

Renewable Energy Production and Saline Water Desalination from Municipal Wastewater Using Bio-Electrochemical Processes

Mahdi Asadi-Ghalhari¹,
Nasser Mehrdadi²,
Gholamreza Nabi Bidhendi²

¹ Assistant Professor, Department of Environmental Health Engineering, Research Center for Environmental Pollutants, Faculty of Health, Qom University of Medical Sciences, Qom, Iran

² Professor, Department of Environmental Engineering, Faculty of Environment, University of Tehran, Tehran, Iran

(Received December 28, 2016 Accepted April 10, 2017)

Abstract

Background and purpose: Municipal wastewater and oceans are recently considered as a source of water and sustainable energy due to lack of water and fossil fuels. The aim of this study was to use microbial desalination cells for desalination of saline water without energy consumption and simultaneous electricity production from wastewater treatment.

Materials and methods: This experimental study was performed on a laboratory scale as a batch mode with synthetic and municipal wastewater. The anode was flat carbon graphite, and the cathode was carbon cloth with 0.5 mg/cm² of Pt. Output voltage was measured and power and current density were calculated. Changes in pH, COD, EC, and chloride in the solution of the reactor vessel were evaluated and based on these changes, the parameters such as efficiency in COD reduction, the reduction rate of saline water EC and wastewater COD, and then coulombic efficiency were calculated.

Results: About half of EC in saline water reduced. COD removal efficiency in 25, 50 mM PBS and municipal wastewater was 86±1, 80±1, and 76±4 mg / L, the rate of COD removal was 10.74 ± 0.62, 6.95 ± 0.74, and 6.77 ± 0.25 mg / L.hr, and the coulombic efficiency was 24±2, 51± 3, and 25±0, respectively.

Conclusion: Due to significant reductions in COD of wastewater and about half of the EC in salinewater, this technology can be used for municipal wastewater treatment and saline water desalination without the need to use energy.

Keywords: electrochemical systems, air cathode microbial desalination cells, coulombic efficiency

J Mazandaran Univ Med Sci 2017; 27 (149):133-150 (Persian).

تولید انرژی تجدیدپذیر ناشی از تصفیه فاضلاب شهری و نمک زدایی از آب شور با کمک فرایندهای الکتروشیمیایی بیولوژیکی

مهدی اسدی قله‌ری^۱

ناصر مهرداد^۲

غلامرضا نبی بیدهنی^۲

چکیده

سابقه و هدف: به علت کمبود آب و سوخت‌های فسیلی، استفاده از فاضلاب شهری و آب اقیانوس‌ها به عنوان منبع آب و انرژی پایدار مورد توجه قرار گرفته است. هدف از این مطالعه استفاده از پیل‌های نمک‌زدای میکروبی است که در آن بدون مصرف انرژی، نمک زدایی از آب شور انجام شده و همزمان از تصفیه فاضلاب انرژی نیز تولید می‌گردد.

مواد و روش‌ها: این مطالعه تجربی در مقیاس آزمایشگاهی با فاضلاب مصنوعی و شهری به صورت ناپیوسته انجام شد. آند از جنس گرافیت مسطح و کاتد از نوع پارچه کربنی تفلون‌نیز شده با پوشش پلاتین 0.5 mg/cm^2 بود. ولتاژ خروجی اندازه‌گیری شده و چگالی جریان و توان الکتریکی محاسبه شدند. EC، COD، pH و کلرور فاضلاب آزمایش گردید. بازده راکتور در کاهش COD فاضلاب و EC آب شور و بازده کولمبیک نیز محاسبه گردید.

یافته‌ها: در حدود نیمی از EC آب شور کاهش یافت. راندمان حذف COD توسط راکتور در ظرفیت‌های بافری ۲۵ و ۵۰ میلی‌مول و هم‌چنین فاضلاب شهری به ترتیب برابر با 1.86 ± 0.1 ، 1.80 ± 0.1 و 4.76 ± 0.4 و نرخ حذف COD نیز به ترتیب برابر با 0.62 mg/L.hr ، 0.74 ± 0.095 و 0.25 mg/L.hr بود. بازده کولمبیک راکتور در ظرفیت‌های بافری ۲۵ و ۵۰ میلی‌مول و هم‌چنین فاضلاب شهری نیز به ترتیب برابر با 2.24 ± 0.51 و 0.25 ± 0.51 به دست آمد.

استنتاج: با توجه به کاهش قابل ملاحظه COD فاضلاب و کاهش حدود نیمی از EC آب شور می‌توان از این سیستم در تصفیه فاضلاب‌های شهری بدون نیاز به انرژی استفاده کرده و علاوه بر کاهش شوری آب، انرژی الکتریکی نیز تولید نمود.

واژه‌های کلیدی: سیستم‌های الکتروشیمیایی، پیل نمک‌زدای میکروبی با کاتد هوایی، بازده کولمبیک، تصفیه فاضلاب

مقدمه

در دسترس نیست. بر این اساس زیست توده به عنوان یک منبع انرژی پایدار توجه زیادی را به خود جلب کرده است. در حقیقت انرژی زیست توده شکلی دیگر از انرژی خورشیدی ضبط شده است (۴-۲). علاوه بر محدودیت سوخت‌های فسیلی، در دهه‌های اخیر، کمبود آب نیز یکی از مشکلات مهم جهانی به حساب

کمبود سوخت‌های فسیلی و تاثیر آن بر معادلات جهانی، استفاده از سایر منابع پاک انرژی مثل خورشید، باد و غیره را اجتناب ناپذیر کرده است. استفاده از منابع انرژی خورشیدی در مواقع روز مفید بوده و انرژی باد نیز در مناطق بادخیز قابل استفاده است (۱). طبیعی است که این منبع انرژی نیز در بسیاری از مناطق به طور مداوم

Email: mehdi.asady@gmail.com

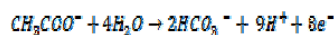
مؤلف مسئول: مهدی اسدی قله‌ری - قم، میدان روح الله، دانشکده بهداشت، دانشگاه علوم پزشکی قم

۱. استادیار، مرکز تحقیقات آلاینده‌های محیطی و گروه مهندسی بهداشت محیط، دانشکده بهداشت، دانشگاه علوم پزشکی قم، قم، ایران.

۲. استاد، گروه مهندسی محیط زیست، دانشکده محیط زیست، دانشگاه تهران، تهران، ایران.

تاریخ دریافت: ۱۳۹۵/۱۰/۲۲ تاریخ ارجاع جهت اصلاحات: ۱۳۹۵/۱۰/۲۲ تاریخ تصویب: ۱۳۹۶/۱/۲۱

می‌گیرد. بنابراین این راکتورها در تصفیه فاضلاب به روش بیولوژیکی موثر می‌باشند. در این راکتورها باکتری‌های الکترون زای خارجی (Exoelectrogenic Bacteria) با استفاده از مواد آلی موجود در فاضلاب الکترون تولید می‌کنند (۱۴). این باکتری‌ها مثل باکتری‌های احیا کننده سولفات مستقیماً الکترون تولیدی ناشی از مصرف مواد آلی را به خارج از سلول هدایت می‌کنند (۱۵). بیش تر این باکتری‌ها در دسته های بیهوازی و اختیاری قرار می‌گیرند (۱۶). گاما پروتوباکترها (Gammaproteobacteria) و گونه‌هایی از شوآنلا (shewanella)، دلتا پروتوباکترها (Deltaproteobacteria)، ژئوباکتریاسه‌ها (Geobacteraceae)، بتا پروتوباکترها (Betaproteobacteria)، فرمیکوتس (Firmicutes)، کلسترییدیوم (Clostridia)، اشرشیا کلی (E.coli) باکتری‌هایی هستند که بدون واسطه الکترون‌ها را منتقل می‌کنند (۱۷). الکترون‌های تولیدی توسط باکتری‌ها با استفاده از سیم به سمت محفظه کاتد حرکت کرده و در این محفظه به همراه یک پذیرنده الکترون (به عنوان مثال اکسیژن) و پروتون‌های موجود در محفظه به آب تبدیل می‌شوند (۱۸). حرکت الکترون از سمت آند به سمت کاتد باعث ایجاد جریان الکتریسیته می‌گردد (۱۹، ۲۰). به عنوان مثال در صورتی که از استات سدیم به عنوان منبع کربنی توسط باکتری‌ها استفاده شود، تجزیه بیهوازی استات بر اساس معادله ذیل، ۸ الکترون و ۹ مول H^+ تولید می‌نماید:



در این حالت پتانسیل ایجاد شده در آند برابر با ۲۹۷- ولت می‌باشد.

$$E_{an}^{O_2} = E_{an}^0 - \frac{RT}{zF} \ln \frac{[CH_3COO^-]}{[HCO_3^-]^2 [H^+]^9}$$

$$E_{an}^{O_2} = 0.187 - \frac{(8.314) \cdot (298.15K)}{2 \left(\frac{96500C}{mol} \right)} \ln \frac{0.0148}{[0.0078]^2 [10^{-7}M]^9} = -0.297 V$$

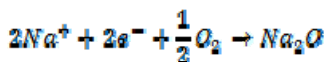
می‌آید و فعالیت‌های زیادی برای محافظت از منابع آب شیرین و تامین آن توسط انسان صورت گرفته است (۵). به همین دلیل استفاده از منابع وسیع آب دریاها و اقیانوس‌ها یکی دیگر از اهداف مدیریت منابع آب است (۶، ۷). یکی از مهم‌ترین فناوری‌ها جهت تصفیه آب این منابع استفاده از فرایندهای غشایی است (۸). با توجه به میزان استفاده زیاد از این فرایند تاکنون پیشرفت‌های زیادی در آن صورت گرفته است (۹). این نوع فرایند، انرژی زیادی مصرف کرده و هزینه‌های ساخت و به خصوص بهره برداری زیادی دارد (۱۰). از نظر تئوریک انرژی مورد نیاز برای شیرین سازی آب دریا با کل جامدات محلول ۳۵ گرم بر لیتر و حداقل بازیافت آب ۵۰ درصد برابر $1.06 kWh/m^3$ می‌باشد (۱۱). در عمل، کارآمدترین راکتورهای آب شیرین کن میزان انرژی برابر با $1.8-2.2 kWh/m^3$ نیاز دارند. در صورتی که به این مقادیر میزان انرژی مورد نیاز جهت پمپاژ آب و همچنین پیش تصفیه اضافه گردد، مقدار این انرژی در فرایند اسمز معکوس به $3 kWh/m^3$ افزایش می‌یابد. به نظر می‌رسد پیشرفت‌ها در فرایند اسمز معکوس قادر به کاهش میزان انرژی کم‌تر از این مقدار نخواهد بود. بنابراین در حال حاضر تحقیقات زیادی در زمینه استفاده از روش‌های نمک زدایی با مصرف انرژی کم‌تر مد نظر قرار گرفته است (۷). یکی از روش‌هایی که قادر به کاهش مقدار انرژی مورد نیاز جهت نمک‌زدایی از آب‌های شور می‌باشد، پیل‌های نمک‌زدای میکروبی (Microbial Desalination Cell) است (۱۲). MDC راکتوری است که بر اساس فرایند الکتروشیمیایی بیولوژیکی به صورت همزمان نمک‌زدایی از آب را انجام داده و ضمن تصفیه فاضلاب انرژی نیز تولید می‌نماید (۱۳).

