

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2026.14.020

后置BFM替代“DNF+BAF”用于市政尾水提标

周家中¹, 高伟楠², 秦琳琳³, 吴迪¹, 张晶晶¹, 韩文杰¹,
杨忠启¹

(1. 青岛思普润水处理股份有限公司, 山东 青岛 266510; 2. 北京市市政工程设计研究总院有限公司, 北京 100082; 3. 青岛捷港检验检测技术有限公司, 山东 青岛 266555)

摘要: 新建深度处理设施强化二级生化尾水处理是污水处理厂提标改造的常用手段之一。本文介绍了以纯膜移动床生物膜反应器(MBBR)为核心的生物集效(BFM)工艺发展,综述了BFM工艺在市政尾水提标中的工程应用,对比了反硝化深床滤池+曝气生物滤池(DNF+BAF)工艺,分析了BFM工艺的建设形式与占地、运行效果、投资与运行费用情况。BFM工艺对进水水质要求低、可实现氮磷高效去除、运行稳定、抗冲击能力较强、具备远期持续提升能力、运行过程经济节约,为市政尾水提标提供了新的路径。后置BFM实施时应重点关注悬浮载体流化能耗、载体搅拌器、拦截系统、膜水分离等关键因素,确保工艺运行安全可靠。

关键词: 生物集效工艺; 移动床生物膜反应器; 厌氧氨氧化; 提标改造

中图分类号: TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2026)14-0138-06

Post-positioned BFM as a Replacement for “DNF + BAF” in Municipal Wastewater Treatment Standards Upgrading

Zhou Jiazhong¹, Gao Weinan², Qin Linlin³, Wu Di¹, Zhang Jingjing¹,
Han Wenjie¹, Yang Zhongqi¹

(1. Qingdao SPRING Water Treatment Co. Ltd., Qingdao 266510, China; 2. Beijing General Municipal Engineering Design & Research Institute Co. Ltd., Beijing 100082, China; 3. Qingdao Jiegang Inspection and Testing Technology Co. Ltd., Qingdao 266555, China)

Abstract: The construction of advanced treatment facilities to enhance the treatment of secondary biological tailwater is common in upgrading and renovating wastewater treatment plants. This study presents an overview of the development of the biofilm & magnetic separation (BFM) process with the moving bed biofilm reactor (MBBR) pure biofilm methodology as the core. It reviews the engineering applications of the BFM process in upgrading of municipal tail water treatment. In comparison with denitrification deep bed filter (DNF) and biological aeration filter (BAF) process, the construction configuration and land utilization, operation efficacy, investment costs and operational expenses of BFM process are analyzed. The BFM process demonstrates low influent water quality requirements, facilitates efficient nitrogen and phosphorus removal, ensures stable operation, exhibits robust resistance to

基金项目:泰山产业领军人才工程专项(tscx202211036);山东省技术创新项目(2024637020000150);青岛西海岸新区科技攻关“揭榜制”专项(2024-4);2022年青岛市产业领军人才计划项目

通信作者:吴迪 E-mail: hitwudi@126.com

hydraulic and organic shock loads, offers the potential for future performance enhancements, and operates in an economical and efficient manner, thereby providing a novel solution for the upgrading of municipal tailwater treatment. During implementation, critical factors including the energy consumption associated with suspended carrier fluidization, carrier agitators, interception systems, and biofilm-water separation should be given particular attention to guarantee the safe and reliable functioning of the process.

Keywords: BFM process; MBBR; ANAMMOX; upgrading and reconstruction

部分污水处理厂由于各种原因,不适合生化池原位提升氮磷去除效果,只能通过强化处理二级尾水的方式实现污染物的深度去除。二级尾水的深度处理,本质是低基质贫营养水的硝化、反硝化问题,其生化处理通常选择生物膜法,反硝化深床滤池(DNF)因可实现总氮(TN)、总磷(TP)、悬浮物(SS)的同步去除而得以应用。但滤池易堵塞,需要严格限制进水SS、药剂投加,故处理能力受限。若需要同步强化硝化,还需新增曝气生物滤池(BAF),投资和占地均较高。移动床生物膜反应器(MBBR)早年多用于活性污泥系统的原位强化,近些年随着关键技术的突破,尤其是纯膜MBBR的研究应用,为低基质贫营养污水的生化处理提供了新选项。

