



预臭氧+MBR+后臭氧工艺在 焦化园区污水厂改造中的应用

李志雷, 刘宝富, 陈秀娟, 张德祥

(山东省建筑设计研究院有限公司, 山东济南 250001)

[摘要] 某焦化工业园污水处理厂因进水中总氰等有毒物质频繁超标、可生化性差等问题导致生化系统活性污泥培养困难,深度处理粉末活性炭消耗量过大,出水 COD、TN 等难以稳定达标。在原有工艺的基础上,将一级处理改造为臭氧预氧化+水解酸化池,破氰的同时提高了废水的可生化性;二级处理改造为 A/A/O+MBR 工艺,充分发挥生化处理工艺的脱氮除磷、降解有机物作用,MBR 出水的低浊性也减少了后续臭氧的无效投加量;深度处理改造为臭氧氧化。2017 年底改造完成后,此组合工艺展现出良好的运行效果,处理成本比改造前降低了 3 元/m³,出水 COD、氨氮等主要指标稳定达到《地表水环境质量标准》(GB 3838—2002) V 类标准。

[关键词] 臭氧预氧化; MBR 工艺; 焦化废水

[中图分类号] X703 **[文献标识码]** B **[文章编号]** 1005-829X(2023)05-0168-07

Application of combined process pre ozone plus MBR and post ozone in sewage plant technical transformation project of coking park

LI Zhilei, LIU Baofu, CHEN Xiujuan, ZHANG Dexiang

(Shandong Provincial Architecture Design & Research Institute Co., Ltd., Jinan 250001, China)

Abstract: Due to the frequent exceeding of toxic substances such as total cyanide in the inlet water, poor biochemical properties, etc, the sewage treatment plant of a coking industrial park had difficulties in the cultivation of activated sludge in the biochemical system, the large consumption of deeply treated powder activated carbon, and the COD and TN of the effluent difficult to stabilize. On the basis of the existing process, the primary treatment was transformed into ozone pre-oxidation and hydrolytic acidification tank, which improved the biodegradability of wastewater while breaking cyanide. The secondary treatment was transformed into A/A/O and MBR process, giving full play to the biochemical degradation of organic matter, nitrogen removal and phosphorus removal, and the low turbidity of MBR effluent reduced the ineffective amount of subsequent ozone. Advanced treatment was transformed into ozone oxidation. After the completion of the technical transformation at the end of 2017, this combination process showed a good operating effect, and the cost of post-technical transformation treatment was reduced by 3 yuan/m³ compared with that before the technical transformation. The main indicators such as effluent COD and ammonia nitrogen steadily reached the “Environmental Quality Standard for Surface Water”(GB 3838—2002) Class V standard.

Key words: pre-ozonation; MBR process; coking wastewater

山东省枣庄市某焦化园区污水处理厂设计规模为 1 万 m³/d, 原设计采用电解+气浮为预理工段, (厌氧池+一沉池)(A/P)+(好氧池+二沉池)(O/P)为生化处理工段, 活性炭粉池+砂滤池为深度处理工段。2016 年初投产后, 原工艺难以承受上游焦化企业排水中总氰等有毒物质的负荷冲击, 低 B/C 造成活性

污泥培养困难, 生化池出水效果差, 出水水质达标严重依赖深度处理工段投加粉末活性炭吸附, 粉末活性炭消耗量大, 危废处置成本很高。因此污水处理核心工艺改为“臭氧预氧化+水解酸化池+A/A/O 生化池+MBR 膜池+后臭氧氧化”的组合工艺, 2017 年底改造完成后运行效果良好, 出水 COD、氨氮等主要指标稳定

达到《地表水环境质量标准》(GB 3838—2002)Ⅴ类标准。通过深入分析该厂改造前后的设计参数及运行情况等,可为同类焦化园区污水处理工程设计、运行及改造提供一定的参考。

1 改造前项目简介

1.1 进出水水质

本项目焦化废水设计进水水质执行《炼焦化学工业污染物排放标准》(GB 16171—2012)中表1间接排放标准,其中COD、氨氮、总氮等指标适当放大;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)一级A标准,另外根据环评批复要求(COD≤40 mg/L,氨氮≤2 mg/L),设计进出水水质如表1所示。

