

运行与管理

MBR 工艺运行优化措施和膜污染控制

张 静, 张志渊

(北京城市排水集团有限责任公司, 北京 100012)

摘 要: MBR 工艺因为出水水质好,迎合了特许经营服务协议对水质标准提高的要求,然而其能耗高以及用于脱氮除磷的化学药剂费等会增加污水厂的可控成本。以北京某 $10 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 工艺再生水厂为例,从优化控制溶解氧入手,对气水比、水力停留时间、污泥浓度等关键因素进行管理,在高效脱氮、生物除磷和节能降耗方面取得较好的效果。另外,从化学清洗、膜吹扫、鼓风机风量配置、膜池进水量、膜泄漏等方面介绍了膜的抗污染和稳定运行的措施。

关键词: MBR; 节能降耗; 脱氮除磷

中图分类号: TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2019)06-0117-06

Optimization of MBR Operation and Control of Membrane Pollution

ZHANG Jing, ZHANG Zhi-yuan

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

Abstract: MBR process could meet the requirements of the franchise service agreement for the improvement of water quality standards due to its good effluent quality. However, its high energy consumption and chemical fees for nitrogen and phosphorus removal would increase the controllable cost of the sewage plant. Taking a MBR recycling water plant with the capacity of $100\,000 \text{ m}^3/\text{d}$ in Beijing as an example, the dissolved oxygen was optimally controlled and the key factors such as gas and water ratio, hydraulic retention time and sludge concentration were managed to achieve efficient nitrogen removal, biological phosphorus removal, energy saving and consumption reduction. In addition, the anti-pollution of membrane and stable operation measures were introduced from the aspects of chemical cleaning, membrane purging, blower air volume configuration, the membrane tank inflow and membrane leakage.

Key words: MBR; energy saving and cost reduction; nitrogen and phosphorous removal

1 工艺简介

1.1 改扩建背景

北京某再生水厂投产于1990年,处理规模为 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,采用AO工艺,2008年改造为AAO工艺,同时扩建了 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 规模处理设施,采用MBR工艺,其中 $1 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR出水进一步反渗透处理^[1],总规模为 $10 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,共用一套预处理设施,出水水质一次性达到回用要求,可向奥林匹克

森林公园地区提供城市绿化、住宅区冲厕等用途的市政杂用水,及向奥运湖等河湖水系定期补、换水。2012年改造 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ AAO工艺为MBR工艺,2014年 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 膜系统换膜,2015年尝试对 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 膜系统在未投加碳源条件下脱氮。2016年特许经营服务协议签订后要求更稳定的水质,因此改造增加 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 碳源投加系统,导致运行成本提高。2017年采取措施控氧脱氮,效果较好。

1.2 工艺流程

污水在集水池经8 mm格栅后由提升泵提升至出水井,进入曝气沉砂池,然后分别经过1 mm细格

栅进入 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 系列MBR和3 mm+1 mm的细格栅进入 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 系列MBR。

再生水厂工艺流程见图1。

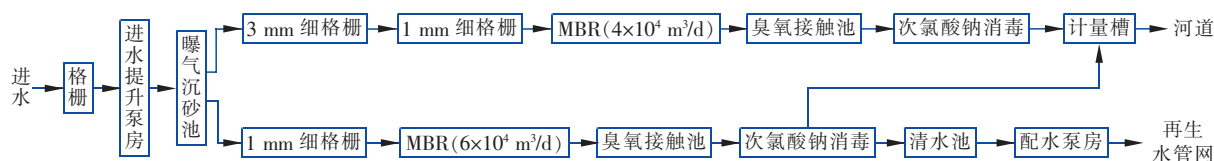


图1 再生水厂工艺流程

Fig. 1 Flow chart of recycling water treatment process

为避免曝气后含氧高的回流混合液影响前端脱氮效果,膜池混合液采用三级回流,先回流到好氧池末端,回流比为500%;厌氧段的出水进入缺氧段,好氧段的混合液400%~500%回流到此进行反硝

