

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2021.10.018

臭氧氧化 + 混凝沉淀过滤 + UF + RO 工艺处理矿井排水

高 波, 丁西明, 康建邨, 岳 峥, 张亚琳, 张 祯
(中国市政工程华北设计研究总院有限公司, 天津 300381)

摘 要: 某能源化工基地煤矿开采过程中产生大量含盐高、硬度高、碱度低的矿井排水,采用格栅 + 臭氧氧化 + 混凝沉淀(加纯碱)过滤 + 超滤 + 反渗透组合工艺处理,出水水质能够满足《工业循环冷却水处理设计规范》(GB/T 50050—2007)中再生水直接作为间冷开式系统补充水水质指标的要求。项目设计规模近期为 $5.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,远期为 $8.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。实际运行结果表明,出水水质均能满足设计要求,外送附近电厂作为循环冷却水补水水源,运行成本约为 5.50 元/ m^3 。通过项目的实施,将矿井排水变废为宝,不仅可以防止水资源流失,避免水环境污染,而且对缓解当地供水不足、改善当地生态环境、实现经济可持续发展具有重要意义。

关键词: 矿井排水; 臭氧氧化; UF + RO

中图分类号: TU992.3 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2021)10-0099-06

Treatment of Mine Drainage by Ozone Oxidation + Coagulation Sedimentation and Filtration + Ultrafiltration + Reverse Osmosis Process

GAO Bo, DING Xi-ming, KANG Jian-cun, YUE Zheng, ZHANG Ya-lin,
ZHANG Zhen

(North China Municipal Engineering Design & Research Institute Co. Ltd., Tianjin 300381, China)

Abstract: A large amount of mine drainage with high salt content, high hardness and low alkalinity is generated during mining process of a coal mine in an energy chemical base, which is treated by a combined treatment process consisting of grill, ozone oxidation, coagulation sedimentation (dosing sodium carbonate) and filtration, ultrafiltration and reverse osmosis. The effluent quality can meet the requirements of reclaimed water directly using as the supplementary water of the intercooled open system in *Code for Design of Industrial Recirculating Cooling Water Treatment* (GB/T 50050 - 2007). The recent design treatment capacity of the project is $5.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, while the long-term treatment capacity is designed to be $8.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$. The actual operation results of the project showed that the effluent quality could meet the design requirements. The effluent is sent out to nearby power plants as a resource of circulating cooling water, and the operating cost is about 5.50 yuan/ m^3 . The mine drainage is changed into resources through the implementation of the project. It can not only prevent the loss of water resources and avoid water environment pollution, but also has important significance for alleviating the shortage of local water supply, improving the local ecological environment, and achieving sustainable economic development.

Key words: mine drainage; ozone oxidation; UF + RO

1 项目概况

某能源化工基地含有丰富的煤矿资源,煤矿开

采以井工开采为主,为确保安全须排出大量矿井水。矿井排水含盐高、硬度高、碱度低,直接排放到小南

湖。小南湖常年接纳矿井水,库容已达到饱和状态,多余的矿井水向下游水体溢流,不仅浪费水资源,而且也影响生态环境。

随着能源化工基地的快速发展,耗水量大的企业如大型电厂、煤化工等不断进驻,而基地地处西北,水资源匮乏,根据基地科学开发规划水资源论证报告,矿井涌水量稳定可靠。因此,对矿井水进行处理并回收利用,不仅可以防止水资源流失,避免污染水环境,而且对缓解能源化工基地供水不足、改善基地生态环境,实现经济可持续发展具有重要意义^[1-2]。

2 项目设计

2.1 项目设计规模

根据基地科学开发规划水资源论证报告,综合分析当地五个煤矿矿井水排水量、小南湖矿井水蓄水量和三个电厂中水需求量,最终确定本项目中水设计规模近期为 $5.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,远期为 $8.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,工程按近期实施,预留远期发展用地。

