

姚恒军, 彭锦玉, 李振邦, 等. 前置 O_3/H_2O_2 -生物炭流化床在水厂提标工程中的设计应用[J]. 净水技术, 2024, 43(12): 195–204.

YAO H J, PENG J Y, LI Z B, et al. Design and application of pre- O_3/H_2O_2 -biochar fluidized bed processes in WTP upgrading[J]. Water Purification Technology, 2024, 43(12): 195–204.

前置 O_3/H_2O_2 -生物炭流化床在水厂提标工程中的设计应用

姚恒军¹, 彭锦玉^{2,3}, 李振邦², 李晓民², 付成胜², 王新伟², 王全勇^{2,*}

(1. 潍坊市市政公用事业服务中心, 山东潍坊 261046; 2. 山东华城工程技术有限公司, 山东济南 250101; 3. 山东大学环境科学与工程学院, 山东济南 250100)

摘 要 山东 L 水厂设计规模为 $12\text{万 m}^3/\text{d}$, 提标改造前, 水厂以常规处理工艺为主, 并采用投加高锰酸钾和粉末活性炭来去除原水中的 2-甲基异莰醇(2-MIB)和土臭素(GSM), 但仅可应对 2-MIB 质量浓度不高于 80 ng/L 的情形。为满足新版《生活饮用水卫生标准》(GB 5749—2022)、提高供水水质, 建成了前置臭氧/双氧水(O_3/H_2O_2)-生物炭流化床工艺, 创新性地将深度处理工艺置于常规处理工艺之前以去除臭味物质, 并降低有机物、藻类等对常规处理工艺的影响, 提升整体工艺处理效率。提标改造后, 在原生 2-MIB 质量浓度不高于 600 ng/L 时, 滤池出水 2-MIB 质量浓度降至 5 ng/L 以下, 高锰酸盐指数、浑浊度、颗粒数等水质指标亦有大幅度降低。同时, 水厂停止投加粉末活性炭与高锰酸钾, 减少了聚合氯化铝(PAC)与次氯酸钠投加量, 并关停了气浮工艺, 吨水制水成本降低了 $0.129\sim 0.171$ 元, 为同类水厂提标改造提供了工程经验和案例支撑。

关键词 前置高级氧化 臭氧/双氧水 生物炭流化床 2-甲基异莰醇 土臭素

中图分类号: TU991 **文献标识码:** B **文章编号:** 1009-0177(2024)12-0195-10

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2024.12.022

Design and Application of Pre- O_3/H_2O_2 -Biochar Fluidized Bed Processes in WTP Upgrading

YAO Hengjun¹, PENG Jinyu^{2,3}, LI Zhenbang², LI Xiaomin², FU Chengsheng², WANG Xinwei², WANG Quanyong^{2,*}

(1. Weifang Municipal Public Service Center, Weifang 261046, China;

2. Shandong Huacheng Engineering Technology Co., Ltd., Jinan 250101, China;

3. School of Environmental Science and Engineering, Shandong University, Jinan 250100, China)

Abstract Shandong L water treatment plant(WTP) is designed with a capacity of $120\,000\text{ m}^3/\text{d}$. Before upgrading and renovating, the WTP primarily uses conventional treatment processes and adds potassium permanganate and powdered activated carbon to remove 2-methylisoborneol (2-MIB) and geosmin (GSM) from raw water, but this can only cope with 2-MIB mass concentrations not exceeding 80 ng/L . To meet the requirements of the new *Standards for Drinking Water Quality* (GB 5749—2022) and enhance water supply quality, a pre-ozone/hydrogen peroxide (O_3/H_2O_2)-biochar fluidized bed process is constructed. This innovative approach involves integrating advanced treatment processes prior to conventional treatment to remove odorous compounds and minimize the adverse effects of organic matter and algae on standard treatment, thus improving overall treatment efficiency. After upgrading and renovating, when the 2-MIB mass concentration in the raw water does not exceed 600 ng/L , the mass concentration of 2-MIB in the filtered water decreases to below 5 ng/L . Other water quality indices, including the permanganate index, turbidity and particle count, also shows substantial improvement. Additionally, the WTP discontinues the use of powdered activated carbon and potassium permanganate, reduces the dosages of PAC and sodium hypochlorite, and decommissiones the flotation process. As a result, the water production cost per cubic meter is lowered by 0.129 yuan to 0.171 yuan. This case study provides valuable engineering experience and serves as a reference for similar upgrading in WTP.

Keywords pre-advanced oxidation ozone/hydrogen peroxide biochar fluidized bed 2-methylisoborneol (2-MIB) geosmin (GSM)

[收稿日期] 2024-07-15

[基金项目] 海右计划产业领军人才创新团队项目(NO1362022088)

[作者简介] 姚恒军(1970—), 男, 高级工程师, 研究方向为净水新工艺开发及水质检测, E-mail: wfggsy234@163.com。

[通信作者] 王全勇(1969—), 男, 教授级高工, 研究方向为饮用水深度降浊和有机物深度处理, E-mail: hkyys@vip.sina.com。

近年来,随着水体富营养化的加剧,藻类季节性繁殖加速,其在生长、繁殖、代谢过程中产生臭和味的污染,不仅影响饮用水的感官质量,对人体健康也造成一定的危害^[1]。在藻类的嗅觉风险中,2-甲基异茨醇(2-MIB)和土臭素(GSM)引起的饮用水臭和味的污染是重中之重^[2]。新版《生活饮用水卫生标准》(GB 5749—2022)中明确要求,饮用水中这2种臭味物质的阈值质量浓度均为10 ng/L。混凝、沉淀、过滤和氯化等传统处理技术用于去除臭和味已被证明是低效的^[3-6]。臭氧(O_3)生物活性炭技术相比于光催化^[7]、电催化^[8]和高铁酸钾氧化^[9]等除臭味物质技术具有成本低、效率高等特点,其作为深度处理工艺在水厂已广泛应用,但目前常将该深度处理技术置于沉淀池后端(简称中置 O_3 -生物炭)或滤池后端(简称后置 O_3 -生物炭),并以下向流固定床的形式运行生物炭^[10-12]。一方面,原水中较高的有机物、藻类等会影响常规处理工艺运行效率,导致滤池出水浑浊度高,生物炭衰减速度快;另一方面, O_3 直接氧化对2-MIB和GSM去除能力较低;并且,将生物炭置于净水工艺末端,也存在生物泄漏风险。

