

بهینه‌سازی پارامترهای وابسته به الکتروود در تصفیه‌ی آلاینده‌ی رنگزا به روش انعقاد و شناورسازی الکتریکی

محمدعلی آهنگرنوکولایی (کارشناس ارشد)

حسین گنجی‌دوست* (استاد)

بیبا آبی (دانشیار)

دانشکده‌ی مهندسی عمران و محیط زیست، دانشگاه تربیت مدرس

مهندسی عمران شریف، (بهار ۱۳۹۷)
دروزی ۲ - ۳۴، شماره‌ی ۱/۲، ص. ۳۳-۲۵

در پژوهش حاضر، پارامترهای وابسته به الکتروود و مؤثر در عملکرد سیستم انعقاد و شناورسازی الکتریکی، شامل: سطح الکتروود، فاصله‌ی الکتروود، نوع الکتروود و شکل آن بررسی و تأثیر هر یک در بازده حذف رنگزای اسید قرمز ۱۴ از فاضلاب سنتزی، مصرف انرژی، انحلال آند و نیز TSS لجن، تعیین و مقادیر هر یک بهینه شد. سطح الکتروود برابر 20.5 cm^2 ، فاصله‌ی بین الکتروود 0.5 cm ، نوع الکتروود فولادی زنگ‌نزن و شکل الکتروود مشبک (مش‌بندی شده) به عنوان بهینه انتخاب شدند. تحت شرایط بهینه و در مدت زمان حدود ۲۰ دقیقه، بازده حذف کامل رنگزا با میزان مصرف انرژی مخصوص $6.2 \text{ kWh/kg dye removed}$ ، آند مصرفی $4.4 \text{ kg Fe/kg dye removed}$ و TSS لجن 170 mg/L حاصل شد. با توجه به مزایای روش هم‌زمان انعقاد و شناورسازی الکتریکی، از قبیل: امکان بهره‌برداری کاملاً خودکار و کنترل آسان پارامترهای دخیل در فرایند و با توجه به اهمیت کاهش هزینه‌ها با استفاده از سیستم‌های با مصرف مواد و انرژی و میزان TSS کمتر، استفاده از روش مذکور برای تصفیه‌ی فاضلاب‌های صنعتی حاوی مواد رنگزا پیشنهاد می‌شود.

واژگان کلیدی: انعقاد و شناورسازی الکتریکی، حذف رنگزا، مصرف انرژی، انحلال آند، سطح الکتروود، فاصله‌ی الکتروود.

۱. مقدمه

تلفیقی از آن‌ها ممکن است که می‌توان به روش‌های فیزیکی، مانند: جذب، فیلتراسیون غشایی، و امواج اولتراسونیک، روش‌های شیمیایی مانند: تبادل یونی، الکترولیز، انعقاد و لخته‌سازی، اکسیداسیون متعارف و پیشرفته و روش‌های بیولوژیکی با استفاده از جلبک، قارچ و باکتری اشاره کرد.^[۱] در انعقاد شیمیایی، جاذبه‌ی الکترواستاتیکی بین رنگزای محلول و مولکول پلیمری با بارهای مخالف موجب ایجاد لخته می‌شود. از معایب روش مذکور، تولید لجن زیاد و جامدات محلول بالا در پساب تصفیه‌شده است. انعقاد شیمیایی برای رنگزاهای سولفوری و دیسپرس مؤثر است. رنگزاهای اسیدی، مستقیم، وت و راکتیو با این روش منعقد می‌شوند، اما ته‌نشین نمی‌شوند. در حالی که رنگزاهای کاتیونی حتی منعقد هم نمی‌شوند.^[۲]

روش الکتروشیمیایی، یک روش تصفیه‌ی مناسب با بازده‌ی بالا جهت تصفیه‌ی پساب صنایع نساجی است که حاوی غلظت بالایی از رنگ است و نسبت به سایر روش‌های رنگ‌زدایی، مزایایی مانند: نیاز به تجهیزات ساده، سرعت بالا، و زمان ماند کوتاه جهت حذف آلاینده‌ها، راهبری آسان و نیاز کم به مواد شیمیایی دارد.^[۵] انعقاد الکتریکی عبارت از تولید مواد منعقدکننده در محل با استفاده از تجزیه‌ی

مقادیر بسیار متنوعی از رنگ‌های مختلف شیمیایی برای کاربردهای متفاوت صنایع، از جمله رنگرزی استفاده می‌شوند. در این میان، رنگزاهای مصنوعی از جمله مواد آلوده‌کننده‌ی طبیعت به شمار می‌روند که به همراه پساب صنعتی وارد محیط می‌شوند و در نهایت، باعث آلودگی اکوسیستم‌های طبیعی، از جمله: خاک، آب‌های سطحی و زیرزمینی و موجودات زنده می‌شوند. در صورتی که پساب‌های رنگی بدون تصفیه به محیط زیست تخلیه شوند، به روش‌های مختلف، اکوسیستم آبی را تحت تأثیر قرار می‌دهند. وجود مواد رنگی در آب به دلیل کاهش نفوذ نور به لایه‌های زیرین، فتوسنتز گیاهان را کاهش می‌دهند و به دلیل سمی بودن، باعث مرگ و میر موجودات آبی می‌شوند و در نهایت، رودخانه‌ها و جویبارهایی که محل جاری شدن پساب‌های ذکر شده هستند، در طولانی مدت به باتلاق تبدیل می‌شوند.^[۱]

حذف رنگ از طریق روش‌های مختلف فیزیکی، شیمیایی، بیولوژیکی و یا

* نویسنده مسئول

تاریخ: دریافت ۱۳۹۴/۹/۸، اصلاحیه ۱۳۹۵/۵/۲۴، پذیرش ۱۳۹۵/۶/۶.

DOI:10.24200/J30.2018.1336

m.a.hangarnokolayi@modares.ac.ir
h-ganji@modares.ac.ir
ayati_bi@modares.ac.ir

و ۸۰ برای غلظت ۵۰ mg/L از هر کدام از رنگرهای ذکر شده، pH برابر ۵٫۸، هدایت الکتریکی ۸ mS/cm و زمان ۵ دقیقه راندمان حذف ۹۸ و ۹۰ درصد، مصرف انرژی ۴٫۷ kWh/kg Dye Removed و ۷٫۵۷ و ۲٫۱۳ kWh/kg Fe مکانیسم حذف رنگر، شامل: انعقاد و لخته‌سازی و جذب رنگ بر روی ذرات لجن بررسی شده است.^[۲۳]

در پژوهش دیگری (۲۰۱۰) نیز فرایند انعقاد الکتریکی به منظور تصفیه‌ی فاضلاب نساجی سنتزی حاوی Direct Red ۸۱ به کار رفته است و با استفاده از یک راکتور ناپیوسته‌ی حاوی رنگر با غلظت ۵۰ mg/L و با حجم ۵۰۰ mL، الکترودهای آلومینیومی با آرایش عمودی، فاصله‌ی بین الکتروود ۱٫۵ سانتی‌متر، pH برابر ۶، چگالی جریان الکتریکی (۱٫۸۷۵ mA/cm^۲)، غلظت نمک NaCl ۲ gr/L، مدت زمان ۶۰ دقیقه و در دمای محیط، راندمان تصفیه‌ی ۹۸٪ رنگر با دست آمد.^[۲۴]