表1 设计进出水水质		
Table 1 Design the quality of the inlet and outlet water		
水质指标	进水	出水
pH	6~9	6~9
悬浮物	≤70	≤10
COD	≤300	≤40
氨氮	≤60	≤2
总氮	≤60	≤15
总磷	≤3.0	≤0.5
BOD ₅	≤100	≤10

注:除pH外,其余水质指标单位均为mg/L。

1.2 改造前工艺流程

原设计采用电解+气浮为预处理工段,A/P+O/P为生化处理工段,炭粉池+砂滤池为深度处理工段,工艺流程如图1所示。

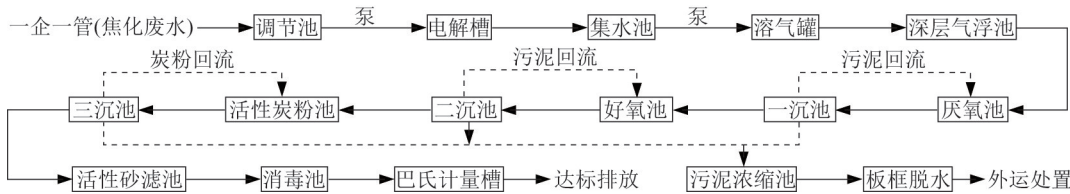


图1 原设计工艺流程

Fig. 1 Original design process flow

1.3 改造前主要工段参数

(1)调节池。1座,尺寸 $L\times B\times H=40\text{ m}\times 25\text{ m}\times 5\text{ m}$,有效容积4 500 m^3 ,调节时间10.8 h。(2)电解槽。3套,2用1备,单台功率150 kW。水力停留时间0.5 h。(3)深层气浮池。2座,单座尺寸 $L\times B\times H=12\text{ m}\times 5\text{ m}\times 9\text{ m}$ 。接触池上升流速10 mm/s,分离区向下流速1.5 mm/s。电解槽后污水100%加压进入溶气罐。(4)厌氧池。1座, $L\times B\times H=39\text{ m}\times 24\text{ m}\times 8\text{ m}$,停留时间15.3 h。(5)一沉池。1座,尺寸 $D\times H=22\text{ m}\times 7\text{ m}$,表面水力负荷1.1 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。(6)好氧池。1座,尺寸 $L\times B\times H=39\text{ m}\times 24\text{ m}\times 8\text{ m}$,停留时间15.3 h。(7)二沉池。1座,尺寸 $D\times H=22\text{ m}\times 7\text{ m}$,表面水力负荷1.1 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。(8)活性炭粉池。1座,尺寸 $L\times B\times H=34.2\text{ m}\times 24.2\text{ m}\times 8\text{ m}$,停留时间14.8 h。(9)三沉池。1座,尺寸 $D\times H=22\text{ m}\times 7\text{ m}$,表面水力负荷1.1 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。(10)砂滤池。2座,单座尺寸 $L\times B\times H=9.2\text{ m}\times 9.2\text{ m}\times 7\text{ m}$,滤速2.5 m/h。(11)消毒池。1座,尺寸 $L\times B\times H=10\text{ m}\times 8\text{ m}\times 5\text{ m}$,停留时间0.85 h。

1.4 改造前运行效果及存在的问题

1.4.1 运行效果

改造前污水处理量约9 000 t/d,各工艺段平均出水水质如表2所示。

表2 改造前各工艺段平均出水水质					
Table 2 Average effluent quality of each process section before technical transformation					
水质	COD	BOD ₅	氨氮	总氮	总磷
调节池出水	280	32	48	54	2.12
气浮出水	266	30	46	52	1.26
厌氧池出水	240	35	44	50	1.13
好氧池出水	84	4.1	3.5	19	0.45
炭粉池出水	38	3.2	3.2	18	0.41

由表2可知,本次改造的重点指标是COD和总氮。改造前COD、氨氮等出水指标基本可以满足排放标准,但是生化段COD去除率较低,生化出水COD约80~90 mg/L,为保证总出水达标,活性炭粉池投加了大量的粉末活性炭。因为原生化池没有缺氧池,所以出水总氮超标。

