

杨永刚, 童小淞, 王媛, 等. MBBR 工艺与 AO 活性污泥工艺的工程应用对比[J]. 净水技术, 2026, 45(7): 104–115.

Yang Y G, Tong X S, Wang Y, et al. Comparison of engineering application in MBBR process and AO activated sludge process[J]. Water Purification Technology, 2026, 45(7): 104–115.

MBBR 工艺与 AO 活性污泥工艺的工程应用对比

杨永刚^{1,*}, 童小淞¹, 王媛¹, 高杨²

(1. 青岛思普润水处理股份有限公司, 山东青岛 266510; 2. 青岛市生态环境局西海岸新区分局, 山东青岛 266555)

摘要 【目的】针对城镇污水处理厂面临的用地受限、进水波动大及标准排放高等多重挑战, 本文系统评估了纯膜生物移动床反应器(MBBR)工艺相较于传统缺氧-好氧(AO)工艺的工程适用性。【方法】依托山东某污水处理厂“一厂两线”(一期 AO、二期纯膜 MBBR)的工程条件, 在同源进水与统一排放标准下, 开展为期一年的全规模对比研究。【结果】纯膜 MBBR 工艺利用生物膜微环境实现的同步硝化反硝化(SND)作用, 使其出水氨氮与总氮质量浓度更低且波动更小, 尤其在低温(<12℃)及低碳氮比(C/N)工况下优势显著。得益于碳源利用率提升及污泥减量化(-20%), 纯膜 MBBR 直接运行成本较 AO 降低约 14%。在应对 1.5 倍水力冲击及重金属(Zn 质量浓度>5 mg/L)毒性冲击时, 纯膜 MBBR 工艺凭借生物膜的屏障效应与磁加载沉淀的快速分离能力, 展现出极强的系统韧性, 恢复速度远快于 AO 工艺。此外, 纯膜 MBBR 工艺单位处理规模占地较 AO 减少 74%。【结论】纯膜 MBBR 工艺在脱氮稳定性、运行韧性及集约化水平等关键工程指标方面表现出明显优势, 尤其适用于用地受限、进水水质复杂及标准排放高要求条件下的城镇污水处理厂提标改造与扩容工程。

关键词 移动床生物膜反应器; 缺氧-好氧工艺; 提标改造; 抗冲击负荷; 占地集约化

中图分类号: X703 **文献标志码:** A **文章编号:** 1009-0177(2026)07-0104-12

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2026.07.012

Comparison of Engineering Application in MBBR Process and AO Activated Sludge Process

Yang Yonggang^{1,*}, Tong Xiaosong¹, Wang Yuan¹, Gao Yang²

(1. Qingdao Spring Water Treatment Co., Ltd., Qingdao 266510, China;

2. West Coast New Area Sub-Bureau of Qingdao Municipal Bureau of Ecology and Environment, Qingdao 266555, China)

Abstract [Objective] In response to the multiple challenges faced by municipal wastewater treatment plants, including limited land availability, significant influent fluctuations, and increasingly stringent discharge standards, this paper systematically evaluates the engineering applicability of the pure biofilm moving biological bed reactor (MBBR) biofilm process in comparison with the conventional anoxic-oxic (AO) process. [Methods] Based on the "one plant with two parallel treatment lines" configuration of a municipal wastewater treatment plant in Shandong Province (phase I was AO process; phase II was pure biofilm MBBR process), a one-year full-scale comparative study was conducted under identical influent conditions and unified discharge standards. [Results] The pure biofilm MBBR process, benefiting from simultaneous nitrification and denitrification (SND) enabled by the biofilm microenvironment, achieved lower and more stable effluent mass concentrations of ammonia nitrogen and total nitrogen. The advantages were particularly pronounced under low-temperature (<12℃) and low carbon to nitrogen ratio (C/N) conditions. Owing to improved carbon utilization efficiency and sludge reduction (-20%), the direct operating cost of the pure biofilm MBBR process was approximately 14% lower than that of the AO process. When subjected to 1.5-fold hydraulic shock loading and heavy metal (Zn mass concentration > 5 mg/L) toxicity shock, the pure biofilm MBBR system exhibited strong resilience, attributed to the protective barrier effect of the biofilm and the rapid solid-liquid separation capacity of magnetic coagulation, with recovery rates significantly faster than those of the AO process. In addition, the land footprint per unit treatment capacity of the pure biofilm MBBR process was reduced by 74% compared with that of the AO process. [Conclusion] The pure biofilm MBBR process demonstrates significant advantages in nitrogen removal stability,

[收稿日期] 2026-02-13

[基金项目] 2022 青岛市产业领军人才计划

[通信作者] 杨永刚(1986—), 男, 高级工程师, 主要从事污水处理厂运营管理工作, E-mail: 18563979720@163.com。

operational resilience, and process intensification. It is particularly suitable for upgrading and expansion projects of municipal wastewater treatment plants under conditions of limited land availability, complex influent characteristics, and stringent discharge requirements.

Keywords moving bed film reactor (MBBR); anoxic-oxic (AO) process; upgrading and reconstruction; load of shock resistance; integrated land-use intensification

随着我国城镇化进程的持续推进及污水排放标准的不断趋严,城镇污水处理厂正面临由“达标排放”向“高标准、集约化与稳定运行”转变的多重挑战。《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级 A 标准及各地提标政策对氮、磷等营养盐提出了更为严格的控制要求,而与此同时,大量已建成污水处理厂受制于用地条件、既有构筑物布局及不停水运行要求,难以通过传统扩建方式实现处理能力提升与水质同步改善。在此背景下,如何在有限空间内实现污水处理系统的高效化、稳定化与集约化,已成为当前工程实践中亟须解决的关键问题。

缺氧-好氧(AO)工艺因流程成熟、运行经验丰富,在我国城镇污水处理厂中得到广泛应用。该工艺通过缺氧区反硝化与好氧区硝化协同作用,实现氮素去除,并可在一定条件下兼顾生物除磷。然而,在实际工程运行中,AO 工艺对污泥回流比、污泥龄(SRT)及二沉池运行状态高度依赖,其本质仍属于以悬浮生长微生物为主的处理体系。在进水水质波动较大、碳氮比(C/N)偏低或工业废水混入比例较高的情况下,系统易出现脱氮效率不稳定、污泥沉降性能恶化及二沉池跑泥等问题。同时,为保障硝化效果而延长 SRT 往往与强化生物除磷所需的排泥条件相矛盾,进一步制约了 AO 工艺在负荷高、用地受限条件下的工程适用性。目前,国内大量早期建设的城镇污水处理厂多采用传统 AO 系列工艺。随着环保标准提升及城市发展,这些污水处理厂普遍面临扩容用地枯竭、提标难度大等难题。

近年来,生物移动床反应器(MBBR)技术因其单位体积处理负荷高、抗冲击能力强及运行稳定性好等优势^[1],在污水处理厂提标改造与扩容工程中逐渐受到关注。MBBR 工艺采用“纯膜”运行模式,取消传统活性污泥回流系统,通过大比表面积载体实现微生物的高密度固着生长,并进一步耦合磁加载混凝沉淀单元,以强化固液快速分离能力,形成“高效生物转化-高负荷物化分离”的集约化短流程