化反应,缺氧段到厌氧段回流比约100%。好氧段采用类似氧化沟的方式,混合液在渠道内不断循环流动。

进、出水水质见表1。

表1 进、出水水质

Tab. 1 Influent and effluent quality

| 项 目 | BOD ₅ / (mg · L ⁻¹) | COD/ (mg · L ⁻¹) | SS/ (mg · L ⁻¹) | TN/ (mg · L ⁻¹) | NH ₃ - N/ (mg · L ⁻¹) | TP/ (mg · L ⁻¹) | 粪大肠菌群/ (个 · L ⁻¹) |
|---|--|------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|--|-----------------------------|-------------------------------|
| 设计进水 | 280 | 550 | 340 | 65 | 45 | 10 | |
| 设计出水 | 6 | 30 | — | 10 | 1.5(2.5) | 0.3 | 500 |
| 特许出水标准 | 6 | 30 | 5 | 15 | 1.5(2.5) | 0.3 | 1 000 |
| 近2年进水平均值 | 260 | 516 | 279 | 64.5 | 44 | 7.5 | — |
| 4 × 10 ⁴ m ³ /d MBR 近2年出水平均值 | 3.58 | 16.4 | <5 | 8.4 | 0.636 | 0.120 | 314 |
| 6 × 10 ⁴ m ³ /d MBR 近2年出水平均值 | 2.50 | 16.0 | <5 | 10 | 0.525 | 0.115 | 204 |

2 溶解氧控制措施及效果

运行实践表明,从溶解氧入手进行工艺调控简单有效,方便实施,出水水质稳定。可用出水氨氮间接表示溶解氧量,出水氨氮为0.5~1.0 mg/L都视为安全达标区域,出水氨氮<0.5 mg/L表明此时溶解氧或者气水比可适当降低,反之亦然。此时溶解氧在1.5~3.5 mg/L合理范围内。

2.1 脱氮

早在2015年,经过优化调节溶解氧控制氨氮在

合理范围的方法,获得较好的脱氮效果,较低的溶解氧有利于缺氧区的反硝化脱氮,在没有外加碳源的情况下出水总氮可以达标。出水总氮月平均值如表2所示。

$6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR系列因为建设早,未投加碳源,出水平均值略高。 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR系列生物池缺氧区设置了碳源投加系统,当反硝化过程中偶尔出现碳源不足时可补充碳源。醋酸钠碳源投加率为23.5 mg/L。

表2 2015年月平均出水总氮

Tab. 2 Average monthly total nitrogen of effluent in 2015

| 项目 | | 3月 | 4月 | 5月 | 6月 | 7月 | 8月 | 9月 | 10月 | 11月 | 12月 | 平均值 |
|------|--|------|------|------|------|-----|-----|------|------|------|------|------|
| 出水总氮 | $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR | 10.1 | 8.1 | 7.4 | 7.7 | 7.5 | 8.5 | 8.5 | 8.2 | 10.0 | 9.6 | 8.6 |
| | $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR | 13.3 | 11.3 | 12.5 | 11.3 | 9.6 | 8.9 | 10.0 | 13.9 | 10.6 | 11.7 | 11.3 |

2016年初开始执行特许经营服务协议,为了获得更稳定、更好的出水水质, $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR系列提标改造,增加了外碳源投加系统,当年用于碳源

和化学除磷药剂的费用超过千万元,在运行费用中占比高达25%,占动力费用的一半多,仅次于鼓风机耗电。

2017 年该厂为了降低运行成本,对 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列采取溶解氧控制措施,即,在保证出水氨氮达标的前提下尽量把溶解氧控制在较低的水平,结果显示出水氨氮稳定,出水总氮平均为 8.7 mg/L ,气水比平均为 5,外加碳源为零。同期进水水质相同的 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列因为出水氨氮略高,逐渐增加气水比至平均 7.3,出水总氮随之升高,平均为 9.6 mg/L ,外加碳源随气水比提高而增加。较低的溶解氧或者气水比有利于缺氧区的反硝化脱氮,历史数据也表明,以生活污水为主的进水,其碳氮比不是制约出水总氮达标的因素,一般生活污水的 COD/TN 为 8 左右, COD/TP 值在 73 左右,进水中有机碳源丰富,可基本满足脱氮除磷要求^[2]。

2017 年二季度 40 天内,平均进、出水总氮分别为 59.5 、 5.9 mg/L ,在没有外加碳源的条件下控制溶解氧,脱氮率高达 90%。

2.2 节能降耗

MBR 工艺电耗与药耗成本占比高,约为其他传统工艺的 3~6 倍。生产运行统计数据表明,MBR 工艺动力成本约占 45%。根据美国某水厂相关分析,MBR 工艺好氧池溶解氧每降低 1 mg/L ,可以节能 16%。 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列 2016 年电耗平均为 $0.956 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 左右,而 2017 年控制较低溶解氧后,同期电耗平均为 $0.734 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$,效果较为明显。

