

تصفیه فاضلاب خشکشویی با استفاده از فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی و الکتروفتون

مریم یزدی^۱، بهنوش امین‌زاده^{۲*}، علی ترابیان^۳

۱. کارشناس ارشد مهندسی محیط‌زیست، دانشکده محیط‌زیست، دانشگاه تهران Maryam.yazdee@gmail.com

۲. استادیار گروه مهندسی محیط‌زیست، دانشکده محیط‌زیست، دانشگاه تهران

atorabi@ut.ac.ir

۳. استاد گروه مهندسی محیط‌زیست، دانشکده محیط‌زیست، دانشگاه تهران

تاریخ پذیرش مقاله: ۱۳۹۲/۳/۲۰

تاریخ وصول مقاله: ۱۳۹۲/۲/۲

چکیده

در تحقیق حاضر عملکرد فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی با الکترودهای آلومینیومی و آهنی و فرایند الکتروفتون، در تصفیه فاضلاب خشکشویی، تحت تأثیر متغیرهای شیمیایی و الکتروشیمیایی مانند pH، آرایش و تعداد الکترودها، چگالی جریان، زمان الکترولیز و غلظت پراکسید هیدروژن بررسی شد. پایلوت مورد استفاده شامل یک راکتور به حجم مفید ۳/۶ لیتر، منبع تغذیه و الکترودهای آهن یا آلومینیوم به ابعاد ۱۸×۹×۰/۱ سانتی‌متر بود. با در نظر گرفتن مصرف انرژی، بهترین نتایج حذف با الکترودهای آلومینیومی در pH بهینه برابر با ۵، مربوط به آرایش موازی با چهار الکترودها، چگالی جریان ۱۲/۸۲ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع و زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه بود. در این شرایط بازده حذف COD، فسفات و کدورت به ترتیب برابر با ۹۲/۸، ۹۸/۶ و ۸۹/۲ درصد به دست آمد. در مورد الکترودهای آهنی در pH طبیعی فاضلاب (pH بهینه)، بهترین نتایج حذف COD، فسفات و کدورت به ترتیب برابر با ۶۹، ۹۷ و ۶۰ درصد در آرایش سری تک‌قطبی با ۴ الکترودها، چگالی جریان ۴/۲۷ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع و زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه حاصل شد. در فرایند الکتروفتون در مقادیر بهینه pH، چگالی جریان، زمان الکترولیز و غلظت پراکسید هیدروژن به ترتیب برابر با ۳، ۴/۲۷ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع، ۲۰ دقیقه و ۱۵۰ میلی‌گرم بر لیتر، بازده حذف COD و فسفات به ترتیب به ۸۲/۳ و ۹۵ درصد رسید. در شرایط بهینه، برای فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی با الکترودهای آلومینیوم، آهنی و الکتروفتون به ترتیب ۳/۴، ۳/۱ و ۱/۶۴ کیلووات ساعت به ازای کیلوگرم COD حذف شده (به‌منزله‌آلاینده اصلی)، انرژی الکتریکی مصرف شده طبق نتایج تحقیق عملکرد هر دو فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی و الکتروفتون در تصفیه فاضلاب خشکشویی مناسب بود، اما فرایند الکتروفتون با توجه به بازده حذف مناسب آلاینده‌ها و مصرف انرژی الکتریکی به مراتب کمتر، موفق‌تر ظاهر شد.

کلیدواژه

الکتروفتون، انعقاد و شناورسازی الکتریکی، فاضلاب خشکشویی، COD، فسفات.

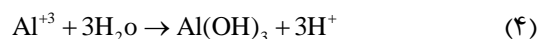
۱. سرآغاز

تخلیه می‌شوند (جانپور، ۱۳۸۸). تخلیه فاضلاب حاوی مواد شوینده در محیط‌زیست، به علت مؤلفه فسفر در دترجنت‌ها، باعث وقوع پدیده مغذی‌شدن^۱ منابع آب‌پذیرنده می‌شود و در عین حال عملکرد فرایندهای انعقاد و لخته‌سازی، ته‌نشینی و فیلتراسیون آب در تصفیه‌خانه‌ها را با مشکل مواجه می‌کند (Knepper, et al., 2000). روش‌های متعارف تصفیه مانند انعقاد شیمیایی،

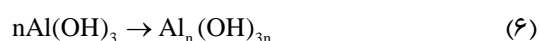
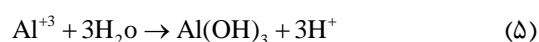
در سال‌های اخیر به علت افزایش جمعیت کشور، پیشرفت زندگی و ارتقای سطح بهداشت فردی و عمومی مردم، استفاده از مواد شوینده و پاک‌کننده افزایش یافته است. فاضلاب حاوی این مواد به‌منزله اصلی‌ترین منابع آلاینده محیط‌زیست، به صورت عمده از واحدهای خشکشویی سراسر کشور به سیستم فاضلاب شهری یا چاه‌های جذبی



در محلول:



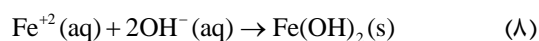
در مقادیر pH مناسب کاتیون‌های مونومریک Al^{+3} تولیدشده در آند، ابتدا به $\text{Al}(\text{OH})_3$ تبدیل، سپس به پلی‌هیدروکسیدهایی به فرم $\text{Al}_n(\text{OH})_{3n}$ تبدیل می‌شوند (Mollah, et al., 2001).



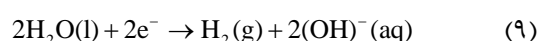
آهن طی اکسیداسیون در سل الکتروشیمیایی ترکیبات هیدروکسید آهن به فرم $\text{Fe}(\text{OH})_n$ را تولید می‌کند. در این ترکیب n می‌تواند برابر ۲ یا ۳ باشد. مکانیزم‌های زیر برای تولید هیدروکسید آهن طی فرایند انعقاد الکتریکی ارائه شده‌اند (Mollah, et al., 2001):

• مکانیزم اول

در آند:



در کاتد:

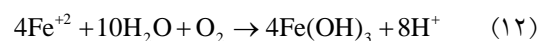
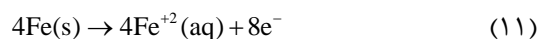


واکنش کلی:

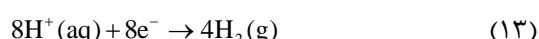


• مکانیزم دوم

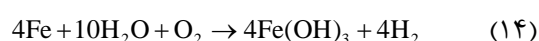
در آند:



در کاتد:



واکنش کلی:



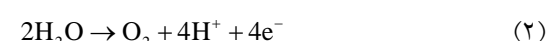
در سال‌های اخیر روش‌های اکسیداسیون پیشرفته^۲ از جمله فنتون به طور وسیعی برای تصفیه فاضلاب به ویژه در مواردی که گونه‌های آلاینده از طریق فرایندهای فیزیکی-شیمیایی و بیولوژیکی به سختی حذف می‌شوند،

شناورسازی، اکسیداسیون شیمیایی، جذب یا ترکیبی از این فرایندها برای تصفیه فاضلاب خشکشویی تجربه شده‌اند، اما استفاده از یک روش ساده، ارزان، سازگار با محیط‌زیست و با کارایی مؤثر الزامی است (Wang, et al., 2009).