همچنین در سال ۲۰۱۱، با استفاده از انعقاد الکتریکی، تصفیه‌ی فاضلاب سنتزی مشابه حاصل از شست و شوی کارخانجات ساخت رنگ حاوی Reactive Black ۵ بررسی شد و با حجم فاضلاب ۵۰۰ mL، غلظت اولیه‌ی رنگ ۵۰ mg/L، آند آهنی و کاتد فولادی، فاصله‌ی بین الکتروودها ۲۰ mm، چگالی جریان الکتریکی ۷٫۵ mA/cm^۲، pH ابتدایی ۶٫۶ و غلظت الکتروولیت ۲ gr/L در زمان ۳۰ دقیقه، راندمان حذف بیش از ۹۰٪ به دست آمد.^[۲۵] در سال ۲۰۱۲ نیز برای بهبود حذف رنگر، از طریق فرایند انعقاد الکتریکی با استفاده از سیم ظرفشویی فولادی به‌عنوان کاتد و به منظور کاهش هزینه، مطالعاتی صورت گرفت و از محلول فاضلاب حاوی ۱۰۰ mg/L رنگر با حجم ۵۰۰ mL و آند آهنی استفاده شد. برای انعقاد الکتریکی، Acid Black ۴، Reactive Blue ۴ و Eosin Yellow با pH اولیه به ترتیب برابر ۶٫۸، ۳٫۸، ۵٫۸، غلظت NaCl ۱ gr/L، جریان الکتریکی ۰٫۳ A، سرعت اختلاط ۷۴۰ rpm و کاتد صفحه‌ی فولادی با سطح ۲۸ cm^۲، راندمان حذف ۸۱، ۸۴ و ۳۹ درصد در مدت زمان ۱۲ دقیقه به دست آمد. با کاتد سیم ظرفشویی فولادی با سطح ۵۹۱ cm^۲، راندمان حذف برای هر سه رنگ بیش از ۹۸٪ بود.^[۱۳]

همچنین در سال ۲۰۱۳ با به‌کار بردن روش سطح پاسخ و به وسیله‌ی سیستم انعقاد الکتریکی/انعقاد، شرایط بهینه‌ی برای حذف رنگرهای Reactive Blue ۱۹ تعیین شد و با غلظت اولیه‌ی رنگر ۱۵۴٫۱۵ mg/L، چگالی جریان الکتریکی ۲۱۵ A/m^۲، زمان ۱۲٫۶۵ دقیقه، pH اولیه برابر ۳٫۸۲ و منعقدکننده‌ی پلی‌آلومینیوم کلرید ۲۹۷٫۵ mg، راندمان حذف ۹۹٫۶۷٪ گزارش شد.^[۲۰]

بنابراین با توجه به قابلیت روش انعقاد و شناورسازی الکتریکی و نیز اهمیت بحث اقتصادی در استفاده از روش‌های نوین تصفیه، هدف از پژوهش حاضر بررسی امکان حذف آلاینده‌ی رنگرهای اسید قرمز ۱۴ توسط روش مذکور و تعیین شرایط بهینه‌ی پارامترهای وابسته به الکتروود، نظیر: مساحت سطح الکتروود و فاصله‌ی بین الکتروود براساس ۴ پاسخ راندمان حذف رنگر، میزان مصرف انرژی، مقدار خوردگی فلز آند و میزان TSS^۱ لجن جدا شده در سطح بوده است. در مورد نوآوری‌های پژوهش حاضر باید گفت که برخلاف بیشتر مطالعات انجام شده برای حذف رنگر با روش الکتروشیمیایی که با محوریت انعقاد الکتریکی است، در پژوهش حاضر نحوه‌ی طراحی راکتور و نیز نحوه‌ی قرارگیری الکتروودها (افقی) به گونه‌ی در نظر گرفته شده است که بتوان از خاصیت انعقاد و شناورسازی الکتریکی به طور هم‌زمان استفاده کرد. همچنین در راستای نوآوری و برای استفاده بهتر از خاصیت شناورسازی (با افزایش تعداد حباب‌های تولیدی) و نیز کاهش میزان خوردگی الکتروودها از الکترودهای فولادی زنگ‌نزن مشبک (مش‌بندی شده با قطر سوراخ‌های بزرگ) استفاده و پس

الکتریکی الکترودهای آلومینیوم با آهن است. یون‌های آهنی، که مطابق با واکنش ۱ به صورت الکتریکی به آب اضافه می‌شوند، بسیار فعال‌تر از یون‌های آهنی هستند که به صورت شیمیایی اضافه می‌شوند. در صورتی که بین آند مثبت و کاتد منفی که به برق وصل شده‌اند، فاضلاب قرار داده شود؛ یک میدان الکتریکی در نتیجه‌ی هدایت الکتریکی محلول برقرار می‌شود. با الکتروولیز آب، حباب‌های ریز اکسیژن و هیدروژن مطابق واکنش ۲ تولید می‌شوند و به طرف بالا حرکت می‌کنند و تشکیل یک پتو را در سطح می‌دهند. حباب‌ها ذرات معلق و روغن را به سطح می‌آورند و یک لایه‌ی لجن تشکیل می‌شود که به صورت مکانیکی جمع‌آوری می‌شود. بنابراین اکسیژن اتمی آزاد در لایه‌ی پخشی آند تولید می‌شود و با جریان همرفت به داخل محلول فاضلاب وارد می‌شود و مواد آلی و معدنی را اکسید می‌کند. در روندی مشابه، یک دگرگونی در هیدروژن ته‌نشین شده‌ی الکتریکی اتفاق می‌افتد که منجر به واکنش احیای محتویات فاضلاب می‌شود. طی الکتروولیز در کاتد، طبق واکنش ۳، قلیائیت به صورت OH⁻ تولید می‌شود.

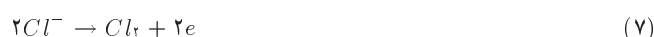
گازهای در حال تولید اکسیژن و هیدروژن (مطابق با واکنش ۴) بسیار فعال هستند و وقتی به سطح جامدات حمله می‌کنند، خواص شناوری آن‌ها را تغییر می‌دهند. به این تغییرات، اثرات الکتروشیمیایی گفته می‌شود که در سایر روش‌های شناورسازی وجود ندارد.^[۶] واکنش‌های شیمیایی انجام شده در آند و کاتد عبارت‌اند از (واکنش‌های ۱ تا ۴):^[۷]



و به طور کلی (واکنش‌های ۵ و ۶):



در صورت وجود یون‌های کلر (آب دریا)، واکنش‌های ۷ الی ۹ نیز اتفاق می‌افتد:^[۶]



از فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی در تصفیه‌ی فاضلاب صنایع مختلف، از قبیل: آب‌کاری،^[۸] پرداخت مکانیکی شیمیایی،^[۹] نساجی،^[۱۳-۱۱] تولید روغن زیتون،^[۱۴] رخت‌شوی‌خانه،^[۱۵] دباغی،^[۱۶] لبنیات،^[۱۷] کاغذسازی^[۱۸] و پالایش نفت،^[۱۹] به طور موفقیت‌آمیزی استفاده شده است. همچنین، فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی در حذف آلاینده‌های مختلف، مانند: رنگر،^[۱۱-۱۲] فسفات،^[۲۷] انواع فلزات سنگین،^[۲۸] لیگنین و فیتل،^[۳۰] استفاده شده است. در ادامه، نتایج چند مطالعه‌ی انجام شده در زمینه‌ی حذف رنگر با روش الکتروشیمیایی به‌عنوان معیاری از کارایی روش ذکر شده ارائه شده است: در پژوهشی در سال ۲۰۰۶، از انعقاد الکتریکی برای حذف رنگرهای Basic Red ۴۶ (BR۴۶) و Basic Blue ۳ (BB۳) استفاده شده است. با چگالی جریان الکتریکی به ترتیب: ۶۰ (A/m^۲)

از بهینه‌سازی پارامترها و در شرایط بهینه‌ی به‌دست آمده، اثر جنس و مشبک بودن الکترودها بررسی شده است.

