

大型平板膜 MBR 处理城镇污水工程设计与运行

杨 柳¹, 庞新生¹, 蔡正科², 邢传宏³

(1. 新乡市排水工程有限公司, 河南 新乡 453000; 2. 上海众邦盛环保科技有限公司, 上海 201702; 3. 郑州大学 环境与市政工程系, 河南 郑州 450001)

摘 要: 针对建设用地紧张、排放标准日趋严格、污泥处置困难及出水 TN/TP 在线监控升级的实际情况,某大型城镇污水处理工程 ($5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$) 采用集成倒置 A^2O 和第二代长纤维 C-PVC 平板膜 MBR 工艺,为国内首例,该工艺具有通量大、易清洗、占地小、剩余污泥少、TN/TP 稳定等突出优点。介绍了细格栅、沉砂池、生物池/膜池布置、膜擦洗风量等的设计原则,以及培菌启动的投泥、闷曝活化等关键环节;推荐采用变频压减膜擦洗风量和曝气干管加装节制阀来解决溶解氧偏高问题。调试结果表明,出水指标优于《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 的一级 A 标准,COD 则全时段优于《地表水环境质量标准》(GB 3838—2002) 之 IV 类标准限值。

关键词: 平板膜; MBR; 调试

中图分类号: TU992.3 **文献标识码:** C **文章编号:** 1000-4602(2018)04-0068-05

Design and Operation of a Large-scale Flatsheet Membrane Bioreactor for Municipal Wastewater Treatment

YANG Liu¹, PANG Xin-sheng¹, CAI Zheng-ke², XING Chuan-hong³

(1. Xinxian Drainage Engineering Co. Ltd., Xinxian 453000, China; 2. Shanghai Zenbonson Envirotech Co. Ltd., Shanghai 201702, China; 3. Department of Municipal and Environmental Engineering, Zhengzhou University, Zhengzhou 450001, China)

Abstract: With regard to less construction land, more stringent discharge standards, more difficult sludge disposal and upgrading of TN/TP monitoring online, a large scale A^2O -flatsheet MBR (the 2nd generation long fiber C-PVC) with average capacity of $5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ was firstly built for municipal wastewater treatment in China. Advantages were confirmed as higher flux, easier cleaning, less footprint and less excess sludge as well as extremely stable TN/TP removals. On the basis of design analysis, modifications involving fine screen, grit chamber, membrane/aerobic tank layout and membrane air-scouring flow rate were recommended whilst sludge inoculation and activation were discussed in detail. High level of dissolved oxygen within aerobic and membrane tanks could be regulated by variable frequent control of membrane scouring blower and inline valve control of main aeration pipeline. Results indicated that effluent quality was much better than the first level A criteria specified in the *Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plant* (GB 18918-2002). The COD was less than the grade IV limits of *Environmental Quality Standards for Surface Water* (GB 3838-2002).

Key words: flatsheet membrane; MBR process; commissioning

MBR 工艺采用高效膜分离技术替代传统二沉池的低效重力沉降,污泥龄(SRT)和水力停留时间(HRT)分离,实现生物脱氮和除磷的独立调控,满足城镇污水处理厂新建新标或已建提标日益严格的排放要求^[1]。已有案例表明:MBR 占地省,自动化程度高,出水水质稳定,无需消毒即可直接城市杂用,如绿化、冲厕、洗车等,已成为城镇污水净化与回用领域极具竞争力的备选技术^[2]。

遗憾的是,MBR 膜擦洗风量大,运行电耗偏高,必须间歇运行和定期/不定期物理/化学清洗。某些品牌 MBR 甚至运行 1~3 月不得离线清洗,否则面临跨膜压差攀升和产水能力急剧下降的严重后果,无疑增加运维强度和难度,也制约了达标运行的长期稳定^[3]。另外,MBR 膜组件种类繁杂,型式多样,不同厂商产品之间缺乏详实可信的比较数据,业主用户选择比较困难。许多膜产品运行第 1 年差别不大,但初次离线清洗后恢复性较差,或运行 1~2 年后差别加大^[4]。市场上不同品牌 MBR 膜组件承诺 5 年寿命十分普遍,但 3 年内通量衰减到不得不更换的比比皆是,导致实际折旧和预期折旧相距甚远,投资方成本回收遥遥无期。