2.2 进、出水水质

结合小南湖实际监测水质和电厂对中水水质要求,确定本项目设计进、出水水质(见表1)。

设计出水水质需满足《工业循环冷却水处理设计规范》(GB/T 50050—2007)中再生水直接作为间冷开式系统补充水水质指标的要求。

表1 设计进、出水水质

Tab. 1 Design influent and effluent quality

项 目	进水	出水
pH 值	8~9	7.0~8.5
浊度/NTU	1.0	5
COD/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	50	30
$\text{NH}_3 - \text{N}/(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	0.5	5
硬度(以 CaCO_3 计)/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	6 000	250
碱度(以 CaCO_3 计)/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	150	200
硫酸盐/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	7 000	250
氯离子/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	6 500	250
溶解性总固体/($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	20 000	1 000

2.3 主体工艺流程

针对矿井排水含盐高、硬度高、碱度低的水质特点,首先通过投加 Na_2CO_3 、 NaOH 发生软化反应,从而降低水的硬度;然后通过沉淀+过滤完成泥水分离,通过超滤进一步去除悬浮颗粒物,满足后续反渗透进水水质要求,减小膜污堵的风险;综合煤化工行业高盐水处理和海水淡化工程,采用一级两段式反渗透系统除盐,可确保出水满足电厂间冷开式系统补充水水质要求。由于矿井排水在小南湖内长期储存,会滋生藻类、细菌和软体微生物,故在工艺前端设置臭氧氧化工段对源水进行预处理^[2-3]。

综上,本项目采用格栅+臭氧氧化+混凝沉淀(加纯碱)过滤+超滤+反渗透组合工艺,具体流程如图1所示。

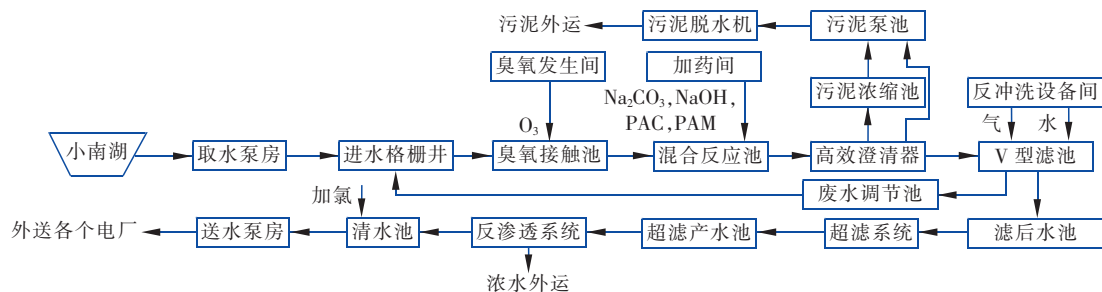


图1 矿井水处理工艺流程

Fig. 1 Flow chart of mine wastewater treatment process

在小南湖湖边设置固定式取水泵站,通过输水管网送至中水厂处理。

原水首先通过格栅及配水井,均匀配水后进入臭氧接触池,通过投加臭氧去除溶解性铁、锰和藻类,改善臭味及混凝条件。臭氧接触池出水自流进入混合反应池,投加纯碱和氢氧化钠,通过软化反应降低水中钙镁离子浓度和硬度,投入混凝剂和絮凝剂,促进絮体的生成,提高固液分离效果,以及软化

除硬的效果。通过高效澄清器实现泥水分离,污泥进入污泥浓缩池,然后经过板框脱水机脱水后外运,高效澄清器出水进入V型滤池进行粗过滤。V型滤池出水进入滤后水池暂存,通过超滤进水泵提升至超滤系统,将反渗透进水SDI值稳定在3以内,最大限度地满足反渗透进水水质要求。超滤产水通过提升泵进入反渗透系统深度脱盐,处理出水进入清水池,通过加压泵输送至电厂循环冷却塔补水系统。

反渗透浓水按照环评要求通过废水专用管线外运处置。

3 主要构筑物及设计参数

3.1 取水泵房

取水泵房近期设计规模 $5.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 远期设计规模 $8.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$, 土建按远期设计, 设备按近期配置, 预留远期泵位。