鉴于此,文章以山东L水厂为例,介绍了前置 O_3 /双氧水(H_2O_2)-生物炭流化床技术在水厂提标改造工程中的设计理念和参数组合,并对工艺效果及投产后的经济性进行分析,为同类型水厂的提标改造提供案例参考。

1 水厂概况

山东L水厂建于2006年,建设规模为12万 m^3/d ,厂区主体工艺如图1所示。工艺流程为“固液分离池+机械混合池+折板絮凝池+平流沉淀池+气浮池+陶粒石英砂双层滤料滤池+消毒”。水厂分为水量相同的南北2组。单组混合池平面尺寸为2.6 m×2.6 m,有效水深为3.7 m,停留时间为20 s,采用慢速机械混合,转速为100 r/min,投加质量分数为10%的聚合氯化铝(PAC,以 Al_2O_3 计),每千吨水投加量为50~55 kg;折板絮凝池平面尺寸为16.9 m×15 m,有效水深为3.15~3.6 m,停留时间为15 min;平流沉淀池沉淀时间为54 min,水平流速为15 mm/s;滤池滤料总高度为1.2 m,采用陶粒与石英砂双层滤料,设计平均滤速为7.2 m/h;在消毒工段投加次氯酸钠与二氧化氯2种消毒剂,消毒剂投加量根据余氯量调整。

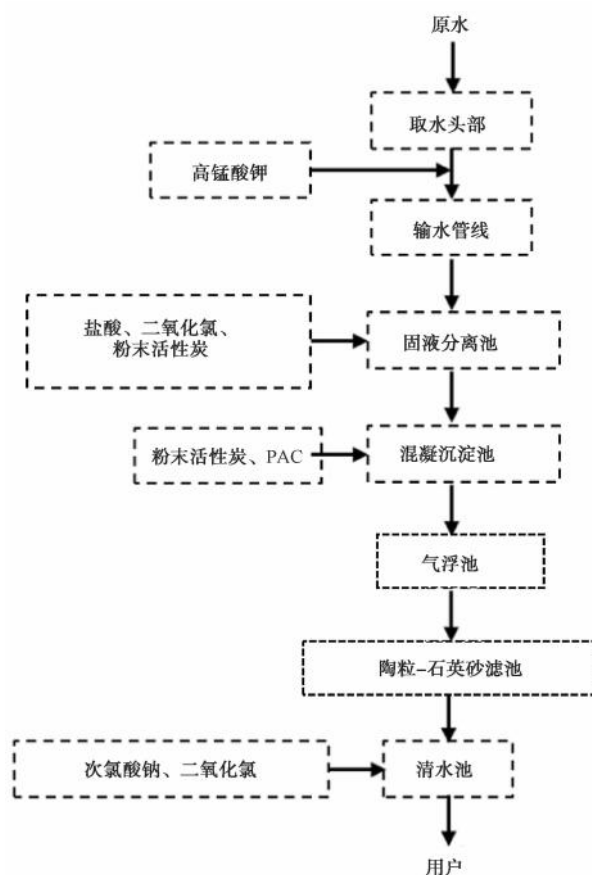


图1 现状水厂工艺流程

Fig. 1 Process Flow of Existing WTP

水厂原水取自L水库,为黄河水与南水北调混掺水,主要水质指标如表1所示。厂区原水具有典型的微污染“三高”特征,即高藻、高有机物、高臭味物质。此外,原水中含有较多的贝壳类生物,包括淡水螺类和蚌类等。为应对原水的臭和味、有机物及浑浊度问题,保证供水水质,在改造前,水厂采用应对工艺如下。

(1)采用高锰酸盐预氧化工艺,为保证氧化时间,投加点位于原水管道上,与水厂距离5 km,投加质量浓度为0.75 mg/L。

(2)在固液分离池及混合池内投加粉末活性炭,粉末活性炭投加质量浓度为15~20 mg/L,与高锰酸钾工艺联用,可应对2-MIB质量浓度不高于80 ng/L的情况;若原水中2-MIB质量浓度高于80 ng/L,需大幅提高粉末活性炭和高锰酸钾投加量,粉末活性炭投加质量浓度超过50 mg/L时,为延长粉末活性炭吸附时间,平流沉淀池按照吸附模式运行,仅去除部分大颗粒悬浮物质;从而导致沉淀池出水

表 1 原水水质指标
Tab. 1 Raw Water Quality Indices

原水水质指标	数值	检测方法	检测仪器
2-MIB/(ng·L ⁻¹)	30~600	固相萃取-气相色谱-质谱法	GCMS-QP2010Plus 气相色谱质谱仪
GSM/(ng·L ⁻¹)	20~120	固相萃取-气相色谱-质谱法	GCMS-QP2010Plus 气相色谱质谱仪
浑浊度/NTU	2~10	仪器测定	HACH 2100N 浊度计
藻类/(个·L ⁻¹)	2 000 万~20 000 万	智能识别计数法	T300 藻类智能识别计数器
高锰酸盐指数/(mg·L ⁻¹)	2.3~7.0	高锰酸盐指数法	滴定装置
氨氮/(mg·L ⁻¹)	0.12~0.97	纳氏试剂分光光度法	UV-1780 紫外可见分光光度计
总氮/(mg·L ⁻¹)	0.68~10	碱性过硫酸钾消解紫外分光光度法	UV-1780 紫外可见分光光度计
溴离子/(μg·L ⁻¹)	150~180	离子色谱法	ICS-1500 离子色谱仪

