

金敦, 赵子豪. 青岛海泊河污水厂总氮去除提标改造项目方案[J]. 净水技术, 2025, 44(12): 181–189.

JIN D, ZHAO Z H. Scheme of upgrading and reconstruction project for TN removal in Qingdao Haibohe WWTP[J]. Water Purification Technology, 2025, 44(12): 181–189.

青岛海泊河污水厂总氮去除提标改造项目方案

金 敦, 赵子豪*

(上海市市政工程设计研究总院<集团>有限公司, 上海 200092)

摘 要 【目的】为解决青岛海泊河污水处理厂在“无新增用地、不停产”约束下出水总氮(TN)质量浓度从 15 mg/L 提标至 10 mg/L 的难题, 本文针对污水处理厂原改良式序列间歇反应器(MSBR)工艺因进水挥发性悬浮固体(VSS)高、污泥沉降性差导致的混合液悬浮固体(MLSS)提升受限和脱氮能力不足问题, 探索集约化原位改造方案。【方法】本文采用“局部原位改造、混合达标”方案, 将污水处理厂南区 MSBR 池(设计处理规模为 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)改造为连续流膜生物反应器(MBR)序批反应池, 通过膜分离替代重力沉降解决泥水分离难题, 进而提升 MLSS 与脱氮能力, 保证出水 TN 质量浓度 $\leq 8 \text{ mg/L}$; 北区 MSBR 工艺(设计处理规模为 $8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)与 MBR 工艺(设计处理规模为 $8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)通过管控措施分别保证出水 TN 质量浓度 $\leq 13 \text{ mg/L}$ 与 $\leq 8 \text{ mg/L}$, 实现整体混合达标, 满足出水 TN 质量浓度 $\leq 10 \text{ mg/L}$ 。【结果】改造后南区 MLSS 质量浓度由 2 715.9 mg/L 提升至 6 506.7 mg/L, 出水 TN 质量浓度由 11.2 mg/L 降至 4.3 mg/L, 去除率从 80.2% 提高至 92.8%, 稳定达到设计出水标准。工程总投资为 2 700 万元, 投资为 135 元/ m^3 , 运行成本仅增加 0.125 元/t。【结论】连续流 MBR 序批反应池改造方案成功解决了污泥沉降性差的核心问题, 大幅提升反应池 MLSS 与脱氮能力, 通过原位改造实现了高效脱氮, 为用地紧张型污水处理厂提标改造提供了经济可行的技术路径。

关键词 连续流 MBR 序批反应池 大型污水处理厂 TN 提标 原位改造 混合达标

中图分类号: TU992 文献标识码: B 文章编号: 1009-0177(2025)12-0181-09

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2025.12.021

Scheme of Upgrading and Reconstruction Project for TN Removal in Qingdao Haibohe WWTP

JIN Dun, ZHAO Zihao*

(Shanghai Municipal Engineering Design Institute <Group> Co., Ltd., Shanghai 200092, China)

Abstract [Objective] To address the challenge of upgrading the mass concentration of effluent total nitrogen (TN) from 15 mg/L to 10 mg/L at the Qingdao Haibohe wastewater treatment plant (WWTP) under the constraints of "no additional land use and non-stop operation," this paper aims to resolve the issues of limited mixed liquor suspended solid (MLSS) improvement and insufficient denitrification capacity in the original modified sequencing batch reactor (MSBR) process, which are caused by high influent volatile suspended solid (VSS) and poor sludge settleability, and to explore an intensive retrofit solution. [Methods] A "localized in-situ reconstruction and blended discharge compliance" scheme is adopted. The southern MSBR reactor (with the designed treatment capacity of $40\,000 \text{ m}^3/\text{d}$) is retrofitted into a continuous-flow membrane bioreactor (MBR) sequencing batch reactor, replacing gravitational sedimentation with membrane separation to resolve the solid-liquid separation challenge, thereby improving the MLSS and denitrification capacity and ensuring the effluent TN mass concentration is $\leq 8 \text{ mg/L}$. In contrast, the northern MSBR reactor (with the designed treatment capacity of $80\,000 \text{ m}^3/\text{d}$) and MBR reactor (with the designed treatment capacity of $80\,000 \text{ m}^3/\text{d}$) adopt operational control measures rather than retrofitting to ensure the effluent mass TN concentrations are $\leq 8 \text{ mg/L}$ and $\leq 13 \text{ mg/L}$ respectively, achieving blended discharge compliance and ensuring the effluent TN mass concentration is $\leq 10 \text{ mg/L}$. [Results]

[收稿日期] 2025-10-11

[基金项目] 上海市“科技创新行动计划”项目(23DZ1203504)

[作者简介] 金敦(1982—), 男, 高级工程师, 主要从事污水处理系统提质增效等工作, E-mail: Jindun@smedi.com。

[通信作者] 赵子豪(1996—), 男, 工程师, 主要从事污水处理系统提质增效等工作, E-mail: Zhaozihao@smedi.com。

After the retrofit, the mass concentration of MLSS in the southern section increases from 2 715.9 mg/L to 6 506.7 mg/L, while the mass concentration of effluent TN decreases from 11.2 mg/L to 4.3 mg/L. The TN removal rate improves from 80.2% to 92.8%, consistently meeting the design standards. The total investment for the project is 27 million yuan, with a unit investment of 135 yuan per ton of water and only a 0.125 yuan per ton increase in operational costs. [**Conclusion**] The retrofit scheme using the continuous-flow MBR sequencing batch reactor successfully addressed the core issue of poor sludge settleability, significantly enhancing the MLSS and denitrification capacity, achieving highly efficient denitrification by in-situ reconstruction. It provides a cost-effective and technically viable pathway for upgrading wastewater treatment plants under land constraints.

