

بررسی عملکرد سیستم SBAR در حذف COD حاصل از آلاینده نفتی و MTBE

شبنم تقی پور^۱، بیتا آیتی^{۲*}، مینا رضایی^۳

- ۱- کارشناسی ارشد مهندسی محیط زیست، دانشکده مهندسی عمران و محیط زیست، دانشگاه تربیت مدرس
- ۲- دانشیار گروه مهندسی محیط زیست، دانشکده مهندسی عمران و محیط زیست، دانشگاه تربیت مدرس
- ۳- کارشناسی ارشد مهندسی محیط زیست، دانشکده مهندسی عمران و محیط زیست، دانشگاه تربیت مدرس

*ayati_bi@modares.ac.ir

تاریخ پذیرش ۹۵/۰۷/۱۹

تاریخ دریافت ۹۵/۰۵/۰۲

چکیده

هدف از انجام پژوهش، بررسی قابلیت سیستم SBAR در تولید سریع گرانول‌ها و دستیابی به راندمان بالا در حذف آلاینده نفتی و MTBE بود. به این منظور از دو سیستم SBAR یکسان با سطح مقطع دایره‌ای به قطر خارجی ۸ cm و ارتفاع ۱۱۰ cm به همراه بالابرنده به قطر داخلی ۴ cm و ارتفاع ۹۰ cm استفاده شد. در سیستم اول (R₁) چهار سیکل ۶ ساعته برای تصفیه هیدروکربن‌های نفتی و در سیستم دوم (R₂) شش سیکل ۴ ساعته برای حذف MTBE در نظر گرفته شد. راندمان حذف COD در دو سیستم به ترتیب در بار آلی ۶۰۰ میلی‌گرم بر لیتر برابر ۸۱/۱ و ۸۴/۲ درصد و در ۵۰۰ میلی‌گرم بر لیتر معادل ۸۲/۸ و ۹۰٪ بدست آمد. با توجه به تغییرات بیوگرانول‌ها، COD بهینه معادل ۶۰۰ و ۵۰۰ میلی‌گرم بر لیتر به ترتیب برای دو سیستم انتخاب شد. با کاهش زمان ماند R₁ و R₂ به ترتیب به ۵ و ۳ ساعت، راندمان حذف آلاینده‌ها در COD بهینه هر سیستم به ترتیب به ۷۷/۸ و ۸۳/۴ درصد رسید. اولین گرانول‌ها در روز هفتم با اندازه ۰/۴ mm مشاهده شدند و در طول دوره راهبری به ترتیب به ۱/۳ cm و ۰/۶ cm رسیدند. دانسیته و سرعت ته‌نشینی گرانول‌ها در محدوده ۰/۰۲۵۲-۱/۱۹۹۸ g/mL و ۳/۰۲-۳/۳۲ cm/s در R₁ و ۰/۰۵-۰/۶۵۰۲ g/mL و ۰/۴-۰/۹ cm/s در R₂ قرار داشت. در دوره راهبری سیستم، سازگاری لجن به آلاینده ورودی سبب کاهش SVI₃₀ از مقدار اولیه ۲۷۷ mL/g به ۴۲-۶۵ mL/g شد. همچنین pH و DO در محدوده ۷/۸-۷/۲ و ۲-۶ mg/L نکه داشته شد تا ORP همواره بیشتر از ۱۰۰ mV باشد.

واژگان کلیدی: COD، گرانول هوازی، آلاینده نفتی، متیل ترشیاری بوتیل اتر.

۱- مقدمه

است که زیست تخریب پذیری کمتری نسبت به دیگر ترکیبات آلی دارد و اگر به آب‌های آزاد تخلیه شود، موجب آلودگی شدید زیست محیطی می‌شود [3].

فاضلاب ناشی از ترکیبات نفتی همچنین می‌تواند حاوی ماده متیل ترشیاری بوتیل اتر (MTBE) باشد که از بخش‌های مختلف صنعت نفت اعم از مناطق تولید نفت، پالایشگاه‌ها و خطوط حمل و

در پالایشگاه‌های نفت با توجه به مصرف مقدار زیاد آب برای استخراج و پالایش نفت خام، حجم قابل توجهی فاضلاب تولید می‌شود [1]. حجم پساب تولیدی تقریباً ۰/۴ تا ۱/۶ برابر حجم نفت پالایش شده شامل طیف متنوعی از آلاینده‌ها مانند نفت، فنل، سولفیدها، مواد جامد محلول، مواد جامد معلق و فلزات سمی می‌باشد [2]. در میان این آلاینده‌ها، نفت یکی از مهم‌ترین ترکیباتی

از انواع سیستم‌های بیولوژیکی می‌توان به سیستم SBAR¹ اشاره نمود که وجود گرانول‌ها، به دلیل داشتن ویژگی‌هایی از جمله قابلیت ته‌نشینی عالی، نگهداری بالای بیومس و مقاومت بالا در برابر تغییرات بار آلودگی و شوک، آن را به روشی نوین در تصفیه فاضلاب تبدیل نموده است [20]. وجود یک بالابرنده داخلی هم محور با استوانه خارجی و نیز حباب‌های هوای تزریقی توسط سنگ هوا، سبب حرکت چرخشی لجن درون راکتور شده که این امر سبب افزایش نیروی برشی وارده بر لجن و در نهایت تسریع عمل گرانول‌سازی می‌شود، گرانول‌های استفاده شده در این سیستم، تسریع کننده تصفیه فاضلاب است [4].