浑浊度较高,滤前需增加气浮工艺去除部分藻类、悬浮物以降低滤池负荷,工艺稳定运行面临的压力较大。

(3)藻类暴发时,原水 pH 不断升高,PAC 混凝效果降低,为防止出厂水铝离子浓度超标,在固液分离池投加盐酸降低 pH。

在提标改造前,长时间运行数据表明,水厂出水浑浊度一般为 0.2~0.4 NTU,颗粒物总数不低于 800 CNT/mL,高锰酸盐指数为 1.8~2.6 mg/L,虽可满足《生活饮用水卫生标准》(GB 5749—2022),但水质仍有进一步提高的空间。此外,新版《生活饮用水卫生标准》(GB 5749—2022)对 2-MIB、GSM 等嗅味物质设定了更为严格的限值标准,这对水厂原有的处理工艺提出了更严峻挑战。鉴于此,为应对新标准要求,全面提升水质,实施水厂提标改造工程。

2 问题分析及改扩建方案

2.1 面临问题分析

(1)原水有机物、藻类等对常规工艺产生影响。由表 1 可知,原水中有机物与藻类数值较高。常见的腐植酸和富里酸等有机污染物,会包裹在悬浮颗粒周围,形成一层稳定的亲水性膜,阻碍混凝剂与颗粒直接接触,从而降低混凝效果。藻类具有凝聚、趋光和迁移特性,若无法将其有效杀灭,水体表层藻类生物量集中^[13],直接影响沉淀池分离效果。因此,若仍采用先常规处理、后深度处理的工艺流程,较高的有机物、藻类等必然影响常规处理工艺运行效率,即使前加预氧化或气浮等工艺改善混凝效果,滤池出水高锰酸盐指数与浑浊度仍偏高,出水进入后续

深度处理工艺后,势必影响深度处理工艺效率和稳定性。

(2)O₃ 直接氧化对 2-MIB 等去除效率偏低,投加量较大时且易产生溴酸盐超标问题。

由于原水中 2-MIB 与 GSM 质量浓度较高,最高为 600 ng/L,因此考虑采用 O₃-生物炭作为升级的主体工艺。若采用单纯 O₃ 直接氧化,O₃ 与 2-MIB 的反应速率常数<10 L/(mol·s),表明 O₃ 与 2-MIB 之间的反应速率较慢,为保证去除效果,需大幅提高 O₃ 投加量或延长反应时间,方可对 2-MIB 进行有效去除。而原水中溴离子浓度偏高,在较高的 O₃ 投加量下,极易造成溴酸盐超标。

(3)常规下向流生物炭池存在生物穿透风险,活性炭吸附性能衰减过快。工程运行情况表明,采用常规下向流生物炭滤池的固定床运行模式,在进水浑浊度偏高时,悬浮颗粒和胶体容易在生物炭颗粒间沉积,导致炭床堵塞,还会在生物炭表面形成一层覆盖物甚至产生沉积结垢,表现为碘值快速下降,降低对有机物和嗅味物质的去除效果。而且,若将生物炭置于工艺末端,即消毒工艺之前,则在生物炭进水有机物浓度较高的情况下,生物炭微生物滋生过快,存在加氯消毒难以杀灭的“两虫”等微生物穿透、泄漏风险。

2.2 应对措施

针对现存问题及工艺分析,在设计方案时,考虑应对措施如下。

(1)将深度处理工艺前置,先行去除原水中的有机物、嗅味物质和藻类

针对水厂原水高藻、高有机物、高嗅味物质的特

点,将深度处理工艺置于常规工艺之前,先行去除水中的嗅味物质、有机物、藻类等。在满足嗅味物质、高锰酸盐指数达标的同时,规避有机物、藻类等对常规工艺的影响,提升整体工艺处理效率。深度处理工艺前置后,无需再投加高锰酸盐、粉末活性炭等,降低药剂成本;并且由于对藻类的高效去除,沉淀池出水浑浊度和藻密度降低,可停止气浮池的运行。

(2) 将 O_3 氧化升级为 O_3/H_2O_2 高级氧化

通过向系统中添加 H_2O_2 , 增强 O_3 分解产生羟基自由基 ($\cdot OH$) 的能力。 $\cdot OH$ 能够高效氧化 2-MIB, 其反应速率可达 $8.46 \times 10^9 \text{ L}/(\text{mol} \cdot \text{s})$, 对 2-MIB 和 GSM 具有较高的氧化去除效率^[14]。同时,为进一步提高气液混合与传质,采用气水对流方式,并采用自激脉冲空化曝气。自激脉冲空化可以引发局部的高压和高温条件,有助于 O_3 的快速分解,从而加速 $\cdot OH$ 的生成,丰富 $\cdot OH$ 生成途径^[15]。

(3) 将生物炭流化床替代传统的生物炭滤池

采用上向流的流化床生物反应器替代传统的固定床生物炭滤池,流化床中的颗粒炭处于膨胀流化

状态,形成类似滤池进行水反洗的流化状态,颗粒炭之间产生剧烈的摩擦和碰撞,规避了原水中悬浮物质在颗粒炭表面沉积和滤床截留,保持颗粒炭表面的持续更新,充分发挥活性炭表面吸附和生物降解的协同功能,由于生物炭前置于常规处理工艺,脱落的生物膜与炭颗粒可作为后续絮凝核心。工程实践证明其具有强化絮凝和加速沉淀的作用。

2.3 改扩建方案

基于上述分析,在原有常规工艺前增加“ O_3/H_2O_2 -生物炭流化床”高级氧化工艺。同时,现状进水中含有较多的贝壳类生物,原有固液分离池细格栅截留效果差,因此新建固液分离池 1 座,采用网孔膜格栅形式。

提标改造后的工艺流程如图 2 所示。即采用“固液分离池(新建)+ O_3/H_2O_2 -生物炭流化床(新建)+机械混合池+折板絮凝池+平流沉淀池+陶粒石英砂双层滤料滤池+消毒”工艺。原水先经过 O_3/H_2O_2 高级氧化处理, O_3/H_2O_2 能高效氧化水中的有机污染物,或将其矿化,或转化为易于生物降解的小

