAC were reduced by 28.7% and 3.8%, respectively. In addition, the effluent TN decreased from 16.4 mg/L to 9.3 mg/L, the effluent TP decreased from 0.61 mg/L to 0.21 mg/L, and the effluent COD decreased from 19.69 mg/L to 15.55 mg/L.

**Key words:** AAO+MBR process; improvement of water quality; operation optimization; energy saving and consumption reduction

为贯彻落实浙江省政府工作报告要求,进一步指导城镇污水处理厂清洁排放技术改造工作,2019年1月1日浙江省实施了《城镇污水处理厂主要水污染物排放标准》。F污水处理厂原工艺已经运行20

年,设计执行二级标准,为提高出水水质,提标改造势在必行。厂区用地面积约为5.4 hm<sup>2</sup>,由于用地面积有限,新建工艺需具备占地面积小、出水水质好等特点,因此新系统采用AAO+MBR膜处理工艺。膜

通信作者: 周科帆 E-mail: 673567836@qq.com

生物反应器(MBR)是一种由膜分离单元与生物处理单元相结合的新一代水处理技术,具有更高的处理效率及更小的占地面积,但同时存在药耗和能耗高、膜污染显著等问题<sup>[1-3]</sup>。工艺调试初期,系统对碳源依赖性较高,MBR工艺系统进水COD、NH<sub>3</sub>-N、TN、TP浓度分别为(150±50)、(15±5)、(20±5)、(3.3±1.2) mg/L, COD/TN约为6.3。调试运行中发现,MBR进水溶解氧浓度偏高,厌氧段氧化还原电位(ORP)较大,说明厌氧环境不理想,检测发现缺氧段硝态氮浓度较高、氨氮浓度较低。

笔者针对MBR工艺在宁波市F污水处理厂提标改造中的应用情况,探索MBR工艺系统的优化运行管理模式,并结合2019年调试及试运行以来的实际情况,在出水水质稳定达标的前提下,分析降低药耗和电耗的方法,旨在为同类型污水处理厂的运行提供参考。

## 1 工程概况

### 1.1 工程规模

原污水处理厂分为一期和二期,平均处理水量为10×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,其中一期污水处理量为3×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,二期污水处理量为7×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,厂区用地面积约为5.4 hm<sup>2</sup>。提标改造中将原一期工艺拆除,并新建MBR工艺系统(采用孔径为0.1 μm的中空纤维膜),设计处理量为5×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,原二期处理量由7×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d减少至5×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,提标改造工程建设规模即为污水处理厂现状规模。

### 1.2 进水水质及工艺流程

宁波F污水处理厂实际进水水质较原设计水质偏低,同时存在冲击负荷,污水处理厂2015年—2018年进水水质情况见表1。

表1 2015年—2018年进水水质情况

Tab.1 Influent quality from 2015 to 2018

项目	COD	BOD <sub>5</sub>	SS	NH <sub>3</sub> -N	TN	TP
2015年	235.9	89.0	150.5	21.8		3.8
2016年	235.9	94.5	162.2	23.7		3.4
2017年	237.3	92.7	164.0	21.4	29.1	3.6
2018年	188.6	72.7	129.9	20.1	26.6	3.3
平均值	224.4	87.2	151.7	21.8	27.9	3.5