1.4.2 改造前运行成本

改造前主要运行成本如表3所示。

表3 改造前主要运行成本
Table 3 Main operating costs before technical transformation

费用名称	年使用量	年费用/万元	单位成本/(元·m ⁻³)
电耗	4 833 600 kW·h	338.35	1.03
气浮用 PAC 溶液(10%)	657 t	32.85	0.10
PAM(阴离子)	6.57 t	10.51	0.03
次氯酸钠(10%)	328.5 t	32.85	0.10
乙酸钠(25%)	394.2 t	59.13	0.18
工资福利费	20 人	120	0.37
粉末活性炭	547.5 t	438	1.33
污泥危废处置费	2 918.18 t	1 459.09	4.44
脱水用 PAC 溶液(10%)	583.64 t	29.18	0.09
脱水用 PAM(阳离子)	3.5 t	9.45	0.03
自来水费	438 t	0.15	0
合计			7.70

1.4.3 存在问题及改造必要性

本项目 2016 年初实际投产后,存在大量问题:(1)电解槽的电解极板表面被污泥包裹而钝化,每 2 d 需停产人工清洗 1 次,运行费用高;(2)上游焦化企业污水站出水中氰类、酚类苯系物等容易超标,实测总氰为 8.7 mg/L。生化系统频繁受冲击,活性污泥失活甚至死亡;(3)进水 B/C 极低,活性污泥培养困难,好氧池 SV₃₀ 仅 8~10。实测生化段 COD 出水很难低于 80 mg/L,为保证出水达标,只能在活性炭粉池大量投加粉末活性炭。为降低运行成本,解决上游焦化企业出水成分复杂、难降解有机物含量高、可生化性差且有一定有毒有害物质(如氰化物、酚类苯系物)等问题,本项目的改造具有必要性^[1-2]。

2 污水处理改造工艺论证

2.1 改造工艺路线

2.1.1 预处理工段改造路线

原设计电解槽存在使用困难、运行费用高的问题,所以此工段停运。原设计深层气浮池为全加压溶气气浮,为了降低运行费用,改造为部分回流加压溶气气浮,回流比为 20%,溶气泵由 2 台 55 kW 降低为 2 台 15 kW。为应对焦化废水特征污染物(氰类、酚类苯系物等)容易超标的情况,将现有厌氧池前段改造为臭氧预氧化池,臭氧对于含有氰化物或硫氰化物的废水有很好的处理效果;特别是对于硫氰化物,使用臭氧能够近乎 100% 将其去除^[3]。在本项目改造后的实际运行过程中,投加 20 mg/L 的臭氧就

可以将进水中 5~6 mg/L 的总氰降低到 0.5 mg/L 以下,对后续的生化过程无毒害作用。臭氧预氧化池在破氰的同时可使芳香烃、长链烷烃、杂环化合物等开环断链^[1],然后进入水解酸化池。根据产甲烷菌与水解产酸菌生长速度的不同,水解酸化池将厌氧处理控制在厌氧处理的前 2 个阶段,即在大量水解细菌、产酸菌作用下将不溶性有机物水解为溶解性有机物,将难生物降解的喹啉、萘、二联苯等大分子物质转化为易生物降解的有机酸、苯甲酸等小分子物质,从而提高焦化废水的可生化性。

2.1.2 生化处理工段改造路线

由表 2 可知,本次改造的主要目的是强化 COD 和总氮的去除。改造前生化出水 COD 为 80~90 mg/L,出水总氮约 20 mg/L。原好氧池尺寸 L×B×H=39 m×24 m×8 m,总停留时间为 15.3 h。为了强化脱氮除磷,将原好氧池改造为厌氧池+缺氧池+好氧池^[4],厌氧状态下,聚羟基丁酸酯(PHB)会在聚磷菌胞内积累,还会将胞内的聚磷裂解为单质磷并释放,然后在好氧池过量吸收磷,随着剩余污泥排放从而实现生物除磷;缺氧池是把上游来水、含有 NO₃⁻-N 的好氧池回流混合液利用反硝化菌进行反硝化反应,将废水中的 NO₃⁻-N 转化为 N₂,降低废水中的氮含量,同时降解部分 COD;好氧池中利用充足的溶解氧和稳定的微生物菌群对有机物进行大幅度降解,硝酸菌和亚硝酸菌把废水中绝大部分的有机氮和 NH₃-N 转化为 NO₃⁻-N。因为膜分离能维持系统较高的污泥浓度,从而提高单位池容的处理负荷,并且实现较长的泥龄,使分解难降解有机物的菌种得以繁殖富集,因

