

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2025.19.015

臭氧高级氧化在污水厂提标改造中的应用

周继昌, 乔雅琦

(郑州市郑东新区水务有限公司, 河南 郑州 450000)

摘要: 为了探究臭氧高级氧化技术在城镇污水处理厂尾水提标改造中的应用效果,在郑州市某污水厂开展中试。进水为该厂滤池出水,分别采用臭氧接触氧化、非均相臭氧催化氧化和均相臭氧催化氧化3种工艺,对比不同工况、不同运行参数下的处理效果。结果表明,臭氧接触氧化工艺所需 O_3/COD 为2.67~6.02,但进水COD浓度越低,臭氧接触氧化越难降解有机物;非均相臭氧催化氧化工艺所需 O_3/COD 约为1.2,在反应时间为30 min、催化剂填充率为10%的条件下具有最佳处理效果;均相臭氧催化氧化工艺所需 O_3/COD 约为1.5~1.6,反应时间为45 min时效果最佳。

关键词: 生活污水; 臭氧氧化; 催化氧化; 提标改造; 准Ⅲ类水

中图分类号: TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2025)19-0102-07

Application of Ozone-based Advanced Ozonation in Upgrading and Reconstruction of Wastewater Treatment Plants

ZHOU Ji-chang, QIAO Ya-qi

(Zhengzhou Zhengdong New District Water Affairs Co. Ltd., Zhengzhou 450000, China)

Abstract: A pilot-scale study was conducted in a wastewater treatment plant in Zhengzhou City to investigate the effectiveness of ozone-based advanced oxidation technology in the upgrading and reconstruction of tailwater treatment in urban wastewater treatment plants. The influent was the effluent of the filter in the plant. Three treatment processes—ozone contact oxidation, heterogeneous ozone catalytic oxidation, and homogeneous ozone catalytic oxidation—were sequentially implemented. The treatment efficiencies under various operational conditions and parameter settings were analyzed and compared. The O_3/COD ratio required for the ozone contact oxidation process ranged from 2.67 to 6.02. However, as the influent COD decreased, the efficiency of organic degradation via ozone contact oxidation diminished. The O_3/COD ratio required for the heterogeneous ozone catalytic oxidation process was approximately 1.2. The optimal reaction performance was achieved under a reaction time of 30 minutes and a catalyst filling rate of 10%. In comparison, the homogeneous ozone catalytic oxidation process required a higher O_3/COD ratio, ranging from approximately 1.5 to 1.6, and achieved the optimal performance with a reaction time of 45 minutes.

Key words: domestic sewage; ozonation; catalytic oxidation; upgrading and reconstruction; quasi-class III surface water

随着我国水处理排放标准的提高,臭氧接触氧化和高级氧化技术在污水深度处理中的研究和应用

通信作者: 周继昌 E-mail: 709150369@qq.com

也愈发广泛。众多研究表明,金属氧化物是水处理过程中常见的催化剂,如V、Al、Mn、Ti、Fe等,这些催化剂均具有较高的催化活性,可以明显提高羟基自由基($\cdot\text{OH}$)浓度与臭氧氧化效率^[1-4]。目前,臭氧催化氧化在生活污水和工业废水的深度处理中取得了良好效果,其出水COD浓度范围可控制在30~50 mg/L^[5-9]。郑州市陈三桥污水处理厂二期工程出水水质需由河南省地标《贾鲁河流域水污染物排放标准》(COD ≤ 40 mg/L)提标至地表准Ⅲ类水标准(COD ≤ 20 mg/L),但目前臭氧催化氧化技术在准Ⅲ类水提标中的应用案例少之又少。当原水中COD浓度较低时,含有的大多是难降解或溶解性的有机物,这对于臭氧催化氧化技术的应用来说可谓是新的挑战。

为了分析臭氧接触氧化及高级氧化技术在陈三桥污水处理厂提标改造工程中应用的可行性,笔者进行了臭氧接触氧化、非均相臭氧催化氧化、均相臭氧催化氧化试验,考察了3种工艺在不同臭氧投加量和停留时间下的处理效果,优化其运行参数,旨在为该污水处理厂提标改造项目的设备选型及经济化运营提供理论支持和技术参考。

1 材料与方法

1.1 原水来源及水质

中试在郑州市陈三桥污水处理厂提标改造项目现场进行,历时6个月(3月—8月)。项目工艺流程为预处理+曝气沉砂池+Bardenpho生物反应池+二沉池+深度脱氮反应器+高效沉淀池/气浮池+V型滤池+臭氧接触池+消毒,试验用水来自该厂V型滤池出水,其COD浓度为18~30 mg/L、pH为7.65、 NH_4^+-N 浓度为0.37 mg/L、TP浓度为0.06 mg/L、TN浓度为8.9 mg/L、碱度为215 mg/L。

