



文章栏目：工程创新与行业动态

DOI 10.12030/j.cjee.202008078

中图分类号 X703

文献标识码 A

魏爱书, 牛晓君. MABR 工艺在污水处理站提标改造中的应用[J]. 环境工程学报, 2021, 15(6): 2174-2180.

WEI Aishu, NIU Xiaojun. Application of MABR in upgrading and reconstruction of a wastewater treatment station[J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2021, 15(6): 2174-2180.

MABR 工艺在污水处理站提标改造中的应用

魏爱书^{1,2}, 牛晓君^{3,4,*}

1. 北京首创股份有限公司, 北京 100144

2. 首创爱华(天津)市政环境工程有限公司北京分公司, 北京 100144

3. 华南理工大学环境与能源学院, 广州 510006

4. 工业聚集区污染控制与生态修复教育部重点实验室, 广州 510006

第一作者: 魏爱书(1988—), 男, 硕士, 工程师。研究方向: 污水处理技术。E-mail: 1538561620@qq.com

*通信作者: 牛晓君(1972—), 男, 博士, 教授。研究方向: 污水处理技术。E-mail: xjniu@scut.edu.cn

摘要 采用 MABR 膜曝气生物膜工艺对北方地区某污水处理站进行了改造, 通过在原 CAST 工艺中增加 MABR 膜组件, 并新建二沉池, 从而实现对原生化系统的升级改造; 同时, 新建了高密池和 V 型滤池深度处理系统, 以控制出水水质。MABR 膜曝气生物膜工艺的改造仅新增了曝气膜组件, 无需在生化池内新增设备和土建, 且膜曝气效率高、能耗低, 无需新增加鼓风机, 一次性投资约为 $850 \text{元} \cdot \text{m}^{-3}$, 改造工期约 15 d, 具有改造工期短和运行成本低的优势。改造后, MABR 膜曝气生物膜反应器的氨氮进水均值为 $39 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 出水均值为 $3 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 平均去除率为 92%; TN 进水均值为 $63 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 出水均值为 $11 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 平均去除率为 83%; TP 进水均值为 $7.5 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 出水均值为 $0.9 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 平均去除率为 88%; COD 进水均值为 $367 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 出水均值为 $35 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。此外, 结合后续的深度处理段, 通过化学除磷可保持污水处理站出水 TP 低于 $0.4 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。改造后, 污水处理站出水水质可稳定达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918-2002) 一级 A 标准。

关键词 MABR; 膜曝气; 生物膜; 高氨氮; 提标改造

城镇污水处理厂站提标改造中多采用移动床生物膜反应器 (moving bed biofilm reactor, MBBR) 及膜生物反应器 (membrane bio-reactor, MBR) 等工艺^[1-2]。这些工艺存在一次性投资大、生化池改造难度大、后期运行能耗大、费用高等问题^[3-4]。近年来, 膜曝气生物膜反应器 (membrane aerated biofilm reactor, MABR) 工艺以其对高氨氮进水处理性能高、曝气效率高和电耗低的特点, 逐步在污水处理项目中受到关注^[5-6]。MABR 工艺与传统活性污泥系统相比, 能耗可降低 75% 以上, 在降低运行成本方面有较大优势^[7]。目前, MABR 工艺在一体化分散式污水处理装置中应用较多, 在河道整治项目中也有应用, 但在污水处理厂站提标改造中却应用较少^[8-11]。

本文结合 MABR 工艺在北方地区某污水处理站提标改造工程中的应用, 重点阐述了 MABR 系统的工艺特点、设备配置和设计参数, 对调试运行期间主要污染物的处理效果进行了验证, 同时也对该工艺的投资和运行费用进行了分析, 以期为后续该工艺在类似工程项目的应用提供参考。

收稿日期: 2020-08-11; 录用日期: 2021-01-29

基金项目: 中新国际联合研究院产业孵化项目 (2018)