امروزه روش انعقاد و شناورسازی الکتریکی با دارابودن ویژگی‌های لازم به‌منابۀ جایگزین مناسب روش‌های متداول تصفیه، استفاده می‌شود (Jiatuan, et al., 2003).

در روش انعقاد و شناورسازی الکتریکی به علت اعمال جریان الکتریکی به آندهای قربانی، آند دچار خوردگی می‌شود و هیدروکسیدهای فلزی منعقدکننده (مانند آلومینیوم هیدروکسید) را در محلول تولید می‌کند. این منعقدکننده‌ها به علت دارابودن سطح زیاد باعث جذب سریع ترکیبات آلی محلول و گیرانداختن ذرات کلوئیدی می‌شوند. در نهایت لخته‌های تشکیل شده از طریق رسوب‌گذاری یا شناورسازی به راحتی از محلول آبی حذف می‌شوند. از طرفی گاز هیدروژن تولیدشده در کاتد، که به شکل حباب‌های ریز ظاهر می‌شود، به ذرات معلق می‌چسبد و آن‌ها را به سمت بالای سلول الکتروشیمیایی شناور می‌کند (Lawrence, et al., 2007; Wang, et al., 2009). کاهش COD در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی به علت حذف ذرات معلق و رسوب‌گذاری COD محلول از طریق مکانیزم‌های انعقاد الکتریکی، شناورسازی الکتریکی، اکسیداسیون مستقیم آندی، اکسیداسیون غیرمستقیم از طریق یون‌های کلرید، جذب از طریق به تله‌انداختن فیزیکی یا جذب الکترواستاتیک است (Farhadi, et al., 2012). واکنش‌های الکتروشیمیایی در صورت استفاده از الکتروود آلومینیوم مطابق معادلات شیمیایی زیرند (Mollah, et al., 2001):

در آند:



در کاتد:



بنابراین، همواره برای تولید میزان مناسبی از رادیکال‌های هیدروکسیل به غلظت بیشتری از یون‌های فرو احتیاج است (Yuksel, et al., 2009). در پژوهش‌های گذشته فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی و الکتروفوتون در تصفیه فاضلاب‌های مختلف کارایی مؤثری را در حذف آلاینده‌ها از خود نشان داده‌اند. از روش انعقاد و شناورسازی الکتریکی برای تصفیه فاضلاب حاوی آرسنیک (Gomes, et al., 2007)، آمونیوم و فسفات (Mahvi, et al., 2011)، آفت‌کش‌ها (Abdel Gwad, et al., 2012)، سیانید (Mousavi, et al., 2011) و تصفیه فاضلاب خروجی از کارخانه‌های نساجی (Koby, et al., 2003) و کارخانه تولید کاغذ و سلولز (Boroski, et al., 2003) با کارایی بالا استفاده شده است. همچنین، کارایی بالای روش الکتروفوتون در تصفیه فاضلاب صنایع دارویی (Farhadi, et al., 2012)، حذف COD از فاضلاب خروجی از صنایع دباغی (Kurt, et al., 2007) و تصفیه فاضلاب حاوی رنگ‌های آلی مصنوعی (Martinez & Brillas, 2008) گزارش شده است.

در تحقیق حاضر عملکرد فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی با الکترودهای آهن و آلومینیومی و الکتروفوتون برای تصفیه فاضلاب خشکشویی مقایسه شده است. اثر متغیرهای شیمیایی و الکتروشیمیایی مؤثر در هر دو فرایند مانند pH، تعداد و آرایش الکترودها، زمان الکترولیز، چگالی جریان و غلظت پراکسید هیدروژن اضافه شده بررسی شد و با در نظر گرفتن ملاحظات انرژی مقادیر بهینه آن‌ها برای رسیدن به بالاترین بازده حذف همزمان COD، فسفات و کدورت به دست آمد.

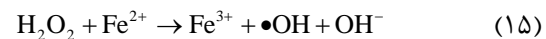
۲. مواد و روش بررسی

شکل ۱ شماتیک پایلوت مورد استفاده برای انجام آزمایش‌های ناپیوسته را نشان می‌دهد.

استفاده شده است (Farhadi, et al., 2012). فرایندهای اکسیداسیون فنتون به دو صورت متعارف^۳ و الکتروشیمیایی^۴ برای سم‌زدایی ترکیبات آلی خطرناک استفاده می‌شوند. کارکرد این فرایند بر اساس تولید اکسیدان قوی رادیکال هیدروکسیل ($\bullet\text{OH}$) است که با بیشتر آلاینده‌های آلی واکنش می‌دهد و آن‌ها را تخریب می‌کند (Qiang, et al., 2003; Farhadi, et al., 2012).

روش ترکیبی پراکسید هیدروژن-انعقاد الکتریکی یک روش مؤثر و ارزان است. در این روش پراکسید هیدروژن به سیستم انعقاد الکتریکی اضافه می‌شود و واکنش فنتون را به وجود می‌آورد. پراکسید هیدروژن از خارج به سیستم اضافه می‌شود، در حالی که آند آهن قربانی شونده یون‌های Fe^{+2} را در محلول آزاد می‌کند. همچنین، با راه‌اندازی سل الکترولیت یون‌های Fe^{+2} به صورت مداوم مجدداً در کاتد تولید می‌شوند (Yuksel, et al., 2009).

یون‌های Fe^{+2} متداول‌ترین یون‌های تولیدشده در راکتور انعقاد الکتریکی در اثر انحلال و تجزیه آهن است و در مقابل یون‌های OH^- در کاتد تولید می‌شوند. با اختلاط محلول، گونه‌های هیدروکسیدی تولید و با روش‌های جذب و رسوب‌گذاری باعث حذف آلاینده‌ها از محلول می‌شوند. پراکسید هیدروژن از طریق یون‌های Fe^{+2} در فعل و انفعالات شیمیایی در واکنش فنتون قرار می‌گیرد و رادیکال‌های هیدروکسیل را، که یک اکسیدان قوی است، تولید می‌کند.