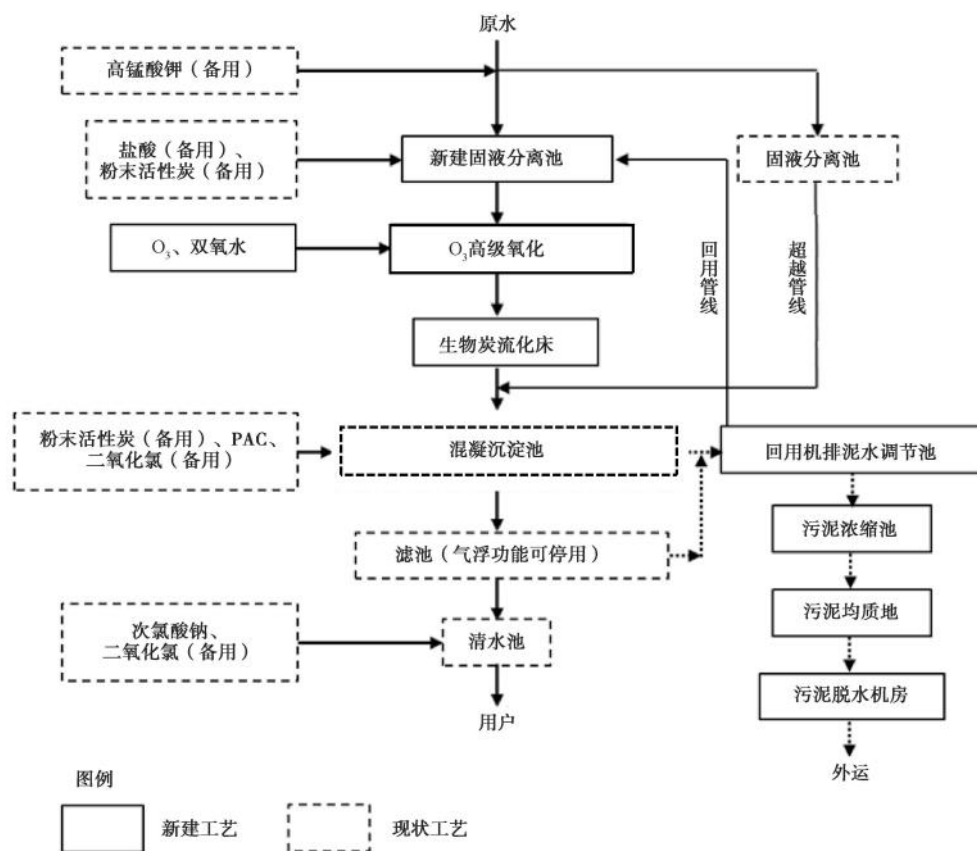


图 2 改造后工艺流程

Fig. 2 Process Flow after Reconstruction

分子物质,提升可生化性,并有效杀灭藻类。生物炭流化床中的微生物在高溶解氧环境下,进一步降解水中的有机污染物,脱落的生物膜可以通过常规混凝沉淀或过滤去除,规避了生物泄漏风险。并且,在冬季低温低浑浊度水的情况下,脱落的生物膜可以作为絮凝的晶核,强化混凝过程。经过前置 O_3 生物炭流化床工艺处理后的原水,有机物与藻类浓度大幅度降低,有效提高了后续的常规工艺效率。深度处理单元与常规处理单元之间发生互相协同作用,确保出水水质更优。

3 主要工艺设计

根据实际进水水质分析报告,L 水库原水水质基本符合《地表水环境质量标准》(GB 3838—2002)的Ⅲ类标准。为更好地保证出水水质,部分指标按指定数值进行设计,具体如下表 2 所示。

表 2 设计进水水质

Tab. 2 Designed Inflow Quality

进水水质指标	进水数值要求
浑浊度/NTU	≤ 50
藻类/(个 $\cdot L^{-1}$)	$\leq 20\ 000$ 万
2-MIB/(ng $\cdot L^{-1}$)	≤ 600
GSM/(ng $\cdot L^{-1}$)	≤ 100
溴离子/(mg $\cdot L^{-1}$)	≤ 0.5
高锰酸盐指数/(mg $\cdot L^{-1}$)	≤ 7.0

提标改造后,保证最终出水水质符合《生活饮用水卫生标准》(GB 5749—2022)、《城市供水水质标准》(CJ/T 206—2005)与《城市给水工程项目规范》(GB 55026—2022)要求,同时留有必要的安全冗余度。其中,要求浑浊度 ≤ 0.5 NTU,高锰酸盐指数 ≤ 1.5 mg/L,颗粒物总数 ≤ 300 CNT/mL。主要工艺设计如下。

3.1 新建固液分离池

为满足新建设施的水力高程,并解决现有细格栅截留效果差的问题,新建固液分离池,如图 3 所示。池体尺寸长(L) $\times$ 宽(B) $\times$ 高(H)=13.25 m $\times$ (6.6~9.7)m $\times$ (4.3~10.3)m,设置 3 条地下钢混直壁平行渠道,渠道宽度为 1 600 mm,设计最大流量为 5 250 m³/h,配备 6 套水下 304 不锈钢方闸门,粗格栅前后各 1 套。采用网孔膜格栅形式,设计 3 套内进流孔板式膜格栅,网板孔径为 1 mm,过栅损失

为 300 mm,电机功率为 1.50 kW,并根据栅前后液位差和设定时间控制清污和输送动作,配备中压冲洗水泵 2 台(1 用 1 备),单台流量为 10 m³/h,功率为 4 kW;高压冲洗水泵 2 台(1 用 1 备),单台流量为 19 L/min,功率为 5.5 kW;排泥泵 2 台(1 用 1 备),单台流量为 20 m³/h,扬程为 20 m,功率为 4 kW。

3.2 O_3 高级氧化工艺

O_3 高级氧化池共设计 8 台 O_3 接触罐,材质为 SUS316L,单台 O_3 接触罐直径(D) $\times H$ =7.0 m $\times$ 9.0 m,反应时间为 0.5 h;分为 2 个系列,每系列 4 台接触罐,可实现分系列检修,其平面布置如图 4 所示。采用射流曝气,射流水泵 8 台,单台流量为 100~180 m³/h,扬程为 20~30 m; O_3 投加量一般为 2~4 mg/L,分多点递减投加,投加比例根据原水水质设定。反应后气体进入尾气破坏器,共设计 3 台(2 用 1 备),单台功率为 4.0 kW。 H_2O_2 通过计量泵多点投加,点位布设与 O_3 相同, O_3 与 H_2O_2 质量比为 3:1~10:1。