处理体系。该工艺在理论上兼具生物膜系统的抗冲击优势与高效沉淀单元的稳定分离能力,具备用地集约、运行韧性强的潜在工程优势。

然而,现有研究多基于中试尺度或短期运行数据,缺乏在全规模工程中针对长周期运行稳定性、极端工况响应机制及运维经济性的系统性平行对比。目前,国内大量早期建设的城镇污水处理厂多采用传统 AO、厌氧-缺氧-好氧(AAO)等活性污泥工艺。随着环保标准提升及城市发展,这些污水处理厂普遍面临扩容用地枯竭、提标难度大等难题。在用地受限的条件下,引入如 MBBR 等新型高效工艺进行原位升级已成为大量老旧污水处理厂的重要选项。因此,本文的新老工艺同源对比,不仅是对单一项目的总结,更是为未来众多面临同类改造需求的污水处理厂提供极具价值的实证参考与决策依据。

1 工艺原理和工程概况

1.1 AO 活性污泥工艺原理及工程适用性局限

AO 工艺通过在生物反应系统中依次设置缺氧区与好氧区,利用悬浮生长的活性污泥微生物群落实现有机物去除及脱氮除磷。在好氧区,氨氮在硝化菌作用下被氧化为硝态氮,同时聚磷菌在富氧条件下进行过量吸磷;缺氧区则依靠内回流带入的硝态氮,在反硝化菌作用下完成反硝化脱氮过程。

该工艺流程成熟、控制逻辑清晰,在进水水质相对稳定、C/N 充足的条件下具有较好的运行可靠性。然而,从工程运行机理角度分析,AO 工艺存在若干内在局限性。(1)SRT 需求冲突,硝化菌属于世代周期较长的自养菌,需维持较长的 SRT 以保证系统硝化能力;而生物除磷则依赖于排泥形成的较短 SRT,两者在同一系统中难以同时达到最优。(2)碳源竞争问题突出,反硝化菌与聚磷菌均依赖易降解有机碳源,当进水 C/N 偏低时,易出现反硝化不完全或生物释磷受抑现象。(3)系统稳定性依赖二沉池运行状态,悬浮污泥系统对水量、水质波动敏感,二沉池

表面负荷和污泥沉降性能直接制约系统运行安全,一旦发生污泥膨胀或高负荷冲击,易导致出水悬浮物(SS)和污染物质量浓度波动。

上述特征决定了 AO 工艺在负荷高、工业废水混入比例高及用地受限条件下,其处理效能更多依赖运行参数的精细调控,而非工艺结构本身的内在冗余,这在一定程度上限制了其在原位提标与集约化扩容场景中的工程适用性。

1.2 纯膜 MBBR 工艺技术原理与作用机制

在生物处理单元中,纯膜 MBBR 工艺采用大比表面积悬浮载体作为微生物附着基质,微生物以生物膜形式固着生长,系统不设置传统意义上的活性污泥回流。由于溶解氧在生物膜内的扩散受限,生物膜自外向内自然形成好氧层、缺氧层至厌氧层逐级过渡的微环境结构。该微尺度传质控制机制显著提高了进水有机碳的利用效率,降低了系统对外加碳源的依赖。

在固液分离环节,纯膜 MBBR 工艺采用磁加载混凝沉淀技术作为深度处理单元。通过投加磁粉,

使其作为高密度絮凝核心,与污染物絮体快速结合形成致密的磁性絮团。根据 Stokes 定律,磁性絮团的有效密度显著高于常规絮体,其沉降速度显著大于常规絮体,可在高表面负荷条件下实现稳定分离。配合磁粉回收系统,实现磁粉的高效回收与循环利用,从而在高表面负荷条件下依然保持稳定、可靠的固液分离效果。

1.3 工程概况与运行条件

1.3.1 项目背景

研究对象为山东省某城镇污水处理厂。一期工程建成于 2011 年,设计处理规模为 4 万 m^3/d ,主体工艺采用 AO+二沉池,并配套高效沉淀池及活性砂滤池作为深度处理单元;二期工程为应急扩建与提标项目,于 2020 年建成投运,设计规模为 2.0 万 m^3/d ,主体工艺采用纯膜 MBBR 工艺。工艺流程如图 1 所示。

两期工程同步运行,处理同一城市管网来水,出水统一执行一级 A 标准,为不同工艺在真实工程条件下的对比研究提供了天然可比的运行平台。

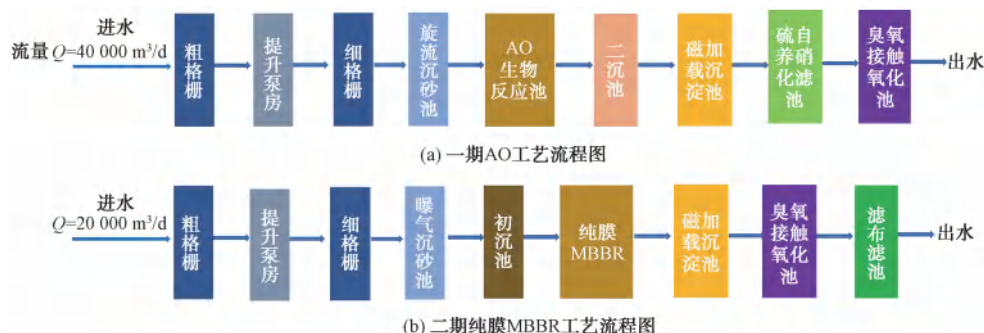


图 1 一期(AO)与二期(MBBR)工艺流程

Fig. 1 Process Flow of Phase I (AO) and Phase II (MBBR)

1.3.2 工艺流程与设计参数对比

一期 AO 工艺生化系统采用较长水力停留时间(HRT)以保障硝化效果,其生化段 HRT 约为 20 h,系统运行依赖污泥回流与二沉池稳定沉降;二期纯膜 MBBR 工艺通过高负荷生物膜反应器与高效磁加载沉淀单元的组合,实现生化段 HRT 缩短至约 10 h,且不设置传统二沉池。2 套系统的主要设计参数及构筑物配置对比如表 1 所示。

1.3.3 进水水质特征

污水处理厂服务企业涵盖机械加工、电镀涂装、食品加工及纺织印染等典型工业企业,研究期间,两期工程进水主要来源于城市生活污水与工业废水的

表 1 污水处理厂一期(AO)与二期(MBBR)主要设计参数

Tab. 1 Main Design Parameters of Phase I (AO) and Phase II (MBBR) in the WWTP

项目	一期工程	二期工程
工艺类型	AO	纯膜 MBBR
设计规模/ $(\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1})$	40 000	20 000
投运时间	2011 年	2020 年
生化段 HRT/h	20	10
混合液悬浮固体(MLSS)	4~5	—
质量浓度/ $(\text{g} \cdot \text{L}^{-1})$		
二沉池	设置	不设置
深度处理单元	高效沉淀池+活性砂滤池	磁加载混凝沉淀

混合水,其中工业废水比例超过 60%,机械加工与电镀企业排放的废水中特征污染物以重金属离子(如 Zn^{2+} 、 Ni^{2+} 、 Cr^{3+})为主。进水整体表现为有机负荷较高、C/N 偏低且水质波动明显。该进水特征对生物脱氮系统的稳定性提出了较高要求,也为不同工艺抗冲击能力与运行韧性的对比分析提供了典型工程背景。近年来,随着“工业入园”政策的推进,大量城镇污水处理厂面临工业废水混入比例升高、水质波动加剧的共同挑战。该进水条件虽具有一定的复杂性与区域性特征,但代表了我国东部沿海地区工业集聚区城镇污水处理厂的典型工况。

