

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2024.20.017

昆明第四水质净化厂MBR工艺降低运行成本的措施

苏武¹, 杨学贵¹, 张亚宁², 孙雁²

(1. 昆明市第四水质净化厂, 云南昆明 650000; 2. 昆明城市污水处理运营有限责任公司, 云南昆明 650000)

摘要: 昆明市第四水质净化厂MBR工艺已运行10年多,在考虑膜折旧成本条件下,一个膜使用周期内的总运行成本约0.68元/m³,且随着通量的衰减,用电成本和膜维护成本成为总运行成本增加的主要原因。对该水质净化厂工艺占地、出水水质、再生水利用、设备运行、不同类型的膜更换及使用情况进行了分析,可知节省的土地资源的利用、再生水的利用、膜成本的降低可大幅降低MBR工艺的整体投入成本;从运行管理角度来看,MBR工艺出水稳定、设备运行及膜维护等工作不太复杂,适应性较强。

关键词: MBR工艺; 膜折旧成本; 膜使用周期; 运行成本; 再生水利用

中图分类号: TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2024)20-0100-08

Measures to Reduce Operation Cost of MBR Process in No.4 Kunming WWTP

SU Wu¹, YANG Xue-gui¹, ZHANG Ya-ning², SUN Yan²

(1. Kunming No. 4 Wastewater Treatment Plant, Kunming 650000, China; 2. Kunming Urban Wastewater Treatment Operation Co. Ltd., Kunming 650000, China)

Abstract: The MBR process of Kunming No.4 wastewater treatment plant (WWTP) has been in operation for more than ten years. Considering the membrane depreciation cost, the total operation cost within membrane life cycle is about 0.68 yuan/m³. The electricity and membrane maintenance costs increase as flux decays mainly cause the increasement of total operation costs. The occupied area, effluent quality, reclaimed water utilization, equipment operation, as well as replacement and use of different types of membranes are analyzed. It concludes that the economical utilization of land resources and reclaimed water as well as the reduction of membrane cost can greatly reduce the overall investment cost of MBR. From the perspective of operation management, MBR process effluent stability, equipment operation and membrane maintenance are not too complicated and have strong adaptation.

Key words: MBR process; membrane depreciation cost; membrane life cycle; operation cost; reclaimed water utilization

MBR工艺占地面积小,较高的MLSS及SRT在污染物降解方面具有一定的优势,再配合膜微滤作用,出水稳定清澈,感官较好,是人工生态环境补水的水源选择之一。但是MBR工艺也存在运行能耗高、膜通量衰减、需定期换膜等弊端。昆明市第四水质净化厂(以下简称“昆明四厂”)于2010年升级改

造为MBR工艺,至今已稳定运行数年,经历了膜通量持续衰减到完全换膜的整个过程,对10年的运行实践经验进行总结,有助于进一步了解MBR工艺。

1 工程概况

昆明四厂占地2.4 hm²,服务面积13.20 km²,服务人口28.8万人。1997年投入运行时为ICEAS工

艺,出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级B标准。该厂于2010年进行膜生物反应器(MBR)工艺技术升级改造(也称3AMBR工艺改造),设计处理规模为 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,出水水质执行一级A标准。在厂区面积无法扩大的情况下,按城市污水处理厂MBR工艺用地设计参考值 $0.57 \text{ m}^2/(\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1})$ ^[1],昆明四厂在有限的面积上完成了最大的处理水量。升级改造工程设计进、出水水质见表1,流程见图1。

表1 升级改造工程设计进、出水水质

Tab.1 Design influent and effluent quality of the upgrading project $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项目	COD	BOD ₅	SS	TN	NH ₃ -N	TP
设计进水	360	220	300	45	35	6
设计出水	30	6	10	10	1.5	0.3
一级A标准	50	10	10	15	5	0.5

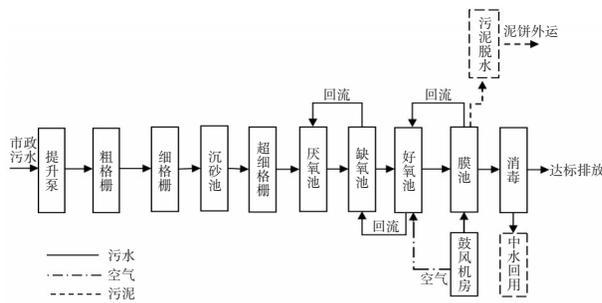


图1 升级改造工艺流程

Fig.1 Flow chart of upgrading and reconstruction process

单组生化池构造见图2,运行参数见表2。



图2 单组生化反应池构造

Fig.2 Structure of single-group biochemical reaction tank

表2 生化池运行参数

Tab.2 Operational parameters of biochemical reaction tank

项目	厌氧池	缺氧池	好氧池	膜池
DO/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	0.2	0.5	1.5	
MLSS/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)			1 200~8 000	
HRT/h	1.98	4.61	8.60	1.94
回流比/%		200	200	300

