

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2024.18.004

北方地区多级A/O工艺与MBR工艺运行对比分析

陈浩林^{1,2,3}, 史大林³, 安东^{1,2}, 侯锋², 方运川², 史乃彪¹,
彭轶^{1,2}

(1. 北京信通碧水再生水有限公司, 北京 101149; 2. 信开环境投资有限公司, 北京 101101; 3. 北京河东信泽环保科技有限公司, 北京 101117)

摘要: 污水处理工艺的比选对污水处理效率和运营成本至关重要。分段进水多级A/O工艺作为活性污泥法的一种,具有高效脱氮和节省成本的优点;MBR工艺同样具有高效的处理效率和节地的优势,但其高能耗的缺点较突出。针对北方某城市同一区域的A、B两座污水厂,从处理水量、水质、能耗和成本等方面进行分析,以期为同地区污水处理质量和付费监管以及新建污水处理厂工艺比选提供借鉴。对比分析可知,分段进水多级A/O工艺只需在进水TN冲击的工况下投加外碳源,相比MBR在全年超设计规模21.5%水量工况运行下其电耗节省0.1 kW·h/m³。另外,MBR的次氯酸钠消耗较大,平均单耗比多级A/O工艺高出35 mg/L。经计算,多级A/O工艺的运营生产成本约0.495元/m³,MBR工艺的运营生产成本约0.955元/m³。

关键词: 多级A/O工艺; MBR工艺; 能耗; 成本

中图分类号: TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2024)18-0022-07

Analysis of the Operation Comparison between Multi-stage A/O Process and MBR Process in North China

CHEN Hao-lin^{1,2,3}, SHI Da-lin³, AN Dong^{1,2}, HOU Feng², FANG Yun-chuan²,
SHI Nai-biao¹, PENG Yi^{1,2}

(1. Beijing Xintong Bishui Reclaimed Water Co. Ltd., Beijing 101149, China; 2. Xinkai Environment Investment Co. Ltd., Beijing 101101, China; 3. Beijing Hedong Xinze Environmental Protection Technology Co. Ltd., Beijing 101117, China)

Abstract: The comparison and selection of sewage treatment processes is very important to the efficiency and operating cost of sewage treatment. As one of the activated sludge processes, the step-feed multi-stage A/O process has the advantages of efficient nitrogen removal and cost saving. The MBR process also has the advantages of high treatment efficiency and land saving, but its disadvantage of high energy consumption is more prominent. This paper analyzes the treated water quantity, water quality, energy consumption and cost of two water plants in the same area of a city in the North China, so as to provide reference for regional sewage treatment quality and payment supervision, and process selection of the new WWTP. The comparative analysis shows that the step-feed multi-stage A/O process only needs to add the external carbon source under the condition of influent TN impact. Compared with MBR under the

基金项目: 北京市通州区科技计划项目(KJ2022CX013)

通信作者: 彭轶 E-mail: pengyi@sdic.com.cn

condition of annual water volume exceeding the design scale by 21.5%, the power consumption of multi-stage A/O process is saved by 0.1 kW·h/m³. In addition, the sodium hypochlorite consumption of MBR is increased, and the average single consumption is 35 mg/L higher than that of the multi-stage A/O process. Through calculation, the operating production cost of multi-stage A/O process is about 0.495 yuan/m³, and the operating production cost of MBR process is about 0.955 yuan/m³.

Key words: multi-stage A/O process; MBR process; energy consumption; cost

根据住房和城乡建设部《2021年城乡建设统计年鉴》,截至2021年底,全国城市污水处理厂共计2 827座,处理能力为20 767×10⁴ m³/d,污水处理率达97.89%。可以看出,城市水污染治理效果显著,污水处理厂资产已由建设转变为运营状态,故今后扎实稳定高效运营好污水厂至关重要。污水厂作为城市污水集中治污最重要的组成部分,污水处理工艺有活性污泥法、生物膜法和膜处理技术。随着污水排放标准愈来愈严格,尤其是对N、P污染物的排放要求严苛,通常采用同步脱氮除磷工艺,活性污泥法以A/O、A²/O、SBR、氧化沟为代表,处理效率高,抗冲击负荷能力强;膜处理技术多以A²/O+MBR为代表工艺,采用MBR替代传统二沉池,实现泥水分离。