Miao و همکاران (۲۰۱۴)، تاثیر گرانول‌های موجود در سیستم SBAR را در کاهش ۲-۴-۶-تری کلرو فنل مورد مطالعه قرار دادند. هر سیکل آزمایش ۶ ساعت در نظر گرفته شده و pH و دما به ترتیب در محدوده ۷-۷/۸ و ۲۳-۱۷ درجه سلسیوس نگهداری شد. اولین گرانول‌ها در روز ۱۰ام مشاهده شدند. پس از ۴۲ روز راهبری سیستم، در دمای محیط و pH بهینه، قطر تقریبی گرانول‌ها در محدوده ۲-۱ میلی‌متر قرار داشت. نتایج نشان داد که پس از تولید گرانول، متوسط غلظت ترکیب و COD پساب خروجی به کمتر از ۸ و ۵۹ میلی گرم بر لیتر رسید و به ترتیب ۹۳ و ۹۰ درصد از آنها حذف شدند [21].

Rosman و همکاران (۲۰۱۴)، عملکرد سیستم SBAR را در تصفیه فاضلاب صنعت لاستیک سازی و اثر زمان ماند هیدرولیکی (۶، ۱۲ و ۲۴ ساعت) را بر مشخصات فیزیکی گرانول‌ها مورد آزمایش قرار دادند. نتایج نشان داد که سیستم در زمان هیدرولیکی ۶ ساعت عملکرد بهتری داشته و گرانول‌های تشکیل شده در این مدت اندازه بزرگتری داشته (۱/۹ تا ۲/۱ میلی‌متر) و سرعت ته‌نشینی و چگالی آنها به ترتیب برابر ۶۱ m/h و ۷/۸ gr/l بود. میزان حذف COD (بار آلی ورودی معادل $3/6 \text{ kgCOD m}^3 \text{ day}^{-1}$)، آمونیم و کل نیتروژن در زمان ماند هیدرولیکی ۶ ساعت به ترتیب برابر ۹۸/۴، ۹۲/۷ و ۸۹/۵ درصد بدست آمد [22].

قادری (۱۳۹۳)، به مقایسه کارایی سیستم‌های SBAR و MBBR در تصفیه فاضلاب سمی فرمالدئید در زمان ماند ۲۴ ساعت پرداخت. غلظت آلانده ورودی در محدوده ۰ تا ۶۰۰ میلی گرم بر

نقل، مخازن ذخیره بنزین و خطوط لوله موجب آلودگی آب‌های زیرزمینی شود [4]. MTBE یک ترکیب آلی سمی، قابل اشتعال و بسیار محلول در آب (۴۲ گرم بر لیتر) با فرمول $\text{C}_5\text{H}_{12}\text{O}$ است که به سرعت از ظروف در باز و آب‌های سطحی، تبخیر می‌شود و به عنوان یک افزودنی در بنزین برای افزایش عدد اکتان استفاده می‌شود. این ترکیب می‌تواند در آب‌های زیرزمینی به مدت طولانی باقی بماند [5].

با توجه به آثار هیدروکربن‌های نفتی بر منابع آب آشامیدنی، محصولات زراعی، چشم‌اندازهای طبیعی، ایجاد آلودگی اتمسفری و به خطر انداختن سلامت انسان‌ها، تصفیه پساب‌های نفتی ضروری به نظر می‌رسد.

روش‌های متداول استفاده شده در تصفیه پساب‌های نفتی شامل انواع فیزیکی مانند جذب سطحی [6]، جداسازهای ثقلی [7]، فیلتراسیون و فرایندهای غشایی [8]، سانتریفوژ [9] و انجماد [10]، روش‌های شیمیایی مانند انعقاد و لخته سازی [11]، فرایندهای اکسیداسیون پیشرفته [7] و بیولوژیکی مانند سیستم‌های لجن فعال [12]، UASB [13]، SBR [2] و MBBR [14] است. روش‌های مختلف فیزیکی، شیمیایی و بیولوژیکی برای تصفیه MTBE شامل جذب (کربن فعال گرانوله (GAC^{E}))، استفاده از زئولیت‌ها و رزین‌های تبادل یونی [15]، عریان‌سازی^۵ [16]، فرایندهای اکسیداسیون پیشرفته (AOP) [17]، اکسیداسیون الکتروشیمیایی [18] و تجزیه بیولوژیکی وجود دارد [19].

اگرچه روش‌های فیزیکی و شیمیایی بسیاری برای حذف این آلودگی‌ها وجود دارد اما دلائلی از قبیل عدم صرفه اقتصادی، تولید محصولات جانبی و راندمان کم، نیاز به مصرف مواد شیمیایی و استفاده از روش‌های تصفیه تکمیلی در کنار روش‌های فوق برای افزایش راندمان [4] و در مقابل، نوع طراحی، سازگاری بیشتر با محیط زیست، عملکرد انعطاف پذیر و کنترل راحت سیستم‌های بیولوژیکی، سبب شده فرایندهای تجزیه بیولوژیکی همواره مورد توجه پژوهشگران قرار گیرند [2].