2010年MBR膜组器参数见表3。

表3 2010年MBR膜组器参数

Tab.3 Parameters of MBR membrane packer in 2010

项目	数值	项目	数值
膜组器数量/台	80	膜组器外形尺寸/($\text{m} \times \text{m} \times \text{m}$)	$3.53 \times 1.76 \times 3.07$
单台膜组器/片	60	膜丝直径/mm	2.6
膜片安装方式	插入卡槽、集水管连接	设计膜通量/($\text{L} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$)	21.4
膜框架周围挡板	有	膜片安装间距/mm	40
膜丝	带内衬、中空纤维帘式膜	膜组件尺寸/($\text{m} \times \text{m} \times \text{m}$)	$2.0 \times 1.25 \times 0.03$
膜组器材质	PVDF	膜面积/($\text{m}^2 \cdot \text{片}^{-1}$)	26.5
产水曝气方式	下端穿孔曝气、顶部出水	总膜面积/ m^2	127 200

2 运行10年水量及水质分析

2.1 处理水量

昆明四厂运行10年处理水量及膜通量衰减情况见图3。

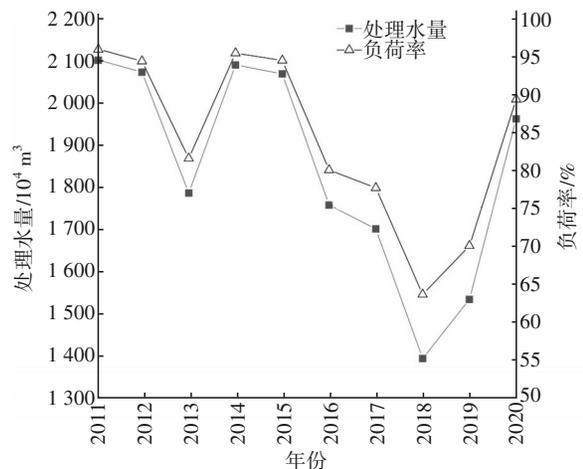


图3 2011年—2020年处理水量及负荷变化趋势

Fig.3 Variation trend of treated water quantity and load from 2011 to 2020

MBR处理负荷受膜通量的影响,运行7年后处理负荷衰减至75%以下,按照《全国城镇污水处理厂节能减排绩效考核达标竞赛标准(试行)》规定,运行3年以上处理负荷低于75%将失去参赛的资格^[2]。在完成提标改造以后,为确保膜的长期使用而未满负荷运行,由于生产设备为整体运行,水量减少,导致运行成本偏高。前5年平均处理负荷>94%(2013年人为降低水量),第6年开始通量大幅降低,2019年更换了1/3的新膜片,处理负荷有所