1.2 试验装置及流程

1.2.1 臭氧接触氧化

臭氧氧化中试装置主要包括气源、臭氧发生器、接触反应罐、尾气破坏器等。因中试臭氧发生器规模较小(500 g/h以下),所用气源选用氧气源(商业液氧储罐)更加经济、安全。进水通过水泵进行增压,采用文丘里式水射器将臭氧与水混合后再进入臭氧反应罐内,利用臭氧氧化难降解有机物,可实现COD去除。臭氧投加量通过调整发生器产生的臭氧浓度和气体流量来控制,所需臭氧量按

$\Delta\text{COD}\times\text{O}_3/\text{COD}\times\text{处理水量}$ 计算。经过氧化反应后,仍有未反应的残留臭氧,采用辅助电加热尾气破坏器将余臭氧浓度处理至小于0.1 mg/L后排放到大气中。

1.2.2 非均相臭氧催化氧化

非均相臭氧催化氧化主要是利用各种金属化合物烧结在一起形成的球状催化剂,与其接触并吸附在表面的臭氧分子生成 $\cdot\text{OH}$,以提高臭氧对污水中难降解有机物的去除效率。如图1所示,池体反应区设置有滤柱、滤梁、滤板和滤头,滤板上依次填充鹅卵石、承托层、催化层。污染物到达催化剂表面后,在装置内经过一、二、三级复合高级氧化反应,配套的高效溶气装置以专用文丘里水射器为核心,依据水质情况选择性地搭配光磁耦合辅助模块,进一步提高混合效率。装置的射流动力水具有大流量、小扬程的特点,大大降低了水泵的功率,同时喉管部分的独特机械结构还可以保证气体对喷射水柱进行有效切割,并形成微小的气泡,最终这些微小气泡进入高级催化氧化池,提高了臭氧利用率。

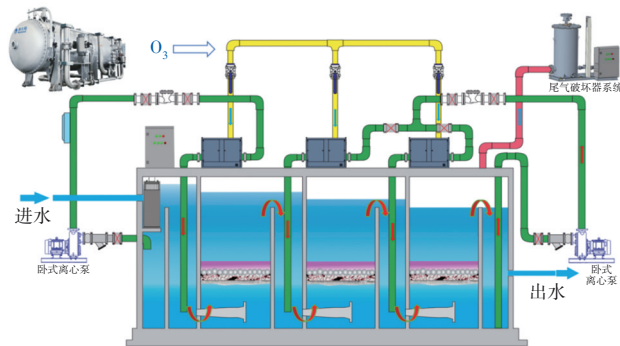


图1 非均相臭氧催化氧化系统工艺示意

Fig.1 Process diagram of heterogeneous ozone catalytic oxidation system

1.2.3 均相臭氧催化氧化

均相臭氧催化氧化利用电磁切变原理,通过电磁(EM)切变场的作用,改变了污水中水分子、有机物分子、离子氮的团簇结构和激发产生 $\cdot\text{OH}$ 。如图2所示,利用金属离子微电解-铁合金催化极板技术,通过调节电流控制金属离子的投加量和投加比例,操作简便快捷,能做到在污水中精准投加 $\mu\text{g/L}$ 量级的金属离子,进入臭氧催化高级氧化反应单元第一段。在离心泵管道上设置高效臭氧溶气装置,利用电磁的作用改变污水分子的微观物质形态,可

提高臭氧气体的溶气效率,并有效减少臭氧投加量。臭氧通过专用射流器投入系统中,并与改性污水接触。溶解臭氧的污水再通过装置底部设置的二次混合设备,来实现含臭氧污水与原污水的充分混合。通过三段投加,污水中难降解有机物被充分降解,使出水达标排放。

