

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2020.16.024

# 平板膜在生活垃圾焚烧厂渗滤液处理系统中的应用

吴靖宇, 张爱军, 戴小东, 葛亚军  
(北京首创环境科技有限公司, 北京 100028)

**摘 要:** MBR 是生活垃圾焚烧发电厂渗滤液的常规处理工艺,但较少采用平板膜。主要介绍了平板膜系统在垃圾渗滤液处理工程实践中的设计参数和运行情况。近 1 年的实际运行结果表明,平板膜在高有机负荷、高污泥浓度、高碱度 MBR 系统中可以稳定运行,出水水质达到设计要求。但是由于高碱度和高硬度离子的影响,导致膜表面存在结垢现象,膜通量下降,产水量减少,需要频繁化学清洗。现场试验通过改变运行工况,调整前端进水碳氮比,将生化进水碳氮比调整至 4:1,以及投加酸性溶液,逐步降低生化池内 pH 值至 7.5 以下,结果表明,此项措施可减缓平板膜表面结垢进程,使得清洗频率恢复正常。

**关键词:** 生活垃圾渗滤液; 平板膜; MBR; 膜污染; 化学清洗; 碳氮比; 碱度

**中图分类号:** TU993 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2020)16-0126-06

## Application of Flat Sheet Membrane in Leachate Treatment System of Domestic Waste Incineration Plant

WU Jing-yu, ZHANG Ai-jun, DAI Xiao-dong, GE Ya-jun  
(Beijing Capital Environmental Technology Co. Ltd., Beijing 100028, China)

**Abstract:** MBR technology is commonly used to treat leachate in domestic waste incineration power plants, however, the flat sheet membrane is seldom used. The design parameters and operation conditions of flat sheet membrane system in the engineering practice of leachate treatment process was described. The actual operation results in the past year showed that the flat membrane could be operated stably in the MBR system under high organic load, high sludge concentration and high alkalinity conditions, and the effluent quality met the design requirements. However, due to the influence of high alkalinity and hardness ions, there was scaling on the membrane surface, resulting in the decrease of membrane flux and the decrease of water production, which required frequent chemical cleaning. Via adjusting the influent ratio of carbon to nitrogen to 4:1 and adding acid solution, the pH in the biochemical tank could be gradually reduced to below 7.5. The result showed that the fouling process on the surface of the flat membrane could be slowed down, and the cleaning frequency could return to normal.

**Key words:** waste leachate; flat sheet membrane; MBR; membrane fouling; chemical cleaning; carbon nitrogen ratio; alkalinity

生活垃圾焚烧处置方式具有无害化、资源化、减量化的特征,目前已成为城镇乡村生活垃圾处理的主流工艺<sup>[1]</sup>。生活垃圾在焚烧厂垃圾贮坑储存和

发酵时会渗出大量污水,形成生活垃圾渗滤液。

生活垃圾焚烧电厂渗滤液的来源包括垃圾自身所含的水分、垃圾发酵分解产生的水分,其具有水质

复杂、有机物浓度高、氨氮含量高、水质水量变化大的特点<sup>[2]</sup>。生活垃圾在垃圾贮坑内发酵产生大量可溶解有机物,这些有机物汇入垃圾渗滤液,因此渗滤液的 B/C 值可达 0.5 以上,可生化性较好。

采用生化法处理可降解有机物经济可靠,同时通过设置反硝化池,利用反硝化菌的反硝化作用,在去除大量有机污染物的同时可有效脱氮。为了保障生化系统满足高 COD 负荷的设计需要,设计的生化污泥浓度较高,通常达到 10 ~ 15 g/L。为了保证如此高的污泥浓度,泥龄往往设计得较长,使得污泥老化较为严重,污泥沉降性能较低,导致普通的二沉池工艺很难实现泥水分离<sup>[3]</sup>。而膜生物反应器(MBR)作为一种高效的废水生物处理工艺,通过膜分离技术替代传统二沉池技术,实现泥水分离的处理效果,在生活垃圾渗滤液处理领域一直作为主流工艺推广应用<sup>[4]</sup>。垃圾焚烧厂渗滤液处理 MBR 系统主要采用外置管式超滤膜或者帘式内置膜,而较少采用平板膜。