提高。

2.2 进、出水水质

昆明四厂来水为城区市政生活污水,纳污范围内人口密度变化不大。2011年—2020年年均进、出水水质见图4。

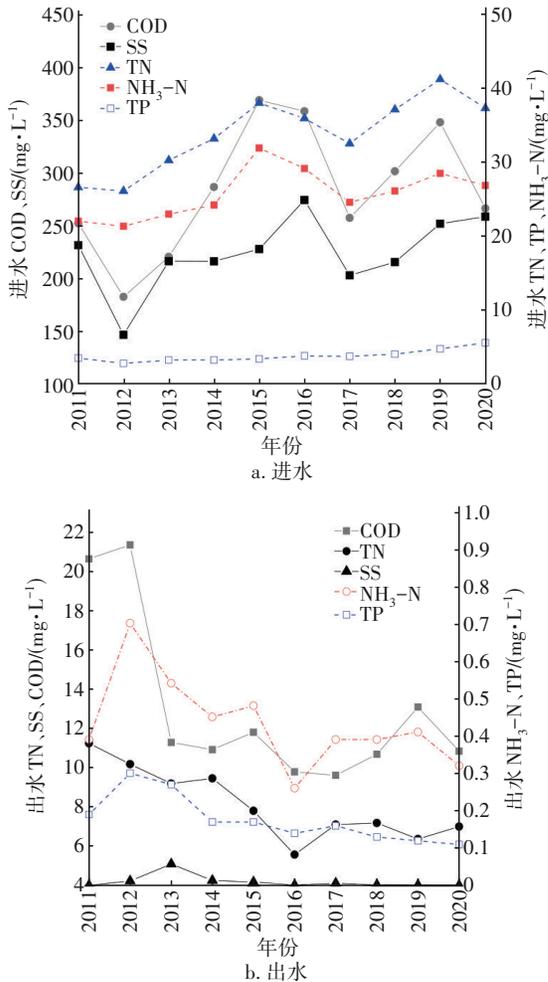


图4 运行期间年均进、出水水质

Fig.4 Annual average influent and effluent quality during operation

由图4可以看出,2011年—2020年进水浓度相对稳定,C/N比为 8.38 ± 1.02 ,可满足生化处理要求。其中进水COD为 (283.55 ± 57.56) mg/L, NH₃-N为 (25.69 ± 3.20) mg/L, TN为 (33.71 ± 4.73) mg/L, TP为 (3.83 ± 0.77) mg/L, SS为 (223.80 ± 33.30) mg/L。

昆明四厂在超细格栅末端前置投加FeSO₄·7H₂O用于化学辅助除磷,投加浓度为8%~10%,设计投加量为10~30 mg/L,实际投加量根据处理负荷、进水和出水TP浓度进行调整。从图4可以看出,2011年—2020年出水稳定达标。其中出水COD

为 (12.97 ± 4.08) mg/L, NH₃-N为 (0.43 ± 0.12) mg/L, TN为 (8.10 ± 1.72) mg/L, TP为 (0.18 ± 0.06) mg/L, SS为 (4.21 ± 0.31) mg/L。除TN以外,其余指标基本满足《地表水环境质量标准》(GB 3838—2002)Ⅲ类水要求,为生态补水提供了水质保证。研究^[3]表明,在ICEAS、3AMBR、A²O和氧化沟工艺中,ICEAS工艺对TN和TP去除效果最佳(分别为76%和94%),3AMBR工艺对TN和TP去除效果较差(分别为59%和88%)。从昆明四厂10年的运行结果来看,MBR工艺由于具有较高的MLSS,在去除TN方面具有优势,TN去除率达到 $(75\pm 6)\%$;膜的微滤截留能够强化对TP的去除,TP去除率达到 $(95\pm 2)\%$,且MBR工艺耐冲击负荷能力强,不易污泥膨胀及跑泥,出水清澈稳定。

2.3 出水利用

昆明四厂出水主要分为河道补水、公园补水、市政杂用水及部分工厂回用水四部分,满足《城市污水再生利用 景观环境用水水质》(GB/T 18921—2019)标准中景观环境用水的再生水水质标准,公园补水和市政杂用水占总水量的23.31%,其中市政杂用水占8.16%,该部分用水最终售价为2.28元/m³。从2020年再生水销售情况来看,可以为污水处理摊销部分投入成本(约0.18元/m³),再生水利用量越多,则运行成本越低,最后剩余大部分出水用于河道补水。随着水资源的匮乏,污水处理厂高品质的出水为再生水利用提供了保障,同时也对开辟“第二水源”有着深远的意义。

3 膜污染控制

3.1 膜维护清洗

MBR工艺处理水量受限于膜通量,而要稳定膜通量主要的手段有化学清洗和人工恢复性清洗。昆明四厂在运行过程中,日常膜维护是一个重要的工作。膜维护清洗情况见表4。

在线清洗流程按照第一次空曝气(15 min)→加药(30 min)→静置(30 min)→第二次空曝气(10 min)→半通量产水运行(1 h)→逐步提高水量恢复产水,在整个清洗流程中,各阶段时间可根据实际情况进行调整,特别注意加药量要足够,半通量产水时间要大于1 h,因为在线清洗只在清洗完毕后短期内能提高膜通量,若清洗刚结束就大幅提高产水量,则会影响清洗效果。

表4 MBR膜维护情况

Tab.4 Membrane maintenance of MBR

项目	化学清洗			人工恢复性清洗
	在线酸洗	在线碱洗	离线浸泡	
药剂	柠檬酸(食品级)	NaClO	NaClO+NaOH	NaClO+NaOH
药剂浓度/(mg·L ⁻¹)	1 500	1 500	3 000+750	3 000+750
一次用药量/kg	660	660	1 000+25	1 000+25
频次	2次/a	1次/周	1次/月	2次/a,人工清洗后配合二级离线浸泡24 h

