

# 生物池卸空对 MBR 工艺运行的影响及应对措施

张 静

(北京城市排水集团有限责任公司, 北京 100012)

**摘 要:** 生物池经过一段时间运行后需要卸空维修水下设备, 这对 MBR 工艺的运行造成一定的冲击。结合北京某再生水厂的运行实践, 提出了应对生物池卸空的水质调控和膜池运行措施。对于分体式 MBR 工艺, 为防止卸空造成邻池的膜厌氧板结, 应改进生物池到膜池的配水渠道设计。同时, 通过提前预排泥和调整工艺参数, 确保卸空期间的出水水质达标。针对生物池卸空可能导致的膜池污泥浓度过高, 可将卸空的生物池混合液排入厂区污水系统泵前池。此外, 在卸空生物池时速度不宜过快, 并通过增加膜的擦洗气量来减轻膜污染, 必要时可采取在线和离线化学清洗, 以恢复膜通量。

**关键词:** MBR 工艺; 生物池卸空; 曝气; 透水率; 化学清洗; 膜污染

**中图分类号:** TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2019)07-0033-07

## Influence of Biological Tank Emptying on the Operation of MBR Process and Its Countermeasures

ZHANG Jing

(Beijing Drainage Group Co. Ltd., Beijing 100012, China)

**Abstract:** After a period of operation, the biological tank needs to be emptied for the maintenance of underwater equipment, which will have a certain impact on the operation of the MBR process. Based on the practice of a reclaimed water plant in Beijing, the water quality control and MBR tank operation measures were proposed to cope with the impact of biological tank emptying. For the separate-type MBR process, in order to prevent the hardening of membrane caused by the emptying in the adjacent tank, the design of the distribution pipeline between the biological tank and membrane tank should be improved. At the same time, measures such as pre-draining and adjusting process parameters should be taken to ensure the effluent quality during the emptying period. Regarding the problem of the possible higher sludge concentration in membrane tank caused by emptying biological tank, the mixed liquid in the biological tank might be discharged into the sump of inlet pumping station. In addition, the speed should not be too fast when emptying the biological tank, and the air flow for cleaning membrane was increased to reduce membrane fouling; if necessary, on-line and off-line chemical cleaning could be adopted to recover the membrane flux.

**Key words:** MBR process; biological tank emptying; aeration; water permeability; chemical cleaning; membrane fouling

生物池水下安装有设备和工艺管线, 运行一段时间后会产 生各种问题, 如污泥堵塞曝气孔, 曝气支

管和干管破损漏气导致池面翻花, 影响充氧效率, 因而需要定期卸空生物池进行维护。采用 MBR 工艺

的某再生水厂处理水量小,流量变化快,调控难度大,但根据签订的特许经营服务协议需连续满负荷运行,且水质时时达标,因而在进行卸空操作时还要兼顾生物池的稳定运行。

为了将水量的影响降到最低以尽快恢复生产,需要24 h短期卸空和恢复生物池。在卸空时由于污泥浓度升高导致膜污染加重,透水率迅速衰减;恢复生物池进水时则要防止污泥浓度过低、生物量不足引起水质超标。笔者对卸空和恢复生物池的过程加以分析和研究,预判工艺相关因素的变化趋势,提出非正常工况下稳定运行的工艺条件,如提前预排泥曝气,或减少排泥和曝气量,以规避风险;根据生物池液位变化采取不同的操作来保护水下设备;研究合理的膜池污泥浓度及曝气强度、在线和离线化学清洗条件来抵抗膜透水率下降。因为生物池和膜池间污泥浓度是矛盾的关系,生物池污泥浓度越

高则处理效果越好,膜池抗污染则需要较低的污泥浓度,卸空后引起的膜池配水不均会引起膜池污泥浓度升高,如曝气不足,易引起膜丝厌氧发黑板结,污染加剧,导致产水量逐渐下降,达不到满负荷运行要求。笔者研究了该厂的MBR工艺在非正常工况下的调控措施,以期为提高MBR工艺的抗污染性能提供借鉴。