泵房采用合建式岸边取水泵房。设置在小南湖下游大坝北端, 并设置自流管将水引至吸水前池。取水泵房平面尺寸为 $24.0 \text{ m} \times 12.0 \text{ m}$, 泵坑深度 11.50 m 。配有单级双吸离心泵 4 台 (3 用 1 备), 两台变频, $Q = 890 \text{ m}^3/\text{h}$, $H = 700 \text{ kPa}$, $N = 220 \text{ kW}$ 。

3.2 格栅间及配水井

格栅间及配水井按照远期规模 $8.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 一次性建成, 考虑基地地处西北, 冬季寒冷, 格栅间及配水井位于室内。格栅渠分为两个渠道, 单个渠道尺寸为 $8.6 \text{ m} \times 2.0 \text{ m} \times 2.1 \text{ m}$, 配水井尺寸为 $8.6 \text{ m} \times 4.0 \text{ m} \times 9.5 \text{ m}$ 。配有细格栅 2 台, 渠宽 2.0 m , 栅隙 10 mm 。

3.3 臭氧接触池

臭氧接触池按 $5.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 设计, 臭氧平均投加量为 1.5 mg/L , 停留时间 5 min 。平面尺寸 $14.3 \text{ m} \times 5.2 \text{ m} \times 6.85 \text{ m}$, 配套曝气盘和尾气破坏器。设臭氧发生器 2 台, 5.0 kg/h 。

3.4 水处理车间

水处理车间包括混合反应池、絮凝反应池、高效澄清器、V 型滤池、加药间、反冲洗泵房及风机房等, 按照近期 $5.0 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 设计, 平面尺寸为 $75.8 \text{ m} \times 50.8 \text{ m}$ 。

① 混合反应池

混合反应池分为 2 组, 每组分为两级混合, 一级混合主要通过投加纯碱和氢氧化钠, 去除总硬度, 混合反应时间 25 min , 搅拌速度梯度 G 在 $630 \sim 700 \text{ s}^{-1}$; 二级混合主要通过投加 PAC 和 PAM, 促进絮凝沉淀, 混合反应时间 76 s , 搅拌速度梯度 G 在 790 s^{-1} 。一级混合反应池分 3 格, 尺寸分别为 $6.0 \text{ m} \times 6.0 \text{ m} \times 5.5 \text{ m}$ 、 $6.0 \text{ m} \times 6.0 \text{ m} \times 5.5 \text{ m}$ 、 $4.7 \text{ m} \times 4.7 \text{ m} \times 5.5 \text{ m}$, 二级混合反应池分 2 格, 尺寸均为 $2.2 \text{ m} \times 2.2 \text{ m} \times 5.5 \text{ m}$, 内设立式机械混合搅拌机。

② 絮凝反应池

絮凝反应池反应时间为 17 min , 分为 2 组, 每组按照流速梯度递减分为 3 个反应区, 每组反应池搅

拌机叶轮桨板边缘处的线速度为: 第一反应区 $0.4 \sim 0.5 \text{ m/s}$, 第二反应区 $0.3 \sim 0.4 \text{ m/s}$, 第三反应区 $0.2 \sim 0.3 \text{ m/s}$ 。每个反应区尺寸均为 $4.7 \text{ m} \times 4.7 \text{ m} \times 5.5 \text{ m}$, 内设立式机械混合搅拌机。

③ 高效澄清器

共设置 8 组高效澄清器, 每组正常处理量 $300 \text{ m}^3/\text{h}$, 峰值处理量 $350 \text{ m}^3/\text{h}$, 斜板区总沉降面积约为 226 m^2 , 斜板表面负荷 $1.5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

④ V 型滤池

V 型滤池分为 6 格, 单格尺寸为 $8.0 \text{ m} \times 7.0 \text{ m}$, 过滤面积 56 m^2 , 总过滤面积 336 m^2 , 滤速 6.82 m/h , 强制滤速 8.20 m/h , 采用单层粗砂均匀级配滤料。

滤池采用气水联合反冲洗配合表面扫洗, 采用长柄滤头小阻力配气配水系统。先气冲洗: 强度为 $17 \text{ L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$; 然后气水同时冲洗: 气强度 $17 \text{ L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$, 水强度 $2.5 \text{ L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$; 再水冲洗: 强度 $4.5 \text{ L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$; 表面扫洗: 水强度 $1.8 \text{ L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ 。反冲洗时间: 气冲洗 2 min 后, 气水同时反冲洗加表面扫洗 5 min , 最终水洗加扫洗 5 min , 共计 12 min 。冲洗周期 $12 \sim 24 \text{ h}$ 。