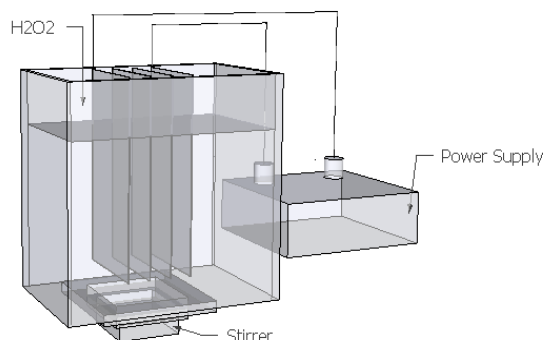


واکنش بالا با تولید مجدد یون‌های Fe^{+2} ، که از کاهش گونه‌های فریک از طریق پراکسید هیدروژن ایجاد می‌شوند، ادامه می‌یابد.



یون‌های فرو سریع‌تر از آنکه تولید شوند مصرف می‌شوند. علاوه بر این یون‌ها به سرعت از طریق رادیکال‌های هیدروکسیل با یک نرخ ثابت تخریب می‌شوند.

فاضلاب از محلول‌های یک دهم نرمال اسید سولفوریک یا سدیم هیدروکسید با درجه آزمایشگاهی استفاده می‌شد. در زمان الکترولیز درجه حرارت (با دمای اولیه 25 ± 2 درجه سانتی‌گراد) و pH کنترل نمی‌شد، اما مقادیر اولیه و نهایی آن‌ها اندازه‌گیری می‌شدند. با دستگاه pH متر مدل 691 ساخت شرکت Metrohm اندازه‌گیری pH نمونه‌ها و با اسپکتروفتومتر DR5000 ساخت شرکت HACH، COD و فسفات نمونه‌ها اندازه‌گیری شد. کدورت آن‌ها نیز با استفاده از دستگاه کدورت‌سنج قابل حمل HI 93703 ساخت شرکت HANNA Instruments آنالیز شد. کل مواد جامد محلول (TDS) و هدایت الکتریکی نمونه‌ها از طریق دستگاه SensION 378 ساخت شرکت HACH اندازه‌گیری شد. برای انجام فرایند الکتروفتون نیز از پراکسید هیدروژن با خلوص ۳۵ درصد و چگالی ۱/۱۳ میلی‌گرم بر لیتر ساخت شرکت مرک آلمان استفاده شد. طول زمان الکترولیز بسته به مرحله تحقیق متغیر بود، اما زمان نه‌شینی فاضلاب تصفیه‌شده برای تمامی مراحل ثابت و برابر با یک ساعت در نظر گرفته شد.



شکل ۱. شماتیک پایلوت استفاده‌شده در تحقیق

پایلوت شامل راکتور انعقاد الکتریکی از جنس پلکسی‌گلس با ابعاد $20 \times 12 \times 20$ سانتی‌متر و حجم مفید $3/6$ لیتر، منبع تغذیه مستقیم با دامنه ولتاژ $0-60$ ولت و جریان $0-5$ آمپر و الکترودهای قربانی از جنس آهن و آلومینیوم و در ابعاد $18 \times 9 \times 0/1$ سانتی‌متر با سطح مؤثر 117 سانتی‌متر مربع و فاصله داخلی 2 سانتی‌متر بود. برای اختلاط بهتر محتویات راکتور، پایلوت به یک همزن مغناطیسی مجهز بود.

فاضلاب مورد آزمایش به صورت روزانه از خروجی فاضلاب یک واحد خشکشویی واقع در خیابان طالقانی تهران جمع‌آوری می‌شد. جدول ۱ مشخصات شیمیایی فاضلاب مورد آزمایش را نشان می‌دهد. برای تنظیم pH

جدول ۱. مشخصات فاضلاب خشکشویی استفاده‌شده در آزمایش‌ها

متغیرها	گستره تغییرات	میانگین
pH	۶/۶۲ - ۹/۰۹	۷/۹
اکسیژن مورد نیاز شیمیایی (mg/lit)	۳۸۲ - ۱۱۰۴	۶۷۶
فسفات (PO ₄ -P) (mg/lit)	۲۵/۵ - ۹۷	۵۰/۷
کدورت (FTU)	۵۶ - ۲۴۰	۱۳۴
هدایت الکتریکی (μS/cm)	۴۲۴ - ۱۵۰۶	۱۰۰۳
کل جامدات محلول (mg/lit)	۲۱۲ - ۷۵۳	۴۹۵

(2002). در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی با الکترودهای آهن و آلومینیوم آزمایش‌ها در گستره pH از ۴ تا ۱۰ انجام شدند. شکل ۲ اثر pH اولیه بر تغییرات حذف COD در این فرایند را برای هر دو الکتروده نشان می‌دهد. مطابق شکل ۲ در مورد الکتروده آهن، با افزایش pH از ۴ تا ۷ (pH خنثی)، بازده حذف COD در حدود ۱۰ درصد زیاد شد و به

۳. نتایج

۱.۳. فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی

۲.۳. اثر pH

اثر مثبت تنظیم pH فاضلاب در افزایش کارایی فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی به دفعات گزارش شده است (Jiantuan, et al., 2004; Wang, et al., 2009; Holt, et al.,)

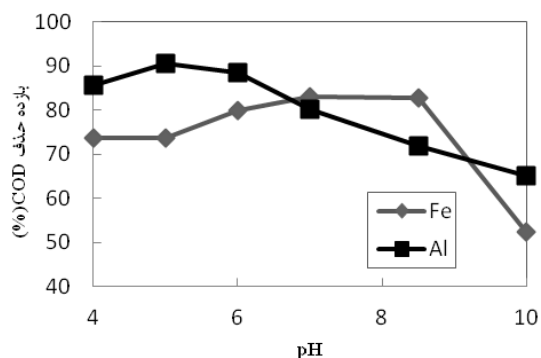
شده که این ترکیب موجب کاهش بازده حذف COD می‌شود (Wang, et al., 2009; Mollah, et al., 2001). در پژوهشی که وانگ و همکاران روی فاضلاب خشکشویی با الکترودهای آلومینیومی انجام دادند بهترین بازده حذف COD در pH برابر با ۵/۱ به دست آمد (Wang, et al., 2009).

۳.۳. اثر آرایش و تعداد الکترودها

تعداد و آرایش الکترودها از عوامل مؤثر در عملکرد فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی است (Wang, et al., 2009; Mollah, et al., 2001). در این رابطه یک سری آزمایش با آرایش‌های مختلف الکترودها (موازی، سری تک‌قطبی و سری دوقطبی) و با تعداد متفاوت آن‌ها (۲ تا ۶ الکترودها) انجام شد. pH بهینه مورد استفاده در این مرحله برای الکترودهای آهنی، pH طبیعی فاضلاب (حدود ختشی) است. برای الکترودهای آلومینیومی مقدار این پارامتر برابر با ۵ تنظیم شد. انتخاب آرایش بهینه برای ادامه آزمایش‌ها بر اساس میزان بازده حذف همزمان COD، فسفات، کدورت و ملاحظات انرژی بود. شکل‌های ۳ و ۴ به ترتیب مقادیر بازده حذف آلاینده‌ها را در شرایط مختلف عملیاتی برای الکترودهای آهن و آلومینیوم نشان می‌دهند. با توجه به شکل ۳، در مورد الکترودهای آهن آرایش سری تک‌قطبی نتایج بهتری را در میزان بازده حذف COD و کدورت نسبت به آرایش موازی (به ترتیب با افزایش ۱۱ و ۳۳ درصد بازده) از خود نشان داد. از طرفی با افزایش تعداد الکترودها از ۲ به ۴، بازده حذف آلاینده‌ها زیاد شد، اما اختلاف چندانی میان نتایج ۴ و ۶ الکترودها وجود نداشت. بنابراین، ۴ الکترودهای آهنی با آرایش سری تک‌قطبی به منزله حالت بهینه انتخاب شد. در این آرایش بازده حذف COD، فسفات و کدورت به ترتیب برابر با ۷۰/۸، ۱۰۰ و ۶۷/۵ درصد به دست آمد.