在统一进水条件和排放标准约束下,两期工程的运行差异主要来源于工艺结构与运行机制本身,从工程条件上最大限度地削弱了非工艺因素对后续对比结果的影响。

2 研究方法和数据来源

2.1 对比研究设计与可行性基础

为保证不同工艺运行效果对比的客观性与科学性,本文遵循“同源进水、同步运行、标准统一、长期稳定”的工程对比原则。研究对象为同一污水处理厂内并行运行的一期 AO 工艺与二期纯膜 MBBR 工艺系统,2 套系统在研究周期内处理同一城市管网来水,执行相同的出水排放标准,且均处于正常稳定运行状态,设计进出水水质如表 2 所示。一期工程虽于 2011 年建成投运,但在 2020 年二期工程建设期间,同步完成了一期系统关键设备的全面检修与更新,主要包括:(1)曝气系统风管更换与风机维护;(2)污泥回流泵组检修;(3)二沉池刮泥机更新;(4)在线监测仪表全面校准与更新等。上述更新维护工作确保了一期 AO 工艺在研究期间处于良好的运行状态,设备完好率 $\geq 95\%$,主要工艺参数(如 MLSS、溶解氧、回流比等)均稳定控制在设计范围内。

在运行管理方面,两期工程由同一运营团队统一负责,运行人员配置标准一致。两期系统的运行维护记录、设备巡检制度、药剂投加策略等均执行同一套标准化管理规程,最大限度地消除了人为操作差异对运行结果的影响。

与中试或短期试验研究不同,本文基于实际工程长期运行数据开展分析,研究周期覆盖全年运行工况,能够全面反映不同季节、不同水量及水质波动

条件下的工艺运行特征。通过上述工程条件的统一设置,在最大程度上削弱了非工艺因素对运行结果的影响,使所得结论更具工程代表性与现实参考价值。研究期间,一期与二期工程均连续运行,进水按水力条件自然分配,未对进水水质进行人工分流或调配,设备状态均处于设计工况范围内,避免了人为干预对对比结果的影响。

表 2 设计进、出水水质标准(单位:mg/L)

Tab. 2 Standards of Design Influent and Effluent Quality (Unit: mg/L)

指标	进水	出水
化学需氧量(COD)	500	50
五日生化需氧量(BOD_5)	200	10
氨氮	60	5
总氮(TN)	72	15
总磷(TP)	8	0.5
SS	260	10

2.2 水质监测点布设与数据采集

2.2.1 监测点设置

结合工艺流程特点,研究期间共设置以下监测点:(1)总进水;(2)一期 AO 工艺二沉池出水;(3)一期工程总出水;(4)二期纯膜 MBBR 工艺磁加载沉淀单元出水;(5)二期工程总出水。

上述布点既可反映各工艺生化处理效果,又可评价深度处理单元及整体出水水质,为分段分析提供数据支撑。

2.2.2 取样频率与方式

为兼顾数据代表性与波动捕捉能力,采用“常规监测+在线监测”相结合的方式进行数据采集。

(1)常规理化指标监测

COD、氨氮、TN、TP、SS 等指标采用 24 h 混合水样进行测定,取样方式为自动采样器每 1 h 采集一次等量水样并混合,每日监测 1 次。该方式可有效削弱短时水质波动对统计结果的影响,反映系统的日均运行水平。

(2)在线监测数据采集

进出水 COD、氨氮、pH 及瞬时流量等参数通过在线监测仪表实时采集,数据记录间隔为 1 h,用于分析水质变化趋势及系统对突发工况的响应特征。

研究周期为 2025 年 1 月 1 日—2025 年 12 月 31 日,覆盖冬季低温运行阶段、汛期高水量运行阶段及常温稳定运行阶段,确保对不同典型工况的全

面表征。

2.3 水质分析方法与数据处理

2.3.1 分析测试方法

水质指标的测定均按照国家现行环境保护标准

方法执行,主要检测指标及分析方法如表 3 所示。所有检测工作均在具备相应资质的实验室中完成,并在分析过程中进行空白、平行样及标准样校验,以保证数据的准确性与可靠性。

表 3 水质检测指标及分析方法

Tab. 3 Water Quality Parameters and Analytical Methods

指标	分析方法	参考标准
COD	重铬酸钾法	《水质 化学需氧量的测定 重铬酸盐法》(HJ 828—2017)
氨氮	纳氏试剂分光光度法	《水质 氨氮的测定 纳氏试剂分光光度法》(HJ 535—2009)
TN	碱性过硫酸钾消解紫外分光光度法	《水质 总氮的测定 碱性过硫酸钾消解紫外分光光度法》(HJ 636—2012)
TP	钼酸铵分光光度法	《水质 总磷的测定 钼酸铵分光光度法》(GB/T 11893—1989)
SS	重量法	《水质 悬浮物的测定 重量法》(GB/T 11901—89)

2.3.2 数据筛选与统计处理

为避免非正常运行工况对统计结果的干扰,研究中仅选取系统处于稳定运行状态且未进行重大工艺调整或应急操作时段的数据用于统计分析。异常数据(如设备故障或明显人为干预导致的极端值)在核实原因后予以剔除。

2.4 评价指标与计算方法

2.4.1 污染物去除效能评价

各污染物的去除率按式(1)计算。

$$\eta = \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{in}} \times 100\% \quad (1)$$

其中: η ——污染物去除率;

C_{in} ——进水污染物质量浓度,mg/L;

C_{out} ——出水污染物质量浓度,mg/L。

同时,通过分析出水质量浓度的均值与标准差,综合评价不同工艺在低质量浓度控制能力及运行稳定性方面的差异。

2.4.2 运行成本核算

为确保经济性对比的可比性与透明性,运行成本仅核算与工艺直接相关的直接运行成本,不包含固定资产折旧、人工费用及财务费用。直接运行成本按式(2)计算。

$$E = E_p + E_e \quad (2)$$

其中: E ——直接运行成本,元/ m^3 ;

E_p ——电费,包括生化系统曝气、搅拌设备,深度处理单元及污泥脱水系统的电耗等,元/ m^3 ;

E_e ——药剂费用,包括外加碳源(乙酸钠)、除磷剂(聚合氯化铝)、絮凝剂[聚丙烯

酰胺(PAM)]、液氧及磁粉补充费用等,元/ m^3 。

电价与药剂单价均采用研究周期内的实际采购价格进行核算。

2.5 抗冲击负荷评价方法

为定量评估不同工艺的运行韧性,结合实际运行过程中的典型工况,选取以下两类冲击场景进行分析。

(1)水力冲击工况

选取汛期连续 3 d 进水量超过设计规模 120% 的运行时段,分析 2 种工艺在高水量条件下出水 SS、COD 及氨氮变化情况,以评价系统固液分离与整体稳定性。

(2)水质毒性冲击工况

追踪一次由工业废水异常排放引发的进水 Zn 质量浓度(>5 mg/L)突增事件,以出水氨氮质量浓度变化及系统恢复至稳定达标状态所需时间作为硝化系统抗毒性冲击能力的评价指标。恢复时间为系统受冲击后,出水氨氮质量浓度降至排放限值以下,并在此后连续 24 h 内持续稳定达标所需的时间。