⑤ 加药系统

混合反应系统投加药剂有 NaOH 、 Na_2CO_3 、PAC 和 PAM 四种。

NaOH 最大投药量为 50 mg/L (以固体计), 溶解浓度 20% , 投加浓度 10% , 药剂配制系统由 2 个溶药池、2 个溶液池及 3 台计量泵组成。溶药池单池有效容积为 5.6 m^3 , 采用搅拌机搅拌, 每天配药 1 次, 两池交替运行; 溶液池单池有效容积为 15.6 m^3 , 采用搅拌机搅拌, 两池交替运行; 投加采用隔膜计量泵, 共 3 台 (2 用 1 备), 投加点在混合反应池 1、2 格。

Na_2CO_3 最大投药量为 1600 mg/L (以固体计), 溶解浓度 30% , 投加浓度 20% , 药剂配制系统由 2 个溶药池、2 个溶液池及 3 台变频螺杆泵组成。溶药池单池有效容积为 8.8 m^3 , 采用搅拌机搅拌, 每天配药 3 次, 两池交替运行; 溶液池单池有效容积为 62.5 m^3 , 采用搅拌机搅拌, 两池交替运行; 投加采用变频螺杆泵, 共 3 台 (2 用 1 备), 投加点在混合反应池 1、2 和 3 格。

PAC 最大投药量为 40 mg/L (以固体计), 溶解浓度 20% , 投加浓度 10% , 药剂配制系统由 2 个溶

药池、2个溶液池及3台计量泵组成。溶药池单池有效容积为 5.6 m^3 ,采用搅拌器搅拌,每天配药1次,两池交替运行;溶液池单池有效容积为 15.6 m^3 ,采用搅拌器搅拌,两池交替运行;投加采用隔膜计量泵,共3台(2用1备),投加点在混合反应池4、5格。

PAM制备采用成套设备,制备能力 2.0 kg/h ,设计最大投加量为 0.2 mg/L ,制备浓度 0.2% ,投加浓度为 0.1% 。采用变频螺杆泵输送至混合反应池4、5格。

⑥ 反冲洗泵房及风机房

反冲洗泵房配置反冲洗缓冲池1座,反冲洗水泵3台(2用1备), $Q=405\text{ m}^3/\text{h}$, $H=130\text{ kPa}$, $N=30\text{ kW}$;反冲洗风机房配置鼓风机3台(2用1备), $Q=30\text{ m}^3/\text{min}$, $H=50.0\text{ kPa}$, $N=35\text{ kW}$ 。

3.5 UF-RO车间

UF-RO车间包含膜车间、提升泵房、加药间、变电间及库房等,按照近期 $5.0\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ 设计,平面尺寸为 $98.2\text{ m}\times 48.0\text{ m}$ 。

① 超滤膜系统

a. 进水单元

超滤进水由超滤进水增压泵自V型滤池出水池提升,经过自清洗过滤器后进入超滤膜组件。

设置超滤进水增压泵2组,每组2用2备, $Q=630\text{ m}^3/\text{h}$, $H=300\text{ kPa}$, $N=75\text{ kW}$,变频调速;自清洗过滤器2组,每组2台, $Q=630\text{ m}^3/\text{h}$,过滤精度 $100\text{ }\mu\text{m}$ 。

b. 超滤膜单元

超滤膜单元为外压式循环过滤,采用设定膜过滤流量的恒流过滤方式。

膜材质为PVDF,平均孔径 $<0.08\text{ }\mu\text{m}$,膜运行通量 $50\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,系统回收率 $>90\%$ 。采用10套膜组件,单套产水量 $\geq 220\text{ m}^3/\text{h}$,每套膜组件含110支膜,单支膜面积 40 m^2 。