مطابق شکل ۴ برای الکترودهای آلومینیوم در تمامی آرایش‌ها بیش از ۹۵ درصد حذف فسفات به وقوع پیوست. برای کدورت نتایج حذف در بازه ۷۲-۸۵ درصد

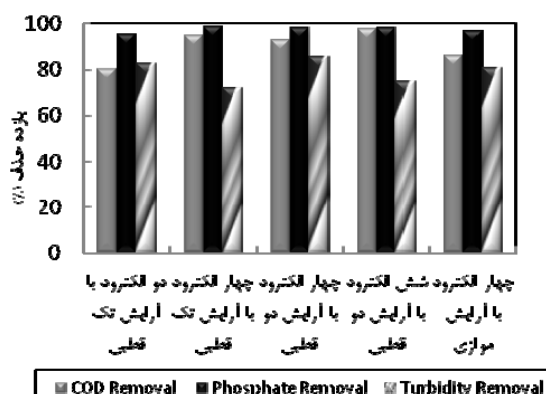
حداکثر مقدار خود، برابر با ۸۲/۱ درصد رسید. اما با افزایش بیشتر pH، بازده حذف COD کاهش یافت. فرهادی و همکاران نیز در حذف COD فاضلاب صنایع دارویی با استفاده از الکترودهای آهنی، در pH ختشی به بالاترین درصد حذف COD (حدود ۴۲ درصد) رسیدند (Farhadi, et al., 2012). یون Fe^{3+} ناشی از اکسایش Fe^{2+} تولیدشده در آند آهنی، تحت شرایط اسیدی ترکیبات هیدراته $Fe(OH)^{2+}$ ، $Fe(OH)^+$ و $Fe(OH)_3$ را به وجود می‌آورد. در صورتی که این یون، در شرایطی که حالت قلیایی برقرار باشد، باعث تشکیل ترکیبات $Fe(OH)_4^-$ و $Fe(OH)_6^-$ شود، این ترکیبات به دلیل دارا بودن شارژ منفی اثر معکوسی در عملکرد فرایند دارند (Mollah, et al., 2001).



شکل ۲. اثر pH فاضلاب در بازده حذف COD در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی (زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه و چگالی جریان ۸/۵۴ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع)

در مورد الکترودهای آلومینیوم، میزان pH بهینه برای رسیدن به حداکثر درصد حذف COD (حدود ۹۰/۷ درصد)، تا حدود ۵ تنظیم شد. با افزایش بیشتر pH، بازده حذف COD به صورت محسوسی کاهش یافت. این روند کاهش بازده، در pHهای کمتر از ۵ نیز مشاهده شد. یون Al^{3+} در بازه pH بین ۵ تا ۹ هیدرولیز و پلیمریزه می‌شود. ترکیبات منعقدکننده مؤثر $Al(OH)_3$ ، $Al(OH)^{2+}$ ، $Al_2(OH)_2^{4+}$ و $Al_3(OH)_3^{7+}$ حاصل این واکنش‌ها به شمار می‌روند که با تولید بسیار باعث حذف COD فاضلاب می‌شوند. کاهش بازده حذف COD در pHهای کم، به علت غالب بودن حضور یون‌های Al^{3+} آبپوشیده است، از طرفی افزایش pH باعث تولید ترکیب $Al(OH)_4^-$

خصوص فسفات جنس الکتروود تأثیری در میزان بازده حذف (بالای ۹۵ درصد در تمامی آرایش‌ها) از خود نشان نداد. فاضلاب خروجی از آزمایش با الکتروودهای آلومینیومی شفاف و بدون رنگ بوده است، در حالی که فاضلاب تصفیه‌شده با الکتروودهای آهنی به علت یون‌های Fe^{+2} و Fe^{+3} دارای رنگ بود. از روش انعقاد الکتریکی با دو جنس الکتروود آلومینیوم و آهن (۵ الکتروود با آرایش سری دوقطبی) در حذف آلاینده‌ها از فاضلاب رستوران استفاده کردند. در تحقیق چن و همکاران بیش از ۹۰ درصد از آلاینده‌های فاضلاب رستوران با استفاده از الکتروودهای آهن و آلومینیوم حذف شد و در کاهش غلظت COD، الکتروودهای آلومینیومی و آهنی عملکرد مشابهی از خود نشان دادند (Chen, et al. 2000).

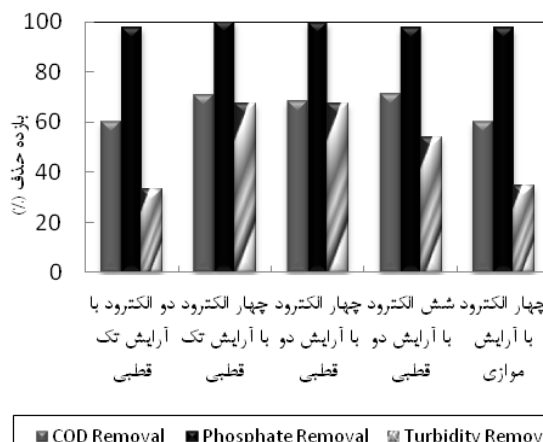


شکل ۴. اثر آرایش و تعداد الکتروود آلومینیوم در کارایی حذف COD، فسفات و کدورت در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی pH بهینه، چگالی جریان ۸/۵۴ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع و زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه

زیاد می‌کند. از طرفی با افزایش چگالی جریان حباب‌های بیشتر و ریزتری تولید می‌شود که در مقایسه با حباب‌های بزرگ‌تر سطح مؤثر و زمان ماند بیشتری دارند و در حذف آلاینده‌ها مؤثرتر عمل می‌کنند (Malakootian & Yousefi, 2009). نرخ تولید بیشتر حباب‌های آزادشده در کاتد به اختلاط بهتر فاضلاب و رشد بیشتر لخته‌های ته‌نشین منجر می‌شود (Moussavi, et al., 2011). به دست آوردن مقدار

قرار گرفت و در این بین عملکرد آرایش موازی با ۸۰/۵ درصد بازده حذف در مقایسه با میزان حداکثر بازده حذف کدورت (۸۵ درصد)، رضایت‌بخش بود. در مورد COD، بازده حذف آلاینده‌ها در آرایش‌های سری (با حداقل ۴ الکتروود) در مقایسه با آرایش‌های موازی با افزایش ۸ درصدی همراه بود، اما این ازدیاد به بهای مصرف چندین برابر انرژی (حدود ۵ تا ۶ برابر) به دست آمد. از این رو آرایش موازی با ۴ الکتروود به‌منزله آرایش بهینه برای صفحات آلومینیومی انتخاب شد. در این آرایش بازده حذف COD، فسفات و کدورت به ترتیب به ۸۵/۹، ۹۶/۶ و ۸۰/۵ درصد رسید.