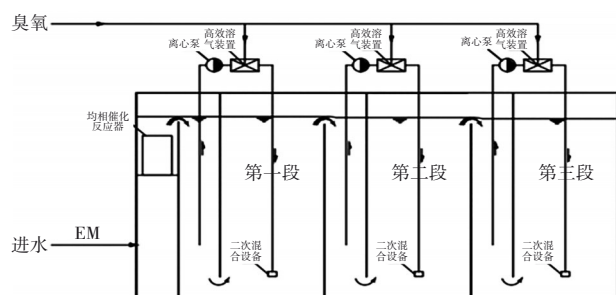


图2 均相臭氧催化工艺流程

Fig.2 Flow diagram of homogeneous ozone catalytic oxidation

1.3 检测项目及方法

为减少样品污染,采集的水样统一用清洗过的塑料瓶装好,必要时加入硫酸酸化至 $\text{pH} \leq 2$,运至实验室冷藏,24 h内完成检测。使用重铬酸盐法测定水样的COD浓度,因检测浓度接近检测限,且手工滴定误差较大,为了确保检测结果的准确性,每组水样均多人同时检测且同步检测平行样,使用WTW COD在线检测仪进行同步测定。使用电感耦合等离子发射光谱法测定水样中总铁浓度。

2 结果与讨论

2.1 臭氧接触氧化处理效果

臭氧接触氧化试验持续时间约2个月,前期通过不断调试,优化工艺运行参数,摸索最佳投加量。稳定后,装置的处理水量为 $2 \text{ m}^3/\text{h}$,臭氧浓度调节范围为 $60 \sim 120 \text{ mg/L}$,臭氧产量调节范围为 $30 \sim 60 \text{ g/h}$,保持反应时间为45 min,试验结果如图3所示。可知,当反应器进水COD浓度为 $25 \sim 32 \text{ mg/L}$ 时,经臭氧氧化后出水COD浓度可降至 $14 \sim 23 \text{ mg/L}$,整体达标率为90%,COD平均去除率为36%,平均 O_3/COD 值(指去除单位COD需要的臭氧量)为2.67;当进水COD浓度为 $20 \sim 25 \text{ mg/L}$ 时,出水COD浓度可降至 $9 \sim 19 \text{ mg/L}$,全部达标,平均去除率为39%,平均 O_3/COD 值升至3.15;当进水COD浓度为 $16 \sim 20 \text{ mg/L}$ 时,出水COD浓度可降至 $9 \sim 16 \text{ mg/L}$,平均去除率为30%,平均 O_3/COD 值升至6.02。可见,随着进水

COD浓度的降低,经臭氧氧化后出水COD浓度也下降;但随着臭氧投加量的增加,COD去除率不升反降,这与进水COD浓度越低臭氧氧化降解会越困难的理论一致。当反应器进水COD浓度为 $10 \sim 15 \text{ mg/L}$ 时,已满足Ⅲ类水标准。为了验证臭氧氧化能力的极限,继续增加臭氧投加量,此时出水COD浓度可降至 $4 \sim 11 \text{ mg/L}$,平均去除率为41%,但是平均 O_3/COD 值高达6.02,经济性较差。

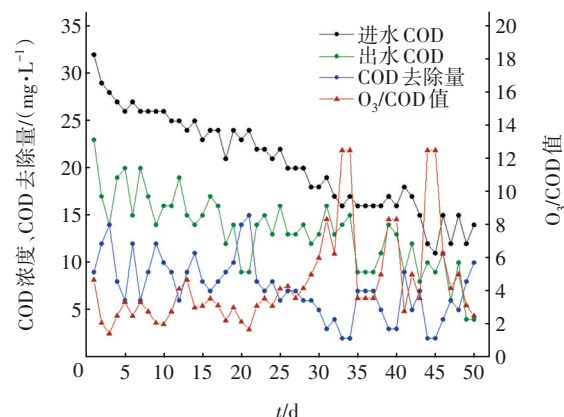


图3 臭氧接触氧化试验结果

Fig.3 Results of ozone contact oxidation

臭氧采用单点投加的形式,投加点及投加量调节都有一定的局限性,但依然达到了较好的处理效果。若实际工程项目中臭氧采用3~4段式投加,可根据实际需求调节各点位的投加量,臭氧利用率可达到95%以上,臭氧反应效果也会更好。

2.2 非均相臭氧催化氧化处理效果

非均相臭氧催化氧化试验结果如图4所示。可以看出,试验期间滤池出水COD浓度范围为 $10 \sim 33 \text{ mg/L}$ 。当非均相臭氧催化装置进水COD浓度为 $29 \sim 33 \text{ mg/L}$ 时,出水COD浓度可降至 $11 \sim 16 \text{ mg/L}$,平均 ΔCOD (COD去除当量,即经过臭氧催化氧化前后COD浓度的削减量)约为 17.5 mg/L ,臭氧投加量均值约为 20.6 mg/L ,平均 O_3/COD 值为1.18;当进水COD为 $15 \sim 22 \text{ mg/L}$ 时,出水COD降至 $8 \sim 12 \text{ mg/L}$,平均 ΔCOD 约为 7.5 mg/L ,臭氧投加量均值约为 9.5 mg/L ,平均 O_3/COD 值为1.27;当进水COD为 $10 \sim 16 \text{ mg/L}$ 时,出水COD为 $4 \sim 9 \text{ mg/L}$,平均 ΔCOD 约为 6.5 mg/L ,臭氧投加量均值约为 8.9 mg/L ,平均 O_3/COD 值为1.37。试验结果表明,非均相臭氧催化氧化相比臭氧接触氧化对V型滤池出水具有更好的处理效果, O_3/COD 值更低,降解效率更高。