Keywords continuous flow MBR sequencing batch reaction tank large-scale WWTP upgrading of TN removal in-situ reconstruction mixed discharge compliance

依据山东省住房和城乡建设厅印发的《关于调度全省城市污水处理厂出水水质标准及提标改造有关情况的通报》《山东省城市排水“两个清零、一个提标”工作方案》和青岛市水务管理局印发的《青岛市城市排水“两个清零、一个提标”三年攻坚行动方案》,海泊河污水处理厂出水总氮(TN)指标在现状基础上需进一步提标,具体标准:化学需氧量(COD)质量浓度 ≤ 30 mg/L,五日生化需氧量(BOD_5)质量浓度 ≤ 6 mg/L,悬浮物(SS)质量浓度 ≤ 10 mg/L,氨氮质量浓度 $\leq 1.5(3)$ mg/L, TN 质量浓度 $\leq 10(12)$ mg/L(括号内数值为水温 ≤ 12 °C时的控制指标,括号外数值为水温 >12 °C时的控制指标),总磷(TP)质量浓度 ≤ 0.3 mg/L。结合提标要求,青岛海泊河污水处理厂仅需对 TN 进一步提标,提标后 TN 质量浓度标准由原来的 15 mg/L 提升至 10 mg/L。海泊河污水处理厂具有我国北方地区普遍存在的水量波动大、水质浓稠、用地有限等典型特征,因此,工艺的选择需要考虑便于改造、高效节地等因素。

1 工程概况

海泊河污水处理厂始建于 1993 年,服务面积约为 24 km²,设计处理规模为 20 万 m³/d,出水 COD、

BOD_5 、氨氮以满足提标要求,其余为一级 A 标准。根据政策要求,海泊河污水厂需进一步提升 TN 出水标准,提标后 TN 质量浓度标准由原来的 15 mg/L 提升至 10 mg/L。

海泊河污水处理厂分为南、北两区。污水厂总占地面积为 12.8 hm²,其中北区面积为 11.33 hm²,南区面积为 1.47 hm²,厂内无多余建设用地。南区处理规模为 4 万 m³/d,采用改良式序列间歇反应器(MSBR)工艺^[1]。城市污水经预处理粗、细格栅、曝气沉砂池、初沉池去除部分污染物后进入生物反应池进行处理,经 MSBR 池处理后,通过管道送至北区。北区处理规模为 16 万 m³/d,采用 MSBR 工艺和膜生物反应器(MBR)工艺^[2]。城市污水经预处理粗、细格栅、曝气沉砂池、初沉池去除部分污染物后进入生物反应池进行处理,其中 8 万 m³/d 进入 MSBR 处理线,与南区 4 万 m³/d MSBR 处理线混合后,再经混凝沉淀、臭氧氧化、过滤等工艺深度处理;剩余 8 万 m³/d 进入 MBR 处理线,经厌氧-缺氧-好氧(AAO)反应池及膜反应池的出水与 MSBR 处理线出水混合后,经过加氯消毒后排入海泊河,具体流程如图 1 所示,污水厂原设计进出水水质如表 1 所示。

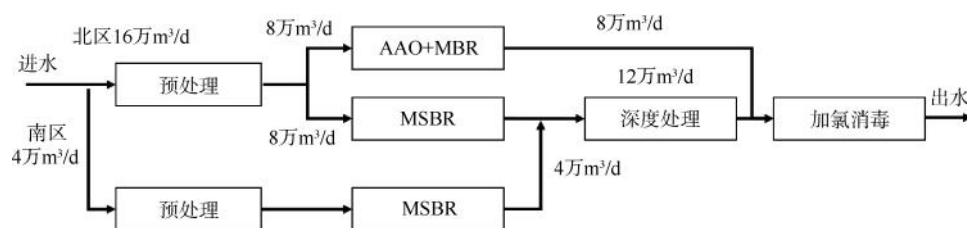


图 1 污水厂提标改造前工艺流程

Fig. 1 Process Flow of WWTP before Upgrading and Reconstruction

2 运行现状

近 3 年,海泊河污水处理厂平均处理水量约为

18 万 m³/d,接近满负荷,进水水质各项指标整体较为接近原设计值;出水 COD、 BOD_5 、氨氮、TP、SS

表 1 污水厂原设计进出水水质(单位:mg/L)
Tab. 1 Existing Influent and Effluent Quality of WWTP (Unit: mg/L)

项目	COD	BOD ₅	SS	氨氮	TN	TP
原设计进水水质	750	350	450	67	80	8
原设计出水水质	≤30	≤6	≤10	≤1.5(3)	≤15	≤0.3
本次提标设计出水水质	≤30	≤6	≤10	≤1.5(3)	≤10(12)	≤0.3

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

均能满足提标要求,出水 TN 可稳定达到国家一级 A 标准(TN 质量浓度≤15 mg/L),尚无法满足提标要求,达标率仅为 57.9%(表 2)。本次提标改造重

点考虑对 TN 达标,其余指标满足要求,无需采取提标改造措施。

厂区不同生物处理工艺脱氮能力如表 3 所示。

表 2 2021 年 1 月—2024 年 4 月污水厂实际进出水水质(单位:mg/L)
Tab. 2 Actual Influent and Effluent Quality of WWTP from Jan. 2021 to Apr. 2024 (Unit: mg/L)