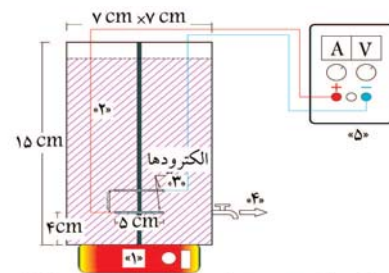
۲. مواد و روش‌ها

۱.۲. مواد و تجهیزات

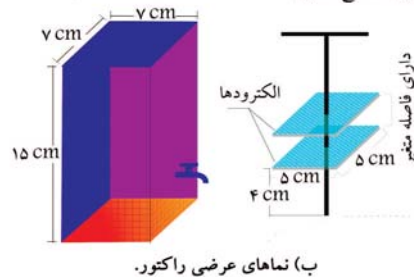
مطابق شکل ۱، سلول الکتروشیمیایی برای فرایند انعقاد و شناورسازی الکتريکي از جنس پلکسی‌گلاس به شکل مکعب مستطیل با ابعاد $15 \times 7 \times 7$ cm، با حجم مفید ۷۳۵ میلی‌لیتر و نیز از دو الکتروود فولادی به‌عنوان آند و کاتد با آرایش افقی در راکتور استفاده شده است. به دلیل اینکه گاز هیدروژن تولیدی در کاتد، نقش اصلی را در شناور کردن ذرات معلق دارد، نحوه‌ی اتصال جریان به صورتی بود که کاتد در بالا و آند در پایین قرار بگیرد. آزمایش‌ها به‌صورت ناپیوسته انجام شده و فاصله‌ی آند از کف ظرف ۵ cm و فاصله‌ی شیر خروجی نمونه‌گیری ۴ cm از کف بوده است.

رنگزای اسید قرمز ۱۴ که به‌عنوان آلاینده‌ی اصلی برای تهیه‌ی فاضلاب مصنوعی در پژوهش حاضر استفاده شده است، از نوع آنیونی با یک گروه آزویی با فرمول شیمیایی $C_{12}H_{12}N_2Na_2O_7S_2$ و وزن مولکولی 406 gr/mol بوده و pH طبیعی برابر ۷ داشته است.^[۲۶]

برای اندازه‌گیری پارامترها از دستگاه اسپکتروفتومتر DR۴۰۰۰ مدل Carry ۵۰، ترازوی دیجیتالی مدل PLS۳۶۰-۳ ساخت شرکت Kern با دقت 0.001 گرم، pH متر Metrohm ۶۹۱ ساخت سوئیس، منبع تغذیه مدل PM-۳۰۰۵D ساخت شرکت Megatek تایوان و همزن مغناطیسی مدل RH-Basic ۲ ساخت شرکت IKA استفاده شده است. به منظور برقراری هدایت الکتريکي در محلول از NaCl (Merck) و جهت تهیه‌ی محلول‌ها از آب مقطر ۲ بار تقطیر استفاده و کلیه‌ی آزمایش‌های اندازه‌گیری شامل: رنگ ($211^\circ C$)، EC ($251^\circ A$) و جامدات (254°) براساس استاندارد آب و فاضلاب،^[۲۷] با ۳ بار تکرار و در دمای آزمایشگاه (22 تا 25 درجه‌ی سلسیوس) انجام شده است.



الف) جزئیات اجزای راکتور (۱: مخزن مغناطیسی، ۲: مخزن فاضلاب، ۳: الکترودها، ۴: شیر خروجی، ۵: منبع تغذیه).



شکل ۱. طرح شماتیک سلول الکتروشیمیایی.

۲.۲. روش کار

به منظور تعیین میزان بهینه‌ی پارامترهای مساحت سطح الکتروود^۲ ESA و فاصله‌ی الکترودها به روش تحلیل تک فاکتوری^۳، فاضلاب مصنوعی با مشخصات موردنظر تهیه و از همزن مغناطیسی به منظور ایجاد اختلاط لازم به حدی که ایجاد اغتشاش نکند، استفاده شده است. با اتصال الکترودها به منبع تغذیه، میزان جریان الکتريکي در مقادیر مشخص ثابت نگه داشته شد و ولتاژ موردنیاز در زمان‌های نمونه‌گیری ثبت و آزمایش‌ها در دمای آزمایشگاه انجام شده است. به منظور اندازه‌گیری غلظت رنگزا از مشخصات جذبی آن در ناحیه‌ی UV-Vis استفاده شده است، لذا ابتدا جهت تعیین طول موج بیشینه (λ_{max})، طیف جذبی محلولی از رنگزا به غلظت 20 میلی‌گرم بر لیتر در محدوده‌ی $90^\circ - 30^\circ \text{ nm}$ توسط دستگاه اسپکتروفتومتر رسم شد. طیف محلول رنگزا در ناحیه‌ی مرئی (طول موج 515 nm) پیک جذبی بیشینه داشته است. سپس برای تهیه‌ی محلول کالیبراسیون رنگزا، محلول‌هایی با غلظت 1° ، 5° ، 10° و 15° میلی‌گرم بر لیتر تهیه و جذب آن‌ها در طول موج بیشینه اندازه‌گیری شد ($Y = 0.199X$). در طی انجام پژوهش، غلظت رنگزا و میزان حذف آن در مراحل مختلف از طریق رابطه‌ی ذکر شده محاسبه شد. با توجه به قانون بیرلامبرت، با قرارت میزان جذب نمونه‌های گرفته شده در فواصل زمانی مشخص در طول موج بیشینه در دستگاه اسپکتروفتومتر، غلظت و میزان حذف رنگزا مطابق رابطه‌ی 1° به دست آمد:

$$DR = (C_0 - C)/C_0 \quad (10)$$

که در آن، DR بازده حذف رنگزا بر حسب درصد، C_0 غلظت اولیه‌ی رنگزا و C غلظت نمونه بر حسب mg/L است. لازم به ذکر است نمونه‌ها قبل از قرارت در دستگاه اسپکتروفتومتر، به منظور حذف خطای لخته‌های موجود در محلول، سانتریفیوژ می‌شدند.

در فرایند الکتروشیمیایی، به دلیل حضور الکتريسیته به‌عنوان منبع انرژی، میزان انرژی مصرفی، اهمیت خاصی دارد. این انرژی که می‌تواند تأثیر زیادی در توجیه‌پذیری به‌کارگیری فرایند داشته باشد، از طریق رابطه‌ی 11 محاسبه می‌شود که در آن SEC^F انرژی مخصوص مصرفی (kWh/kgDye Removed)، U ولتاژ (V)، I شدت جریان (A)، t زمان واکنش (hr)، V حجم فاضلاب (L)، C_0 و C غلظت ابتدایی و انتهایی (gr/L) است.^[۱۹]

$$SEC = U.I.t / (V(C_0 - C)) \quad (11)$$

میزان انحلال فلزات و در نتیجه تجزیه‌ی فلز آند بستگی به مقدار جریان الکتريسیته‌ی عبوری از آب دارد و از قانون فارادی تبعیت می‌کند (رابطه‌ی 12) که در آن m جرم فلز حل شده بر حسب گرم، I شدت جریان الکتريکي عبوری بر حسب آمپر، t مدت الکترولیز بر حسب ثانیه، M جرم مولی، F ثابت فارادی برابر 96485 C/mol و z ظرفیت فلز است.^[۱۹]

$$m = (I.t.M) / (F.Z) \quad (12)$$

که بر اساس آن، میزان مصرف آند بر حسب کیلوگرم انحلال فلز آند بر کیلوگرم رنگزا حذف شده با استفاده از رابطه‌ی 13 به‌دست می‌آید.^[۲۲]

$$\text{Anode Dissolution} = m / (V(C_0 - C)) \quad (13)$$

۳. نتایج و بحث

۱.۳. تعیین سطح بهینه الکتروودها

به منظور تعیین سطح بهینه الکتروودها، آزمایش‌ها در ۳ سطح الکتروود ۱۳/۵، ۲۰/۵ و ۲۴/۵ (cm²) انجام شده است. براساس آزمایش‌های اولیه، مقادیر دیگر پارامترها ثابت در نظر گرفته شد. دلیل ثابت در نظر گرفتن جریان الکتریکی به جای چگالی جریان الکتریکی، وابسته بودن میزان انحلال فلز آند (فولاد) به میزان جریان الکتریکی طبق قانون فارادی بوده است. نتایج حاصل از آزمایش‌های مذکور در شکل ۲ مشاهده می‌شود.