污水处理工艺的处理效率和运行成本两个核心指标一直贯穿整个污水运营生命周期,但目前针对同地区的污水处理效率和运行成本周期追踪分析介绍的案例很少,对同地区不同污水处理工艺的处理效率和运行成本进行对比分析,其目的在于:一方面可为地区污水处理质量管控和付费监管提供指导性建议,另一方面可为新建或改扩建污水处理项目工艺比选提供借鉴。为此,以北方某同一地区的两座污水处理厂为对象,从水质处理、能耗管理、运行成本、水厂管理等维度进行对比分析与阐述。

1 工艺运行对比

这两座污水厂位于北方某超级大城市的城市副中心规划服务范围内,其区域位置关系如图1所示,其中A污水厂服务范围为46 km²的老城区,B污水厂服务范围为20 km²的新老结合城区,两厂收水范围内的污水主要为居民生活与公建排水,无工业废水。另外,两座污水厂基本同步建设与投运,其设计进、出水水质如表1所示。出水主要用于市政浇洒、园林绿化浇灌、河道生态基流补水等用途。



图1 A、B厂区域位置关系

Fig.1 Location diagram of WWTP A and WWTP B

表1 A、B厂的设计进、出水水质

Tab.1 Design influent and effluent quality of WWTP A and WWTP B mg·L⁻¹

项目	BOD ₅	COD	SS	TN	NH ₄ ⁺ -N	TP
A厂进水	200	400	200	70	60	6
B厂进水	260	450	280	65	55	8
出水	6	30	5	15	1.5	0.3

1.1 工艺概况

① A污水厂

A污水厂处理规模为18×10⁴ m³/d,设计综合变化系数为1.3,工艺流程如图2所示。该污水厂预处理段粗格栅2台,格栅间隙10 mm;细格栅5台,格栅间隙3 mm;曝气沉砂池1座,水力停留时间5 min;膜格栅6台,格栅间隙1 mm。生化池采用三级A/O工艺,总水力停留时间14.8 h,有效水深6.0 m,三段容积比为1:1.3:1.6,污泥负荷为0.07 kgBOD₅/(kgMLSS·d);双层平流二沉池水力停留时间2.5 h,表面水力负荷0.9 m³/(m²·h);高密度沉淀池混合区水力停留时间5 min,絮凝区水力停留时间15 min,沉淀区水力停留时间30 min,表面水力负荷15.3

$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;超滤膜2组,共16格,设计产水通量为 $32.61 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

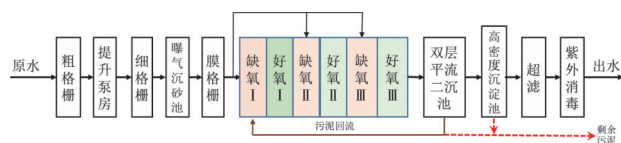


图2 A厂工艺流程

Fig.2 Process flow chart of WWTP A

② B污水厂

B污水厂处理规模 $4 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,设计综合变化系数1.4,工艺流程如图3所示。预处理段粗格栅2台,格栅间隙20 mm;中格栅2台,格栅间隙8 mm;曝气沉砂池1座,最大水力停留时间4 min;细格栅4台,格栅间隙1 mm。 A^2/O 生化池中平均水力停留时间14.36 h,有效水深5.0 m,厌氧段水力停留时间2.0 h, R_3 为100%;缺氧段水力停留时间3.42 h, R_2 为400%;好氧段水力停留时间8.94 h, R_1 为400%~600%,污泥负荷 $0.062 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。MBR池共4座,24套膜组器,单个膜组器出水量为 $840 \text{ m}^3/\text{d}$ 。