## 1 工艺流程和膜工艺参数

### 1.1 某再生水厂工艺流程

北京某再生水厂工艺流程见图1,污水通过厂区进水管线接入提升泵房的集水池,经8 mm格栅后由提升泵提升至出水井,然后进入曝气沉砂池,再分别经过1 mm和3 mm的细格栅进入 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 和 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 系列(分别记作1<sup>#</sup>和2<sup>#</sup>)MBR池,前者出水作为反渗透原水再进行处理,获得高品质RO出水<sup>[1]</sup>,2015年经改造拆除,不再赘述。

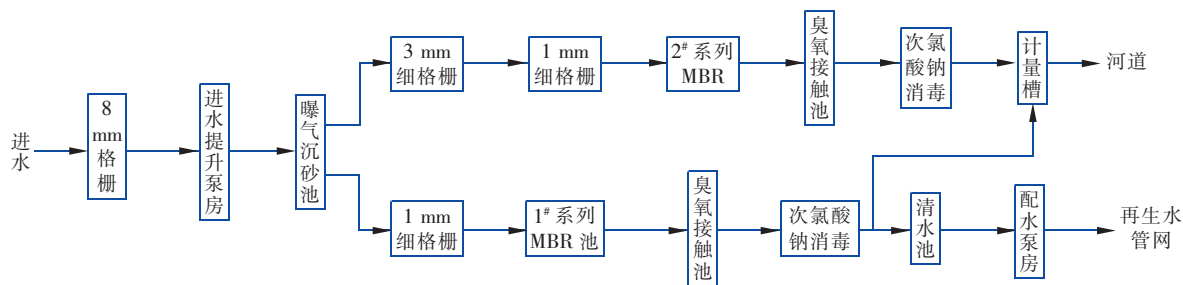


图1 工艺流程

Fig.1 Flow chart of a WWTTP using MBR process

### 1.2 膜工艺参数

在该再生水厂 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 系列是4个生物池对应8个膜池单元,由潜水泵将生物池好氧段混合液提升到膜池进水分配渠,再通过重力流经柱塞阀平均进入8个膜池。每个膜池有16个膜架,每个膜架有50个膜组件,每个膜组件面积为 $27 \text{ m}^2$ ,膜组件自带曝气系统用于抖动膜丝从而缓解污染,处理后的混合液在清水泵负压抽吸下汇集到出水总管道,悬浮物则被截留在膜池中。

通过膜组件下方的空气吹扫装置松懈(即产水7 min、松懈1 min交替进行)以及化学清洗减缓膜污染,其中化学在线维护性清洗每周2次,用200 mg/L次氯酸钠溶液在 $420 \text{ m}^3/\text{h}$ 流量下反冲洗<sup>[2]</sup>膜组件2 min,然后松懈、吹扫,重复进行,持续30 min;化学离线清洗则每月1次,每次单独进行1个膜池,其他膜池产水。膜池排空后配制2 000 mg/L次氯酸钠清洗液浸泡,曝气,循环清洗产水管道。膜部分

参数见表1。

表1 MBR膜池参数

Tab.1 Partial parameter of MBR process

项 目	数 值
膜组器面积/ $\text{m}^2$	1 350
单组膜池面积/ $\text{m}^2$	21 600
膜总面积/ $\text{m}^2$	172 800
膜擦洗总气量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	38 000 ~ 43 000
单位膜面积需气量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$	0.22 ~ 0.25
名义运行最大通量/ $(\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$	16
名义运行平均通量/ $(\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$	13.5
24 h名义设计平均通量/ $(\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$	14.5

### 1.3 进出水水质

根据《城镇污水处理厂水污染物排放标准》(DB 11/890—2012)和集团特许经营服务协议要求,特许执行标准出水总氮更为宽松,但是通过在线监测出水的24 h时时达标更为严格,执行的特许排放标准见表2。