- 1 Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor
- 2 Sequencing Batch Reactor
- 3 Moving Bed Biological Reactor
- 4 Granular Activated Carbon
- 5 Air Stripping

سیستم برقی PLC^۱ برای کنترل دقیق ورودی و خروجی سیستم استفاده شد. شیر برقی‌ها با استفاده از سیم‌های ارتباطی به PLC با استفاده از کابل‌های مخصوص به کامپیوتر متصل و زمان‌های مورد نظر برای هر مرحله برنامه‌نویسی شد. قابل ذکر است نرخ تبادل حجمی در راکتورها برابر ۵۰٪ بود. در شکل (۱)، پابلوت و سیستم‌های استفاده شده در این پژوهش به صورت شماتیک ارائه شده است.

در طول دوره راهبری سیستم‌ها به منظور حفظ شرایط محیطی مناسب برای فعالیت میکروارگانیسم‌ها، پارامترهای کنترلی مانند pH، اکسیژن محلول و ORP^۲ به طور دوره‌ای تنظیم و بررسی شد. دما در مدت دوره آزمایش در ۲۵ درجه سلسیوس و میزان اکسیژن محلول و pH به ترتیب در محدوده ۲-۶ mg/L و ۷/۲-۷/۸ تنظیم شد. ORP همواره بالای ۱۰۰ و تغییرات ORP و اکسیژن محلول نسبت به هم متناسب بود. برای ایجاد امکان مقایسه عملکرد دو سیستم، غلظت MLSS در حدود ۳۵۰۰-۳۸۰۰ mg/L (نسبت MLVSS/MLSS در محدوده ۰/۷۵-۰/۸۲) نگه داشته شد.

شکل ۱. شماتیک سیستم‌های استفاده شده در این پژوهش

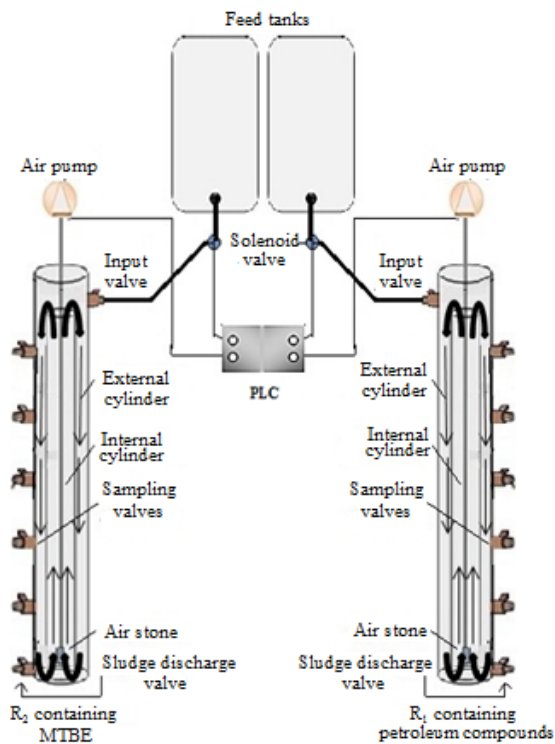


Fig. 1. Schematic of the systems used in the research

لیتر قرار داشت. نتایج این پژوهش بیانگر مناسب بودن هر دو سیستم برای تصفیه این آلاینده در غلظت‌های پایین بود بطوریکه راندمان حذف آلاینده در غلظت ۱۰۰ mg/L در هر دو سیستم برابر ۱۰۰ درصد بود [23].

سیروس رضایی (۱۳۸۸)، در سیکل ۴ ساعته به مطالعه قابلیت سیستم SBAR در تصفیه فاضلاب با منبع کربنی گلوکز پرداخت. در این پژوهش، نرخ بارگذاری تا ۱۵۰۰ میلی‌گرم بر لیتر افزایش داده شد. راندمان حذف در ورودی بهینه ۹۰۰ mg/l برابر ۹۶/۴ درصد و قطر گرانول‌های تشکیل شده در محدوده ۰/۵-۰/۵ میلی‌متر بود [24]. با تکیه بر نتایج پژوهش‌های انجام شده و با استفاده از این سیستم، می‌توان به توانایی بالای بیوگرانول‌ها در تصفیه فاضلاب پی برد. از آنجایی که تصفیه این آلاینده‌ها معمولاً با روش‌های پرهزینه شیمیایی انجام می‌شود، بررسی قابلیت سیستم SBAR در مقیاس آزمایشگاهی و نیز تاثیر گرانول‌ها در تصفیه هیدروکربن‌های نفتی و ماده سرطان‌زای MTBE از اهداف مهم این پژوهش بود. همچنین در این پژوهش زمان ماند و مقدار COD ورودی بهینه و نیز چگونگی عملکرد گرانول‌ها (از جمله سرعت ته‌نشینی، چگالی، اندازه، نرخ گرانول‌سازی) در حضور ترکیبات سمی تعیین شد.