1 项目概况

1.1 处理规模和水质情况

该污水处理站原设计处理规模为 $1\ 000\ \text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$, 实际运行处理规模为 $800\ \text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ 。污水处理站原设计出水水质满足《城镇污水处理厂污染物排放标准 (GB 18918-2002)》中“一级 B”标准, 实际进出水水质见表 1。升级改造后, 污水处理站出水水质要求达到“一级 A 标准”, 本次升级改造设计进出水水质见表 2。

表 1 改造前进出水水质 Table 1 Influent and effluent quality before the upgrade						表 2 升级改造设计进出水水质 Table 2 Design influent and effluent quality for the upgrade and reconstruction						
检测水样	mg·L ⁻¹					检测水样	mg·L ⁻¹					
	COD	氨氮	TN	TP	SS		COD	BOD ₅	氨氮	TN	TP	SS
进水水样	330	48	65	8	160	进水水样	400	250	50	70	8	200
出水水样	83	26.8	29.2	5.5	14	出水水样	50	10	5	15	0.5	10

1.2 原处理工艺流程

原污水处理站工艺流程为: 提升泵站和格栅→曝气沉砂池→循环式活性污泥 (cyclic activated sludge technology, CAST) 池→紫外消毒渠→排放。污泥处理工艺流程为: CAST 池→污泥储池→污泥脱水间→外运。核心生化工艺为 CAST 工艺, 原设 2 组, 每组由进水区、生物选择区和主反应区 3 部分组成。进水区土建尺寸为 $5.0\ \text{m}\times 1.0\ \text{m}\times 5.8\ \text{m}$, 生物选择区土建尺寸为 $5.0\ \text{m}\times 3.0\ \text{m}\times 5.8\ \text{m}$, 主反应区土建尺寸为 $5.0\ \text{m}\times 9.5\ \text{m}\times 5.8\ \text{m}$, 有效水深均为 $5.0\ \text{m}$ 。进水区水力停留时间为 $1.2\ \text{h}$, 生物选择区水力停留时间为 $3.6\ \text{h}$, 主反应区水力停留时间为 $11.4\ \text{h}$, 主反应区污泥负荷 (以每千克 MLSS 消耗的 $\text{BOD}_5(\text{kg})$ 计, 下同) 为 $0.07\ \text{kg}\cdot(\text{kg}\cdot\text{d})^{-1}$ 。生物选择区设有潜水搅拌机, 主反应区设有潜水搅拌机、内回流泵、剩余污泥泵、滗水器和微孔曝气系统, 采用离心鼓风机供气。

1.3 污水处理站改造核心任务

原设计对进水水量水质的波动性考虑不足, 对进水水质各项指标预测偏低, 实际进水总氮和氨氮较高, 碳源不足, 导致 CAST 池污染物负荷高且稳定性差, 出水不达标。另外, 原设计中未设置碳源投加和化学除磷设施、生物选择区设置过小、好氧区曝气量偏小、硝化液回流量偏小, 也是导致出水不达标的原因。

因此, 污水处理站改造的核心任务包括: 提高生化系统的生物脱氮除磷能力; 由于场地有限, 需在原池体基础上进行改造, 避免扩建生化池体; 缩短系统改造工期, 以减少不达标废水的外运处理费用。

2 方案设计和改造实施

2.1 改造的基本思路

MABR 是一种依靠膜材料曝气传氧和提供载体的具有硝化反硝化功能的生物膜反应器。空气中的氧气通过膜材料表面的膜孔扩散到膜材料表面附着的生物膜。生物膜依次形成好氧层、兼氧层和缺氧层, 并同步实现有机物降解和营养物去除。生物膜内硝化菌为优势菌, 好氧硝化作用为主导, 氨氮去除率高^[5-7]。实际工艺流程中, 通常在缺氧段设置 MABR 膜组件, 与后续好氧曝气段和二沉池形成一个工艺组合系统 (见图 1)^[8], 悬浮活性污泥系统与生物膜系统相辅相成。该工艺组合系统中, 硝化反应发生在好氧曝气段, 也发生在缺氧段 MABR 生物膜上, 并通过设计各自的硝化反应贡献率来决定 MABR 膜的投入量。