本文综述了基于纯膜MBBR的生物集效(BFM)工艺在市政尾水提标改造中的工程应用效果与工艺特点,可为污水处理厂二级尾水提标改造提供工程经验。

1 BFM简介与发展

BFM工艺是以纯膜MBBR应用为核心,流程上耦合超效分离(改良磁混凝沉淀)工艺,形成的具备脱氮除磷功能的污水处理系统。BFM工艺的微生物学本质为生物膜,水力学特征为流化床,流程特点为耦合配套膜水分离系统。BFM工艺的功能分区包括好氧区、缺氧区和膜水分离区,根据实际的污染物去除需求,进行功能区的耦合,工艺流程如图1所示。

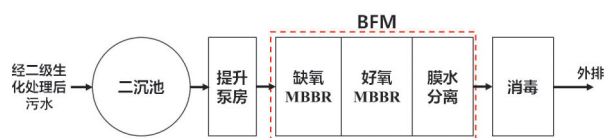


图1 BFM工艺流程

BFM属于MBBR工艺迭代发展的第4代技术,应用形式实现了从泥膜复合MBBR到纯膜MBBR的转变,不富集活性污泥,无污泥回流,应用场景上突

破了活性污泥法的制约,实现了广域浓度污(废)水的处理。如江苏某原水预处理厂将BFM工艺用于微污染水硝化,氨氮从1 mg/L稳定降至0.5 mg/L以下^[1];广东某污水处理厂将BFM工艺用于市政应急污水处理,氨氮、总磷、SS分别降至1.47、0.26、2.83 mg/L^[2];华北某市政污水处理厂采用BFM实现碳、氮、磷稳定达标,出水氨氮、TN、TP、SS分别低至0.44、10.19、0.09、4.77 mg/L,并且占地仅为0.215 m²/(m³/d)^[3];山东某污水处理厂新建BFM深度处理设施用于二级尾水提标,核心指标氨氮、TN、TP、SS、COD达到地表水准Ⅳ类标准,成功替代了“DNF+BAF”用于市政尾水提标的路线。

2 BFM工程应用

2.1 项目概况

以华北和华东地区应用为例,BFM用于市政尾水提标典型工程案例设计情况如表1所示。

A项目原出水执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级A标准,2022年进行地表水准Ⅳ类提标改造。该项目受运营模式的限制,无法进行原位改造,只能在后端新增工艺单元强化污染物去除。现状运行重点水质指标达标率低,氨氮、TN、TP均需提标,最终深度处理采用新建BFM工艺的形式,膜水分离区设计表面负荷为14.2 m³/(m²·h)。B项目因原二级生化处理百乐克工艺无严格缺氧区,硝化、反硝化难以兼顾,且脱氮需要投加大量药剂,故新建尾水脱氮系统,缓解运行压力。新建BFM采用AO工艺,以脱氮为核心,依据百乐克工艺实际出水情况进行综合调控,出水进入现状高效沉淀池。C项目由于本身的限制,无法采用二级原位提标改造的方式,因此只能寻求尾水提标。在原工艺二沉池之后新建BFM系统,完成硝化和反硝化过程,保障氨氮和TN达到地表水准Ⅳ类标准。D项目需要强化去除TN、TP,提高氨氮、COD排放稳定性,采用新建BFM工艺实现。生物膜

段采用 AO 工艺,膜分离区设计表面负荷为 14.2 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,出水消毒后直接排放。