در حقیقت در این گونه راکتورها هرگونه ماده آلی که قابل تجزیه بیولوژیکی باشد مثل اسیدهای فرار، کربوهیدرات‌ها، پروتئین‌ها، الکل‌ها و حتی مواد نسبتاً سخت مثل سلولز توسط باکتری‌ها مورد استفاده قرار

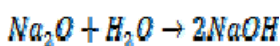
اکسیژن، حداکثر پتانسیل ایجاد شده در این پیل برابر با ۱/۱۰۲ ولت به دست می‌آید (۱۶).

$$E = 0.805 - (-0.297) = 1.102 \text{ V}$$

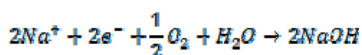
مقدار محاسبه شده، حداکثر میزان پتانسیل پیل می‌باشد که در شرایط مقاومت بی‌نهایت به دست می‌آید. طبیعی است که در حالت واقعی و با اتصال راکتورها به مقاومت، مقادیر ولتاژ به دست آمده کم‌تر از این مقدار خواهد بود. در راکتور MDC با کاتد هوایی بر خلاف پیل‌های سوخت میکروبی، یون‌های H^+ تولید شده در اثر مصرف استات توسط باکتری‌های الکترون زای خارجی به علت وجود غشای تبادل یونی آنیونی امکان خروج از محفظه را ندارند. در عوض یون‌های Na^+ موجود در آب شور وارد محفظه کاتد می‌گردند (امکان عبور یون‌های مثبت از طریق غشای تبادل یونی کاتیونی وجود دارد). بنابراین به نظر می‌رسد که هیدروکسید سدیم تولیدی در کاتولیت عامل افزایش pH در محفظه کاتولیت باشد (واکنش ذیل):



اکسید سدیم تولید شده به شدت در آب حل می‌گردد و بر اساس واکنش ذیل به سرعت به هیدروکسید سدیم تبدیل می‌گردد:



واکنش کلی ایجاد شده عبارت است از:

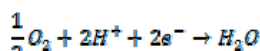


لازم به ذکر است که در برخی از مطالعات، جهت تامین اکسیژن مورد نیاز، با استفاده از دمنده‌های مختلف، کاتولیت را هوادهی می‌نمایند. مکانیسم احیای اکسیژن و تبدیل آن به آب همانند استفاده از کاتد هوایی می‌باشد، با این تفاوت که در این جا، هوادهی کاتولیت باعث افزایش هزینه‌های مربوط به تامین انرژی مورد نیاز دمنده‌های هوا خواهد بود (۱۲). در این گونه راکتورها فرایند تصفیه فاضلاب به صورت بی‌هوایی

یکی از عوامل مهم موثر بر تولید ولتاژ و به تبع آن توان الکتریکی، نوع کاتد مورد استفاده می‌باشد. در بسیاری از مطالعات از فری سیانید به عنوان کاتولیت استفاده شده است. این ماده به صورت ذیل احیا می‌شود:



پتانسیل استاندارد این کاتولیت ۰/۳۶۱ ولت بوده و به میزان بسیار زیادی در آب قابل حل است. با استفاده از این ترکیب نیازی به کاتالیست گران قیمتی مثل پلاتین نیست. اما این ترکیب باید به صورت مداوم تعویض شده و هم چنین استفاده از آن به علت دارا بودن سیانید از نظر زیست محیطی محدودیت دارد. با توجه به مزایای زیاد کاتد هوایی مثل در دسترس بودن دائم، عدم نیاز به هوادهی، عدم ایجاد مخاطرات زیست محیطی و غیره در این مطالعه از کاتد هوایی استفاده شد. در این گونه کاتدها، هوا به صورت طبیعی از طریق پارچه کربنی وارد کاتولیت شده و بنابراین نیازی به هوادهی نمی‌باشد. در نتیجه هزینه‌های مربوط به هوادهی که بخش قابل ملاحظه‌ای از هزینه‌ها را در تصفیه فاضلاب شامل می‌شود صرفه‌جویی می‌گردد. در پیل‌های سوخت میکروبی با کاتد هوایی، واکنش‌هایی که در محفظه کاتولیت صورت می‌گیرد، بر اساس معادلات ذیل است:

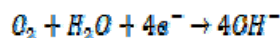


$$E^0(O_2) = 1.229 \text{ V}$$

$$E^{O_2} = E^0 - \frac{RT}{2F} \ln \frac{1}{[O_2]^{\frac{1}{2}} [H^+]^2}$$

$$E^{O_2} = 1.229 - \frac{(8.314) \cdot (298.15K)}{2 \left(\frac{96500C}{mol} \right)} \ln \frac{1}{[0.2]^{\frac{1}{2}} [10^{-7}M]^2} = 0.805 \text{ V}$$

با افزایش pH، واکنش می‌تواند در محیط قلیایی به صورت ذیل انجام پذیرد.



پتانسیل استاندارد این واکنش برابر با ۰/۴۰۱ ولت می‌باشد. با توجه به استفاده از کاتد هوایی و وجود

پیل‌های نمک زدای میکروبی تاکنون از فاضلاب مصنوعی با منبع کربنی گلوکز، ساکاروز و یا استات سدیم استفاده شده و بنابراین کاربردی شدن این فناوری را با مشکل مواجه نموده است. هم‌چنین در بسیاری از مطالعات در محفظه کاتد از فری سیانید به عنوان پذیرنده الکترون استفاده شده است که در صورت ورود به محیط زیست مشکلات زیادی را ایجاد نموده و نیاز به جایگزینی در محفظه کاتد را دارد. لذا در این تحقیق جهت رفع این مشکل از کاتد هوایی استفاده گردید. هم‌چنین جهت کاربردی کردن این فناوری از فاضلاب واقعی به عنوان منبع کربنی استفاده گردید و نتایج آن با فاضلاب مصنوعی مقایسه شد.

مواد و روش‌ها

روش بررسی

این تحقیق یک مطالعه تجربی است که در مقیاس آزمایشگاهی با فاضلاب مصنوعی در دو ظرفیت بافری ۲۵ و ۵۰ میلی‌مول فسفات و منبع کربنی استات سدیم و فاضلاب شهری انجام شد. در کاتولیت از بافری بافر فسفات ۵۰ میلی‌مول استفاده شد. (بهره‌برداری از راکتور به صورت ناپوسته و در دمای محیط 25 ± 2 درجه سانتی‌گراد) انجام شد.

مشخصات بدنه راکتور

جهت ساخت بدنه اصلی راکتور از ورقه‌های پلکسی در ضخامت های ۲-۵ سانتی متر استفاده شد. حجم مفید محفظه فاضلاب، محفظه نمک زدایی و محفظه مربوط به بافر کاتولیت با در نظر گرفتن ضخامت و اشرفای آب‌بندی و هم‌چنین قرار گرفتن الکتروود و سایر تجهیزات به ترتیب برابر با ۴۰، ۱۰ و ۲۰ میلی‌لیتر بود.

مشخصات تجهیزات راکتور

یک غشای تبادل یونی آنیونی مدل AMI7001S, Membrane International INC جهت

صورت می‌گیرد. بنابراین در هزینه‌های بهره‌برداری مثل هوادهی و غیره که در فرایندهای متداول هوای انرژی قابل توجهی مصرف می‌کند، صرفه جویی می‌شود (۲۱، ۲۲).

Cao و همکاران در سال ۲۰۰۹ نمک‌زدایی در پیل‌های نمک‌زدای میکروبی را با غلظت‌های مختلفی از نمک (۵، ۲۰ و ۳۵ گرم در لیتر) و با استفاده از سوبسترای استات و کاتولیت فری سیانید انجام دادند. حداکثر چگالی توان و توان حجمی تولید شده در این تحقیق به ترتیب برابر با 2 w/m^2 و 31 w/m^3 به دست آمد. میزان حذف نمک در این تحقیق تا ۹۰ درصد گزارش شد (۲۳). در تحقیقات مختلفی که توسط Kim و همکاران در سال ۲۰۱۱ و ۲۰۱۳ بر روی کاهش شوری آب در حد 35 g/l کلرید سدیم (مشابه مطالعه حاضر) انجام شد، با استفاده از فاضلاب مصنوعی با منبع کربنی استات سدیم در غلظت‌های ۲ و ۸ گرم، میزان شوری ۴۴ و ۸۴ درصد کاهش پیدا کرد (۲۴، ۲۵). از سیستم MDC جهت کاهش سختی آب نیز استفاده شده است. این مطالعه توسط Brastad و همکاران در سال ۲۰۱۳ انجام شد. سختی آب‌های ورودی از ۲۲۰ تا ۲۰۸۰ میلی‌گرم در لیتر کربنات کلسیم متفاوت بود. در این سیستم، جنس آنود و کاتد برس فیبر کربنی با هسته تیتانیوم بود. نتایج تحقیق نشان داد که این سیستم بیش‌تر از ۹۰ درصد سختی آب‌های ورودی را کاهش می‌دهد. میزان الکتریسیته تولیدی نیز بستگی زیادی به هدایت الکتریکی آب‌های ورودی داشت (۲۶).