通过工程实例,详细介绍了 MBR 平板膜系统的工艺设计,对运行中出现的膜污染问题进行试验分析,采取针对性的化学清洗方法,以期为此类废水的 MBR 平板膜系统设计和应用提供借鉴。

1 工程概况

1.1 废水水量及水质

贵州某生活垃圾焚烧厂配套建设的渗滤液处理站设计规模为 200 m<sup>3</sup>/d。采用预处理 + 两级 UASB + 两级 AO + 板式 MBR + 两级 DTRO 处理工艺,出水水质满足《城市污水再生利用 工业用水水质》(GB/T 19923—2005)中敞开式循环冷却水系统补水水质标准。主要设计进、出水水质指标见表 1。

表 1 渗滤液处理系统进、出水水质

Tab. 1 Influent and effluent quality of leachate treatment system

项目	pH 值	COD/ (mg · L <sup>-1</sup> )	BOD <sub>5</sub> / (mg · L <sup>-1</sup> )	NH <sub>3</sub> - N/ (mg · L <sup>-1</sup> )	溶解性总固 体/(mg · L <sup>-1</sup> )
进水	6 ~ 9	60 000	30 000	2 500	15 000
出水	6.5 ~ 8.5	60	10	10	1 000

1.2 工艺流程

本项目采用过滤沉淀作为预处理、两级 UASB 厌氧与两级 AO 作为主生化处理,MBR 采用平板膜,深度处理为两级 DTRO 相结合的工艺。厌氧系统和两级 AO 系统采用两条生产线的形式布置,可

以在水量较低的冬季单线运行,降低运行费用。

渗滤液处理工艺流程见图 1。

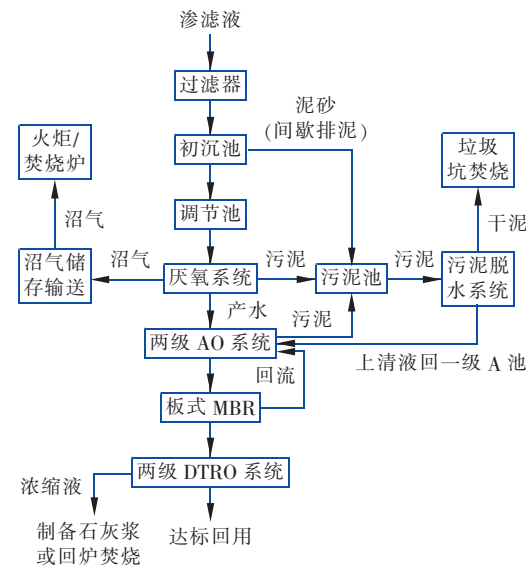


图 1 渗滤液处理工艺流程

Fig. 1 Flow chart of leachate treatment process

由于焚烧厂生活垃圾渗滤液可能含有悬浮物,为保证 MBR 膜的使用安全,渗滤液先经过 2 mm 自清洗过滤器将其中的大颗粒杂质筛除,然后再经过初沉池进一步将较大密度的砂石等沉淀去除,使得进水固形物浓度满足 UASB 的进水要求。高浓度的渗滤液在两座串联的 UASB 反应器中得到充分降解,出水再经过两级 AO 进行硝化反硝化反应,将大部分氨氮转变成氮气从 A 池释放,同时进一步降解 COD 等有机物,满足 MBR 膜的进水水质条件。

由于该项目位于喀斯特地区,厂区地质条件较为恶劣,规划占地较小,所以为了降低渗滤液处理站土建占地,将 MBR 膜池建在两级 AO 池的池顶,通过 MBR 膜池进水泵将二级 O 池的污水输送至膜池,膜池上端处设置溢流管道,通过重力流回 AO 池,实现污泥回流的效果。MBR 膜池污泥浓度基本维持在 12 ~ 15 g/L,高浓度的活性污泥可以强化对难降解有机物的处理效果。同时,由于 MBR 膜实现了水力停留时间和污泥停留时间的分离,渗滤液经过 MBR 膜的高效物理分离,膜池出水清澈,目测无可见悬浮物,极大减轻了后续处理单元的负荷,延长了后端 DTRO 进水过滤器滤芯的使用周期。MBR 出水经过芯式过滤器后进入两级 DTRO 反渗透处理装置进行深度处理,出水进入全厂回用水池回用。产生的浓缩液通过浓缩液池暂存后供给焚烧厂飞灰