上述冲击工况均来源于实际运行过程中的自然工况波动,而非人为设定试验条件,更能真实反映工程系统在复杂进水条件下的运行韧性。尽管该事件具有一定极端性,但其代表了工业废水异常排放条件下污水处理厂可能面临的最不利运行工况。

3 运行性能与技术经济对比分析

3.1 处理效果分析

在为期一年的连续运行监测期内,2 套工艺系统均处于相对稳定的运行状态,其进出水主要污染物

统计结果如表 4 和图 2 所示。总体来看,AO 工艺与纯膜 MBBR 工艺均能够稳定满足 GB 18918—2002 —

级 A 排放标准要求,但在脱氮稳定性及低质量浓度控制能力方面,2 种工艺表现出明显差异。

表 4 AO 工艺和 MBBR 工艺进出水水质情况

Tab. 4 Influent and Effluent Quality of AO and MBBR Processes

指标	进水/($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	AO 出水/($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	AO 平均去除率	纯膜 MBBR 出水/($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	纯膜 MBBR 平均去除率
COD	333.0 ± 134.0	19.3 ± 6.0	94.2%	19.2 ± 5.9	94.2%
氨氮	38.10 ± 8.60	0.53 ± 0.46	98.6%	0.11 ± 0.08	99.7%
TN	52.9 ± 9.0	10.5 ± 1.8	80.2%	10.0 ± 0.9	81.1%
TP	3.57 ± 1.03	0.10 ± 0.04	97.2%	0.11 ± 0.03	96.9%

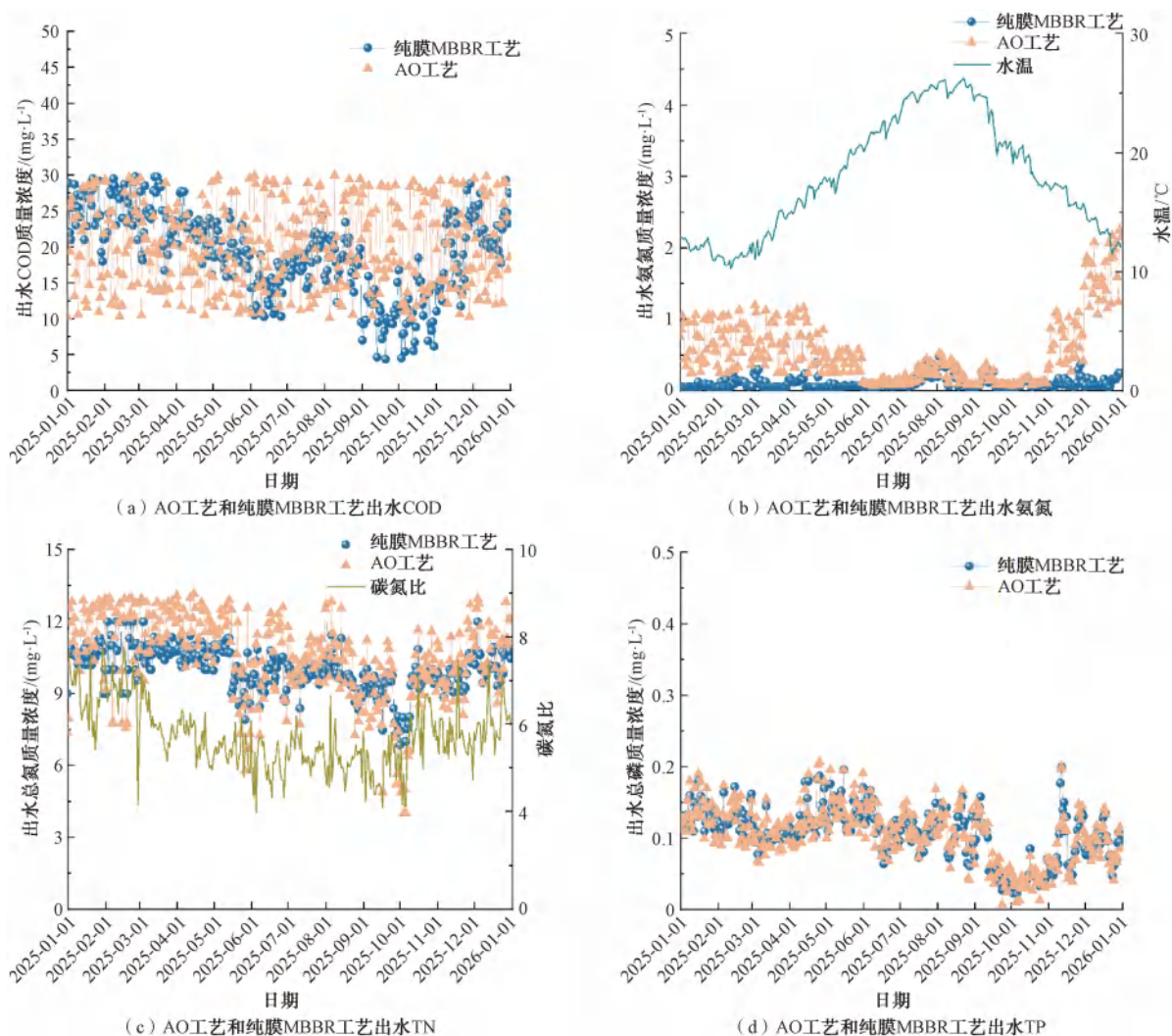


图 2 AO 工艺和 MBBR 工艺出水水质数据

Fig. 2 Effluent Quality of AO and MBBR Processes

从 COD 和 TP 去除效果来看,2 种工艺的年均去除率均超过 94%,出水质量浓度水平接近,表明在有机物去除及化学强化除磷条件下,2 套系统均具备较为成熟可靠的处理能力。这说明,在本工程条件下,纯膜 MBBR 工艺在 COD 与 TP 去除方面并未

因流程缩短而产生不利影响。然而,需客观指出的是,纯膜 MBBR 工艺中微生物以生物膜形式固着生长,系统不设置传统意义上的活性污泥回流,且其无法像 AO 工艺那样通过大量排泥实现高效的生物除磷。因此,纯膜 MBBR 的除磷过程高度依赖后续的化

学沉淀,这也是该工艺在原理上的一项内在局限。

在涉及生物转化过程的氮素去除方面,纯膜 MBBR 工艺表现出更优的运行稳定性。纯膜 MBBR 工艺出水氨氮年均质量浓度为 0.11 mg/L,显著低于 AO 工艺的 0.53 mg/L,且其标准差明显更小,表明系统在低质量浓度区间内具有更强的控制能力。特别是在冬季低温运行阶段[图 2(b)],纯膜 MBBR 工艺出水氨氮质量浓度长期稳定维持在 0.5 mg/L 以下,而 AO 工艺则出现一定幅度的升高与波动。上述差异主要源于 2 种工艺微生物生长方式的本质不同。纯膜 MBBR 工艺采用生物膜固着生长模式,有效规避了传统活性污泥法在低温下硝化菌比增长速率降低而导致的菌体流失风险。生物膜结构为世代周期较长的硝化菌提供了物理附着屏障和相对稳定的微生态环境,有效降低了低温和水质波动对硝化菌群的冲击^[2];而 AO 工艺中硝化菌以悬浮状态存在,更易受到环境条件变化的影响,导致硝化能力波动。