膜污染增量的90%集中在泥饼层阻力,人工清洗能有效地去除泥饼阻力^[4],是膜维护最有效的手段。人工恢复清洗需要对膜片进行拆卸、清洗再安装恢复,整个清洗流程操作简单。在清洗过程中需要操作人员具有较强的责任心,避免拆卸安装过程中对膜丝造成人为损伤,若集水管、产水管等安装不好会造成漏泥、漏气等。在清洗过程中还要注意清洗水压力(一般小于0.1 MPa),若压力太大会对膜丝表皮造成不可恢复的物理性损伤。

3.2 污泥浓度及膜池曝气

MBR工艺的最佳运行MLSS为5 000~7 000 mg/L^[2],有研究表明高污泥浓度或者是低于4 000 mg/L都会加剧膜污染^[5]。昆明四厂在实际运行过程中,通过排放剩余污泥实现了膜池污泥浓度的控制。2011年—2020年的污泥浓度控制情况见图5。全年根据季节的不同来调整污泥浓度,夏季偏低,冬季偏高。

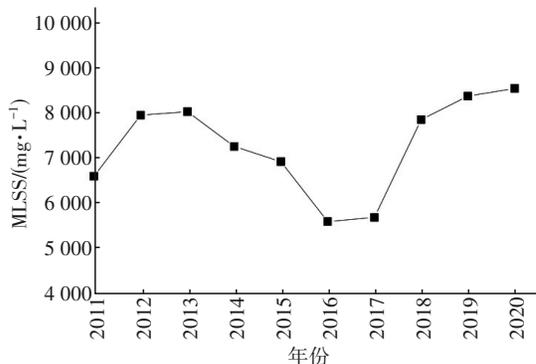


图5 2011年—2020年污泥浓度控制情况

Fig.5 Sludge concentration control during operation from 2011 to 2020

在运行过程中膜池曝气不能太强也不能太弱,有研究^[6]表明,曝气强度较高或较低时都会出现膜

过滤压差上升比较迅速的现象。膜池曝气配有3台多级离心风机,单台可调风量为15 000~25 000 m³/h,日常运行开启2台风机,总膜池曝气风量为30 000 m³/h,气水比为(10~12):1,可实现对膜污染的控制。

4 运行能耗及成本

昆明四厂在运行过程中的各项生产指标可分为与水量成正相关和负相关两类。其中硫酸亚铁(辅助除磷)耗量、PAM耗量与水量成正相关,与处理水量同步波动。电耗及膜维护药耗量受水量的影响很大。

4.1 电耗及膜维护药耗

MBR工艺的膜池由于膜污染需要不断曝气,所以能耗偏高。昆明四厂在运行10年过程中由于膜通量不断衰减,各项吨水指标中受影响很大的主要有电耗及膜维护药剂NaClO(酸洗次数固定,药剂用量未增加),其变化趋势见图6,其中2014年通过技术改造,将反应池风机与膜池风机联通,停开一台膜池风机,充分利用反应池过剩的风量用于膜池曝气,所以能耗大幅降低。前4年洗膜频次相对固定,药剂单耗指标平缓,之后随着膜通量的不断衰减,洗膜频次加大,水量衰减导致药剂单耗指标不断升高,2019年更换了1/3的新膜。在一个膜使用周期内运行电耗为(0.57±0.07) kW·h/m³,膜维护NaClO用量为(16±6) g/m³。与MBR工艺能耗参考值(0.65 kW·h/m³)相比^[1],昆明四厂运行管理措施到位,尤其是2016年以后,在膜通量持续下降的情况下,通过不断优化运行,尽可能降低了能耗。

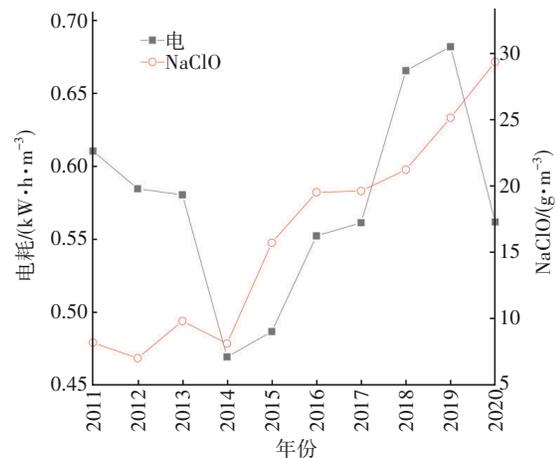


图6 2011年—2020年电耗及膜维护药耗

Fig.6 Electricity and chemical consumption for membrane maintenance during operation from 2011 to 2020

