

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2022.10.027

芬顿预氧化+MBR工艺处理制药等化工废水

李志雷¹, 张开海²

(1. 山东省建筑设计研究院有限公司, 山东 济南 250021; 2. 山东省城建设计院, 山东 济南 250021)

摘要: 山东省潍坊市某化工园污水处理厂设计处理规模为 $1\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$,其中制药等化工废水 $5\,000\text{ m}^3/\text{d}$,非化工废水 $5\,000\text{ m}^3/\text{d}$,设计出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级A标准。采用分质处理,化工废水采用芬顿预氧化+脉冲水解酸化+两级AO+MBR组合工艺,非化工废水采用预处理+AAO生化+三沉池组合工艺。该项目从2014年1月开始运营,处理效果良好,出水水质稳定达标。

关键词: 制药废水; 分质处理; 芬顿预氧化; MBR工艺

中图分类号: TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2022)10-0160-06

Treatment of Pharmaceutical Wastewater by Fenton Pre-oxidation and MBR Process

LI Zhi-lei¹, ZHANG Kai-hai²

(1. Shandong Provincial Architectural Design Institute Co. Ltd., Jinan 250021, China; 2. Shandong Provincial Urban Construction Design Institute, Jinan 250021, China)

Abstract: The design capacity of a wastewater treatment plant in a chemical industry park in Weifang City, Shandong Province, is $10\,000\text{ m}^3/\text{d}$, including $5\,000\text{ m}^3/\text{d}$ of pharmaceutical and other chemical wastewater and $5\,000\text{ m}^3/\text{d}$ of non-chemical wastewater. The designed effluent quality is first level A in the *Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plant* (GB 18918—2002). The wastewater is treated separately according to quality. The combined process of Fenton pre-oxidation, pulse hydrolysis acidification, two stage AO and MBR is adopted for chemical wastewater, and the combined process of pretreatment, AAO biochemical, and triple sedimentation tank is adopted for non-chemical wastewater. The project has good treatment effect and stable effluent quality since its operation in January 2014.

Key words: pharmaceutical wastewater; separated treatment; Fenton pre-oxidation; MBR process

1 工程概况

山东省潍坊市某化工园污水处理厂设计处理规模为 $1\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$,其中制药等化工废水 $5\,000\text{ m}^3/\text{d}$,非化工废水 $5\,000\text{ m}^3/\text{d}$ 。化工排污企业中12家较大企业采用“一企一管”的方式输送废水,剩余排污量较小的企业采用罐车运输废水,这样可以有效地实时

监控每一家化工企业的排放水量、水质。在12家较大的化工企业中,包括2家化工类制药企业和1家氨基酸类制药企业,其化工废水的盐分高、有毒有害难降解有机物非常多。非化工废水包括非化工工业企业排水以及少量市政污水,采取传统的市政污水管道纳污形式。该污水处理厂于2013年初开始改造,

2014年1月正式投入运行。

2 设计水质及工艺确定

该污水处理厂化工废水和非化工废水分质收

集,出水水质需达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级A标准。设计进、出水水质见表1,2012年进水水质见表2。

表1 设计进、出水水质

Tab.1 Design influent and effluent quality

项目	COD/(mg·L ⁻¹)	BOD ₅ /(mg·L ⁻¹)	SS/(mg·L ⁻¹)	NH ₃ -N/(mg·L ⁻¹)	TN/(mg·L ⁻¹)	TP/(mg·L ⁻¹)	pH
化工废水	1 000	200	500	100	120	20	6.0~9.0
非化工废水	500	200	300	35	50	10	6.0~9.0
出水标准	50	10	10	5(8)	15	0.5	6.0~9.0

表2 2012年进水水质

Tab.2 Average quality of wastewater in 2012

项目	COD/(mg·L ⁻¹)	BOD ₅ /(mg·L ⁻¹)	SS/(mg·L ⁻¹)	NH ₃ -N/(mg·L ⁻¹)	TN/(mg·L ⁻¹)	TP/(mg·L ⁻¹)	pH
化工废水	617	125	386	65.3	83.0	12.9	6.0~9.0
非化工废水	229	85	267	31.3	42.5	6.8	6.0~9.0

由表1可知,化工废水重点去除指标是COD、NH₃-N、TN,非化工废水重点去除指标是COD。

① 化工废水采取“一企一管”收集,适时监控每家企业的排水量和水质,发现水质超标需及时采取措施。“一企一管”废水排入调节池,调节水量、水质,保证后续单元的稳定运行。