F污水处理厂2015年—2018年进水以生活污水为主,水质稳定。提标改造前,宁波市F污水处理厂的工艺分为一期、二期,工艺流程如图1所示。原

一期、二期工程前段工艺相对独立,尾部工艺共用出水总管及污泥浓缩脱水设施,其中厂区再生水主要由一期提供。

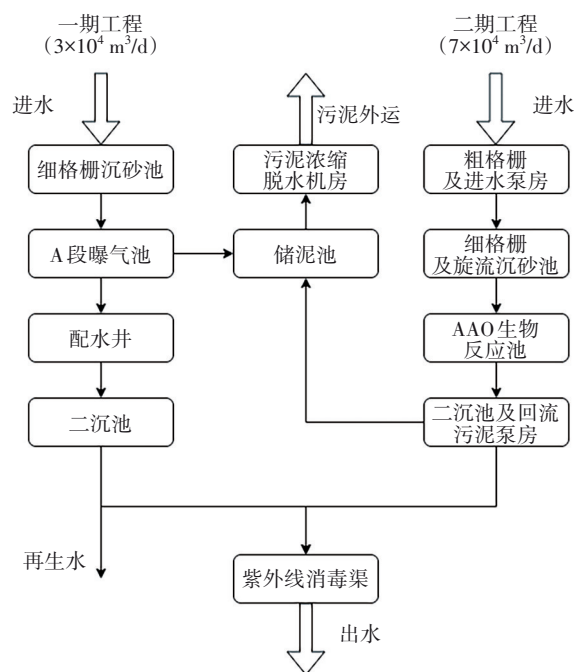


图1 提标改造前厂区工艺流程

Fig.1 Flow chart of wastewater treatment plant before upgrading and reconstruction

提标改造之前,F污水处理厂出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级B标准,2015年—2018年原一期出水水质情况见表2。

表2 原一期出水水质情况

Tab.2 Effluent quality of original phase I of the project

项目	COD	SS	NH <sub>3</sub> -N	TN	TP
2015年	22.15	17.6	1.04	17.4	0.76
2016年	20.23	16.2	0.69	16.5	0.69
2017年	19.55	18.4	0.75	16.1	0.58
2018年	16.84	15.2	0.48	15.6	0.42
平均值	19.69	16.9	0.74	16.4	0.61

提标改造完成后,F污水处理厂工艺流程如图2所示。原一期工程在提标改造后整体拆除,原位新建AAO+MBR系统,二期提标改造后新增深度处理工艺。整体水质提标后执行浙江省清洁排放标准,MBR工艺达到地表类Ⅳ类水标准(TN控制在10 mg/L以内)。本研究主要针对一期提标改造后MBR系统的运行情况和工艺优化方案进行阐述,分析提标

及优化后污水处理厂一期工艺减排量及处理效果。MBR系统的流程如图3所示。

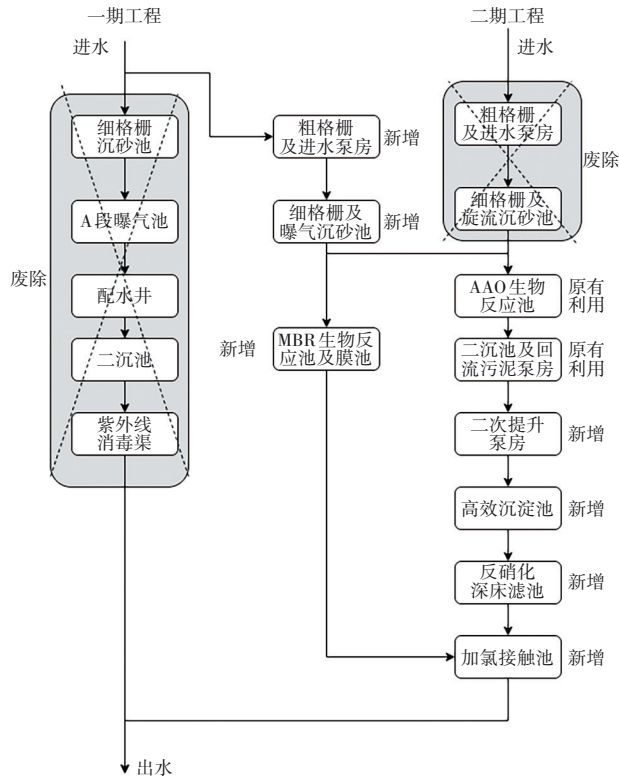


图2 提标改造后厂区工艺流程

Fig.2 Flow chart of wastewater treatment plant after upgrading and reconstruction