c. 反冲洗单元

膜组件反冲洗包括水冲洗和空气擦洗,反冲洗泵自超滤产水池吸水,对膜组件进行反冲洗,反洗排水进入废水调节池;空气擦洗气源来自空压机,经过滤器后进入膜组件。水反洗强度为 $60\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,气反洗强度为 $6\text{ m}^3/(\text{支}\cdot\text{h})$,反洗总历时 90 s 。超滤反洗泵3台(2用1备), $Q=250\text{ m}^3/\text{h}$, $H=150\text{ kPa}$, $N=22\text{ kW}$;空压机3台(2用1备), $Q=0.6$

m^3/min , $H=850\text{ kPa}$, $N=5.0\text{ kW}$;冷干机2台, $Q=0.6\text{ m}^3/\text{min}$, $H=850\text{ kPa}$, $N=1.0\text{ kW}$;储气罐1台, $V=8.0\text{ m}^3$ 。

d. 清洗单元

化学清洗采用维护性清洗和恢复性清洗两种方式。维护性清洗多采用HCl和NaClO,清洗周期约3~7d;恢复性清洗采用HCl和NaClO,清洗周期约30~60d,加药量视具体情况确定。

设置化学清洗泵2台(1用1备), $Q=300\text{ m}^3/\text{h}$, $H=150\text{ kPa}$, $N=22\text{ kW}$;清洗水箱1座, $V=5.0\text{ m}^3$;清洗保安过滤器1台, $Q=300\text{ m}^3/\text{h}$,过滤精度 $5\text{ }\mu\text{m}$ 。

② 反渗透系统

a. 进水单元

反渗透进水自超滤产水池吸水泵送至反渗透进水总管,总管分配至每组反渗透膜组件,进入每组膜组件之前须通过保安过滤器和二次增压泵进一步增压提升,保安过滤器和二次增压泵与膜组件一对一配置。

设置反渗透进水泵2组,每组2用1备, $Q=630\text{ m}^3/\text{h}$, $H=300\text{ kPa}$, $N=75\text{ kW}$,变频调速;保安过滤器8台, $Q=265\text{ m}^3/\text{h}$,过滤精度 $5\text{ }\mu\text{m}$;反渗透进水高压泵8台, $Q=250\text{ m}^3/\text{h}$, $H=3.1\text{ MPa}$, $N=400\text{ kW}$ 。

b. 反渗透单元

反渗透膜是本项目脱盐的核心单元。根据原水水质特点,反渗透系统采用一级两段式设计,一段膜元件采用脱盐率高、机械强度好、抗污染型苦咸水淡化反渗透膜元件;二段膜元件采用超低能耗海水淡化反渗透膜元件。

设计采用8套反渗透系统,单套产水量 $\geq 170\text{ m}^3/\text{h}$,系统脱盐率 $\geq 98\%$,系统回收率 $\geq 64\%$,膜平均运行通量 $\leq 16.3\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ (64%回收率时),膜元件材质为聚酰胺复合膜,一段单套膜组件含182支膜元件,二段含98支膜元件;单支膜元件有效面积 37 m^2 。

设反渗透段间增压泵8台, $Q=150\text{ m}^3/\text{h}$, $H=1.8\text{ MPa}$, $N=180\text{ kW}$ 。

c. 反冲洗单元

反渗透系统每隔数小时和停机时进行低压冲洗,冲走反渗透膜表面的污染物,置换压力膜管内的浓水,或在高压泵运行前,自动进入低压冲洗状态。

系统配套2台冲洗泵(1用1备), $Q=250\text{ m}^3/\text{h}$, $H=300\text{ kPa}$, $N=30\text{ kW}$,反渗透反冲洗泵设置在送水泵房内,自清水池吸水。

d. 清洗单元

反渗透系统经过一段时间的运行后,膜性能会逐渐下降,如通量衰减、压差上升到一定程度,通过常规的冲洗无法恢复到原有状态,此时采用离线化学清洗,通过配制一定量酸、碱清洗液,对反渗透膜元件进行循环化学清洗,恢复膜的性能,清洗周期为3~6个月。