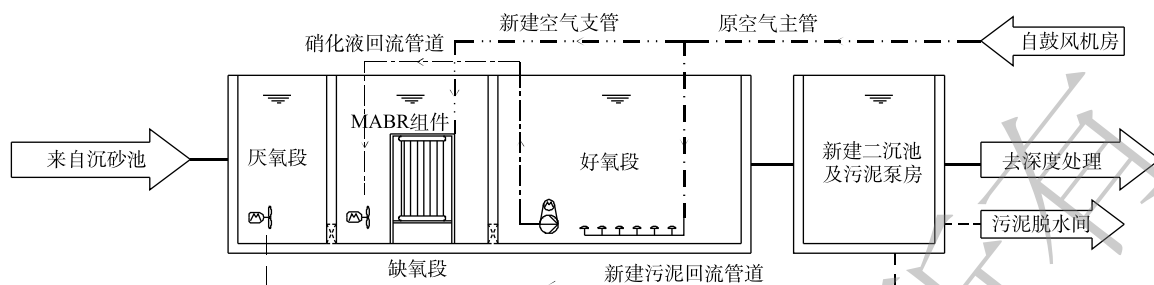


图1 MABR主工艺单元改造示意图

Fig. 1 Schematic diagram of the MABR main process reconstruction

2.2 改造的实施内容

- 1) 在原CAST池的生物选择区中吊装MABR膜组件，即原2格生物选择区每格吊装2组MABR膜组件，形成缺氧段。原CAST池进水区定义为厌氧段，原CAST池主反应区定义为好氧段。
- 2) 从原CAST池的主空气管接出支管，作为MABR组件的供气管路，提供工艺气和擦洗气。
- 3) 保留原CAST池中潜水搅拌器、硝化液回流泵和管路，取消滗水器，改造剩余污泥泵和管路作为新增硝化液回流系统。
- 4) 新建二沉池及污泥泵房，为MABR系统提供污泥回流。

2.3 设计和运行参数

1) MABR主工艺单元的改造，不涉及原池体的土建改造和新增附属设备，最大化利用原曝气系统和工艺设备。因此，CAST池不进行土建改造，厌氧段水力停留时间为1.2 h，缺氧段为3.6 h，好氧段为11.4 h。

2) 生化系统设计污泥负荷 $0.155 \text{ kg} \cdot (\text{kg} \cdot \text{d})^{-1}$ ，污泥质量浓度 $3.5 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ ，污泥产率系数(以每千克 BOD_5 对应污水中的挥发性悬浮物(volatile suspended solids, VSS)质量计，下同) $0.5 \text{ kg} \cdot \text{kg}^{-1}$ ，运行调试初期，污泥回流比为100%，好氧区混合液溶解氧控制在 $3 \sim 4 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ，后期MABR生物膜成熟后可控制在 $2 \sim 3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。

3) 生化系统硝化功能要由好氧段悬浮活性污泥和MABR膜表面的生物膜承担，整个系统设计硝化量(以氨氮计) $36 \text{ kg} \cdot \text{d}^{-1}$ ，MABR生物膜设计硝化能力占整个系统的9.5%，生物膜的设计硝化负荷(以氨氮计)为 $2.6 \text{ g} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{d})^{-1}$ ，设计MABR膜面积为 1382.4 m^2 。由于MABR膜表面的氧气利用率远高于好氧段微孔曝气系统，故原曝气系统供气量可满足新增MABR组件硝化需氧量，无需新增鼓风机。

4) MABR投加初期，硝化液回流比控制在200%左右。MABR生物膜成熟后，可适当降低硝化液回流比。

5) 新建矩形二沉池1座2格，平面尺寸为 $8.35 \text{ m} \times 4 \text{ m}$ ，表面负荷 $1.00 \text{ m}^3 \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{h})^{-1}$ 。

6) MABR系统共使用4组膜组件。膜组件采用中空纤维膜丝，材质为聚丙烯(PP)，具有压力小、曝气效率高的特点。系统的理论曝气效率为 $23 \sim 26 \text{ kg} \cdot (\text{kW} \cdot \text{h})^{-1}$ ，中空纤维膜有效长度为2.2 m，外径1.2 mm，壁厚0.78 mm；由中空纤维膜丝组成的单个膜头的有效膜面积为 1.2 m^2 ，每个膜组件由288个膜头组成，每个膜组件供气量为 $6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 。