整合、石灰浆制备,剩余浓缩液回喷焚烧炉。

## 2 MBR 膜系统设计与运行

### 2.1 MBR 膜系统设计

采用日本东丽膜组件,其中核心部件膜元件的材质为 PVDF,平均孔径为  $0.08\ \mu\text{m}$ 。MBR 膜系统设计成并联的 2 个独立运行的系统,单个系统膜池尺寸为  $4.4\ \text{m} \times 2.6\ \text{m} \times 4.0\ \text{m}$ ,每池安装 3 台膜组件,并预留 1 台膜组件的安装位置。每台膜组件安装中心间距为  $1.0\ \text{m}$ ,曝气框架之间的高差控制在  $10\ \text{mm}$  以内。该型号单套膜箱体结构为 1 层 1 行,每套膜组件有 200 片膜元件,单片膜元件有效过滤面积为  $1.4\ \text{m}^2$ ,设计平均膜通量为  $9.92\ \text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。两条 MBR 系统配卧式产水自吸泵 3 台(2 用 1 备), $Q=6\ \text{m}^3/\text{h}$ , $H=0.12\ \text{MPa}$ , $N=2.2\ \text{kW}$ ,由于膜池较后端深度处理车间高,为防止产生虹吸现象,在泵出口设置气动球阀一个,运行控制采用启动  $9\ \text{min}$ 、停止  $1\ \text{min}$  方式全自动运行,同时 MBR 出水管设电磁流量计监测产水流量,出水管路上设压力变送器监测产水管压力,通过计算自吸泵运行时和停止时产水管的压力监测跨膜压差。膜池设进水泵 3 台(2 用 1 备), $Q=80\ \text{m}^3/\text{h}$ , $H=0.15\ \text{MPa}$ , $N=7.5\ \text{kW}$ ,设计膜池回流比为  $16:1$ 。

MBR 膜池选用罗茨鼓风机,3 台(2 用 1 备), $Q=6.0\ \text{m}^3/\text{min}$ , $P=40\ \text{kPa}$ , $N=7.5\ \text{kW}$ 。罗茨风机出口与 MBR 组件曝气箱连接,每个支路设调节球阀,母管设压力传感器 1 台,用以监测风机出口风压;设气体流量计 2 台,分别监测两条生产线曝气风量。同时设置曝气管反冲洗支管,通过气动球阀自动切换实现曝气箱的自动反冲洗,防止污泥在曝气箱中沉积,导致膜组件曝气不均。

MBR 膜化学清洗系统采用手动在线清洗方式。加药间设置投配药装置,配药箱材质为 PE,容积为  $2\ \text{m}^3$ 。配置搅拌机 1 台, $N=1.5\ \text{kW}$ ;加药泵为氟塑料材质, $Q=5\ \text{m}^3/\text{h}$ , $H=0.15\ \text{MPa}$ , $N=2.2\ \text{kW}$ 。在池顶设置注药箱一个,清洗药剂通过加药泵送进注药箱,注药箱设溢流管,再溢流回配药箱。注药箱通过中部注药管向膜组件产水管注入清洗药剂。

### 2.2 MBR 膜系统运行

MBR 膜系统于 2018 年 3 月底安装完毕,5 月试运行。MBR 膜系统在初次灌水启动后,全自动连续稳定运行。膜池产水泵按照设定好的程序,开  $9\ \text{min}$ 、停  $1\ \text{min}$  运行。试运行,从市政污水处理厂

收集脱水污泥稀释后投加至 AO 池,污泥经过两层  $1\ \text{mm}$  孔径的过滤网滤掉毛发等杂质,启动初期通过污泥接种使得每条 AO 线的污泥浓度约为  $5\ \text{g/L}$ ,随着进水负荷缓慢提升,污泥浓度增加到  $10 \sim 12\ \text{g/L}$ ,并通过排泥控制膜池污泥量。