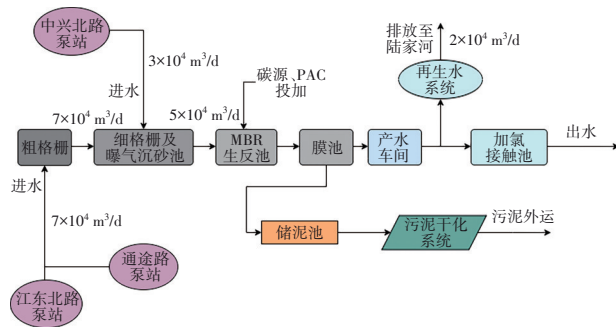


图3 MBR系统的流程

Fig.3 Flow chart of MBR system

### 1.3 设计运行参数及出水水质

新建的AAO+MBR系统生反池分为相同的两组工艺池体,设计单边生反池厌氧段有效容积为1 568 m<sup>3</sup>、污水停留时间为1.5 h,缺氧段有效容积为4 200 m<sup>3</sup>、污水停留时间为4.0 h,好氧段有效容积为5 636 m<sup>3</sup>、污水停留时间为5.4 h,膜池有效容积为1 029 m<sup>3</sup>。设计碳源投加点为厌氧段及缺氧首段进水区域,PAC投加点为好氧末段。系统采用三级回

流,即膜池—好氧首段、好氧末段—缺氧首段、缺氧末段—厌氧段,设计回流比分别为450%、300%、150%。

提标改造工程完成后出水水质达到类Ⅳ类水标准,具体如下:COD≤30 mg/L、BOD<sub>5</sub>≤6 mg/L、SS≤5 mg/L、总氮≤10 mg/L、氨氮≤1.5 mg/L、总磷≤0.3 mg/L、粪大肠菌群数≤1 000 个/L、pH为6.0~9.0。

## 2 试运行期间工艺药耗及能耗分析

MBR系统试运行时长为6个月,按照设计处理水量为5×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d计,单位水量电耗为0.362 kW·h/m<sup>3</sup>,较二期工程(传统AAO+平流式沉淀池工艺)高28%;单位水量聚合氯化铝药耗(PAC,折算后的有效成分单耗)为11 mg/L,较二期工程高50.24%;单位水量碳源药耗(乙酸钠,折算后的有效成分单耗)为18.84 mg/L,二期碳源投加量为2.05 mg/L,投加量偏大,本研究主要分析碳源药剂的减量运行。

### 2.1 单位水量电耗分布特征分析

AAO+MBR系统的单位水量电耗累计频率如图4所示。可知,单位水量电耗的最小值和最大值分别为0.285和0.440 kW·h/m<sup>3</sup>,单位水量电耗在0.310 kW·h/m<sup>3</sup>以下的累计频率为10.29%,单位水量电耗在0.310~0.390 kW·h/m<sup>3</sup>的累计频率为86.12%,单位水量电耗在0.390 kW·h/m<sup>3</sup>以上的累计频率为13.88%,说明试运行期间的单位水量电耗主要处于0.310~0.390 kW·h/m<sup>3</sup>之间<sup>[4]</sup>。

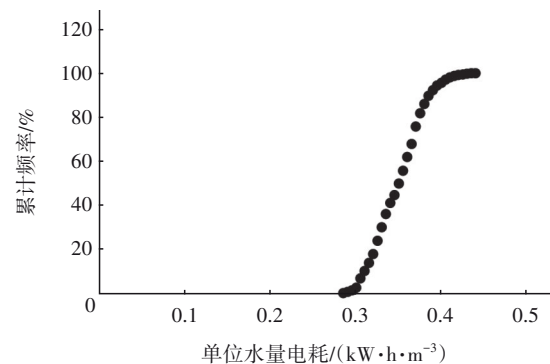


图4 单位水量电耗累计频率

Fig.4 Cumulative frequency of power consumption per unit water volume

### 2.2 单位水量碳源药耗分布特征分析

MBR系统主要涉及到的药剂分别为碳源(乙酸钠)、PAC、次氯酸钠,其中次氯酸钠作为膜池药洗使用,日常用量较小,在此不作研究。单位水量碳源药耗累计频率见图5。单位水量碳源药耗的最小值