Kokabian و همکاران نیز در سال ۲۰۱۳ در یک مطالعه، پیل‌های نمک‌زدای میکروبی فتوسنتزی را مورد بررسی قرار دادند. در این مطالعه از کاتد هوایی و کاتد زیستی جلبکی استفاده شد. میزان چگالی توان تولید شده در این سیستم 84 mw/m^3 و میزان حذف نمک برابر با ۴۰ درصد به دست آمد (۲۷). با توجه به تنوع ترکیبات موجود در فاضلاب واقعی و در نتیجه دشوار شدن شرایط برای بهره‌برداری مناسب از این گونه سیستم‌ها، در اکثر مطالعات انجام شده در زمینه



تصویر شماره ۱: راکتور ACMDC و دستگاه ثبت داده های مورد استفاده در تحقیق

مشخصات محلول ها

جهت ساخت فاضلاب مصنوعی، ۱/۶۴ گرم استات سدیم در محلول ۲۵ و ۵۰ میلی مول بافر فسفات حل شده و به آن ۱۰ میلی لیتر محلول فلزات معدنی و ویتامین ها شامل ترکیبات ذیل اضافه گردید (۲۸):

FeSO₄.7H₂O 1g; ZnCl₂ 70 mg; MnCl₂.4H₂O 100 mg; H₃BO₃ 6 mg; CaCl₂.6H₂O 130 mg; CuCl₂.2H₂O 2 mg; NiCl₂.6H₂O 24 mg; Na₂Mo₄.2H₂O 36 mg; CoCl₂.6H₂O 238 mg.

جهت ساخت کاتولیت نیز از محلول بافر فسفات (25mM PBS, pH6.9, conductivity 4.2ms/cm) و محلول بافر فسفات (50mM PBS, pH6.9, conductivity 7.6ms/cm) استفاده گردید.

هم چنین از آب شور ۳۵ گرم در لیتر نمک جهت تعیین میزان کارایی راکتور ACMDC در نمک زدایی از آب شور، استفاده گردید. فاضلاب واقعی مورد استفاده نیز از فاضلاب ورودی به تصفیه خانه فاضلاب قم با COD برابر با ۳۰۸±۸ mg/lit استفاده گردید.

راه اندازی راکتور

در ابتدای شروع به کار راکتور و جهت بذردهی باکتریایی، از فاضلاب ورودی به تانک هوادهی تصفیه خانه فاضلاب شهری به نسبت ۲۰ درصد حجمی استفاده شد (۲۹). راکتور ابتدا به صورت ولتاژ مدار باز بهره برداری شد. در ابتدای راه اندازی، زمانی که ولتاژ ACMDC ثابت ماند و در دو بهره برداری متوالی قابل دسترسی بود، بهره برداری نهایی از راکتور آغاز شد.

جداسازی محفظه آند از محفظه میانی و یک غشای تبادل یونی کاتیونی مدل CMI7000, Membrane International INC جهت جداسازی محفظه کاتد از محفظه میانی مورد استفاده قرار گرفت. الکتروود آند از جنس گرافیت به صورت صفحه مسطح و گرمادیده در ۴۵۰ درجه سانتی گراد بود. الکتروود قبل از استفاده و به منظور حذف فلزات جزئی، به مدت ۴۸ ساعت در HCl 1M قرار گرفته و پس از آن با آب دیونیزه شسته شد. الکتروود کاتد از جنس پارچه کربنی ضد آب بود که یک طرف آن که در معرض کاتولیت قرار می گرفت، با پلاتین به میزان ۰/۵ mg/cm² پوشش داده شده و طرفی که در معرض هوا قرار می گرفت، با ۴ لایه تفلون (PTFE) پوشانده شده بود (۲۸). جهت پوشش پلاتین از پودر کربن- پلاتین ۴۰ درصد استفاده شد. به میزان هر یک میلی گرم پودر کربن پلاتین، مقدار ۰/۸۳ میکرو لیتر آب، ۶/۶۷ میکرو لیتر محلول نفیون ۵ درصد و ۳/۳۳ میکرو لیتر حلال ایزوپروپانول اضافه شده و پس از مخلوط کردن به صورت یکنواخت بر روی سمی از کاتد که باید در معرض کاتولیت قرار می گرفت، پوشش داده شد. پس از این مرحله، جهت خشک شدن در دمای اتاق به مدت ۲۴ ساعت قرار داده شد. در این گونه کاتدها به علت عدم استفاده از هوادهای الکتریکی، هیچ گونه نیازی به استفاده از انرژی الکتریکی نیست و در نتیجه هزینه های بهره برداری تا حدود بسیار زیادی کاهش می یابد. با توجه به نوع کاتد مورد استفاده در این طرح، راکتور مورد استفاده پیل نمک زدای میکروبی با کاتد هوایی (Air Cathode Microbial Desalination Cells (ACMDC)) نام گرفت. هم چنین به منظور عبور دادن الکترون های تولیدی از الکتروود آند به سمت کاتد از سیم تیتانیوم استفاده شد (۲۸). جهت اندازه گیری میزان جریان نیز از یک دستگاه ثبت داده ها استفاده شد. در تصویر شماره ۱ راکتور مورد استفاده به همراه دستگاه ثبت داده ها آورده شده است.

بهره برداری از راکتور

بهره‌برداری از راکتور به صورت منقطع بود و زمانی که ولتاژ خروجی به کم‌تر از 80mV می‌رسید، فاضلاب، کاتولیت و هم‌چنین آب شور واقع در محفظه میانی جایگزین می‌شد.

روش انجام آزمایشات:

EC آب شور و هم‌چنین EC، COD و pH فاضلاب ورودی و خروجی از راکتور اندازه‌گیری می‌شد. هر کدام از آزمایشات با سه بار تکرار انجام گرفت.

محاسبه پارامترها

با استفاده از روابط $I = \frac{V}{RA}$ و $P = \frac{V^2}{RA}$ ، ولتاژهای تولیدی توسط راکتور به چگالی توان الکتریکی (mW/m^2) و چگالی جریان الکتریکی (mA/m^2) از مساحت کاتد تبدیل گردید. با توجه به این که ولتاژ تولیدی در مقاومت خارجی ۱۰۰۰ اهم و مساحت سطح کاتد ۷/۰۷ سانتی متر مربع (کاتد از پارچه کربن با قطر مفید ۳ سانتی متر) به دست آمد، بنابراین مقادیر توان و جریان الکتریکی محاسبه شده بر حسب متر مربع از سطح کاتد بیان شد. در اکثر مطالعات مربوط به پیل های نمک‌زدای میکروبی حجم فاضلاب مورد استفاده با یکدیگر متفاوت می‌باشد. این در حالی است که یکی از پارامترهای تاثیر گذار بر روی میزان توان تولیدی توسط پیل‌ها، حجم فاضلاب مورد استفاده می‌باشد. بنابراین جهت مقایسه دقیق‌تر می‌توان مقدار توان تولیدی را به متر مکعب حجم فاضلاب تعمیم داد تا مقایسه در تمام مطالعات بر یک مبنا صورت پذیرد. در این مطالعه نیز توان تولیدی به صورت توان تولیدی در واحد حجم فاضلاب بیان شده است. هم‌چنین نرخ کاهش EC محفظه آب شور و COD فاضلاب از رابطه ذیل محاسبه گردید.

$$Q_e = \frac{C_i - C_t}{t}$$

در این فرمول، C_i و C_t : به ترتیب COD ورودی و خروجی از راکتور یا EC ورودی و خروجی از راکتور t: زمان ماند هیدرولیکی فاضلاب یا آب شور پس از بهره‌برداری از راکتور و تولید جریان الکتریکی و انجام آزمایش COD بر روی فاضلاب ورودی و خروجی از راکتور، بازده کولمبیک نیز بر اساس معادله ذیل محاسبه گردید:

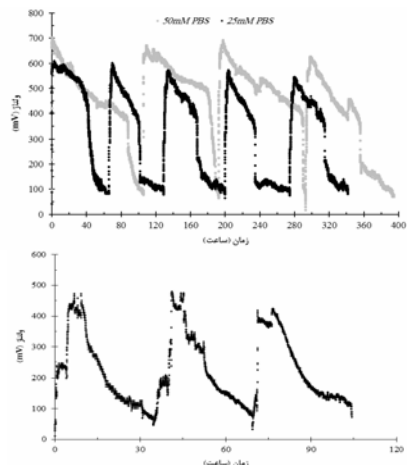
$$Q_e = \frac{8 \int_0^t Idt}{FV_{An} \Delta COD}$$

در این فرمول، I: چگالی جریان، t: مدت زمان، F: ثابت فارادی و V_{An} : حجم محفظه فاضلاب می‌باشد. آزمایشات بر اساس دستورالعمل کتاب استاندارد متد سال ۲۰۱۲ (آزمایش COD شماره ۵۲۲۰، آزمایش EC شماره ۲۵۱۰، آزمایش کلرور و pH شماره ۴۵۰۰) انجام شده و نتایج با استفاده از نرم افزار SPSS₂₀ مورد تجزیه و تحلیل قرار گرفت (۳۰).