项目	COD	BOD ₅	SS	氨氮	TN	TP
平均进水	596	238	390	44	56	6
平均出水	17.2	2.5	4.5	0.38	11.8	0.15
平均去除率	97.1%	98.9%	98.8%	99.1%	79.0%	97.5%
最大进水	1 617	640	1 200	100	108	13
最大出水	30.0	3.5	10.0	1.86	15.0	0.30

表 3 现状设施处理能力复核
Tab. 3 Review of Current Facility Treatment Capacity

指标	南区 MSBR	北区 MSBR	北区 MBR
处理规模/(m ³ ·d ⁻¹)	4 万	8 万	8 万
有效水深/m	8.8	8.8	9.0
水力停留时间/h	32.6	32.6	18.5
反应时间/h	27.7	27.7	—
实际运行混合液悬浮固体 (MLSS)/(mg·L ⁻¹)	3 000	3 000	8 000
出水 TN/(mg·L ⁻¹)	11~13	11~13	≤8

由表 3 运行数据可知,南区与北区 MSBR 工艺出水 TN 质量浓度为 11~13 mg/L,已无法满足提标要求。初步分析表明,其脱氮瓶颈主要源于泥水分离困难与反硝化动力不足。相比之下,北区 MBR 工艺通过膜分离有效规避了沉降性问题,MLSS 质量浓度可达 8 000 mg/L,出水 TN 质量浓度稳定≤8 mg/L。这一鲜明对比印证了提升 MLSS 浓度是实现高效脱氮的关键,也为该工程的改造方向提供了实证依据。

北区 MBR 工艺(AAO+MBR)设计内回流比为 400%,实际配泵能力可达 500%,运行中可根据进水水质灵活调控回流比例。在设计条件下(内回流比为 400%、外回流比为 100%),AAO 段理论脱氮率为 83.3%;当进水 TN 处于高值时,回流泵全开(内回

流为 500%),系统脱氮率可提升至 85.7%,确保出水 TN 质量浓度稳定≤8 mg/L,展现出良好的运行调节能力和脱氮潜力。

为实现 TN 质量浓度从 15 mg/L 提标至 10 mg/L 的目标,需深入剖析 MSBR 工艺脱氮能力不足的内在原因。本研究从工艺特性、进水水质及理论极限 3 个方面进行综合分析。

(1) 工艺本身对污泥沉降性能的依赖

MSBR 工艺集生物反应与沉淀于一体,其泥水分离完全依赖静态沉降。本工程中,进水挥发性悬浮固体(VSS)较高^[3]导致污泥沉降性能差,污泥容积指数(SVI)居高不下。在此条件下,系统 MLSS 质量浓度仅能维持在约为 3 000 mg/L 的安全阈值,若强行提升至设计值(3 800 mg/L),将立即引发沉降不彻底和“跑泥”现象,不仅无法提升脱氮负荷,反而会冲击后续深度处理单元。因此,泥水分离方式成为 MSBR 系统提升污泥浓度与脱氮能力的结构性瓶颈。

(2) 碳源条件对反硝化的限制

反硝化效率高度依赖碳源的可获得性。对本厂进水水质分析表明:BOD₅/TN(B/C)平均仅为 0.4,属于典型低碳源污水。在此条件下,即使延长缺氧停留时间,反硝化过程也因电子供体不足而无法彻

底进行。同时,限于运行成本,外加碳源的投加量亦不足以弥补碳源缺口。因此,较低的 B/C 与有限的外加碳源共同限制了反硝化潜力的充分发挥。

(3) 工艺的理论脱氮能力上限

综合上述因素,本厂所采用的 MSBR 工艺在实际运行条件下,脱氮效率约为 80%,出水 TN 质量浓度维持在 11~13 mg/L,已基本接近该工艺在当前池容结构与运行模式下的理论脱氮能力上限^[4-5]。若欲在此基础上进一步将出水 TN 质量浓度稳定控制在 10 mg/L 以下,仅依赖运行参数的优化已难以实现目标,必须通过工程改造从根本上突破污泥浓度与碳源利用效率的限制。常规技术路径主要包括 2 种:路径①,增设独立反硝化设施^[6-9];路径②,在原有构筑物基础上进行潜能挖掘。受制于厂区无新增用地的现实条件,本工程仅可采取路径②,其关键在于有效提升反应池中的污泥浓度。

现场进行的复合粉末载体投加试验结果显示:系统生物量提升幅度低于 8%,SVI 未见显著下降,表明污泥沉降性能仍为主要制约因素。而将固液分离方式改为膜分离后,MLSS 质量浓度可稳定提升至 6 500 mg/L,系统脱氮效率亦随之显著提高。

在原 MSBR 工艺中,反应池污泥质量浓度通常维持在约为 3 000 mg/L。若能有效提升该浓度,将有助于进一步发挥反应池的处理潜力。然而,受池体结构(如池深较大)及进水 VSS 比例较高等因素影响,系统污泥沉降性能较差。当污泥质量浓度超过 3 000 mg/L 时,易引发污泥流失,进而影响后续处理单元运行稳定性,甚至导致出水水质超标。因此,实现原池潜能释放的核心在于提升反应池的污泥浓度。

本工程针对污泥浓度提升提出 2 种技术思路:其一为投加填料以改善污泥沉降性能;其二为改变泥水分离方式,即以膜分离替代传统沉淀分离。现场试验表明:投加填料虽然可增加生物载体,但对污泥沉降性能的改善有限,未能显著提高污泥浓度,对水质提升贡献不大。为此,为彻底解决沉降性能差导致的污泥浓度受限及处理效率低下问题,本工程决定将原 MSBR 工艺改造为 MBR 序批反应池。通过采用膜分离方式取代传统沉淀,显著提高了生物反应池的污泥浓度,进而增强了系统的脱氮能力。改造后,反应池 MLSS 质量浓度提升至约为 6 500 mg/L,生物处理能力得到大幅强化。