和最大值分别为3.7和23.2 mg/L,单位水量碳源药耗在13.3 mg/L以下的累计频率为10.10%,在13.3~20.5 mg/L的累计频率为91.47%,在20.5 mg/L以上的累计频率为8.53%。可见,试运行期间的单位水量碳源药耗主要处于13.3~20.5 mg/L之间。

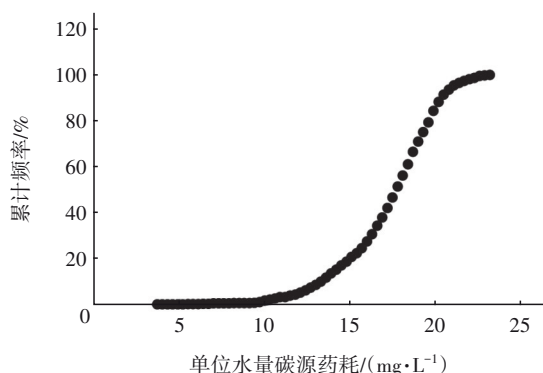


图5 单位水量碳源药耗累计频率

Fig.5 Cumulative frequency of carbon source consumption per unit water volume

### 2.3 全流程工艺特征分析

为进一步准确把握整体工艺运行情况,在调试及试运行期间采用全流程分析手段,对整个污水处理流程的沿程各段进行布点,分析主要污染物及生化环境的变化特征,测试系统不同功能区或工艺阶段下的污染物去除效果<sup>[5]</sup>,结果如图6所示。

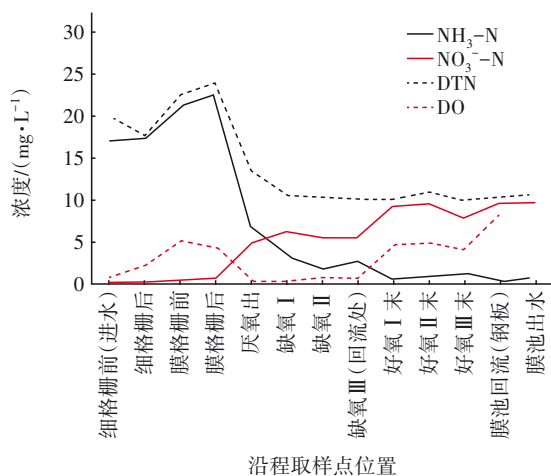


图6 MBR系统沿程DTN、NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N、NH<sub>3</sub>-N的变化情况

Fig.6 Change of DTN, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N and NH<sub>3</sub>-N along MBR system

MBR系统在试运行期间其整体溶解氧偏高,其中厌氧段DO为0.52 mg/L,缺氧段溶解氧为0.3~0.81 mg/L,其厌氧段和缺氧段DO浓度均高于理论

值,微生物所需厌氧、缺氧环境受到破坏,导致反硝化细菌的反硝化效率下降,溶解性总氮(DTN)难以稳定控制在10 mg/L以内。另外,由于长期高强度曝气,MBR生反池中的悬浮污泥较为细碎,沉降性能有所下降,但MBR工艺泥水分离采用的是膜处理技术,对出水SS浓度影响不大。

## 3 工艺系统优化运行

### 3.1 三级回流下的MBR系统回流比

与二期传统AAO工艺采用的两段回流不同,MBR工艺采用三段回流。其中,为探究好氧段高溶解氧混合液回流至缺氧段对缺氧环境的影响规律,通过控制好氧段至缺氧段的回流比,取缺氧段末段水样检测溶解性COD(SCOD)、NH<sub>3</sub>-N、NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N、溶解性总氮(DTN)、DO,结果见图7。当回流比较大时,好氧段高溶解氧混合液回流至缺氧段,致使缺氧段的缺氧环境遭到破坏,反硝化效率下降。随着回流比的下降,缺氧段SCOD上升,DO下降,缺氧环境逐渐得到恢复,外加碳源需求量下降;但回流比过低,会导致缺氧段污泥浓度不足,硝态氮未得到充分反应,从而导致反硝化效率降低。根据试验结果,回流比设置为150%~250%可获得较好的效果。