یافته ها

رسم منحنی پلاریزاسیون:

قبل از مرحله بهره‌برداری از راکتور، منحنی پلاریزاسیون آن با استفاده از یک جعبه مقاومت ترسیم گردید. ولتاژ تولیدی در مقاومت های خارجی مختلف از ۱۰ تا 20000Ω ثبت گردید. نتایج منحنی پلاریزاسیون نشان داد که در مقاومت خارجی 1000Ω ، بیش‌ترین توان به دست می‌آید. بر این اساس، دانسیته‌های توان و جریان تولیدی در این مقاومت اندازه‌گیری و محاسبه گردید. در مطالعات مشابه هم عملکرد بهینه این گونه راکتورها در این مقاومت خارجی به دست آمده است (۳۱). پس از رسم منحنی پلاریزاسیون، مرحله بهره‌برداری از راکتور آغاز گردید. در ظرفیت بافری ۲۵ میلی مول در طی ۳۴۲ ساعت، پنج مرحله بهره‌برداری به صورت منقطع با فاضلاب مصنوعی و استات سدیم $1/64$ گرم بر لیتر



تصویر شماره ۲: نمودار تغییرات ولتاژ تولیدی در راکتور ACMD (الف) فاضلاب مصنوعی ۲۵ و ۵۰ میلی مول و منبع کربنی استات سدیم ۱/۶۴ گرم در لیتر، (ب) فاضلاب شهری با کاتولیت ۵۰ میلی مول

ولتاژهای تولیدی توسط راکتور در بهره‌برداری با فاضلاب شهری در تصویر شماره ۲ ب آورده شده است. همان‌گونه که در شکل نمایان است، متوسط حداکثر ولتاژ تولیدی در طی این سه مرحله برابر با $445 \pm 33 \text{ mV}$ و چگالی توان و جریان تولیدی به ترتیب برابر $293/1 \pm 1/5 \text{ mW/m}^2$ و $643/9 \pm 46/7 \text{ mA/m}^2$ به دست آمد. هم‌چنین متوسط حداکثر توان حجمی تولید شده نیز برابر با $5/18 \pm 0/03 \text{ W/m}^3$ حجم فاضلاب بود.

تغییرات فاضلاب و کاتولیت

در این مطالعه مقادیر و درصد تغییرات pH، EC و COD فاضلاب مصنوعی و شهری به همراه تغییرات در کاتولیت در راکتور در جدول شماره ۱ و تصاویر شماره ۳ و ۴ نشان داده شده است.

انجام شد که متوسط مدت زمان بهره برداری هر مرحله برابر با $68/35 \pm 4/57$ ساعت بود. در ظرفیت بافری ۵۰ میلی مول نیز در طی ۳۹۳ ساعت، چهار مرحله بهره برداری به صورت منقطع انجام شد که متوسط زمان هر بهره برداری در این ظرفیت بافری برابر با $97/80 \pm 8/35$ ساعت به دست آمد.

تولید الکتریسیته:

در طی این مدت در ظرفیت ۲۵ میلی مول، متوسط حداکثر ولتاژ تولیدی برابر با 579 ± 28 میلی ولت و در ظرفیت بافری ۵۰ میلی مول، طی چهار مرحله متوالی برابر با 667 ± 27 میلی ولت به دست آمد (تصویر شماره ۲ الف). در طی این مدت، متوسط حداکثر چگالی توان الکتریکی در دو ظرفیت بافری ۲۵ و ۵۰ میلی مول به ترتیب برابر با $474/2 \pm 1/1$ و $628/8 \pm 1/1$ mW/m^2 و چگالی جریان الکتریکی نیز در این دو ظرفیت بافری برابر با $818/9 \pm 39/2$ و $628/8 \pm 1/1$ mA/m^2 از مساحت کاتد به دست آمد. با توجه به این که حجم فاضلاب مورد استفاده در این تحقیق، ۴۰ میلی لیتر بود، بنابراین حداکثر توان حجمی تولیدی در ظرفیت بافری ۲۵ میلی مول برابر با $8/38 \pm 0/02$ و در ظرفیت بافری ۵۰ میلی مول $11/11 \pm 0/02$ W/m^3 به دست آمد. در بهره‌برداری از راکتور با فاضلاب شهری در طی ۱۰۴ ساعت، سه مرحله بهره‌برداری به صورت منقطع انجام شد که متوسط مدت زمان بهره‌برداری هر مرحله برابر با $34/76 \pm 0/24$ ساعت بود.

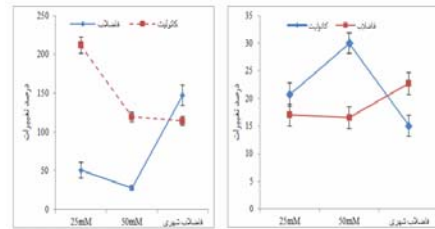
جدول شماره ۱: نتایج آزمایشات فاضلاب ورودی و خروجی به راکتور ACMD

متر	pH		EC		COD	
	ورودی	خروجی	ورودی	خروجی	ورودی	خروجی
25mM	۶/۹۹±۰/۰۱	۵/۸۰±۰/۰۱	۸/۴۴±۰/۰۴	۱۲/۷±۰/۰۹	۸۵±۴	۱۱۸±۹
	۷/۰۵±۰/۰۱	۸/۵۰±۰/۰۱	۴/۲۳±۰/۰۱	۱۳/۳±۰/۰۹	-	-
	-	-	۵۶/۳±۰/۲	۲۹/۱±۰/۸	-	-
50mM	۶/۸۷±۰/۰۲	۵/۸۸±۰/۰۲	۱۱/۳±۰/۰۱	۱۴/۴±۰/۰۳	۸۴۵±۴	۱۶۹±۱۰
	۶/۸۷±۰/۰۲	۵/۳۱±۰/۰۲	۷/۳±۰/۰۱	۵/۸±۰/۰۳	۳۰۸±۸	۷۳±۱۲
	۷/۰۴±۰/۰۳	۹/۱۵±۰/۰۱	۷/۳±۰/۰۱	۱۶/۰±۰/۰۷	-	-
	۷/۰۱±۰/۰۱	۸/۰۵±۰/۰۱۴	۷/۳±۰/۰۱	۱۵/۷±۰/۰۵	-	-
	-	-	۵۶/۳±۰/۰۶	۳۲/۳±۰/۰۵	-	-
	-	-	۵۶/۳±۰/۰۲	۳۰/۰±۰/۰۶	-	-

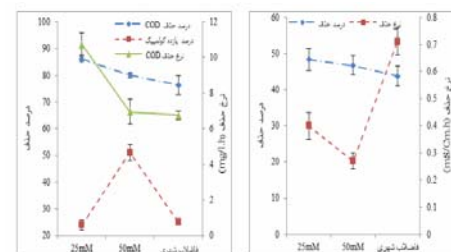
در این مطالعه هم چنین درصد حذف هدایت الکتریکی آب شور محفظه میانی در ظرفیت بافاری ۲۵ میلی مول ۴۸/۳۱، در ظرفیت بافاری ۵۰ میلی مول برابر با ۴۶/۷۱ و در فاضلاب شهری برابر با ۴۳/۷۲ درصد به دست آمد. بر این اساس نرخ حذف EC در راکتور ACMDC در ظرفیت بافاری ۲۵ و ۵۰ میلی مول به ترتیب برابر با 0.27 ± 0.03 mS/Cm.hr و 0.43 ± 0.04 mS/Cm.hr به دست آمد. در بهره برداری از راکتور با فاضلاب شهری هم نرخ حذف EC برابر با 0.71 ± 0.05 mS/Cm.hr بود. با توجه به نزدیک بودن راندمان حذف EC در دو ظرفیت بافاری و طولانی تر بودن زمان تولید ولتاژ در ظرفیت بافاری ۵۰ میلی مول، بنابراین نرخ حذف در ظرفیت های بافاری بالاتر، کم تر بود (جدول شماره ۱ و تصویر شماره ۴). با توجه به عبور یون های کلرور از محفظه میانی به محفظه فاضلاب، تغییرات این یون نیز مورد بررسی قرار گرفت. در ظرفیت بافاری ۲۵ میلی مول این یون از 1668 ± 6 میلی گرم در لیتر به 4591 ± 359 (21 ± 175 درصد تغییرات) و در ظرفیت بافاری ۵۰ میلی مول از 1681 ± 14 به 5323 ± 18 (2 ± 217 درصد تغییرات) و در فاضلاب شهری از 635 ± 15 به 2606 ± 304 میلی گرم در لیتر (53 ± 311 درصد تغییرات) رسید.

راندمان حذف COD فاضلاب

در این مطالعه، راندمان حذف COD توسط راکتور در ظرفیت های بافاری ۲۵ و ۵۰ میلی مول و هم چنین فاضلاب شهری به ترتیب برابر با 86 ± 1 ، 80 ± 1 و 76 ± 4 به دست آمد. در طی این مدت نرخ حذف COD در ظرفیت بافاری ۲۵ و ۵۰ میلی مول به ترتیب برابر با 6.95 ± 0.74 mg/L.hr و 10.74 ± 0.62 mg/L.hr بهره برداری از راکتور ACMDC با فاضلاب شهری هم نرخ حذف COD برابر با 6.77 ± 0.25 mg/L.hr به دست آمد.



تصویر شماره ۳: مقایسه درصد تغییرات فاضلاب مصنوعی با منبع کربنی ۱/۴۶ گرم در لیتر استات سدیم و فاضلاب واقعی در EC (الف) ACMDC، الف) pH



تصویر شماره ۴: نرخ و درصد حذف EC آب شور محفظه میانی در بهره برداری از راکتور با فاضلاب مصنوعی با منبع کربنی ۱/۴۶ گرم در لیتر استات سدیم و فاضلاب واقعی

بر این اساس بیشترین میزان تغییرات pH در فاضلاب شهری رخ داده است. این فاضلاب ظرفیت بافاری پائین تری نسبت به بافر ۲۵ و ۵۰ میلی مول داشت. پس از آن ظرفیت بافاری ۲۵ میلی مول تغییرات بیش تری داشت و در نهایت ظرفیت بافاری ۵۰ میلی مول کمترین میزان تغییرات pH را نشان داد. هم چنین درصد افزایش pH کاتولیت در بهره برداری از راکتور با فاضلاب مصنوعی در ظرفیت ۲۵ میلی مول برابر با 17.04 ± 1.22 درصد و در ظرفیت ۵۰ میلی مول برابر با 16.54 ± 1.47 درصد بود. تغییرات در pH کاتولیت با استفاده از فاضلاب شهری کمی بیش تر و برابر با 22.7 ± 1.88 درصد به دست آمد. با توجه به جدول شماره ۱ و هم چنین تصویر شماره ۳، بیشترین میزان تغییرات EC مربوط به فاضلاب شهری است که بیش تر از ۱۴۷ درصد تغییرات نشان داد.