3 提标改造思路

如第 2 章所述,本厂 MSBR 工艺出水 TN 质量浓度为 11~13 mg/L,脱氮率约为 80%,已逼近该工艺在现有池容与水质条件下的理论脱氮能力上限^[4-5]。经过对现状设施处理能力复核分析,MSBR 处理线实现泥水高效分离、提升生反池 MLSS 是提高生物脱氮能力以实现 TN 提标的关键;而 MBR 处理线脱氮能力已满足提标需求,无需改造。海泊河污水处理厂 TN 质量浓度需从 15 mg/L 提标至 10 mg/L,厂区用地紧张已无多余建设用地,因此,新建脱氮设施几乎没有可能,本工程需采用原池挖潜、原位改造的提标方案;又因本工程在提标改造建设期间,不能影响现有设施正常运行,无法采用全流程大规模的改造方式。综合以上因素,本工程拟采用“局部原位改造,混合达标”的提标改造方案。

本工程前期重点研究了 2 种原位改造的技术路径:路径 a,通过投加填料(MBBR)或复合粉末载体技术增加反应池内的生物量;路径 b,将 MSBR 池改造为 MBR 序批反应池,通过改变泥水分离方式提升污泥浓度。

为验证方案可行性,污水厂将南区 MSBR 其中一条处理线 MSBR-A 作为试验组,MSBR-B 作为对照组开展投加复合粉末载体的生产性试验。结果表明:试验组(MSBR-A)脱氮能力较对照组有所提升,出水 TN 质量浓度平均降低约为 3 mg/L,但仍难以满足由 ≤ 15 mg/L 进一步降低至 ≤ 8 mg/L 的提标要求。MLSS 质量浓度由约为 3 000 mg/L 提升至 4 000 mg/L 左右,但继续提高浓度将导致污泥上浮及跑泥等风险。污泥沉降比(SV_{30})测试结果显示:投加复合粉末载体未能显著改善活性污泥沉降性能,试验组在静置约 25 min 时开始上浮,对照组约 30 min 开始上浮,泥水分离效果仍不理想。综合分析,投加复合粉末载体对污泥浓度与脱氮能力虽有一定促进作用,但未能从根本上改善沉降性问题,难以确保在高负荷条件下的长期稳定达标。

路径 a(投加载体)旨在通过形成泥膜复合系统,增加反应池内的生物量以强化脱氮。然而,该方案并未改变 MSBR 工艺依赖重力沉降进行泥水分离的根本模式。在本工程进水 VSS 高、污泥沉降性差的特定条件下,泥水分离瓶颈依然存在,现

场试验证实:MLSS 提升效果有限且跑泥风险未能根除。因此,该方案无法在“无新增用地”和“不停产”的约束下,从根本上解决制约脱氮效率的核心问题。

可见,路径 a 的改造方案虽较为简单,无需大面积土建改造,但并未从根本上解决污泥沉降性能差的核心问题。而路径 b 的 MBR 改造方案经厂内运行验证表明:可有效解决原 MSBR 工艺中污泥沉降性差导致的泥水分离困难问题,显著提升生物反应池污泥浓度、脱氮效率和稳定处理效果;同时,通过逐线改造、错峰施工等工程措施,满足了不停水条件下的提标改造要求。为此,本次将 MSBR 反应池改造为 MBR 序批反应池,通过膜分离替代重力沉降以提升 MLSS 和脱氮效率。改造中取消预缺氧池与序批池,新增 MBR 膜池,并调整各段水力停留时间:厌氧池 1.0 h、缺氧池 11.5 h、好氧池 9.6 h、缺/好氧池 4.6 h、膜池 4.4 h。膜池分 2 组布置,每组含 14 个膜箱,单组膜面积为 1 820 m²,设计通量为 16.35 L/(m²·h)。改造后 MLSS 质量浓度提升至约为 8 000 mg/L,出水 TN 质量浓度稳定≤8 mg/L。提标改造前后主要设计参数如表 4 所示。

表 4 海泊河污水厂南区提标改造前后生反池设计参数对比
Tab. 4 Comparison of Design Parameters of Biological Reaction Tank in Southern Section of Qingdao Haibohe WWTP before and after Upgrading

设计参数	提标改造前 (2024 年 1 月—8 月)	提标改造后 (2025 年 1 月—8 月)
处理工艺	MSBR 池	MBR 序批反应池
MLSS/(mg·L ⁻¹)	3 000	8 000
预氧池水力停留时间/h	0.9	—
厌氧池水力停留时间/h	3.5	1
缺氧池水力停留时间/h	4.1	11.5
好氧池水力停留时间/h	11.4	9.6
缺好氧交替池水力停留时间/h	3.3	4.6
序批池水力停留时间/h	9.3	—
MBR 膜池水力停留时间/h	—	4.4

综上所述,本工程采用了路径 b 的提标改造方案:通过将南区 MSBR 反应池原位挖潜改造为连续流 MBR 序批反应池,保障出水 TN 质量浓度≤8 mg/L;北区 MSBR 处理线与 MBR 处理线通过管控措施分别保证 TN 质量浓度≤13 mg/L 与≤8 mg/L,实现整体混合达标。改造工艺流程如图 2 所示。