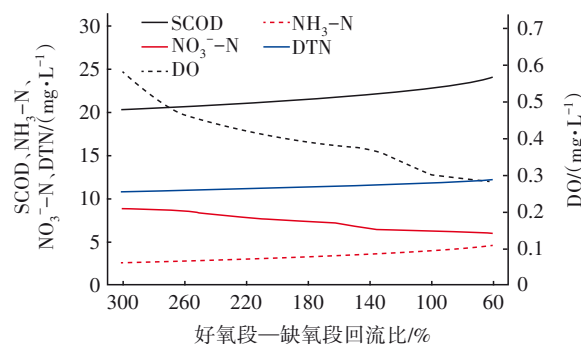


图7 不同好氧段—缺氧段回流比下各参数的变化

Fig.7 Variation of parameters under different reflux ratio of aerobic to anoxic section

取出水段水样分析脱氮率的变化,结果见图8。通过提高回流比,虽然可以维持缺氧段的污泥浓度,但也将高浓度溶解氧回流至缺氧段,致使缺氧段溶解氧升高,进而影响反硝化反应的进行。根据不同回流比与脱氮效率的变化规律可知,回流比在170%~230%之间可取得良好的综合效果。对此,将好氧末段—缺氧首段回流比由原来的300%下调至225%,缺氧段实际停留时间由1 h延长至1.25 h,脱

氮率提升 32.4%,同时降低了能耗。

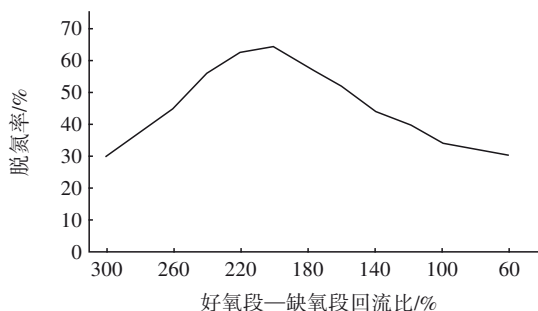


图8 不同好氧段—缺氧段回流比下出水脱氮率的变化

Fig.8 Variation of denitrification rate under different reflux ratio of aerobic to anoxic section

### 3.2 膜池系统吹扫风量

为探究除进水溶解氧偏高外是否存在其他因素导致的生反池溶解氧偏高,对膜池溶解氧情况展开研究,发现膜池溶解氧高于 10 mg/L,回流渠道中的溶解氧仍高于 8 mg/L。高溶解氧混合液回流至好氧首段,导致鼓风机风量调至最低,好氧池溶解氧仍高于正常范围。对于该现象,在保证膜池吹扫效果的前提下,探究降低膜池及回流混合液中溶解氧的手段。根据建议,膜池每帘膜需要提供 3.4~5 m<sup>3</sup> 的曝气量,F 污水处理厂 MBR 膜池分为 12 组,总共有 3 888 帘膜,试运行期间按照每帘膜提供 4 m<sup>3</sup> 曝气量运行,设置膜池曝气量为 15 600 m<sup>3</sup>/h。为了探索曝气量对跨膜压差的影响规律,在进水量为 2 300 m<sup>3</sup>/h、MLSS 浓度为 8.5 g/L 条件下,调整膜池曝气量,结果如图 9 所示。可知,随着膜池曝气量的降低,膜池吹扫效果逐渐减弱,进而使跨膜压差 (TMP) 增大,影响膜丝的通透性。为保证膜丝使用寿命,膜池在正常运行时应尽量保持跨膜压差在 35 kPa 以内,即膜池曝气量应高于 1 4000 m<sup>3</sup>/h。