نمک زدایی از آب شور

محاسبه بازده کولمبیک

عبور یون های Cl^- موجود در محفظه آب شور به سمت محفظه آند و یون های Na^+ به سمت محفظه کاتد می گردد. از طرف دیگر تفاوت TDS در محفظه میانی نسبت به فاضلاب باعث ایجاد گرادیان غلظت بالایی در دو طرف غشا شده و این تفاوت باعث می شود که یون های موجود در محفظه میانی به سمت الکترودهای نزدیک به خود در آند و کاتد حرکت کنند. بر این اساس نیرویی ایجاد می شود که پتانسیل اتصال^۱ نامیده می شود (۳۲).

$$\Delta\varphi_{jct} = \frac{RT}{F} \left| \sum_i z_i \ln \left(\frac{a_{i, sea}}{a_{i, wastewater}} \right) \right|$$

t: نسبت شار یونی به چگالی جریان در غشا، Z_i : ظرفیت یون i ، R : ثابت گازها ($8.31447 J/mol$)، T : درجه حرارت مطلق (کلوین)، F : ثابت فارادی ($96485 C/mol$) و a_i : اکتیویته یون های i در آب دریا و هم چنین فاضلاب می باشد که از رابطه ذیل قابل محاسبه است (۳۳):

$$\log \gamma = - \frac{0.5Z_i^2 \sqrt{I}}{1 + \sqrt{I}}$$

I: قدرت یونی محلول (mol/l) است که از رابطه ذیل محاسبه می گردد (۳۳):

$$I = 2.5 \times 10^{-5} \times TDS \left(\frac{mg}{L} \right)$$

$$TDS \left(\frac{mg}{L} \right) = 500 \times mS/Cm$$

به عنوان مثال برای غشای کاتیونی موجود در محلول NaCl، $t_{Na^+} = 1$ و $t_{Cl^-} = 0$ می باشد. در صورتی که اکتیویته آب شور برابر با $35 g/l$ و در فاضلاب $0.5 g/l$ باشد، بنابراین با 90% درصد عبور از غشا و در درجه حرارت 25 درجه سانتی گراد در غشاء آنیونی ولتاژ برابر با 0.2 ولت به دست خواهد آمد که این مقدار 30% درصد پتانسیل ناشی از الکترودها می باشد (۱۲). از طرف دیگر قدرت یونی آب شور نیز بر قابلیت هدایت الکتریکی اثر گذاشته و در نتیجه تولید ولتاژ و توان الکتریکی را در راکتور افزایش می دهد. در جدول

جهت محاسبه بازده کولمبیک بر مبنای COD مصرف شده ابتدا متوسط جریان الکتریکی تولیدی در طول مدت زمان تولید جریان محاسبه شد و بر اساس آن بازده کولمبیک محاسبه گردید. همان گونه که در تصویر شماره ۴ آمده است، بازده کولمبیک راکتور در ظرفیت های بافری 25 و 50 میلی مول به ترتیب برابر با $24 \pm 3\%$ و $51 \pm 3\%$ بود. این مقدار در بهره برداری با فاضلاب شهری برابر با $25 \pm 0\%$ به دست آمد.

بحث

اثر ظرفیت بافری بر جریان الکتریکی تولیدی در بهره برداری راکتور با فاضلاب مصنوعی متوسط زمان تولید ولتاژ در راکتور ACMDC با استفاده از فاضلاب مصنوعی، $2/81$ برابر فاضلاب شهری بود. این مسئله به علت کم تر بودن ظرفیت بافری فاضلاب شهری نسبت به فاضلاب مصنوعی در هر دو ظرفیت 25 و 50 میلی مول است (قلیائیت فاضلاب خانگی برابر با $60-120 mg/Las CaCO_3$ می باشد). بنابراین به نظر می رسد در صورتی که هدف اصلی از این گونه راکتورها، تولید جریان الکتریکی باشد، لازم است جهت بهینه سازی این گونه راکتورها جهت تصفیه فاضلاب شهری تحقیقات بیش تری انجام گیرد. مقایسه جریان الکتریکی تولیدی در دو ظرفیت بافری 25 و 50 میلی مول نشان داد که حداکثر ولتاژ تولیدی و به تبع آن چگالی های توان و جریان و توان حجمی در ظرفیت بافری 50 میلی مول به میزان قابل توجهی از ظرفیت بافری 25 میلی مول بیش تر است. این موضوع مشخص می کند که ظرفیت بافری فاضلاب تا حدود زیادی می تواند بر حداکثر ولتاژ تولیدی اثر بگذارد. در اثر تصفیه فاضلاب توسط باکتری های الکترون زای خارجی، الکترون های تولید شده از طریق سیم به سمت محفظه کاتد حرکت کرده و عدم تعادل یونی باعث

1. Junction potential

شماره ۲، مقادیر ولتاژ و چگالی توان های تولیدی به دست آمده از مطالعه حاضر با مطالعات سایر محققین در زمینه MDC ها مقایسه شده است. همان طور که در جدول شماره ۲ نشان داده شده است، چگالی های توان و جریان تولیدی توسط هر دو راکتور برحسب نوع سوبسترا، نوع الکترودها و غشاهای مورد استفاده و هم چنین میزان فاضلاب مورد استفاده متفاوت می باشد.

مقایسه جریان الکتریکی تولیدی در بهره برداری با فاضلاب مصنوعی و واقعی

مقایسه نتایج به دست آمده از بهره برداری از راکتور با استفاده از فاضلاب شهری نسبت به فاضلاب مصنوعی با استات سدیم ۱/۶۴ گرم در لیتر تفاوت های عمده ای را به خصوص در میزان ولتاژ تولیدی و هم چنین پایداری ولتاژ تولیدی نشان داد. به طوری که ولتاژ تولیدی با استفاده از فاضلاب شهری در راکتور

شماره ۲، مقادیر ولتاژ و چگالی توان های تولیدی به دست آمده از مطالعه حاضر با مطالعات سایر محققین در زمینه MDC ها مقایسه شده است.

همان طور که در جدول شماره ۲ نشان داده شده است، چگالی های توان و جریان تولیدی توسط هر دو راکتور برحسب نوع سوبسترا، نوع الکترودها و غشاهای مورد استفاده و هم چنین میزان فاضلاب مورد استفاده متفاوت می باشد.

مقایسه جریان الکتریکی تولیدی در بهره برداری با فاضلاب مصنوعی و واقعی

مقایسه نتایج به دست آمده از بهره برداری از راکتور با استفاده از فاضلاب شهری نسبت به فاضلاب مصنوعی با استات سدیم ۱/۶۴ گرم در لیتر تفاوت های عمده ای را به خصوص در میزان ولتاژ تولیدی و هم چنین پایداری ولتاژ تولیدی نشان داد. به طوری که ولتاژ تولیدی با استفاده از فاضلاب شهری در راکتور

مقایسه جریان الکتریکی تولیدی در بهره برداری با فاضلاب مصنوعی و واقعی

مقایسه نتایج به دست آمده از بهره برداری از راکتور با استفاده از فاضلاب شهری نسبت به فاضلاب مصنوعی با استات سدیم ۱/۶۴ گرم در لیتر تفاوت های عمده ای را به خصوص در میزان ولتاژ تولیدی و هم چنین پایداری ولتاژ تولیدی نشان داد. به طوری که ولتاژ تولیدی با استفاده از فاضلاب شهری در راکتور

جدول شماره ۲: مقایسه میزان توان حجمی تولیدی و راندمان نمک زدایی مطالعه حاضر با مطالعات سایر محققین

دفرنس	توان (W/m ²)	OCV (mV)	نوع کاتولیت	غلظت نمک (g/l)	سوبسترا (g/l)	نوع کاتد	نوع آنود	نوع غشای کاتیونی	نوع غشای آنیونی
(۲۳)	۲	۷۰۰	فری سیانید	۵-۳۵	استات ۱/۶	نمد کربنی	نمد کربنی	CM17000, Membranes International	AnAEM, DF120, Tianwei
(۲۴)	۰/۴۸	-	یافرفسفات	۵-۲۰	استات ۱	پارچه کربنی	پارچه کربنی	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
(۲۵)	۳۰/۸ W/m ³	-	یافرفسفات	۳۰	استات ۴	پارچه کربن با پلاتین	دانه های گرافیتی	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
(۲۵)	۱/۱۱ W/m ³	-	یافرفسفات	۳۵	استات ۳	پارچه کربن با پلاتین	برس کربنی	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
(۲۶)	۸/۰۱ W/m ³	۷۰۰	فری سیانید	۵/۸۵	فاضلاب	پارچه کربنی	گرافیت گرمادیده	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
(۲۸)	۰/۹۳۱	۵۰۰	یافرفسفات	۲۵ و ۵۰ میلی مول	استات ۱	پارچه کربنی	برس گرافیتی	CM17000, Membranes International	DF120, Tianwei
(۳۷)	۰/۳۶	۶۰۹	فری سیانید	۰/۷	استات ۱/۶	نمد کربنی	نمد کربنی	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
مطالعه حاضر	۰/۶۲۹	۹۰۰	یافرفسفات ۵۰ میلی مول	۳۵	استات ۱/۶۴	پارچه کربن با پلاتین	گافت مسطح گرمادیده	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
مطالعه حاضر	۰/۴۴	۹۰۰	یافرفسفات ۲۵ میلی مول	۳۵	استات ۱/۶۴	پارچه کربن با پلاتین	گافت مسطح گرمادیده	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
مطالعه حاضر	۱۱ W/m ³	۹۰۰	یافرفسفات ۵۰ میلی مول	۳۵	استات ۱/۶۴	پارچه کربن با پلاتین	گافت مسطح گرمادیده	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
مطالعه حاضر	۸ W/m ³	۹۰۰	یافرفسفات ۲۵ میلی مول	۳۵	استات ۱/۶۴	پارچه کربن با پلاتین	گافت مسطح گرمادیده	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc
مطالعه حاضر	۵ W/m ³	-	یافرفسفات ۵۰ میلی مول	۳۵	فاضلاب شهری	پارچه کربن با پلاتین	گافت مسطح گرمادیده	CM17000, Membranes International	AMI-7001, Membranes International Inc

سیانید توان بیش تری در مقایسه با اکسیژن تولید می‌کند، ولی به علت وجود سیانید در آن از نظر زیست محیطی مناسب نبوده و هم چنین بایستی به صورت مداوم جهت جلوگیری از کاهش توان ناشی از اتمام فری سیانید آن را جایگزین نمود (۳۶).