در مقایسه جنس الکتروود، بازده حذف COD و کدورت در هر پنج آرایش برای الکتروودهای آلومینیومی حدود ۲۰ درصد بالاتر از الکتروودهای آهنی بود.

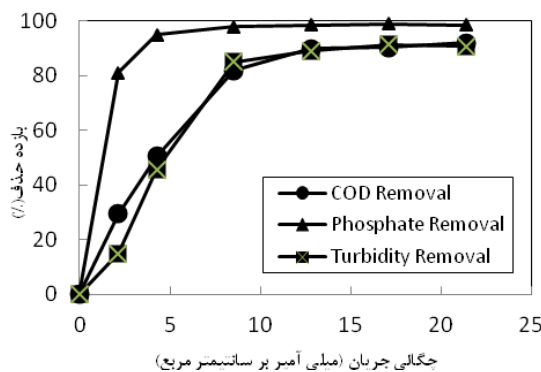


شکل ۳. اثر آرایش و تعداد الکتروود آهن در کارایی حذف COD، فسفات و کدورت در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی pH بهینه، چگالی جریان ۸/۵۴ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع و زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه

۴.۳. اثر چگالی جریان

شکل‌های ۵ و ۶ نتایج بازده حذف COD، فسفات و کدورت را در چگالی جریان صفر تا ۲۱/۳۶ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع (معادل با جریان صفر الی ۲/۵ آمپر)، برای الکتروودهای آهن و آلومینیوم نمایش می‌دهند. با افزایش چگالی جریان مقدار فلز اکسیدشده افزایش می‌یابد. این افزایش به تولید لخته‌های هیدروکسیدی منعقدکننده با میزان جذب بالا منجر می‌شود و بازده حذف آلاینده‌ها را

چگالی جریان بهینه انتخاب شد. مطابق شکل ۶ هنگام استفاده از الکترودهای آلومینیومی تقریباً در تمام مقادیر چگالی جریان بازده حذف فسفات با دامنه ۸۱-۹۸/۹ درصد قابل قبول بود. در صورتی که در مورد COD و کدورت تا چگالی جریان ۴/۲۷ میلی آمپر بر سانتی متر مربع (معادل نیم آمپر) بازده حذف نسبتاً پایین بود. با افزایش چگالی جریان از ۴/۲۷ تا ۱۲/۸۲ میلی آمپر بر سانتی متر مربع، بازده حذف COD از ۵۰/۵ به ۹۰ درصد و بازده حذف کدورت از ۴۵/۷ به ۸۹/۲ درصد رسید. با وجود این به علت ملاحظات مصرف انرژی و افزایش ناچیز بازده حذف این آلاینده‌ها در چگالی‌های جریان بالاتر از ۱۲/۸۲ میلی آمپر بر سانتی متر مربع (معادل ۱/۵ آمپر)، این چگالی جریان به مثابه مقدار بهینه تعیین شد.

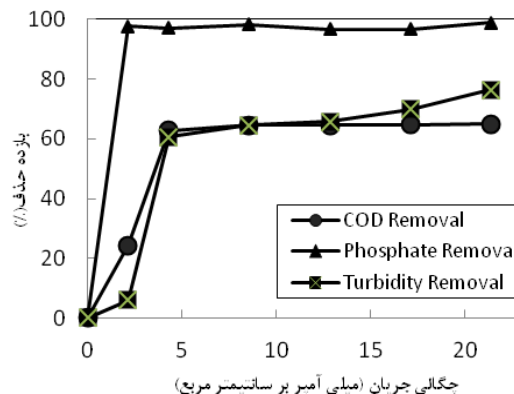


شکل ۶. اثر چگالی جریان بر بازده حذف COD، فسفات و کدورت در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی با الکترودهای آلومینیومی

$Fe(OH)_3$ نه تنها غلظت Fe^{3+} محلول را کاهش می‌دهد و مانع واکنش بین Fe^{3+} و H_2O_2 می‌شود، بلکه به علت اندود کردن اندک سطح الکترود از احیای Fe^{2+} نیز جلوگیری به عمل می‌آورد. در شرایط اسیدی Fe^{3+} می‌تواند هیدراته شود و ترکیباتی مانند $Fe(OH)^{2+}$ ، $Fe(OH)_2^+$ و $Fe_2(OH)_2^{4+}$ را در سیستم انعقاد الکتریکی به وجود آورد. ترکیبات یونی مانند $Fe(OH)^{4+}$ و $Fe(OH)^{6-}$ در محیط قلیایی به وجود می‌آیند. در یک محلول حاوی Fe^{3+} هموزن و در شرایط اسیدی واکنش‌های عمده هیدرولیزی به شرح زیرند:

بهینه چگالی جریان در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی اهمیت زیادی دارد، زیرا با اعمال جریان الکتریکی زیادی به سلول الکتروشیمیایی مقادیر زیادی از انرژی الکتریکی از طریق افزایش دمای فاضلاب هدر می‌رود (Lawrence, et al., 2007).