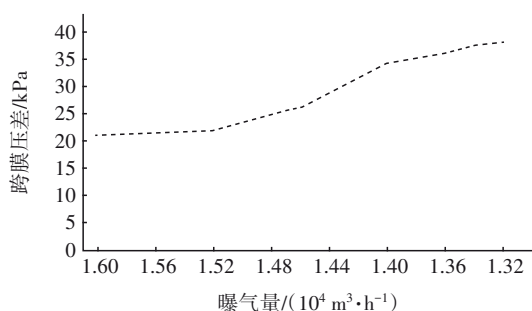


图9 跨膜压差随曝气量的变化

Fig.9 Variation of transmembrane pressure with aeration rate

将膜池风量由调试期间设定的 15 600 m<sup>3</sup>/h 下

调至 14 400 m<sup>3</sup>/h,跨膜压差有所上升,但仍在合理范围内。膜池溶解氧由 10.5 mg/L 下降至 8.1 mg/L,膜池回流渠道内混合液溶解氧降低至 6.65 mg/L,使得好氧段的溶解氧整体下降明显。随着风量的下调,单台鼓风机的电耗从每小时 89.30 kW·h 降低至 70.30 kW·h。

### 3.3 沿程工艺段溶解氧

通过全流程分析发现,MBR 系统预处理区和生反池的溶解氧偏高。为探明原因,沿程逐步排查原因,测得粗格栅处 DO 为 0.8 mg/L,但细格栅处为 2.5 mg/L,说明中间某处存在充氧现象,后经排查细格栅前段配水堰有一个约 90 cm 的液位差(设计中已存在 50 cm 的液位差),此处也存在一个跌水充氧现象,但该充氧现象难以消除,作为参考,工艺设计人员在设计时应充分考虑该问题。沿程继续排查发现,曝气沉砂池出水段的溶解氧为 2 mg/L,膜格栅前段溶解氧为 5.12 mg/L,这是由于曝气沉砂池末段至出水段存在约 1 m 的跌水现象。通过调整配水渠道内液位高度,使液位差低于 40 cm,控制膜格栅前溶解氧浓度不高于 3 mg/L。为尽量降低好氧末段曝气,减少缺氧段回流混合液溶解氧,通过调节局部曝气阀门开度的方式,关小好氧末段的曝气阀门,使好氧末段的溶解氧不高于 2 mg/L。

### 3.4 碳源投加点位

MBR 系统生反池碳源投加点位如图 10 所示。

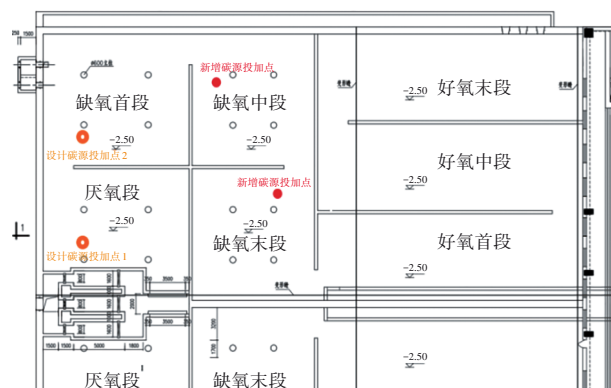


图10 碳源投加点调整示意

Fig.10 Adjustment of carbon source dosing points

优化前投加点位为厌氧段进水区域(橙色标注点),为提高碳源利用率,在缺氧中段和末段新增两处碳源投加点<sup>[6-9]</sup>,优化后单边碳源投加点位包括原厌氧段、缺氧首段两个点位,以及新增的缺氧中段和缺氧末段两个点位,碳源投加量为 14.5 mg/L(乙

酸钠,以折算后的有效成分计)。

优化碳源投加点后,碳源利用率提升,缺氧段反硝化去除TN的效率提升,对沿程硝态氮进行取样检测,结果如图11所示。可知,进水段及厌氧段优化前后硝态氮相差不大;碳源投加方式优化后,增加了碳源与污水的接触面积,提高了碳源利用率,从而使缺氧段的硝态氮下降。