此将原活性炭粉池第1格改造为MBR膜池,组成AAO+MBR的生化单元。此工艺适于焦化废水的处理,对有机物、氨氮、总氮均有较好的去除效果。另外,膜组件的高效截留作用也可以保证膜出水的浊度很低,有利于后续的深度处理。

MBR膜池污泥回流入好氧池(回流比为400%),好氧池末端硝化液回流入缺氧池(回流比为300%),缺氧池后为厌氧池。缺氧池污泥质量浓度为6 000 mg/L,停留时间为5 h,单位MLSS脱氮负荷为0.04 kg/(kg·d)(以NO₃⁻-N计)。为保证脱氮效果,缺氧池前端按照碳氮比为3:1的比例投加乙酸钠。厌氧池污泥质量浓度为6 000 mg/L,停留时间为1 h。好氧池污泥质量浓度为6 000 mg/L,停留时间为9.3 h,单位MLSS有机物负荷为0.08 kg/(kg·d)(以BOD₅计)。如果不采用MBR工艺,单位MLSS缺氧池脱氮负荷将达0.06 kg/(kg·d)

(以NO₃⁻-N计),好氧池单位MLSS有机负荷将达0.12 kg/(kg·d)(以BOD₅计),冬季低温条件下硝化、反硝化效果会不稳定。

本项目改造后实际运行中,MBR膜池出水COD、氨氮、总氮等出水稳定,其中COD可以稳定到60 mg/L以下,比改造前降低了20 mg/L以上,较大地降低了深度处理费用。

2.1.3 深度处理工段改造路线

本项目要求出水COD小于40 mg/L,因此生化工段后还需深度处理。原设计深度处理工艺为投加粉末活性炭吸附,为保证达标,消耗粉末活性炭过多,经统计粉末活性炭购置及危废处置费用达3.38元/m³,因此改造为臭氧氧化工艺^[5]。为验证臭氧氧化效果,确定臭氧投加量和接触时间,进行了中试试验,结果如表4所示。

表4 臭氧氧化中试试验
Table 4 Pilot test record of ozonation

中试日期	O ₃ 投加量/(mg·L ⁻¹)	停留时间/h	生化出水COD/(mg·L ⁻¹)	臭氧出水COD/(mg·L ⁻¹)	COD去除率/%
2016-10-20	60	1.5	83	63.10	23.98
2016-10-20	60	2	83	61.55	25.84
2016-10-21	70	1.5	89	65.67	26.22
2016-10-21	70	2	89	64.00	28.09
2016-10-22	80	1.5	85	58.33	31.37
2016-10-22	80	2	85	56.43	33.61
2016-10-23	90	1.5	82	52.00	36.59
2016-10-23	90	2	82	49.10	40.12
2016-10-24	100	1.5	85	51.67	39.22
2016-10-24	100	2	85	49.29	42.02
2016-10-25	110	1.5	78	41.33	47.01
2016-10-25	110	2	78	38.71	50.37
2016-10-26	120	1.5	81	41.00	49.38
2016-10-26	120	2	81	38.14	52.91
2016-10-27	120	2.5	81	33.00	59.26
2016-10-28	120	2.5	80	32.10	59.88
2016-10-29	120	2.5	76	30.20	60.26
2016-10-30	120	2.5	87	39.31	54.82
2016-10-31	120	2.5	84	36.00	57.14
2016-11-1	120	2.5	79	31.54	60.08

由表4可知,臭氧氧化对本项目的COD有较好的去除效果,当臭氧投加量为120 mg/L,接触时间为2.5 h时,COD由约80 mg/L降低至40 mg/L以下,去除1 mg/L的COD需要约3 mg/L的O₃。

对比了粉末活性炭吸附工艺和臭氧氧化工艺的

运行成本,结果如表5所示。

由表4、表5可知,臭氧氧化可以保证出水达标,相比于粉末活性炭吸附更具有经济合理性。

2.2 改造工艺路线确定

根据以上分析,确定改造后的工艺流程如图2所示。

表5 活性炭吸附与臭氧氧化运行成本对比

Table 5 Comparison of operating costs between activated carbon adsorption and ozone oxidation