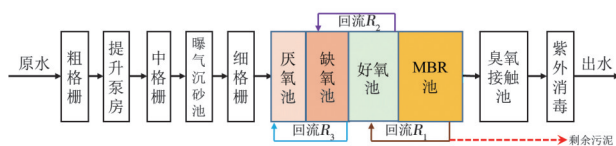


图3 B厂工艺流程

Fig.3 Process flow chart of WWTP B

1.2 处理水量

基于全年统计水量,A厂全年平均处理水量为 $17.04 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,平均处理负荷率达94.7%;A厂旱雨季处理水量泾渭分明,雨季7月—9月3个月的日均处理量分别为 20.81×10^4 、 20.61×10^4 、 $20.74 \times 10^4 \text{ m}^3$,分别超出设计规模15.6%、14.5%和15.2%。这是因为污水厂收水范围内的老城区存在部分雨污混流管网,污水中存在一定量的雨水;B厂全年平均日处理水量为 $4.8 \times 10^4 \text{ m}^3$,平均处理负荷率达121.5%;全年处理水量均超出了设计规模,属于超负荷运行。其中,8月的处理水量最大,日均水量高达 $5.28 \times 10^4 \text{ m}^3$;2月处理水量最小,日均处理量为 $4.3 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。

1.3 生化参数控制

污泥浓度和溶解氧是污水处理厂运行的重点控制参数。结合两厂的日常监测数据(见图4),A厂

生化池全年污泥浓度控制相对均衡,污泥浓度为 $(4\ 400 \pm 500) \text{ mg/L}$,仅在6月污泥浓度出现下降(MLSS 为 $3\ 900 \text{ mg/L}$),因受降雨和水力冲击的影响,工艺未能及时调整导致污泥浓度低于 $4\ 000 \text{ mg/L}$;B厂生化池全年污泥浓度控制在 $(12\ 000 \pm 3\ 000) \text{ mg/L}$,膜池污泥浓度控制在 $(15\ 400 \pm 3\ 500) \text{ mg/L}$,可见B厂生化池污泥浓度比A厂高1~2倍,因B厂全年处于高位水力负荷运行,加之后端污泥处理设备能力不足与外部污泥接纳单位技术改造减量处置缘由,污泥出路被“卡脖子”,导致生化系统的污泥浓度一直处于较高水平。

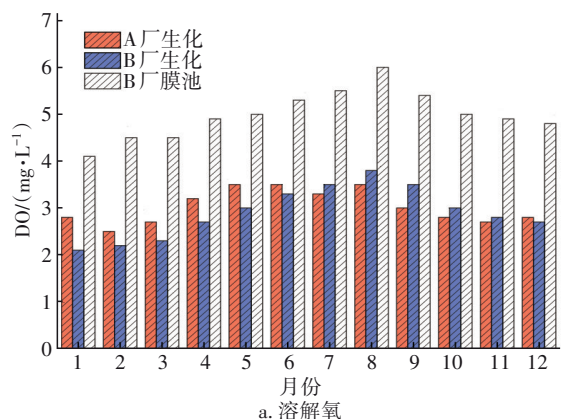
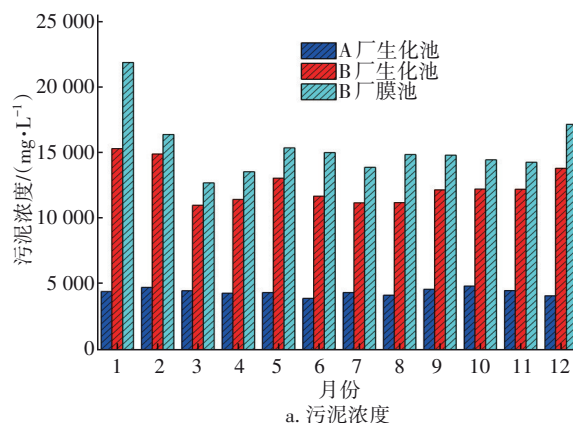


图4 A、B厂污泥浓度与溶解氧

Fig.4 Sludge concentration and dissolved oxygen in WWTP A and WWTP B

在溶解氧控制方面,A厂曝气系统采用了精准曝气系统,故溶解氧控制较均衡,生化池末端的DO平均为 3.0 mg/L ,低温时节(10月—次年3月)的溶解氧控制在 $2.0 \sim 3.0 \text{ mg/L}$,4月—9月控制在 $3 \sim 3.8 \text{ mg/L}$ 。B厂生化池的溶解氧控制也较稳定,夏季溶解氧浓度最高,7月—9月溶解氧分别为 3.5 、 3.8 、 3.5 mg/L ,其他月份均控制在 $2 \sim 3 \text{ mg/L}$ 。A、B厂生化池的溶解氧控制均在合理活性污泥所需的正常