همان‌طور که ملاحظه می‌شود، بیشترین راندمان حذف رنگزا در مدت زمان ۲۵ دقیقه با استفاده از سطح الکتروود ۱۳/۵cm² برابر با ۹۹/۱٪ به دست آمده است. طبق مشاهدات انجام شده، با افزایش سطح الکتروود، حباب‌های اکسیژن تولیدی در زیر آند به دام می‌افتند و با ادامه تولید و از به هم چسبیدن آن‌ها، حباب‌های بزرگ تشکیل می‌شود. این حباب‌های بزرگ با رها شدن از زیر آند و با حرکت رو به بالا، با حباب‌های ریز تولیدی در کاتد برخورد می‌کنند و تشکیل حباب‌های بزرگ‌تری می‌دهند، که توانایی جداسازی لخته‌های ریز موجود در فاضلاب را ندارند. [۳۳] در نتیجه با افزایش مساحت سطح الکتروود، راندمان حذف رنگزای منعقد شده نسبت به زمان کاهش می‌یابد. لازم به ذکر است که اندازه‌ی معمول حباب‌های تولیدی در فرایند الکتروشیمیایی بین ۴۵ تا ۱۸۰ (μm) است. به طوری که قطر حباب‌ها در سطح کاتد ۱۵ تا ۲۳ (μm) است و در زمان اندک با صعود حباب‌ها، قطر آن‌ها افزایش می‌یابد. [۳۴]

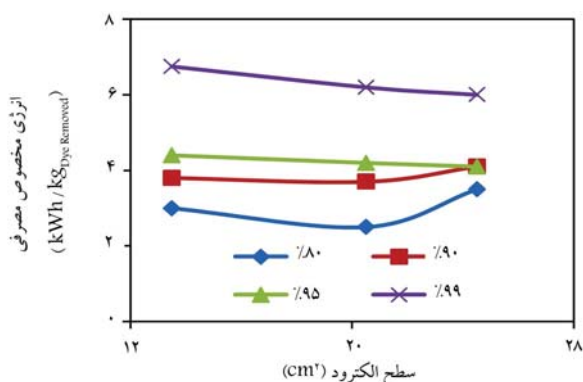
میزان مصرف انرژی مخصوص بر حسب کیلووات ساعت به ازاء کیلوگرم رنگزای حذف شده و میزان مصرف آند بر حسب کیلوگرم فولاد به ازاء کیلوگرم رنگزای حذف شده، به عنوان معیاری برای مقایسه‌ی بهتر از لحاظ اقتصادی و زیست محیطی بررسی شد. در شکل ۳، نمودار تغییرات مصرف انرژی مخصوص بر حسب راندمان حذف رنگزا برای سطوح الکتروود مختلف نشان داده شده است. با افزایش سطح الکتروودها، به دلیل کاهش مقاومت الکتریکی سیستم، ولتاژ لازم برای حصول یک جریان الکتریکی ثابت کاهش یافته و در نتیجه انرژی مصرفی کل کم شده است. میزان انرژی مخصوص مصرفی در راندمان حذف ۹۹٪ برای سطح الکتروودهای

۱۳/۵، ۲۰/۵ و ۲۴/۵ (cm²) به ترتیب برابر ۶/۷۵، ۶/۲ و ۶ کیلووات ساعت بر کیلوگرم رنگزای حذف شده است.

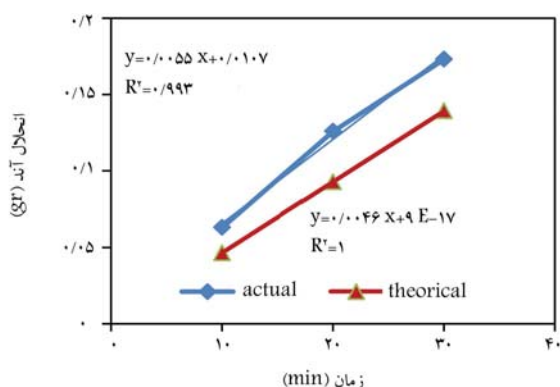
از داده‌های اندازه‌گیری شده‌ی کاهش جرم آند در زمان‌های مختلف پس از اتمام انجام آزمایش‌ها، نمودار مرتبط مطابق شکل ۴ به دست آمد. علاوه بر نمودار کاهش واقعی جرم آند، نمودار تئوریک آن نیز رسم شده است. از رابطه‌ی به دست آمده برای محاسبه‌ی میزان انحلال واقعی آند در زمان‌های مختلف که امکان اندازه‌گیری آن وجود نداشت، استفاده شد و میزان مصرف کیلوگرم فولاد برای حذف کیلوگرم رنگزا به دست آمد. هر چه مقدار مصرف فولاد کمتر باشد، لجن تولیدی و مشکلات مدیریت و دفع آن کمتر و همچنین از لحاظ اقتصادی با کاهش هزینه‌ی دفع لجن و مصرف فولاد، فرایند حذف انعقاد و شناورسازی الکتریکی مقرون به صرفه‌تر خواهد بود. [۲۶]

در شکل ۵، نمودار میزان مصرف آند فولادی نسبت به سطوح مختلف الکتروود برای درصد‌های مختلف حذف رنگزا نشان داده شده است. مطابق شکل مذکور و با توجه به نتایج به دست آمده از شکل ۲، برای راندمان حذف بالای ۹۰٪، هر چه سرعت حذف رنگزا نسبت به زمان بیشتر باشد (یا به عبارتی سطح الکتروود کمتر باشد)، میزان آند مصرفی به ازاء واحد وزنی رنگزای حذف شده کمتر است.

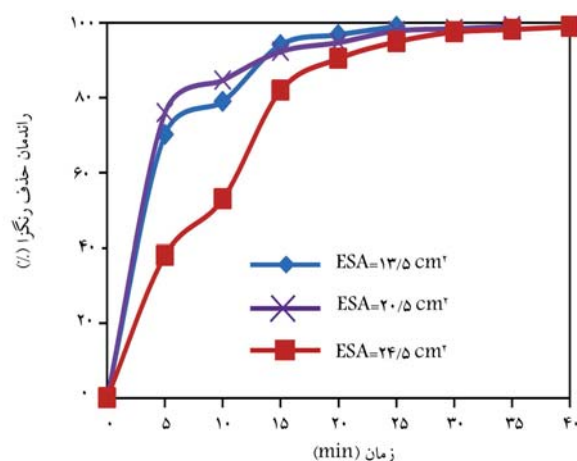
در شکل ۶، میزان TSS لجن شناور شده حاصل از فرایند برای سطوح الکتروود مختلف نشان داده شده است. میزان TSS اندازه‌گیری شده بین ۱۷۵۰۰-۱۴۹۰۰ بر حسب میلی‌گرم بر لیتر بوده است که در مقایسه با مقادیر متعارف لجن جدا شده از مخازن ته‌نشینی ثقلی بسیار بیشتر است. [۲۶]



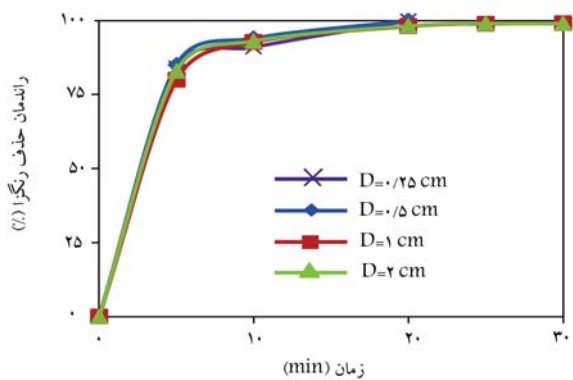
شکل ۳. تغییرات مصرف انرژی مخصوص بر حسب سطح الکتروود در راندمان‌های مختلف حذف رنگزا ($[Dye] = 50 \text{ mg/L}$ ، $d = 0.5 \text{ cm}$ ، $\text{pH} = 7$ ، $I = 1 \text{ A}$ ، $\text{Conductivity} = 2000 \text{ } \mu\text{s/cm}$).