表 2 进出水水质

Tab. 2 Influent and effluent quality

项 目	BOD <sub>5</sub> / (mg · L <sup>-1</sup> )	COD/ (mg · L <sup>-1</sup> )	SS/ (mg · L <sup>-1</sup> )	TN/ (mg · L <sup>-1</sup> )	NH <sub>3</sub> - N/ (mg · L <sup>-1</sup> )	TP/ (mg · L <sup>-1</sup> )	粪大肠菌群/ (个 · L <sup>-1</sup> )
设计进水	280	550	340	65	45	10	—
设计出水	6	30	—	10	1.5(2.5)	0.3	500
特许出水	6	30	5	15	1.5(2.5)	0.3	1 000
2 年进水均值	260	516	279	64.5	44	7.5	—
2 <sup>#</sup> 2 年出水均值	3.58	16.4	<5	8.4	0.636	0.120	314
1 <sup>#</sup> 2 年出水均值	2.5	16	<5	10	0.525	0.115	204

2 生物池卸空和恢复

生物池的水下设备如仪表、搅拌器、曝气器等运行一段时间后需要卸空停运维护,根据设备状况每年进行 1~2 次<sup>[3]</sup>,以该厂 1<sup>#</sup>系列 MBR 生物池卸空和恢复过程为例,说明如何根据生物池液位调控这一过程。卸空期间该池处理水量可通过分水闸门配水到 2<sup>#</sup>系列或者通过水泵向流域内的其他污水厂外管网调水。

2.1 检修工序

卸空生物池内混合液后,用潜水泵、电缆、长梯、安全绳、测毒仪、鼓风机等检查生物池内的曝气管路、曝气头状况、搅拌器、推进器支架、各处螺栓螺母锈蚀情况、在线仪表及其支架,清理底部淤积杂物和管道间污泥,检查更换维修损坏的曝气管、冷凝管、曝气头,检查回流板闸线位与实际开度对应情况。完成后再向池内注入少量进水,水位没过曝气头上方 15 cm,观察曝气状况,对曝气头进行调试,要求气泡均匀、细碎,如有支管破裂,则会有大的气泡逸出。

2.2 卸空生物池

为保护水下仪表和设备,避免设备无水时干转受损,需要根据生物池液位按顺序关闭设备和仪表,首先关闭生物池进水板闸、回流板闸,断电并挂牌警示(未经允许不可上电),保持生物池好氧段末端的两台循环泵持续工作,或者在厂区进水泵房液位不高的情况下,开启生物池卸空阀门直接把部分混合液卸到进水泵房前池。生物池正常运行液位是 6 m,卸空开始后当液位降至 5.5 m 时,关闭溶解氧仪、污泥浓度计等在线仪表电源。卸空后的生物池见图 2。生物池现场安装有液位计,其信号远传至中心控制室的上位机,可以直接读取生物池液位,为了掌握生物池卸空过程中的液位,要保留生物池液位计的供电。当生物池液位降至 4.5 m 时,关闭回流泵、内回流泵。当液位降至 3.5 m 时关闭循环泵

放置在非曝气区,将生物池液位降至维修操作要求液面以下。为防止膜池回流渠混合液返灌至生物池,使循环泵出口拍门处于关闭状态。一般为了再次运行时活性污泥浓度尽快恢复,可以将部分混合液抽升到相邻生物池,对于 MBR 工艺,特别是生物池到膜池的配水渠较小的 1<sup>#</sup>系列,为了避免对膜池污泥浓度造成冲击,应该通过生物池卸空系统回到污水厂泵前池重新配水,当液位降低到目标液位后要减少卸空生物池的曝气量(由 4 000 m<sup>3</sup>/h 减少到 1 000 m<sup>3</sup>/h),因为进水停止、活性污泥骤减时需气量大幅度下降。