区间内,但B厂膜池的溶解氧浓度较高,这是因为膜池需要较高的曝气量振动膜丝。

1.4 水质情况

因数据量较大,各水质均以每半月平均值为统计对象。A、B两厂进、出水COD与 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 情况如图5所示。其中,A厂进水COD平均为243 mg/L,最大进水COD为290 mg/L,最小进水COD为168 mg/L,10月—次年6月进水COD维持在 (250 ± 30) mg/L,7月—9月进水COD维持在 (200 ± 30) mg/L,这与外部管网和雨季周期相契合。A厂全年出水COD达标排放($\text{COD}<30$ mg/L),平均为14 mg/L,平均去除率达94.2%。B厂进水COD平均为245 mg/L,最大进水COD为323 mg/L,最小进水COD为175 mg/L,出水COD平均为13 mg/L,平均去除率达94.3%。对于 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 而言,A厂进水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 平均为35.7 mg/L,低于B厂全年平均值(40 mg/L),A厂 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 全年变化波动较大,7月—9月因受外部雨水冲击影响,进水氨氮平均为27 mg/L,为全年最低值。B厂进水 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 为 (35 ± 2) mg/L,与A厂进水氨氮相比较平稳。两厂 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 出水水质均低于1.0 mg/L,稳定小于排放标准要求,两工艺的 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 去除率均高达99%,相比之下,因MBR系统污泥浓度比多级A/O工艺高,故其硝化和有机物去除能力更彻底。

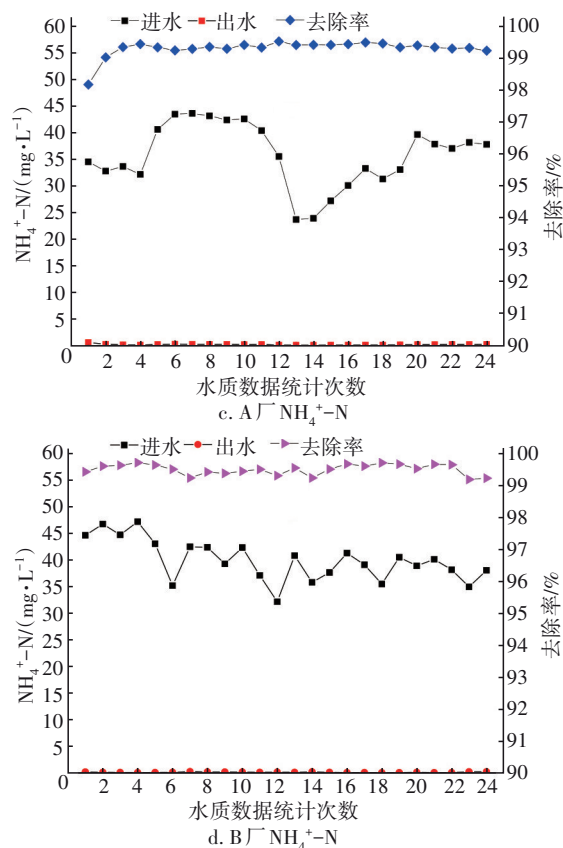
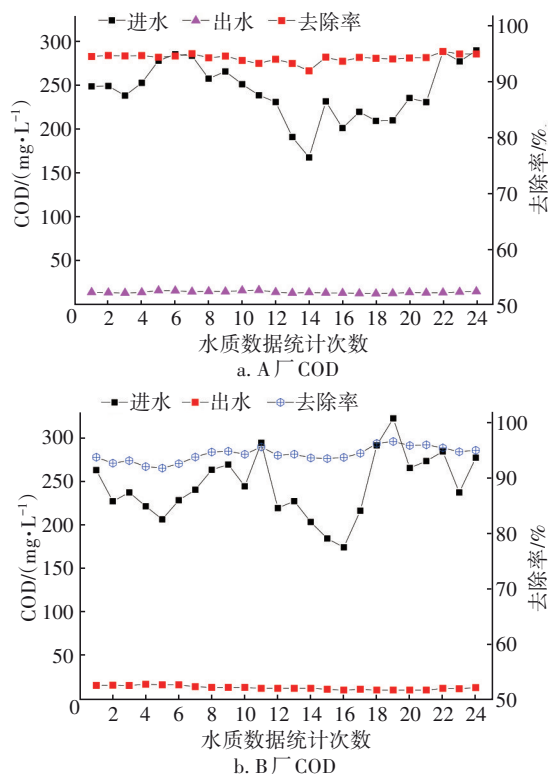