随着“水十条”颁布,大型 MBR 案例应用日益普遍,但尚无简便实用、经过实践检验、权威有效、口径统一的国家级设计标准规程,从事 MBR 设计找不到适用的手册规范,只能参照 MBR 膜厂商提供的所谓“设计指南”;不同品牌 MBR 膜差别较大,导致 MBR 工程设计依据不足^[5]。截至目前,现有室外排水设计规范仍无 MBR 相关章节内容^[6]。大型 MBR 应用城镇污水处理工程存在工艺需求扩大和设计准则缺失的客观矛盾。

某大型城镇污水处理工程($5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)即采用平板膜 MBR 工艺。

1 工程设计

本工程收水范围多为居住用地、公共设施用地、一二类工业用地、金融商业用地及部分村庄等,工业产业以机电动三轮、场地车及零部件加工为主。

1.1 进、出水水质

进厂水不含难降解有机污染物,可生化性较好,主要污染物因子是 COD、SS、 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 和油类,氮磷浓度适中,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 A 标准(见表 1)。

表 1 设计进、出水水质

Tab. 1 Design influent and effluent quality

mg · L ⁻¹							
项目	COD	BOD ₅	SS	NH ₃ - N	TN	TP	油类
进水	350	150	150	35	40	4.0	10
出水	50	10	10	5(8)	15	0.5	1.0

1.2 工艺流程

根据水质要求,参考同类工程实践经验,确定了工艺流程(见图 1)。

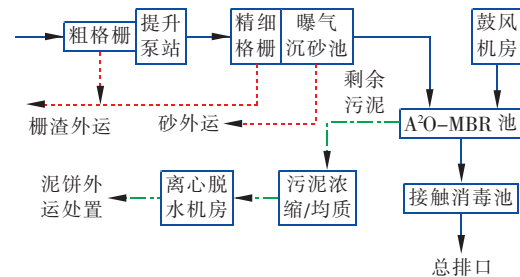


图 1 工艺流程

Fig. 1 Flow chart of wastewater treatment process

1.3 膜组件选型

大型 MBR 处理城镇污水常见中空(帘)和平板两种型式,其中全球最大的中空膜 MBR 工程是瑞典斯德哥尔摩 Henriksdal 污水处理厂,峰值流量为 $86.4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,而全球最大的平板膜 MBR 工程为美国俄亥俄州 Canton 污水处理厂,峰值流量为 $33.3 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,说明无论中空膜还是平板膜 MBR 技术均已成熟,二者选型比较见表 2。

表 2 中空膜 MBR 与平板膜 MBR 比较

Tab. 2 Comparison between hollow fiber and flatsheet MBRs

项 目	中空膜 MBR *	平板膜 MBR *
毛发等丝状物	必需毛发过滤器,否则缠绕堵塞膜组	无影响
超细格栅	$\varnothing < 1.2 \text{ mm}$,昂贵	$\varnothing = 3 \text{ mm}$,廉价
断丝或撕裂	常见	无
矿物油耐受/ (mg · L ⁻¹)	3	10
MLSS 上限/ (mg · L ⁻¹)	~ 10 000	~ 20 000
通量	小,易堵难洗	大,难堵易洗
反冲洗	需要, 1~2 次/d	不需要
离线清洗	需要, 原位或吊出 4~10 次/a	不需要
在线药洗(CIP)	需要, 1~2 次/周	需要, 1~2 次/a
十年更换率/%	100~300	5
注: * 分别以 LEAP 和 A-JUMP 公开数据为例。		