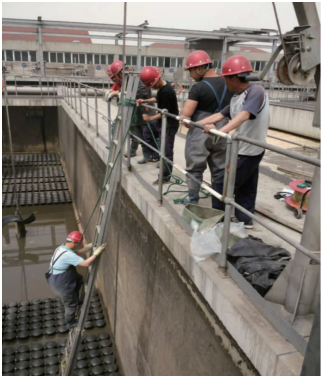


图 2 生物池卸空

Fig. 2 Emptying of biological tank

2.3 维修后恢复生物池运行

维修结束后 24 h 内,与生物池的卸空相反顺序恢复水下仪表及设备运行,由 3 个生物池运行变为 4 个生物池运行,首先增加生物池进水量,降低膜池产水能力,以提高生物池运行液位到 6 m,恢复运行时为避免污泥浓度过低而引起水质超标,提前减少系统剩余污泥排放量,污泥增长缓慢影响到水质达标时则需要暂停系统排泥。

因为回流板闸下方安装有曝气头,为了防止回流污泥触及曝气头,先开启待恢复生物池进水闸门,



使池内液位升至约2 m位置时再开启回流板闸让回流污泥进入待恢复的生物池,同时关闭进水闸。当液位升高于搅拌器和推流器的安装位置时,再开启这些水下设备。同理,当液位升至4.5 m时,开启回流泵、内回流泵;升至5.5 m时开启在线溶解氧仪、污泥浓度计及电源。生物池液位恢复正常且污泥浓度达到6.5 g/L后开启生物池进水闸,调整回流板闸开度,开启2台循环泵,恢复正常生产。

气量的调整如2.2节所述,根据生物池液位变化情况调整曝气量,可远程手动调节空气调节阀,逐步加大生物池曝气量,开始维持曝气量在1 000~1 200 m<sup>3</sup>/h,正常后可以加大到3 000~4 000 m<sup>3</sup>/h,最终控制好氧段溶解氧在2~4 mg/L范围。调整膜池进水量,检测膜池和生物池污泥浓度,用手持溶解氧仪及污泥浓度计加测以避免超标。

### 3 卸空对水质影响的调控

MBR工艺在高容积负荷、低污泥负荷、长泥龄下运行,耐负荷冲击能力强,抗水量冲击弱,在高容积负荷下,停留时间短,停留时间的微小变化都会放大运行调控的效应。该污水厂生物池卸空和恢复过程都需要在24 h内完成1/4的容积变化,对于大规模的污水厂而言,卸空一组生物池占水厂总处理能力的比例较小,调控简单容易达标,但是对于规模较小的高容积负荷MBR工艺而言,此时要想保持水质稳定更需要调控技术。实际工程中,对水量、气量、排泥量这3个方面加以调控,以稳定出水水质和保持膜池连续运行。

#### 3.1 水量调整

卸空时生物池由4池减为3池运行,首先调控水量减少1/3,对于1<sup>#</sup>系列污水厂进水量不高于1 600 m<sup>3</sup>/h,多余的水量向厂区内的其他处理系统或流域内的其他污水厂外管网调水,此时提高膜池产水能力将生物池液位降低并维持在5.7 m左右,通过手动增加膜池产水泵的频率可以实现。恢复时的运行与之相反,需要提前增加进水量,提高生物池液位。

#### 3.2 气量调整

根据生物池液位变化情况调控曝气量,卸空期间维持生物池的供气量为1 000~1 200 m<sup>3</sup>/h,以方便观察曝气状况,找到故障曝气头,正常运行时生物池曝气量为3 000~4 000 m<sup>3</sup>/h,同时降低该系列生物池总曝气量,生物池液位的波动对鼓风机出口压

力的影响不仅对1<sup>#</sup>系列生物池溶解氧产生影响,也引起共用鼓风机系统的2<sup>#</sup>系列生物池溶解氧波动。同时,还要参考出水水质数据来调整气量。当出水氨氮升高时,需要增加曝气量,但出水氨氮也不宜过低,因为经过膜池曝气吹扫的回流污泥含有大量的氧,回流到缺氧段时会破坏缺氧区的反硝化条件。另外由于污泥浓度的变化,需气量也不同,此时应该根据溶解氧变化及时调整曝气量,使溶解氧维持在2~4 mg/L的范围。