② 化工废水B/C低,不适于直接进行生化处理。经过试验,选取芬顿预处理的方式。芬顿试剂在酸性条件下生成羟基自由基,破坏难降解有机物结构,氧化分解有机物,同时提高废水的可生化性。

③ 化工废水经过芬顿预氧化后,加碱调至中性,然后经过混凝沉淀进入水解酸化池,在大量水解、酸化菌作用下将不溶性有机物水解为溶解性有机物,将难生物降解的大分子物质转化为易生物降解的小分子物质,从而改善废水的可生化性,进一步提高B/C,大大减轻后续工艺的处理负荷。

④ 因为化工废水总氮去除率需达到87.5%以上,生化处理采用两级AO+MBR模式。在一级缺氧池和二级缺氧池中均设置碳源投加系统,根据中控室数据及时按需投加碳源,保证出水总氮达标。膜生物反应器(MBR)采用先进的浸没式微滤膜处理工艺,针对化工废水进行优化,目前在化工园区污水处理中已得到广泛应用,效果稳定可靠。该技术通过膜组件的高效分离作用,大大提高了泥水分离效率,并且由于曝气池中活性污泥浓度的增大和污泥中优势菌的出现,提高了生化反应速率。与传统生物方法相比,具有减少占地面积、出水浊度低的优点^[1-2]。

⑤ 非化工废水中因为含钙较高,采取传统的预处理+AAO生化+二沉池+三沉池处理工艺。

⑥ 非化工废水中有一家明胶废水,水量为2 000~3 000 m³/d,钙浓度为2 000 mg/L以上,钙离子形成的碳酸钙等沉淀于微滤膜表面会严重影响膜通量,缩短膜寿命^[3-5]。

基于上述分析,确定了化工废水和非化工废水分质处理的工艺流程。

3 工艺流程及设计

3.1 工艺流程

废水处理工艺流程见图1。

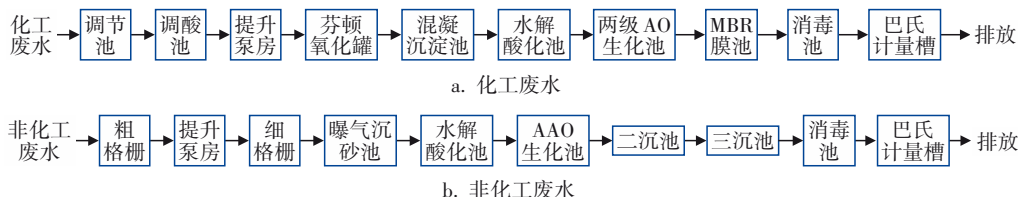


图1 化工废水和非化工废水处理工艺流程

Fig.1 Flow chart of chemical and non-chemical wastewater treatment process

3.2 化工废水工艺单元设计

① 化工废水调节池(规模5 000 m³/d)

化工废水调节池与预沉池、调节池、调酸池、提

升泵房合建。预沉池1座,尺寸(L×B×H)=32 m×2.5 m×4.6 m,表面水力负荷2.6 m³/(m²·h)。调节池2座,单座尺寸(L×B×H)=40 m×15.85 m×4.6 m,调节

时间12 h。调酸池1座,尺寸($L \times B \times H$)=10 m \times 2.0 m \times 4.6 m,加入盐酸后采用穿孔管曝气搅拌混合,混合时间15 min。提升泵房,配置4台氟塑料化工泵,单台水泵: $Q=55 \text{ m}^3/\text{h}$, $H=150 \text{ kPa}$, $N=7.5 \text{ kW}$ 。

② 芬顿氧化单元(规模5 000 m^3/d)

从池体防腐的角度出发,设计时没有选择混凝土池型,而是采用圆形玻璃钢反应罐的形式。共配置2个芬顿氧化罐系列,单个系列规模2 500 m^3/d 。每个系列设置4段芬顿氧化罐。上游废水首先进入调酸池,加入盐酸将pH调至2左右,然后用衬氟化工泵提升入芬顿氧化罐,依次重力流过一段氧化罐、二段氧化罐、三段氧化罐和四段氧化罐。各级氧化罐的详细参数如下:

一段芬顿氧化罐,尺寸: $\varnothing 5 \text{ m} \times 5.5 \text{ m}$,反应时间0.92 h。设置桨叶式搅拌机搅拌,功率15 kW,采用碳钢衬玻璃钢材质。催化剂(硫酸亚铁)在一段氧化罐入口管道处投加,在此罐中催化剂与废水充分混合。根据《芬顿氧化法废水处理工程技术规范》(HJ 1095—2020),催化剂混合时间不宜小于2 min,今后改造时催化剂混合段的停留时间可以适当缩短。

二段芬顿氧化罐,尺寸: $\varnothing 5 \text{ m} \times 5.5 \text{ m}$,反应时间0.90 h。设置桨叶式搅拌机搅拌,功率15 kW,采用碳钢衬玻璃钢材质。氧化剂(过氧化氢)在二段氧化罐入口管道处投加,在此罐中生成羟基自由基,进行高级氧化反应。

三段芬顿氧化罐,尺寸: $\varnothing 5 \text{ m} \times 5.0 \text{ m}$,停留时间0.88 h。设置桨叶式搅拌机搅拌,功率15 kW,采用碳钢衬玻璃钢材质。此罐继续进行高级氧化反应。

四段芬顿氧化罐,尺寸: $\varnothing 5 \text{ m} \times 5.0 \text{ m}$,停留时间0.84 h。设置ABS穿孔管曝气搅拌,吹脱残留的过氧化氢和反应产物二氧化碳,也防止残留的过氧化氢在后续的混凝沉淀池中还原产生氧气造成芬顿铁泥的上浮。

根据多年运行经验,在实际生产中亚铁和双氧水的投加量:硫酸亚铁采用固体溶解后投加,硫酸亚铁($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 含量86%)投加量0.08%;双氧水(有效含量27.5%)投加量0.1%。此芬顿预处理工段平均去除COD为240 mg/L,COD与 H_2O_2 质量分数比为1:1.15, Fe^{2+} 与 H_2O_2 物质的量之比为1:3.2。

四段芬顿氧化罐出水重力流入中和池,加入液碱调节pH至中性,中和池有效容积29.25 m^3 ,中和

时间8.35 min。中和池出水进入絮凝反应池,加入PAM形成絮体,PAM投加量为2~4 mg/L。絮凝反应池有效容积87.75 m^3 ,混合时间25 min。絮凝反应池流入平流式沉淀池,池体尺寸($L \times B \times H$)=28.5 m \times 6.3 m \times 4.2 m,有效水深3.75 m,表面水力负荷1.17 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,沉淀时间3.2 h。

③ 水解酸化池(规模5 000 m^3/d)

化工废水水解酸化池设1座4格,单格尺寸($L \times B \times H$)=9 m \times 9 m \times 7.45 m,停留时间10.8 h。水解酸化反应器良好运行的重要条件之一是保障污泥与废水之间的充分接触。为了布水均匀与克服死区,采用脉冲式布水,可以在底部造成剧烈搅动,激起池底的沉积污泥,加强泥水之间的接触。共配置4台钟罩式脉冲布水器。单台布水器进水能力为55 m^3/h ,筒体直径1.6 m,总高2.2 m,脉冲周期120 s,充水时间105 s,放水时间15 s,瞬时上升流速5.4 m/h。水解酸化池底部采用大阻力配水系统,末端配水孔出水流速不小于2 m/s,末端配水孔直径 $\geq 50 \text{ mm}$,单孔服务范围约1 m^2 。

本项目运行以来,水解酸化池去除COD效果不明显,但是可以改善B/C值,长期实测水解酸化池出水B/C >0.3 ,起到了较好的预处理效果。

④ 两级AO生化池(规模5 000 m^3/d)

两级AO生化池包括精细格栅、一级缺氧池、一级好氧池、二级缺氧池、二级好氧池。两级AO分别设置硝化液回流系统,即一级好氧池混合液回流入一级缺氧池,回流比400%;二级好氧池混合液回流入二级缺氧池,回流比200%^[3]。

a. 精细格栅。精细格栅采用1 mm栅缝,主要作用是过滤毛发和纤维物质,保护后续MBR膜组件。从节省投资的角度出发,采用转鼓精细格栅,设置2台,1用1备, $D=1\,200 \text{ mm}$, $N=1.5 \text{ kW}$ 。

b. 一级缺氧池。一级缺氧池反硝化去除大部分TN。此工段充分利用原水中的碳源,但是水解酸化池出水 BOD_5 不足100 mg/L,面对实际进水的80 mg/L总氮,碳源仍然不足,需投加乙酸钠来补充碳源。此工段实际投加乙酸钠约400 L/h(乙酸钠有效浓度25%)。