3 运行结果与分析

3.1 改造后的工艺调试阶段

MABR主体工艺运行调试大致分为3个阶段：初始投加阶段(0~15 d)；生物膜形成阶段(16~50 d)；生物膜成熟阶段(51~90 d)。调试期间水温为 $12 \sim 23 \text{ }^\circ\text{C}$ 。MABR主体工艺稳定后，总体进出水

水质情况见表3。其中,进水取样点为MABR生化系统进水,出水取样点为二沉池出水,主要出水水质指标可达到设计出水水质要求,总磷和SS指标配合后续深度处理也可稳定达标。

3.2 MABR主工艺系统对氨氮的去除情况

调试运行阶段生化系统进水氨氮波动较小,进水均值为 $44 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。MABR膜组件初始投加阶段(0~15 d),氨氮进水均值为 $47 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,出水均值为 $30 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,平均去除率为36%;MABR工艺生物膜形成阶段(16~50 d),氨氮进水均值为 $44 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,出水均值为 $19 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,平均去除率为57%;生物膜成熟阶段(51~90 d),氨氮进水均值为 $39 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,出水均值为 $3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,平均去除率为92%。整个调试运行阶段去除率不断增大。各阶段进出水氨氮指标变化情况见图2。由图2可知,MABR膜组件投入初期(0~15 d)出水氨氮较高,去除率较小。这可能是原生化系统由CAST工艺向MABR工艺转变

过程中生物种类发生变化和生物量减少所致。由于MABR传氧膜使得绝大部分氧气通过膜直接进入生物膜,附着在膜表面内层以好氧自养细菌(硝化细菌)为主,氧气促进了细菌的硝化作用。随着MABR膜组件上生物膜的形成,其硝化能力快速增加,氨氮去除率在(15~50 d)快速增大。

已有研究表明,生物膜的氨氮负荷(以氨氮计)可达到 $0.5\sim 2.5 \text{ g}\cdot(\text{m}^2\cdot\text{d})^{-1}$ [12-13]。MABR稳定运行期间,对生化系统缺氧区进出水氨氮进行测定发现,氨氮去除量为 $2.3\sim 4.5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,一周平均值为 $3.5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$;缺氧区投加的MABR膜表面积为 1382.4 m^2 ,MABR生物膜的实际硝化负荷(以氨氮计)约为 $2.0 \text{ g}\cdot(\text{m}^2\cdot\text{d})^{-1}$,氨氮去除贡献率约为9.6%,接近本工艺的设计参数。同期污泥浓度(即悬浮固体颗粒的质量浓度,mixed liquor suspended solids,MLSS)均值为 $3500 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,每千克MLSS的硝化负荷(以氨氮计,下同)为 $0.026 \text{ kg}\cdot(\text{kg}\cdot\text{d})^{-1}$ 。

在生物膜成熟阶段,虽然出水氨氮已达标,但受进水高负荷冲击影响明显。这说明MABR抗冲击能力需要进一步提升。如果进水氨氮冲击负荷较高,需要考虑保留好氧硝化,合理平衡厌氧段生物膜硝化负荷和好氧段活性污泥硝化负荷。

3.3 MABR主工艺系统对TN的去除情况

调试运行阶段生化系统进水TN波动性较小,进水均值为 $65 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。MABR膜组件初始投加阶段(0~15 d)TN进水均值为 $66 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,出水均值为 $35 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,平均去除率为47%;生物膜形成阶段(16~50 d)TN进水均值为 $65 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,出水均值为 $18 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,平均去除率为73%;生物膜成熟阶段(51~90 d)TN进水均值为 $63 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,出水均值为 $11 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,平均去除率为83%。整个调试运行阶段去除率稳步增大,各阶段进出水TN变化见图3。原CAST系统的TN去除率约为55%,出水TN无法达标。系统改造稳定后,TN去除率达到83%。其主要原因可能是系统硝化能力增强,氨氮去除率明显增大;同时新增的二沉池延长了生化时长,生化系统硝化反硝化能力整体增强。