تأثیر pH

یکی از مهم ترین چالش ها در MDC، کاهش pH فاضلاب می‌باشد. قرار گرفتن الکترودها در محفظه‌هایی که با استفاده از غشاهای تبادل یونی از همدیگر جدا شده اند، باعث عدم تعادل در pH می‌شود. به منظور جلوگیری از اثر pH در فاضلاب مصنوعی از بافرهای فسفات در غلظت‌های ۲۵ و ۵۰ میلی مول استفاده شد که این مقدار معادل ۵۰ mN قلیائیت در pH برابر با ۷ است. این مقدار بسیار بالاتر از قلیائیت فاضلاب خانگی است. با توجه به همین موضوع و کم تر بودن خاصیت بافری فاضلاب شهری، میزان تغییرات pH فاضلاب در بهره‌برداری از راکتورها با فاضلاب شهری به میزان قابل ملاحظه‌ای بالاتر بود. تحقیقات نشان داده است که فعالیت باکتری‌های الکترون زای خارجی در pH پنج به مقدار قابل توجهی نسبت به pH هفت کاهش پیدا می‌کند (۳۸). بر این اساس حساسیت باکتری‌ها به pH پائین یکی از مهم ترین محدودیت‌ها در بهره‌برداری از پیل‌های نمک زدای میکروبی است. علاوه بر این، مطالعات نشان داده‌اند که در شرایط یکسان، pH‌های اولیه پائین تر در فاضلاب، توان تولیدی توسط پیل‌های میکروبی را کاهش داده‌اند (۳۹). بهترین عملکرد این گونه راکتورها در pH برابر ۷/۳ در فاضلاب به دست آمده است (۳۱). تغییرات pH در راکتورها در ظرفیت بافری ۵۰ میلی مول بیش تر از ۲۵ میلی مول بود که می‌تواند ناشی از مدت زمان طولانی تر بهره‌برداری از راکتورها در این ظرفیت بافری باشد.

تأثیر EC

به این که نیازی به منبع کربنی اضافی جهت انجام فرایند نیست، بنابراین تا حدود زیادی در هزینه‌های مربوط به حذف نیترات صرفه جویی خواهد شد (۳۸). وجود این گیرنده‌ها در فاضلاب شهری باعث می‌شود قسمتی از الکترون‌های تولید شده به جای عبور از الکترودها و انتقال به سمت الکتروکاتد، جذب این گیرنده‌ها شده و علاوه بر کاهش ولتاژ تولیدی، نوسانات زیاد ولتاژ را ایجاد کنند. هم چنین با توجه به وجود ترکیبات متنوع و تا حدودی پیچیده تر در فاضلاب شهری نسبت به فاضلاب مصنوعی استات سدیم، حداکثر ولتاژ تولید شده در بهره‌برداری با فاضلاب شهری به صورت قابل ملاحظه‌ای کم تر از فاضلاب مصنوعی بود. علت این امر می‌تواند تجزیه آسان تر استات توسط باکتری‌های الکترون زای خارجی نسبت به ترکیبات پیچیده موجود در فاضلاب باشد. باکتری‌های الکترون زای خارجی در حدود ۳ درصد باکتری‌های موجود در لجن فعال متداول را تشکیل می‌دهند. ایجاد شرایط مناسب برای فعالیت این باکتری‌ها در بهره‌برداری راکتورها با فاضلاب مصنوعی آسان تر از فاضلاب شهری بوده و به نظر می‌رسد در این شرایط این باکتری‌ها سریع تر و آسان تر به جمعیت غالب میکروبی در می‌آیند. این امر نیز می‌تواند یکی از دلایل بالاتر و پایدارتر بودن جریان تولیدی در فاضلاب مصنوعی نسبت به فاضلاب شهری باشد. همان گونه که عنوان شد، در این مطالعه، حداکثر توان حجمی به دست آمده توسط راکتور ACMDC در بهره‌برداری با فاضلاب شهری برابر با $5/18 \pm 0/03$ وات بر متر مکعب به دست آمد.

در مطالعه مشابهی که توسط Luo و همکاران با استفاده از فاضلاب شهری و توسط راکتور MDC انجام گرفت، توان حجمی $8/01$ وات بر متر مکعب به دست آمد. در این مطالعه الکترودهای کاتد و آند و هم چنین غشاهای تبادل یونی آنیونی و کاتیونی مشابه مطالعه ما بود، ولی از فری سیانید به جای اکسیژن در کاتولیت استفاده کرده بود. همان گونه که قبلاً عنوان شد، فری

حدود زیادی بالا ببرد. به نظر می‌رسد در صورتی که بتوان از افزایش شوری فاضلاب در MDC ها جلوگیری نمود می‌توان به کارائی‌های بالاتر در کاهش COD توسط این گونه راکتورها نیز دست یافته و استانداردهای زیست محیطی در زمینه COD پساب خروجی را بر آورده نمود. مطالعات نشان داده که برخی از باکتری‌ها که توانایی بیش‌تری در تحمل شوری دارند، در راکتورهایی مثل MDC ها می‌توانند غالب تر باشند (۴۲). از طرف دیگر راندمان راکتور ACMDC در کاهش EC آب شور بستگی زیادی به نسبت آب غیر شور (فاضلاب) به آب شور دارد. هر چقدر راندمان بالاتری مد نظر باشد، باید این نسبت افزایش پیدا کند. در این مطالعه نسبت فاضلاب به آب شور در حدود ۴ برابر بود. در مطالعات مشابه، مقادیر متفاوتی از میزان حذف بیان شده است. در جدول شماره ۳، درصد حذف شوری آب توسط راکتور MDC در مطالعات مختلف آورده شده و با نتایج این مطالعه مقایسه شده است. همان‌طور که در جدول شماره ۳ مشخص شده است، میزان حذف شوری در مطالعات مختلف بر حسب معماری پیل‌ها، نوع محلول‌های به کار رفته، فاصله بین ممبران‌ها و هم‌چنین نوع کاربرد پیل (تولید هیدروژن و یا تولید جریان الکتریسته) متفاوت می‌باشد (۴۳). هم‌چنین میزان حذف شوری در راکتورهای MDC تا حد زیادی به میزان شوری اولیه آب شور در محفظه میانی دارد (۱۲).

در این مطالعه بیش‌ترین میزان تغییرات EC مربوط به فاضلاب شهری بود. طبیعی است با افزایش شوری فاضلاب، فعالیت باکتری‌ها کاهش پیدا کرده و امکان تغییر در گونه‌های باکتریایی ایجاد خواهد شد. این تغییرات در نهایت ممکن است به کاهش تصفیه پذیری فاضلاب و هم‌چنین کاهش جریان الکتریکی توسط این گونه راکتورها منجر شود. بنابراین به نظر می‌رسد باید تحقیقات بیش‌تری بر روی شرایط عدم افزایش EC فاضلاب در حین انجام فرایند MDC انجام شود. این مسئله نشان می‌دهد که وجود محفظه میانی و ورود یون‌های کلور از آن به داخل محفظه فاضلاب می‌تواند شوری فاضلاب را افزایش داده و در نتیجه باعث کارایی کم‌تر راکتور MDC در حذف COD باشد. ورود یون‌های کلور موجود در محفظه میانی می‌تواند شوری فاضلاب را تا حدود زیادی بالا ببرد. مقدار کاهش یون‌های کلور محفظه میانی بیانگر این موضوع می‌باشد. همان‌طور که قبلاً عنوان شد، ورود یون‌های کلور به داخل فاضلاب باعث افزایش شوری شده و اثر معکوسی بر فعالیت باکتری‌های الکترون‌زای خارجی می‌گذارد (۴۱). این مسئله بر راندمان حذف COD توسط ACMDC نیز تاثیر گذاشته است. مشخص شده که اکسیداسیون فاضلابی با COD برابر با ۱۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر، می‌تواند باعث افزایش ۱۲۵ میلی‌مولی کلراید در محفظه فاضلاب شده و شوری فاضلاب را تا

جدول شماره ۳: مقایسه میزان حذف شوری آب با مطالعات مشابه در راکتور ACMDC

ردفنس	مشخصات آب شور			مشخصات کاتولیت			مشخصات فاضلاب			نوع فاضلاب
	درصد حذف	حجم	غلظت نمک (g/l)	نوع بافر	نوع ماده اکسید کننده	حجم	ظرفیت بافری	ظظت منبع کربنی		
(۲۳)	۹۳	۳ml	۳۵	۱۰۰.Ml	PBS	۳۰۰ml	۵۰	۱/۶	استات سدیم	
(۳۵)	۱۰۰	۰/۱l/d	۳۰	۴/۳l/d	H ₂ SO ₄	۱l/d	۱۰	۴	استات سدیم	
(۳۵)	۱۱	۰/۳l/d	۳۰	۴/۳l/d	H ₂ SO ₄	۱l/d	۱۰	۴	استات سدیم	
(۴۶)	۹۸	۰/۲l/d	۳۵	۵/۸l/d	H ₂ SO ₄	۵/۷l/d	۱۰	۳	استات سدیم	
(۴۶)	۷۴	۰/۲l/d	۳۵	۵/۸l/d	H ₂ SO ₄	۵/۷l/d	۱۰	۳	استات سدیم	
(۳۴)	۶۳	۱۴	۲۰	۱۴	PBS	۱۴	۵۰	۱-۲	استات سدیم	
(۴۲)	۳۷	۱۴	۲۰	۲۷	PBS	۱۴	۵۰	۲	استات سدیم	
(۴۴)	۹۸/۸	۱۷	۱۰	۱۴۴	PBS	۱۰۰	۵۰	۱	استات سدیم	
(۳۶)	۶۶	۶۰	۱۴/۲	۱۴۰	PBS	۵۳/۸	۱۴۰	-	فاضلاب	
(۲۸)	۳۴-۵۵	۱۴	۲۰	۱۴	PBS	۲۸	۲۵	۱	گزیلوز	
(۲۸)	۴۱	۷۵	۲۰	۷۳۵	PBS	۷۳۵	۱۰	۴	استات سدیم	
مطالعه حاضر	۴۸/۳۱	۱۰	۳۵	۱۰	PBS	۴۰	۲۵	۱/۶۴	استات سدیم	
مطالعه حاضر	۴۶/۷۱	۱۰	۳۵	۱۰	PBS	۴۰	۵۰	۱/۶۴	استات سدیم	
مطالعه حاضر	۴۳/۷۲	۱۰	۳۵	۱۰	PBS	۴۰	۵۰	-	فاضلاب شهری	

میلی مول، مدت زمان بیش تر تولید ولتاژ در شرایط مشابه است. به عنوان مثال مدت زمان تولید ولتاژ در ظرفیت ۵۰ میلی مول با استفاده از فاضلاب مصنوعی برابر با ۱۰۲ ساعت بود. این میزان در ظرفیت بافری ۲۵ میلی مول به ترتیب برابر با ۵۷ ساعت به دست آمد.