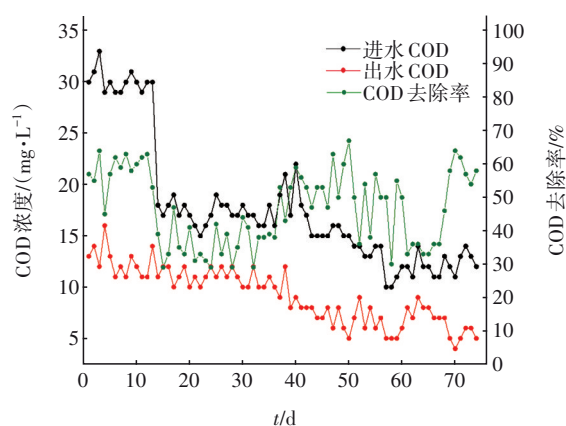


图4 非均相臭氧催化氧化试验结果

Fig.4 Results of heterogeneous ozone catalytic oxidation

2.2.1 反应停留时间对COD降解效果的影响

保持臭氧投加量约为10 mg/L、催化剂填充率为10%,结果表明,随着反应时间的增加,臭氧催化氧化工艺出水COD呈逐渐下降的趋势。当反应时间由15 min增加至30 min时,臭氧催化氧化工艺出水COD由12 mg/L降低至10 mg/L, O_3/COD 值由1.69降低至1.25,臭氧利用率显著提高。当反应时间延长至40 min时,V型滤池出水COD浓度降低至13 mg/L,致使臭氧催化氧化工艺出水COD也有所改变,出水COD可降至6 mg/L, O_3/COD 值增加至1.43,这是由于V型滤池出水水质变好,通过臭氧进一步降解的难度有所提升,且越降解越接近低值极限,臭氧有所过量。可见,适合该厂水质的理想反应时间约为30 min。

2.2.2 催化剂填充率对COD降解效果的影响

保持臭氧投加量约为10 mg/L、反应时间为30 min,结果表明,随着催化剂填充率的增加,出水COD持续下降,最低可降至5 mg/L。当催化剂填充率为10%时,臭氧催化氧化工艺可将COD从12 mg/L降至5 mg/L, O_3/COD 值为1.25。当催化剂填充率增加至15%时,出水COD并未继续降低,这是因为污染物降解已趋近低值极限,无法充分利用剩余的臭氧再进行反应。另一方面,催化剂的投量存在最佳值,该值受传质速度的影响,也与处理水质有关,当催化剂过量时,过多的 $\cdot OH$ 与臭氧反应,会导致自身淬灭^[10]。因此,根据该厂水质特点并结合运行效果和成本控制角度考虑,理想的催化剂填充率为10%。

2.2.3 臭氧投加量对COD降解效果的影响

保持反应时间为30 min、催化剂填充率为10%,

结果表明,当进水COD浓度为14~18 mg/L时,出水COD可降至6~11 mg/L。随着臭氧投加量的增加, O_3/COD 值急剧升高。但COD降至6 mg/L时几乎已达低值极限。由此可以定性分析,随着臭氧投加量的增加,仍旧有部分有机物无法彻底矿化,这种情况下,继续投加只能造成臭氧利用率下降。另一方面,随着臭氧投加量的增加,尾水中剩余臭氧浓度上升,也会增加尾气破坏装置的处理负荷。因此,应该在保证出水水质达标的前提下尽量降低臭氧投加量。

综上所述,当 O_3/COD 值控制在1.2以内、反应时间为30 min、催化剂填充率为10%的条件下,非均相臭氧催化氧化工艺处理该厂V型滤池出水具有最佳的反应效率和运行经济性。