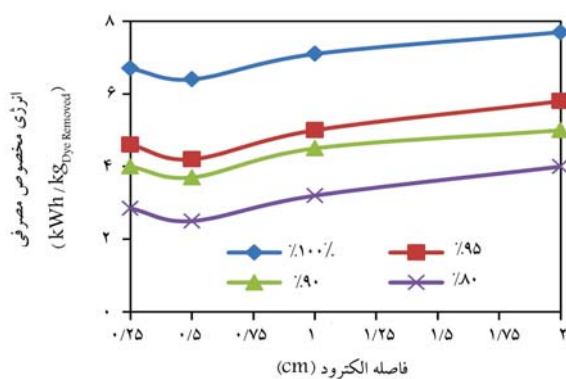
شکل ۴. میزان انحلال آند فولادی بر حسب زمان ($[Dye] = 50 \text{ mg/L}$ ، $d = 0.5 \text{ cm}$ ، $\text{pH} = 7$ ، $I = 1 \text{ A}$ ، $\text{Conductivity} = 2000 \text{ } \mu\text{s/cm}$).



شکل ۲. راندمان حذف رنگزا بر حسب زمان در سطوح مختلف الکتروود ($d = 0.5 \text{ cm}$ ، $I = 1 \text{ A}$ ، $\text{Conductivity} = 2000 \text{ } \mu\text{s/cm}$ ، $[Dye] = 50 \text{ mg/L}$ ، $\text{pH} = 7$).



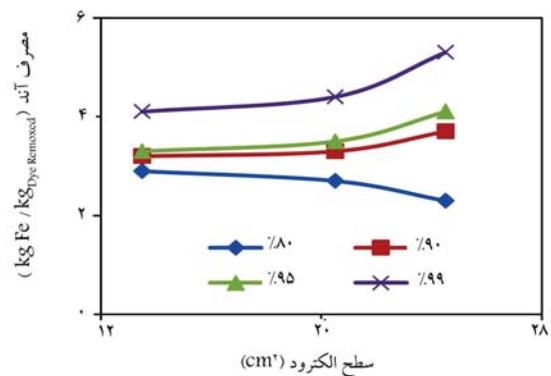
شکل ۷. راندمان حذف رنگزا بر حسب زمان در فواصل مختلف الکترود
 $Conductivity = 2000 \mu s/cm$ ، $[Dye] = 50 mg/L$ ، $ESA = 20.5 cm^2$
 $(pH = 7, I = 1A, 2000 \mu s/cm)$.



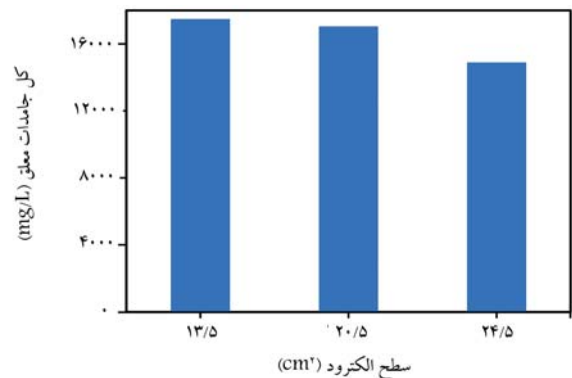
شکل ۸. تغییرات مصرف انرژی مخصوص بر حسب فاصله الکترود برای
 راندمان‌های مختلف حذف رنگزا ($[Dye] = 50 mg/L$ ، $ESA = 20.5 cm^2$)
 $(pH = 7, I = 1A, Conductivity = 2000 \mu s/cm)$.

افزایش راندمان برای فواصل مذکور مشاهده نشده است. افزایش فاصله بین الکترودها، زمان رسیدن به راندمان بیشینه را به تأخیر انداخت، به طوری که راندمان ۱۰۰٪ برای فواصل ۰٫۵ و ۰٫۲۵ (cm) در زمان کمتر از ۲۰ دقیقه اتفاق افتاد، ولی برای فواصل الکترود ۱ و ۲ (cm) تا زمان ۳۵ دقیقه هم مشاهده نشد. دلیل مشاهده‌های مذکور، یعنی کاهش راندمان حذف رنگزا نسبت به زمان با افزایش فاصله بین الکترودها، می‌تواند تأخیر در تشکیل مواد مشعق‌کننده با توجه به وابستگی این عمل به تحرک و انتقال مواد و یون‌های تولیدی در الکترودها باشد.^[۱۰]

در شکل ۸، نمودار تغییرات مصرف انرژی مخصوص بر حسب راندمان حذف رنگزا برای فواصل الکترود مختلف نشان داده شده است. با کاهش فاصله بین الکترودها، به دلیل کاهش مقاومت الکتریکی سیستم، ولتاژ لازم برای حصول یک جریان الکتریکی ثابت کاهش یافته و در نتیجه انرژی مصرفی کل کم شده است. جهت حصول راندمان حذف ۱۰۰٪ رنگزا، میزان انرژی مخصوص مصرفی برای فواصل بین الکترود ۰٫۲۵، ۰٫۵، ۱ و ۲ (cm) به ترتیب برابر ۶٫۷، ۶٫۴، ۷٫۱ و ۷٫۷ (kWh) بر کیلوگرم رنگزای حذف شده، به دست آمد. دلیل افزایش مصرف انرژی در فاصله الکترود خیلی کم (۲٫۵ mm) که برخلاف روند پیشتر شرح داده شده است، عدم انتقال مناسب مواد و سیال است که منجر به تجمع ذرات جامد و حباب‌ها بین آند و کاتد و افزایش مقاومت الکتریکی می‌شود.^[۲۳] در شکل ۹، نمودار



شکل ۹. میزان انحلال آند فولادی بر حسب سطح الکترود برای درصدهای مختلف حذف رنگزا ($[Dye] = 50 mg/L$ ، $d = 0.5 cm$)
 $(pH = 7, I = 1A, 2000 \mu s/cm)$.

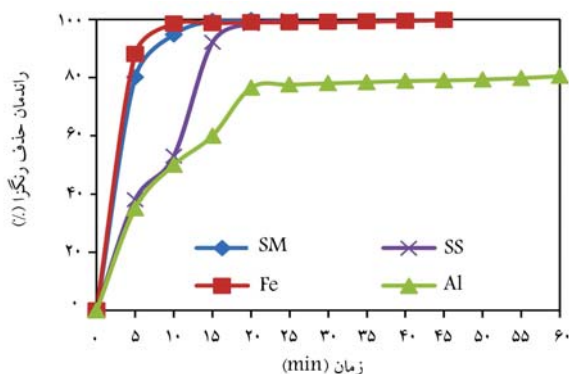


شکل ۱۰. میزان TSS لجن جدا شده برای سطوح مختلف الکترود ($ESA = 20.5 cm^2$ ، $[Dye] = 50 mg/L$ ، $Conductivity = 2000 \mu s/cm$)
 $(pH = 7, I = 1A)$.

به‌عنوان نتیجه‌ی نهایی، سطح الکترود $(20.5 cm^2)$ با حذف ۹۹٪ رنگزا در مدت زمان ۲۵ دقیقه، انرژی مخصوص مصرفی $2.6 kWh/kg_{DyeRemoved}$ و آند مصرفی $4.4 kg Fe/kg_{DyeRemoved}$ ، با توجه به راندمان حذف بالا، آند مصرفی کم و همچنین انرژی مصرفی پایین، شرایط بهینه را دارد. در مطالعات مختلف به جز پژوهشی در سال ۲۰۱۶^[۲۶] تأثیر ابعاد الکترودها در کارایی فرایند انعقاد و شناورسازی الکتریکی بررسی نشده و از ابعاد ثابت الکترودها به منظور انجام آزمایش‌ها استفاده شده است. در برخی مطالعات^[۳۶,۳۵,۳۲,۱۱,۱۰] نیز از الکترودهایی با سطوح (به ترتیب): ۱۶، ۲۵، ۱۰، ۱۰۰، ۶۹ و $15 (cm^2)$ استفاده کرده‌اند.