در جدول شماره ۴، نتایج این مطالعه با سایر مطالعات انجام گرفته در زمینه بازده کولمبیک در MDC ها آورده شده است. همان طور که ملاحظه می شود، بازده کولمبیک در این مطالعات برحسب نوع سوبسترای ورودی و هم چنین نوع بافر، غلظت نمک محفظه میانی، نوع کاتد و غیره متغیر می باشد.

در پیل های نمک زدای میکروبی، انرژی ناشی از مصرف سوبستراها هم صرف تنفس سلولی می شود و هم صرف رشد و تکثیر. در تنفس سلولی، باکتری های الکترون زای خارجی مواد آلی را اکسید کرده و الکترون هایی تولید می کنند که از میان یک سری آنزیم های تنفسی در داخل سلول عبور و برای سلول انرژی به شکل ATP تولید می کنند. در این حالت، کربوهیدرات ها با آزاد کردن الکترون توسط واکنش های آنزیمی اکسید می شوند. این الکترون ها در واسطه هایی مثل نیکوتین آمید آدنین دی نوکلئوتید (NADH) ذخیره شده و سپس برای سلول زنده انرژی فراهم می کنند. محل نهایی برای الکترون ها در پایان زنجیره تنفسی اکسیژن مولکولی O_2 می باشد. این واسطه ها می توانند الکترون ها را از زنجیره تنفسی با وارد

در صورتی که حذف شوری در حد ۶۰-۴۰ درصد مد نظر باشد، حجم فاضلاب در حد ۳-۲ برابر آب نمک زدایی شده کافی است (۲۸، ۴۱). در یک مطالعه لو و همکاران در نسبت حجم آب غیر شور به آب شور ۱۴ به ۱ با غلظت نمک 10 g/l به میزان حذف شوری برابر با ۹۹ درصد و در نسبت ۶ به ۱ به میزان حذف ۸۶ درصد دست یافتند (۴۴). بر این اساس به نظر می رسد با توجه به میزان کاهش EC آب شور توسط دستگاه ACMDC می توان در حال حاضر از آن به عنوان یک پیش تصفیه دستگاه اسمز معکوس استفاده نمود. در این صورت با توجه به میزان حدود ۵۰ درصدی کاهش EC آب شور، بنابراین هزینه های مصرف انرژی توسط دستگاه اسمز معکوس تا حدود زیادی کاهش یافته و علاوه بر آن می توان در صورت تجاری سازی دستگاه های ACMDC، بخشی از انرژی مورد نیاز سیستم اسمز معکوس جهت نمک زدایی از آب خروجی از دستگاه ACMDC را تامین نمود (۴۵).

بازده کولمبیک

با توجه به این که تولید توان هدف اصلی پیل های نمک زدای میکروبی است، بنابراین استخراج هر چه بیش تر الکترون های ذخیره شده در زیست توده (بازده کولمبیک) به منظور بازیابی هر چه بیش تر انرژی دنبال می شود. یکی از دلایل اصلی بالاتر بودن بازده کولمبیک در ظرفیت بافری ۵۰ میلی مول نسبت به ۲۵

جدول شماره ۴: مقایسه بازده کولمبیک در ACMDC با مطالعات مشابه

دفرنس	بازده کولمبیک (درصد)	مشخصات آب شور			مشخصات کاتولیت			مشخصات فاضلاب		
		حجم	غلظت نمک (g/l)	حجم	نوع بافر	نوع ماده اکسید کننده	حجم	ظرفیت بافری	غلظت منبع کربنی	نوع فاضلاب
(۳۵)	۱۱-۱۷	۰/۱۱/d	۳۰	۴/۳۱/d	H_2SO_4	اکسیژن	۱۱/d	۱۰	۴	استات سدیم
(۳۵)	۱۱-۱۷	۰/۴۱/d	۳۰	۴/۳۱/d	H_2SO_4	اکسیژن	۱۱/d	۱۰	۴	استات سدیم
(۳۴)	۵۳-۶۸	۱۴	۲۰	۱۴	PBS	اکسیژن	۵۰	۵۰	۱-۲	استات سدیم
(۴۲)	۱۶-۴۸	۱۴	۲۰	۲۷	PBS	هیدروژن	۱۴	۵۰	۲	استات سدیم
(۳۶)	۲۵/۴	۶۰	۱۴/۲	۱۴۰	PBS	فری سیانید	۵۳/۸	۱۴۰	-	فاضلاب
(۲۸)	۲۲-۵۲	۱۴	۲۰	۱۴	PBS	اکسیژن	۲۸	۲۵	۱	گزیلوز
مطالعه حاضر	۲۴	۱۰	۳۵	۲۰	PBS	اکسیژن	۴۰	۲۵	۱/۶۴	استات سدیم
مطالعه حاضر	۵۱	۱۰	۳۵	۲۰	PBS	اکسیژن	۴۰	۵۰	۱/۶۴	استات سدیم
مطالعه حاضر	۲۵	۱۰	۳۵	۲۰	PBS	اکسیژن	۴۰	۵۰	-	فاضلاب

نشان می دهند که بیش تر سوبسترا به مصرف تنفس سلولی با تولید انرژی می رسد.

کاهش لجن تولیدی

یکی از مواردی که در بهره برداری از راکتور ACMDC مشاهده گردید، میزان تولید لجن بسیار پائین در طول مدت بهره برداری بود. این موضوع می تواند ناشی از بازده سلولی پائین در این گونه راکتورها نسبت به فرایندهای متداول لجن فعال باشد. مطالعات نشان داده که بازده سلولی این گونه راکتورها در صورت استفاده از استات سدیم به عنوان منبع کربنی برابر با ۰/۱۶ می باشد (۴۷). این مقدار بسیار کم تر از بازده سلولی فرایندهای متداول تصفیه فاضلاب (۰/۴) می باشد. بنابراین میزان لجن تولیدی در این گونه راکتورها بسیار کم تر است. برخی از مطالعات میزان لجن تولیدی توسط این راکتورها را ۵۰ تا ۹۰ درصد کم تر از راکتورهای لجن فعال متداول عنوان کرده اند (۴۸). جهت تعیین دقیق مقدار لجن تولیدی در این گونه راکتورها و همچنین مشخصات آنها، مطالعات دقیق تری مورد نیاز است. همچنین در مدت زمان استفاده از این راکتور، هیچ گونه بوی بد ناشی از تجزیه بیهوایی احساس نگردید. این موضوع می تواند ناشی از عدم تولید گاز علی رغم تجزیه بیهوایی باشد.

سپاسگزاری

نویسندگان این مقاله از حمایت های پرسنل آزمایشگاه شرکت آب و فاضلاب و دانشکده بهداشت دانشگاه علوم پزشکی استان قم تشکر و قدردانی می نمایند.

کردن به غشاء خارج سلولی منتقل کنند، در نتیجه احیا شده و سپس در یک حالت احیا شده باقی می ماند تا الکترون ها را به الکتروود منتقل کنند. بنابراین اگر الکترون ها بتوانند به طور مستقیم از NADH و یا هر ترکیب الکترون برنده دیگری منتقل شوند، انتقال مستقیم الکترون صورت گرفته است. باکتری ها در حالت هوازی با مصرف استات دی اکسید کربن و آب تولید می کنند. ولی در غیاب اکسیژن پروتون و الکترون تولید می گردد. بر این اساس، الکترون های بازایی شده ناشی از تنفس بی هوازی در بازده کولمبیک محاسبه می شوند. بازده کولمبیک در بهره برداری از فاضلاب شهری و با استفاده از کاتولیت ۵۰ میلی مول کم تر از فاضلاب مصنوعی با کاتولیت ۵۰ میلی مول بود. علت اصلی آن را می توان به وجود گیرنده های الکترون مثل نیترات، سولفات و غیره در فاضلاب شهری مربوط دانست. وجود این گیرنده ها در فاضلاب شهری باعث می شود تا الکترون های تولیدی توسط باکتری های الکترون زای خارجی (در اثر کاهش COD) به جای این که از طریق سیم به سمت کاتد منتقل شده و در مسیر توسط دستگاه ثبت داده ها ثبت شوند، توسط این گیرنده های الکترون جذب شده و در فرایند محاسبه بازده کولمبیک قرار نگیرند. در حقیقت در فاضلاب های واقعی، به دلیل وجود این گیرنده های الکترون امکان دقیق اندازه گیری بازده کولمبیک مقدور نمی باشد. در صورتی که هدف اصلی از بهره برداری از پیل های نمک زدای میکروبی، تولید جریان الکتریسیته باشد، باید نسبت به جلوگیری از تداخل این گیرنده های الکترون در فرایند تولید جریان الکتریسیته اقدام نمود. بازده های کولمبیک بالاتر از ۵۰ درصد در راکتورهای MDC با ترکیبات خالص به عنوان سوبسترا در حقیقت

References

1. Sieros G, Chaviaropoulos P, Sørensen JD, Bulder B, Jamieson P. Upscaling wind turbines: theoretical and practical aspects and

their impact on the cost of energy. Wind Energ. 2012;15(1):3-17.