由表2可见,从预处理要求、断丝或撕裂、清洗运维、矿物油耐受、MLSS 上限以及十年更换率来看,平板膜 MBR 具有突出优势。

中空膜装填密度比平板膜高 30%,膜池池容也比平板膜 MBR 小 30%,然而膜池只是好氧池的一小部分,若以好氧总池容(即曝气池+膜池)来比较,由于中空膜 MBR 比平板膜 MBR 通量低约 20%~50%,污泥浓度上限低 50%,诸因素叠加之后,二者好氧总池容其实相差无几,换算成“吨水投资”则基本相当。

另外,本工程所在地属北方典型的经济欠发达地区,机械零部件加工企业多而散,存在矿物油超标排放风险,运行维护技术力量相对薄弱,因此清洗操作简便程度显得极为重要。

综上,设计选用 ZBS320-2841 平板膜组件 280 套,均布膜池 10 廊道,膜擦洗气水比为 23,约为中空膜的 2 倍,运行电耗偏高。为削减吨水电耗,建议选用 ZBS580-2849 组件 150 套,调整后的膜擦洗气水比降至 11,与中空膜基本持平,吨水电耗因此减少 40%,节能效果显著。

1.4 主要构(建)筑物设计参数

① 粗格栅及进水泵房

粗格栅与进水泵房合建,配置回转式粗格栅 2 套,栅条间距为 10 mm,安装倾角为 75°,根据栅前后液位差自动清渣;变频潜水提升泵 3 用 1 备,单台 $Q=955 \text{ m}^3/\text{h}$, $H=150 \text{ kPa}$, $N=55 \text{ kW}$ 。

② 细格栅及曝气沉砂池

平板膜 MBR 无需超细格栅,仅设普通滤孔型网板转鼓细格栅 3 套, $\phi 2 \text{ mm}$,安装倾角为 35°, $N=3.37 \text{ kW}$,每套辅配高、中压冲洗泵各 1 台。

曝气沉砂池尺寸为 $17.8 \text{ m} \times 8.1 \text{ m} \times 2.4 \text{ m}$,峰值停留时间为 6.2 min,水平流速为 4.3 cm/s,辅配 1 套双跨桥式刮渣吸砂机;配置砂水分离器 1 套, $Q=20 \text{ L/s}$, $N=2.2 \text{ kW}$;提砂泵 2 台,单台 $Q=30 \text{ m}^3/\text{h}$, $H=70 \text{ kPa}$, $N=2.2 \text{ kW}$;罗茨鼓风机 1 用 1 备,单台风量为 $350 \text{ Nm}^3/\text{h}$, $H=40 \text{ kPa}$, $N=5.5 \text{ kW}$ 。

考虑到平板膜板间水力条件较好,为削减细格栅设备成本,建议栅孔调整为 $\phi=3 \text{ mm}$ 。考虑到工艺后接反硝化缺氧池,建议将曝气沉砂池调整为旋流沉砂池,以减少曝气充氧对严格厌氧释磷环境的干扰。

③ $\text{A}^2\text{O}-\text{MBR}$ 反应池

生物池采用合建两系列设计,可单独运行。生物池辅助设备参数见表 3。为强化生物脱氮,采用倒置 A^2O ,缺氧、厌氧、好氧三段 $\text{HRT}=9.0 \text{ h}$ (其中缺氧 3.2 h,厌氧 1.8 h,好氧 4.0 h), $\text{SRT}=37 \text{ d}$,污泥负荷为 $0.055 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$,设计污泥浓度为缺氧区 6.0 g/L 、厌氧区 6.0 g/L 、好氧区 8.0 g/L ,内回流比为 300%,外回流比为 50%~100%,剩余污泥量为 4502 kg/d ,较传统 A^2O 工艺减排 30%~50%。