3.3 生物炭流化床工艺

生物炭流化床工艺如图 5 所示。生物炭流化床采用钢筋混凝土结构,池体尺寸 $L\times B\times H$ =41.0 m $\times$ 15.8 m $\times$ (7.2~8.1)m,有效水深为 7~8 m,卵石承托层装填高度为 0.5 m,从上至下分为 4 个层次,卵石粒径分别为 1~2、2~4、4~8、8~16 mm;生物炭装填高度为 2.0~3.0 m,其粒径为 0.4~0.6 mm,碘吸附值高于 700 mg/g,硬度 $N>95\%$;空床接触时间为 10 min,膨胀率为 30%~50%。进水时由稳压泵泵入,稳压泵流量为 1 000~1 500 m³/h,扬程为 2.9~5.4 m,6 用 2 备。生物炭流化床仅需采用气冲方式清洗,气冲强度为 8~16 L/(m² $\cdot$ s),冲洗时间为 2~5 min,反洗周期为 15~30 d。

3.4 配套 O_3 、 H_2O_2 制备和投加系统

新增 O_3 发生间如图 6 所示,建筑尺寸 $L\times B\times H$ =17.35 m $\times$ 10.25 m $\times$ 4.80 m,采用液氧制备 O_3 , O_3 设备采用管式。现场产生的 O_3 通过分气器分配至 O_3 高级氧化工艺。 O_3 发生间面积约为 180 m²,设计 O_3 最大投加量为 10 mg/L。主要设备包含 3 台 O_3 发生器(2 用 1 备), O_3 制备量为 20 kg O_3 /h,配套空气罐、板换水泵机组、循环冷却系统、 O_3 泄漏探测及报警等设备以及仪表、自动控制系统等其他各类所需配件。

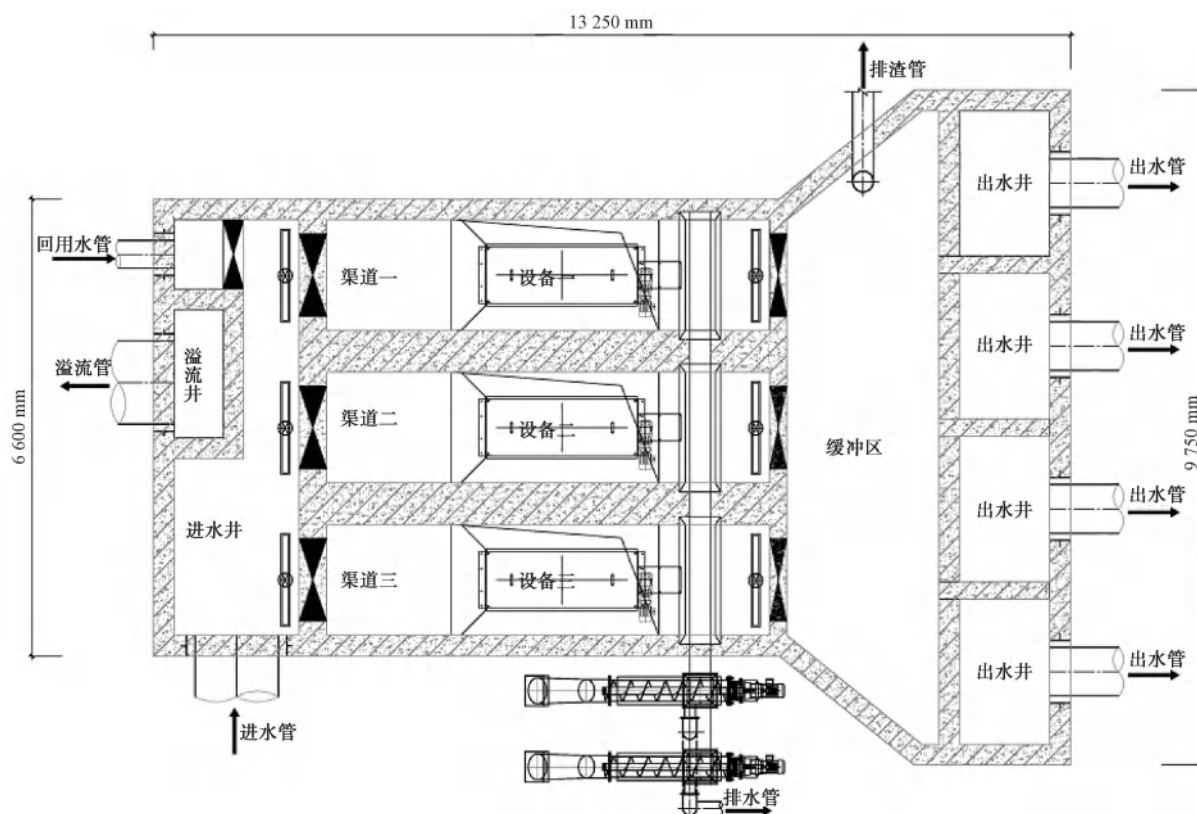
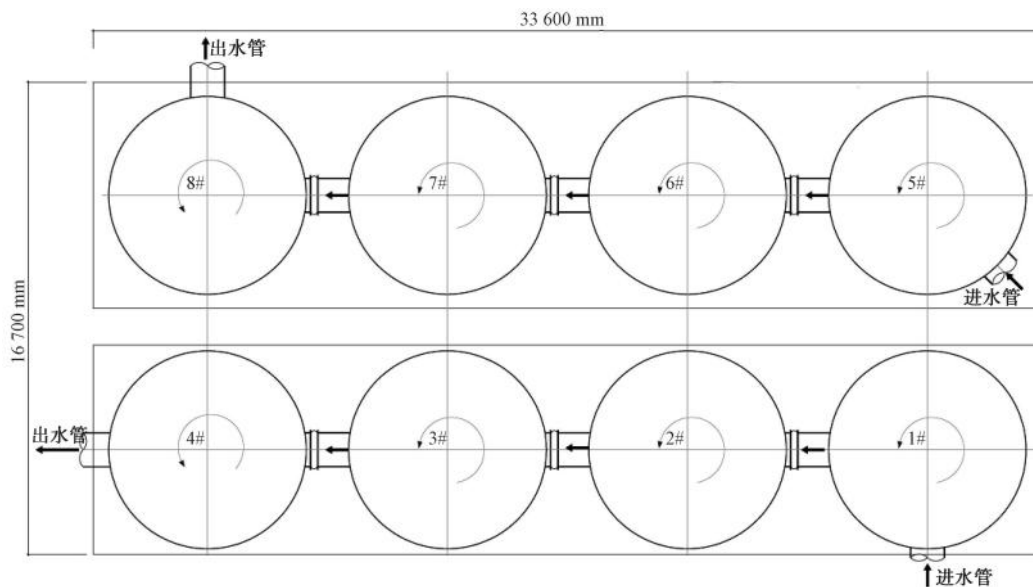