在实际运行过程中,发现 MBR 膜随着运行时间的延长,通量下降很快,跨膜压差逐渐增加。当跨膜压差超过设计允许值( $20\ \text{kPa}$ )时,须停止产水,经过化学清洗恢复通量后方能重新运行。清洗过程会导致整个生产过程中断,并且随着运行水量的增加,膜元件反洗的次数逐渐增加。高峰时期,清洗周期缩短到  $5 \sim 7\ \text{d}$ ,极大地增加了生产人员的工作强度,影响了渗滤液处理效率。图 2 显示了跨膜压差随着运行时间的变化趋势,MBR 运行初期跨膜压差为  $3.0 \sim 4.0\ \text{kPa}$ ,当运行至第 12 天时,跨膜压差呈指数形式增长,到板式超滤膜连续运行至  $18\ \text{d}$  时,跨膜压差达到  $25.7\ \text{kPa}$ ,超过设计允许值,MBR 系统停机反清洗,清洗完成后恢复生产,跨膜压差恢复至  $3.9\ \text{kPa}$ ,该清洗周期为  $18\ \text{d}$ ,之后的清洗周期缩短为  $14, 8, 6\ \text{d}$ ,并维持在  $6\ \text{d}$  以内。

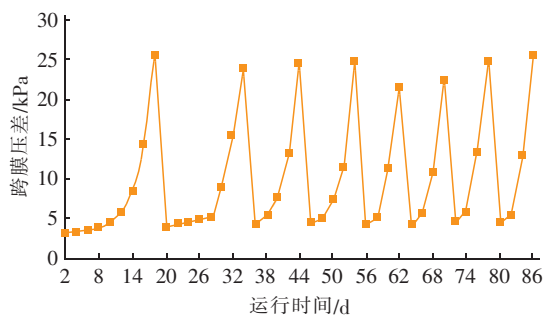


图2 跨膜压差随 MBR 运行时间的变化

Fig. 2 Variation of transmembrane pressure with operating time of MBR

### 2.3 膜污染分析

第一次化学清洗,根据板式超滤膜维护手册配制酸性清洗剂,酸性清洗剂采用盐酸溶液,将清洗液 pH 值调配至 2 左右,缓慢注入膜组件产水管,从产水侧反洗膜元件。清洗过程中膜池表面产生明显细微泡沫,泡沫的排列形状与膜组件外形尺寸一致(见图 3),初步分析是因为膜表面有碳酸盐类水垢形成,酸性溶液注入膜元件内部后,从膜片渗出,并与膜元件外表面水垢类物质发生化学反应,产生大量二氧化碳,二氧化碳气泡聚集上浮至液面形成了泡沫,由于膜元件的位置与膜组件的外形密切相关,



所以气泡的分布与膜元件的外形高度一致。为了验证初步分析,现场运行人员将膜池清空检查膜元件外观情况,发现膜组件与膜元件表面有大量黄褐色垢形物附着,以至于现场无法观察膜元件本色(如图4所示)。

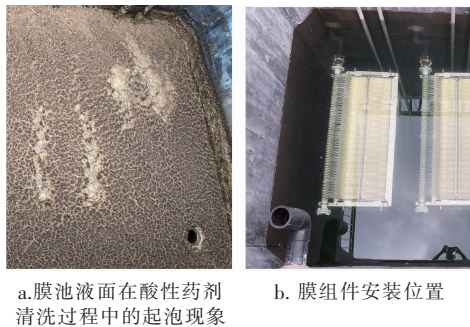


图3 膜清洗及膜安装

Fig.3 Cleaning and installation of membrane module

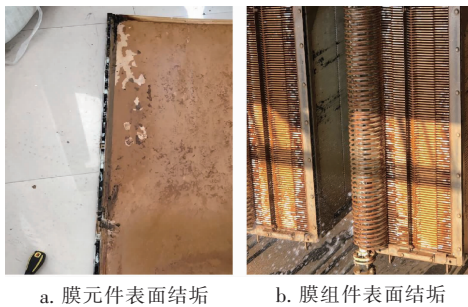


图4 膜元件和膜组件表面结垢情况

Fig.4 Scaling on the surface of the membrane and membrane module

对上述现象进一步分析,推断膜池中废水偏硬、碱度较高,此外膜池曝气风机曝气的同时将空气中的二氧化碳补充至膜池水溶液中,进一步贡献了碳酸盐的浓度,导致膜池溶液中钙离子、镁离子和碳酸根离子形成结晶物在膜元件表面富集,形成致密的保护层,导致膜元件孔隙被堵塞,产水通量下降。

