

论述与研究

DOI: 10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2023.23.001

三维电解-A/O-臭氧工艺处理垃圾填埋场后期渗滤液

柯水洲¹, 李书平¹, 马晶伟¹, 李小琴², 李嘉茵²

(1. 湖南大学 土木工程学院, 湖南 长沙 410082; 2. 广州桑尼环保科技有限公司, 广东 广州 510663)

摘要: 针对生活垃圾填埋场后期及封场后渗滤液氨氮浓度高、可生化性差、碳氮比失衡、生化处理困难等问题,采用三维电解-A/O-臭氧氧化组合工艺处理某生活垃圾填埋场的后期渗滤液,通过连续流运行调试及相关工艺参数调节,实现了工艺稳定运行及出水达标。最佳运行参数如下:连续流进水流量为3 L/h, pH为8~9;电解单元电解时间为16 h,电流强度为25 A;A/O工艺硝化及反硝化段停留时间均为16 h,硝化液回流比为200%,进水中投加碳源(葡萄糖)维持碳氮比(COD/TN)为9:1;臭氧发生器出口臭氧浓度为56 mg/L(气态),臭氧催化氧化段进气量为3 L/min。组合工艺对COD、氨氮、总氮、总磷的去除率分别为96.41%、99.91%、98.68%和98.18%,出水水质达到《生活垃圾填埋场污染控制标准》(GB 16889—2008)中表2的要求;该系统的运行费用约为6.51元/m³。

关键词: 垃圾填埋场后期渗滤液; 三维电解; A/O; 臭氧催化氧化; 全量化处理

中图分类号: TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2023)23-0001-07

Three-dimensional Electrolysis-A/O-Ozone Process for Treatment of the Leachate in the Later Stage of Landfill

KE Shui-zhou¹, LI Shu-ping¹, MA Jing-wei¹, LI Xiao-qin², LI Jia-yin²

(1. School of Civil Engineering, Hunan University, Changsha 410082, China; 2. Guangzhou Sunny Environmental Protection Technology Co. Ltd., Guangzhou 510663, China)

Abstract: Aiming at the problems of high ammonia nitrogen concentration, poor biodegradability, carbon-nitrogen ratio imbalance, and difficulty in biological treatment of leachate in the later stage of domestic waste landfill and after the landfill closure, a combined process of the three-dimensional electrolysis, A/O and ozonation was employed to treat the leachate in the later stage of a landfill. Through the continuous operation and commissioning of the combined process system and the adjustment of related process parameters, the stable performance and effluent quality were achieved. The optimal operating parameters were as follow: continuous inlet flow of 3 L/h, pH of 8-9, the electrolysis time of 16 h, the current intensity of 25 A, the residence time of nitrification and denitrification of 16 h, the reflux ratio of nitrification liquid of 200%, the carbon to nitrogen ratio (COD:TN) of 9:1 by adding glucose as carbon source, the ozone concentration at the ozone generator outlet of 56 mg/L (gaseous), and the gas intake rate of the ozone catalytic oxidation section of 3 L/min. The removal rate of COD, NH₃-N, TN, and

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(52070076); 湖南省住房和城乡建设厅课题

通信作者: 马晶伟 E-mail: jma@hnu.edu.cn

TP was 96.41%, 99.91%, 98.68% and 98.18%, respectively. The effluent quality met the requirements of *Standard for Pollution Control on the Landfill Site of Municipal Solid Waste* (GB 16889-2008), and the operating cost of the system was 6.51 yuan/m³.

Key words: leachate in the later stage of landfill; three-dimensional electrolysis; A/O; ozone catalytic oxidation; full quantitative processing

垃圾渗滤液是垃圾卫生填埋的副产物,具有水质水量波动大、污染物浓度高、生物处理难度大等特点^[1],一般填埋初期(填埋龄在5年以下)有机物浓度高,填埋后期(填埋龄在10年以上)则氨氮浓度高。随着填埋场填埋龄的增加,渗滤液COD、BOD₅下降而氨氮升高,可生化性降低^[2],湖南省正在大力推进生活垃圾焚烧发电厂建设,2009年启动的垃圾处理三年行动计划所建设的97座生活垃圾卫生填埋场已进入后期或接近封场,部分填埋场将作为垃圾焚烧发电的应急备用填埋场。垃圾填埋场渗滤液处理系统多采用膜法,产生的浓缩液一般回灌填埋场,浓缩液回灌填埋场在填埋后期及雨水较多的湖南等地区的应用存在不足,需要对填埋场渗滤液进行全量化处理。垃圾填埋场后期的渗滤液水质较填埋初期及中期发生了较大变化,大多是难降解有机物,且碳氮比严重失调,生物处理难度较大,是当前国内外水处理行业的技术难题之一。