۲- مواد و روش‌ها

۱-۲- سیستم SBAR

پابلوت‌های استفاده شده در این پژوهش از جنس پلکسی‌گلاس با ضخامت ۳ میلی‌متر و حجم مفید ۳/۶ لیتر بودند. ابعاد استوانه خارجی ۱۱۰×۸ cm با ارتفاع آزاد ۶ cm و ابعاد استوانه داخلی ۹۰×۴ cm بود. دوره کار راکتور ۴ سیکل ۶ ساعته برای تصفیه هیدروکربن‌های نفتی (R₁) در نظر گرفته شد که شامل ۲ دقیقه خوراک‌دهی، ۳۱۲ دقیقه هوادهی و واکنش، ۲۴ دقیقه ته‌نشینی، ۷ دقیقه تخلیه و ۱۵ دقیقه سکون بود. همچنین ۶ سیکل ۴ ساعته برای حذف MTBE (R₂) در نظر گرفته شد که شامل ۲ دقیقه خوراک‌دهی، ۲۱۰ دقیقه هوادهی و واکنش، ۵ دقیقه ته‌نشینی، ۸ دقیقه تخلیه و ۱۵ دقیقه سکون بود. به دلیل پیچیدگی فاضلاب نفتی، مدت زمان بیشتری برای تصفیه این فاضلاب در نظر گرفته شد. به دلیل کوتاه بودن سیکل‌ها و فاصله زمانی کم بین مراحل مختلف، از

1 Programmable Logic Controller

2 Oxidation Reduction Potential

درصد بدست آمد که می‌توان نتیجه گرفت، تجزیه بیولوژیکی نقش اصلی در حذف این آلاینده داشته است.

۲-۲- چگونگی تهیه خوراک ورودی

بذر میکروبی به منظور راه‌اندازی سیستم SBAR از لجن فعال برگشتی حوض هوادهی تصفیه‌خانه فاضلاب شهری اکباتان تهران تهیه شد. برای دستیابی به ترکیبی مشابه با پساب نفتی پالایشگاه نفت تهران در سیستم R_1 ، از ترکیب نفت خام با گازوئیل به نسبت ۲ به ۱ استفاده شد. برای جلوگیری از ورود هیدروکربن‌های خیلی سبک و خیلی سنگین به راکتور پیش از ورود مخلوط به سیستم، به مدت ۴۸ ساعت در شرایط هوادهی مشابه با بیوراکتور، قرار داده شد تا ترکیبات سبک، همراه با بخار آب (وارد شدن به فاز گاز) از محیط خارج و هیدروکربن‌های سنگین به دیواره‌های ظرف بچسبد [27]. برای تامین خوراک سیستم R_2 ، از فاضلاب سنتزی تهیه شده با MTBE استفاده شد.

۲-۳- سازگاری میکروارگانیسم‌ها، افزایش بار و بهینه‌سازی زمان

شروع به کار هر دو سیستم در مرحله سازگاری با استفاده از منبع کربنی گلوکز با بارگذاری اولیه 200 mg/L در هر سیکل (معادل $0.8 \text{ Kg/m}^3\text{d}$) آغاز شد. پس از سازگاری کامل لجن با میزان آلاینده ورودی و رسیدن راندمان حذف COD به مقدار پایا، از میزان گلوکز تزریقی ۱۰ درصد کاسته و به همان میزان به مقدار آلاینده افزوده شد. با سازگاری میکروارگانیسم‌ها به میزان آلاینده ورودی، سهم بار آلی به ترتیب به ۲۰، ۳۰، ۴۰ درصد افزایش و میزان گلوکز به میزان ۸۰، ۷۰، ۶۰ درصد کاهش یافت. این روند تا جایی ادامه یافت که در نهایت ۱۰۰ درصد خوراک تزریقی به دو سیستم به ترتیب حاوی ترکیبات هیدروکربنی (R_1) و MTBE (R_2) با COD معادل 200 mg/L بود. با این روش اگرچه زمان بیشتری برای سازگاری میکروارگانیسم‌ها صرف شد، اما نتیجه کار از اطمینان بیشتری برخوردار بود. در این دوره راندمان حذف راکتور در هر مرحله اندازه‌گیری شده و عملکرد میکروارگانیسم‌ها پیوسته ارزیابی شد.

به منظور بررسی پایداری گرانول‌ها و بهینه‌سازی زمان و به تبع آن کاهش هزینه‌های بهره‌برداری، زمان ماند راکتورها تغییر داده شد. مدت زمان هریک از مراحل خوراک‌دهی، هوادهی، ته‌نشینی، تخلیه

در این پژوهش از گلوکز [21]، هیدروکربن نفتی و MTBE برای تامین منبع کربن، از اوره برای تامین نیتروژن و از ترکیب پتاسیم دی هیدروژن فسفات و دی پتاسیم فسفات برای تامین فسفر و از اسید فسفریک و هیدروکسید سدیم برای کنترل pH استفاده شد. میزان اسید فسفریک استفاده شده، در مقایسه با میزان فسفر مورد نیاز سیستم قابل چشم‌پوشی کردن بود. با توجه به هوای بودن سیستم نسبت کربن به مواد مغذی به کار رفته $C:N:P=100:5:1$ بود. علاوه بر مواد مغذی اصلی از مخلوط مواد ریز مغذی شامل MgSO_4 ، 0.1 mg/L CuSO_4 ، 2 mg/L Ca(OH)_2 ، 7 mg/L Al(OH)_3 ، 0.2 mg/L $\text{COCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ و 5 mg/L $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ و 0.1 mg/L MnSO_4 برای رشد میکروارگانیسم‌ها استفاده شد [25].