一级缺氧池采用环形跑道池型,可以降低搅拌功率。池长30.2 m,宽12.4 m,有效水深6 m,有效容积约2 247 m^3 ,停留时间10.7 h。池内污泥浓度6 000 mg/L,设计去除总氮90 mg/L,设计硝酸盐负荷

0.033 kgNO₃⁻/N/(kgMLSS·d)。配置潜水推流器2台, $D=1\ 800\text{ mm}$, $n=48\text{ r/min}$, $N=5.5\text{ kW}$ 。

c. 一级好氧池。一级缺氧池完成有机物的去除和氨氮的硝化,末端设置硝化液回流泵,回流硝化液进入一级缺氧池。一级缺氧池设计为多廊道推流式池型,废水中的有机底物沿池长经历被吸附-降解的完整过程。一级好氧池有效容积3 600 m³,停留时间17 h。污泥浓度6 000 mg/L,设计有机负荷0.05 kgBOD₅/(kgMLSS·d)。因为废水中盐分高、腐蚀性强,采用可提升式全刚玉曝气器,使用寿命可达15年以上。刚玉曝气器使用2~3年后有结垢堵塞现象,造成端头阻力增大,因此需定期清洗。为方便清洗和更换,设置成单管可提升式,一根可提升单管(管径DN80)端头配置4个刚玉曝气头。曝气头提升出来后,首先用水清洗刮泥,然后用盐酸浸泡约30 min,清洗后性能可恢复至全新曝气头状态^[4]。全刚玉曝气头共配置1 392个。设备参数:Ø215 mm,通气量1.5~2.5 m³/h,服务面积0.5 m²;内回流PP泵,2台,1用1备, $Q=840\text{ m}^3/\text{h}$, $H=10\text{ kPa}$, $N=7.5\text{ kW}$ 。

d. 二级缺氧池。二级缺氧池反硝化去除剩余TN,保证出水总氮<15 mg/L。此工段实际去除总氮约10 mg/L,需投加乙酸钠来补充碳源。此工段实际投加乙酸钠约50 L/h(有效浓度25%)。二级缺氧池有效容积655 m³,停留时间3 h。污泥浓度为6 000 mg/L,设计去除总氮20 mg/L,设计硝酸盐负荷为0.025 kgNO₃⁻/N/(kgMLSS·d)。配置潜水搅拌机2台,设备参数: $D=400\text{ mm}$, $n=740\text{ r/min}$, $N=2.5\text{ kW}$ 。

e. 二级好氧池。二级好氧池主要作用是通过好氧曝气去除二级缺氧池多投入的乙酸钠。有效容积655 m³,停留时间3 h。配置主要设备:可提升式刚玉曝气器196个,设备参数:Ø215 mm,通气量1.5~2.5 m³/h,服务面积0.5 m²;内回流PP泵,2台,1用1备, $Q=420\text{ m}^3/\text{h}$, $H=8\text{ kPa}$, $N=2.5\text{ kW}$ 。

⑤ MBR膜池及膜设备间(规模5 000 m³/d)

a. MBR膜池。MBR膜池设1座,4格,单格尺寸13.7 m×3.2 m×4.4 m。膜池中污泥浓度为8 000~10 000 mg/L。膜组单元共4组,单组5个膜架,PVDF材质,孔径<0.1 μm。膜架采用单层膜架,单个膜架膜面积1 500 m²,膜通量8 L/(m²·h)。为防止污染物在膜表面积聚,去除经过一段时间积累的可溶性微生物产物(SMP)和胞外聚合物(EPS),配置了清洗