目前垃圾渗滤液的处理方法主要分为物化法、生物法、土地法及组合处理法。其中,物化法包括混凝沉淀、高级氧化、活性炭吸附和膜处理等,生物处理包括好氧、缺氧、厌氧及其组合工艺,土地法主要有回灌法和人工湿地^[1]。生化法成本低,一直是垃圾渗滤液处理的首选,但由于填埋后期渗滤液氨氮浓度高,碳氮比失调,可生化性差,直接生化处理较困难,一般需要进行预处理,而最终为达到排放标准,还需要进行深度处理。笔者结合湖南省生活垃圾填埋场的实际情况,以长沙市某垃圾填埋场后期渗滤液为处理对象,采用三维电解-A/O-臭氧组合工艺进行连续流试验,使其主要出水指标能达到《生活垃圾填埋场污染控制标准》(GB 16889-2008)中表2的要求,即COD≤100 mg/L、氨氮≤25 mg/L、总氮≤40 mg/L、总磷≤3 mg/L。

1 试验材料与方法

1.1 原水水质

试验在湖南大学给排水实验室进行,原水取自

长沙市某垃圾填埋场填埋后期(接近封场)的渗滤液,装置运行时间为2021年8月—2022年11月。原水pH为8.13~9.10,SS、COD、总氮、氨氮、硝态氮、亚硝态氮、总磷分别为623~1 075、1 691~2 679、1 333.90~2 177.10、1 307.14~1 919.59、21.56~74.91、0~0.04、14.03~54.89 mg/L,基本可以代表湖南省垃圾填埋场填埋后期的渗滤液水质。

1.2 检测项目及方法

对系统进出水的pH、COD、氨氮、硝态氮、亚硝态氮、总氮、总磷、SS等指标进行了检测。为避免偶然性,每次改变试验参数后,待系统运行稳定后再连续进行5 d的水质检测。其中,pH采用便携式pH计测定,COD采用连华COD快速检测仪测定,其他指标参照《水和废水监测分析方法》(第4版)测定。

2 工艺流程

本研究采用连续流试验,主体工艺为多级三维电解-A/O生化-臭氧组合工艺,其流程如图1所示。根据运行情况,若最终出水不达标,可将三级曝气池出水回流至一级中间水池进行循环处理。

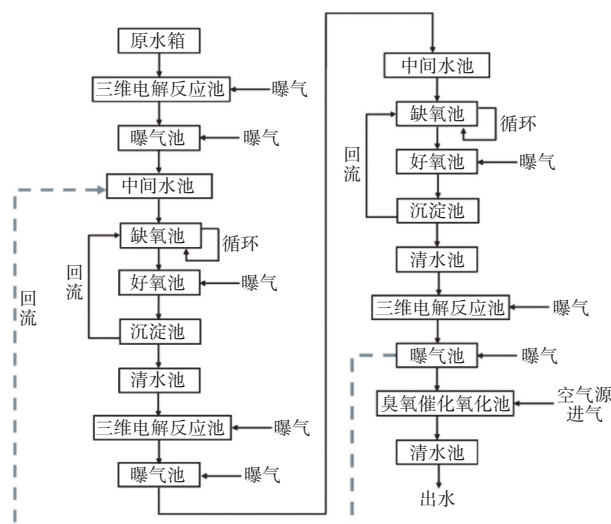


图1 试验工艺流程

Fig.1 Flow chart of the test device

反应器均为采用聚丙烯(PP)板制成的无盖柱

状反应器,长×宽×高均为 20 cm×20 cm×180 cm,出水口在高度为 120 cm 处,各反应器有效容积为 48 L。为防止出现溢流或被抽空等问题,设置了高低液位计。