在 TN 控制方面,2 种工艺的年均出水质量浓度均低于 15 mg/L,但纯膜 MBBR 工艺出水 TN 的波动幅度明显小于 AO 工艺[图 2(c)]。这一现象表明,纯膜 MBBR 工艺在进水负荷变化条件下具有更稳定的脱氮能力,其优势不仅体现在平均水平上,更体现在长期运行的稳定性上。这一优势得益于 2 个核心因素:首先,纯膜 MBBR 单元具有独特的生物膜分层传质机制,溶解氧在生物膜内的梯度分布形成了稳定的好氧/缺氧微环境,促进了高效的同步硝化

反硝化(SND)作用^[3]。相比于 AO 工艺依赖宏观的空间分隔(缺氧池/好氧池),纯膜 MBBR 工艺实现了反应空间微观尺度的集约化,使反硝化过程能更直接地利用原水碳源,提升了对碳源的内在利用率;其次,纯膜 MBBR 工艺集成的碳源智能控制系统,能够根据进水负荷与出水 TN 质量浓度的实时反馈,精准调节外加碳源的投加量。

从作用机制角度分析,纯膜 MBBR 工艺生物膜内部形成的溶解氧梯度为 SND 创造了有利条件,使部分反硝化过程在好氧反应器内部完成,提高了原水有机碳的利用效率;同时,系统配套的碳源智能投加策略能够根据出水 TN 变化进行动态调节,进一步削弱了进水水质波动对脱氮效果的影响。

工程意义在于:在 C/N 低、工业废水混入比例高且水质波动明显的条件下,纯膜 MBBR 工艺更有利于实现脱氮过程的“低质量浓度、低水质波动”运行目标,这对于当前以稳定达标为核心要求的城镇污水处理厂具有重要现实价值。

3.2 运行成本对比

优质的出水水质往往伴随着高昂的能耗与药耗,然而工程实用要求技术必须兼顾经济性。将进一步从直接运行成本角度,评估纯膜 MBBR 工艺的经济竞争力。

3.2.1 直接运行成本分析

运行成本是评价污水处理工艺工程适用性的关键指标之一。基于 12 个月运行统计数据,对 2 种工艺的直接运行成本进行核算,结果如表 5 所示。

表 5 AO 与 MBBR 工艺直接运行成本对比
Tab. 5 Comparison of Direct Operation Cost between AO and MBBR Processes

项目	AO 工艺		纯膜 MBBR 工艺	
	成本/(元·m ⁻³)	占比	成本/(元·m ⁻³)	占比
电费	0.36	62.61%	0.32	64.65%
外加碳源费用	0.19	33.04%	0.10	20.20%
除磷药剂费用	0.02	3.48%	0.06	12.12%
阴离子 PAM 费用	0.005	0.87%	0.01	2.02%
磁粉费用	0	0	0.005	1.01%
合计	0.575	100%	0.495	100%

纯膜 MBBR 工艺的年均直接运行成本为 0.495 元/m³,较 AO 工艺的 0.575 元/m³ 降低约 14%。从成本结构来看,2 种工艺在电耗与药剂消耗方面存在显著差异。

在电耗方面,纯膜 MBBR 工艺单位水量电耗略

低,主要得益于其取消污泥回流系统,并通过高效曝气控制与流程集成提高氧利用效率。但整体 AO 和纯膜 MBBR 工艺电耗较高主要原因是:(1)纯膜 MBBR 工艺设计富余水头较大,造成部分能耗浪费,另外臭氧工艺的使用导致能耗升高;(2)AO 工艺实

际水量未满足负荷,实际水量约为设计水量的 80%,另外风机采用罗茨风机,较为老旧,有效水深为 4.5 m,导致曝气能耗较高。尽管本项目电耗水平仍高于部分低负荷运行的纯膜 MBBR 工程,如广东某纯膜水处理生物膜速净工艺(BFM)项目处理每吨水电耗为 $0.3 \text{ kW} \cdot \text{h}^{[4]}$,但该差异主要源于进水污染物质量浓度较高,属于工况差异导致的合理结果。

在药剂消耗方面,纯膜 MBBR 工艺在碳源费用上表现出显著优势,吨水碳源费用较 AO 工艺降低约 47%。这是纯膜 MBBR 工艺运行成本降低的主要原因。AO 工艺为保障反硝化效果,通常需维持较高的外加碳源投加量;纯膜 MBBR 工艺载体表面生物膜厚度维持在 $(170 \pm 130) \mu\text{m}^{[5]}$,形成了稳定的好氧/缺氧微环境。依托生物膜内部 SND 作用及精准投加控制,在较低 C/N 条件下仍能稳定实现 TN 达标,从根本上降低了对外加碳源的依赖。AO 工艺为实现完全反硝化,所需外加碳源的 C/N 通常在 4.0~6.0。而纯膜 MBBR 工艺凭借生物膜内部的 SND 作用及智能投加系统,实际运行 C/N 可降低至 3.0~4.0。该现象在北方某污水处理厂 MBBR 提标改造的研究中也得到证实,据文献^[3]报道,系统改造后,在进水 C/N 低至 3.79 的极端条件下,系统在未投加外部碳源时仍能稳定实现 TN 达标,好氧区存在明显的 TN(质量浓度为 8~9 mg/L)去除现象,证实了生物膜内部 SND 对原水碳源的高效利用。本项目 MBBR 工艺好氧区进出水 TN 平均质量浓度差为 8.2 mg/L,占系统总 TN 去除量的 15.8%~19.5%,而在 AO 工艺中,由于硝化与反硝化在空间上严格分离,好氧区未观测到明显的 TN 去除现象,其反硝化过程完全依赖于缺氧区的碳源供给与内回流效率。系统改造后在一年运行中碳源消耗总量大幅减少,核算节省碳源费用约 $0.038 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。

与此同时,纯膜 MBBR 工艺在除磷药剂使用量和 PAM 投加量方面略高于 AO 工艺,这与其生物除磷能力相对较弱及磁加载沉淀单元对进水 SS 质量浓度要求较高有关。但磁加载沉淀技术显著提高了药剂利用效率^[6-7],得益于系统配套的高剪切磁鼓分离器,实现了磁粉与污泥絮体的深度剥离,磁粉回收率达 99.5%以上,因此主要消耗仅为机械损耗,运行成本极低。在一定程度上抵消了化学药品投加量增加带来的成本压力。

尽管纯膜 MBBR 工艺已展现出约 14% 的直接

运行成本优势,但针对本项目运行中暴露出的能耗与药耗特征,未来该工艺在进一步控制成本方面仍有较大优化空间。

能耗优化空间:本项目纯膜 MBBR 工艺电耗偏高的主要原因在于设计富余水头较大造成的能耗浪费,以及新增臭氧工艺带来的能耗升高。针对这一问题,未来的新建或改造项目在设计阶段应更加精准地进行核算,避免无效水头;同时,由于生化段 HRT 缩短且处理负荷高,可针对性地引入精确曝气控制系统,以进一步降低占比较大的电费支出。