4.2 生产药剂消耗量

2011年—2020年昆明四厂在运行过程中主要投加的药剂有 $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (有效含量为87%,投加量为 35 g/m^3 ,占比66.58%)、PAM(污泥脱水,投加量为 0.57 g/m^3 ,占比1.08%)、柠檬酸(投加量为 0.65 g/m^3 ,占比1.24%)、 NaClO (投加量为 16.35 g/m^3 ,占比31.1%)。其中硫酸亚铁作为除磷药剂,主要根据出水TP浓度控制投加,力争出水TP<0.2 mg/L。

4.3 运行成本

膜到期更换采购是一笔较大的投入,这也是采用MBR工艺运行管理中需要考虑的。由于MBR工艺在设备上与其他工艺的最大区别就是膜,所以本次成本分析不包含人工、非膜组器以外设备折旧、污泥处置成本等与其他工艺有共性的成本。昆明四厂运行10年内,工艺运行总成本=电成本+除磷及污泥脱水药剂成本+膜维护成本+膜折旧成本,其中膜折旧成本按照使用结束后资产价值为零进行计算,即膜折旧成本=膜购入时资产价值/使用周期(9年);由于昆明四厂参与电力市场化交易,可节约部分用电成本。在膜使用周期内工艺运行总成本为 $(0.68 \pm 0.09) \text{ 元/m}^3$,在运行期间随着膜通量的下降,运行成本逐步上升,其中上升成本中贡献最大的是用电成本及膜维护成本(见图7),除磷成本则与进水TP浓度及出水TP要求有关。

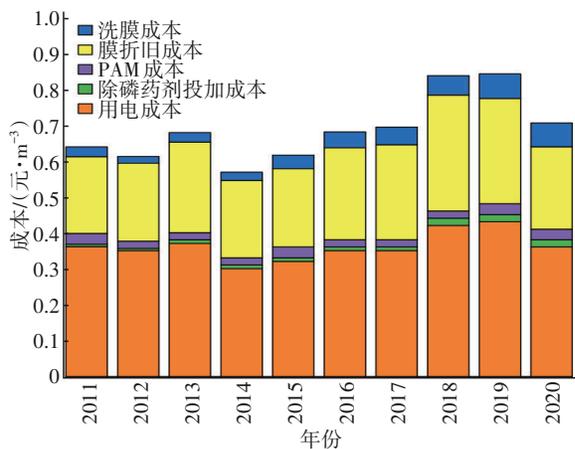


图7 历年的运行成本构成

Fig.7 Composition of operating cost over the years

成本分布见图8。在成本结构中膜池用电成本占18.99%、膜折旧成本占36.13%，二者总量占55.12%，是运行中最大的成本投入。而膜维护成本占6.05%，在膜维护成本中在线清洗成本占比最

大,为73.65%。

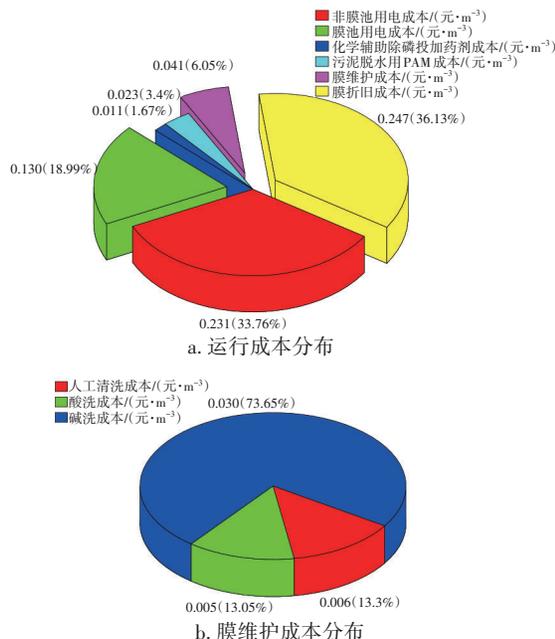


图8 运行成本及膜维护成本分布

Fig.8 Distribution of operating cost and membrane maintenance cost

5 膜寿命及换膜策略

5.1 膜寿命

膜寿命没有严格意义上的时间规定,通常根据实际通量确定是否需要更换新膜。根据昆明四厂的运行经验,在运行前5年膜本身性能较好,通量的衰减主要是膜污染,第6年开始通量大幅降低,主要原因是膜丝老化断丝、破皮、堵塞等,到第8年通量仅为63%,已被监管部门多次提醒。2019年对1/3膜片(4个单元)进行更换,2020年对剩下的2/3膜片(8个单元)进行更换。从运行周期上来看,2010年升级改造时采购的膜片到最终更换周期为8年,现在由于制膜技术不断升级,市场上的膜使用寿命可能会有所提升。