① 三维电解反应池:共设三级,每级三维电解反应池内设有 3 块电极板(铁板),并固定在内部卡槽上,极板高为 80 cm、宽为 18 cm、厚为 2 mm,间距为 7 cm;配稳压电源,选用 FCM-IV 催化自电解材料(改良铁碳颗粒)作为粒子电极,粒径为 1.5~1.8 cm,填充率为 70%~80%。电解池内设有曝气装置,电解过程中曝气可以促进阳极反应的进行,有利于污染物的去除;同时对填料进行搅拌振荡,及时去除铁屑表面沉积的钝化膜,防止填料结块,还可增加出水的絮凝效果。铁碳微电解反应的最佳 pH 一般控制在 3~6,可以促进微电解,但酸性过强会破坏后续的絮体,增加铁的消耗量,且后续需要进行加碱中和及絮凝。考虑到原水的 pH 为 8~9,多次调整电解进、出水的 pH 会加大填料和药剂成本,故试验暂不进行 pH 调节。

② 曝气池:共设三级,分别置于三维电解反应池之后,池内设有曝气装置。由电解反应产生的 Fe²⁺经曝气后生成具有絮凝功能的 Fe(OH)₃,可以对废水起到絮凝作用,再经内置式微滤膜抽滤出水。

③ A/O(缺氧/好氧)生化池:共设两级,缺氧池及好氧池中填充陶粒,粒径为 6~9 mm,填充率为 40%。缺氧池溶解氧控制在 0.5~1.0 mg/L,内设循环泵进行搅拌,以防填料板结堵塞;好氧池内设曝

气装置,控制溶解氧在 3.0~4.0 mg/L;沉淀池内设微滤膜,抽滤出水实现泥水分离,泥水混合液则回流至缺氧池,实现反硝化脱氮。

④ 臭氧催化氧化池:最终出水前设置一级臭氧催化氧化池,池内填充某专利臭氧催化剂产品,填充率为 70%,粒径为 2~3 mm。臭氧发生器出口臭氧最大浓度为 60~80 mg/L,臭氧催化氧化池进气量为 3 L/min。利用臭氧催化氧化,可以进一步降低废水的 COD 与色度,池顶部设密闭盖板,并设置排除尾气装置。

3 运行调试与结果分析

3.1 三维电解参数优化

三维电解技术是在传统的平板二维电极的基础上增加了粒子电极,使电解槽的面体比增加,进而提高了电流效率和处理能力^[3]。目前常用的粒子电极材料包括颗粒活性炭(GAC)、金属粒子、碳气凝胶(CA)等,而金属粒子通常被选择为微电极^[4]。试验装置粒子电极采用铁碳颗粒,由于铁和碳可以形成原电池,从而粒子电极还具有铁碳微电解的作用。反应生成的 Fe²⁺经中和及曝气后生成优良的胶体絮凝剂 Fe(OH)₃,而碳具有还原和吸附作用,能进一步提高处理效果^[5]。通过调节一级三维电解池的电流强度和电解时间,优化三维电解的参数。

3.1.1 不同电流强度下的污染物去除效果

在进水流量为 3 L/h、水力停留时间(电解时间)为 16 h 的条件下,探究不同电流强度下(5、15、25 和 35 A)污染物的去除效果,结果见表 1。

表 1 不同电流强度下的污染物去除效果
Tab.1 Pollutant removal at different current intensities

项 目		电流强度/A			
		5	15	25	35
COD	进水/(mg·L ⁻¹)	2 600.4(2 550.0~2 679.0)	1 762.6(1 738.1~1 805.7)	1 835.4(1 812.3~1 865.7)	1 866.6(1 838.1~1 892.6)
	出水/(mg·L ⁻¹)	963.7(925.2~1 024.5)	635.1(605.0~686.6)	647.4(621.6~686.3)	708.7(662.0~749.2)
	去除率/%	62.94(61.76~63.72)	63.97(61.98~65.19)	64.73(63.21~65.81)	62.03(60.41~63.98)
氨氮	进水/(mg·L ⁻¹)	1 880.4(1 809.3~1 919.6)	1 410.2(1 379.5~1 461.9)	1 425.0(1 411.1~1 439.5)	1 438.5(1 421.1~1 457.2)
	出水/(mg·L ⁻¹)	877.7(824.6~906.2)	318.4(294.2~341.0)	206.0(198.2~211.0)	237.0(221.3~255.2)
	去除率/%	53.32(52.79~54.42)	77.43(76.67~78.67)	85.55(85.20~85.95)	83.53(82.49~84.52)
总氮	进水/(mg·L ⁻¹)	2 146.6(2 093.3~2 177.7)	1 549.6(1 529.6~1 580.6)	1 540.7(1 525.1~1 573.2)	1 560.3(1 549.1~1 580.2)
	出水/(mg·L ⁻¹)	894.7(847.5~917.5)	532.3(510.6~560.9)	423.1(409.5~433.7)	487.4(469.8~497.4)
	去除率/%	58.32(57.87~59.51)	65.65(64.51~66.62)	72.54(71.94~73.33)	68.76(68.39~69.67)
总磷	进水/(mg·L ⁻¹)	14.7(14.4~15.0)	45.3(44.9~45.8)	46.4(45.7~47.6)	53.3(52.0~54.9)
	出水/(mg·L ⁻¹)	4.8(4.6~5.0)	1.4(1.3~1.7)	2.1(2.0~2.2)	6.0(5.0~6.6)
	去除率/%	67.57(66.80~68.38)	96.87(96.34~97.18)	95.55(95.23~95.69)	88.74(87.92~90.41)