图5 A、B厂进出水的COD、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度及去除率

Fig.5 COD, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ concentration of influent and effluent and their removal rates of WWTP A and WWTP B

对于活性污泥法和MBR工艺而言,两者在工艺上针对碳和氮的去除相差不大,但对于磷的去除,多级A/O工艺作为高效脱氮的优势工艺,受其工艺结构(缺/好氧环境交替)影响难以为聚磷菌创造厌氧释磷环境^[1],故生化除磷效率较低;为保障出水TP达标排放,两种工艺均是在二级处理后端再串联深度处理单元,以化学除磷为主要代表的高效沉淀池很常见。对于MBR工艺,因前端A²/O工艺为聚磷菌提供了厌氧释磷和好氧吸磷环境,其生化除磷效果较好,但受生物除磷局限性的影响,常规运行策略是将除磷药剂(如PAC)投加在好氧池末端^[2],使其与混合液充分接触以达到同步除磷的效果。两厂的除磷情况如图6所示。A厂的进水TP平均为4.2 mg/L,最大值为12月的4.67 mg/L,最小为7月的2.69 mg/L;B厂全年进水TP为6~7 mg/L,其平均值为6.6 mg/L,比A厂高2.4 mg/L;另外,A厂进水TP随季节变化波动较大,尤其在7月受当地降雨的影响,进水TP被雨水稀释较明显;B厂进水TP较稳定。从排放结果来看,两厂的出水TP均在0.2 mg/L

以下,低于排放标准(0.3 mg/L),进一步说明两种工艺运行均较稳定。

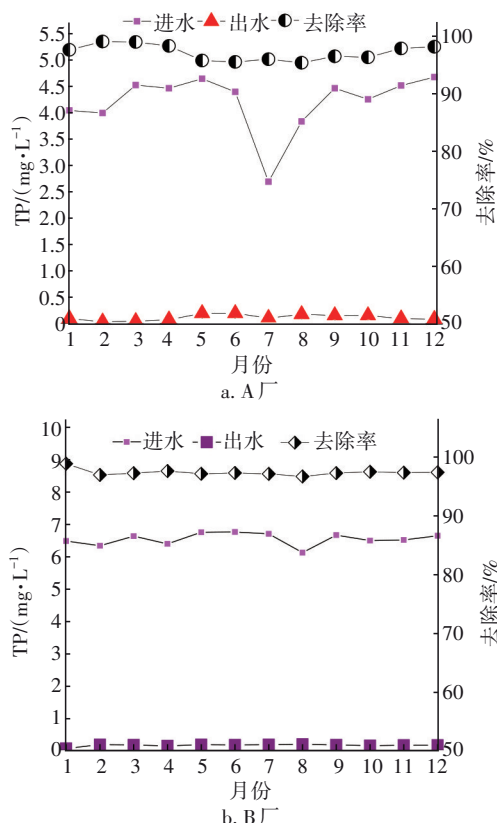


图6 A、B厂进出水TP及去除率

Fig.6 TP concentration of influent and effluent and its removal rate of WWTP A and WWTP B