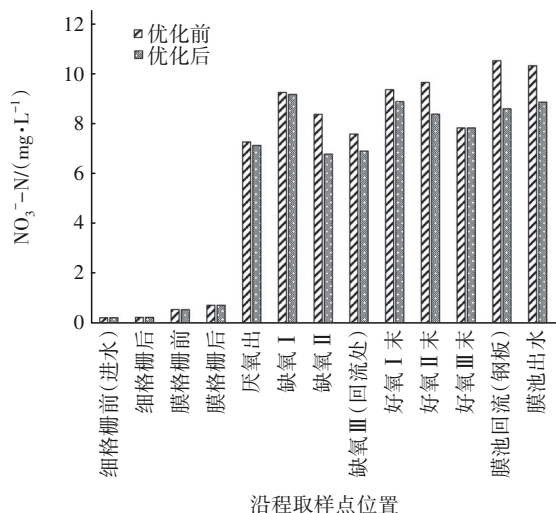


图11 优化前后沿程硝态氮的变化

Fig.11 Change of nitrate nitrogen concentration along the process before and after optimization

## 4 优化运行效果分析

### 4.1 出水水质

经过对溶解氧、药剂投加点位的优化,改善了微生物的生化环境,提升了反硝化效率,使得总氮去除效果提高。优化后MBR系统的出水水质情况如表3所示。

表3 MBR系统出水水质情况

Tab.3 Effluent quality of MBR system

项 目	COD	NH <sub>3</sub> -N	TN	TP	SS
1月	15.65	0.108	9.7	0.19	<5.00
2月	15.77	0.128	9.0	0.21	5.03
3月	16.00	0.118	9.2	0.22	<5.00
4月	15.65	0.205	9.2	0.22	5.03
5月	14.38	0.395	8.7	0.24	<5.00
6月	15.32	0.117	9.5	0.20	<5.00
7月	15.77	0.158	9.7	0.19	5.10
8月	16.22	0.264	8.8	0.21	<5.00
9月	15.23	0.137	9.7	0.23	5.16
平均值	15.55	0.181	9.3	0.21	

经过工艺优化后,出水水质得到大幅度提高,

其中SS降低效果明显,表明膜分离效果较传统沉淀池自然沉降法有较为突出的优势;出水TN由原一期的16.4 mg/L降低至9.3 mg/L,出水TP由0.61 mg/L降低至0.21 mg/L,出水COD由19.69 mg/L降低至15.55 mg/L。

### 4.2 优化前后能耗对比

经过以上多种优化措施后,MBR系统在稳定达到类Ⅳ类排放标准的前提下,使得污水厂所需药耗和能耗降低(MBR系统电耗不统计排泥系统)。优化前所需碳源为20.34 mg/L,成本为308.10万元/年;所需PAC为10.32 mg/L,成本为108.30万元/年;所需电耗为0.362 kW·h/m<sup>3</sup>,成本为396.39万元/年;优化前总成本为812.79万元/年。优化后所需碳源为14.50 mg/L,成本为219.64万元/年;所需PAC为9.93 mg/L,成本为104.21万元/年;所需电耗为0.338 kW·h/m<sup>3</sup>,成本为370.11万元/年;优化后总成本为693.96万元/年。按日均5×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>处理量计算,经过优化后,碳源药耗降低28.7%,每年碳源成本可节约88.46万元(COD当量0.52 mg/L的乙酸钠碳源成本为825元/t);电耗降低6.6%,每年可节约电耗成本26.28万元;PAC药耗降低3.8%,每年可节约成本4.09万元;每年总运行成本可节约118.83万元,降低幅度达14.62%。

## 5 结论

① 对沿程工艺进行分析发现,MBR系统碳源投加量偏高的原因是厌、缺氧环境遭到破坏,氧化消耗增加,并导致反硝化效率降低。

② 碳源采用多点投加方式,可有效提高碳源利用率;通过减少回流比,调整膜池吹扫风量,可将电耗降低6.6%,且优化微生物进行反硝化反应所需的缺氧环境,提高TN去除率,使碳源药耗降低28.7%;多措并举,每年节约电费26.28万元,节约碳源药剂费用88.46万元。

③ 经提标改造后,原一期COD每年总减排提高68.60%,1 m<sup>3</sup>污水COD减排量提升14.42%;膜处理技术对SS的截留效果较沉淀池自然沉降法有明显提升,出水SS基本维持在6 mg/L以下。

### 参考文献:

[1] 谢晓旺,李露泽. AAO-MBR工艺在某城镇污水处理厂中的应用[J]. 净水技术, 2020, 39(8): 23-27.