注: 括号内数据为实测浓度的范围。

由表1可知增加电流强度可以促进污染物去除,这是因为随着电流强度的增加,电解的直接氧化和间接氧化作用增强,电解产生的 $\cdot\text{OH}$ 、 H_2O_2 、 ClO^- 等强氧化性物质^[6]与 Fe^{2+} 、原子H等还原性物质增多^[7],有利于垃圾渗滤液中污染物的去除。但当电流强度较大时,增大电流强度会加剧电极的析氧与析氢副反应,污染物的去除效果提高不显著甚至降低。综上所述,确定系统较佳的电解电流强度为25 A。

3.1.2 不同电解时间下的污染物去除效果

在电流强度为25 A时,通过调节进水流量分别为1.5、3.0、4.5、6.0和7.5 L/h(对应电解时间为32、16、10.7、8和6.4 h),探究电解时间对污染物去除效果的影响,结果见图2。随着电解时间的延长,对污染物的去除率提高,但电耗也增加。

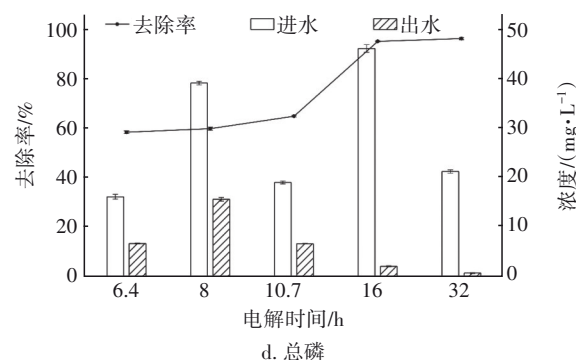
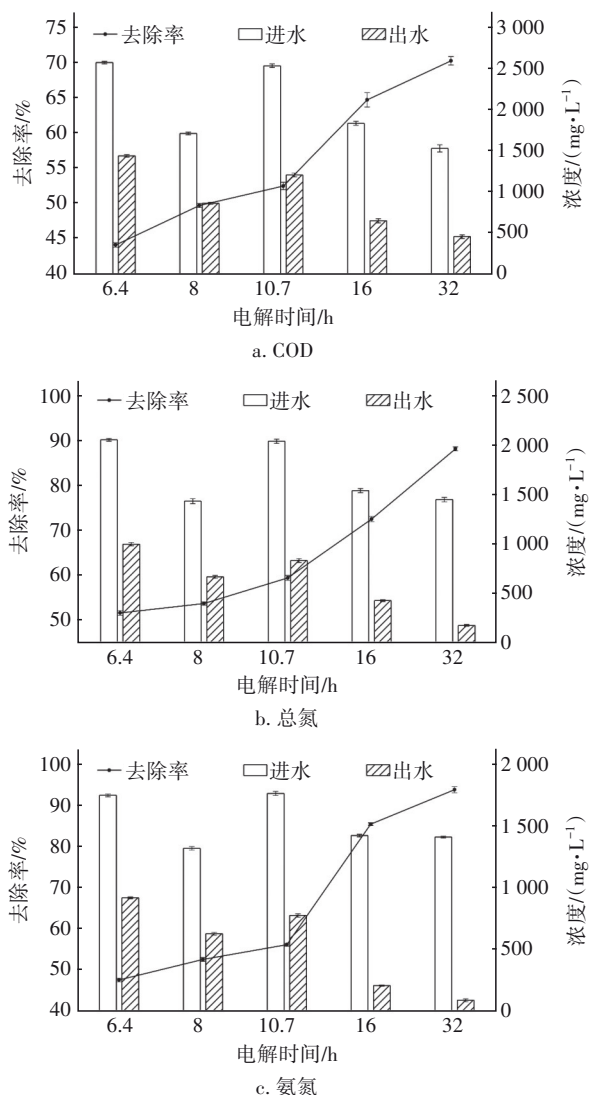