表 1 BFM 工程设计情况

项目	实施年份	设计规模/ (万 m^3/d)	设计进水	BFM 设计要求	功能	总停留时间
A	2022	6	$\text{COD}\leq 50\text{ mg/L}$, 氨氮 $\leq 8\text{ mg/L}$, $\text{TN}\leq 15\text{ mg/L}$, $\text{TP}\leq 0.5\text{ mg/L}$	$\text{TN}\leq 12\text{ mg/L}$, 氨氮 $\leq 1.5\text{ mg/L}$, $\text{TP}\leq 0.3\text{ mg/L}$, $\text{SS}\leq 10\text{ mg/L}$	硝化、反硝化、 除磷	生物膜段采用 OAO 工 艺,总停留时间 2.9 h
B	2023	4	氨氮 $\leq 8\text{ mg/L}$, $\text{TN}\leq 25\text{ mg/L}$	脱氮量 $\geq 10\text{ mg/L}$	反硝化	生物膜段采用 AO 工艺, 总停留时间 1.4 h
C	2024	4	$\text{COD}\leq 50\text{ mg/L}$, 氨氮 $\leq 8\text{ mg/L}$, $\text{TN}\leq 15\text{ mg/L}$, $\text{TP}\leq 0.5\text{ mg/L}$	$\text{TN}\leq 10\text{ mg/L}$, 氨氮 $\leq 1.5\text{ mg/L}$	硝化、反硝化	生物膜段采用 AO 工艺, 总停留时间 1.43 h
D	2024	10	$\text{COD}\leq 50\text{ mg/L}$, 氨氮 $\leq 8\text{ mg/L}$, $\text{TN}\leq 15\text{ mg/L}$, $\text{TP}\leq 0.5\text{ mg/L}$	$\text{TN}\leq 10\text{ mg/L}$, 氨氮 $\leq 1.5\text{ mg/L}$, $\text{TP}\leq 0.3\text{ mg/L}$, $\text{SS}\leq 10\text{ mg/L}$	硝化、反硝化、 除磷	生物膜段采用 AO 工艺, 总停留时间 1.96 h

从表 1 可知,BFM 功能区设置灵活,可根据项目问题、需求、难点,提供针对性解决方案。

2.2 建设形式与占地分析

BFM 工程建设情况如表 2 所示。在建设方式上,B、C 项目针对应急需求均采用装配式圆形池体,分别为利浦罐和碳钢材质。其中 B 项目建设 2 个罐体,分别为缺氧区和好氧区;C 项目建设 5 个罐体,前 3 个为缺氧区,后 2 个为好氧区,串联运行。A、D 项目采用传统土建方式,为方形池体。不论何种建设方式、池形,均能够满足悬浮载体流化和拦截的需求,不影响工艺的运行。实际应用时根据具体项目需求进行设计和实施。在占地方面,各项目差异较大,主要原因在于 BFM 的占地面积除与进、出水水质相关外,还与悬浮载体填充率以及池深有关。从表 2 可以看出,各项目的悬浮载体填充率最低为 45%,最高为 60%。MBBR 工艺以表面污染物去除负荷为设计参数,悬浮载体的填充率越高,处理能力越强,池容越小,而水深的增加也能在一定程度上减少占地。

表 2 BFM 建设情况

项目	建设形式	悬浮载体填充率/%	池形	总占地面积/ m^2
A	土建式	缺氧:50,好氧:55	方形	1 352
B	装配式	缺氧:60,好氧:55	圆形	296
C	装配式	缺氧:45,好氧:55	圆形	281
D	土建式	缺氧:50,好氧:50	方形	1 024

从 BFM 建设形式与占地分析可以看出,BFM 应用方式灵活,建设形式、占地不受限制,可调空间较大。

2.3 运行效果分析

BFM 工程应用效果如表 3 所示。在硝化效果方

面,经过 BFM 处理后,各项目出水氨氮稳定低于 0.5 mg/L 。二级生化尾水氨氮具有水质浓度低、波动大等特点。常规工况下,氨氮基本满足 1.5 mg/L 的排放要求,如 A 项目,氨氮的地表水准Ⅳ类达标率接近 90%。因此针对氨氮的尾水提标以应对冲击、提高稳定性为主,这也增加了尾水硝化稳定运行的困难。而悬浮载体专性区域培养的方式为微生物的富集提供了有利条件,在低基质以及水质波动情况下,生物膜依然维持高效的硝化菌富集效果,硝化菌相对丰度可达 5% 以上。

表 3 BFM 工程实际进、出水水质 mg/L

项目	水样	氨氮	TN	TP
A	实际进水	1.89 ± 1.26	12.96 ± 1.89	0.23 ± 0.06
	实际出水	0.08 ± 0.09	8.09 ± 1.16	0.05 ± 0.03
B	实际进水	0.77 ± 0.15	27.98 ± 2.23	—
	实际出水	0.44 ± 0.99	10.11 ± 1.67	—
C	实际进水	1.95 ± 0.92	12.11 ± 1.89	—
	实际出水	0.47 ± 0.31	8.51 ± 1.79	—
D	实际进水	1.48 ± 0.98	13.28 ± 5.27	0.29 ± 0.21
	实际出水	0.13 ± 0.06	2.63 ± 0.24	0.15 ± 0.04