工艺	费用名称	使用量	单价	单位成本/(元·m ⁻³)
粉末活性炭吸附工艺(改造前)	粉末活性炭	0.16 kg/t	8 元/kg	3.38
	污泥危废处置费	0.42 kg/t	5 元/kg	
臭氧氧化工艺(改造前)	电耗	0.90 kW·h/t	0.7 元/(kW·h)	1.83
	液氧消耗量	1.20 kg/t	1 元/kg	
粉末活性炭吸附工艺(改造后)	粉末活性炭	0.08 kg/t	8 元/kg	1.69
	污泥危废处置费	0.21kg/t	5 元/kg	
臭氧氧化工艺(改造后)	电耗	0.90 kW·h/t	0.7 元/(kW·h)	0.92
	液氧消耗量	1.20 kg/t	1 元/kg	

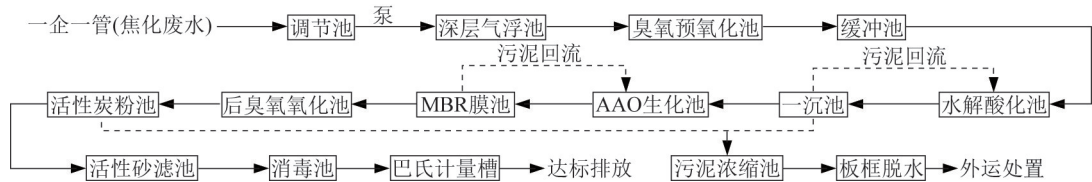


图2 改造后的工艺流程

Fig. 2 Technological process after transformation

3 改造工艺设计

3.1 改造工艺单元设计

(1)气浮池。全加压溶气气浮池改造为部分回流加压溶气气浮沉淀池,具体参数:2座,接触池上升流速10 mm/s,分离区向下流速1.5 mm/s,溶气水回流比20%。溶气水回流泵3台,2用1备,单台水泵参数:Q=42 m³/h,H=60 m,N=15 kW。

(2)臭氧预氧化池+水解酸化池。现有厌氧池+一沉池改造为臭氧预氧化池+缓冲池+水解酸化池+一沉池,具体参数:臭氧预氧化池,1座,整体加混凝土现浇盖封闭,顶部设置正负压呼吸阀和尾气破坏器。臭氧接触时间1.5 h,臭氧投加量20 mg/L;缓冲池,1座,缓冲时间1 h;水解酸化池,1座,停留时间12.5 h。

(3)A/A/O生化池。原好氧池改造为A/A/O生化池,设计污泥质量浓度6 000 mg/L,从前往后依次为:缺氧池,1座,停留时间5 h;厌氧池,1座,停留时间1 h;好氧池,1座,停留时间9.3 h。

(4)MBR膜池+后臭氧接触池。现有活性炭粉池共3格,其中第1格改造为MBR膜池,第2格改造为后臭氧接触池,第3格保留为活性炭粉池,作为后保险措施。

(5)MBR膜池。设计1座4格。中间设配水渠,1配4,均匀将进水配入4格膜池。单格膜池,配置7个膜架,膜通量9.8 L/(m²·h)。PVDF材质,孔径<

0.1 μm。配置清洗系统,包括在线清洗和离线清洗。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。膜池4格,离线清洗时放空1格,另外3格承担全部流量,膜通量临时增加至13 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质量浓度2 000~3 000 mg/L、pH 10~11的NaClO溶液,酸性清洗药剂为0.2%盐酸,浸泡时间:碱洗6~24 h、酸洗2 h。进水、排泥电动闸门各4台。

(6)膜设备间。MBR膜池旁边新建膜设备间,采用轻钢结构,层高H=4.9 m。主要设备配置如下:产水泵4台,设备参数:Q=105 m³/h,H=10 m,N=5.5 kW。另外配置混合液回流泵2台,真空泵1套,反洗水泵1台,空压系统1套,反冲鼓风机2台。

(7)后臭氧接触池。1座,整体加混凝土现浇盖封闭,顶部设置正负压呼吸阀和尾气破坏器。臭氧接触时间2.5 h,臭氧投加量80~120 mg/L。

3.2 改造投资

本项目改造总投资2 124.99万元,其中直接费用1 604.11万元,间接费用520.88万元。直接费用中建筑工程费用260.59万元,设备购置费1 125.80万元,安装工程费用217.72万元。