表 3 A^2O 生物池辅助设备

Tab.3 Main equipment in A^2O biological tank

项 目	规 格	数量/套	安装位置
潜水搅拌机	$\phi 600 \text{ mm}$, $N=5.5 \text{ kW}$	6	厌氧池
潜水推流器	$\phi 2500 \text{ mm}$, $N=4.5 \text{ kW}$	4	缺氧池
调节堰门	$B \times H=1500 \text{ mm} \times 500 \text{ mm}$, $N=0.37 \text{ kW}$	4	进水渠
污泥回流泵	$Q=1600 \text{ m}^3/\text{h}$, $H=5 \text{ kPa}$, $N=7.5 \text{ kW}$	5	好氧池
微孔曝气器	$\phi 120 \text{ mm}$, $L=1000 \text{ mm}$	688	好氧池

膜池与生物池分置设计,并列 10 廊道,廊道平面尺寸为 $32.8 \text{ m} \times 5.0 \text{ m}$,有效水深为 4.2 m。每个廊道安装 28 套 ZBS320-2841 平板膜组件,原装进口氯化聚氯乙烯(C-PVC)膜芯,膜面积为 89600 m^2 ,运行模式为 9 min ON/1 min OFF,设计通量为 $0.69 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,污泥浓度为 10.7 g/L ,廊道末端预留一个组件空位以方便后期检修。膜池辅助设备见表 4。

表 4 膜池辅助设备

Tab.4 Main equipment in membrane tank

项 目	规 格	数量/套	安装位
膜组件	平均通量 $23.2 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	280	膜池
污泥回流泵	$Q=1600 \text{ m}^3/\text{h}$, $H=10 \text{ kPa}$, $N=11 \text{ kW}$	5	膜池回流 渠道
制水闸门	$B \times H=1000 \text{ mm} \times$ 1000 mm , $N=0.37 \text{ kW}$	12	膜池
调节堰门	$B \times H=1500 \text{ mm} \times$ 500 mm , $N=0.37 \text{ kW}$	10	膜池
电动单 梁吊车	$G=5 \text{ t}$, $L_k=34.1 \text{ m}$, $N=(7.5+0.8) \text{ kW}$	1	膜池上部

采用膜池与生物池分置设计,势必增设膜池至好氧池 300%~500% 污泥回流,避免膜池污泥浓度局部升高加剧膜面堵塞。

鉴于 ZBS320-2841 平板膜既无需吊出离线清

洗,也无需原位离线清洗(即排空污泥→注药浸洗→回排污泥),为简化工艺流程,节省 300%~500% 污泥回流涉及的设备投资和运行电耗,建议膜池与生物池一体设计,沿用并列 10 廊道布置,可独立运行。调整 PLC 自控程序,建议增设“低负荷模式”,产水泵长时间不运行时,膜擦洗按 5 min ON/55 min OFF 运行,防止过度擦洗挟带硬质砂粒刮伤膜组件。

④ 膜系统设备间

根据运行需要,设备间分区布置产水泵、CIP 泵、空气压缩设备、化学清洗设备等,主要设备配置见表 5。

表 5 设备间主要设备

Tab. 5 Main equipment in equipment room

项 目	规 格	数量	功能
抽吸泵	$Q = 120 \text{ m}^3/\text{h}$, $H = 100 \text{ kPa}$, $N = 5.5 \text{ kW}$	22 台	产水
CIP 泵	$Q = 50 \text{ m}^3/\text{h}$, $H = 80 \text{ kPa}$, $N = 2.2 \text{ kW}$	2 台	清洗
真空泵	$Q = 230 \text{ m}^3/\text{h}$, 最大 真空度 84%, $P = 5.5 \text{ kW}$	2 台	抽真空
螺杆空压机	$1.0 \text{ m}^3/\text{min}$, $P = 0.7 \text{ MPa}$, $N = 7.5 \text{ kW}$	2 台	压缩空气
冷干机	$1.5 \text{ m}^3/\text{min}$, $N = 1.1 \text{ kW}$	2 台	压缩空气
储气罐	$V = 1.0 \text{ m}^3$, 1.0 MPa	1 套	
清洗药剂储罐	$\varnothing 1\ 730 \text{ mm} \times 2\ 650 \text{ mm}$, $V = 5.0 \text{ m}^3$	3 套	加药
计量泵	$Q = 1\ 000 \text{ L/h}$, $H = 500 \text{ kPa}$, $P = 0.75 \text{ kW}$	6 台	加药
膜抽吸专用罐	$\varnothing 500 \text{ mm} \times 1\ 500 \text{ mm}$	20 套	产水