5.2 换膜方案的对比

在换膜过程中,昆明四厂采用原有的产水配套设备,而在膜片定价及是否沿用原膜框架(用来固定膜片和集水管的外框)上进行探索,最终采取不同形式方案(见表5)。第1次沿用原有膜框架,更换了与原膜片相同结构的膜片;第2次只要求满足处理水量即可,最终对原有膜框架彻底更换。两种类型的膜参数对比情况见表6,由于是两种不同类型的膜,所以在运行过程中结果存在差异。

MBR工艺运行成本高是限制其广泛应用的重要因素,从投资伊始便开始体现^[7]。与2010年相比,此次换膜单价由原来的320元/m²下降到约142元/m²,且膜丝质量性能等有所提高,说明国内制膜技术不断提高,供应商不断增加,这对于使用MBR工艺的污水处理厂而言膜投入成本大幅降低,也是促进MBR工艺发展的一个因素。

表5 两种更换方法对比

Tab.5 Comparison of two replacement methods

方案	第1次换膜	第2次换膜
最高价格/(元·m ⁻²)	160	160
膜面积/m ²	≥30	≥30
膜通量/(L·h ⁻¹ ·m ⁻²)	17~19	17~19
尺寸	与现有膜框架匹配	
其他要求	满足处理水量要求	与现有产水系统匹配并满足处理水量即可
优势	能有效利用现有膜框架,节约部分投入成本	能够找到具有更好的产水方式或性能膜片
缺点	膜片要与现有膜框架尺寸匹配,致使具有新技术或其他更好性能的膜片未能进入工厂使用	供货商需提供膜框架,膜片质量存在降级风险

表6 两种类型的膜对比

Tab.6 Comparison of two types of membrane

项目	第1次换膜(A种膜)	第2次换膜(B种膜)
单个膜组器膜片数量/片	60	60
膜片尺寸/(mm×mm×mm)	2 000×1 250×30	2 000×571×45
膜丝直径/mm	2.6	1.3
产水方式	下端穿孔曝气,顶部出水	底部设有曝气器,膜片底部、顶部两端出水
内衬	有	无
挡板	有	无
膜片间距/mm	40	85
膜片安装方式	插入卡槽	螺栓连接
离线清洗	需单片拆卸清洗	整体冲洗

5.3 两种不同类型的膜实际跨膜压差

为对比两种类型的膜在实际运行过程中的差别,昆明四厂选取4个单元进行跨膜压差对比,N3、N4单元为B种膜,S1、S2单元为A种膜。对比时间为新膜投入运行开始至运行60 d,在此期间保持污泥浓度、产水量及单元水位基本相同,记录跨膜压差情况见图9。

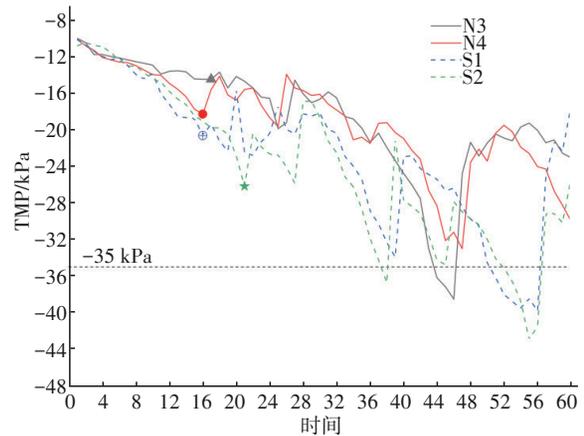


图9 两种类型膜的运行跨膜压差

Fig.9 Operating trans-membrane pressure difference between two types of membrane

从图9可知,在运行前10天内两种膜差距不大,10天以后A种膜的|TMP|开始增大并在第16天开始进行在线洗膜,而B类膜整体|TMP|小于A类膜,在膜通量衰减方面B类膜小于A类膜,主要原因是B类膜丝较细,不带内衬,表面有效过滤面积大,膜片间安装间隙大,曝气抖动效果好,在膜通量衰减方面表现出优势,但是B类膜不带内衬,在长期使用过程中膜丝抖动导致断丝的情况也不能忽视。