系统,包括在线清洗和离线清洗两种。在线清洗采用9+1的模式,即过滤9 min,停止运行反冲洗1 min。反冲洗泵抽吸膜后产水,反冲管道上配置管道混合器,混合次氯酸钠和盐酸等药剂。离线清洗大约半年一次。膜池共设置4格,离线清洗时放空1格,另外3格承担全部流量,膜通量临时增至10.7 L/(m²·h)。待离线清洗的膜池放空后,先碱洗然后再酸洗,碱性清洗药剂为有效氯浓度2 000~3 000 mg/L、pH为10~11的NaClO溶液,酸性清洗药剂为0.2%盐酸,浸泡时间:NaClO为6~24 h,酸为2 h。进水、排泥电动闸门8台,设备参数: $B\times H=1\ 000\text{ mm}\times1\ 000\text{ mm}$, $N=1.1\text{ kW}$ 。

b. 膜设备间及加药间。膜设备间采用轻钢结构,车间总尺寸: $L\times B=34.8\text{ m}\times9.9\text{ m}$,层高6.8 m。主要设备配置:产水泵4台, $Q=65\text{ m}^3/\text{h}$, $H=80\text{ kPa}$, $N=4.0\text{ kW}$ 。另外配置空压机系统、排空泵、真空泵、混合液回流泵、剩余污泥泵、吹扫鼓风机等设备。加药间配备膜组件在线、离线冲洗的次氯酸钠加药设备及盐酸加药设备。

3.3 非化工废水工艺单元设计

① 粗格栅及提升泵池(规模5 000 m³/d)

粗格栅渠1座2格,单格渠宽1 m,配置2台栅缝25 mm的回转式粗格栅机。提升泵池1座,配置潜污泵3台,2用1备, $Q=110\text{ m}^3/\text{h}$, $H=150\text{ kPa}$, $N=7.5\text{ kW}$ 。

② 细格栅及曝气沉砂池(规模5 000 m³/d)

细格栅渠1座2格,单格渠宽1.2 m,配置2台栅缝5 mm的旋转式细格栅机。曝气沉砂池1座2格,停留时间5 min,配置桁车式吸砂机1台。

③ AAO生化池

AAO生化池包括水解酸化池、厌氧池、缺氧池和好氧池。

a. 水解酸化池。非化工废水水解酸化池1座4格,单格尺寸($L\times B\times H$)=9 m×7 m×5.5 m,停留时间6 h。配置4台钟罩式脉冲布水器,单台进水能力55 m³/h,筒体直径1.6 m,总高2.2 m。脉冲周期120 s,其中充水105 s,放水15 s。

b. 厌氧池。厌氧池有效容积420 m³,停留时间2 h。配置潜水搅拌机1台, $D=400\text{ mm}$, $n=740\text{ r/min}$, $N=4.0\text{ kW}$ 。

c. 缺氧池。缺氧池有效容积1 260 m³,停留时间6 h。配置潜水搅拌机3台, $D=400\text{ mm}$, $n=740$

r/min, $N=4.0$ kW。

d. 好氧池。好氧池有效容积 $3\,150\text{ m}^3$, 停留时间 15 h 。配置主要设备: 可提升式刚玉曝气器, $1\,050$ 个, $\varnothing 215\text{ mm}$, 通气量 $1.5\sim 2.5\text{ m}^3/\text{h}$, 服务面积 0.5 m^2 ; PP 泵, 2 台, 1 用 1 备, $Q=840\text{ m}^3/\text{h}$, $H=10\text{ kPa}$, $N=7.5\text{ kW}$ 。

④ 二沉池。非化工废水二沉池采用中间进水周边出水池型, 池体尺寸 $\varnothing 20\text{ m}\times 4.4\text{ m}$, 表面水力负荷 $0.67\text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。主要设备: 带浮渣撇除装置全桥刮吸泥机, 直径 $\varnothing 20\text{ m}$, 周边线速: $2.0\sim 3.0\text{ m/min}$, $N=0.37\times 2\text{ kW}$; 污泥回流泵, 2 台, 1 用 1 备, $Q=210\text{ m}^3/\text{h}$, $H=50\text{ kPa}$, $N=5.5\text{ kW}$; 剩余污泥泵, 2 台, 1 用 1 备, $Q=15\text{ m}^3/\text{h}$, $H=140\text{ kPa}$, $N=1.5\text{ kW}$ 。

⑤ 三沉池。非化工废水三沉池采用周边进水周边出水池型, 池体尺寸 $\varnothing 20\text{ m}\times 4.4\text{ m}$, 表面水力负荷 $0.67\text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。主要设备: 单管吸泥机, 上部直径 $\varnothing 20\text{ m}$, 底部直径 $\varnothing 18\text{ m}$, 中心电机功率 0.75 kW ; 剩余污泥泵, 2 台, 1 用 1 备, $Q=15\text{ m}^3/\text{h}$, $H=140\text{ kPa}$, $N=1.5\text{ kW}$ 。