针对上述问题,在实验室连续监测了膜池 pH 值、总碱度、总硬度的数据(见图5)。发现膜池总碱度为 3 000 ~ 3 400 mg/L,而总硬度为 1 900 ~ 2 400 mg/L,属于高硬度、高碱度水溶液,而且膜池 pH 值一直稳定在 8 左右(见图6),属于碱性环境。在此 pH 值条件下,根据碳酸盐饱和理论,水溶液中碳酸盐会随着 pH 值增高而达到过饱和状态,从水体中析出<sup>[5]</sup>。经过调查分析认为造成该现象的原因主要有:①当地地质环境含有大量的石灰岩,地下水钙、镁离子浓度偏高,水质偏硬,导致垃圾渗滤液原

液硬度较高。②运行过程中,由于处理水量未达到设计值,导致厌氧出水 COD 较低,为了保证后端 AO 系统进水较高的碳氮比[(7 ~ 10) : 1],保证总氮高效去除<sup>[6]</sup>,现场运行人员将部分渗滤液原液不经过厌氧系统直接投加入两级 AO 系统,作为碳源补充,这样导致 UASB 的进水量降低,负荷进一步减小,体系内产生大量碱度进入 AO 系统,同时 A 池的反硝化反应也能产生碱度,导致后端膜池 pH 值、碱度较高<sup>[7]</sup>。

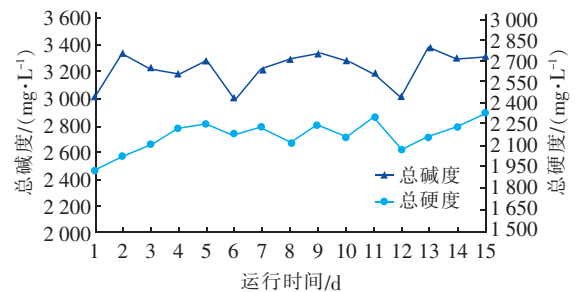


图5 膜池总碱度、总硬度随 MBR 运行时间的变化

Fig.5 Change of total alkalinity and hardness in membrane tank with MBR operating time

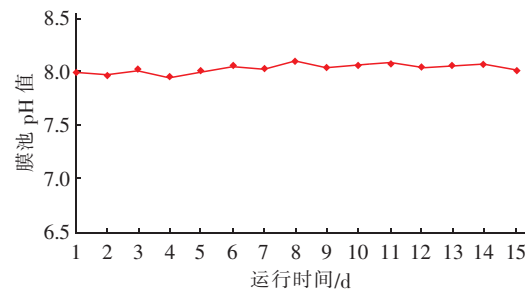


图6 膜池 pH 值随 MBR 运行时间的变化

Fig.6 Change of pH in membrane tank with MBR operating time

## 2.4 缓解膜污染的方法

为了缓解碳酸盐在膜池的析出,在无法降低渗滤液总硬度和碱度的情况下,最有效的方法就是降低膜池中的 pH 值。为了达到该效果,现场增加了 1 套酸投加装置,将硫酸通过计量泵与膜池进水在管道混合器中混合,降低进入膜池水溶液的 pH 值,通过连续投加,将膜池内 pH 值调至 7.2 ~ 7.5 左右。运行结果显示,膜组件酸性药剂清洗的周期明显降低,由原先的 5 ~ 8 d 降至 25 ~ 30 d。但是该方法对硫酸的消耗量较大,根据现场运行物资统计,硫酸的消耗量为 0.7 ~ 0.9 L/m<sup>3</sup> 渗滤液左右。为了减少硫酸投加量,降低渗滤液处理站的运行成本,还是要从