2.3 均相臭氧催化氧化处理效果

保持均相催化电流为0.1~0.7 A、电压为2.0~5.5 V、停留时间为45 min,均相臭氧催化氧化试验结果如图5所示。由图5(a)可知,当进水COD浓度为12~13 mg/L时,随着臭氧投加量的增加,均相臭氧催化氧化工艺出水COD浓度逐渐下降,且接近极限。从图5(b)可以看出,当进水COD浓度为15~16 mg/L时,随着臭氧投加量的增加及配合催化极板电流的增加、催化剂用量的增大,出水COD并未随之降低,而 O_3/COD 值急剧升高, ΔCOD 也没有进一步增加。当催化剂过量时,提供了过多的活性位点,反而降低了单位活性位点上臭氧和有机物浓度,导致局部反应速率下降,使得整体的反应速率并没有显著提高^[11]。据报道, Fe^{2+} 作为催化剂,当过量投加时,不仅阻断自由基的链式反应,同时 Fe^{2+} 与 $\cdot OH$ 反应生成 Fe^{3+} , 反而抑制臭氧催化氧化过程^[10]。由此可以看出,均相臭氧催化氧化虽然能灵活控制催化剂的投加量,但有一个经济高效的区间,实际运行中 O_3/COD 值控制在1.5~1.6左右为宜。考虑到均相催化电解释放金属离子可能会影响出水指标,对出水中的金属离子浓度进行了检测。结果表明,该厂正常出水总Fe含量低于0.02 mg/L,随着电流/电压的升高,水中总Fe含量也升高。当电流为0.20~0.28 A时,出水总Fe含量均低于检出限(0.05 mg/L);当电流升高到0.67 A以上时,出水总Fe含量升高至0.28 mg/L,低于地表水总铁健康限值标准(0.5 mg/L),说明催化剂基本不存在有效成分的溶出与载体的破碎,催化剂有效成分与其载体间有很

强的结合力。

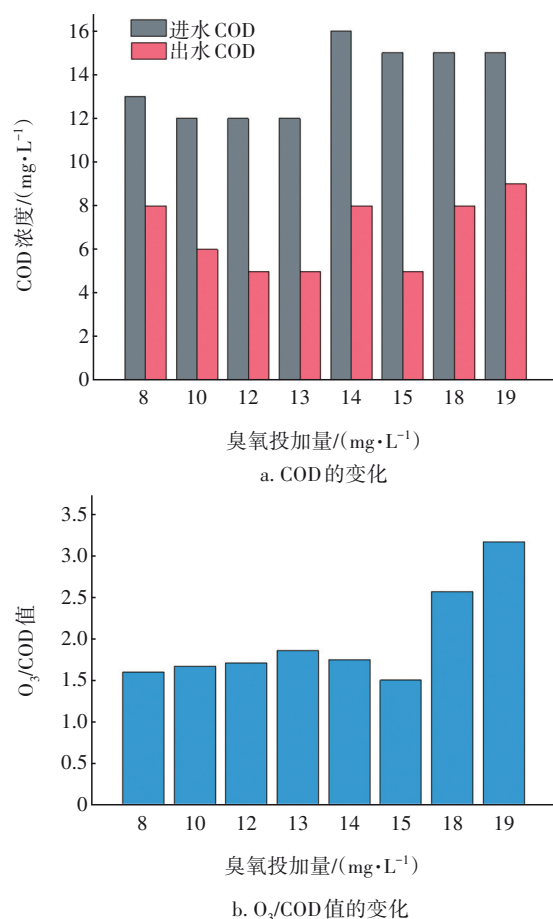


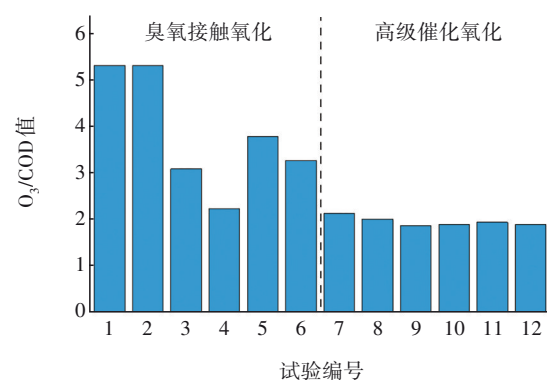
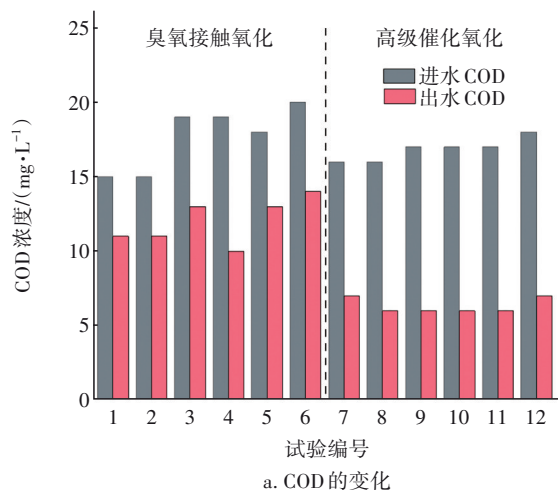
图5 均相臭氧催化氧化试验结果