药耗优化空间:在碳源投加方面,尽管纯膜 MBBR 依托 SND 作用已经大幅节省了碳源,但在实际运行中,可依托已建立的智慧水务云平台,将目前的碳源“出水反馈控制”升级为“进水前馈+出水反馈”的智能预测投加模型。通过提前捕捉进水水质频繁波动,可进一步挖掘省碳潜力,减少化学药剂费用支出。

3.2.2 污泥产量分析

研究期间,AO 工艺万吨水产生约 2.5 t 绝干污泥,而纯膜 MBBR 工艺绝干污泥产量约为 2.0 t,污泥产量降低约 20%。该差异主要源于 2 种工艺微生物生长方式的不同。纯膜 MBBR 工艺中微生物以生物膜形式固着生长,系统 SRT 极长,微生物以内源呼吸为主,净生物量产率较低;同时,生物膜内部形成的多级微生态结构进一步降低了剩余污泥产量。

从工程角度看,污泥减量不仅降低了直接处置费用,也减轻了污泥处理系统的运行压力,为污水处理厂的长期稳定运行提供了保障。

综合运行成本与资源消耗特征分析,纯膜 MBBR 工艺通过降低碳源消耗与源头削减污泥产量,展现了其核心经济优势。尽管在部分化学药剂投入上有所增加,但整体运行经济性仍明显优于传统 AO 工艺,且该优势具有良好的工程可复制性。

3.2.3 全生命周期成本对比分析

为全面、客观地评估 2 种工艺的长期工程经济性,除直接运行成本外,污水处理工艺的长期经济性还需考虑设备维护、材料更换及资产折旧等全生命周期成本因素。本文进一步基于 30 年设计运行周期,对 2 套工艺的全生命周期成本进行估算与对比,主要考虑以下要素。

(1)设备维护与更新成本:AO 工艺需定期维护二沉池刮泥机、污泥回流泵及曝气系统,预计年维护

费用占设备投资的 2.5%~3.0%;纯膜 MBBR 工艺取消了二沉池与污泥回流系统,主要维护对象为磁加载沉淀单元的磁鼓分离器及筛网,维护费用相对较低,占设备投资的 1.5%~2.0%。该部分费用按年折算至单位水量。

(2)关键材料更换成本:纯膜 MBBR 工艺的核心载体设计使用寿命为 30 年,与工程周期一致,因此在 30 年全生命周期内无需整体更换,仅考虑运行中不可避免的微量损耗补充,该部分成本已计入直接运行成本中的维护材料费。磁粉在高效回收系统(回收率 $\geq 99.5\%$)作用下,实际损耗极低,吨水磁粉补充成本已包含在直接运行成本中(表 5),不再重复计列。AO 工艺无类似周期性材料更换需求,但二沉池及回流系统设备老化后需整体更新,其更新成本在长期运行中通过设备更新预备金体现。

(3)折旧成本:按 30 年折旧期、残值率为 5%估算,2 套工艺的固定资产折旧成本分别为:AO 工艺为 0.08~0.10 元/ m^3 ,纯膜 MBBR 工艺为 0.07~0.09 元/ m^3 。纯膜 MBBR 工艺因其流程集约、构筑物体积小,单位水量固定资产投资略低,折旧成本相应较低。

(4)设备更新预备金:考虑主要机电设备(如曝气风机、水泵、磁分离器、仪表等)在 15~20 年需进行一轮更新,按 30 年周期计提预备金,折算至单位水量:AO 工艺为 0.06~0.09 元/ m^3 ,纯膜 MBBR 工艺为 0.04~0.06 元/ m^3 。

综合上述因素,全生命周期成本(含直接运行成本、维护更新、折旧及设备更新预备金)估算结果如表 6 所示。纯膜 MBBR 工艺全生命周期吨水综合成本为 0.65~0.71 元/ m^3 ,较 AO 工艺(0.80~

表 6 AO 工艺与 MBBR 工艺全生命周期成本
估算对比(元/ m^3)

Tab. 6 Comparison of Life Cycle Cost Estimation between
AO and MBBR Processes (yuan/ m^3)

项目	AO 工艺	纯膜 MBBR 工艺
直接运行成本(电耗+药剂)	0.575	0.495
设备维护成本	0.08~0.10	0.04~0.06
折旧成本	0.08~0.10	0.07~0.09
设备更新预备金	0.06~0.09	0.04~0.06
合计	0.80~0.87	0.65~0.71

注:直接运行成本数据源于表 5;折旧按 30 年,残值为 5%计;设备更新预备金按主要设备 20 年更换周期计。

0.87 元/ m^3)降低约 18%,与直接运行成本分析结论基本一致。表明纯膜 MBBR 工艺不仅在短期运行中具有经济优势,其长期经济性同样优于传统 AO 工艺。

3.3 抗冲击能力分析

在验证了常态化运行工况下的经济优势后,针对实际工程中不可避免的进水负荷突变风险,本文进一步评估了污水处理厂在实际运维中面临进水量激增或工业废水偷排等极端工况下的工程韧性。

3.3.1 抗水量冲击分析

在汛期高水量运行条件下,纯膜 MBBR 工艺表现出更高的水力负荷弹性。其设计规模为 2 万 m^3/d ,在实际运行中可稳定承接最高约 3 万 m^3/d 的进水量,超负荷率达 150%,且出水水质持续达标。相比之下,AO 工艺在处理量达到 5 万 m^3/d (超负荷率为 125%)时,已接近系统运行极限,出水 SS 与污染物质量浓度出现波动。汛期高流量工况下 2 种工艺运行表现对比如表 7 所示。

该差异主要源于工艺结构本质的不同。纯膜 MBBR 工艺取消传统二沉池,不受其表面负荷限制,避免了高流量条件下的跑泥风险;同时,固着化生物膜系统在高流速下不易发生生物量流失,磁加载沉淀单元具备快速、高效的固液分离能力,从而保障了系统整体稳定性。

表 7 汛期高流量工况下 2 种工艺运行表现对比

Tab. 7 Comparison of Operation Performance of Two
Processes under High-Flow Conditions during the Flood Season

项目	AO 工艺	纯膜 MBBR 工艺
设计规模/($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	4 万	2 万
实际最大处理量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	5 万	3 万
超负荷率	125%	150%
峰值期间出水关键指 标达标率	COD、氨氮偶有波动, SS 时有超标	各指标持续稳 定达标
系统主要限制因素	二沉池表面负荷、活性 污泥浓度与沉降性能	设计筛网过水 能力

3.3.2 抗重金属冲击分析

在一次进水 Zn^{2+} 质量浓度短时升高至 9~14 mg/L 的重金属冲击事件中,远超正常污水排入下水道总锌最高允许质量浓度(5 mg/L 以下)范围。监测数据显示,除 Zn^{2+} 异常升高外,进水 COD、氨氮、TN、TP 等常规指标未出现同步异常波动;其他特征重金属离子(如 Ni^{2+} 、 Cr^{3+} 、 Cu^{2+})及有机毒物指

标均处于正常背景值范围内。如表 8 所示,纯膜 MBBR 工艺出水氨氮仅出现短时波动,并在 24 h 内恢复至稳定达标状态;而 AO 工艺硝化系统受到明显抑制,恢复至正常运行水平需约 15 d。