图2 不同电解时间下的污染物去除效果

Fig.2 Pollutant removal at different electrolysis times

由图2可知,电解时间从6.4 h增加到16 h时,COD、氨氮、总氮和总磷去除率分别从44.11%、47.52%、51.52%和58.65%大幅提升至64.73%、85.55%、72.54%和95.55%;但继续增加到32 h时,去除率分别增至70.27%、93.93%、88.22%和96.73%,增加幅度减小。因此,确定系统较佳的电解时间为16 h。

3.2 A/O生化池运行及调试

渗滤液原水的 BOD_5/COD 值为0.17,经过一级三维电解处理后升至0.45,说明三维电解可以提高垃圾填埋场后期渗滤液的可生化性。但是单独使用电解成本较高,故考虑采用电解后进行A/O生化处理。根据前述电解时间试验,三级三维电解水力停留时间(电解时间)均采用16 h,考虑装置制作的实际情况,为使出水稳定和连续,后续每个处理单元的水力停留时间暂按16 h进行试验。经过初步运行,一级三维电解池出水氨氮浓度高于500 mg/L,一级A/O生化池的污染物去除效果较差,再经过二级三维电解和A/O生化处理后,可以达到较好的处理效果。

通过试验运行发现,当硝化液回流比为25%、50%、75%、100%、150%、200%、250%时,进水总氮分别为190.39、241.93、284.55、304.12、299.12、326.48、358.25 mg/L,出水总氮分别为140.02、159.81、124.94、107.04、91.85、73.71、110.99 mg/L,去除率分别为26.46%、33.95%、56.09%、64.80%、69.29%、77.42%、69.02%,即在硝化液回流比为200%,且A/O生化池进水碳氮比(COD/TN)为9:1时,可以使A/O生化池实现良好脱氮效果。

3.3 臭氧催化氧化运行调试

臭氧催化氧化对氨氮与总氮的去除效果较差。

氨氮属于臭氧难以氧化的物质,对垃圾渗滤液进行臭氧氧化处理时,臭氧优先氧化有机氮使其转化为氨氮,导致氨氮浓度不降反升^[8]。但臭氧催化氧化可以产生没有选择性的高氧化性自由基 $\cdot\text{OH}$,从而快速氧化分解绝大多数有机物^[9]。为了实现两级A/O生化良好的脱氮效果,需要外加碳源(葡萄糖),二级A/O生化的沉淀池出水COD较高。为保证出水COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、TN及色度等全面达标,在二级A/O生化的沉淀池出水后设置三级三维电解及臭氧催化氧化处理。经过对臭氧催化氧化单元的运行调试,臭氧发生器出口浓度为56 mg/L(气态),即进入

臭氧催化氧化单元的气量为3 L/min时,可以实现总出水主要污染物全面达标。

3.4 连续流运行效果

在对系统各单元进行调试并获得合适运行参数的基础上进行全流程连续流试验,待整套系统运行稳定后再连续运行16 d,结果见表2。系统出水COD、氨氮、总氮、总磷的平均浓度分别为70.6、1.65、24.27、0.27 mg/L(总去除率分别为96.41%、99.91%、98.68%、98.18%),出水SS平均浓度低于10 mg/L,出水水质达到《生活垃圾填埋场污染控制标准》(GB 16889—2008)中表2的要求。

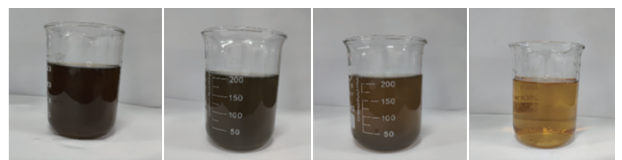
表2 连续流试验中各单元对主要污染物的去除效果

Tab.2 Removal effect of major pollutants in each treatment unit during continuous-flow operation