برای الکترودهای آهنی (شکل ۵) بازده حذف COD، فسفات و کدورت تا چگالی جریان ۴/۲۷ میلی آمپر بر سانتی متر مربع (معادل ۰/۵ آمپر) به صورت قابل ملاحظه‌ای رشد داشت و به ترتیب به میزان ۶۲/۸، ۹۷ و ۶۰/۶۷ درصد رسید. در چگالی‌های جریان بالاتر بازده حذف آلاینده‌ها تقریباً ثابت ماند، اما دمای فاضلاب افزایش یافت (از ۲۷ درجه به ۴۱/۵ درجه سانتی‌گراد). بنابراین، چگالی جریان ۴/۲۷ میلی آمپر بر سانتی متر مربع به منزله



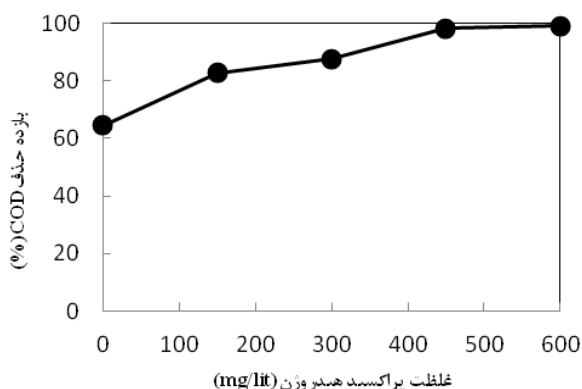
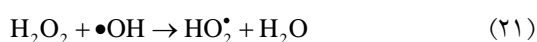
شکل ۵. اثر چگالی جریان بر بازده حذف COD، فسفات و کدورت در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی با الکترودهای آهنی

۴. فرایند الکتروفتون

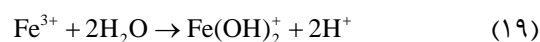
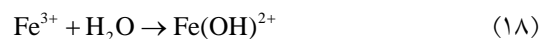
۴.۱. اثر pH

برای بررسی اثر pH در عملکرد فرایند الکتروفتون، یک سری آزمایش در pHهای اولیه بین ۲ تا ۹ انجام شد که نتایج آن در شکل ۷ نشان داده شده است. مطابق شکل ۷، حداکثر بازده حذف COD (۷۹/۳ درصد) در pH حدود ۳ به دست آمد که با تحقیقات قبلی در این مورد مطابقت دارد (Farhadi, et al., 2012; Zhao, et al., 2012). در pHهای بالاتر یون‌های Fe^{3+} شروع به رسوب کردن به شکل جامد بلوری و بی‌شکل $Fe(OH)_3$ می‌کنند. تشکیل

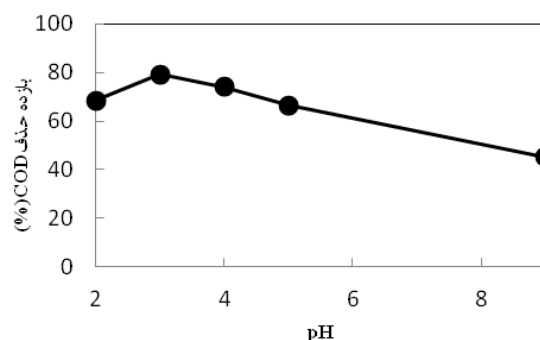
فتون و انعقاد الکتریکی قرار می‌گیرد. پراکسید هیدروژن اضافه شده به فاضلاب باعث تولید رادیکال هیدروکسیل در محلول و موجب پیشرفت فرایند تصفیه می‌شود، از طرفی با توجه به واکنش ۲۱ غلظت بالای پراکسید هیدروژن رادیکال هیدروکسیل را مصرف می‌کند و باعث کاهش غلظت آن در محلول می‌شود. شکل ۸ اثر غلظت پراکسید هیدروژن در بازده حذف COD در فرایند الکتروفتون را در شرایط آزمایش نشان می‌دهد. مطابق شکل با افزایش غلظت پراکسید هیدروژن از صفر تا ۱۵۰ میلی‌گرم بر لیتر، بازده حذف COD از ۶۴/۵ به ۸۲/۶ درصد رسید. بیشتر کردن غلظت اولیه پراکسید هیدروژن تا ۲ برابر (۳۰۰ میلی‌گرم بر لیتر) تنها ۵ درصد بازده حذف COD را بالا برد که از لحاظ اقتصادی مقرون به صرفه نیست. از این رو مقدار بهینه غلظت پراکسید هیدروژن برای ادامه آزمایش‌ها ۱۵۰ میلی‌گرم بر لیتر تعیین شد. فرهادی و همکاران از فرایند الکتروفتون برای تصفیه پساب صنایع دارویی استفاده کردند و حداکثر بازده حذف COD (۴۲/۲ درصد) را در زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه، ولتاژ ۴۰ ولت و غلظت بهینه ۳۰۰ میلی‌گرم بر لیتر پراکسید هیدروژن به دست آوردند (Farhadi, et al., 2012).



شکل ۸. اثر غلظت پراکسید هیدروژن در بازده حذف COD در فرایند الکتروفتون (pH بهینه، زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه و چگالی جریان ۴/۲۷ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع)



ترکیبات تشکیل شده به فرم $\text{Fe}(\text{OH})_n$ جامد، در $\text{pH} < 3$ و به شکل سوسپانسیون ژلاتینی در محلول حضور دارند که قادرند از طریق روش‌های کمپلکس‌سازی یا جذب الکترواستاتیک همراه با انعقاد آلاینده‌ها را از فاضلاب حذف کنند (Farhadi, et al., 2012; Yuksel, et al., 2009). در پژوهش ژائو و همکارانش در pH‌های متغیر ۲، ۳، ۴ و ۶/۵، فرایند الکتروفتون بالاترین درصد حذف COD (۶۵/۵ درصد) را در pH برابر با ۳ و زمان الکترولیز ۱۰ دقیقه داشت که با نتایج به دست آمده در این تحقیق مطابقت دارد (Zhao, et al., 2012).



شکل ۷. اثر pH فاضلاب در بازده حذف COD در فرایند الکتروفتون

زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه و چگالی جریان ۴/۲۷ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع و غلظت ۴۰۰ میلی‌گرم بر لیتر پراکسید هیدروژن)

۲.۴. اثر غلظت پراکسید هیدروژن

تعیین مقدار بهینه غلظت پراکسید هیدروژن در فرایند الکتروفتون به علت هزینه تهیه آن و آثار معکوسی که ممکن است بر عملکرد فرایند بگذارد، ضروری است. استفاده از غلظت کم پراکسید هیدروژن باعث کاهش بازده حذف COD می‌شود و مقادیر اضافی آن نیز تأثیر معکوس در روند فرایند می‌گذارد (Farhadi, et al., 2012). فرایند الکتروفتون فاضلاب همزمان در معرض دو فرایند