膜鼓风机吹扫后的回流混合液含氧高达 $8 \sim 9 \text{ mg/L}$,对好氧池起到补氧作用,所以 MBR 好氧池鼓风机电耗还有降低空间。生物池气水比冬季控制为 6~8,夏季为 4~6;生物池的气水比 >8 时不仅会引起出水总磷升高,还会导致回流混合液所带回的硝态氧破坏缺氧区脱氮效果,引起总氮升高,为此要投入更多的药剂。

2.3 生物除磷

在生物除磷无法满足要求时,可向污水中投加浓度为 10% 的液体 PAC(按 Al_2O_3 计)。受当前国家控制产能政策综合因素影响,用于聚合氯化铝生产的原材料(铝矿土和铝酸钙等)价格上涨,生产废渣在原材料产地堆积易造成二次污染;药剂质量欠佳,容易堵塞管路;首都大型活动期间供货车辆进京受限,厂区内的药罐受到占地限制需采用转运形式,扩容后需一天 2 次 30 min 频繁操作等,上述因素给依赖化学药剂控制出水达标的污水厂带来了不稳定的因素,可见生物除磷对稳定运行意义重大。

在 MBR 工艺中,通过双向优化控制 DO 实现生物除磷,此时溶解氧 DO 的阈值范围较窄,为 $2 \sim 3 \text{ mg/L}$,需要精细化及时调节。当 DO 较低时通过抑制硝化进程来完成生物除磷。当然并不是一味降低生物池 DO,除磷菌是兼性菌,好氧池 DO 过低,活性污泥会发黑,影响好氧过程磷的吸收。除了调节鼓风机开度,还可通过增加剩余污泥排放量达到系统增氧,反之亦然,进而实现 DO 的双向控制。

当好氧区末端 $\text{DO} > 4.0 \text{ mg/L}$ 时出水总磷容易升高,此时生物除磷调控不能通过剩余污泥排放完成。随着生物池曝气量降低总磷会逐渐下降,气水比由 11 调整为 7(见表 3)。为了更快降低出水总磷,实际运行管理中还会通过减少剩余污泥的排放,用增加污泥浓度的方式增加系统需氧量,进而减少 DO 强化生物除磷。此时如果增加剩余污泥排放量反而会使 DO 和出水总磷升高。表 3 表明, $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 系列 MBR 每日剩余污泥排放量基本稳定不变,但是出水总磷变化趋势却因为气水比的下降由超标转为达标。分析认为剩余污泥排放量增加是相对增加系统内 DO,有利于硝化进程,不利于磷的去除,反之亦然。2015 年至今,通过双向优化控制 DO 和剩余污泥的合理排放实现了阶段性生物除磷。

表 3 剩余污泥排放对生物除磷的影响

Tab.3 Effect of discharge of residue sludge on biological phosphorous removal

| 日期 | 进水 TP/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$) | $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列 出水 TP/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$) | 生物池气量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) | 气水比 | 处理水量/ ($10^3 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$) | 剩余污泥量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$) |
|----------|---|--|--|------|---|--|
| 8 月 14 日 | 4.98 | 0.322 | 14 580 | 8.8 | 39.7 | 1 295 |
| 8 月 15 日 | 5.49 | 0.322 | 14 510 | 10.0 | 35.0 | 1 293 |
| 8 月 16 日 | 4.78 | 0.597 | 15 124 | 11.4 | 31.7 | 1 103 |
| 8 月 17 日 | 5.19 | 0.358 | 15 207 | 10.4 | 35.0 | 1 154 |
| 8 月 18 日 | 6.55 | 0.411 | 15 171 | 10.2 | 35.7 | 1 433 |