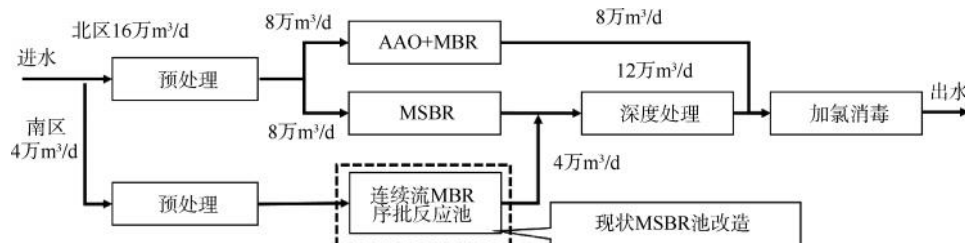


图 2 海泊河污水厂提标改造后工艺流程

Fig. 2 Process Flow of WWTP after Upgrading and Reconstruction

将原 MSBR 池改造为连续流 MBR 序批反应池方案具有如下特点。

首先,原位改造处理效率大幅提升,显著节约土建投资。该方案充分利用现有 MSBR 池结构,仅需局部改造及膜组件集成,避免新建构筑物与长周期施工带来的额外成本。文献^[10]表明,MBR 工艺的土建占比通常可较传统扩建方式减少 30%以上。

其次,运行能耗与维护成本可控。连续流运行模式通过优化曝气与反洗管理,提高了氧利用效率,降低了曝气能耗,同时膜分离可维持稳定出水水质并减少污泥外排。在市政污水处理领域,成熟 MBR 系统的能耗通常维持在 0.4~0.6 kW·h/m³,整体运

行成本与传统二级工艺+深度处理工艺相近,且能在稳定达标的同时实现高效脱氮。

第三,长期运行的经济效益显著。由于系统出水水质优良,可减少后续深度脱氮或回用处理设施的建设投资,并降低外加碳源的使用量。在国内外多个城市污水厂的实际案例中,采用 MBR 提标改造可有效缩短投资回收周期,并在能耗与药剂费用上保持较好的经济平衡。

因此,从建设投资、运行维护与全生命周期成本三方面综合比较,连续流 MBR 序批反应池方案不仅在技术上可行,在经济性上亦具备可持续优势,为城市污水厂在用地受限与高标准排放条件下的提标改

造提供了合理路径。

4 连续流 MBR 序批反应池设计

4.1 工艺设计

海泊河污水厂南区现有 MSBR 池为集约化一体式设计^[11],设 2 组平行处理单元。预处理后的污水分流进入 2 组平行处理单元的厌氧池,与预

缺氧池回流污泥混合后,依次流至缺氧池、主曝气池,再流向两侧缺/好氧池与序批池,最后在两侧序批池交替进行曝气与沉淀排水,整体可视为“AAO+序批式活性污泥工艺(SBR)”工艺的组合,同时具备生物处理与沉淀出水 2 种功能,具体如图 3 所示。

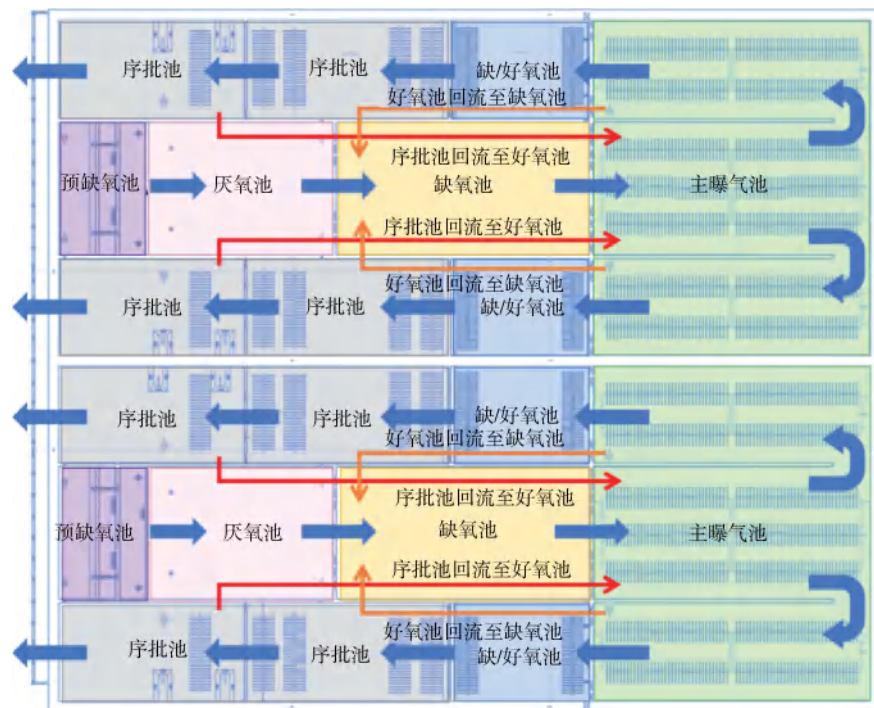


图 3 MSBR 池平面图(南区)

Fig. 3 Floor Plan of MSBR Tank (South Area)