### 3.3 污泥浓度

要在24 h内完成卸空,最不易控制的工艺参数是污泥浓度,生物池短期内的卸空和恢复过程,会引起生物系统以及膜池的污泥浓度波动,卸空时会骤增,恢复时会骤减,生物池污泥浓度的这种不平衡变化,不仅影响出水水质,还会引起污泥浓度增高的膜池透水率迅速衰减。

受到污泥脱水能力限制,系统内这1/4的污泥不会很快地排出系统。所以提前3 d时间在稳定出水水质的前提下将生物池污泥浓度尽量降低1~2 g/L,为后续池容减少做准备。开启生物池卸空阀让混合液回到厂区泵前池重新配水,由于生物池液位远高于进水泵房的液位,开始卸空的前4 h速度较快,随着液位差缩小,卸空速度开始变得较慢。回到泵前池的混合液再次进入厂区处理系统,引起污泥浓度的增加,对稳定运行不利。建议在污水厂今后的设计中考虑在水下仪表设备维修时的污泥处理需要,也就是增加厂区污泥脱水能力。

为了减少对水质和膜池的影响,卸空以后剩下的3/4系统在气、水、泥方面需要重新找到平衡,污泥负荷、溶解氧、停留时间等工艺参数波动容易引起出水水质超标,这种短期骤变的工况更需要工艺分析和技术调控。首先是调整曝气量使溶解氧在2~4 mg/L范围内,同时减少进水量以保持足够的停留时间,加大剩余污泥排放量以控制生物池的污泥浓度,2 d以后工况基本稳定,污泥浓度比卸空前略高1~2 g/L。恢复生产前要适当提高污泥浓度,减少污泥排放,避免污泥浓度过低影响出水水质<sup>[4]</sup>。恢复后继续监测溶解氧,核算停留时间和污泥负荷等工艺参数。

## 4 对膜池的影响和应对措施

### 4.1 膜池污泥浓度骤增

潜污泵由停运生物池向运行生物池抽升混合液

时,承接混合液的生物池污泥浓度上升较快,对应的膜池污泥浓度、过滤压力快速升高,透水率迅速衰减。图 3 和图 4 分别为 2<sup>#</sup>膜池 2017 年 5 月 2 日产水压力和流量的变化。产水流量稳定的情况下过滤压力却迅速从 -30 kPa 降到 -75 kPa,透水率从 96 L/(m<sup>2</sup>·h·bar) 衰减到 37 L/(m<sup>2</sup>·h·bar)。透水率为检测膜过滤性能的直观参数,即单位膜过滤压力(1 bar = 100 kPa)下的膜通量,为膜通量和膜过滤压力的比值,透水率越高说明污染程度越小,反之污染越严重。

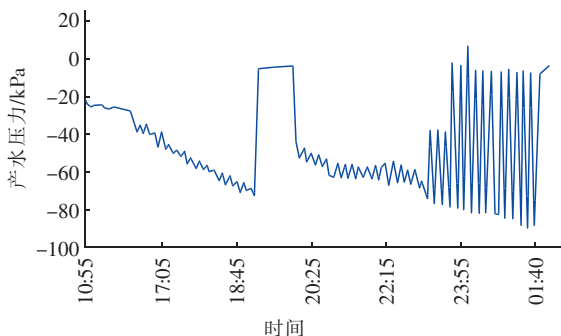


图 3 2<sup>#</sup>膜池过滤压力变化曲线

Fig. 3 Change curve of filtering pressure in No. 2 membrane tank

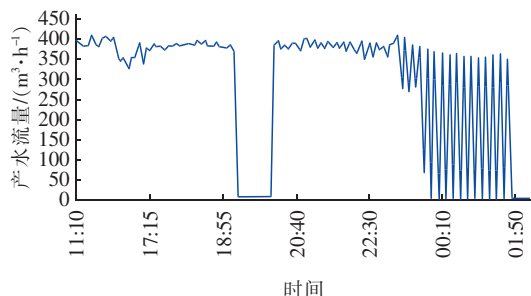


图 4 2<sup>#</sup>膜池产水流量变化曲线

Fig. 4 Change curve of output water flow corresponding to the filtering pressure in No. 2 membrane tank