表3 MABR主体工艺平稳运行期间进出水水质
Table 3 Influent and effluent quality during stable operation of the MABR main process $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$

检测水样	COD	氨氮	TN	TP
进水水样	367	39	63	7.5
出水水样	35	3	11	0.9

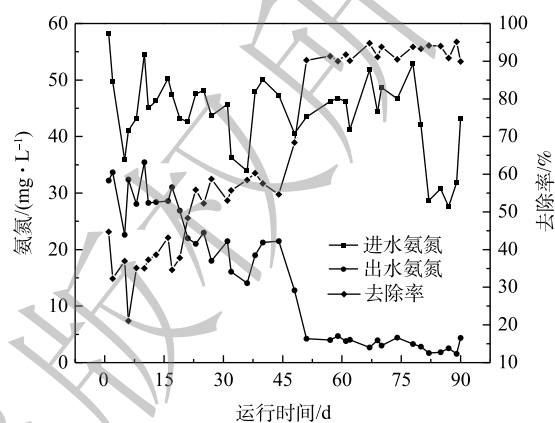


图2 提标改造后的氨氮去除效果

Fig. 2 Removal efficiency of ammonia nitrogen

3.4 MABR主工艺系统对TP的去除情况

调试运行阶段生化系统进水TP进水均值为 $7.4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。MABR膜组件初始投加阶段(0~15 d)TP进水均值为 $7.2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，出水均值为 $5.2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，平均去除率为28%；生物膜形成阶段(16~50 d)TP进水均值为 $7.3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，出水均值为 $2.4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，平均去除率为66%；生物膜成熟阶段(51~90 d)TP进水均值为 $7.5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，出水均值为 $0.9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，平均去除率为88%。调试期间进出水TP情况见图4。原CAST系统TP的去除约为31%，出水TP无法达标。系统改造稳定后TP去除率达到88%。这是由于系统改造后将进水区变为厌氧区，为聚磷菌创造了有利释磷条件；同时，新建的二沉池可排出剩余污泥，也能提升生化系统生物除磷效果。

3.5 MABR主工艺系统对COD的去除情况

调试运行阶段生化系统进水COD波动性较大，进水均值为 $351 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。MABR膜组件初始投加阶段COD进水均值为 $342 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，出水均值为 $139 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，平均去除率为59%；生物膜形成阶段进水均值为 $332 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，出水均值为 $87 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，平均去除率为75%；生物膜成熟阶段进水均值为 $367 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，出水均值为 $35 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，平均去除率为90%。各阶段进出水COD变化见图5。由图5可知，初始投加阶段出水COD较高，去除率下降。这主要是由于生化系统由CAST工艺向MABR工艺转换过程中厌氧段MABR生物膜尚未形成，好氧段活性污泥浓度较低，整个系统生物量不足所致。生物膜形成后期至成熟阶段，系统COD去除率快速增大，这是由于好氧段生物量增加所致。

3.6 MABR主工艺的系统投资及运行费用

提标改造后工程的处理规模为 $800 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ 。生化段由CAST工艺改造为MABR工艺，改造投资强度为 $850 \text{ 元}\cdot\text{m}^{-3}$ 。改造前CAST工艺段运行能耗为 $0.65 \text{ kW}\cdot\text{h}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$ ，电价以 $0.5 \text{ 元}\cdot(\text{kW}\cdot\text{h})^{-1}$ 计，电费 $0.32 \text{ 元}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$ ；改造后MABR工艺段运行能耗为 $0.61 \text{ kW}\cdot\text{h}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$ ，电费 $0.31 \text{ 元}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$ 。在满足出水水质的前提下，使用MABR工艺用膜面积较少，MABR降低能耗的比例不突出，而随着MABR膜产品价格的不断降低，MABR工艺在降低能耗上的优势更明显。在药剂费方面，改造前CAST工艺段未设置碳源补充和碱度补充设施，改造为MABR工艺段后新增了碳源和碱度补充设施。运行调试期间， BOD_5 与