6 MBR工艺的设备

有研究^[7]认为较高的自动化运行水平限制了MBR工艺的广泛应用。在MBR工艺运行中,除了MBR的产水系统外,其余设备与其他工艺无较大差别,但是产水系统本身结构简单,实际运行起来并不复杂。可以说自动化水平并不是MBR工艺本身的特点,采用任何工艺的污水处理厂都可以根据实际运行控制需要来定制自动化控制水平。MBR工艺与其他工艺的主要设备的区别见表7。

表7 不同工艺主要设备的对比

Tab.7 Comparison of main equipment for different processes

污水处理工段	MBR工艺	其他工艺(氧化沟、A ² O、ICEAS、CASS等)
一级处理	粗格栅、进水泵、除砂系统、细格栅及相关控制系统	
	超细格栅	
二级处理	搅拌器/推流器、回流泵、在线仪表、反应池曝气系统及相关控制系统	
	MBR产水系统(泥水分离)	滗水系统、二沉池系统(泥水分离)
	脱泥系统	
深度处理		滤池系统(泥水分离)
	消毒后达标出水	

从表7可以看出,MBR工艺在设备上与其他工艺的主要区别在于超细格栅及MBR产水系统。昆明四厂一级处理设备包括进水泵、粗格栅、细格栅、平流沉砂池、超细格栅及其配套的电气控制系统,相比其他工艺,增加了超细格栅,其目的是进一步去除进水中的细小悬浮物、毛发纤维等,以降低后续的膜过滤固体负荷,缓解膜污染。二级处理以后,在生化反应池内的设备搅拌器/推流器、回流泵、反应池曝气系统、在线仪表、脱泥系统、消毒系统及其配套的电气控制系统与常规工艺无较大差别。

MBR产水系统具有二沉池/滗水器+滤池功能,是MBR工艺运行的核心,但该系统本身结构简单,主要设备为膜吹扫风机、空压机、抽真空系统、膜组器、产水泵、水汽分离罐及气动阀等。结合昆明四厂的运行情况,保持运行稳定关键在于以下几点:

① 膜吹扫风机

膜吹扫风机是造成MBR工艺运行能耗高的主要设备,能耗成本约占运行成本的20%,主要作用是膜池提供曝气,剧烈曝气吹扫膜丝并使膜丝抖动,使附着在膜丝表面的泥饼脱落,缓解膜污染。昆明四厂采用多级离心风机,膜池在运行过程中气水比约10:1,遇到停电或是膜吹扫风机跳停时需及时关闭产水泵,避免膜丝在未吹扫抖动环境下运行,日常运行中可将膜吹扫风机与产水泵联动控制。

② 膜组器

在日常维护过程中需要将膜组器从膜池中吊出进行清洗和清洗后重新安装使用,在操作过程中需注意膜组器的产水管(集水管)的气密性,对破损的及时更换。另外,清洗好的膜组器放入膜池使用时遵守先开曝气再开产水的原则,避免瞬间污染。

③ 空气压缩机、气动阀

空气压缩机为产水系统气动阀门的开、关提供气源,一般供气压力 $>0.4\text{ MPa}$,日常运行应注意定期巡检空气管路、阀门等的气密性,避免漏气造成气压不足无法打开阀门。

④ 抽真空系统

主要设备是真空泵,用来抽走水汽分离罐中的气体,一般真空度为 0.1 MPa ,运行时注意抽真空管路的密封性,若出现管路气密性不好会直接影响抽真空效率,增大真空泵抽吸负荷,最后影响产水。

⑤ 产水泵

产水泵将产水管内的水抽走,管内负压为膜过滤提供动力。昆明四厂产水泵采取间歇式运行,运行 7 min ,停 1 min ,该运行模式可以让膜短暂“休息”,也是防止膜污染的措施之一。由于频繁启停,产水泵应选择设备性能好、稳定的设备。