研究^[8]表明,Zn²⁺质量浓度达到 5 mg/L 时,硝化菌受到抑制。而纯膜 MBBR 工艺表现出更强抗毒性冲击能力,主要得益于生物膜系统的“缓冲-屏障”效应:一方面,生物膜厚度产生的传质阻力延缓

了毒性物质向内层渗透;另一方面,成熟生物膜分泌的胞外聚合物(EPS)含有大量羧基、羟基等官能团,能够络合吸附重金属离子,在生物膜外层形成“牺牲层”,从而保护内层硝化菌群免受急性毒性抑制^[9-10]。相比之下,AO 工艺中悬浮污泥完全暴露于高质量浓度 Zn²⁺环境中,导致硝化酶系统迅速失活,且受限于世代周期,微生物种群重建与活性恢复需要较长的 SRT 周期。

表 8 重金属冲击下 2 种工艺运行表现对比

Tab. 8 Comparison of Operation Performance of Two Processes under Heavy Metal Shock Load

工 艺	冲击前 出水氨氮质量浓度/(mg·L ⁻¹)	冲击期间 峰值氨氮质量浓度/(mg·L ⁻¹)	恢复至稳定达标 所需时间	采取的恢复措施
AO 工艺	0.5~0.8	>5.0(持续超标)	约 15 d	降低进水量;接种其他厂脱水污泥;投加活性炭
纯膜 MBBR 工艺	0.1~0.3	<2.0(瞬时波动)	≤24 h	降低水量

综合水量与水质冲击工况分析,纯膜 MBBR 工艺在系统稳定性与自恢复能力方面显著优于 AO 工艺,展现出更强的运行韧性,尤其适用于工业废水混入比例高、水质波动频繁的工程场景。

3.4 用地集约化水平分析

除处理效能与运行韧性外,空间利用效率是制约城镇污水处理厂原位扩容的关键物理约束。本文进一步对比了 2 种工艺的空间集约化水平。纯膜 MBBR 工艺的万吨水处理规模占地面积仅为 2 150 m²,显著低于 AO 工艺的 8 250 m²,单位水量占地面积降低约 74%,展现出突出的集约化优势。

该差异主要来源于 3 个方面:一是高负荷生物膜反应器使生化段 HRT 大幅缩短;二是取消传统二沉池,采用高效磁加载沉淀单元;三是流程高度集成、构筑物布置紧凑。在当前城镇污水处理厂“原位提标、不新增用地”的政策背景下,该集约化优势具有决定性工程意义。

3.5 运行管理与智慧化水平

污水处理厂的运行管理正朝着精细化、少人化与智慧化方向演进。本文从人员配置、控制模式与技术依赖度 3 个方面,对比了 AO 与纯膜 MBBR 工艺的运行管理特点。

3.5.1 自动化程度与人员需求

纯膜 MBBR 工艺与自研的智能控制系统及智慧水务云平台深度集成,实现了全流程自动化闭环调控。该平台具备数据监控、工艺控制、故障预警与决策支持功能,显著降低了运行人员的劳动强度。

工程实践表明,同等规模下,纯膜 MBBR 工艺所需的现场运行人员数量约为 AO 工艺的一半,人员角色从“操作工”转向“监控分析师”。

3.5.2 技术依赖性与团队要求

纯膜 MBBR 工艺的优势高度依赖于稳定可靠的硬件[可编程逻辑控制器(PLC)]、在线仪表、关键设备与先进的软件(控制算法、工艺模型)。这对运维团队提出了更高要求,需要其不仅理解工艺原理,还需具备一定的自控与数据分析能力,以进行系统优化与故障诊断。

4 结论及建议

4.1 结论

依托山东省某城镇污水处理厂一期 AO 工艺与二期纯膜 MBBR 工艺在同源进水、统一排放标准及长期稳定运行条件下的工程实证数据,系统比较了 2 种工艺在处理效能、运行经济性、系统韧性及用地集约化水平等方面的差异,主要结论如下。

(1) 处理效果:2 种工艺均可稳定满足 GB18918—2002 一级 A 排放标准要求,但纯膜 MBBR 工艺在氨氮与 TN 控制方面表现出更低的出水质量浓度水平和更小的波动幅度。得益于生物膜固着生长模式及内部微环境实现的 SND 作用,其在低温及低 C/N 进水条件下脱氮优势尤为显著。

(2) 运行成本:纯膜 MBBR 工艺通过 SND 提高了碳源利用效率,使碳源消耗降低约 47%;此外,由于长 SRT 系统,纯膜 MBBR 工艺的污泥产量比 AO 工艺减少约 20%。综合核算,纯膜 MBBR 单位水量

直接运行成本较 AO 工艺降低约 14%。

(3) 稳定性和抗冲击能力:在面对 1.5 倍汛期高水量冲击及重金属 (Zn 质量浓度 > 5 mg/L) 毒性冲击等极端工况时,纯膜 MBBR 工艺表现出远超 AO 工艺的负荷弹性和自恢复能力。生物膜的“牺牲层”屏障效应有效保护了内层硝化菌群,而磁加载高效沉淀单元则规避了传统二沉池的跑泥风险。

(4) 工程应用与占地集约化:纯膜 MBBR 工艺单位处理规模占地面积较 AO 工艺大幅降低约 74%,展现了极高的空间集约化水平。该工艺极其适用于用地条件受限、需在原有厂区内实施原位提标或扩容的老旧污水厂,特别是在工业废水混入比例高、水质波动大的场景中具有极高的推广价值。

4.2 工程应用建议

基于上述结论,结合实际工程经验,对纯膜 MBBR 工艺的工程应用提出如下建议。

(1) 适用场景建议

纯膜 MBBR 工艺适用于用地条件受限、需在原有厂区内实施提标改造或扩容的城镇污水处理厂,尤其适合工业废水混入比例较高、进水 C/N 偏低且水质波动较大的工程场景。

(2) 运行控制要点

在实际运行中,应重点关注曝气强度与溶解氧分布对生物膜微环境结构的影响,合理控制生物膜厚度,以充分发挥 SND 作用;同时,结合在线监测数据实施碳源的动态精准投加,避免过量投加导致运行成本上升。

(3) 深度处理单元配置建议

磁加载混凝沉淀单元应根据进水 SS 质量浓度与水力负荷合理配置磁粉投加量与回收效率,确保在高流量工况下仍能维持稳定的固液分离性能,以发挥其替代传统二沉池的技术优势。

(4) 运行控制要求与智能化配置建议

纯膜 MBBR 工艺具备较高的容积负荷与较短的 HRT,提升了处理效率与占地集约化水平。在实际运行中,面对突发性冲击负荷,需及时调控曝气强度、碳源投加量及磁粉投加速率等关键参数,因此对控制系统响应速度与运行人员技术水平提出了更高要求。建议在工程实施中同步配置智能化控制系统,如基于在线监测的精准曝气与碳源前馈控制平台,实现对工艺状态的实时感知与动态调节,提升系统应对复杂工况的适应能力与运行稳定性。未来工