برای انجام آزمایش‌ها و تعیین پارامترهای اصلی و کنترلی از تجهیزاتی شامل DO متر مدل Hach LDO-HQ30، ORP متر مدل Hach LDO-HQ30، pH متر مدل Metrohm-691، اسپکتروفتومتر Hach-DR4000 برای تعیین COD (به روش ریفلکس بسته بر اساس رنگ-سنجی)، از دستگاه TOG/TPH Analyzer مدل Infracal برای اندازه‌گیری TPH، از TEM¹ مدل LEO906-Zeiss ساخت کشور آلمان برای تهیه تصاویر میکروارگانیسم‌ها، از سانتریفوژ مدل Sigmoid ساخت کشور آلمان به منظور جداسازی ذرات معلق و کلونیدی از محلول، از آون ساخت کشور ایران مدل ATF برای تعیین میزان MLSS از کوره مدل Hanyoung-M11L-1100 ساخت کشور کره برای تعیین میزان MLVSS استفاده شد. تمامی این آزمایش‌ها طبق کتاب روش‌های استاندارد آب و فاضلاب انجام شد [26].

برای تعیین سرعت سقوط آزاد گرانول‌ها، تعدادی گرانول درون استوانه مدرج حاوی ۱ لیتر آب معمولی رها شده و مدت زمان متوسط که طول مشخصی را طی نمایند، اندازه‌گیری شد [18]. روند نمونه‌برداری برای اندازه‌گیری نرخ گرانول‌سازی، به این صورت بود که پس از نمونه‌برداری حجم مشخص، برای محاسبه نرخ گرانول‌سازی درصد حجمی گرانول‌های موجود به حجم اولیه (۵۰ سی‌سی) تقسیم شد.

با توجه به فرار بودن MTBE، نقش سه سازوکار عریان سازی، جذب سطحی و تجزیه بیولوژیکی در حذف این آلاینده مورد آزمایش قرار گرفت و به ترتیب ۲۸، ۱/۱۸ و ۷۰/۸۲

سیکل در سیستم R_2 نسبت به R_1 کمتر بود، اما راندمان حذف بالاتری داشته است که می‌تواند به دلیل وجود ترکیبات پیچیده کمتر در MTBE نسبت به نفت باشد. راندمان حذف در COD معادل ۵۰۰ میلی گرم بر لیتر در R_1 و R_2 به ترتیب برابر ۸۲/۸ و ۹۰ درصد بود. Diya'uddeen و همکاران (۲۰۱۴)، با ترکیب فستون و سیستم SBAR (به عنوان پیش تصفیه)، در زمان ماند ۱۰ ساعت، $[H_2O_2]/[COD_0]$ برابر ۶ و $[H_2O_2]/[Fe^{2+}]$ برابر ۱۰، توانستند به ترتیب ۷۶/۵ و ۴۵ درصد از پساب نفتی را حذف کنند. COD ورودی در این تحقیق برابر 1259 mg/l بود [28].

۲-۳- تعیین زمان ماند بهینه

برای تعیین زمان ماند بهینه، راندمان حذف آلاینده در بار آلی ورودی بهینه در زمان ماند های ۶، ۵، ۴ و ۳ ساعت در سیستم R_1 و ۴، ۳ و ۲ ساعت در سیستم R_2 مورد بررسی قرار گرفت. نتایج در شکل (۳-الف و ۳-ب) قابل مشاهده است.

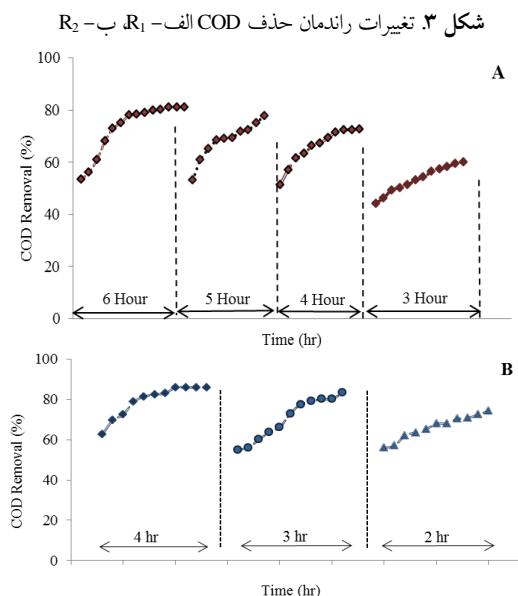


Fig. 3. Variation of COD removal efficiency in: A) R_1 , B) R_2

راندمان حذف آلاینده نفتی (در سیستم R_1) در سیکل ۶ ساعته در مرحله افزایش بار، ۸۲/۷ درصد بدست آمده بود که این مقدار، با توجه به نمودار (۳-الف)، در سیکل ۵ ساعته بعد از ۱۷ سیکل به مقدار ثابت ۷۷/۸ درصد رسید که بیانگر توانایی بالای سیستم در حذف این آلاینده است.

در سیکل ۴ ساعته، راندمان حذف آلاینده نفتی پس از ۲۴

و سکون به نسبت (زمان ماند کاهش یافته/ زمان ماند اصلی) کاهش داده شد.

۳- نتایج و بحث

۱-۳- تغییرات حذف COD

با پایان دوره سازگاری (پس از ۵۹ روز)، مرحله افزایش بار با نرخ بارگذاری ۲۲۵ میلی گرم در لیتر در هر سیکل (معادل $0.9 \text{ Kg/m}^3\text{d}$) از آلاینده نفتی و MTBE آغاز شد. سپس بار آلی ورودی به دو راکتور تا COD معادل 500 mg/L با افزایش پله‌ای ۲۵ میلی گرم در لیتر در هر دوره بارگذاری و از COD معادل 500 mg/L به صورت پله‌ای و با گام 50 mg/L ، به راکتورها تزریق شد. بطور میانگین ۵/۲ روز زمان برای رسیدن به حالت پایا با هربار افزایش بار نیاز بود. نتایج حاصل از راندمان حذف COD در دوره افزایش بار که ۹۰ روز به طول انجامید، در شکل (۲) ارائه شده است.