脱氮是市政尾水提标的主要需求。B 项目以脱氮量为主要控制指标,受上游百乐克工艺实际运行效果的影响,BFM 项目进水硝态氮浓度波动较大(10~33 mg/L),为了满足出水 TN 控制要求,需要灵活调控 BFM 的脱氮量。实际运行效果显示,在缺氧区停留时间不足 1 h 的情况下,水量满负荷运行时,最大脱氮量超过 25 mg/L ,是设计值的 2.5 倍,脱氮容积负荷 $>0.60\text{ kgTN}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。通过调研可知,反硝化深床滤池用于尾水提标时,其实际 TN 去除量一般不大于 10 mg/L ^[4]。滤池受堵塞风险影响,处理能力受限,抗水质冲击能力较差,否则随着污泥产量

的增加,会增加反冲洗频率。在碳源利用方面,受BFM菌群富集效率高、生存环境稳定、载体流化传质效果好等影响,碳源的利用率较高,平均消耗的 $C/N < 4$ 。同时受生物膜分层分布、梯度传质等影响,BFM已实现稳定的厌氧氨氧化过程。经过多次高通量测序确认,各项目的生物膜反硝化菌群相对丰度 $> 30\%$,其中A、C、D项目厌氧氨氧化菌平均相对丰度 $> 2\%$ 。BFM在市政尾水应用过程中自养脱氮方式为短程反硝化-厌氧氨氧化(PDN-A),厌氧氨氧化菌处于生物膜内层,反硝化菌群在外层。反硝化菌既保护了厌氧氨氧化菌,也为厌氧氨氧化过程提供了基质来源,实现了功能协同。B项目未发生厌氧氨氧化过程,主要原因在于进水无氨氮,但在调控过程中也检测到亚硝酸盐积累,正在进行优化设计,分流二级原水补充氨氮,以促进厌氧氨氧化菌的富集,持续降低脱氮药耗。反硝化滤池作为深度脱氮工艺,仍为传统的脱氮过程,受限于滤池周期性的反冲洗破坏生物膜的结构,微生物生存环境不稳定,叠加传质效果较差,其 C/N 通常为4~5。如四川某污水处理厂采用后置反硝化生物滤池进行提标,以甲醇为碳源,消耗的 C/N 为4.5^[5]。长沙某污水处理厂采用反硝化生物滤池进行地表水准IV类提标,性能测试期间消耗的 C/N 为5.2^[6]。河南某污水处理厂将生物滤池(DN+CN)用于尾水提标,COD投加量为71.76 mg/L,投加的COD与去除的TN之比高达16.6^[7]。海宁某污水处理厂采用反硝化深床滤池进行GB 18918—2002的一级A提标,因消耗碳源量过大,最终停用脱氮功能^[8]。MBBR工艺诞生于挪威,旨在实现低温下的硝化与反硝化。Lillehammer污水处理厂采用纯膜MBBR处理市政污水,在3.5℃下水出TN仅为2.9 mg/L;Gardermoen污水处理厂采用纯膜MBBR工艺处理市政污水,在6~7℃条件下,进水氨氮、TN分别为28.6、44.2 mg/L,出水氨氮、TN分别为0.26、2.16 mg/L^[9-10]。可见,纯膜MBBR除具备高效的硝化、反硝化性能外,还具备较强的抗低温能力。

BFM系统中SS和TP的去除由膜水分离区承担,保障出水SS和TP分别降至6、0.10 mg/L以下。膜水分离区主要解决脱落生物膜胞外聚合物(EPS)含量高导致的黏性强、易内源反硝化上浮等问题。通过添加优筛磁粉和专用磁种分离回收装置,实现快速沉降及99.5%以上的磁粉回收。如采用常规

沉淀工艺,则可能导致药剂投加量的增加或者膜水分离工艺流程的延长,增加投资及运行费用。如B项目在设计过程中沿用原高效沉淀工艺进行膜水分离,实际运行过程中,为了改善沉降性能,药剂投加量增加1倍,同时沉淀区泥层上浮,影响出水SS的稳定性,正在进行膜水分离工艺优化改造。A项目采用完整的BFM工艺,不仅能够有效保障SS和TP的稳定去除,而且在二沉池运行不稳定时承接瞬时进水SS高达1 000 mg/L,BFM出水SS稳定低于6 mg/L。