XIE Xiaowang, LI Luze. Application of AAO-MBR

- process in a urban wastewater treatment plant[J]. Water Purification Technology, 2020, 39 (8): 23-27 (in Chinese).
- [2] 高术波. 多级AO+MBR工艺在污水处理厂提标改造中的应用——以北京某污水处理厂为例[J]. 净水技术, 2020, 39(8): 28-31.
- GAO Shubo. Application of multilevel AO+MBR process in upgrading and reconstruction project—case study of a WWTP in Beijing [J]. Water Purification Technology, 2020, 39 (8): 28-31(in Chinese).
- [3] 李诚,顾悦,陈凡阵. 天津某污水厂A<sup>2</sup>O工艺提标改造工程实践[J]. 供水技术, 2019, 13(1): 43-45.
- LI Cheng, GU Yue, CHEN Fanzhen. Practice of A<sup>2</sup>O process improvement project in a wastewater treatment plant in Tianjin[J]. Water Technology, 2019, 13 (1): 43-45(in Chinese).
- [4] 卢汉清,张莺,沈浩,等. 宁波市基于污水厂工艺全流程分析及优化运行模式的实践[J]. 中国给水排水, 2019,35(14):24-31.
- LU Hanqing, ZHANG Ying, SHEN Hao, *et al.* Practice on whole process analysis and optimized operation mode of sewage treatment plants in Ningbo[J]. China Water & Wastewater, 2019, 35 (14): 24-31(in Chinese).
- [5] 杨敏,颜秀勤,孙雁,等. A<sup>2</sup>O-MBR工艺城镇污水处理厂能耗特征与运行优化[J]. 给水排水,2016,42(12): 44-47.
- YANG Min, YAN Xiuqin, SUN Yan, *et al.* Energy consumption and operation optimization of urban wastewater treatment plant with A<sup>2</sup>O-MBR process[J]. Water & Wastewater Engineering, 2016, 42(12):44-47 (in Chinese).
- [6] 王佳伟,郑江,周军,等. 基于碳源需求的A<sup>2</sup>O工艺分段进水研究[J]. 中国给水排水, 2010, 26(11): 47-50.
- WANG Jiawei, ZHENG Jiang, ZHOU Jun, *et al.* Step-feed in A<sup>2</sup>O process based on carbon source demand [J]. China Water & Wastewater, 2010, 26 (11): 47-50(in Chinese).
- [7] 朱冠男. 多点进水A<sup>2</sup>+OSA工艺处理低C/N污水运行优化试验研究[D]. 邯郸:河北工程大学,2018.
- ZHU Guannan. Study on Optimal Operation of Step Feed A<sup>2</sup>+OSA Process for Low C/N Ratio Wastewater Treatment [D]. Handan: Hebei University of Engineering, 2018(in Chinese).
- [8] 李一龙,包宇,邸文正,等. 高排放标准下分段进水多级AO+MBR工艺的设计[J]. 中国给水排水,2022,38(4):76-81.
- LI Yilong, BAO Yu, DI Wenzheng, *et al.* Design of step-feed multi-stage AO+MBR process under high discharge standard [J]. China Water & Wastewater, 2022,38 (4): 76-81(in Chinese).
- [9] 杨曦凯,田海成,王冠,等. 济南华山全地下水水质净化厂AAO+MBR工艺设计[J]. 中国给水排水,2021,37(22):59-62.
- YANG Xikai, TIAN Haicheng, WANG Guan, *et al.* Design of AAO and MBR process of Huashan underground wastewater purification plant in Jinan [J]. China Water & Wastewater, 2021, 37 (22): 59-62 (in Chinese).

作者简介:任诚(1978-),男,浙江绍兴人,大学本科,工程师,主要从事城市排水、城镇生活污水处理设施运行及生产调度管理工作。

E-mail:653418626@qq.com

收稿日期:2022-03-23

修回日期:2022-05-07

(编辑:任莹莹)

科学防御水旱灾害,有效促进人水和谐