2. Lovley DR. Microbial fuel cells: novel microbial physiologies and engineering approaches. *Curr Opin in Biotechn.* 2006; 17(3): 327-332.
3. Sun Y, Wei J, Liang P, Huang X. Electricity generation and microbial community changes in microbial fuel cells packed with different anodic materials. *Bioresour Technol.* 2011; 102(23): 10886-10891.
4. Xiao L, Damien J, Luo J, Jang HD, Huang J, He Z. Crumpled graphene particles for microbial fuel cell electrodes. *Journal of Power Sources.* 2012;208:187-192.
5. Goh PS, Ismail AF, Ng BC. Carbon nanotubes for desalination: Performance evaluation and current hurdles. *Desalination.* 2013;308: 2-14.
6. Emamjomeh MM, Tari K, Jamali HA, Karyab H, Hosseinkhani M. Quality Assessment of Wastewater Treatment Plant Effluents for Discharge into the Environment and Reuse. *J Mazandaran Univ Med Sci.* 2017; 26(145): 283-292.(persian).
7. Wen Q, Zhang H, Chen Z, Li Y, Nan J, Feng Y. Using bacterial catalyst in the cathode of microbial desalination cell to improve wastewater treatment and desalination. *Bioresour Technol.* 2012; 125:108-113.
8. Chun Y, Ha PT, Powell L, Lee J, Kim D, Choi D, et al. Exploring microbial communities and differences of cartridge filters (CFs) and reverse osmosis (RO) membranes for seawater desalination processes. *Desalination.* 2012;298:85-92.
9. Blanco Gálvez J, García-Rodríguez L, Martín-Mateos I. Seawater desalination by an innovative solar-powered membrane distillation system: the MEDESOL project. *Desalination.* 2009;246(1-3):567-576.
10. Elimelech M, Phillip WA. The future of seawater desalination: Energy, technology, and the environment. *Science.* 2011; 333(6043): 712-717.
11. Werner CM, Logan BE, Saikaly PE, Amy GL. Wastewater treatment, energy recovery and desalination using a forward osmosis membrane in an air-cathode microbial osmotic fuel cell. *J Membrane Sci.* 2013; 428: 116-122.
12. Kim Y, Logan BE. Microbial desalination cells for energy production and desalination. *Desalination.* 2013;308:122-130.
13. Luo H, Xu P, Jenkins PE, Ren Z. Ionic composition and transport mechanisms in microbial desalination cells. *J Membrane Sci.* 2012; 409-410:16-23.
14. Yang Q, Feng Y, Logan BE. Using cathode spacers to minimize reactor size in air cathode microbial fuel cells. *Bioresour Technol.* 2012;110: 273-277.
15. Yu D-y, Wang G, Xu F-c, Chen L-m. Constitution and Optimization on the Performance of Microbial Fuel Cell Based on Sulfate-Reducing Bacteria. *Energy Procedia.* 2012; 16, Part C:1664-1670.
16. Quan X-c, Quan Y-p, Tao K. Effect of anode aeration on the performance and microbial community of an air-cathode microbial fuel cell. *Chem Eng J.* 2012; 210:150-156.
17. Yadav AK, Dash P, Mohanty A, Abbassi R, Mishra BK. Performance assessment of innovative constructed wetland-microbial fuel cell for electricity production and dye removal. *Ecol Eng.* 2012;47:126-131.
18. Mohan SV, Srikanth S. Enhanced wastewater treatment efficiency through

- microbially catalyzed oxidation and reduction: Synergistic effect of biocathode microenvironment. *Bioresour Technol.* 2011; 102 (22): 10210-1220.
19. Kiely PD, Cusick R, Call DF, Selembo PA, Regan JM, Logan BE. Anode microbial communities produced by changing from microbial fuel cell to microbial electrolysis cell operation using two different wastewaters. *Bioresour Technol.* 2011; 102 (1): 388-394.
 20. Li WW, Sheng GP, Liu XW, Yu HQ. Recent advances in the separators for microbial fuel cells. *Bioresour Technol.* 2011; 102(1): 244-252.
 21. Oh ST, Kim JR, Premier GC, Lee TH, Kim C, Sloan WT. Sustainable wastewater treatment: How might microbial fuel cells contribute. *Biotechnol Adv.* 2010;28(6):871-881.
 22. Yousefi Z, Zazouli MA, Mohamadpur Tahamtan RA, Ghorbanian Aleh Abad M. The Effect of Anaerobic Baffled Reactor Modified by Anaerobic Filter (ABR-AF) on Solid Waste Leachate Treatment. *J Mazandaran Univ Med Sci.* 2012; 21(86):27-36.
 23. Cao X, Huang X, Liang P, Xiao K, Zhou Y, Zhang X, et al. A new method for water desalination using microbial desalination cells. *Environ Sci Technol.* 2009; 43(18): 7148-7152.
 24. Kim Y, Logan BE. Series assembly of microbial desalination cells containing stacked electrodialysis cells for partial or complete seawater desalination. *Environ Sci Technol.* 2011;45(13):5840-5845.
 25. Kim Y, Logan BE. Simultaneous removal of organic matter and salt ions from saline wastewater in bioelectrochemical systems. *Desalination.* 2013;308:115-121.
 26. Brastad KS, He Z. Water softening using microbial desalination cell technology. *Desalination.* 2013;309 :32-37.
 27. Kokabian B, Gude VG. Photosynthetic microbial desalination cells (PMDCs) for clean energy, water and biomass production. *Environ Sci Processes Impacts.* 2013;15(12):2178-2185.
 28. Qu Y, Feng Y, Wang X, Liu J, Lv J, He W, et al. Simultaneous water desalination and electricity generation in a microbial desalination cell with electrolyte recirculation for pH control. *Bioresour Technol.* 2012;106(8):94-99.
 29. Qu Y, Feng Y, Wang X, Liu J, Lv J, He W, et al. Simultaneous water desalination and electricity generation in a microbial desalination cell with electrolyte recirculation for pH control. *Bioresour Technol.* 2012; 106(8):94-99.
 30. Rice EW, Baird RB, Eaton AD, Clesceri LS. Standard methods for the examination of water and wastewater. 22nd ed. American Public Health Association: Washington DC. 2012.
 31. Jia Q, Wei L, Han H, Shen J. Factors that influence the performance of two-chamber microbial fuel cell. *Int J Hydrogen Energ.* 2014;39(25):13687-13693.
 32. Asadi Ghalhari M, Mehrdadi N, Nabi Bidhendi G. Simultaneous Desalination of Sea Water and Electricity Production with New Membrane Technology, Air-Cathode Microbial Desalination Cells. *Curr World Environ.* 2015;10(1):115.
 33. Tchobanoglous G, Stensel H, Tsuchihashi R, Burton F, Metcalf & Eddy. *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*, Metcalf & Eddy. USA: New York , McGraw-Hill, 2014.

34. Mehanna M, Saito T, Yan J, Hickner M, Cao X, Huang X, et al. Using microbial desalination cells to reduce water salinity prior to reverse osmosis. *Energy & Environmental Science*. 2010; 3(8): 1114-1120.
35. Jacobson KS, Drew DM, He Z. Efficient salt removal in a continuously operated upflow microbial desalination cell with an air cathode. *Bioresour Technol*. 2011; 102(1):376-380.
36. Luo H, Xu P, Roane TM, Jenkins PE, Ren Z. Microbial desalination cells for improved performance in wastewater treatment, electricity production, and desalination. *Bioresour Technol*. 2012; 105: 60-66.
37. Qu Y, Feng Y, Liu J, He W, Shi X, Yang Q, et al. Salt removal using multiple microbial desalination cells under continuous flow conditions. *Desalination*. 2013;317:17-22.
38. Zhang F, He Z. Integrated organic and nitrogen removal with electricity generation in a tubular dual-cathode microbial fuel cell. *Process Biochem*. 2012;47(12):2146-2151.
39. He Z, Huang Y, Manohar AK, Mansfeld F. Effect of electrolyte pH on the rate of the anodic and cathodic reactions in an air-cathode microbial fuel cell. *Bioelectrochemistry*. 2008;74(1):78-82.
40. Sajana T, Ghangrekar M, Mitra A. Effect of operating parameters on the performance of sediment microbial fuel cell treating aquaculture water. *Aquacult Eng*. 2014; 61:17-26.
41. Zhang L, Ding L, Li C, Xu K, Ren H. Effects of electrolyte total dissolved solids (TDS) on performance and anodic microbes of microbial fuel cells. *African Journal of Biotechnology*. 2013;10(74):16897-16908.
42. Mehanna M, Kiely PD, Call DF, Logan BE. Microbial electro dialysis cell for simultaneous water desalination and hydrogen gas production. *Environ Sci Technol*. 2010;44(24):9578-9583.
43. Ping Q, He Z. Effects of inter-membrane distance and hydraulic retention time on the desalination performance of microbial desalination cells. *Desalination and Water Treatment*. 2014;52(7-9):1324-1331.
44. Luo H, Jenkins PE, Ren Z. Concurrent desalination and hydrogen generation using microbial electrolysis and desalination cells. *Environ Sci Technol*. 2011;45(1):340-344.
45. Buonomenna M G, Bae J. Membrane processes and renewable energies. *Renew Sust Energ Rev*. 2015;43:1343-1398.
46. Jacobson KS, Drew DM, He Z. Use of a liter-scale microbial desalination cell as a platform to study bioelectrochemical desalination with salt solution or artificial seawater. *Environ Sci Technol*. 2011; 45(10): 4652-4657.
47. Rabaey K, Lissens G, Siciliano SD, Verstraete W. A microbial fuel cell capable of converting glucose to electricity at high rate and efficiency. *Biotechnol Lett*. 2003; 25(18): 1531-1535.
48. Du Z, Li H, Gu T. A state of the art review on microbial fuel cells: A promising technology for wastewater treatment and bioenergy. *Biotechnol Adv*. 2007; 25(5):464-482.