شکل ۲. راندمان حذف COD طی ۹۰ روز ($OLR_{in}=0.9-2.4 \text{ Kg/m}^3\text{d}$)

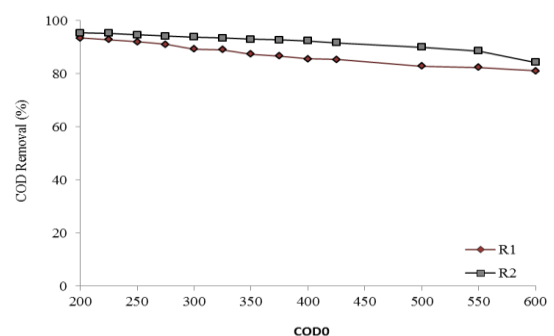


Fig. 2. COD Removal efficiency within 90 days ($OLR_{in}=0.9-2.4 \text{ Kg/m}^3\text{d}$)

همانطور که ملاحظه می‌شود، با افزایش مقدار آلاینده، راندمان حذف کاهش یافته که می‌تواند به دلیل کاهش توانایی لجن در تحمل آلاینده سمی ورودی باشد. راندمان حذف COD در سیستم‌های R_1 و R_2 در بار آلی ۶۰۰ میلی‌گرم بر لیتر به ترتیب برابر ۸۱/۱ و ۸۴/۲ درصد بود. با کاهش تعداد گرانول‌ها و متلاشی شدن آنها، بیشترین مقدار COD قابل تحمل توسط میکروارگانیسم‌ها با راندمان حذف قابل قبول به عنوان COD بهینه در نظر گرفته شد که معادل ۶۰۰ (معادل $2/4 \text{ Kg/m}^3\text{d}$) و ۵۰۰ (معادل $2 \text{ Kg/m}^3\text{d}$) میلی گرم بر لیتر برای راکتورهای R_1 و R_2 بود. با وجود اینکه مدت زمان

است [29]. در این حالت، میزان کدورت خروجی نیز افزایش یافت که ناشی از فروپاشی گرانول‌های بالغ‌تر بود. با کاهش تعداد گرانول‌ها، افت چشمگیری در راندمان حذف مشاهده شد. در حالت کلی سیستم R_1 به دلیل داشتن گرانول‌های چگال‌تر و مقاوم‌تر، سریع‌تر از سیستم R_2 به حالت عادی بازگشت.

شکل ۴: روند حذف COD پس از اعمال شوک در R_1 و R_2 با COD_{in} ورودی به ترتیب ۲۴۰۰ mg/l و ۲۰۰۰ mg/l

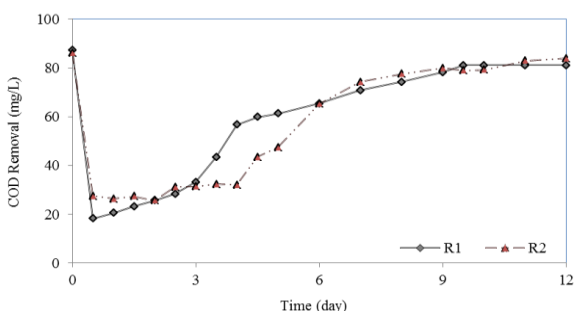


Fig. 4. COD removal efficiency after shock in R_1 and R_2 with COD_{in} equal to 2400 and 2000 mg/l, respectively

۳-۴-SVI₅/SVI₃₀ و SVI₃₀

مقدار SVI₅ و SVI₃₀ اولیه در حدود ۲۷۷ mL/g و ۲۹۴ mL/g قرار داشت. طی ۵۷-۵۱ روز این مقادیر به ۵۸ mL/g و ۷۵ mL/g کاهش یافت. کاهش SVI نشان‌دهنده تشکیل گرانول است [28]. شکل (۵) روند تغییرات SVI را نشان می‌دهد.

شکل ۵: روند تغییرات SVI در طول دوره بهره برداری

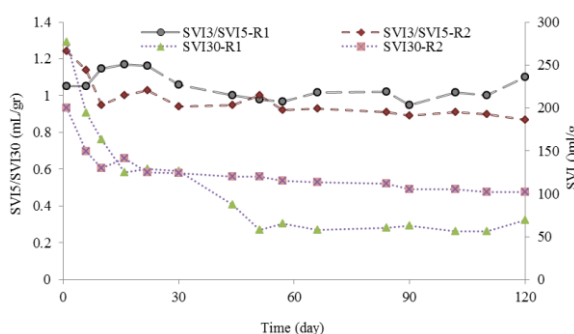


Fig. 5. SVI variation during operation period

مقدار SVI بیوراکتورها پس از دوره سازگاری و قبل از اعمال شوک در محدوده قابل قبول ۶۵-۴۲ mL/g قرار داشت. مقادیر گزارش شده توسط Adav و همکاران نیز در همین محدوده قرار دارد (کاهش SVI از مقدار اولیه ۲۰۰ به ۶۰ میلی لیتر بر گرم) [30]. با اعمال شوک بر سیستم‌ها مقدار SVI₅ و SVI₃₀ در R_1 و R_2 حدوداً به

سیکل به مقدار ثابت ۷۲/۸ درصد رسید. با کاهش زمان ماند سیستم به ۳ ساعت، راندمان حذف پس از ۲۷ سیکل به ۵۹/۹ درصد کاهش یافت. با کاهش زمان ماند و به تبع آن کاهش زمان واکنش، میکروارگانیسم‌ها کمتر قادر به شکستن ترکیبات و نیز مصرف آلاینده بودند، پس کاهش راندمان حذف با کاهش زمان ماند، طبیعی به نظر می‌رسد.