4 实际运行效果及成本

4.1 实际运行效果

该项目于 2014 年 1 月运行至今, 运行效果良好, 出水稳定达标。2020 年逐月平均实测进、出水水质见表 3。

由表 3 可知, 本项目各处理单元衔接良好, 总出水水质可以稳定达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 的一级 A 标准。

有机负荷的设计和实际数值对比见表 4。

从表 4 可知, 本项目化工废水和非化工的实际进水水质比设计进水水质低, 其原因分析如下:

① 化工废水。12 家主要化工企业废水采用“一企一管”的方式接至调节池, 剩下的化工企业废水通过罐车运输至污水处理厂的调节池。调节池旁边设置有化工进水在线监测房, 设置了 12 套在线监测仪表(包括 COD、氨氮、总氮、总磷、pH), 实时监测 12 家化工企业的进水水质, 如果某家企业的某项水质指标超标则立即自动切断该企业进水。化工企业为了自身的安全生产, 企业内部污水处理站出水水质较低, 很少企业直接按照污水处理厂的纳管水质来进行预处理排放, 在实际操作中也比较困难。

② 非化工废水。非化工废水的进水水质较

低的主要原因是部分企业的进水水质偏低, 特别是热电厂的循环冷却水, 其水量约 $1\,500\text{ m}^3/\text{d}$, 虽然一般污染性指标低($\text{COD}<80\text{ mg/L}$), 但盐分较高(溶解性总固体 $6\,000\sim 8\,000\text{ mg/L}$), 通过专管送入污水处理厂的粗格栅, 与其他非化工废水混合后处理。

表 3 2020 年月平均进、出水水质

Tab.3 Average monthly quality of influent and effluent in 2020 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$

项 目		COD	氨氮	总氮	总磷
1 月	化工进水	615	63.5	83.8	15.6
	非化工进水	264	33.6	42.5	8.1
	总出水	46.3	2.5	14.1	0.41
2 月	化工进水	649	71.3	86.1	14.4
	非化工进水	220	32.4	41.9	7.7
	总出水	44.7	1.7	14.4	0.33
3 月	化工进水	632	67.4	84.9	15
	非化工进水	242	33	42.2	7.9
	总出水	45.5	2.1	14.2	0.39
4 月	化工进水	640	68.9	81.1	11.4
	非化工进水	231	33.4	42.3	7.9
	总出水	45.3	1.6	13.9	0.37
5 月	化工进水	630	67.6	81.4	12.1
	非化工进水	236	32.8	42.1	8.1
	总出水	45.6	1.8	13.4	0.36
6 月	化工进水	570	58.8	78.8	11.8
	非化工进水	210	28.4	41.1	5.8
	总出水	41.5	1.1	13.2	0.39
7 月	化工进水	587	60.6	81.6	12.5
	非化工进水	218	30.5	42.7	6.1
	总出水	42.3	1.7	13.9	0.33
8 月	化工进水	578	59.7	79.8	12.6
	非化工进水	214	28.9	41.9	5.9
	总出水	41.9	1.2	13.8	0.34
9 月	化工进水	589	60.3	80.5	12.9
	非化工进水	232	29.4	42.3	5.9
	总出水	41.1	1.1	13.8	0.38
10 月	化工进水	703	77.8	93.9	14.7
	非化工进水	245	33.1	46.7	6.9
	总出水	46.9	2.9	14.6	0.44
11 月	化工进水	635	68.2	83.5	12.3
	非化工进水	226	30.8	44.6	6.3
	总出水	46.7	2.3	14.2	0.42
12 月	化工进水	580	60.0	80.0	10.0
	非化工进水	220	30.0	40.0	5
	总出水	48.0	2.4	14.8	0.28
平均值	化工进水	617	65.3	83.0	12.9
	非化工进水	229	31.3	42.5	6.8
	总出水	44.6	1.9	14.0	0.37

表4 设计有机负荷与实际有机负荷对比

Tab.4 Comparison of design organic load and actual organic load

项目	设计进水 COD/ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	2020年实际 进水 COD/ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	生化池有机负荷/ ($\text{kgBOD}_5\cdot\text{kg}^{-1}\text{MLSS}\cdot\text{d}^{-1}$)	
			设计值	实际值
化工进水	1 000	617	0.05	0.03
非化工进水	500	229	0.08	0.04