程优化的重点应进一步聚焦 MBBR 智能控制系统的研发与应用,以充分发挥其高效处理与集约化运行的综合优势。

总体而言,纯膜 MBBR 工艺为城镇污水处理厂在高标准排放与集约化运行并重的发展背景下,提供了一种具有良好工程推广前景的技术选择。

参考文献

- [1] 周家中, 吴迪, 郑临奥. 纯膜 MBBR 工艺在国内外的工程应用[J]. 中国给水排水, 2020, 36(22): 37-47.
Zhou J Z, Wu D, Zheng L A. Engineering application of pure MBBR process at home and abroad [J]. China Water & Wastewater, 2020, 36(22): 37-47.
- [2] 韩文杰, 吴迪, 周家中, 等. 长三角地区 MBBR 泥膜复合污水厂低温季节微生物多样性分析[J]. 环境科学, 2020, 41(11): 5037-5049.
Han W J, Wu D, Zhou J Z, et al. Microbial diversity analysis of WWTPs based on hybrid-MBBR process in a low temperature season in the Yangtze River Delta [J]. Environmental Science, 2020, 41(11): 5037-5049.
- [3] 韩锡友, 黄子进, 方金强, 等. MBBR 应用于污水厂提量改造及其能耗药耗分析[J]. 净水技术, 2021, 40(12): 69-77.
Han X Y, Huang Z J, Fang J Q, et al. Application of MBBR in WWTP reconstruction for capacity expansion and analysis of energy and chemical consumption [J]. Water Purification Technology, 2021, 40(12): 69-77.
- [4] 陈达钊, 彭一佳, 叶定豪, 等. BFM 生物集效工艺的设计与应用[J]. 净水技术, 2024, 43(9): 165-172.
Chen D Z, Peng Y J, Ye D H, et al. Design and application of intensive and efficient BFM process [J]. Water Purification Technology, 2024, 43(9): 165-172.
- [5] 韩文杰, 赵忠富, 周家中, 等. 长期 5℃ 低温生活污水纯膜 MBBR 启动及脱氮性能[J]. 中国环境科学, 2026, 46(3): 1344-1355.
Han W J, Zhao Z F, Zhou J Z, et al. Research on the start-up and denitrification performance of long term 5℃ low-temperature pure MBBR process [J]. China Environmental Science, 2026, 46(3): 1344-1355.
- [6] 李继香. 应用加载磁混凝处理微污染河水[J]. 环境工程学报, 2014, 8(7): 2901-2905.
Li J X. Application of magnetic coagulation process for slightly polluted river water treatment [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2014, 8(7): 2901-2905.
- [7] 李金成, 焦硕, 夏文香, 等. 低温下磁加载强化纯膜 MBBR 工艺除磷效果[J]. 环境工程学报, 2024, 18(10): 2805-2813.
Li J C, Jiao S, Xia W X, et al. Phosphorus removal effect

- enhanced by magnetic seeds loading in pure membrane MBBR process at low temperature[J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2024, 18(10): 2805–2813.
- [8] Chen H, Wang Y, Zou Y L, et al. Effects of Zn(II) on the simultaneous nitrification and denitrification (SND) process; Performance and microbial community [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2025, 77: 301–309. DOI: 10.1016/j.ciche2024.10.002.
- [9] Teitzel G M, Parsek M R. Heavy metal resistance of biofilm and Planktonic *Pseudomonas aeruginosa* [J]. Applied and Environmental Microbiology, 2003, 69(4): 2313–2320.
- [10] Mazouz Z, Ammar J, Tamarin O, et al. Toward an understanding of microalgae EPS-based selectivity and binding mechanisms for trace metal ions using Love wave acoustic and voltammetric sensors in seawater[J]. RSC Advances, 2026, 16(3): 2149–2166.
-
- (上接第 36 页)
- [34] Amirsardari Y, Yu Q, Williams P. Effect of ozonation and UV irradiation with direct filtration on disinfection and disinfection by-product precursors in drinking water treatment [J]. Environmental Technology, 2001, 22(9): 1015–1023.
- [35] Yang X, Ding S K, Xiao R, et al. Identification of key precursors contributing to the formation of CX₃R-type disinfection by-products along the typical full-scale drinking water treatment processes[J]. Journal of Environmental Sciences, 2023, 128: 81–92. DOI: 10.1016/j.jes.2022.07.005.
- [36] Andersson A, Lavonen E, Harir M, et al. Selective removal of natural organic matter during drinking water production changes the composition of disinfection by-products [J]. Environmental Science: Water Research & Technology, 2020, 6(3): 779–794.
- [37] Cuthbertson A A, Kimura S Y, Liberatore H K, et al. Does granular activated carbon with chlorination produce safer drinking water? From disinfection byproducts and total organic halogen to calculated toxicity [J]. Environmental Science & Technology, 2019, 53(10): 5987–5999.
- [38] Fu J, Huang C H, Dang C Y, et al. A review on treatment of disinfection byproduct precursors by biological activated carbon process[J]. Chinese Chemical Letters, 2022, 33(10): 4495–4504.
- [39] Kristiana I, Liew D, Henderson R K, et al. Formation and control of nitrogenous DBPs from Western Australian source waters; Investigating the impacts of high nitrogen and bromide concentrations [J]. Journal of Environmental Sciences, 2017, 58: 102–115. DOI: 10.1016/j.jes.2017.06.028.
- [40] Kristiana I, McDonald S, Joll C A. The forest or the trees: A critical review on the analysis of total organic halogen (TOX) in drinking waters and its utility as a water quality parameter [J]. Environmental Science: Water Research & Technology, 2020, 6(9): 2313–2330.
- [41] Shah A D, Mitch W A. Halonitroalkanes, halonitriles, haloamides, and N-nitrosamines: A critical review of nitrogenous disinfection byproduct formation pathways [J]. Environmental Science & Technology, 2012, 46(1): 119–131.
- [42] Abusallout I, Hua G H. Natural solar photolysis of total organic chlorine, bromine and iodine in water [J]. Water Research, 2016, 92: 69–77. DOI: 10.1016/j.watres.2016.01.047.
- [43] Abusallout I, Rahman S, Hua G H. Effect of temperature and pH on dehalogenation of total organic chlorine, bromine and iodine in drinking water [J]. Chemosphere, 2017, 187: 11–18. DOI: 10.1016/j.chemosphere.2017.07.149.
- [44] Abusallout I, Hua G H. Solar photocatalytic degradation of total organic halogen in water using TiO₂ catalyst [J]. Chemosphere, 2022, 308: 136206. DOI: 10.1016/j.chemosphere.2022.136206.
- [45] Stalter D, O'Malley E, von Gunten U, et al. Point-of-use water filters can effectively remove disinfection by-products and toxicity from chlorinated and chloraminated tap water [J]. Environmental Science: Water Research & Technology, 2016, 2(5): 875–883. DOI: 10.1039/C6EW00068A.
- [46] Pan Y, Zhang X R, Wagner E D, et al. Boiling of simulated tap water: Effect on polar brominated disinfection byproducts, halogen speciation, and cytotoxicity [J]. Environmental Science & Technology, 2014, 48(1): 149–156.
- [47] Zhao J Y, Han L L, Tan S, et al. Revisiting the effect of boiling on halogenated disinfection byproducts, total organic halogen, and cytotoxicity in simulated tap water [J]. Chemosphere, 2022, 309: 136577. DOI: 10.1016/j.chemosphere.2022.136577.
- [48] Wu W W, Benjamin M M, Korshin G V. Effects of thermal treatment on halogenated disinfection by-products in drinking water [J]. Water Research, 2001, 35(15): 3545–3550.