نتایج مربوط به سیستم R_2 ، در نمودار (۳-ب) قابل مشاهده است. راندمان حذف MTBE در سیکل ۴ ساعته در مرحله افزایش بار، ۹۰٪ بدست آمده بود که این مقدار در سیکل ۳ ساعته بعد از ۲۶ سیکل، به مقدار ثابت ۸۳/۴ درصد رسید که نشان دهنده عملکرد مناسب سیستم در حذف آلاینده در زمان ماند تعیین شده است. طبق نتایج، با کاهش زمان ماند از ۳ ساعت به ۲ ساعت، راندمان حذف به ۷۴/۵ درصد کاهش یافت.

از آنجایی که با کاهش زمان ماند مصرف انرژی کاهش یافته و در هزینه‌ها صرفه جویی می‌شود و اینکه راندمان حذف کاهش چشمگیری نداشته است، سیکل‌های ۵ ساعته و ۳ ساعته به ترتیب به عنوان زمان‌ماند بهینه برای سیستم‌های R_1 و R_2 انتخاب شدند.

۳-۳- بررسی قابلیت سیستم در شرایط شوک دهی

به منظور بررسی اثر شوک بار آلی بر کارایی بیوراکتورها، غلظت آلاینده در یک سیکل به ۴ برابر مقادیر بهینه افزایش داده شد. همان‌گونه که در نمودار (۴) ملاحظه می‌شود، اعمال شوک در ابتدا راندمان حذف COD را در R_1 و R_2 به شدت کاهش داد و از ۸۱/۱ و ۹۰ به ترتیب به ۱۸/۲ و ۲۸٪ رساند. در سیکل‌های بعدی دوباره خوراک با COD بهینه به راکتورها تزریق شد و مدت زمان مورد نیاز برای بازگشتن راندمان حذف به مقدار بهینه قبل از اعمال شوک، بررسی شد. نتایج نشان داد که راندمان حذف در R_1 و R_2 پس از ۴۵ سیکل به مقادیر ثابت ۸۱ و ۸۳/۴ درصد رسید.

با توجه به مشاهدات انجام شده، افزایش ناگهانی در غلظت آلاینده باعث بهم خوردن تعادل میکروارگانیسم‌ها و کاهش سریع در اندازه گرانول‌ها شد [29].

Long و همکاران (۲۰۱۵)، نیز در پژوهش خود گزارش کردند که با افزایش OLR، گرانول‌های بزرگ شکستند که به دلیل غیرقابل تحمل بودن مقدار آلاینده ورودی برای گرانول‌ها بوده

برخلاف سیستم R_1 ، گرانول‌های تشکیل شده در سیستم R_2 ، گرد و بدون حاشیه بودند. اندازه این گرانول‌ها در انتهای دوره سازگاری، برابر $4/2$ mm بود. با گذشت زمان (پس از ۳ ماه) و افزایش بار آلی اندازه گرانول‌ها به $4/4$ و رنگ آنها به قهوه‌ای تیره تغییر یافت.

در شکل (۷) روند افزایش میانگین اندازه گرانول‌ها در دو بیوراکتور مقایسه شده است. اگرچه با هربار تغییر خوراک و نیز افزایش بار آلی ورودی، میانگین اندازه گرانول‌ها اندکی کاهش می‌یافت ولی با سازگاری به آلاینده، دوباره به اندازه قبلی برگشت.



Fig. 7. Increasing the granules in R_1 and R_2

در شکل (۸) به مقایسه روند تغییرات اندازه گرانول‌ها طی مرحله افزایش بار پرداخته شده است. بطور کلی تغییرات اندازه گرانول‌ها در راکتورهای R_1 و R_2 در دوره افزایش بار در محدوده ۱ cm تا $1/3$ و $4/4$ cm تا ۶ قرار داشت. بیشینه قطر گرانول‌های تشکیل شده در پژوهش انجام شده به وسیله سیروس رضایی (۱۳۸۸)، ۵ میلی‌متر گزارش شده است [24].

برای تعیین مورفولوژی گرانول‌های تشکیل شده، از تصاویر تهیه شده توسط TEM استفاده شد. به منظور آماده‌سازی گرانول‌ها، نمونه‌ها (با عمر ۱۵۰ روز) پس از شستشو با بافر فسفات، به مدت یک ساعت و نیم در دمای اتاق در ۱ mL محلول گلوتر آلدئید $2/5$ درصد نگهداری شدند [32].