续表3 (Continued)

| 日期 | 进水 TP/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$) | $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列 出水 TP/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$) | 生物池气量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) | 气水比 | 处理水量/ ($10^3 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$) | 剩余污泥量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$) |
|-------|---|--|--|------|---|--|
| 8月19日 | 5.64 | 0.415 | 15 064 | 9.6 | 37.6 | 1 157 |
| 8月20日 | 5.29 | 0.439 | 14 521 | 11.2 | 31.0 | 844 |
| 8月21日 | 5.59 | 0.399 | 13 545 | 9.0 | 36.1 | 1 127 |
| 8月22日 | 5.24 | 0.423 | 13 112 | 9.0 | 34.9 | 1 415 |
| 8月23日 | 6.10 | 0.346 | 12 135 | 8.2 | 35.5 | 1 147 |
| 8月24日 | 4.83 | 0.168 | 11 070 | 7.2 | 37.1 | 1 416 |
| 8月25日 | 5.19 | 0.200 | 11 061 | 7.0 | 37.9 | 878 |
| 8月26日 | 5.39 | 0.123 | 11 032 | 6.9 | 38.1 | 1 250 |
| 8月27日 | 6.55 | 0.164 | 11 108 | 7.8 | 34.2 | 1 260 |
| 8月28日 | 5.54 | 0.143 | 11 151 | 7.2 | 37.1 | 1 160 |
| 8月29日 | 6.76 | 0.143 | 10 560 | 6.4 | 39.8 | 1 093 |
| 8月30日 | 5.29 | 0.156 | 10 713 | 6.9 | 37.4 | 1 199 |
| 8月31日 | 5.69 | 0.184 | 11 100 | 7.5 | 35.7 | 1 376 |

3 其他工艺因素的优化控制

3.1 根据季节转换优化污泥浓度和污泥负荷运行

出水总磷、氨氮等随着季节转换会有较大变化,应根据季节采取不同的污泥负荷和污泥浓度的控制策略优化运行。

污泥负荷低时参与反应的生物量相对多,此时能耗和成本也会增加,为克服透水率异常衰减需提高膜曝气量,导致鼓风机能耗增加。当污泥负荷在设计值 $0.059 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 附近,MBR 工艺可以稳定运行。当污泥负荷 $> 0.064 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 时,池面白色泡沫增多,调控难度增加。较低的污泥浓度虽然有利于膜池透水率的正常衰减,却容易使生物系统遭到破坏,脱氮除磷机理也不适用^[3]。出水 COD 稳定也有赖于足够的生物量,兼顾生物系统和膜池两者的稳定运行,生物池 MLSS 为 $6\,000 \sim 9\,000 \text{ mg/L}$ 较为合理。冬季水温 $< 12\text{ }^\circ\text{C}$ 时,生物系统的硝化作用受到抑制,MLSS 不宜低于 $7\,000 \text{ mg/L}$,膜池污泥浓度很容易超出 $12\,000 \text{ mg/L}$,避免因膜池污泥浓度过高和出水水质的变化,发生不可逆的膜污染加剧和透水率衰减,此时还需增加膜吹扫气量耗能来抵抗膜污染。在好氧池硝化速率较高的夏季,采用较低的生物池污泥浓度 ($6\,000 \text{ mg/L}$) 运行,有利于节能降耗和降低膜污染。

3.2 进水量和水力停留时间

为实现脱氮除磷,MBR 厌氧段和缺氧段的停留时间总和占到生物池总停留时间的 $40\% \sim 50\%$,比

传统 A^2O 工艺占比大。MBR 工艺在高容积负荷、低污泥负荷、长泥龄下运行,抗污染负荷冲击能力强,受膜通量的限制,抗水量负荷冲击弱^[4]。进水量变化会影响出水水质和膜污染。进水量过高会加速膜污染,当水量超负荷运行 4 h 以上,常规在线化学反洗在恢复通量方面效果变差,所以要延长膜的使用寿命还需严格控制 MBR 进水量。小规模 MBR 工艺对停留时间变化更敏感,例如 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列在 4、5 月进水停留时间不足 13.2 h (低于设计值)时出水出现异常, $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列生物池停留时间稍长,约 17.6 h ,出水相对稳定。设计停留时间短的系统要完成充分的硝化需要更高的气水比和更高的能耗,所以小型水厂停留时间稍长更有利于稳定运行。

4 膜污染控制措施和效果

4.1 化学清洗与膜吹扫

连续产水膜过滤压力逐渐升高,抗膜污染多以化学反洗和离线清洗来解决,化学反洗 $3 \sim 7$ 天一次,可解决膜的轻度污染,离线清洗每年两次。不可逆的膜污染大多源于吹扫不足,如 2008 年 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列开始运行,2009 年最大平均产水能力为 $4.6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,以后逐年下降,最高仅达到设计能力的 82% ,运行到第 5 年操作压力最高到 50 kPa ,化学清洗后透水率高点仅为 $700 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{MPa})$,最低衰减到 $200 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{MPa})$,已经无法通过提高操作压力达到最大的通量,也不能通过有效的化学清洗恢复透水率。膜吹扫气量不足是造成