۲.۳. تعیین فاصله‌ی بهینه‌ی بین الکترودها

به‌منظور تعیین فاصله‌ی بهینه‌ی بین الکترودها، آزمایش‌ها در ۴ فاصله‌ی الکترود $0.25, 0.5, 1$ و $2 (cm)$ انجام شدند. براساس آزمایش‌های اولیه، مقادیر دیگر پارامترها ثابت در نظر گرفته شد. نتایج به‌دست آمده مطابق شکل ۷ است. همان‌طور که ملاحظه می‌شود، در مدت زمان ۲۰ دقیقه در فواصل الکترود 0.25 و $0.5 (cm)$ ، حذف کامل مشاهده می‌شود، در حالی‌که برای فاصله‌ی 1 و $2 (cm)$ در همان زمان، راندمان تقریبی ۹۸٪ و در مدت زمان ۲۵ دقیقه برای هر دو فاصله‌ی بیشینه، راندمان ۹۹٪ به دست آمد و دیگر با افزایش زمان،



شکل ۱۱. راندمان حذف رنگزا بر حسب زمان برای الکترودهای مختلف $Conductivity = 2000 \mu s/cm$ ، $d = 0.5 cm$ ، $ESA = 20.5 cm^2$ ، $[Dye] = 50 mg/L$ ، $pH = 7$ ، $I = 1 A$ ، $2000 \mu s/cm$.

شد. به‌عنوان فاصله‌ی بهینه انتخاب $17000 mg/L$ و $4.24 kg Fe/kg dye removed$.

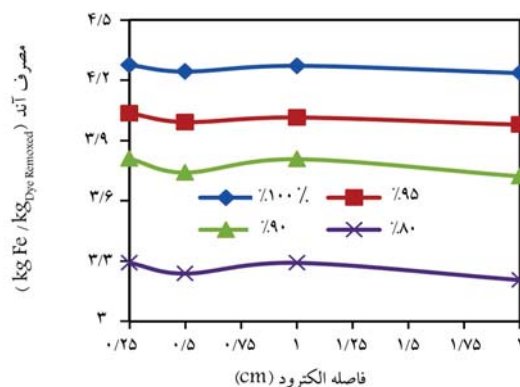
در پژوهشی در سال ۲۰۱۳، افزایش راندمان حذف رنگزا با افزایش فاصله بین الکتروود از ۱ الی ۳ سانتی‌متر مشاهده شد و با افزایش بیشتر فاصله بین الکتروودها تا ۴ سانتی‌متر، راندمان حذف رنگزا کاهش یافت.^[۱۰] همچنین در پژوهش دیگری در سال ۲۰۱۶، با تغییر فاصله بین الکتروود از ۰.۵ تا ۲ سانتی‌متر، مقدار بهینه‌ی ۰.۵ سانتی‌متر به دست آمد.^[۲۶] برخی پژوهشگران (۲۰۱۰) نیز تفاوتی در راندمان حذف رنگزا نسبت به زمان برای ۳ فاصله‌ی بین الکتروود ۵، ۸ و ۱۲ (mm) مشاهده نکردند، اما کمترین میزان مصرف انرژی به ترتیب برای فاصله‌ی بین الکتروود ۸، ۱۲ و ۵ (mm) بود.^[۲۳]

۳.۳. بررسی نوع و شکل الکتروود

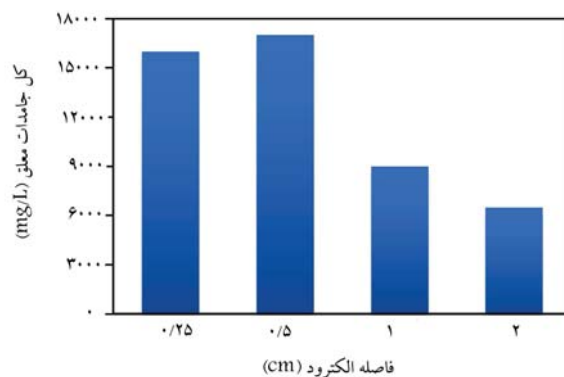
پس از به‌دست آوردن شرایط بهینه سطح و فاصله‌ی الکتروودها، تأثیر نوع الکتروودهای فولادی زنگ‌نزن، آهنی و آلومینیومی در روند حذف رنگزا، مصرف انرژی، مصرف آند و TSS لجن جداشده بررسی شد. همچنین در تمام نمودارهای بخش کنونی، جهت بررسی شکل الکتروود (اثر مشبک بودن الکتروود)، الکتروود فولادی زنگ‌نزن غیرمش‌بندی شده (SS)^[۵] با الکتروود فولادی زنگ‌نزن مش‌بندی شده (SSM)^[۶] که در کل پژوهش آزمایش شد، با هم مقایسه شدند. اثر انواع الکتروودها در روند حذف رنگزا در شکل ۱۱ نشان داده شده است.

همان‌گونه که ملاحظه می‌شود، راندمان حذف رنگزا در ابتدای فرایند برای الکتروودهای آهنی نسبت به فولادی کمی بیشتر بوده است، ولی بعد از ۱۰ دقیقه، الکتروود فولادی روند حذف سریع‌تری از خود نشان داده و روند حذف با استفاده از الکتروودهای آهنی به کندی پیش رفته است. سرعت حذف رنگ در الکتروود آلومینیومی بسیار پایین بوده است، به طوری که راندمان ۹۷٪ در مدت زمان ۳۶۰ دقیقه مشاهده شد. راندمان حذف ۹۹٪ برای الکتروودهای فولادی مش‌بندی، غیرمش‌بندی و آهنی به ترتیب در زمان‌های ۱۴، ۲۰ و ۳۰ دقیقه مشاهده شد. راندمان بهتر الکتروودهای مش‌بندی شده به دلیل تولید حباب‌های بیشتر از محیط هر یک از سوراخ‌هاست، در حالی که در نوع غیرمشبک، حباب‌ها فقط از محیط الکتروود قادر به بالا آمدن بودند و به همین دلیل بخشی از حباب‌های تولیدی زیر سطح الکتروود محبوس می‌مانند تا فرصت شناوری را به دست آورند.

میزان مصرف انرژی برای حذف رنگزا با استفاده از الکتروودهای مختلف در



شکل ۹. میزان انحلال آند فولادی بر حسب فاصله‌ی بین الکتروود برای درصد‌های مختلف حذف رنگزا $Conductivity = 2000 \mu s/cm$ ، $d = 0.5 cm$ ، $ESA = 20.5 cm^2$ ، $[Dye] = 50 mg/L$ ، $pH = 7$ ، $I = 1 A$ ، $2000 \mu s/cm$.

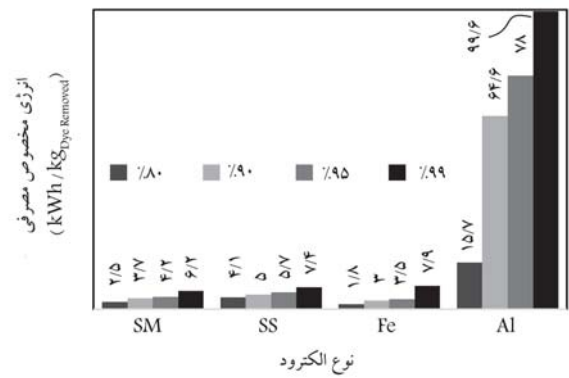
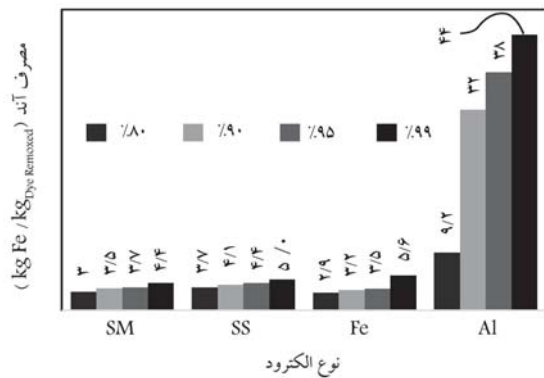


شکل ۱۰. میزان TSS لجن جدا شده برای فواصل مختلف بین الکتروود $Conductivity = 2000 \mu s/cm$ ، $[Dye] = 50 mg/L$ ، $ESA = 20.5 cm^2$ ، $pH = 7$ ، $I = 1 A$ ، $2000 \mu s/cm$.

میزان انحلال آند فولادی نسبت به فواصل بین الکتروود برای درصد‌های مختلف حذف رنگزا نشان داده شده است.