设置化学清洗泵1台, $Q=300\text{ m}^3/\text{h}$, $H=300\text{ kPa}$, $N=45\text{ kW}$;清洗水箱1座, $V=5.0\text{ m}^3$;清洗保安过滤器1台, $Q=300\text{ m}^3/\text{h}$,过滤精度 $5\text{ }\mu\text{m}$ 。

e. 药剂投加单元

为了保证反渗透系统安全稳定运行,进入反渗透膜之前,须投加化学药剂。为了防止硬度盐在膜表面结垢,加酸调节pH值以降低LSIc至 $1.8\sim 2.0$;为了防止浓水端出现诸如 CaCO_3 、 CaSO_4 浓度积大于其平衡溶解度指数而结晶析出,从而损坏膜元件的问题,投加阻垢剂;为了保护膜元件,防止膜的氧化,投加还原剂,通过在线ORP检测水中的氧化还原电位控制加药量。每类药剂的投加均配套加药箱和计量泵。

3.6 清水池及送水泵房

① 清水池

清水池1座,尺寸为 $64.0\text{ m}\times 40.0\text{ m}\times 5.1\text{ m}$ 。

② 送水泵房

送水泵房主要包含泵房、机修间、变配电间及库房等,土建按照远期 $8.0\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ 设计,设备按照近期 $5.0\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ 配置,平面尺寸为 $45.6\text{ m}\times 12.0\text{ m}+27.9\text{ m}\times 21.0\text{ m}$ 。

3.7 污泥脱水机房

污泥脱水机房包含污泥脱水间、污泥浓缩池及投配泵房、药品间、配电间及值班室等,土建按照远期 $8.0\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ 设计,设备按照近期 $5.0\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ 配置,平面尺寸为 $45.0\text{ m}\times 42.0\text{ m}$ 。

① 污泥浓缩池

重力浓缩池采用圆形辐流式浓缩池,设计进泥含水率96%,停留时间24 h,液面负荷为 $0.17\text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot \text{h})$,固体通量 $1.0\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot \text{h})$,浓缩后污泥含水率为92%。

浓缩池2座,单座尺寸 $\varnothing 12.0\text{ m}\times 5.8\text{ m}$,池内

设置半桥式周边传动浓缩机, $\varnothing 12\text{ m}$, $H=58\text{ kPa}$, $N=2.2\text{ kW}$ 。

污泥浓缩池后设置污泥缓冲池1座,尺寸 $17.0\text{ m}\times 3.5\text{ m}\times 6.55\text{ m}$,池内设置立式搅拌器3台, $N=5.5\text{ kW}$ 。污泥进料泵4台(3用1备), $Q=30\text{ m}^3/\text{h}$, $H=750\text{ kPa}$, $N=18.5\text{ kW}$ 。

② 污泥脱水间

污泥脱水间为双层设置,脱水机位于二层,脱水机下方设置污泥斗,便于污泥装车外运。

主要设备:板框压滤机(自带液压污泥斗)5台(4用1备), $Q=225\text{ t}/\text{d}$, $N=25.0\text{ kW}$;压榨泵4台(3用1备), $Q=8\text{ m}^3/\text{h}$, $H=1.11\text{ MPa}$, $N=4\text{ kW}$;滤布冲洗泵2台(1用1备), $Q=10.2\text{ m}^3/\text{h}$, $H=6\text{ MPa}$, $N=30\text{ kW}$;压榨水箱, $V=6\text{ m}^3$,不锈钢;冲洗水箱, $V=4\text{ m}^3$,不锈钢;空压机1台, $Q=7.5\text{ m}^3/\text{min}$, $H=850\text{ kPa}$, $N=45\text{ kW}$;储气罐, $V=10\text{ m}^3$ 。

3.8 组合水池

组合水池由滤后水池、超滤产水池和废水调节池组成。

滤后水池主要是储存V型滤池出水,为后续UF系统提供稳定的水量,水池容积按照贮存2 h水量计算,尺寸 $42.8\text{ m}\times 20\text{ m}\times 5.0\text{ m}$ 。

超滤产水池主要储存超滤产水,为后续反渗透系统提供稳定的水量,水池容积按照贮存2 h水量计算,尺寸 $42.8\text{ m}\times 20\text{ m}\times 5.0\text{ m}$ 。