膜污染不可逆的主要原因。2014 年 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 系列换膜,与 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 系列对比见表 4。

表 4 膜部分参数

Tab. 4 Partial parameter formats of MBR membrane

| 项目 | $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列 | $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列 |
|--|--|--|
| 膜组器面积/ m^2 | 1 350 | 1 590 |
| 单组膜池面积/ m^2 | 21 600 | 12 720 |
| 膜总面积/ m^2 | 172 800 | 101 760 |
| 膜吹扫总气量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$ | 36 000 | 24 500 |
| 单位膜面积需气量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$ | 0.21 | 0.24 |
| 提高后总膜吹扫气量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$ | 43 000 | — |
| 提高后单位膜面积需气量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$ | 0.25 | — |
| 实际名义最大通量/ $(\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$ | 16 | 20 |
| 实际名义平均通量/ $(\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$ | 13.5 | 15 |
| 设计名义平均通量/ $(\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$ | 14.5 | 16 |

运行初期膜吹扫系统鼓风机 3 用 3 备,总气量为 $36\,000 \text{ m}^3/\text{h}$,膜吹扫量为 $0.21 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,运行一个月膜丝表面积泥严重,透水率衰减严重,平均每天透水率下降超过 $10 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{MPa})$ 。图 2 是膜吹扫气量不足导致的膜丝表面积泥,用人工冲洗加上化学浸泡清洗恢复透水率、膜通量的效果并不理想。

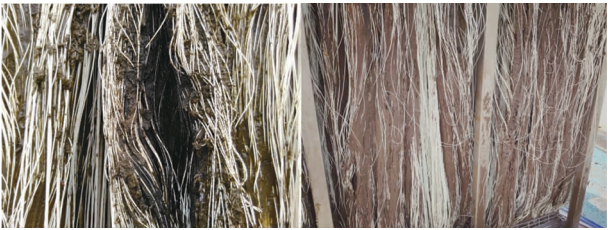


图 2 膜吹扫气量不足导致的膜污染
Fig. 2 Membrane pollution caused by insufficient air supply
for membrane cleaning

透水率最低衰减到 $400 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{MPa})$,停产进行离线化学清洗,即人工冲洗之后用 1% 氢氧化钠 + $2\,000 \text{ mg/L}$ 次氯酸钠洗浸泡 10 h,曝气,pH 值为 12.1。然后以 1% 柠檬酸浸泡、曝气,pH 值为 3.4,透水率可恢复到平均 $1\,850 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{MPa})$,效果较好。但是由于吹扫气量不足,洗后运

行一周透水率迅速衰减。

针对这一状况采取措施,2015 年 7 月增开一台膜吹扫风机,由 3 用 3 备改为 4 用 2 备,总气量为 $41\,000 \sim 43\,000 \text{ m}^3/\text{h}$,此时单位膜面积吹扫气量提高到 $0.25 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,膜池污泥浓度 $12\,000 \text{ mg/L}$,膜污染得到及时有效的控制,透水率衰减正常。膜吹扫气量充足还可抗水量负荷的波动。

4.2 合理配置鼓风机气量

$4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列生物池设计需气量为 $17\,649 \text{ Nm}^3/\text{h}$,实际需气量为 $7\,000 \sim 11\,000 \text{ Nm}^3/\text{h}$, $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列生物池设计需气量为 $37\,600 \text{ Nm}^3/\text{h}$,实际需气量为 $12\,000 \sim 18\,000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 。

$4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列和 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列生物池共用一套鼓风机系统,采用单级高速离心鼓风机 3 台,风量为 $508 \text{ m}^3/\text{min}$,实际使用 1 用 2 备,全年 2/3 时间由一台鼓风机提供最高约 $23\,000 \text{ m}^3/\text{h}$ 的风量给全厂好氧池曝气,其余时间 2 用 1 备运行,可见设计需气量和实际需气量有较大差异。膜擦洗鼓风机设计上稍显不足,例如 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列膜擦洗是 4 用 1 备,鼓风机风量为 $228 \text{ m}^3/\text{min}$; $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ MBR 系列膜擦洗鼓风机 3 台,单台风量 $Q = 180 \text{ m}^3/\text{min}$,由于没有备用鼓风机,当有故障时,膜池只能减产。