膜池污泥浓度超出 12 g/L,有的高达 26 g/L。此时检查膜组器发现膜污染严重<sup>[5]</sup>,见图 5。这表明生物池卸空时污泥浓度升高对膜池的运行影响很大,恢复生物池进水时因为污泥浓度会骤减,一般不会对膜池运行产生影响,卸空生物池时混合液通过循环泵抽升至膜池配水渠,配水渠道过短造成膜池配水不均引起个别膜池污泥浓度快速增加,此时若不增加膜擦洗气量,膜池的过滤压力会迅速升高,透水率则衰减。因此,建议在今后的分体式 MBR 工艺设计中改进生物池到膜池的配水渠道设计,延长配

水渠道,避免短流,充分配水,避免引起局部膜池污泥浓度升高后加重膜污染。



图 5 膜池污泥浓度增高引起的膜污染

Fig. 5 Membrane fouling caused by the increase of sludge concentration in membrane tank

## 4.2 应对措施

首先,卸空前 3 d 减少整个系统的污泥浓度 1 ~ 2 g/L,脱水系统满负荷运转;其次卸空当日减少膜池的进水量,控制生物池液位不得过高;控制生物池卸空速度不得过快,给系统一个缓冲适应的时间,即卸空时间不低于 24 h,避免卸空过快导致进水泵房的液位过高。

透水率下降表明膜的污染程度增加,此时通过提高膜擦洗气量来抵消膜污染是十分有效的<sup>[6]</sup>。膜池擦洗总气量为 38 000 ~ 43 000 m<sup>3</sup>/h,可通过增加膜擦洗风机运行台数或提高风机的运行频率来增加单位膜面积的擦洗气量,维持在表 1 中的上限值即 0.25 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·h) 以利于膜通量恢复,抑制透水率下降,必要时进行化学清洗。

## 4.3 原位化学清洗(CIP)恢复透水率

异常工况下膜池污泥浓度很容易超出 12 g/L,日常的操作措施已经无法恢复膜通量,需要立即停止膜池产水,卸空膜池迅速排泥,并进行在线的 CIP 化学清洗。首先关闭进水进气阀门,排空膜池内混合液,注满清水后曝气 10 min,再排空并注满清水,如此排空漂洗两次。排空膜池内的清水后,将 0.5 t 氢氧化钠干粉和 4 t 次氯酸钠(10%)注入 150 m<sup>3</sup> 的膜池,加完药后再补满清水配制成 0.3% 的氢氧化钠 + 2 600 mg/L 次氯酸钠溶液浸泡 10 h,测定 pH 值在 12.1。曝气 10 min,静置浸泡 2 h,再强弱曝气 1 h,在此期间打开膜池的产水泵循环 5 min,让碱液透过膜丝。最后将该膜池的药液排空,注入混合液就可以产水了。



为了避免生物池液位过高导致混合液回灌到在线化学清洗的膜池,调整生物池液位不高于5.7 m。图6反映的是5月3日污染严重的4#膜池经过上述的在线CIP过程后,过滤压力从-86 kPa恢复到-70 kPa,透水率从 $29 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ 恢复到 $36 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ ,效果不理想。