4.2 工程投资及运行费用

该工程总投资为12 370.72万元,化工废水单位经营成本13.43元/ m^3 ,非化工废水单位经营成本2.88元/ m^3 。

5 结论

① 实践证明,采用芬顿预处理去除大量有机物、降解化工废水毒性的同时,还可以提高预处理出水的B/C值,有利于后续生化系统的良好运行。

② 初期设计时,考虑芬顿反应的恶劣环境,担心搅拌机的耐久性问题,1~4段芬顿反应罐均采用穿孔管曝气搅拌。实践证明,曝气混合的方式有很大缺点,会将投入的部分亚铁氧化成三价铁,从而失去催化效果,也会将部分过氧化氢吹脱而浪费药剂。2015年初,将第一、二、三段的芬顿罐改造为搅拌机搅拌,采用碳钢衬玻璃钢材质,实测节约催化剂和氧化剂等20%以上。

③ 芬顿反应所产铁泥较多,需要按照危废进行处置,处置费用较高。初期设计时,仅设计了高压板框脱水设备,实测出泥含水率65%,需外运危废4.3 t/d。2015年初增加了1套污泥低温干化设备,装机功率156 kW,除湿能力600 kg/h,干化后污泥含水率降至20%~25%,平均每天外运危废2 t/d,降低了1/2的危废污泥处置费用。

④ MBR膜架的空气吹扫非常重要,空气不停地擦洗膜丝表面,保持膜表面清洁。该项目最初采用穿孔管曝气吹扫,虽然空气管道配置了脉冲装置,吹扫气水比仍然需要10:1。2016年底更换膜丝时,更换为高效节能的大气泡吹扫系统,吹扫气水比降到5:1,实际运行时通过变频调节可以维持在4:1以下,吹扫风机节省能耗1/2以上。

参考文献:

[1] 高飞亚,李金河. Bardenpho+MBR工艺用于污水处理

厂的升级改造[J]. 中国给水排水, 2019, 35(6): 99-101.

GAO Feiya, LI Jinhe. Application of Bardenpho and MBR process in upgrading and reconstruction of a WWTP[J]. China Water & Wastewater, 2019, 35(6): 99-101(in Chinese).

[2] 刘增军,李永勤. MBR+臭氧催化氧化工艺处理光伏电池废水工程实例[J]. 中国给水排水, 2020, 36(6): 88-90, 96.

LIU Zengjun, LI Yongqin. Project case of MBR and ozone catalytic oxidation process for treating photovoltaic cell wastewater[J]. China Water & Wastewater, 2020, 36(6): 88-90, 96(in Chinese).

[3] 周丹,周雹. 反硝化最小碳氮比值的推求和应用[J]. 中国给水排水, 2012, 28(2): 46-48.

ZHOU Dan, ZHOU Bao. Calculation and application of minimum carbon and nitrogen ratio for denitrification[J]. China Water & Wastewater, 2012, 28(2): 46-48 (in Chinese).

[4] 陈明飞,王小东,王燕,等. 污水处理厂刚玉曝气器堵塞原因及清洗效果研究[J]. 环境工程, 2020, 38(7): 127-131.

CHEN Mingfei, WANG Xiaodong, WANG Yan, et al. Research of clogging mechanism and pickling effect on corundum aerator in a wastewater treatment plant[J]. Environmental Engineering, 2020, 38(7): 127-131 (in Chinese).

[5] 张海丰,王斌. 钙离子对MBR污泥混合液及膜污染层影响研究进展[J]. 硫酸盐通报, 2016, 35(4): 1144-1149.

ZHANG Haifeng, WANG Bin. Effect of calcium ion on the mixed liquor characteristics and fouling layer in membrane bioreactor[J]. Bulletin of the Chinese Ceramic Society, 2016, 35(4): 1144-1149 (in Chinese).

作者简介:李志雷(1984-),男,山西高平人,大学本科,高级工程师,注册公用设备(给水排水)工程师,注册环保工程师,环境影响评价工程师,长期从事污水处理、环卫处理、给水处理、海绵城市等设计工作。

E-mail:276277552@qq.com

收稿日期:2021-01-04

修回日期:2021-02-19

(编辑:衣春敏)