源头降低碱度。

根据厌氧反应理论和反硝化反应理论,现场调整进水方式,将所有渗滤液全部进入 UASB,提升 UASB 的进水负荷,同时通过排泥降低 UASB 污泥浓度,从而降低 UASB 的处理能力,通过这些生产控制手段,改变了原有厌氧反应的条件,使得厌氧出水碱度降低。根据王艳芳等<sup>[8]</sup>对某生活垃圾焚烧厂渗滤液处理系统的运行研究,碳氮比在(3~5):1即可达到 71%~90% 的总氮去除率。由于本项目执行的出水水质标准中无总氮、硝酸盐及亚硝酸盐的排放要求,故通过调整 UASB 与 AO 系统的进水比例,将 AO 进水碳氮比调配至 4:1,虽然反硝化反应程度较之前碳氮比[(7~10):1]的运行状况下稍有降低(从原来 95% 降至 85% 左右),但是产生的碱度也相应减少。进水方式调整前、后厌氧出水碱度和 AO 池 pH 值的变化如表 2 所示,当从上述两个方面进行运行参数调整后,厌氧出水的碱度及膜池的 pH 值均得到降低,一定程度上缓解了碳酸盐的析出,保证了平板膜的稳定产水。

表 2 进水方式调整前后厌氧出水碱度、AO 池 pH 值的变化

Tab. 2 Changes of the alkalinity of anaerobic effluent and pH of AO tank before and after adjusting influent mode

项 目	厌氧出水碱度/( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	膜池 pH 值
调整前	7 911	8.06
调整后	5 392	7.79

在此基础上,膜池投加的硫酸用量降低,硫酸消耗量降到 0.7~0.8  $\text{L}/\text{m}^3$  渗滤液左右,减少硫酸用量约 10%,降低了运行费用。

## 2.5 膜清洗经济分析

根据项目实际运行情况,膜清洗分为酸洗和碱洗。酸洗采用盐酸水溶液,质量分数为 0.35%,由工业级浓盐酸稀释而成,每次清洗需 3  $\text{m}^3$  清洗溶液,每次需浓盐酸(质量分数为 36%)21 kg,清洗周期为 30 d,每年需 260 kg 浓盐酸。碱洗药剂为 6 000  $\text{mg}/\text{L}$  的次氯酸钠溶液,每次清洗需 3  $\text{m}^3$  清洗溶液,每次需次氯酸钠 18 kg,清洗周期为 60 d,每年需 108 kg 次氯酸钠。浓盐酸及次氯酸钠的价格分别为 350 元/t 和 800 元/t,则清洗药剂费用为 177.4 元/a。按照每年处理渗滤液 66 000  $\text{m}^3$  计算,则渗滤液清洗费用为 0.002 68 元/ $\text{m}^3$ 。

## 2.6 与中空纤维膜的比较

平板膜与中空纤维膜相比,具备以下几点优势:

①更高的污泥浓度承受能力,平板膜的污泥浓度可达 12~15  $\text{g}/\text{L}$ ,中空纤维膜的膜池污泥浓度一般设计为 6~8  $\text{g}/\text{L}$ <sup>[9]</sup>;②良好的机械稳定性,中空纤维膜由于曝气的存在会在运行过程中始终处于较大幅度抖动的状态,中空纤维膜丝的根部会由于材料疲劳导致破损,而平板膜由于其内部有支撑层结构,因此机械强度较高,基本不会出现类似的破损现象;③清洗周期较中空纤维膜较长,中空纤维膜清洗周期一般为 14~20 d,而板式膜的清洗周期一般为 30~60 d。

## 3 结论

贵州某地区生活垃圾焚烧厂配套建设的渗滤液处理站经过 5 个月的调试、试运行,出水达到设计出水标准,平板式 MBR 可以较好地应用于生活垃圾焚烧厂渗滤液处理工程。但是针对高硬度、高碱度条件下的 MBR 系统设计需认真考虑酸碱度调节系统以及灵活多变的进水方式,从而缓解膜组件的结垢现象,延长膜组件的连续运行时间,降低清洗频率,从而保证生产的高效稳定运行。