图3 新建固液分离池设计

Fig. 3 Design of Newly Built Solid-Liquid Separation Tank

图4 O_3 高级氧化池平面布置Fig. 4 Layout Plan of O_3 Advanced Oxidation Tank

新增 H_2O_2 投加系统设备间如图 7 所示。建筑尺寸 $L \times B \times H = 7.45 \text{ m} \times 4.70 \text{ m} \times 4.80 \text{ m}$, 采用成品液体, 池体分组与泵采用一对一投加。 H_2O_2 采用立式储罐, 设于投加间内。该系统包含 1 台 H_2O_2 储罐,

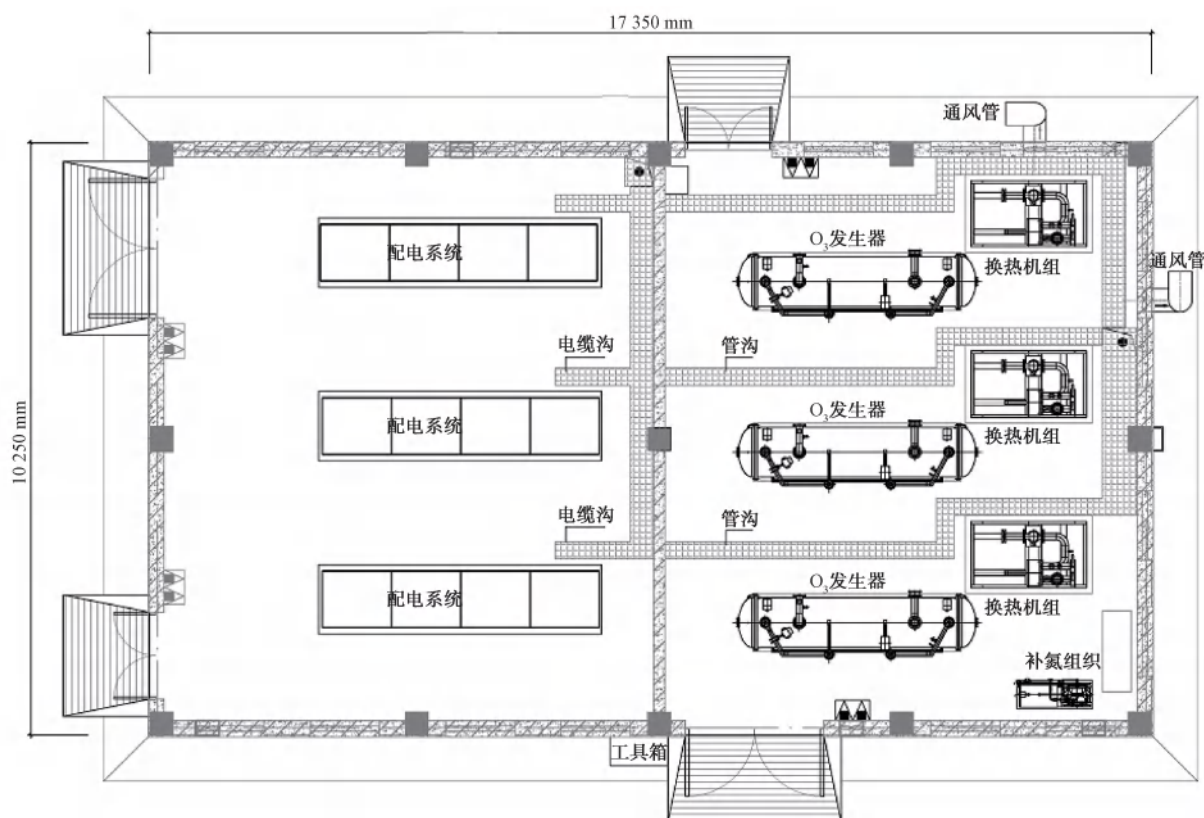
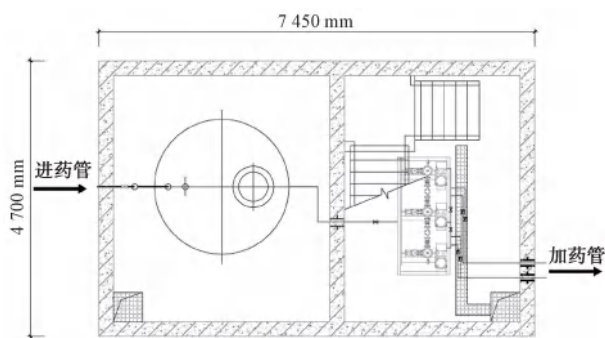
有效容积为 10 m^3 ; 3 台计量泵 (2 用 1 备), 单台流量为 $0 \sim 90 \text{ L/h}$, 扬程为 100 m , 功率为 0.25 kW , 可变频调节。