3.3 主要运行成本

改造后主要运行成本如表6所示。
对比表3和表6可知,改造后比改造前运行成本降低了2.97元/m³,具有良好的经济性。

表6 改造后主要运行成本

Table 6 Main operating costs after technical transformation

费用名称	数值	单价/元	年费用/万元	单位成本/(元·m ⁻³)
电耗	0.7 kW·h/a	4 927 500	344.93	1.05
气浮用PAC溶液(10%)	657 t/a	500	32.85	0.10
PAM(阴离子)	6.57 t/a	16 000	10.51	0.03
次氯酸钠(10%)	328.5 t/a	1 000	32.85	0.10
乙酸钠(25%)	394.2 t/a	1500	59.13	0.18
工资福利费	20人	60 000	120	0.37
污泥处置费(危废)	636.93 t/a	5 000	318.46	0.97
污泥处置费(一般固废)	912.5 t/a	200	18.25	0.06
脱水用PAC溶液(10%)	309.89 t/a	500	15.49	0.05
脱水用PAM(阳离子)	1.86 t/a	27 000	5.02	0.02
液氧	2 920 t/a	1 000	292	0.89
自来水费	438 t/a	3.5	0.15	0.000 5
MBR膜更换费用	10 640 m ² /a	120	127.68	0.39
改造新增折旧费				0.29
改造新增维修费				0.25
合计				4.73

4 实际运行效果及跟踪研究

4.1 实际运行效果

本项目于2017年年底运行至今,运行效果良好,出水稳定达标,处理量约9 000 m³/d以上。2021年—2022年逐月平均实测进出水水质如表7所示。

由表7可知,本项目改造后运行效果良好,总出水可以稳定达到设计标准。

4.2 跟踪研究

(1)本项目改造后采用了前后臭氧氧化工艺,在臭氧接触池的尾气破坏器后,大量的纯氧直接排放。后续增加了臭氧尾气增压系统和纯氧曝气机,对臭氧尾气利用进行了很好的尝试,实际可节省约20%的鼓风机能耗。

(2)本项目改造设计了2台20 kg/h的液氧源型臭氧发生器,原设计采用处理后中水作为冷却水源,但是实际运行中发现在夏季时处理后的中水温度较高,冷却效果不佳,影响臭氧发生器效率,因此增加了2台100 t/h的循环冷却塔,循环冷却效果良好。

(3)本项目原设计了2套板框脱水机,并联运行。实际运行中,气浮污泥被认定为危险废物,生化污泥被认定为一般固废,处置方向及处置成本明显

表7 2021—2022年月平均进出水水质

Table 7 Average monthly inlet and outlet water quality from 2021 to 2022

		mg/L			
日期	项目	COD	氨氮	总氮	总磷
2021年5月	总进水	290	48	55	2.1
	总出水	32	0.9	12.1	0.42
2021年6月	总进水	286	49	54	1.8
	总出水	28	0.8	11.3	0.35
2021年7月	总进水	279	51	56	1.7
	总出水	34	1.2	13.4	0.36
2021年8月	总进水	288	45	53	2.2
	总出水	36	0.6	13.6	0.39
2021年9月	总进水	269	44	49	1.6
	总出水	27	0.5	11.8	0.33
2021年10月	总进水	282	46	52	1.7
	总出水	29	0.6	12.2	0.35
2021年11月	总进水	287	47	54	2.2
	总出水	31	0.9	12.9	0.41
2021年12月	总进水	276	46	55	2.6
	总出水	36.8	1.84	13.8	0.46
2022年1月	总进水	260	43	48	1.9
	总出水	33	1.4	12.5	0.42
2022年2月	总进水	286	48	52	2.1
	总出水	34	0.9	13.4	0.37
2022年3月	总进水	274	50	55	1.9
	总出水	35	0.8	14.1	0.39
2022年4月	总进水	279	43	51	2.2
	总出水	34	1.1	13.8	0.37
平均值	总进水	279.7	46.7	52.8	2.0
	总出水	32.5	0.96	12.9	0.385

不同。因此后续将浓缩池和板框脱水机改造为2套独立的系统(1套处理气浮污泥、1套处理生化污泥),大大降低了污泥的处置费用。

5 结论

(1)本项目验证了预臭氧氧化+水解酸化+A/A/O生化池+MBR工艺+后臭氧氧化的组合工艺对焦化工业园污水处理的适用性,从2017年年底运行至今,本项目运行灵活、可靠,运行成本较改造前降低约3元/t,对于同类型焦化工业园污水处理的设计、改造等具有一定的示范性。