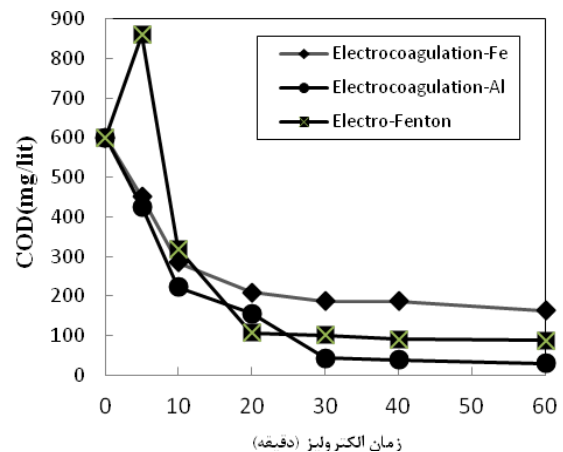
دقیقه اول تا ۸۶۰ میلی‌گرم بر لیتر زیاد شد که احتمالاً به علت شکسته شدن بعضی ترکیبات پیچیده فاضلاب به گونه‌های ساده‌تر بود. با طولانی‌تر شدن زمان الکترولیز تا ۲۰ دقیقه غلظت COD باقیمانده تا ۱۰۶ میلی‌گرم بر لیتر (معادل با بازده حذف ۸۲/۳ درصد) کاهش یافت. افزایش قابل ملاحظه بازده حذف COD در مقایسه با شرایط مشابه آن در فرایند انعقاد الکتریکی (۶۵/۱ درصد در زمان الکترولیز ۲۰ دقیقه) تولید رادیکال هیدروکسیل و وقوع واکنش فتون را تأیید کرد. در زمان‌های الکترولیز بیش از ۲۰ دقیقه غلظت COD باقیمانده کاهش قابل ملاحظه‌ای نداشت. بنابراین، بهترین زمان الکترولیز برای فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی با الکترودهای آهن و آلومینیوم ۳۰ دقیقه و برای فرایند الکتروفتون ۲۰ دقیقه تعیین شد.

۲.۵. مصرف انرژی الکتریکی

هزینه انرژی الکتریکی مصرفی از اساسی‌ترین پارامترهای اقتصادی در انتخاب فرایند انعقاد الکتریکی است. میزان انرژی الکتریکی مصرفی بر حسب کیلووات ساعت مطابق با قانون ژول از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$\text{مصرف انرژی الکتریکی} = V \times I \times t \quad (22)$$

در این رابطه: V ولتاژ اعمال‌شده به سلول الکتروشیمیایی (ولت)، I جریان الکتریکی (آمپر) و t زمان الکترولیز (ساعت) است (Wang, et al., 2009). در تحقیق حاضر از مصرف انرژی الکتریکی ویژه که برابر انرژی الکتریکی مصرف‌شده در واحد کیلوگرم بار آلاینده COD حذف شده (به عنوان آلاینده اصلی) است، به مثابه شاخص مقایسه استفاده شده است. جدول ۲ میزان انرژی الکتریکی مصرفی ویژه و بازده حذف COD را برای فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی با آهن، آلومینیوم و الکتروفتون در شرایط بهینه هر فرایند نمایش می‌دهد. مطابق جدول کمترین بازده حذف (۶۹ درصد) و بیشترین مصرف انرژی ویژه (۳/۴ کیلووات ساعت به ازای COD حذف‌شده)



شکل ۹. اثر زمان الکترولیز در بازده حذف COD در فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی با الکترودهای آهن و آلومینیوم و الکتروفتون (شرایط بهینه برای هر فرایند)

۵. مقایسه فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی و الکتروفتون

۱.۵. زمان الکترولیز

شکل ۹ تغییرات غلظت COD فاضلاب تصفیه‌شده را بر حسب زمان الکترولیز برای فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتریکی و الکتروفتون در شرایط آزمایش بهینه نشان می‌دهد. در فرایند انعقاد الکتریکی، افزایش زمان الکترولیز تا ۳۰ دقیقه به کاهش قابل ملاحظه‌ای در غلظت COD (از ۶۰۰ تا ۴۳ و ۱۸۶ میلی‌گرم در لیتر به ترتیب معادل با بازده ۹۲/۸ و ۶۹ درصد برای الکترودهای آلومینیوم و آهن) منجر شد. در زمان‌های الکترولیز بیش از ۳۰ دقیقه این روند کاهشی مشاهده نشد. به طور معمول افزایش زمان الکترولیز به تولید بیشتر لخته‌های هیدروکسید فلزی با نقش منعقدکننده در محلول منجر می‌شود. در زمان‌های الکترولیز کوتاه‌مدت هیچ منعقدکننده‌ای تشکیل نمی‌شود، در عین حال در زمان‌های الکترولیز بلندمدت لخته‌های حجیمی تشکیل می‌شوند که به شکستن لخته‌های کوچک‌تر تمایل دارند. از طرف دیگر زمان‌های الکترولیز بلندمدت به علت مصرف بیشتر انرژی الکتریکی از لحاظ اقتصادی مقرون به صرفه نیستند (تکدستان و همکاران، ۱۳۹۰).

در فرایند الکتروفتون غلظت COD باقیمانده در ۵

اگرچه بازده حذف COD در مقایسه با فرایند الکتروفتون با ۱۰/۵ درصد افزایش همراه بود (۹۲/۸ در مقابل ۸۲/۳ درصد)، این افزایش بازده به بهای ۲ برابر شدن مصرف انرژی در مقایسه با فرایند الکتروفتون به دست آمد که قطعاً این مسئله در انتخاب نهایی فرایند تأثیرگذار است.

مربوط به فرایند انعقاد و شناورسازی الکتريکی با استفاده از الکترودهای آهن بود. وقوع واکنش فنتون در فرایند الکتروفتون ضمن افزایش ۱۳ درصد بازده حذف، مصرف انرژی را به کمتر از نصف کاهش داد. در عین حال در فرایند انعقاد و شناورسازی الکتريکی با الکتروده آلومینیوم،

جدول ۲. مقایسه بازده حذف COD و میزان مصرف انرژی در فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتريکی و الکتروفتون

فرایند	بازده حذف COD (%)	COD باقیمانده (mg/lit)	انرژی الکتريکی ویژه (kWh/kg COD)
انعقاد الکتريکی با الکتروده آلومینیوم	۹۲/۸	۴۳	۳/۱
انعقاد الکتريکی با الکتروده آهن	۶۹	۱۸۶	۳/۴
الکتروفتون	۸۲/۳	۱۰۶	۱/۶۴

COD به ۸۲/۳ درصد (۱۳ درصد بیشتر از فرایند انعقاد و شناورسازی الکتريکی با الکتروده آهنی) رسید. فرایند الکتروفتون با کاهش حدود ۵۰ درصد انرژی الکتريکی مصرفی نسبت به فرایند انعقاد و شناورسازی الکتريکی، به لحاظ مصرف انرژی نیز بسیار باصرفه‌تر عمل کرد. در انتخاب نهایی فرایند علاوه بر هزینه انرژی مصرفی، پارامترهای متعدد دیگری از جمله هزینه تهیه الکترودها و مواد شیمیایی، دفع لجن تولیدی و غیره دخیل‌اند، اما اختلاف قابل توجه انرژی مصرفی در فرایند الکتروفتون نسبت به فرایند انعقاد و شناورسازی الکتريکی، لزوم توجه بیشتر به این فرایند را در امر تصفیه یا پیش تصفیه فاضلاب‌های صنعتی ایجاب می‌کند.