## 参考文献:

- [1] 贾川. 我国生活垃圾焚烧现状与发展趋势[J]. 环境与可持续发展,2019,44(4):59-62.  
Jia Chuan. MSW incineration in China: the status quo and prospects[J]. Environment and Sustainable Development,2019,44(4):59-62 (in Chinese).
- [2] 杨柳,耿晓丽. 城市生活垃圾焚烧厂渗滤液特点及处理现状[J]. 中国沼气,2014,32(4):24-28,47.  
Yang Liu, Geng Xiaoli. Leachate characteristics and treatment status of municipal solid waste in incineration plant[J]. China Biogas,2014,32(4):24-28,47 (in Chinese).
- [3] 康广凤,宁海丽,左华. MBR+膜分离技术处理生活垃圾焚烧厂渗滤液工程研究[J]. 环境保护科学,2018,44(6):90-95.  
Kang Guangfeng, Ning Haili, Zuo Hua. Study of MBR + membrane separation treatment for waste leachate in municipal solid waste incineration plant[J]. Environment Protection Science,2018,44(6):90-95 (in Chinese).
- [4] 关春雨,杭世珺,史骏,等. MBR 中平板膜和中空纤维膜的运行特性对比研究[J]. 给水排水,2015,41(12):35-40.  
Guan Chunyu, Hang Shijun, Shi Jun, et al. Comparison study on operation characteristics between flat sheet

- membrane and hollow fiber membrane in MBR process [J]. *Water & Wastewater Engineering*, 2015, 41 (12): 35 - 40 (in Chinese).
- [5] 程玉山,徐会武,刘荣江,等. 饱和指数和稳定指数计算方法研究[J]. *清洗世界*, 2012, 28(9): 17 - 21.  
Cheng Yushan, Xu Huiwu, Liu Rongjiang, *et al.* Study on calculation method of saturation index and stability index [J]. *Cleaning World*, 2012, 28 (9): 17 - 21 (in Chinese).
- [6] 邓良伟,孙欣,陈子爱. 基于碱度平衡与反硝化动力学的厌氧-加原水-间歇曝气工艺配水比例模型[J]. *环境科学学报*, 2007, 27(10): 1643 - 1651.  
Deng Liangwei, Sun Xin, Chen Ziai. Model of raw wastewater addition for the anaerobic - adding raw wastewater - intermittent aeration process based on kinetics of denitrification and alkalinity balance [J]. *Acta Scientie Circumstantiae*, 2007, 27 (10): 1643 - 1651 (in Chinese).
- [7] 郑春华,耿安锋,李金国. 碱度对生物脱氮工艺的影响及其调控[J]. *中国给水排水*, 2017, 33(10): 34 - 36.  
Zheng Chunhua, Geng Anfeng, Li Jinguo. Role and control of alkalinity in the process for biological nitrogen removal [J]. *China Water & Wastewater*, 2017, 33(10): 34 - 36 (in Chinese).
- [8] 王艳芳,孙娜,任丹,等. MBR 处理生活垃圾焚烧厂渗滤液的工程实践[J]. *给水排水*, 2016, 42 (增刊): 105 - 108.  
Wang Yanfang, Sun Na, Ren Dan, *et al.* Engineering practice of MBR treatment for waste leachate in municipal solid waste incineration plant [J]. *Water & Wastewater Engineering*, 2016, 42(S1): 105 - 108 (in Chinese).
- [9] 杜昱,林伯伟,李洪君,等. MBR 工艺处理垃圾渗滤液的设计参数探讨[J]. *中国给水排水*, 2011, 27(10): 43 - 46.  
Du Yu, Lin Bowei, Li Hongjun, *et al.* Discussion on design parameters of MBR process for treatment of landfill leachate [J]. *China Water & Wastewater*, 2011, 27(10): 43 - 46 (in Chinese).



作者简介:吴靖宇(1987 - ),男,湖北荆门人,硕士,工程师,从事渗滤液及高浓度废水处理工程设计工作。

E-mail: wujy@cehl.hk

收稿日期:2019 - 11 - 25

节约每一滴水,回收每一滴水,  
让每一滴水多循环一次