5 膜泄漏和解决措施

膜池取代传统二沉池进行泥水分离后,污泥上浮和膨胀不再影响出水水质,虽然不受污泥沉降性能限制和影响,但是膜池泄漏会引起出水异常。初期泄漏一般不容易察觉,但是会引起出水如总磷等指标的攀升,如果不能及时判断采取措施会最终导致超标,错失调控的良机。这种情况一般发生在离线清洗后,由于安装不到位或者膜局部损坏所致。

断裂的膜丝增多时会在投入产水的初期出水混浊,但是随着产水不断进行,断丝处会很快被高浓度的膜池混合液堵塞住,最终不会影响到产水水质。

解决措施:根据出水水质变化进行分析,在线仪表失灵的情况下也适用。4 月 17 日有一组膜池离线清洗恢复运行,次日出水总磷持续上升,总氮、氨氮指标相对稳定,总氮不随总磷一起上升,初步判断不是由于溶解氧过高所致,而是与膜池物理泄漏相关。4 月 21 日总磷 0.25 mg/L 接近超标,取样观测 1、2 号膜池对比样,发现 1 号膜池出水混浊。22 日

经过排查隔离膜组器后,出水总磷和总氮大幅降低。在此过程中,随着调低溶解氧,氨氮指标升高趋势,总磷和总氮下降。泄漏原因是膜片产水收集管处断裂,拆开更换后恢复正常产水,总磷也随之下降。

最后,MBR 工艺在线仪表品质参差不齐,价格昂贵,初期投入较高,敏感性差异和局限性对于工艺调控的参考作用也有限,日后维护需投入大量的人力、物力,应避免过度依赖。在实践中根据实际运行状况,结合部分常规手持溶解氧仪进行出水趋势判断、逻辑技术分析来调控,可减少部分在线仪表的一次性投入和后期的维护量。

6 结语

① 进水碳氮比不是制约 MBR 工艺脱氮除磷的主要因素,在氨氮出水达标的情况下优化控制溶解氧阈值范围在 $1.5 \sim 3.5 \text{ mg/L}$,可在没有外加碳源的情况下实现高效脱氮和生物除磷,反硝化脱氮也不会受到回流污泥所携带的氧影响,平均脱氮率达到 90%,在节约药剂成本的同时不引入有机物的二次污染,年节约药剂费用千万余元。

② 优化控制污泥负荷在 $0.059 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$,生物池污泥浓度在 $6\,000 \sim 9\,000 \text{ mg/L}$,生物池气水比冬季 $6 \sim 8$,夏季 $4 \sim 6$ 等关键工艺参数,水力停留时间 $\geq 13.2 \text{ h}$,出水可满足特许经营服务协议和北京市《城镇污水处理厂水污染物排放标准》(DB 11/890—2012)的一级 B 标准要求,获得其他工艺不易得到的出水水质的同时可降低鼓风机单耗。

③ 定期化学清洗可以抵抗轻度膜污染,膜吹扫气量充足比膜的化学清洗来得重要,单位膜面积吹扫气量 $\geq 0.24 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 可维持透水率正常衰减,同时控制膜池污泥浓度不超过 $12\,000 \text{ mg/L}$ 。控制进水量有利于抗膜污染,延长膜的使用寿命。

④ MBR 回流混合液所带回的氧可以给生物池补给作用,在设计上 MBR 膜擦洗鼓风机备用普遍稍显不足,而好氧池鼓风机配置有余。建议在今后的 MBR 工艺设计和运行中改进和改造。

⑤ MBR 工艺污泥浓度比传统工艺高,出水水质好,避免了污泥膨胀问题,但需要防止由于膜泄漏

引起的出水水质异常。根据出水水质和工艺参数变化的逻辑关系进行分析判断可以有效杜绝超标。

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] 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 Sewage Plant[M]. Beijing: Science Press, 1997 (in Chinese).
- [3] 张静. 倒置 A^2O 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^2/O process for nitrification and phosphorus removal[J]. China Water & Wastewater, 2007, 23(20): 94-96 (in Chinese).
- [4] 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): 78-79.
Yang Xiaoli, Wang Shihe. Integrated effect of MLSS and aeration intensity on membrane bioreactor operation[J]. China Water & Wastewater, 2007, 23(1): 78-79 (in Chinese).



作者简介:张静(1971—),女,山东阳谷人,本科,高级工程师,长期从事 MBR 工艺污水厂的运行管理工作。

E-mail: 953225839@qq.com

收稿日期: 2018-08-18