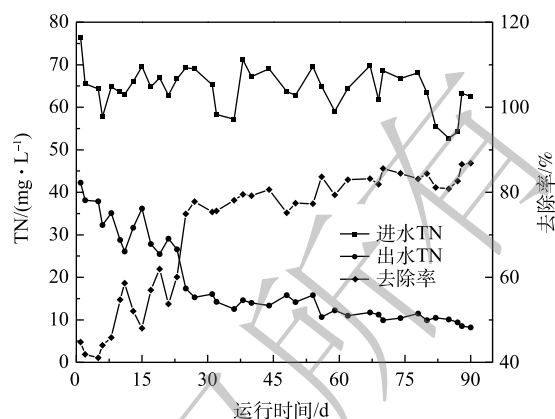


图3 提标改造后的TN去除效果

Fig. 3 Removal efficiency of TN

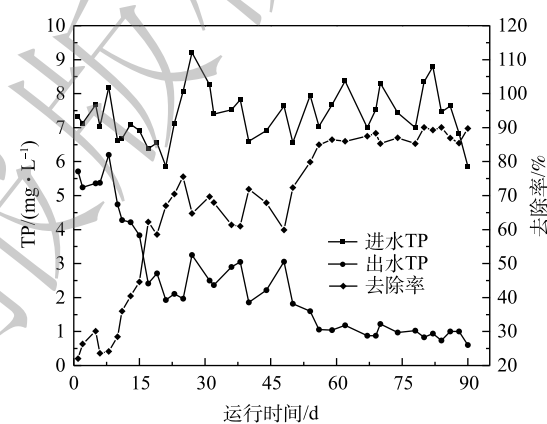


图4 提标改造后的TP去除效果

Fig. 4 Removal efficiency of TP

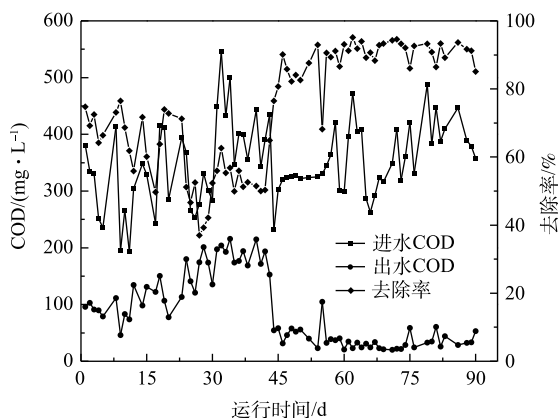


图5 提标改造后的COD去除效果

Fig. 5 Removal efficiency of COD

总凯氏氮之比约为5, 进水剩余碱度大于 $70 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, 亦无需再投加碳源和补充碱度。

4 结语

采用MABR工艺对原CAST工艺进行了改造, 改造后的生化系统出水氨氮、TN、TP和COD均能稳定达标, MABR工艺对主要污染物质的去除效果得到了初步验证。值得注意的是, MABR生化系统氨氮去除率水平较高, 体现了其硝化速率高的优势; 但该系统抗冲击负荷能力较差, 系统工艺设计需要进一步研究和优化。同时, 整个提标改造项目工期较短, 后期运行成本较低, 也体现了MABR工艺系统简单、高效节能的优势。