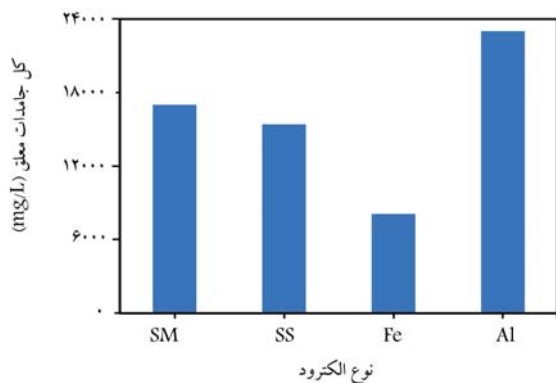
میزان مصرف فولاد برای فواصل بین الکتروود ۰.۲۵، ۰.۵، ۱ و ۲ (cm) و در راندمان حذف ۱۰۰٪ به ترتیب برابر با ۴.۲۳، ۴.۲۴، ۴.۲۷ و ۴.۲۳ کیلوگرم فولاد به ازاء کیلوگرم رنگزای حذف شده به دست آمد که این تفاوت ناچیز در راندمان‌های دیگر هم مطابق شکل مشهود است. دلیل این تفاوت بسیار کم، وابستگی مستقیم میزان مصرف فولاد به زمان انجام الکتروولیز است (مطابق با رابطه‌ی ۱۲) و چون براساس شکل ۷، روند حذف رنگزا نسبت به زمان، برای فواصل مختلف بین الکتروود تقریباً مشابه است؛ در نتیجه، میزان مصرف فولاد هم برای فواصل مختلف تقریباً یکسان خواهد بود.

میزان TSS لجن جدا شده به‌عنوان معیاری برای کارایی فرایند شناورسازی آلاینده در شکل ۱۰ ارائه شده است. این مقدار برای فاصله‌ی بین الکتروود ۰.۲۵، ۰.۵، ۱ و ۲ (cm) به ترتیب برابر با ۱۶۰۰۰، ۱۷۰۰۰، ۹۰۰۰ و ۶۵۰۰ (mg/L) بود که حاکی از توانایی بالای سیستم در شناورسازی و عدم نیاز به در نظر گرفتن واحد دیگری به‌منظور جداسازی لخته‌های تشکیل شده، به‌خصوص در فواصل کم بین الکتروودهاست. بنابراین فاصله‌ی بین الکتروود ۰.۵ سانتی‌متر با حذف ۱۰۰٪ رنگزا در مدت زمان کمتر از ۲۰ دقیقه، انرژی مخصوص و آند مصرفی و نیز TSS لجن به ترتیب $6.4 kWh/kg dye removed$ ،



شکل ۱۳. میزان انحلال آند بر حسب نوع الکترود برای راندمان‌های مختلف حذف رنگزا ($Conductivity = ۲۰۰۵ \mu s/cm$, $d = ۰٫۵cm$, $ESA = ۲۰٫۵ cm^2$, $pH = ۷$, $[Dye] = ۲۵۰ mg/L$, $I = ۱A$, $۲۰۰۰ \mu s/cm$).

شکل ۱۲. تغییرات مصرف انرژی بر حسب نوع الکترود برای راندمان‌های مختلف حذف رنگزا ($Conductivity = ۲۰۰۵ \mu s/cm$, $d = ۰٫۵cm$, $ESA = ۲۰٫۵ cm^2$, $pH = ۷$, $[Dye] = ۲۵۰ mg/L$, $I = ۱A$, $۲۰۰۰ \mu s/cm$).



شکل ۱۴. میزان TSS لجن شناور شده برای الکترودهای مختلف ($ESA = ۲۰٫۵ cm^2$, $d = ۰٫۵cm$, $Conductivity = ۲۰۰۰ \mu s/cm$, $I = ۱A$, $pH = ۷$, $[Dye] = ۲۵۰ mg/L$).

شکل ۱۲ نشان داده شده است. همان‌طور که مشخص است، میزان مصرف انرژی نسبت به میزان حذف رنگ برای الکترودهای آلومینیومی به دلیل حذف کند رنگزا، بسیار بالاست. برای حذف رنگزا با راندمان بسیار بالا، میزان مصرف انرژی با استفاده از الکترودهای فولادی کمتر از آهنی بود. این مقدار در راندمان حذف ۹۹٪ رنگزا برای الکترودهای فولادی مش‌بندی، غیرمش‌بندی، آهنی و آلومینیومی به ترتیب برابر ۶٫۲، ۷٫۴، ۷٫۹ و ۹۹٫۶ (kWh) بر کیلوگرم رنگزای حذف شده بود. حذف سریع‌تر رنگزا در نوع مش‌بک، دلیل مصرف انرژی مخصوص کمتر آن نسبت به سایر الکترودهاست.

از داده‌های اندازه‌گیری شده، کاهش جرم آند در زمان‌های مختلف پس از اتمام انجام آزمایش‌ها، نمودار میزان انحلال هر آند نسبت به وزن رنگزای حذف شده توسط همان الکترود به دست آمد. از رابطه‌ی به دست آمده برای محاسبه‌ی میزان انحلال واقعی آندهای مختلف در زمان‌های مختلف، که امکان اندازه‌گیری آن وجود نداشت، استفاده شد و میزان مصرف کیلوگرم آند برای حذف کیلوگرم رنگزا در راندمان‌های مختلف مطابق شکل ۱۳ به دست آمد.

کاهش یافته‌ی آهن (Fe^{2+}) می‌تواند موجب کاهش رنگزاهای راکتیو شوند و به فرایند حذف کمک کنند. در پژوهش دیگری در سال ۲۰۱۰، نیز عملکرد بهتر الکترودهای آهنی نسبت به آلومینیومی در تصفیه‌ی رنگزا ۱۴ Reactive Blue به روش انعقاد الکتریکی گزارش شده است.^[۳۳] تأثیر نوع رنگزا و الکترود در یکدیگر، در کارایی فرایند انعقاد الکتریکی تأثیرگذار است، زیرا تشکیل لخته‌ها وابسته به ساختار رنگزا و توانایی جذب آن بر روی محصولات حاصل از هیدرولیز است.^[۳۹]

همان‌طور که مشاهده می‌شود، این نسبت برای الکترود آلومینیومی به دلیل حذف رنگ بسیار کند، خیلی بالا بود. این مقدار برای آندهای فولادی مش و غیرمش، آهنی، و آلومینیومی در راندمان ۹۹٪ به ترتیب برابر ۴٫۴، ۴٫۹۵، ۵٫۶ و ۴۴ (kg/kg Dye Removed) به دست آمد. این تفاوت وزنی در مصرف آند مربوط به تفاوت در راندمان‌های حذف نسبت به زمان و تفاوت جرم اتمی فولاد و آهن با آلومینیوم است.

۴. نتیجه‌گیری

با افزایش سطح الکترود، حباب‌های اکسیژن تولیدی در زیر آند به دام می‌افتند و با ادامه‌ی تولید و از به هم چسبیدن آن‌ها، حباب‌های بزرگ تشکیل می‌شوند که فرایند انعقاد و شناورسازی را مختل می‌کنند. با افزایش سطح الکترودها، به دلیل کاهش مقاومت الکتریکی سیستم، ولتاژ لازم برای حصول یک جریان الکتریکی ثابت کاهش یافته و در نتیجه انرژی مصرفی کل کم شده است. بنابراین از بین ۳ سطح الکترود، سطح میانی به‌عنوان سطح بهینه انتخاب شد. با افزایش فاصله بین الکترودها از (۵/۰ تا ۲ سانتی‌متر)، به دلیل تأخیر در تشکیل مواد منعقدکننده با توجه به وابستگی این عمل به تحرک و انتقال مواد و یون‌های تولیدی در الکترودها، راندمان حذف رنگزا نسبت به زمان کاهش نشان داد.