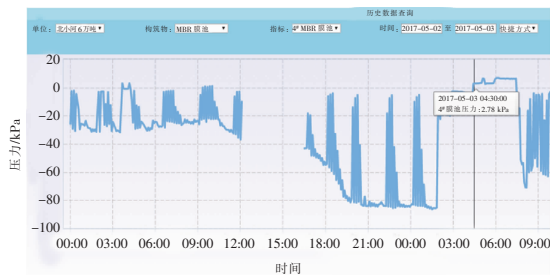


图6 在线CIP后过滤压力的恢复效果

Fig. 6 Recovery of water permeability after on-line CIP

吊出膜组件观察,虽然经过了在线CIP化学清洗,但仍然有50%以上发生了严重板结,需要进一步离线化学清洗来恢复透水率(见图7)。



图7 在线CIP化学清洗后膜污染状况

Fig. 7 Status of membrane fouling after on-line CIP chemical cleaning

#### 4.4 离线清洗

为了恢复膜通量,需要进一步采取离线清洗措施,方案为先酸后碱,以膜池为酸池,柠檬酸浓度为1%(将4.55 t的33%柠檬酸溶入到 $150 \text{ m}^3$ 的膜池中),测定pH值为3.4。配制300 L 10%次氯酸钠溶液,与12.5 kg氢氧化钠加入 $2\,210 \text{ mm} \times 1\,710 \text{ mm} \times 2\,800 \text{ mm}$ 的离线水箱中,对膜组件浸泡4 h+间歇摇摆+曝气,有效余氯不低于100 mg/L,次氯酸钠浓度为2 000 mg/L,碱液浓度为0.125%,清洗后透水率从 $36 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ 恢复到 $93 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ ,膜丝呈现松散状态,但是膜擦洗气量不足时的厌氧状况导致的膜丝表面黑色依然存在(见图

8)。分析认为是化学清洗时药剂浓度不够或浸泡过程随着药剂消耗补药量不足所致。

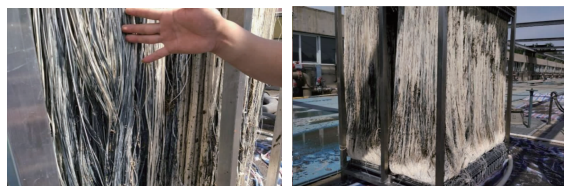
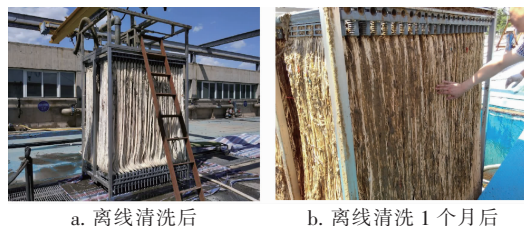


图8 膜丝黑色厌氧情况

Fig. 8 Black anaerobic condition of membrane

#### 4.5 改进离线清洗方案

次氯酸钠浓度为3 000 mg/L,先酸后碱,将25 kg片碱溶于上述离线水箱中配制浓度为0.25%、余氯为100 mg/L的清洗液。5月12日1#膜池离线清洗后透水率从 $45 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ 恢复到 $122 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ ,见图9(a),碱液浓度增加后,厌氧导致的黑色消失,膜丝洗后呈现松散自然垂落的白色状态,效果较好。运行1个月后检查见图9(b),活性污泥均匀附着在膜丝表面,没有厌氧板结发黑,效果显著。



a. 离线清洗后

b. 离线清洗1个月后

图9 改进化学清洗方案的效果

Fig. 9 Effect of the improved chemical cleaning proposal

#### 5 结论

① 生物池停运以后,承接混合液的生物池对应的膜池厌氧板结污染严重。这是由于生物池到膜池的配水渠道过短造成膜池配水不均,进而引起个别膜池污泥浓度骤增,建议在今后的分体式MBR工艺工程中改进生物池到膜池的配水渠道设计。