废水调节池主要用于调节滤池反冲洗排水量,接纳污泥浓缩池上清液排水等厂区工艺排水,并设潜水排污泵将生产废水提升至净水厂配水井重新处理,以达到节水、减少生产废水排放的目的。废水调节池1座,尺寸为 $42.8\text{ m}\times 8.5\text{ m}\times 5.0\text{ m}$,池内主要设备:双曲面搅拌器4台, $N=4.0\text{ kW}$;潜水排污泵3台(2用1备), $Q=300\text{ m}^3/\text{h}$, $H=150\text{ kPa}$, $N=37\text{ kW}$ 。

4 运行效果分析

该项目于2017年底完成竣工验收,2019年1月—7月的实际运行出水水质见表2。

项目运行至今,出水水质均能满足设计出水水质要求,外送附近电厂作为循环冷却水补水水源。目前实际运行水量约 $3.0\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$,外送电厂回用水量约 $2.0\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ 。

目前,项目实际运行采用两条线交替运行,待电厂需水量提高后,可实现满负荷运行。

表2 实际运行出水水质

Tab.2 Actual operation effluent quality

项目	pH 值	浊度/ NTU	COD/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	$\text{NH}_3 - \text{N}$ / ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	硬度/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	碱度/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	硫酸盐/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	氯离子/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	溶解性总固体/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)
1月	8.1	0.50	26	0.03	232	142	46	36	310
2月	7.0	0.19	25	0.02	245	158	73	42	320
3月	7.8	0.19	23	0.03	189	124	57	32	140
4月	7.9	0.29	25	0.07	228	138	68	38	280
5月	6.9	0.63	22	0.77	195	128	34	35	260
6月	6.6	0.33	20	0.06	213	126	41	42	285
7月	8.2	0.60	18	0.05	220	120	45	40	300

5 运行成本分析

运行成本主要由人工费、电费和药剂费组成。其中人工费为1.50元/ m^3 ,电费为2.20元/ m^3 。本项目所用药剂主要有 Na_2CO_3 、 NaOH 、PAC、PAM、 HCl 、 NaClO 、阻垢剂,投加量分别为732、3.56、26、0.5、200、6.5、0.6 mg/L,则药剂投加总成本为1.80元/ m^3 。

则实际运行成本约为5.50元/ m^3 。

6 结论

针对矿井排水含盐高、硬度高、碱度低的水质特点,该工程采用臭氧氧化+混凝沉淀过滤+UF+RO组合处理工艺,实际出水能满足设计要求。通过项目的实施,将矿井排水变废为宝,不仅可以防止水资源流失,避免污染水环境,而且对缓解当地供水不足、改善当地生态环境、实现经济可持续发展具有重要意义。

参考文献:

- [1] 杨军. 宁东能源化工基地矿井涌水综合利用研究[J]. 三峡环境与生态,2011,33(2):35-37.
YANG Jun. Utilization of mine water inflow, an empirical

study from Ningdong energy and chemistry industry base [J]. Environment and Ecology in the Three Gorges, 2011,33(2):35-37(in Chinese).

- [2] 毕志斌. 煤矿矿井水深度处理回用工艺设计[J]. 工业用水与废水,2012,43(2):78-80.

BI Zhibin. Process design of advanced treatment and reuse of coal mine water [J]. Industrial Water & Wastewater,2012,43(2):78-80(in Chinese).

- [3] 赵曙光,李福勤,侯明刚,等. 高矿化度矿井水资源化工程实践[J]. 水处理技术,2010,36(7):129-131,135.

ZHAO Shuguang, LI Fuqin, HOU Minggang, et al. Resource engineering practice of high mineralized mine water[J]. Technology of Water Treatment,2010,36(7):129-131,135(in Chinese).

作者简介:高波(1979-),男,河北定州人,硕士,高级工程师,主要从事固体废弃物处理处置与资源化的研究与设计工作。

E-mail:1274980044@qq.com

收稿日期:2020-06-09

修回日期:2020-07-17

(编辑:孔红春)

深入实施乡村振兴战略,促进人水和谐