从BFM工艺运行效果可以看出,BFM兼具硝化、反硝化、除磷、去除SS等功能,且具备较强的抗水质冲击能力,出水水质稳定。稳定的运行环境、高效的菌群富集,保障了硝化、反硝化的稳定进行,实现了低耗脱氮。

2.4 投资及运行费用

BFM工艺投资与水质浓度、设计水量、运行分组、除污需求等相关。悬浮载体以及复合材质拦截筛网使用寿命可达30年,无二次投资费用,载体专用搅拌器使用寿命至少为7年,此部分投资占核心设备投资的6%~10%。

耗电方面,动力配套包括搅拌器、风机以及超效分离配套的搅拌器、磁分离机等设备,缺氧区能耗为0.007~0.015 kW·h/m³,膜水分离区能耗 < 0.02 kW·h/m³,如增设好氧硝化区,能耗增加0.04~0.06 kW·h/m³,BFM工艺水头损失小,因此功能区的增加对提升泵的能耗影响不大。

药剂消耗方面,以碳源和混凝药剂为主,其使用量均与实际需要去除的污染物浓度密切相关。以A、D项目为例,除磷费用为0.012~0.018元/m³,碳源费用为0.08~0.10元/m³,可以满足去除TP为0.1~0.4 mg/L、去除TN为6~9 mg/L的需求。

3 BFM与DNF路线对比

针对市政尾水提标改造,当用于反硝化时,BFM与DNF对比;当同步增加硝化时,则与DNF+BAF的路线对比,结果如表4所示。

① 水质指标与工艺流程:滤池一般要求进水SS < 20 mg/L,最大不超过30 mg/L,否则应降低滤速,与此同时,处理能力的提升也会导致滤料层SS截留超负荷,SS过高会增加反洗频率,影响运行的稳定性^[9]。因此滤池抗水质冲击能力较弱,同时前端一

般需增设高密度沉淀池,以降低二沉池运行不稳定对滤池的影响并实现同步除磷。若提标需要考虑硝化相关问题,则需进一步增加 BAF,导致投资以及占地的增加。BFM 可直接承接二沉池出水,应对 SS 高达 1 500 mg/L 的冲击,采用 AO 工艺即可满足硝化需求。

表 4 BFM 与 DNF(+BAF)工艺对比

项目	BFM	DNF(+BAF)
处理能力	已有案例最大值 $\Delta\text{TN}=25\text{ mg/L}$, $\Delta\text{TP}=5\text{ mg/L}$, 进水 SS 为 $20\sim1\,500\text{ mg/L}$; ΔTN 、 ΔTP 、进水 SS 无特别限制;若去除氨氮,则采用 AO 工艺	$\Delta\text{TN}\leq5\text{ mg/L}$, $\Delta\text{TP}\leq0.2\text{ mg/L}$, 进水 $\text{SS}\leq20\text{ mg/L}$;若目标值较上述值高,则需降低设计滤速,增加占地、投资和运行费用,除磷一般在高密度沉淀池进行;若去除氨氮,则需要增加 BAF
对前序工艺要求	对二沉池出水 SS 要求低,可直接接入二沉池出水,如现有高密度沉淀池可利旧改造为超效分离,调整水力流向	对二沉池出水 SS 要求严格,一般在二沉池之后增加高密度沉淀池,对高密度沉淀池固液分离的稳定性要求更高
抗水力冲击性能	耐水力冲击能力强,最大短时冲击负荷可达 2 倍以上	耐水力冲击弱,若考虑水力负荷,则导致投资增加
占地	反硝化容积负荷为 $0.2\sim0.4\text{ kgN}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$;可通过增加池深减少占地面积,当前池深可达 9 m;占地面积为 $120\text{ m}^2/(\text{万 m}^3/\text{d})$,若去除氨氮,则占地增加 $80\text{ m}^2/(\text{万 m}^3/\text{d})$;用地可不规则,圆形、方形均可	氮容积负荷为 $0.3\sim0.5\text{ kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,设计滤速为 $4\sim6\text{ m/h}$;滤料厚度为 $1.8\sim3.0\text{ m}$,难以通过增加池深减少占地;占地面积为 $260\text{ m}^2/(\text{万 m}^3/\text{d})$,若去除氨氮,则占地面积增加 $260\text{ m}^2/(\text{万 m}^3/\text{d})$;需要规则长方形用地
远期提升能力	可通过增加悬浮载体或更换比表面积更大的悬浮载体提高处理能力,最高可提升 2 倍	建设后设计能力无法提升,只能另外新建
核心设备重置	搅拌器使用寿命至少 7 年,占初始投资的 6%~10%	滤料使用寿命平均为 5 年,占初始投资的 40%~50%
碳源消耗	脱氮 $\text{C/N}<4$,可实现稳定的厌氧氨氧化过程	脱氮 C/N 为 $4\sim5$,传统脱氮方式