یادداشت

- 1- Eutrofication
- 2- Advanced Oxidation Process
- 3- Conventional Fenton
- 4- Electrochemical Fenton

تشکر و قدردانی

انجام این تحقیق بدون امکانات آزمایشگاه دانشکده محیط‌زیست دانشگاه تهران میسر نبود. بدین وسیله از مساعدت‌های به عمل آمده تشکر و قدردانی می‌شود.

۶. بحث و نتیجه‌گیری

بر اساس نتایج به‌دست‌آمده فرایندهای انعقاد و شناورسازی الکتريکی و الکتروفتون فرایندهای مؤثری برای تصفیه فاضلاب خشک‌شویی به شمار می‌روند. با در نظر گرفتن ملاحظات انرژی، برای الکتروده آلومینیوم، آرایش موازی با چگالی جریان ۱۲/۸۲ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع در pH بهینه فاضلاب و زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه بهترین بازده حذف COD، فسفات و کدورت به ترتیب برابر با ۹۲/۸، ۹۸/۶ و ۸۹/۲ درصد را به همراه داشت. برای الکتروده آهن، آرایش سری تک‌قطبی با چگالی جریان ۴/۲۷ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع در pH طبیعی فاضلاب و زمان الکترولیز ۳۰ دقیقه توانست بازده حذف COD، فسفات و کدورت را به ترتیب به مقادیر ۶۹، ۹۷ و ۶۰ درصد برساند که علاوه بر بالاتر بودن انرژی الکتريکی مصرفی ویژه نسبت به الکتروده آلومینیوم بازده پایین‌تری را نیز به همراه داشت. اضافه کردن پراکسید هیدروژن به فاضلاب با غلظت ۱۵۰ میلی‌گرم بر لیتر و انجام واکنش فنتون (در حضور الکترودهای آهنی) باعث افزایش بازده حذف COD و کاهش زمان الکترولیز شد. در فرایند الکتروفتون با همان آرایش سری تک‌قطبی و چگالی جریان ۴/۲۷ میلی‌آمپر بر سانتی‌متر مربع در pH بهینه برابر با ۳ و زمان الکترولیز ۲۰ دقیقه، بازده حذف

منابع

- تکدستان، ا.، و همکاران. ۱۳۹۰. «بررسی کارایی فرایند الکتروکواگولاسیون در حذف COD از فاضلاب ماشین لباسشویی با استفاده از الکترودهای آلومینیوم»، پنجمین همایش ملی و نمایشگاه تخصصی مهندسی محیط‌زیست، تهران.
- جانپور، ف. ۱۳۸۸. «بررسی امکان استفاده از فرایند انعقاد الکتریکی در تصفیه فاضلاب ماشین‌های شوینده خانگی»، علی ترابیان، غلامرضا نبی بیدهندی، پایان نامه برای دریافت درجه کارشناسی ارشد، مهندسی عمران- محیط‌زیست، دانشگاه تهران.
- Abdel-Gwad, S., et al. 2012. Removal of some pesticides from the simulated wastewater by electrocoagulation method using iron electrodes, *Int. J. Electrochem. Sci.*, 7, pp. 6654-6665.
- Boroski, M., et al. 2003. The effect of operational parameters on electrocoagulation-flotation process followed by photocatalysis applied to the decontamination of water effluents from cellulose and paper factory, *Journal of Hazardous Materials*, 160, pp. 135-141.
- Chen, X., G., Chen, p., Yue. 2000. Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation, *Separation and Purification Technology*, 19, pp.65-76.
- Farhadi, S., B., Aminzadeh, A., Torabian. 2012. Comparison of COD removal from pharmaceutical wastewater by electrocoagulation, photoelectrocoagulation, peroxi- electrocoagulation and peroxi- photoelectrocoagulation processes, *Journal of Hazardous Materials*, 219, pp. 35-42.
- Gomes, J., et al. 2007. Arsenic removal by electrocoagulation using combined Al-Fe electrode system and characterization of products, *Journal of Hazardous Materials*, 139, pp. 220-231.
- Holt, P., G., Barton, M., Wark. 2002. A quantitative comparison between chemical dosing and electrocoagulation, *Colloids and surfaces*, 211, pp. 233-248.
- Jiantuan, G., et al. 2004. New bipolar electrocoagulation-electroflotation process for the treatment of laundry wastewater, *Separation and Purification Technology*, 36, pp. 33-39.
- Knepper, Th., D., Barcelo, P., De Voogt. 2000. Analysis and fate of surfactants in the aquatic environment, volume 40.
- Koby, M., O., Taner, M., Bayramoglu. 2003. Treatment of textile wastewaters by electrocoagulation using iron and aluminium electrodes, *Journal of Hazardous Materials*, 100, pp. 163-178.
- Kurt, U., O., Apaydin. 2007. Reduction of COD in wastewater from an organized tannery industrial region by electro-fenton process, *Journal of Hazardous Materials*, pp.3391-3396.
- Lawrence, K., T., Yung, K., Nazih. 2007. Advanced Physicochemical Treatment Technologies, *Handbook of Environmental Engineering*, volume 5.
- Mahvi, A.H., et al. 2011. Performance evaluation of a continuous bipolar electrocoagulation/electrooxidation-electroflotation (ECEO-EF) reactor designed for simultaneous removal of ammonia and phosphate from wastewater effluent, *Journal of Hazardous Materials*, 192, pp. 1267-1274.
- Malakootian, M., N., Yousefi. 2009. The efficiency of electrocoagulation process using aluminum electrodes in removal of hardness from water, *Iran J. Environ. Health. Sci. Eng.*, Vol. 6, pp. 131-136.
- Martinez-Huitle, C., E., Brillas. 2008. Decontamination of wastewaters containing synthetic organic dyes by electrochemical methods, *Applied Catalysis*, 87, pp. 105-145.
- Mollah, M.Y., et al. 2001. Electrocoagulation (EC)- science and applications, *Journal of Hazardous Materials*, B84, pp. 29-41.
- Moussavi, Gh., F., Majidi, M., Farzadkia., 2011. The influence of operational parameters on elimination of cyanide from wastewater using the electrocoagulation process, *Desalination*, 280, pp. 127-133.
- Qiang, Z., J., Chang, C., Huang. 2003. Electrochemical regeneration of Fe^{+2} in fenton oxidation processes, *Water Research*, 37, pp.1308-1319.
- Wang, C., W., Chou, Y., Kuo. 2009. Removal of COD from laundry wastewater by electrocoagulation/electroflotation, *Journal of Hazardous Materials*, 164, pp. 81-86.

Yuksel, E., A., Sengil, M., Ozacar. 2009. The removal of sodium dodecyl sulfate in synthetic wastewater by peroxi-electrocoagulation method, *Chemical Engineering Journal*, 152, pp. 347-353.

Zhao, X., B., Zhang, H., Liu. 2012. Transformation characteristics of refractory pollutants in plugboard wastewater by an optimal electrocoagulation and electro- fenton processes, *Chemosphere*, 87, pp. 631-636.