همچنین میزان TSS لجن جدا شده مطابق شکل ۱۴ برای الکترودهای فولادی مش و غیرمش، آهنی و آلومینیومی به ترتیب برابر ۱۹۷۰۰، ۱۷۰۰۰، ۸۶۶۰ و ۲۸۰۰۰ (mg/L) بود. به‌طور کلی میزان مصرف آند و TSS لجن نمی‌تواند معیار مناسبی برای مقایسه در خصوص الکترودها با جنس متفاوت باشد، زیرا تفاوت جرم اتمی و میزان آب موجود در لجن موجب تفاوت در مشخصات لجن تولیدی می‌شود. برای نمونه دلیل TSS بسیار بالای لجن الکترود آلومینیومی، یکی آب بسیار زیاد موجود در لجن حتی بعد از دو ساعت خشک شدن در آون و دیگری زمان متفاوت جمع‌آوری لجن آن نسبت به سایر الکترودها (۶ ساعت نسبت به ۱ ساعت) بود. طبق مطالعاتی در سال‌های ۲۰۰۵ و ۱۹۹۷^[۳۸،۳۷] با استفاده از الکترودهای آلومینیومی، مکانیسم حذف رنگ‌زا، مکانیسم‌های انعقاد و جذب است. در صورت استفاده از الکترودهای آهنی یا فولادی در کنار مکانیسم‌های مذکور، گونه‌های

زمان حدود ۲۰ دقیقه، با انرژی مخصوص مصرفی ۶/۲ کیلووات ساعت بر کیلوگرم رنگ‌زای حذف شده و آند مصرفی ۴/۴ کیلوگرم بر کیلوگرم رنگ‌زای حذف شده به دست آمد. راندمان بسیار بالای حذف رنگ در مدت زمان بسیار کوتاه، مصرف کم مواد و انرژی در کنار لجن تولیدی کم، که منجر به کاهش هزینه‌های تصفیه و دفع لجن و مشکلات مربوط به آن می‌شود، کاربرد روش‌های انعقاد و شناورسازی الکتریکی به‌عنوان جایگزینی برای روش‌های معمول تصفیه و یا پیش‌تصفیه قبل از تصفیه‌ی تکمیلی فاضلاب‌های حاوی مواد رنگزا پیشنهاد می‌شود.

همچنین با کاهش فاصله بین الکترودها، به دلیل کاهش مقاومت الکتریکی سیستم، ولتاژ لازم برای حصول یک جریان الکتریکی ثابت کاهش یافته و در نتیجه انرژی مصرفی کل کم شده است. اما با کاهش بیشتر فاصله بین الکترود (فواصل کمتر از ۵/۰ سانتی‌متر) افزایش انرژی مصرفی مشاهده شد که دلیل آن عدم انتقال مناسب مواد و سیال که منجر به تجمع ذرات جامد و حباب‌ها بین آند و کاتد و افزایش مقاومت الکتریکی می‌شود، است. با توجه به نتایج پژوهش حاضر که راندمان حذف تقریبی ۱۰٪ در مدت

پانوشته‌ها

1. total suspended solids
2. electrode surface area
3. one-factor-at-a-time method
4. specific energy consumption
5. stainless steel
6. stainless steel mesh

منابع (References)

1. Zodi, S., Merzouk, B., Potier, O., Lopicque, F. and Leclerc, J.P. "Direct red 81 dye removal by a continuous flow electrocoagulation/flotation reactor", *Separation and Purification Technology*, **108**

- by combined electrocoagulation/coagulation process through MOPSO using RSM and ANFIS models”, *Journal of Environmental Management*, **128**, pp. 798-806 (2013).
21. Akbal, F. and Kuleyin, A. “Decolorization of levafix brilliant blue E-B by electrocoagulation method”, *Environmental Progress & Sustainable Energy*, **30**(1), pp. 29-36 (2011).
 22. Yavuz, Y., Shahbazi, R., Koparal, A.S. and B. “Treatment of basic red 29 dye solution using iron aluminum electrode pairs by electrocoagulation and electro-Fenton methods”, *Environmental Science and Pollution Research*, **21**(14), pp. 8603-8609 (2014).
 23. Daneshvar, N., Oladegaragoze, A. and Djafarzadeh, N. “Decolorization of basic dye solutions by electrocoagulation: An investigation of the effect of operational parameters”, *Journal of Hazardous Materials*, **129**(1), pp. 116-122 (2006).
 24. Aoudj, S., Khelifa, A., Drouiche, N., Hecini, M. and Hamitouche, H. “Electrocoagulation process applied to wastewater containing dyes from textile industry”, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, **49**(11), pp. 1176-1182 (2010).
 25. Patel, U.D., Ruparelia, J.P. and Patel, M.U. “Electrocoagulation treatment of simulated floor-wash containing Reactive Black 5 using iron sacrificial anode”, *Journal of Hazardous Materials*, **197**, pp. 128-136 (2011).
 26. Hooshmandfar A., Ayati B. and Khodadadidarban A. “Optimization of material and energy consumption for removal of Acid Red 14 by simultaneous electrocoagulation and electro-flotation”, *Water Science & Technology*, **73**(1), pp. 192-202 (2016).
 27. Vasudevan, S., Lakshmi, J., Jayaraj, J. and Sozhan, G. “Remediation of phosphate-contaminated water by electrocoagulation with aluminium, aluminium alloy and mild steel anodes”, *Journal of Hazardous Materials*, **164**(2), pp. 1480-148 (2009).
 28. Sayiner, G., Kandemirli, F. and Dimoglo, A. “Evaluation of boron removal by electrocoagulation using iron and aluminum electrodes”, *Desalination*, **230**(1), pp. 205-212 (2008).
 29. Golder, A.K., Samanta, A.N. and Ray, S. “Removal of Cr³⁺ by electrocoagulation with multiple electrodes: Bipolar and mono-polar configurations”, *Journal of Hazardous Materials*, **141**(3), pp. 653-661 (2007).
 30. Ugurlu, M., Gurses, A., Dogar, C. and Yalcin, M. “The removal of lignin and phenol from paper mill effluents by electrocoagulation”, *Journal of Environmental Management*, **87**(3), pp. 420-428 (2008).
 31. Apha, A.W.W.A. WEF., *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*, 22a ed, American Public Health Association, Washington, EUA (2012).
 32. Parsa, J.B., Vahidian, H.R., Soleymani, A.R. and Abbasi, M. “Removal of Acid Brown 14 in aqueous media by electrocoagulation: Optimization parameters and minimizing of energy consumption”, *Desalination*, **278**(1), pp. 295-302 (2011).
 33. Phalakornkule, C., Polgumhang, S., Tongdaung, W., Karakat, B. and Nuyut, T. “Electrocoagulation of blue reactive, red disperse and mixed dyes, and application in treating textile effluent”, *Journal of Environmental Management*, **91**(4), pp. 918-926 (2010).
 34. Sarkar M.S.K.A., Evans G.M. and Donne S.W. “Bubble size measurement in electroflotation”, *Minerals Engineering*, **23**(11), pp. 1058-1065 (2010).
 35. Rahmani, A.R., Nematollahi D., Godini K. and Azarian G. “Continuous thickening of activated sludge by electro-flotation”, *Separation and Purification Technology*, **107**(6), pp. 166-171 (2013).
 36. Chung, C.M., Cho, K.W., Hong, S.W., Kim, Y.J. and Chung, T.H. “Feasibility of electroflotation to separate solids and liquid in an activated sludge process”, *Environmental Technology*, **30**(14), pp. 1565-1573 (2009).
 37. McGarrahan J. and Yang C-L. “Electrochemical coagulation for textile effluent decolorization”, *36th Mid-Atlantic Industrial and Hazardous Waste Conference*, University of Connecticut, Storrs (8-10 October, 2004).
 38. Rajeshwar, K. and Ibanez, J.G., *Environmental Electrochemistry: Fundamentals and Applications in Pollution Sensors and Abatement*, Academic Press, San Diego (Calif.) (1997).
 39. Gurses, A., Yacin, M. and Dogar, C. “Electrocoagulation of some reactive dyes: A statistical investigation of some electrochemical variables”, *Waste Management*, **22**(5), pp. 491-499 (2002).