② 稳定性与可持续性:滤池受滤速影响,设计建成后,其容积负荷、水力负荷基本确定,抗水力冲击性能较差,否则应在设计时予以考虑,但会增加投资;BFM 工艺具备较强的抗水质、水力冲击性能,通过增加悬浮载体的有效比表面积和填充率实现处理能力的提升,容积负荷可提升 2 倍,满足后续提标或者扩容需求。

③ 占地:BFM 工艺灵活,占地一般为 $120\text{ m}^2/(\text{万 m}^3/\text{d})$,若增加硝化则增加 $80\text{ m}^2/(\text{万 m}^3/\text{d})$,建设形式可以根据用地进行调整,圆形、方形均可,亦可通过增加池深进一步减少占地,当前池深可达 9 m。DNF 设计滤速为 $4\sim6\text{ m/h}$,滤料高度为 $1.8\sim3.0\text{ m}$,占地调整空间较小,且为了实现布水均匀,常需要规则的矩形用地及配套反冲洗等设备,占地一般为 $260\text{ m}^2/(\text{万 m}^3/\text{d})$,若增加硝化则需继续增加 $260\text{ m}^2/(\text{万 m}^3/\text{d})$ 。

④ 经济性:对于电耗,BFM 综合电耗为 $0.025\sim0.035\text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,主要为搅拌电耗,水头影响小,相对稳定;DNF 主要为反洗电耗及水头损失。滤池受操作、水头影响,波动较大,如诸城某污水处理厂尾水提标时,反硝化滤池运行电耗为 0.012

$\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ ^[11],河南某污水处理厂采用新建“DN+CN”池用于尾水提标,新增电耗约 $0.25\text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ ^[8],广西某污水处理厂采用“BAF+高效沉淀池+反硝化深床滤池+臭氧”用于地表水准Ⅳ类提标,其能耗高达 $0.40\text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ ^[12]。对于碳源,理论计算上两者基本一致,但 BFM 工艺出现了厌氧氨氧化,降低了碳源消耗,C/N 可降低 1 左右,预计可节约费用 $0.05\sim0.10\text{ 元}/\text{m}^3$,与 TN 去除量相关;除磷过程不论是 BFM 还是滤池均需要投加药剂,超效分离中磁粉的费用不足 $0.005\text{ 元}/\text{m}^3$;BFM 主要是搅拌器,使用寿命至少 7 年,占初始投资的 6%~10%;DNF 主要是滤料,平均 5 年补充一次,占初始投资的 40%~50%。若初始投资为 M ,日规模为 Q ,吨水投资 $C=M/Q$,则重置费用中,BFM 平均每年约为 1%,DNF 平均每年约为 10%,BFM 占比较少。可见,综合设备重置、电耗、药耗,BFM 实现了全生命周期的经济节约。

BFM 在尾水提标过程中既可实现单级提标,也可实现跨级提标,既可作为深度处理工艺强化尾水提标,也可大量去除氮、磷,缓解二级运行压力,保障出水各项指标稳定达标。随着污染物去除量要求的不断提高,BFM 的经济和技术优势更加明显。

4 BFM难点分析

虽然BFM在技术经济上具有较大的优势,但不可忽视其流化能耗、载体搅拌器、拦截系统、膜水分离等问题。

① 流化能耗即缺氧区悬浮载体流化的动力消耗,MBBR技术推荐值(行业水平)为 30 W/m^3 ,A~D项目流化能耗为 $7.5\sim 10.0\text{ W/m}^3$,低于行业平均水平。流化能耗与厂商技术及应用经验密切相关,若水力设计经验不足,可能导致流化能耗增加,流化动力设备投资增加。