参考文献

- [1] 刘亦凡, 陈涛, 李军. 中国城镇污水处理厂提标改造工艺及运行案例[J]. 中国给水排水, 2016, 32(16): 36-41.
 - [2] 路晖, 辛涛, 吴迪, 等. MBBR工艺在污水处理厂提量增效中的应用[J]. 中国给水排水, 2019, 35(4): 100-105.
 - [3] 杨敏, 乔武伟, 孙永利, 等. 污水处理厂提标改造前后能耗对比与节能潜力分析[J]. 给水排水, 2012, 48(4): 48-50.
 - [4] 郝晓地, 陈峤, 李季, 等. MBR工艺全球应用现状及趋势分析[J]. 中国给水排水, 2018, 34(20): 7-12.
 - [5] 李玫, 李保安, 兰美超, 等. 新型MABR生物脱氮过程研究进展[J]. 膜科学与技术, 2020, 40(1): 260-265.
 - [6] 郭冀峰, 罗崇莉, 郭娉, 等. 高效脱氮菌增强膜曝气生物反应器处理市政污水[J]. 环境工程学报, 2017, 11(6): 3493-3498.
 - [7] 张杨, 李庭刚, 强志民, 等. 膜曝气生物膜反应器研究进展[J]. 环境科学学报, 2011, 31(6): 1133-1143.
 - [8] 许建耘. OxyMem公司废水处理新技术MABR走向工业化[J]. 石油炼制与化工, 2016, 47(9): 92.
 - [9] 焦玉佩, 李意, 刘启明, 等. 膜曝气生物反应器对受污染地表水的处理效果[J]. 环境工程学报, 2017, 11(1): 85-92.
 - [10] 李浩, 李鹏, 李波, 等. MABR用于城市景观河道水体修复的研究[J]. 膜科学与技术, 2016, 36(6): 101-107.
 - [11] 陈文华, 潘超群, 厉雄峰, 等. MABR技术在农村生活污水处理上的应用[J]. 水处理技术, 2019, 45(5): 126-128.
 - [12] 李意, 张凯松. MABR处理二级出水深度脱氮的中试研究[J]. 工业水处理, 2018, 38(1): 35-38.
 - [13] 王荣昌, 肖帆, 赵建夫. 生物膜厚度对膜曝气生物膜反应器硝化性能的影响[J]. 高校化学工程学报, 2015, 29(1): 151-158.
- (责任编辑: 靳炜)

Application of MABR in upgrading and reconstruction of a wastewater treatment station

WEI Aishu^{1,2}, NIU Xiaojun^{3,4,*}

1. Beijing Capital Co. Ltd., Beijing 100144, China

2. Beijing Branch of Shouchuangaihua Tianjin Municipal & Environment Engineering Co. Ltd., Beijing 100144, China

3. College of Environment and Energy, South China University of Technology, Guangzhou 510006, China

4. Key Laboratory of Pollution Control and Ecosystem Restoration in Industry Clusters, Ministry of Education, Guangzhou 510006, China

*Corresponding author, E-mail: xjniu@scut.edu.cn

Abstract MABR membrane aeration biofilm reactor process was adopted for the reconstruction of a sewage treatment station in North China. MABR membrane components were added to the original CAST process and a new secondary sedimentation tank was built to reconstruct the original biochemical system. In the meanwhile, an advanced treatment system with new high-density tanks and V-shaped filters were built to ensure the quality of the final effluent. In the establishment of the MABR membrane aeration biofilm reactor process, only new aeration membrane components were added and no new equipment and civil works were needed in the original biochemical tank. No new blowers were needed due to the high aeration efficiency and low energy consumption of the biofilm system. The one-off investment is about 850 yuan·m⁻³ and the reconstruction period was about 15 days, indicating its advantages of short reconstruction period and low operational cost. For the new membrane aeration biofilm reactor process, the mean value of ammonia nitrogen in the inflow was 39 mg·L⁻¹ and its mean value in the effluent was 3 mg·L⁻¹, i.e. the average removal rate was 92%. The mean value of total nitrogen (TN) in the inflow was 63 mg·L⁻¹ and the mean value in the effluent was 11 mg·L⁻¹, making an average removal rate of 83%. The mean value of total phosphorus (TP) in the inflow was 7.5 mg·L⁻¹ and the mean value in the effluent was 0.9 mg·L⁻¹, thus the average removal rate was 88%. The TP concentration in the effluent could be kept below 0.4 mg·L⁻¹ by chemical phosphorus removal by the follow-up advanced treatment section. The mean value of COD in the inflow was 367 mg·L⁻¹ and the mean value of effluent was 35 mg·L⁻¹, i.e. the average removal rate was 90%. After the reconstruction of the treatment process, the effluent quality of the sewage treatment station stably reached the Class 1A level of the Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plant (GB 18918-2002).

Keywords MABR; membrane aeration; biofilm; high ammonia nitrogen; upgrade and reconstruction