2 能耗分析

2.1 电耗

污水厂作为用电大户,不同工艺运行的耗电量也存在差异性。根据统计,A厂全年用电单耗平均为 $0.493 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,最大吨水电耗为 $0.562 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,最小吨水电耗为 $0.396 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ 。其中3月—5月平均电耗为 $0.558 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,7月—9月平均电耗为 $0.411 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,这与处理水量直接相关:受处理水量增多影响,水厂设备全启动超负荷运转,随着进水量增多,单位处理水量电耗随之减少,反之亦然。故污水厂处于高水力负荷运转工况下,吨水电耗有所下降,但对设备使用寿命不利;相反,污水厂处于低负荷运转工况,吨水电耗随着处理水量的降低而增高,进而增大生产成本。B厂全年用电单耗平均为 $0.589 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,最小吨水电耗为 $0.471 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,其中1月、2月的吨水电耗分别为 0.736 、 $0.804 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,高于其他月份,其原因:①这两个月的气温较

低,MBR处理效率骤降,在运行策略上加大了鼓风机开启台数以增大曝气量;②B厂为核心办公区水源热泵提供中水量增大,导致再生水泵电耗增多。综合比较A、B厂的电耗情况(见图7),B厂全年平均电耗比A厂高,吨水电耗平均高出 $0.1 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$,最为明显的是1月—2月与7月—8月这两个时段的电耗差。

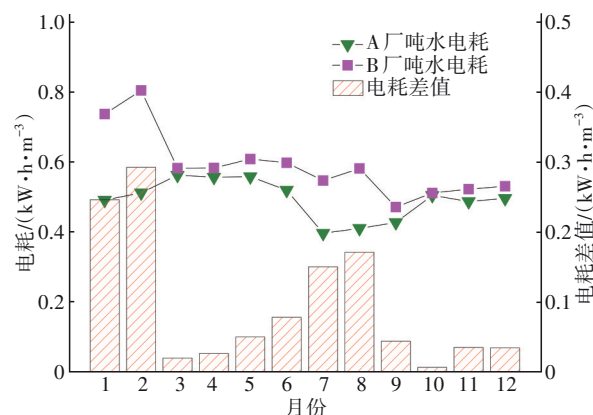


图7 A、B厂电耗对比

Fig.7 Comparison of electricity consumption of WWTP A and WWTP B

2.2 药耗

污水处理厂常见的生产药剂类型分为碳源、除磷药剂、污泥脱水药剂、消毒药剂和洗膜药剂等,A厂使用的药剂主要有碳源(葡萄糖)、除磷药剂、阴离子型PAM、次氯酸钠、阳离子型PAM;B厂使用的药剂主要有碳源(葡萄糖)、除磷药剂、次氯酸钠、阴离子型PAM、柠檬酸、液氧。主要针对两厂共同药剂(碳源、除磷剂和次氯酸钠)的使用量进行对比分析,结果见图8。

如图8(a)所示,对于碳源,A厂全年7个月未投加,因多级A/O通过分段进水的优势将原水按照各缺氧段反硝化程度进行调配,最大限度地利用原水碳源作为硝态氮的电子供体;其中4月、9月、10月、11月、12月投加了碳源,4月实际上只在第7天和第14天投加了碳源,投加量分别为 5.5 、 11.4 t 。9月20日—10月25日每日投加约 1000 kg 葡萄糖,随着气温的降低,生化系统的脱氮能力逐渐减弱,为应对冬季低水温对脱氮的影响,实施逐步投加碳源策略,一方面提高反硝化菌的数量和活性,另一方面消除因进水TN浓度升高而致C/N比偏低的影响。11月、12月主要应对个别时间段进水TN超标的冲

击影响而投加碳源。B厂每月碳源投加平均为97 t,单位水量平均投加量为65 mg/L,12月一次年6月进水碳源投加量稳定在(82±10)mg/L。受雨季的影响,污水中混入雨水稀释,导致7月—11月碳源投加量为(117±5) mg/L。可以看出,多级A/O工艺具有高效节省碳源的优点。

针对PAC液体除磷剂(有效成分 $Al_2O_3 \geq 12\%$,不溶物含量 $\leq 1\%$),A厂每月平均投加567 t,单位水量投加量为110 mg/L,B厂每月平均投加量为200 t,单位水量投加量为133 mg/L,B厂除磷投加量比A厂高23 mg/L。如图8(b)所示,A厂上半年除磷剂投加量控制在110~140 mg/L,下半年维持在100 mg/L左右。B厂在6月—10月除磷药剂投加量较高,其原因是污泥处置单位在此时段进行改造,其污泥接收量变少,导致污泥去处受阻,生化池中部分磷二次释放,因此实施了增大除磷剂投加量的控制策略。