⑤ 风机房与接触消毒池

风机房与变配电所合建设计,充氧曝气和膜擦洗风机各 3 台(2 用 1 备)。其中充氧曝气风机单台 $Q = 52 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $H = 68 \text{ kPa}$, $N = 90 \text{ kW}$;膜擦洗风机单台 $Q = 280 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $H = 50 \text{ kPa}$, $N = 355 \text{ kW}$ 。

校核 ZBS320-2841 平板膜擦洗风机,所需最低风量 $Q = 784 \text{ Nm}^3/\text{min}$,而本设计风量只有 $Q = 560 \text{ Nm}^3/\text{min}$,2 用 1 备,明显偏低。建议上调至 $Q = 800 \sim 900 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $H = 55 \text{ kPa}$,否则易致膜清洗周期缩短、膜组件产水稳定性变差,特别是膜池污泥浓度经历冲击负荷或排泥困难而抬升时,会遭遇短时间内膜通量骤减或跨膜压差突升等运行维护异常问题。

接触消毒池尺寸为 $33.7 \text{ m} \times 13.5 \text{ m}$,水深为 4.0 m ,接触时间为 42 min ,参数符合现行规范要

求^[6]。但折板式廊道未设强制混合设备设施,出水和消毒药剂实际接触时间恐难保证,消毒效果受限。距离本工程 50 km 的某 A^2O 工艺城镇污水处理厂(规模为 $20 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$)运营经验表明:尽管设计参数满足规范要求^[6],由于污水与药剂反应不充分,消毒池进水粪大肠菌为 10^5 个/L 量级,出水却跃升到 10^7 个/L 量级,严重超标。建议增设强制混合设备设施,确保接触池出水粪大肠菌达标。

2 通水运行调试

2.1 培菌启动

培菌接种污泥采用某城镇污水处理厂脱水污泥,含水率为 80%。运至现场,边加水稀释边泵送至细格栅,滤除较大固体杂质;曝气沉砂池充分除砂,之后进入生物池闷曝。培菌启动的关键环节包括:①接种污泥必须经细格栅,而不是直接加入生物池;②闷曝一定要维持间歇进水,类似 SBR 运行模式;③培菌闷曝要充分,确保脱水污泥彻底活化;④根据经验,每日加泥量不宜超过 2 车或 20 t ,避免投泥过快引起设备故障。

培菌启动过程大约 $5 \sim 10 \text{ d}$,期间监测 MLSS 浓度、生物相、进出水量/水质。当生物池 $\text{MLSS} \geq 3\ 000 \text{ mg/L}$,实现连续进/出水,且出水水质稳定时,培菌启动即告完成,进入调试运行阶段。

2.2 调试效果

经过为期两个月调试,平板膜 MBR 的运行一直稳定达标,进、出水水质如表 6 所示。

表 6 实际进、出水水质

Tab. 6 Actual influent and effluent quality

$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$			
项目	进水	出水	标准
COD	135(55~280)	24(6~30)	50
$\text{NH}_3 - \text{N}$	27(11~39)	1.2(0.1~3.0)	5
SS	85(20~170)	未检出	10
TN	25(18~51)	10.1(4.5~13.5)	15
TP	4.3(1.1~7.6)	0.27(0.05~0.45)	0.5
注: 括号内数据为波动范围。			

可见,在调试运行阶段对各污染因子的去除效果总体良好,显示平板膜 $\text{A}^2\text{O} - \text{MBR}$ 处理城镇污水从闷曝培菌到调试稳定达标只需短短 $5 \sim 10 \text{ d}$,不像传统 A^2O 工艺耗时数月,甚至 $1 \sim 2$ 年^[3]。特别是出水 SS 自始至终未检出, COD 稳定小于 30 mg/L ,优于地表水 IV 类标准; $\text{NH}_3 - \text{N}$ 稳定在 3 mg/L 以下, TN 和 TP 均稳定优于一级 A 排放标准要求。随