⑥ 水气分离罐

MBR工艺污水处理厂的产水系统,有的采用水气分离罐,有的直接采用抽吸泵进行抽吸产水。昆明四厂采用水气分离罐,见图10。

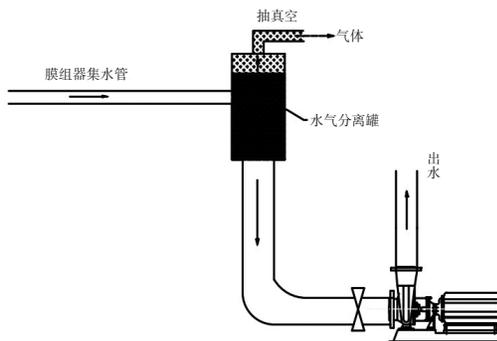


图10 产水系统简图

Fig.10 Sketch of water production system

该设备能有效地将膜组器集水管内气体分离,再由抽真空系统抽走,降低产水泵的动力损失,保持运行稳定。在运行过程中保持水汽分离罐的密封性至关重要。

7 结语及展望

① MBR工艺可在有限面积上处理较大的水量且出水水质较好,从土地资源的最大收益利用和出水进行再生水利用带来收益的角度看,MBR工艺具有一定的发展优势。

② 考虑膜折旧成本,MBR工艺在一个膜使用周期内运行成本约 $0.68\text{ 元}/\text{m}^3$,随着膜价格的大幅降低和再生水资源的开发利用,可进一步降低运行成本,初步估算可降至 $0.48\text{ 元}/\text{m}^3$ 。

③ 在膜使用周期内,随着膜通量的衰减,水量减少,需要加大膜维护成本投入,但是设备需要全部正常运行,所以用电成本和膜维护成本是总运行成本增加的主要原因,而除磷药剂成本则需根据进水水质和出水要求进行调控。

④ 随着制膜技术的提高,膜投入成本大幅降低,是促进MBR工艺发展的一个因素。

⑤ 从运行管理角度来看,MBR工艺出水稳定,设备运行及膜维护等工作并不复杂,在不同地

区的适应性较强。

参考文献:

- [1] 林爽. 城市污水处理厂MBR工艺综合评价研究[D]. 北京:清华大学,2015.
LIN Shuang. Research on Comprehensive Evaluation of MBR Process in Municipal Sewage Treatment Plant [D]. Beijing:Tsinghua University, 2015(in Chinese).
- [2] 杨学贵,肖晓文,孙雁,等. 昆明市第四水质净化厂MBR工艺7年运行实践分析[J]. 中国给水排水, 2017,33(14):121-127.
YANG Xuegui, XIAO Xiaowen, SUN Yan, *et al.* Analysis of MBR of 7 years practical operation in the fourth wastewater purification plant of Kunming [J]. China Water & Wastewater, 2017, 33 (14): 121-127 (in Chinese).
- [3] 李波,吴光学,胡洪营,等. 昆明市污水处理厂运行综合评价[J]. 环境工程学报,2014,8(10):4175-4182.
LI Bo, WU Guangxue, HU Hongying, *et al.* Comprehensive evaluation of performance of wastewater treatment plants in Kunming [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2014, 8(10): 4175-4182 (in Chinese).
- [4] 胡以松. A²O-MBR污水处理系统中膜污染物质和行为解析[D]. 西安:西安建筑科技大学,2013.
HU Yisong. Analysis of Membrane Pollutants and Behavior in A²O-MBR Sewage Treatment System [D]. Xi'an :Xi'an University of Architecture and Technology, 2013(in Chinese).
- [5] 陆继来,刘舒华,张敏健,等. 污泥浓度对MBR混合液特性及膜污染的影响[J]. 中国给水排水,2014,30(9):92-95.
LU Jilai, LIU Shuhua, ZHANG Minjian, *et al.* Influence of MLSS on mixed liquor characteristics and membrane fouling in membrane bioreactor [J]. China Water & Wastewater, 2014, 30 (9) : 92-95 (in Chinese).
- [6] 张传义,袁丽梅,张雁秋. 曝气强度对膜污染的影响[J]. 环境污染与防治,2005(8):580-582.
ZHANG Chuanyi, YUAN Limei, ZHANG Yanqiu. Effect of aeration intensity on membrane fouling [J]. Environmental Pollution and Prevention, 2005(8):580-582(in Chinese).
- [7] 郝晓地,陈娇,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.
HAO Xiaodi, CHEN Qiao, LI Ji, *et al.* Status and trend of MBR process application in the world [J]. China Water & Wastewater, 2018, 34 (20) : 7-12 (in Chinese).

作者简介:苏武(1992-),男,云南临沧人,大学本科,助理工程师,主要研究方向为污水处理运营管理。

E-mail:1457554379@qq.com

收稿日期:2021-07-21

修回日期:2022-01-24

(编辑:衣春敏)

加快推进重要生态系统保护和修复重大工程