如图8(c)所示,对于次氯酸钠投加,A厂每月平均投加120 t,单位水量投加量为23 mg/L,主要用于后端再生水氯消毒。B厂每月平均投加86 t,单位水量投加量为58 mg/L,次氯酸钠主要用于膜池清洗,同时为出水补充一部分余氯以达到持续消毒作用。

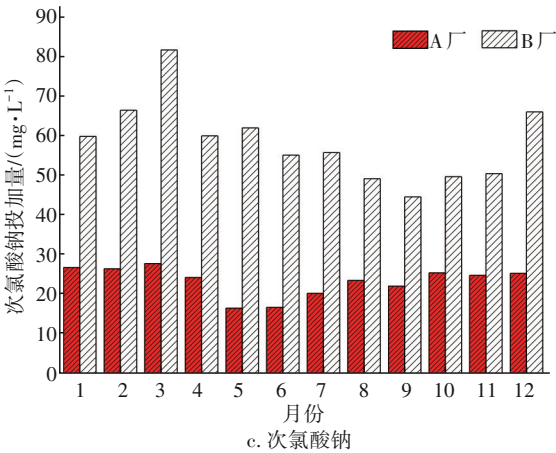
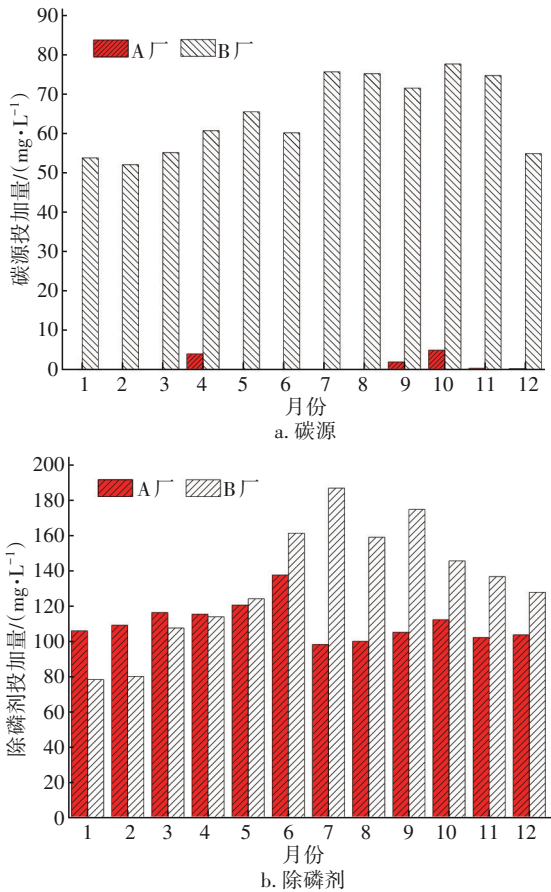


图8 A、B厂主要药剂单耗投加量
Fig.8 Dosage of main agents in WWTP A and WWTP B
3 成本分析

污水厂运行成本主要包括电费和药剂费,综合计算结果见表2。

表2 A、B厂运行成本
Tab.2 Operating costs in WWTP A and WWTP B

项目	单价	A厂费用/(元·m ³)	B厂费用/(元·m ³)
电	A厂0.56元/(kW·h)、B厂0.65元/(kW·h)	0.28	0.38
碳源	2 500元/t	0.002	0.163
除磷剂	1 350元/t	0.15	0.18
次氯酸钠	1 100元/t	0.03	0.06
PAM	阳离子型为25 000元/t,阴离子型为13 000元/t	0.03	0.066
柠檬酸	13 000元/t	0.003	0.066
液氧	2 000元/t		0.040
电药成本		0.495	0.955
注: A、B厂电价根据供电市场化改革要求,按照尖、峰、谷、平四个分段综合核算,为简化口径,采用电费缴纳总额除以总处理水量得出平均电价 ^[3] ;A厂PAM包括阴、阳离子两种类型,B厂PAM仅阳离子型。			