考虑到来水 VSS 较高,污泥沉降性能较差,MLSS 质量浓度仅能维持在 3 000 mg/L 左右,脱氮能力有限,本次提标将 MSBR 池原位改造为连续流 MBR 序批反应池,相当于将“AAO+SBR”工艺组合改造成“AAO+MBR”的工艺组合。如图 4 所示,本工程连续流 MBR 序批反应池分为 3 个单元:即格栅区、AAO 生物反应区(含厌氧池、缺氧池、好氧池、缺/好交替池)、MBR 膜处理区。其处理流程:①污水首先进入格栅区,格栅区由原预缺氧池改造,其上部通过增设膜格栅等设备^[5],保障 MBR 工艺的正常运行;②经格栅区的污水流进 AAO 生物反应区,将原预缺氧池下部、厌氧池、主曝气池与前段序批池通过调整隔墙、曝气盘、搅拌器布置改造为 AAO 反应池,提高抗冲击负荷能力;本次改造将 MSBR 原先的序批池改造为 MBR 膜池,并未改变反应池厌氧-缺氧-好氧-后缺氧(AAOA)的运行模式,改造

以后加长了反硝化的水力停留时间(缺氧池水力停留时间达 11.5 h),同时因泥水分离方式的变化,提高了 AAO 反应池的污泥浓度,2 种因素协同挖掘生物反应的潜力,为强化脱氮提供双重支撑;③污水最后流入两侧 MBR 处理区,原后段序批池通过拆除空气出水堰、浮筒搅拌机、导流矮墙,移位剩余污泥泵、污泥回流泵并增设 MBR 膜组器、膜安置平台、工字钢及电动葫芦等措施改造为 MBR 膜池,实现泥水高效分离,并通过 MBR 膜池高浓度的回流污泥提升 AAO 反应池污泥浓度,提升生物脱氮效果,具体改造内容如图 5 所示(图 5 中所示标高为相对标高)。

通过将连续流 MBR 序批反应池与传统 MSBR 工艺对比,连续流 MBR 序批反应池充分利用了 MBR 膜处理工艺的优点,改进了传统 MSBR 泥水分离的方式,解决了工程中因污泥沉降性能不佳导致

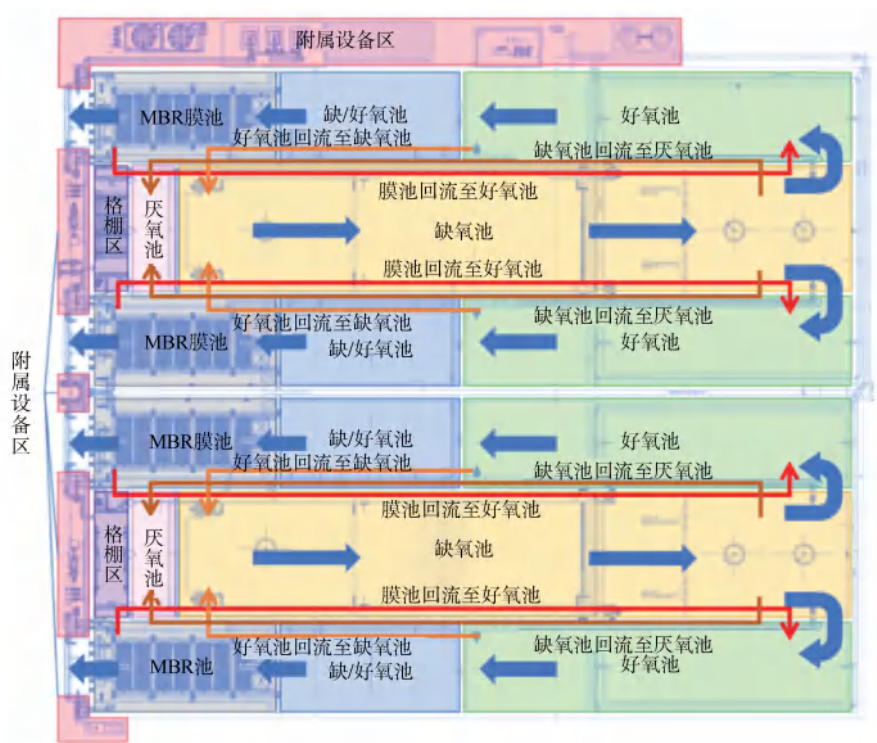
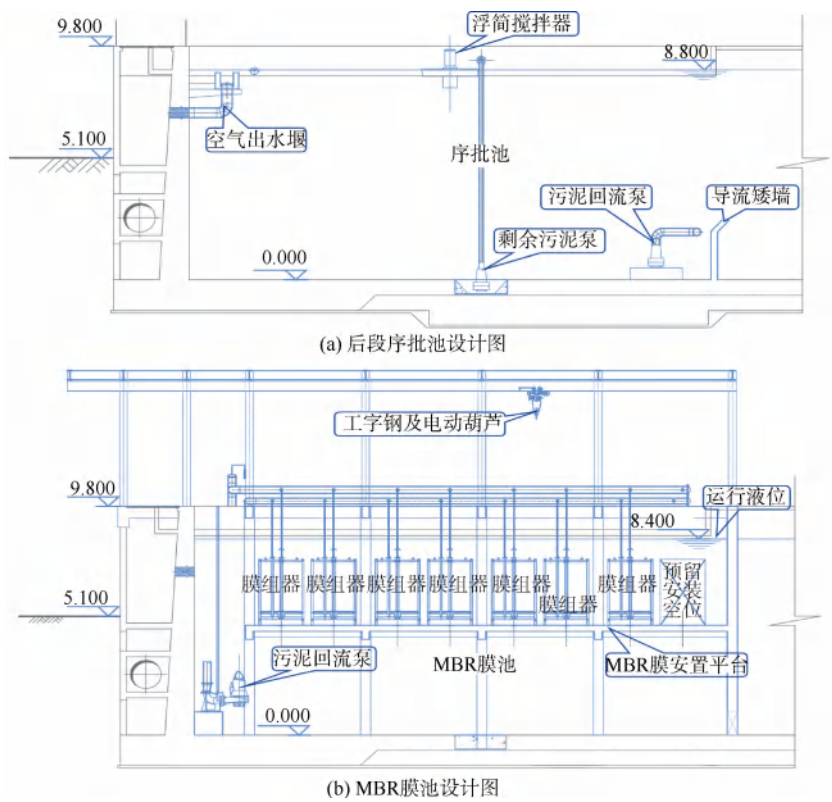