Fig. 5 Layout Plan and Cross Section of Biochar Fluidized Bed

4.1 运行效果

量浓度小于检出限,对 2-MIB 和 GSM 去除效率超过 99%。同时出厂水有机物浓度显著降低,高锰酸盐指数不高于 1.2 mg/L,全流程对高锰酸盐指数的去除率超过 75%,而中置 O₃-生物炭和后置 O₃-生物炭全流程工艺对高锰酸盐指数去除率一般为 50%~60%^[16]。此外,在先行去除有机污染物后,常规工艺除浑浊度和除颗粒数的效率明显提升,出水浑浊

图6 O_3 发生间平面布置Fig. 6 Layout Plan of O_3 Generation Room图7 H_2O_2 投加系统平面布置Fig. 7 Layout Plan of H_2O_2 Dosing System

度自 0.2~0.4 NTU 降至 0.12 NTU 以下,颗粒数自 700~900 CNT/mL 降至 300 CNT/mL 以下。

4.2 经济性分析

改造前后经济性分析情况如表 4 所示。

由表 4 可得,在新增 O_3/H_2O_2 -生物炭流化床工艺后,厂区运行增加的成本费用主要包括制备 O_3 及投加 O_3 所产生的费用,其中包括液氧、投加动力、 O_3 发生器冷却等;同时,增加 H_2O_2 -药剂费用,核算

提高的成本为每吨水 0.046~0.092 元。另一方面,在新增深度处理工艺后,厂区停止投加粉末活性炭与高锰酸钾,并且由于浑浊度与有机物的降低,运行过程中减少了 PAC 与次氯酸钠投加量,关停了气浮工艺,核算降低的成本为每吨水 0.221~0.263 元。综上对比,提标改造后厂区每吨水制水成本减少 0.129~0.171 元。同时,经过核算,采用前置 O_3 生物炭流化床工艺与常规 O_3 -活性炭工艺建设成本相比,可节省 30%以上。

5 结论

在设计规模为 12 万 m^3/d 的山东 L 水厂提标改造工程中,针对微污染原水水质特征,提出了一系列创新解决方案,并实施工程建设。

(1)创新性地将 O_3 -生物炭工艺进行工艺改进,应用于常规处理工艺前端,工程应用后,全流程对高锰酸盐指数去除率超过 75%,实现深度降浊度。证明了在净水工艺中优先去除有机物的工艺理念,优于先去除颗粒物然后去除有机物的传统工艺理念。

表 3 改造前后沉淀池和滤池出水水质对比

Tab. 3 Comparison of Treated Water Quality from Sedimentation Tank and Filter before and after Reconstruction

出水指标	沉淀池出水		滤池出水	
	改造前	改造后	改造前	改造后
2-MIB/(ng·L ⁻¹)	—	—	5~15	<5
GSM/(ng·L ⁻¹)	—	—	5~15	<3.8
高锰酸盐指数/(mg·L ⁻¹)	2.2~3.2	1.2~1.6	1.6~2.8	<1.2
浑浊度/NTU	0.86~2.27	0.6~1.0	0.2~0.4	<0.12
颗粒物总数/(CNT·mL ⁻¹)	2 500~2 800	1 100~1 300	700~900	<300

表 4 改造前后经济性分析

Tab. 4 Economic Analysis before and after Reconstruction

项目	变动内容	药剂费或制备费/(元·kg ⁻¹)	单项成本变化/(元·t ⁻¹)
增加成本	O ₃ 费用(含动力、液氧、冷却等)	17	0.034~0.068
	H ₂ O ₂ (按有效成分计)费用	30	0.012~0.024
降低成本	粉末活性炭	8.5	0.128~0.170
	高锰酸钾	2.8	0.042
	停止气浮电费	0.70	0.017 5
	减少 PAC	0.85	0.025 5
	减少次氯酸钠	0.8	0.008

(2)采用前置 O₃/H₂O₂ 高级氧化工艺,通过射流曝气投加,对 2-MIB 和 GSM 的去除效率超过 99%,控制溴酸盐的生成。

(3)对于生物炭工艺采用流化床的设计理念,避免了活性炭表面结垢、生物膜过度滋生、原水悬浮物质累积等问题,操作简单,仅需气洗,反洗周期达 15 d 以上,系统运行稳定可靠,节约水耗电耗。

(4)在实际运行过程中,深度处理工艺与常规处理工艺实现协同增效,工艺效率大幅度提升,吨水制水成本降低 0.129~0.171 元,切实符合国家绿色低碳发展战略,为同类水厂提供了宝贵经验和参考模式,具有重要的实践价值和推广意义。

参考文献

[1] GUO Q Y, YANG K, YU J W, et al. Simultaneous removal of multiple odorants from source water suffering from septic and musty odors: Verification in a full-scale water treatment plant with ozonation [J]. Water Research, 2016, 100: 1–6. DOI: 10.1016/j.watres.2016.05.017.

[2] YUAN R F, WANG S N, LIU D, et al. Effect of the wavelength on the pathways of 2-MIB and geosmin photocatalytic oxidation in the presence of Fe-N co-doped TiO₂ [J]. Chemical Engineering Journal, 2018, 353: 319 – 328. DOI: 10.1016/j.cej.

2018.07.123.

[3] MUSTAPHA S, TIJANI J O, NDAMITSO M M, et al. A critical review on geosmin and 2-methylisoborneol in water: Sources, effects, detection, and removal techniques [J]. Environmental Monitoring and Assessment, 2021, 193(4): 204–204.

[4] BERLT M M G, SCHNEIDER R C S, MACHADO E L, et al. Comparative assessment of the degradation of 2-methylisoborneol and geosmin in freshwater using advanced oxidation processes [J]. Environmental Technology, 2021, 42(24): 3832–3839.

[5] NAM KOONG H, SCHROEDER J P, PETRICK G, et al. Removal of the off-flavor compounds geosmin and 2-methylisoborneol from recirculating aquaculture system water by ultrasonically induced cavitation [J]. Aquacultural Engineering, 2016, 70: 73–80. DOI: 10.1016/j.aquaeng.2015.10.005.

[6] FU S, ZHAO X, ZHOU Z, et al. Effective removal of odor substances using intimately coupled photocatalysis and biodegradation system prepared with the silane coupling agent (SCA)-enhanced TiO₂ coating method [J]. Water Research, 2021, 188: 116569. DOI:10.1016/j.watres.2020.116569.