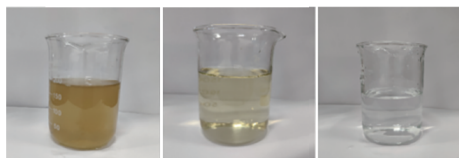
项目	COD	$\text{NH}_3\text{-N}$	TN	TP
进水	1 970(1 864~2 035)	1 778.85(1 741.62~1 831.97)	1 837.67(1 796.29~2 067.74)	14.81(14.03~15.17)
一级曝气出水	1 309(1 264~1 360)	641.97(613.73~692.27)	694.16(644.73~731.71)	2.05(1.97~2.15)
一级A/O出水	1 224(1 164~1 293)	533.47(507.77~577.23)	632.05(621.44~658.88)	3.30(2.44~4.78)
二级曝气出水	797.4(783.2~806.3)	172.21(141.57~195.87)	350.20(335.47~374.55)	2.06(1.99~2.34)
二级A/O出水	520.3(477.9~596.4)	47.01(46.51~54.84)	65.01(59.27~70.56)	3.29(3.26~3.46)
三级曝气出水	319.6(294.9~332.4)	1.52(1.28~1.74)	25.08(21.62~27.32)	0.69(0.65~0.78)
臭氧出水	70.60(65.44~77.55)	1.65(1.40~2.52)	24.27(21.11~27.07)	0.27(0.22~0.49)

注: 括号内数据为实测浓度的范围。

各处理单元出水颜色变化如图3所示。经过处理后,垃圾渗滤液从黑色浑浊到最终出水清澈透明,色度及SS均能实现达标。



a. 原水 b. 一级电解出水 c. 一级生化出水 d. 二级电解出水



e. 二级生化出水 f. 三级电解出水 g. 臭氧出水

图3 各处理单元出水颜色

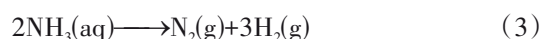
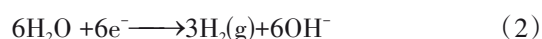
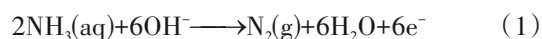
Fig.3 Color of effluent from different treatment units

3.5 机理探讨

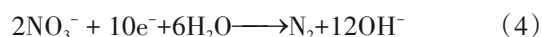
3.5.1 三维电解除氮机理

三维电解法去除氨氮的机理,一是三维电解过程中产生的 $\cdot\text{OH}$ 和 H_2O_2 将氨氮氧化成氮气和水^[10];二是部分氨氮在阳极上被直接氧化^[11];三是当有氯离子存在时,三维电解产生的强氧化性物质 ClO^- 可

以去除氨氮^[12]。氨氮在碱性介质中的电催化氧化反应(分别为阳极反应、阴极反应和总反应)如下:



氨氮的氧化机理十分复杂,如Oswin等^[13]认为氨的氧化主要包括 NH_3 的连续脱氢过程和吸附在表面的N原子(N_{ads})结合为 N_2 ,而异构气相氧化理论认为 N_2 是在温度高于300 K时由2个 N_{ads} 结合而成^[14],同时也有学者提出 N_2 是由中间产物 NH_2 反应生成^[15]。目前被广泛接受的是Gerischer等^[16]提出的氨分子吸附及脱氢理论。而铁碳微电解反应所产生的 Fe^{2+} 与 $[\text{H}]$ 等具有强还原性,可以将渗滤液中的硝态氮、亚硝态氮还原为 N_2 ,从废水中逸出而实现脱氮,也可能会深入还原到氨氮状态^[17-18],其主要反应式可表示为:



次要反应可表示为:



三维电解-铁碳微电解通过将含氮物质氧化还原成氮气实现脱氮,这一过程十分复杂,存在硝态氮、亚硝态氮、氨氮等物质之间的氧化还原转化。在同一反应器内,由于产生羟基自由基(氧化反应区)主要集中在电极对正极区,而加氢等还原反应主要集中在电极对负极区,所以氧化还原反应并不会出现相互抵消或相互抑制现象,实际运行结果比单一氧化反应效果好,净化效率高。随着电流强度增大,产生的强氧化性、还原性物质增多,脱氮效果提高,但电流强度过高,电极会产生析氧和析氢副反应,不利于脱氮。

3.5.2 三维电解提高渗滤液的可生化性

渗滤液原水的BOD₅/COD为0.17,经一级三维电解处理后升至0.45,可生化性得以提高,有利于后续的A/O生化处理。填埋场后期渗滤液中的有机物主要为难于生物降解的腐殖酸类物质与微生物代谢产物,而易于生物降解的有机物在垃圾填埋堆体中已经降解。三维电解-铁碳微电解过程中产生的强氧化性物质·OH和H₂O₂等可以氧化或局部氧化渗滤液中难于生物降解的有机物,从而提高了渗滤液的可生化性。