着系统运行渐趋稳定,出水指标仍有下降空间。

不难发现,调试期间进水指标大多低于设计值,例如进水SS平均低43%,COD平均低61%, $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均低23%,TP则平均高8%,显示进水存在一定程度的碳氮比、碳磷比失衡。建议运行调试后期,灵活调控生物池溶解氧和内外回流比,促进硝化/反硝化进程;加大排泥量,改善生物除磷,必要时考虑适量投加PAC辅助化学除磷,全面提升脱氮除磷效率。

2.3 溶解氧问题

调试期间发现,因膜擦洗气水比高达23,膜池在线溶解氧一直居高不下,长期波动在 $6.0\sim 10.0\text{ mg/L}$,原因是进水浓度偏低,需氧量也低,而充氧曝气设计风量相对本工程实际来说偏大。膜池过高的溶解氧需要耗电量来支撑,运行经济性大打折扣。膜池混合液回流至好氧池,进一步抬高好氧池溶解氧水平,给反硝化脱氮带来极大困扰。如果关闭充氧曝气风机,仅靠水下推流混合,则廊道式好氧池内泥水分层,池底积泥严重。

考虑到启动调试以来,进水有机负荷一直处于低位,生物池污泥浓度远未达设计值,因此建议:①变频调减膜池擦洗风量30%,膜池溶解氧下调至 $4.0\sim 6.0\text{ mg/L}$,减弱膜池污泥回流挟带溶解氧对好氧池溶解氧的影响;②在充氧曝气管线的干管加装节制阀门,结合变频控制,压减风量控制好氧池溶解氧为 $2.0\sim 4.0\text{ mg/L}$ 。

采取以上措施后,好氧池溶解氧逐步下降至 $(3.0\pm 0.5)\text{ mg/L}$,膜池在线溶解氧下降到 $(5.0\pm 0.5)\text{ mg/L}$,为通过调整内外回流比精准控氮除磷创造有利条件。

2.4 排泥问题

调试期间,生物池污泥浓度仍处于快速增长期,仅达到平板膜MBR正常运行MLSS临界下限(即 $3\,000\text{ mg/L}$)^[3],从工艺调试污泥管理的角度来看,确无必要通过排泥促进生物除磷^[1]。因此,调试运行期间没有排泥。

3 结论

① 某大型污水处理厂采用平板膜MBR工艺,

调试期间,出水水质始终稳定优于一级A标准,其中COD则优于地表水Ⅳ类标准。

② 膜组件选型是关键,工程设计中宜关注曝气充氧风量、膜擦洗风量、膜池污泥回流、生物池和膜池溶解氧偏高等问题。

参考文献:

- [1] Judd S, Judd C. The MBR Book Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment (1st ed) [M]. Burlington: Elsevier Ltd., 2006.
- [2] 于洪江. 平板膜MBR工艺在市政污水处理中的应用[J]. 中国给水排水, 2008, 24(14): 66-68.
- [3] Santos A, Ma W, Judd S J. Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation [J]. Desalination, 2011, 273: 148-154.
- [4] 杨敏, 颜秀勤, 孙雁, 等. $\text{A}^2/\text{O}-\text{MBR}$ 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.
- [5] 蒋岚岚, 张万里, 冯成军. 膜生物反应器工艺应用争议问题分析及改进建议[J]. 环境污染与防治, 2015, 37(12): 96-100.
- [6] GB 50014—2006, 室外排水设计规范(2016年版) [S]. 北京: 中国计划出版社, 2016.



作者简介:杨柳(1993—),女,河南新乡人,生物学学士,助理工程师,主要从事城镇污水处理厂运营管理工作。

E-mail: xxspsgs@126.com

收稿日期: 2017-11-03