② 载体搅拌器是缺氧区载体流化动力的唯一来源,需关注载体和桨叶之间的相互磨损,采用专用搅拌器,关注搅拌器的力矩、转速以及桨叶的流线设计,并将载体搅拌器纳入统一的BFM工艺包,防止一个系统中不同设备厂商参数不一致导致的设备破损或者能耗升高等问题。

③ 拦截系统关乎工艺的运行安全,行业普遍采用不锈钢材质拦截筛网,但3~5年后出现局部破损,导致载体跑漏,影响工艺运行安全。BFM应用中悬浮载体填充率的增加,进一步加剧了筛网的磨损,应开发并应用耐磨型新材料拦截筛网,以降低拦截筛网磨损指数,提高其使用寿命,增加工艺运行安全性。

④ 膜水分离即MBBR脱落生物膜的分离,脱落生物膜与活性污泥性状差异较大,其EPS含量高,黏性大,沉降困难。若不能很好地处理上述问题,采用传统工艺,则可能导致药剂费用增加以及膜水分离工艺流程的延长,增加投资以及运行费用。

5 结语

BFM具备良好的脱氮除磷效果,应用于市政尾水提标时可满足氨氮、TN、TP、SS等多指标的去除,实施方式灵活且运行可靠,兼具技术与经济效益。与传统的DNF(+BAF)相比,BFM对前序工艺、进水水质要求低,可实现氮、磷的高效去除;系统运行稳定,抗水质、水力冲击能力强,无生物膜堵塞风险;通过调控悬浮载体填充率以及有效比表面积可实现系统远期处理能力的提升,为市政尾水提标提供新的路径。虽然BFM在技术经济上具有较大的优势,但应用时应重点关注载体流化能耗、载体搅拌器、拦截系统、膜水分离等问题,以确保工艺运行安全可靠。

参考文献:

- [1] 周正兴,孙晓阳,吴迪,等. MBBR处理某水厂微污染水硝化性能研究[J]. 水处理技术, 2020, 46(8): 121-125.
- [2] 彭明,周家中,韩文杰,等. 基于纯膜MBBR的BioFIMag®工艺用于新建污水处理厂[J]. 中国给水排水, 2021, 37(6): 71-75.
- [3] 周家中,韩文杰,宋平周,等. 华北某集约型污水厂BFM工艺设计与运行分析[J]. 中国给水排水, 2023, 39(18): 126-132.
- [4] 栗文明,高敏,周军,等. 反硝化滤池污水处理工艺应用调研及设计要点[J]. 中国给水排水, 2020, 36(22): 100-105.
- [5] 刘建威,叶昌明. 后置反硝化生物滤池用于某市政污水厂提标改造[J]. 中国给水排水, 2018, 34(8): 76-79.
- [6] 杨淇棕,宋凤鸣,古伟,等. 反硝化生物滤池+高效气浮工艺用于准IV类提标改造[J]. 中国给水排水, 2023, 39(12): 125-129.
- [7] 宋田翼. Bardenpho+生物滤池(DN+CN)用于污水厂准IV类出水提标[J]. 中国给水排水, 2020, 36(22): 106-109.
- [8] 高飞亚,郭庆英,余浩,等. 反硝化深床滤池在一级A提标项目中的应用及运行效果[J]. 中国给水排水, 2019, 35(6): 63-66.
- [9] Ødegaard H. New applications for MBBR and IFAS systems [C]//Frontiers International Conference on Wastewater Treatment and Modeling. Switzerland: Springer Cham, 2017: 499-507.
- [10] Ødegaard H. Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process [J]. Water Science and Technology, 2006, 53(9): 17-33.
- [11] 梁硕,负丹丹,王艳芝,等. 诸城银河污水厂深度处理改造及工艺调试[J]. 中国给水排水, 2024, 40(10): 101-106.
- [12] 柏春荫,张庆习,赵帅,等. BAF+高效沉淀池+反硝化深床滤池用于准IV类提标[J]. 中国给水排水, 2023, 39(12): 119-124.

作者简介:周家中(1990—),男,河北张家口人,硕士,正高级工程师,研究方向污水处理高效脱氮除磷技术。

E-mail:zhoujiazhongBY@163.com

收稿日期:2025-04-30

修回日期:2025-05-25

(编辑:衣春敏)