Fig.5 Results of homogeneous ozone catalytic oxidation

2.4 各处理工艺 COD 降解效果及成本分析

2.4.1 臭氧接触氧化与高级催化氧化

保持臭氧投加量为 20 mg/L、反应时间为 42 min, 臭氧接触氧化与高级催化氧化的处理效果对比如图 6 所示。



b. O₃/COD 值的变化

图6 臭氧接触氧化与高级催化氧化的处理效果对比

Fig.6 Comparison of effect between ozone contact oxidation and advanced catalytic oxidation

由图 6 可知, 当常规臭氧进水 COD 浓度为 15~20 mg/L 时, 出水 COD 浓度降至 10~13 mg/L, O₃/COD 值为 2.25~5.32, 均值为 3.84; 当高级催化氧化进水 COD 浓度为 15~18 mg/L 时, 出水 COD 浓度可降至 6~7 mg/L, O₃/COD 值为 1.87~2.14, 均值为 1.96, 约为臭氧接触氧化 O₃/COD 值的 50%。

通过以上试验结果可知, 采用臭氧接触氧化或高级催化氧化均可实现出水 COD ≤ 15 mg/L 的目标。若采用臭氧接触氧化工艺, 所需臭氧发生器设计规模约为后者的 2 倍, 运行费用较高, 但是前期无需投资催化工艺建设费用; 若采用高级催化氧化工艺, 虽然前期有投资催化费用, 但所需臭氧发生器规模可减半, 运行费用低, 并且高级催化氧化出水 COD 浓度更低, 可以降解 O₃ 分子无法去除的有机物。由于臭氧接触工艺与高级催化氧化工艺投资比例约为 1:1, 故采用高级催化氧化工艺的经济性与降解效果均更好。

2.4.2 均相臭氧催化氧化与非均相臭氧催化氧化

保持臭氧投加量为 8 mg/L、停留时间为 45 min, 均相与非均相臭氧催化氧化的效果对比如图 7 所示。可知, 当进水 COD 浓度为 11~15 mg/L 时, 均相臭氧催化氧化出水 COD 降至 6~7 mg/L, O₃/COD 值为 1.00~1.33, 均值为 1.20; 非均相臭氧催化氧化出水 COD 浓度为 6~9 mg/L, O₃/COD 值为 1.60~1.83, 均值为 1.70。由此可知, 两种方式催化后的出水 COD 浓度均可降低至 6 mg/L 左右, 几乎接近检出限; 相较于非均相催化, 均相催化 O₃/COD 值略低一些。这可能是由于均相催化可以发生在反应池的整个水体中, ·OH 与污水混合得更充分, 而非均相催化仅

在反应池内催化剂填充层发生,故均相催化效率更高。

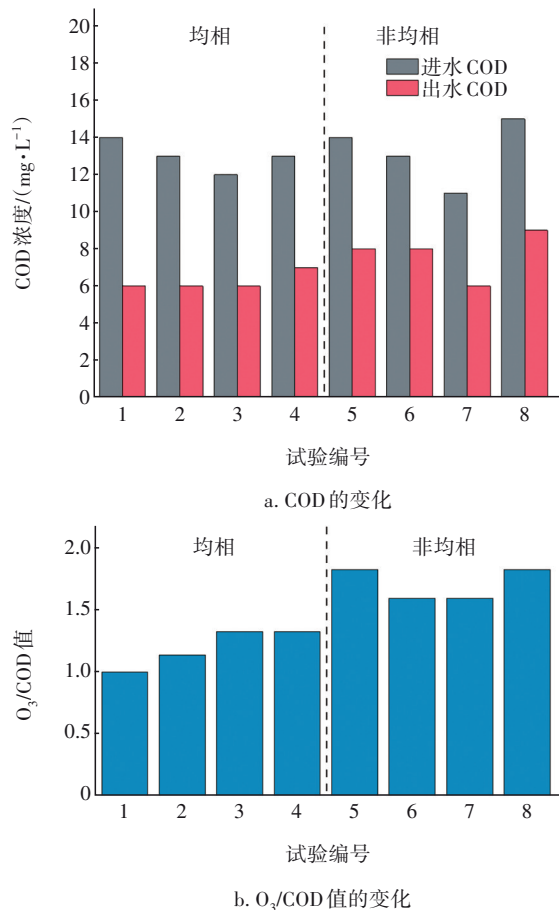


图7 均相与非均相臭氧催化氧化的效果对比

Fig.7 Comparison of effect between homogeneous and heterogeneous ozone catalytic oxidation