[7] PESTANA C J, ROBERTSON P K J, EDWARDS C, et al. A continuous flow packed bed photocatalytic reactor for the destruction of 2-methylisoborneol and geosmin utilising pelletised TiO₂ [J]. Chemical Engineering Journal, 2014, 235: 293–298. DOI: 10.1016/j.cej.2013.09.041.

[8] BU L J, ZHOU S Q, SHI Z, et al. Removal of 2-MIB and geosmin by electrogenerated persulfate: Performance, mechanism

- and pathways [J]. Chemosphere, 2017, 168: 1309–1316. DOI: 10.1016/j.chemosphere.2016.11.134.
- [9] LIU S Y, TANG L, WU M H, et al. Parameters influencing elimination of geosmin and 2-methylisoborneol by K_2FeO_4 [J]. Separation and Purification Technology, 2017, 182: 128–133. DOI: 10.1016/j.seppur.2017.03.013.
- [10] 王莹莹, 王刚. 臭氧-活性炭工艺在东营某水厂升级改造中的应用[J]. 净水技术, 2024, 43(6): 179–185.
WANG Y Y, WANG G. Application of ozone-activated carbon process in the upgrading and transformation of a water plant in Dongying [J]. Water Purification Technology, 2024, 43(6): 179–185.
- [11] 许兵, 李珂, 刘佳, 等. 臭氧-生物活性炭工艺处理饮用水研究进展[J]. 净水技术, 2022, 41(12): 9–18, 25.
XU B, LI K, LIU J, et al. Research progress on treatment of drinking water by ozone-bio-activated carbon process [J]. Water purification technology, 2022, 41(12): 9–18, 25.
- [12] 徐彦飞, 戴仲怡. 后置臭氧-生物活性炭工艺在水厂改造中的若干设计点探讨[J]. 净水技术, 2022, 41(12): 147–152.
XU Y F, DAI Z Y. Discussion on several design points of post-ozone-biological activated carbon process in water plant renovation [J]. Water Purification Technology, 2022, 41(12): 147–152.
- [13] 温成成, 董志龙, 李凯, 等. 人工强制混合藻华控制研究进展: 理论、技术与机制[J]. 中国环境科学, 2024, 44(10): 5801–5817.
WEN C C, DONG Z L, LI K, et al. Review on the control of algal blooms via artificial mixing: Theory, technologies, and mechanism [J]. Chinese Environmental Science, 2024, 44(10): 5801–5817.
- [14] PENG J Y, WANG Q Y, LI Z B, et al. Pilot testing and engineering application of O_3/H_2O_2 process for 2-methylisoborneol and geosmin removal in drinking water treatment [J]. 2024, 60: 105140. DOI: 10.1016/j.jwpe.2024.105140.
- [15] 王赫, 彭锦玉, 王全勇, 等. 臭氧/生物活性炭流化床预处理对净水效率的影响[J]. 中国给水排水, 2023, 39(5): 46–52.
WANG H, PENG J Y, WANG Q Y, et al. Effect of ozone/biologically activated carbon fluidized bed pretreatment on water purification efficiency [J]. China Water & Wastewater, 2023, 39(5): 46–52.
- [16] 钱勇, 张雪, 蒋福春, 等. 太湖水源水厂臭氧-生物活性炭工艺长期运行净化效能变化研究[J]. 给水排水, 2022, 48(11): 9–16.
QIAN Y, ZHANG X, JIANG F C, et al. Evaluation of long-term operation efficiency of ozone-biological activated carbon process in drinking water treatment plants with Taihu Lake as water source [J]. Water & Wastewater Engineering, 2022, 48(11): 9–16.
- (上接第 186 页)
- [6] 胡友彪, 张文涛, 黄周, 等. 温度对 MBBR 和 A/O 工艺中污染物去除效果比较[J]. 环境科学与技术, 2012, 35(2): 178–181.
HU Y B, ZHANG W T, HUANG Z M. Comparison of effect of temperature on MBBR and A/O process for sewage treatment [J]. Environmental Science & Technology, 2012, 35(2): 178–181.
- [7] 都雪晨, 黄华玲, 靳斌斌, 等. MBBR 和 MBR 工艺在南方某用地受限污水处理厂扩建及提标改造中的应用[J]. 净水技术, 2023, 42(5): 164–171.
DU X C, HUANG H L, JIN B B, et al. Application of MBBR and MBR processes in extension and upgrading project of a southern WWTP under limited land use [J]. Water Purification Technology, 2023, 42(5): 164–171.
- [8] 柏春荫, 张庆习, 赵帅, 等. BAF+高效沉淀池+反硝化深床滤池用于准Ⅳ类提标[J]. 中国给水排水, 2023, 39(12): 120–124.
BAI C Y, ZHANG Q X, ZHAO S, et al. Application of BAF, high-efficiency sedimentation tank and ddbf in upgrading of WWTP for quasi-Ⅳ standard [J]. China Water & Wastewater, 2023, 39(12): 120–124.
- [9] 黄勤超. 反硝化深床滤池在某污水处理厂提标改造工程中的应用[J]. 净水技术, 2021, 40(s1): 112–115, 235.
HUANG Q C. Application of denitrification deep bed filter in the upgrading and reconstruction project of a sewage treatment plant [J]. Water Purification Technology, 2021, 40(s1): 112–115, 235.
- [10] 李畅宇. 高效沉淀池与深床滤池联合处理工艺在某污水处理厂的调试及试运行[J]. 新型工业化, 2020, 10(4): 138–141.
LI C Y. Commissioning and trial operation of high-efficiency sedimentation tank and deep bed filter combined treatment process in a sewage treatment plant [J]. The Journal of New Industrialization, 2020, 10(4): 138–141.
- [11] 中华人民共和国住房和城乡建设部. 室外排水设计标准: GB 50014—2021 [S]. 北京: 中国计划出版社, 2021.
Ministry of Housing and Urban Rural Development of the People's Republic of China. Design standard for outdoor drainage: GB 50014—2021 [S]. Beijing: China Planning Press, 2021.