3.6 渗滤液处理系统运行费用估算

该渗滤液处理系统运行稳定后出水水质可实现达标,在运行过程中,主要运行费用(未考虑人工及污泥处理)包括:三维电解、臭氧发生器、缺氧循环泵、回转式鼓风机、自吸泵的电耗,分别为0.15、0.133、0.50、0.183、0.113 kW·h/m³,电价以0.588元/(kW·h)计,则运行费用分别为0.088 2、0.078 2、0.294 0、0.107 6、0.066 4元/m³;铁碳颗粒损耗,为0.55 kg/m³,单价以9.8元/kg计,则运行费用为5.39元/m³;投加碳源,投量为0.405 kg/m³,单价取1.2元/kg,运行费用为0.486元/m³。因此,综合运行成本为6.51元/m³,实际运用中可考虑投加餐厨垃圾废水等作为碳源,以节省运行成本。

4 结论

① 采用三维电解-A/O生化-臭氧组合工艺处理垃圾填埋场后期渗滤液,在连续流进水流量为3 L/h、pH为8~9,电解单元电解时间为16 h、电流强度

为25 A,生化单元硝化及反硝化段停留时间均为16 h、硝化液回流比为200%、投加碳源(葡萄糖)维持进水碳氮比(COD/TN)为9:1,以及臭氧发生器出口臭氧浓度为56 mg/L(气态)、臭氧催化氧化段进气量为3 L/min的条件下,组合工艺对COD、氨氮、总氮、总磷的去除率分别为96.41%、99.91%、98.68%和98.18%,出水水质达到《生活垃圾填埋场污染控制标准》(GB 16889—2008)中表2的要求。

② 该系统的运行费用约为6.51元/m³,不产生浓缩液,可实现垃圾填埋场后期渗滤液的全量化处理,且实际运行中各级电解及A/O单元的停留时间可以根据渗滤液的水质情况进行调整及优化。

③ 三维电解-铁碳微电解法可以实现垃圾填埋场后期渗滤液脱氮,并能提高渗滤液的可生化性,有利于后续A/O单元的进一步生化脱氮。

参考文献:

- [1] 张存款,丁文川,曾晓岚,等. 优化电化学MAP法高效去除垃圾渗滤液中的氨氮[J]. 中国给水排水, 2022, 38(9): 25-32.
ZHANG Cunkuan, DING Wenchuan, ZENG Xiaolan, et al. Optimized electrochemical magnesium ammonium phosphate method for efficient ammonia nitrogen removal from landfill leachate [J]. China Water & Wastewater, 2022, 38(9): 25-32 (in Chinese).
- [2] 黄格,孙建亭,郑威,等. 膜法与高级氧化法处理垃圾渗滤液的对比分析[J]. 生物化工, 2022, 8(3): 108-111, 119.
HUANG Ge, SUN Jianing, ZHENG Wei, et al. Comparative analysis of waste leachate treated by membrane method and advanced oxidation method [J]. Biochemicals, 2022, 8(3): 108-111, 119 (in Chinese).
- [3] 孟庆杰,吴勇,柯斌. 三维电极法在污水处理中的应用[J]. 环境保护与循环经济, 2012(11): 35-38, 60.
MENG Qingjie, WU Yong, KE Bin. Application of 3D electrode method in sewage treatment [J]. Environmental Protection and Circular Economy, 2012 (11): 35-38, 60 (in Chinese).
- [4] 于攀,余健,谢建军. 三维电极技术在废水处理中的研究与应用进展[J]. 现代化工, 2022, 42(6): 78-82.
YU Pan, YU Jian, XIE Jianjun. Research and application of 3D electrode technology in wastewater treatment [J]. Modern Chemical Industry, 2022, 42 (6): 78-82 (in Chinese).