由于电磁极板属于耗材,在连续不间断使用情况下使用寿命仅为2年左右,更换费用也较高。但是该反应形式运行灵活、土建和设备投资少,若出水水质较好无需加催化,可直接将极板取出并做好保护措施,不影响后续使用。而非均相催化反应过程中会吸附水中的污染物质、拦截水中悬浮物等,易发生板结、堵塞、催化剂中毒导致催化剂失效。若出水水质较好,停运或间歇运行工况会造成催化剂层生物膜生长,再次启动时,生物膜被臭氧氧化后,会脱落导致出水水质超标。两类工艺各有利弊,选择时要结合生产实际、投资预算等综合考量。

2.4.3 经济成本分析

按照设计规模为 $20 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 计算,氧气源分为VPSA制氧和液氧,若采用VPSA制氧($750 \text{ m}^3/\text{h}$),前期设备投资约为1900万元,计算出固定成本[折

旧+大修(1.5%)]为2520元/d,根据额定耗电量为 $4 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{kg}$ 计算,可变成本为2.4元/kg。若采用液氧源,租赁固定成本为600元/d,自建固定成本为200元/d,根据液氧价格900元/t计算,可变成本为9元/kg。臭氧发生器价格差异较大,换算成单位质量 O_3 为2.8~14.2万元/kg左右。根据试验结果,臭氧接触氧化 O_3/COD 值较高,故所需臭氧发生器规模远大于臭氧催化氧化。若以臭氧发生器平均价格为4.7万元/kg为例计算,臭氧接触氧化投资费用约为2400~4000万元,臭氧催化氧化工艺投资费用(包含臭氧发生器+催化工艺投资费用)与前者相当。

根据中试结果,不同工艺下的运行成本见表1。当处理水量为 $20 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ (去除COD当量为 $20 \text{ mg}/\text{L}$) 时,臭氧接触氧化和臭氧催化氧化的主要不同在于 O_3/COD 值,即臭氧需求量的差异。运行成本主要由 O_3 用量和用电量两项组成,根据电费为 $0.6 \text{ 元}/(\text{kW} \cdot \text{h})$ 计算,臭氧接触氧化运行成本约为 $0.83 \sim 1.38 \text{ 元}/\text{m}^3$,而臭氧催化氧化运行成本约为 $0.42 \sim 0.55 \text{ 元}/\text{m}^3$,可见采用臭氧催化氧化工艺运行成本可节约50%~60%。

表1 不同处理工艺的运行成本

Tab.1 Operating costs of different treatment processes

项 目	臭氧接触氧化			臭氧催化氧化	
O_3/COD 值	3	4	5	2	1.5
O_3 用量/ $(\text{kg} \cdot \text{h}^{-1})$	500	667	834	333	250
液氧用量/ $(\text{t} \cdot \text{h}^{-1})$	5.00	6.67	8.34	3.33	2.50
用电量/ $(\text{kW} \cdot \text{h})$	96 000	128 064	160 128	63 936	48 000
电耗/ $(\text{kW} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^{-3})$	0.48	0.64	0.80	0.32	0.24
电耗成本/ $(\text{元} \cdot \text{m}^{-3})$	0.288	0.384	0.480	0.192	0.144
氧气成本/ $(\text{元} \cdot \text{m}^{-3})$	0.54	0.72	0.90	0.36	0.27
吨水成本/元	0.828	1.104	1.380	0.552	0.414
运行成本/ $(\text{万元} \cdot \text{d}^{-1})$	16.56	22.08	27.60	11.04	8.28

3 结 论

臭氧接触氧化工艺、非均相臭氧催化氧化工艺和均相臭氧催化氧化工艺均可满足该厂准Ⅲ类水提标的要求。其中,臭氧接触氧化工艺所需 O_3/COD 值为2.67~6.02,但进水COD浓度越低,臭氧接触氧化越难降解有机物;非均相臭氧催化氧化工艺所需 O_3/COD 值约为1.2,在反应时间为30 min、催化剂填充率为10%的条件下具有最佳的处理效果;均相臭氧催化氧化工艺所需 O_3/COD 值约为1.5~1.6,反应

时间为45 min时处理效果最佳。

参考文献:

- [1] SHEN T D, BAO H J, SU W T, *et al.* Manganese containing oxides catalytic ozonation in aqueous solution: catalytic mechanism on acid sites [J]. *Separation and Purification Technology*, 2022, 282: 120053.
- [2] LI X, FU L, CHEN F, *et al.* Application of heterogeneous catalytic ozonation in wastewater treatment: an overview[J]. *Catalysts*, 2023, 13:342.
- [3] 彭锦玉, 李振邦, 张坤乾, 等. 前置臭氧-生物流化床工艺用于水厂提质改造[J]. *中国给水排水*, 2024, 40(12): 94-100.
- PENG Jinyu, LI Zhenbang, ZHANG Kunqian, *et al.* Application of pre-ozone and biological fluidized bed in updating and transformation of waterworks [J]. *China Water & Wastewater*, 2024, 40(12): 94-100 (in Chinese).
- [4] FAN S Y, XU H Y, ZHANG Q Q, *et al.* Kinetic constants and transformation products of ornidazole during ozonation [J]. *Chemosphere*, 2024, 349: 140783.
- [5] 李文国, 战树岩, 刘佩春. 电磁(EM)催化高级氧化用于桥东污水处理厂升级改造[J]. *中国给水排水*, 2014, 30(10): 89-91.
- LI Wenguo, ZHAN Shuyan, LIU Peichun. Application of EM advanced catalytic oxidation technology to upgrading and reconstruction of Shijiazhuang Qiaodong WWTP [J]. *China Water & Wastewater*, 2014, 30(10): 89-91(in Chinese).
- [6] 黄南, 李阳, 吴乾元, 等. 臭氧高效催化氧化处理城市污水反渗透浓水[J]. *工业水处理*, 2021, 41(12): 56-59.
- HUANG Nan, LI Yang, WU Qianyan, *et al.* Effective treatment of municipal wastewater reverse osmosis concentrate by catalytic ozonation technology [J]. *Industrial Water Treatment*, 2021, 41(12): 56-59 (in Chinese).
- [7] 任斌, 金政伟, 李瑞龙, 等. 臭氧催化氧化降解煤化工高盐废水有机物研究[J]. *工业用水与废水*, 2020, 51(6): 29-32, 53.
- REN Bin, JIN Zhengwei, LI Ruilong, *et al.* Study on degradation of organic matters in coal chemical high-salt wastewater by catalytic ozonation [J]. *Industrial Water & Wastewater*, 2020, 51(6): 29-32, 53(in Chinese).
- [8] 陈伟楠, 杨清, 刘天顺, 等. 某污水处理厂提标改造中高级氧化工艺选型分析[J]. *环境保护科学*, 2018, 44(2): 46-50.
- CHEN Weinan, YANG Qing, LIU Tianshun, *et al.* Analysis of the selection of advanced oxidation process in the upgrading of a sewage treatment plant [J]. *Environmental Protection Science*, 2018, 44(2): 46-50 (in Chinese).
- [9] 高俊贤, 阮智宇, 徐科威, 等. 臭氧氧化工艺对污水处理厂二级出水的处理特性[J]. *环境工程*, 2020, 38(7): 88-92, 18.
- GAO Junxian, RUAN Zhiyu, XU Kewei, *et al.* Characteristics of ozone oxidation process on treatment of secondary effluent of wastewater treatment plant [J]. *Environmental Engineering*, 2020, 38(7): 88-92, 18 (in Chinese).
- [10] 金鑫. 臭氧混凝互促增效机制及其在污水深度处理中的应用[D]. 西安:西安建筑科技大学, 2016.
- JIN Xin. Mechanism of Synergism Analysis in Hybrid Ozonation-Coagulation and Its Application in Advanced Wastewater Treatment [D]. Xi'an: Xi'an University of Architecture and Technology, 2016(in Chinese).
- [11] 陈炜璇, 李旭芳, 马鲁铭. 铁基催化剂催化臭氧深度处理煤化工废水[J]. *环境工程学报*, 2018, 12(1): 86-92.
- CHEN Weiyu, LI Xufang, MA Luming. Advanced treatment of coal chemical wastewater by catalytic ozonation with iron-based catalyst[J]. *Chinese Journal of Environmental Engineering*, 2018, 12(1): 86-92 (in Chinese).

作者简介:周继昌(1986-),男,河南郑州人,本科,污水处理高级技师,主要研究方向为污水处理厂尾水深度处理及资源化利用。

E-mail:709150369@qq.com

收稿日期:2024-10-30

修回日期:2025-03-25

(编辑:任莹莹)