图 4 连续流 MBR 序批反应池平面图(南区)

Fig. 4 Floor Plan of Continuous Flow MBR Sequencing Batch Reaction Tank (South Area)



注:图中数值单位为 m。

图 5 连续流 MBR 序批反应池中 MBR 膜池改造图

Fig. 5 Reconstruction of MBR Membrane Tank in Continuous Flow MBR Sequencing Batch Reaction Tank

的处理效率不高的问题,提升了反应池的污泥浓度,并提高了反应池的处理效率。连续流 MBR 序批反应池在以下方面具有一定优势:①无需二沉池和回流泵房,可实现集约化布置,省地节地;②处理效果好、抗冲击负荷能力强;③出水水质好,可省掉后续深度处理。

4.2 设计参数

如图 4 所示,本工程改造连续流 MBR 序批反应池 1 座 2 组,每组可独立运行,设计规模为 4 万 m^3/d ,有效水深为 8.5 m。

(1) 格栅区

格栅区共设 2 组,每组独立运行。每组格栅区设内进流孔板式格栅 2 套,1 用 1 备,进水渠宽为 1.5 m,渠深为 2.5 m,栅前水深为 1.6 m,格栅空隙为 1 mm^[12],设计最大流量为 1 350 m^3/h 。

(2) AAO 反应池

AAO 反应池共设 2 组,每组独立运行。每组 AAO 反应池有效水深为 8.5 m,有效池容为 22 957 m^3 ,设计 MLSS 质量浓度为 6 400 mg/L ,共分为厌氧池、缺氧池、好氧池、缺/好氧池 4 部分,水力停留时间分别为 1.0、11.5、9.6、4.6 h,膜池至好氧池回流比为 400%,好氧池至缺氧池回流比为 250%,缺氧池至厌氧池回流比为 100%。

(3) MBR 膜池

MBR 膜池共设 2 组,每组膜池设置 2 个独立运行廊道。其中,单个廊道设 14 组膜箱,并预留 2 组备用空位。膜箱选用聚偏氟乙烯(PVDF)中空纤维膜,单组膜面积为 1 820 m^2 ,设计膜通量为 16.35 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。MBR 膜池设计 MLSS 质量浓度为 8 000 mg/L ,池体底部设有污泥回流泵并通过管道泵送至好氧池前端,回流比为 400%。

(4) 附属设备区

附属设备区共设有产水系统、膜清洗系统、膜气擦洗系统三部分,均布在连续流 MBR 序批反应池 4 周。其中,产水系统主要由 8 台产水泵组成,主要负责将膜组件产水泵入现状出水渠道;膜清洗系统主要由柠檬酸和次氯酸钠加药系统、原位清洗(CIP)泵、离线清洗池组成,主要负责清洗膜组件,清洗方式分为 CIP 在线清洗与离线清洗 2 种;膜气擦洗系统主要由 3 台气擦洗风机组成,设计风量为 105 Nm^3/min ,主要负责提高空气进行膜组件的振荡吹扫。

5 运行效果分析

本工程于 2025 年 1 月正式投产运行,结合污水厂 2025 年 1 月—2025 年 8 月运行数据与 2024 年同期(2024 年 1 月—2024 年 8 月)电耗、药耗运行数据进行对比分析,总结如表 5 所示。连续流 MBR 序批反应池生化段 MLSS 质量浓度由 2024 年平均值为 2 715.9 mg/L 提升至 2025 年平均值为 6 506.7 mg/L ,生物脱氮能力显著提升。出水 TN 质量浓度由去年平均值为 11.2 mg/L 降至平均值为 4.3 mg/L ,TN 去除率由 80.2% 提升至 92.8%;且提标改造后,出水 TN 最大质量浓度为 7.4 mg/L ,稳定达到 $\leq 8 \text{ mg}/\text{L}$ 的设计目标,整体运行状况良好。

表 5 海泊河污水厂提标前后运行情况对比

Tab. 5 Comparison of Operation of Haibohe WWTP before and after Upgrading

技术经济指标	提标改造前 (2024 年 1 月—8 月)	提标改造后 (2025 年 1 月—8 月)
电耗/ $(\text{kW} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^{-3})$	0.35	0.46
乙酸钠/ $(\text{g} \cdot \text{m}^{-3})$	9.25	13.98
氯化铁/ $(\text{g} \cdot \text{m}^{-3})$	31.23	28.04

同时,对系统运行能耗与药耗进行对比分析。提标改造后,因原 MSBR 池改造为连续流 MBR 序批反应池,污水厂南区整体运行电耗由 0.35 $\text{kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 提升至 0.46 $\text{kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$;因出水 TN 质量浓度标准由 15 mg/L 提升至 8 mg/L ,碳源(乙酸钠)投加量由 9.25 g/m^3 增加至 13.98 g/m^3 ;氯化铁投加量略有下降,由 31.23 g/m^3 减少至 28.04 g/m^3 ,整体药耗变化不大。