- [5] 吴志宇,黎建平,王怡璇,等. 三维电解-微电解-电芬顿氧化处理阳极氧化染色废水工艺研究[J]. 电镀与精饰,2018,40(7):14-18.
WU Zhiyu, LI Jianping, WANG Yixuan, *et al.* Research on the treatment of three-dimensional electrolytic-microelectrolysis-electric Fenton oxidation [J]. Electroplating and Finishing, 2018, 40 (7): 14-18 (in Chinese).
- [6] ASAITHAMBI P, GOVINDARAJAN R, YESUF M B, *et al.* Removal of color, COD and determination of power consumption from landfill leachate wastewater using an electrochemical advanced oxidation processes [J]. Separation and Purification Technology, 2020, 233: 115935.
- [7] 李子轩,王继全. 铁碳微电解技术及其在处理工业废水中的研究进展[J]. 建材世界, 2020, 41 (4): 100-102.
LI Zixuan, WANG Jiquan. Iron-carbon microelectrolysis technology and its research progress in treating industrial wastewater [J]. Building Materials World, 2020, 41 (4): 100-102(in Chinese).
- [8] 王争,王嘉毅,孙慧智. 臭氧催化氧化污泥与垃圾渗滤液的效能分析[J]. 中国资源综合利用, 2020, 38 (10):197-200.
WANG Zheng, WANG Jiayi, SUN Huizhi. Analysis of the efficiency of ozone-catalyzed oxidized sludge and landfill leachate [J]. Comprehensive Utilization of Resources in China, 2020, 38 (10): 197-200 (in Chinese).
- [9] 赵檬,王盼新,宁超,等. 内循环流化床-臭氧催化氧化处理石化废水二级出水[J]. 中国给水排水, 2023, 39(1):26-33.
ZHAO Meng, WANG Panxin, NING Chao, *et al.* Internal circulating fluidized bed-ozone catalytic oxidation process for treatment of petrochemical secondary effluent [J]. China Water & Wastewater, 2023, 39(1):26-33(in Chinese).
- [10] ZHOU M H, FU W J, GU H Y, *et al.* Nitrate removal from groundwater by a novel three-dimensional electrode biofilm reactor[J]. Electrochimica Acta, 2007, 52(19): 6052-6059.
- [11] 陈金奎. 氨氮的电化学氧化技术及其应用研究[D]. 北京:清华大学,2008.
CHEN Jinlun. Electrochemical Oxidation Technology and Its Application [D]. Beijing: Tsinghua University, 2008(in Chinese).
- [12] YANG C H, LEE C C, WEN T C. Hypochlorite generation on Ru-Pt binary oxide for treatment of dye wastewater [J]. Journal of Applied Electrochemistry, 2000, 30(9):1043-1051.
- [13] OSWIN H G, SALOMON M. The anodic oxidation of ammonia at platinum black electrodes in aqueous KOH electrolyte[J]. Canadian Journal of Chemistry, 1963, 41 (7):1686-1694.
- [14] BRADLEY J M, HOPKINSON A, KING D A. Control of a biphasic surface reaction by oxygen coverage: the catalytic oxidation of ammonia over Pt{100} [J]. Journal of Physical Chemistry, 1995, 99(46):17032-17042.
- [15] VAN DEN BROEK A C M, VAN GRONDELLE J, VAN SANTEN R A. Determination of surface coverage of catalysts: temperature programmed experiments on platinum and iridium sponge catalysts after low temperature ammonia oxidation [J]. Journal of Catalysis, 1999, 185(2):297-306.
- [16] GERISCHER H, MAUERER A. Untersuchungen zur anodischen oxidation von ammoniak an platinelektroden [J]. Journal of Electroanalytical Chemistry, 1970, 25 (3):421-433.
- [17] 薛丽娟. 微电解法处理焦化废水影响因素研究[J]. 环境保护与循环经济, 2011, 31(8):69-72.
XUE Lijuan. Study on the impact factors of coking wastewater treatment by micro-electrolysis [J]. Environmental Protection and Circular Economy, 2011, 31 (8): 69-72(in Chinese).
- [18] 李德生,胡倩怡,崔玉玮,等. 化学催化法脱除模拟地下水中硝酸盐氮[J]. 化工学报, 2015, 66(6): 2288-2294.
LI Desheng, HU Qianyi, CUI Yuwei, *et al.* Chemical catalytic removal to simulate nitrate nitrogen in groundwater [J]. Journal of Chemical Engineering, 2015, 66 (6): 2288-2294(in Chinese).

作者简介:柯水洲(1964—),男,湖北鄂州人,硕士,教授,主要研究方向为给水与废水处理技术、给排水系统优化等。

E-mail:ksz@hnu.edu.cn

收稿日期:2023-01-11

修回日期:2023-02-05

(编辑:李德强)