(2)本项目改造充分利用原有构筑物,厌氧池改造为预臭氧池+缓冲池+水解酸化池,好氧池改造为AAO生化池,活性炭粉池改造为MBR膜池+后臭氧氧化池+活性炭粉池,对于同类型的改造项目具有一定的参考性。

参考文献

- [1] 邢林林,张景志,姜安平,等. 焦化废水深度处理技术综述[J]. 工业水处理,2017,37(2):1-6.
- XING Linlin, ZHANG Jingzhi, JIANG Anping, et al. Summary on the advanced treatment technology of coking wastewater[J]. Industrial Water Treatment, 2017, 37(2): 1-6.

- [2] 李欢,陶若虹,孙斌,等. 焦化废水处理工程设计实例及运行效果[J]. 中国给水排水,2018,34(4):97-101.
- LI Huan, TAO Ruohong, SUN Bin, et al. Case study on design and operation of a coking wastewater treatment project[J]. China Water & Wastewater, 2018, 34(4): 97-101.
- [3] 李福勤,吕晓龙,王少雄,等. 不同药剂化学氧化预处理焦化废水的比选[J]. 工业水处理,2014,34(2):30-33.
- LI Fuqin, LÜ Xiaolong, WANG Shaoxiong, et al. Comparison of the chemical oxidation pretreatment of coking wastewater by using different agents[J]. Industrial Water Treatment, 2014, 34(2): 30-33.
- [4] 李亚峰,苏雷,刘济嘉. 物化-生化组合工艺处理焦化废水的工程实例[J]. 工业水处理,2016,36(1):90-93.
- LI Yafeng, SU Lei, LIU Jijia. Case study on the physicochemical-biochemical process for the treatment of coking wastewater[J]. Industrial Water Treatment, 2016, 36(1): 90-93.
- [5] 韩涛,陈梓晟,韦朝海. 臭氧深度处理焦化废水尾水及臭氧尾气利用研究[J]. 工业水处理,2017,37(9):40-44.
- HAN Tao, CHEN Zisheng, WEI Chaohai. Researches on the advanced treatment of coking wastewater tail water and the utilization of ozone tail gas[J]. Industrial Water Treatment, 2017, 37(9): 40-44.

[作者简介] 李志雷(1984—),本科,高级工程师。电话:15318836228, E-mail:276277552@qq.com。

[收稿日期] 2023-03-17(修改稿)

• 水处理知识讲座 •

电渗析的除盐处理过程如何?

电渗析除盐处理发生7个物理化学过程,情况如下:

(1)反离子迁移过程。阳膜上的固定基团带负电荷,阴膜上的固定基团带正电荷。与固定基团所带电荷相反的离子穿过膜的现象称为反离子迁移。如在电渗析器中,淡室中的阳离子穿过阳膜,阴离子穿过阴膜进入浓室就是反离子迁移过程,这也是电渗析的除盐过程。

(2)同性离子迁移过程。与膜上固定基团带相同电荷的离子,穿过膜的现象称为同性离子迁移。由于交换膜的选择透过性不可能达到100%。因此,也存在着浓室中的阴离子会少量穿过阳膜,或阳离子穿过阴膜而进入淡室,数量虽少,但降低了除盐效率。

(3)电解质的浓差扩散过程。这是由于浓水室与淡水室的浓度差而引起的。其结果是由浓室的离子向淡室扩散。从而使淡室的

含盐量增加,降低了除盐效率。

(4)压差渗透过程。由于浓、淡室的压力不同,由压力高侧向压力低侧进行离子渗透,因此,如果浓室的压力过高,也会降低除盐效率。

(5)水的渗透过程。由于淡室中水的压力比浓室要大,因此,会向浓室渗水,使产水量降低。

(6)水的电渗过程。由于水中离子是以水合离子的形式存在,因此伴随着离子的迁移,故有水的电渗透发生,使淡水产量降低。

(7)在运行时,由于操作不良而造成极化现象,使淡水室大量的水电离,在直流电场的作用下,水电离产生的 H^+ 穿过阳膜, OH^- 穿过阴膜进入浓水室,在那里与 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 生成沉淀,也称为极化沉淀。故此,不仅电耗增加,而且还会造成沉淀等后果。

(摘自《工业水处理技术问答及常用数据》)