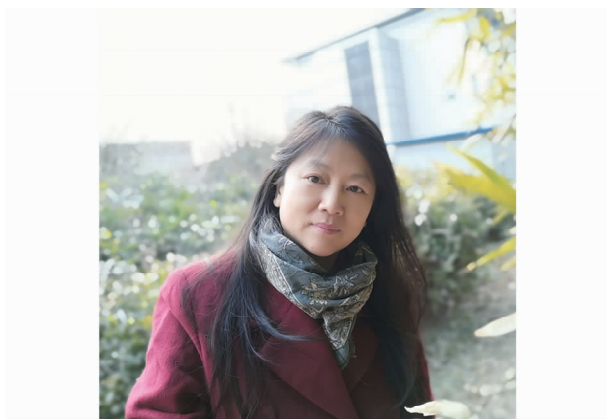
② 通过采取提前预排泥、减少进水量、控制卸空时间不低于24 h、提高单位膜面积的擦洗气量在 $0.25 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 等调控措施可以确保卸空期间的水质达标,并部分抵消膜污染;在维修结束恢复运行时应避免污泥浓度过低,提前减少剩余污泥排放。

③ 卸空生物池排泥进入泵前池,对膜池的影响最小。否则可导致膜池污泥浓度超出 $12 \text{ g/L}$ ,透水率迅速衰减和膜污染加速,严重的还可发生厌氧板结膜污染。

④ 污泥浓度增加导致的膜污染,通过原位在线化学清洗可以部分恢复膜通量和透水率,对于已经厌氧发黑的膜污堵,需要改进化学清洗方案,增加次氯酸钠浓度至 3 000 mg/L,碱液浓度为 0.25%,并在清洗过程中持续补充化学药剂。

#### 参考文献:

- [1] 张静. 北小河污水处理厂反渗透系统的调试运行和保存[J]. 中国给水排水,2010,26(2):93-98.  
Zhang Jing. Commissioning operation and conservation of reverse osmosis system in Beixiaohe WWTP[J]. China Water & Wastewater,2010,26(2):93-98(in Chinese).
- [2] 张静,崔希龙. 中水处理系统工艺改造及运行参数优化[J]. 给水排水,2007,33(4):47-50.  
Zhang Jing,Cui Xilong. Process renovation and operation parameter optimization of reclaimed water treatment system[J]. Water & Wastewater Engineering,2007,33(4):47-50(in Chinese).
- [3] 王洪臣. 城市污水处理厂运行控制与维护管理[M]. 北京:科学出版社,1997.  
Wang Hongchen. Operation,Control and Maintenance of Municipal Wastewater Treatment Plant [M]. Beijing: Science Press,1997(in Chinese).
- [4] 张静. 倒置 A<sup>2</sup>O 工艺硝化除磷调控的实例分析[J]. 中国给水排水,2007,23(20):94-96.  
Zhang Jing. Case analysis on control of A<sup>2</sup>/O process for nitrification and phosphorus removal[J]. China Water & Wastewater,2007,23(20):94-96(in Chinese).
- [5] 张树国,顾国维,吴志超. 膜生物反应器中污泥特性对膜污染的影响研究[J]. 工业水处理,2003,23(12):8-12.  
Zhang Shuguo, Gu Guowei, Wu Zhichao. Advances in membrane fouling control affected by the sludge properties in membrane bioreactor[J]. Industrial Water Treatment,2003,23(12):8-12(in Chinese).
- [6] 杨小丽,王世和. 污泥浓度与曝气强度对 MBR 运行的综合影响[J]. 中国给水排水,2007,23(1):77-80.  
Yang Xiaoli,Wang Shihe. Integrated effect of MLSS and aeration intensity on membrane bioreactor operation[J]. China Water & Wastewater,2007,23(1):77-80(in Chinese).



作者简介:张静(1971-),女,山东阳谷人,本科,高级工程师,从事 MBR 工艺的运行管理、污水处理厂脱氮除磷和节能降耗工艺分析与技术调控。

E-mail:953225839@qq.com

收稿日期:2018-12-06

完善水利基础设施网络  
增强水安全保障能力