此外,为进一步说明改造后系统的脱氮效果,补充了南区沿程 TN 去除的监测数据(表 6)。监测结果表明:改造后 TN 主要通过初沉池和生物反应池完成去除。初沉池的 TN 去除率由 8.9% 变化为 8.0%,相对稳定;生物反应池的 TN 去除率由 78.3% 显著提升至 92.1%,显示改造后生化系统脱氮能力大幅增强;总体出水 TN 总去除率由 80.2% 提高至 92.8%,验证了改造工程的显著成效。

最后,本工程提标主要通过改造原有构筑物完成,未新增用地,总投资约为 2 700 万元,投资为 135 元/ m^3 ,处理成本增加约为 0.125 元/ m^3 ,其中电费为 0.020 元/ m^3 ,药剂费为 0.038 元/ m^3 ,其他费用 0.067 元(包括膜更换,固定资产折旧、贷款利息、修理费等),相较同类提标改造工程具有良好经济性优势。

表 6 海泊河污水厂南区提标改造前后生反池设计参数对比
Tab. 6 Comparison of Design Parameters of Biological Reaction Tank in Southern Section of Qingdao Haibohe WWTp before and after Upgrading and Reconstruction

指标	提标改造前 (2024 年 1 月—8 月)	提标改造后 (2025 年 1 月—8 月)
总进水 TN/(mg·L ⁻¹)	56.8	59.0
生反池进水 TN/(mg·L ⁻¹)	51.7	54.2
生反池出水 TN/(mg·L ⁻¹)	11.2	4.2
初沉池 TN 去除率	8.9%	8.0%
生反池 TN 去除率	78.3%	92.1%
出水 TN 总去除率	80.2%	92.8%

6 总结

(1) 青岛海泊河污水处理厂采用“局部原位改造,混合达标”的 TN 提标方案,将原来的 MSBR 反应池改造为连续流 MBR 序批反应池,提升了处理效率,运行效果显示,出水水质稳定优于设计标准。

(2) 连续流 MBR 序批反应池脱氮性能高效、池型设计集约一体,运行维护简便易行。

(3) 连续流 MBR 序批反应池具有效果好、效率高、占地省等技术优势,适合于用地有限、标准较高的城市大中型污水处理厂新建及改造工程。

参考文献

[1] 王晓东. MSBR 工艺性能分析与运行优化研究[D]. 青岛: 青岛理工大学, 2012.
WANG X D. Performance analysis and operation optimization of MSBR process[D]. Qingdao: Qingdao University of Technology, 2012.

[2] 黄霞, 曹斌, 文湘华, 等. 膜-生物反应器在我国的研究与应用新进展[J]. 环境科学学报, 2008, 28(3): 416-432.
HUANG X, CAO B, WEN X H, et al. State-of-the-art of membrane bioreactors: Research and application in China[J]. Acta Scientiae Circumstantiae, 2008, 28(3): 416-432.

[3] 朱明权, 周冰莲. 污水厂污泥稳定方法及稳定化程度的评价指标[J]. 给水排水, 1997, 23(10): 5-10.
ZHU M Q, ZHOU B L. Assessment of sludge stabilization in wastewater treatment plant [J]. Water & Wastewater

Engineering, 1997, 23(10): 5-10.

[4] DENG L, LIU H, ZHANG Y H, et al. Advances in the research on N and O dual isotope analysis of biological nitrogen removal performance[J]. Journal of Water Process Engineering, 2024, 57: 104595. DOI: 10.1016/j.jwpe.2023.104595.

[5] VÁZQUEZ-PADÍN J R, FERNÁNDEZ I, MORALES N, et al. Autotrophic nitrogen removal at low temperature [J]. Water Science and Technology, 2011, 63(6): 1282-1288.

[6] HUSBAND J A, SLATTERY L, GARRETT J, et al. Full-scale operating experience of deep bed denitrification filter achieving <3 mg/L total nitrogen and <0.18 mg/L total phosphorus[J]. Water Science and Technology, 2012, 65(3): 519-524.

[7] ZHENG X W, ZHANG S Y, HUANG D Y, et al. A pilot-scale deep bed denitrification filter for secondary effluent treatment using sodium acetate as external carbon[J]. Water Environment Research, 2019, 91(6): 491-499.

[8] MANZANO I, DIAS J S, CANNON J, et al. Optimization of a full-scale site to achieve total nitrogen removal through implementation of a denitrification-submerged anoxic filter[J]. Water and Environment Journal, 2018, 32(2): 242-249.

[9] GUO Q M, YANG Z H, ZHAO Q, et al. A pilot-scale study of a novel two-stage denitrification filter[J]. Journal of Water Process Engineering, 2021, 39: 101873. DOI: 10.1016/j.jwpe.2020.101873.

[10] MENG F F, CHAE, S Y, DREWS A, et al. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material[J]. Water Research, 2017, 114: 151-180. DOI: 10.1016/j.watres.2008.12.044.

[11] 张国杰, 王磊, 李建, 等. 改良型 MSBR 与反硝化深床滤池工艺在西北地区污水厂提标改造中的应用[J]. 净水技术, 2024, 43(10): 160-166, 201.
ZHANG G J, WANG L, LI J, et al. Application of improved MSBR and denitrifying deep-bed filter process in upgrading of wastewater treatment plants in northwest China [J]. Water Purification Technology, 2024, 43(10): 160-166, 201.

[12] 赖国旺, 储昭瑞, 赫俊国. 不同孔径膜格栅对城市污水中污染物的截留效能及截留物发酵性能分析[J]. 净水技术, 2023, 42(6): 97-102, 111.
LAI G W, CHU Z R, HE J G. Analysis of interception efficiency of different pore size membrane grids for pollutants in municipal wastewater and the fermentation performance of residues [J]. Water Purification Technology, 2023, 42(6): 97-102, 111.