4 结语
① 分段进水多级A/O工艺与MBR工艺对污染物的去除均具有稳定性,其中多级A/O比MBR具有更高的脱氮除碳能力和耐水力冲击负荷能力,但受其工艺结构的影响,生物除磷能力提升有待挖掘;MBR工艺因具有较高的污泥浓度,针对碳和硝化底物反应更彻底,出水水质优于多级A/O工艺。
② 多级A/O工艺污水厂(A厂)吨水电耗比MBR工艺污水厂(B厂)低0.1 kW·h/m³,因B厂全年处于超出设计规模的21.5%负荷运行,导致在电耗

上差距不大。多级A/O工艺利用分段进水的优势将原水按照各缺氧段反硝化程度进行分配,最大限度地利用原水碳源作为硝态氮的电子供体,在应对进水TN超标的冲击影响下应给予投加。受多级A/O工艺结构的影响,聚磷菌所需的厌氧环境难以控制,A厂的除磷剂平均投加量为110 mg/L;B厂因污泥出路受限,系统出现大量的污泥积累,造成除磷剂的投加量浮动偏高,B厂平均除磷剂投加量为133 mg/L,比A厂高20%。A厂的次氯酸钠主要用于出水消毒,其平均投加量为23 mg/L;B厂次氯酸钠平均投加量为58 mg/L,一部分用于再生水消毒,另一部分用于膜池清洗,故B厂的次氯酸钠单耗为A厂的2.5倍。

③ 分段进水多级A/O工艺污水厂的电、药耗总成本为0.495元/m³,MBR工艺污水厂的电、药耗总成本约为0.955元/m³,MBR工艺相比多级A/O工艺成本增加0.46元/m³,主要增加项为电费增加0.1元/m³,占增加成本的22%;碳源成本增加0.161元/m³,约占增加成本的35%。为节省电耗和碳源,建议将MBR前端的A²/O生化池改造成分段进水多级A/O池,既可充分利用原水中的碳源,又可减少混合液回流所需能耗,以达到节碳节能的效果。

④ 在污水厂工艺确定之前的比选阶段,需严格结合所选工艺的去除效率和运行成本综合考量。

综上所述,在污水处理后运行时代,多级A/O具有高效的处理效率和较低的运行成本投入,具有一定的优势。MBR固有的高能耗属性,建议在经济水平相对欠发达或对区域水环境质量不高的地区慎用。

参考文献:

- [1] 陈浩林,彭轶,安东,等. 分段进水多级A/O工艺污泥膨胀控制专家系统[J]. 中国给水排水,2021,37(8): 153-159.
CHEN Haolin, PENG Yi, AN Dong, *et al.* Expert system for sludge bulking control in multi-stage A/O process [J]. China Water & Wastewater, 2021, 37(8): 153-159 (in Chinese).
- [2] 李易寰,董玉明,高芳. AAOA-MBR工艺在污水厂提标扩建中的应用[J]. 中国给水排水,2022,38(18): 114-119.
LI Yihuan, DONG Yuming, GAO Fang. Application of AAOA-MBR process in sewage treatment plant upgrading and expansion [J]. China Water & Wastewater, 2022, 38(18): 114-119 (in Chinese).
- [3] 谭雪,石磊,马中,等. 基于污水处理厂运营成本的污水处理费制度分析——基于全国227个污水处理厂样本估算[J]. 中国环境科学,2015,35(12): 3833-3840.
TAN Xue, SHI Lei, MA Zhong, *et al.* Institutional analysis of sewage treatment charge based on operating cost of sewage treatment plant—an empirical research of 227 samples in China [J]. China Environmental Science, 2015, 35(12): 3833-3840 (in Chinese).

作者简介:陈浩林(1992-),男,四川平昌人,大学本科,工程师,主要从事给排水设计、技术研发与运营管理工作。

E-mail: 1175688856@qq.com

收稿日期:2022-11-24

修回日期:2022-12-24

(编辑:丁彩娟)

推进城市节水,建设美丽城市