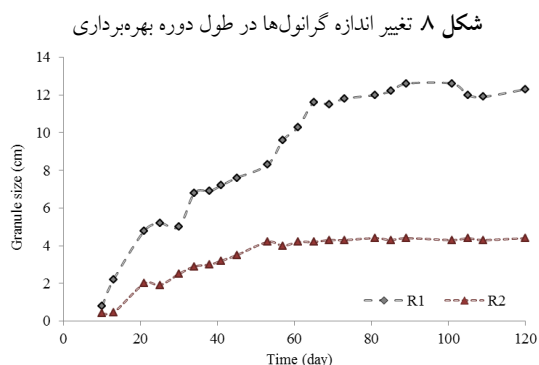


Fig. 8. Variation of the granules size during the operation period

۸۰ و ۱۰۰ میلی‌لیتر بر گرم افزایش یافت. افزایش SVI_{30} نشان‌دهنده فروپاشی گرانول است [28]. قابل ذکر است که نسبت SVI_{30}/SVI_5 برای دو سیستم همواره در محدوده $0/89-1/24$ قرار داشت.

۴- بررسی مشخصات گرانول‌های تشکیل شده

با آغاز تشکیل گرانول‌ها، ۵۰ سی سی نمونه از شیرهای نمونه برداری گرفته و میانگین تعداد و اندازه گرانول‌های موجود در راکتورها محاسبه می‌شد.

۴-۱- اندازه

با توجه به شکل (۶)، یک هفته بعد از راه‌اندازی سیستم‌ها، تحت شرایط مشابه و خوراک‌دهی با گلوکز و آلاینده‌ها، گرانول‌های ریزی با قطر $0/4$ mm در هر دو سیستم مشاهده شد. بذر لجن در ابتدا دارای ساختار کرکی، نامنظم و سست با رنگ خاکستری بود اما بعد از گذشت یک ماه گرانول‌های تشکیل شده در سیستم R_1 دارای حاشیه رشته‌ای و خورشید مانند به رنگ قهوه‌ای بودند. در این حالت اندازه گرانول‌ها به انضمام رشته‌های اطراف آنها در محدوده ۳-۶ میلی‌متر بود.

شکل ۶. بذر اولیه لجن و روند تشکیل گرانول‌ها در R_1 و R_2

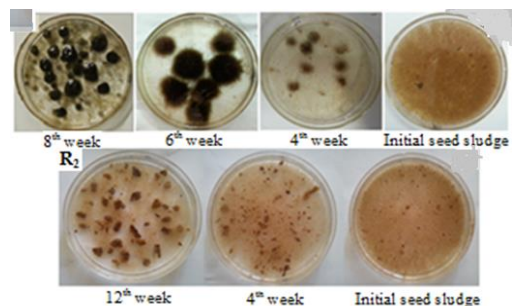


Fig. 6. The initial seed sludge and granulation process in R_1 and R_2

بررسی میکروسکوپی گرانول‌ها نشان داد که به دلیل سخت تجزیه‌پذیر بودن آلاینده نفتی [31]، احتمالاً سیستم همواره با کمبود خوراک مواجه بود که این امر سبب غالب شدن باکتری رشته‌ای شده است و نیروی برشی هیدرودینامیکی وارد شده سبب تجمع این باکتری‌ها در اطراف گرانول [3]، تشکیل حاشیه خورشید مانند و به تبع آن بزرگتر شدن اندازه آنها نسبت به گرانول‌های موجود در سیستم R_2 شد. ولی با گذشت زمان و سازگاری به آلاینده نفتی، گرانول‌ها رشته‌های خود را از دست داده شکل (۶-الف) و در انتهای دوره سازگاری (۵۹ روز)، گرانول‌ها قهوه‌ای رنگ با شکل کاملاً گرد بودند که قطری در محدوده ۵ تا ۱۰ میلی‌متر داشتند.

در تصاویر به دست آمده، توده‌های بیولوژیک در انواع ثابت و متحرک (سیلیاته های شناور، چسبیده و متحرک) و همچنین انواع باکتری‌های رشته‌ای و لخته‌ای قابل تشخیص است. قابل ذکر است که باکتری نفت خوار از نوع آلکانیوراکس، کوکسی، رشته‌ای در شکل (۹-الف) و انواع باکتری‌های کوکسی، لخته‌ای و توده‌های بیولوژیکی در شکل (۹-ب) قابل تشخیص است. در داخل لخته‌ها، انواع باکتری‌های رشته‌ای به عنوان اسکلت و باکتری‌های لخته‌ای به طور غالب قابل مشاهده بودند. در مایع مخلوط محاط کننده لخته‌ها، انواع پروتوزواها، سیلیاته‌های شناور، تخم کرم، باکتری‌های کوکسی، فلاژل‌ها، روتیفرها و در نهایت جلبک‌ها به صورت ذرات پراکنده مشاهده شد.

شکل ۹. تصاویر TEM بدست آمده از گرانول‌های تولید شده در سیستم الف-R1 و ب-R2

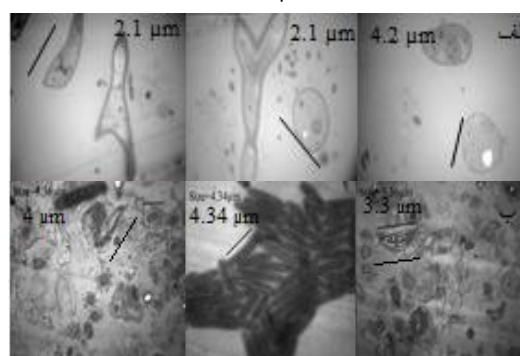


Fig. 9. TEM images obtained from the produced granules in (A) R₁ and (B) R₂

شکل ۱۰. بررسی تغییرات چگالی گرانول‌ها در طول دوره بهره‌برداری

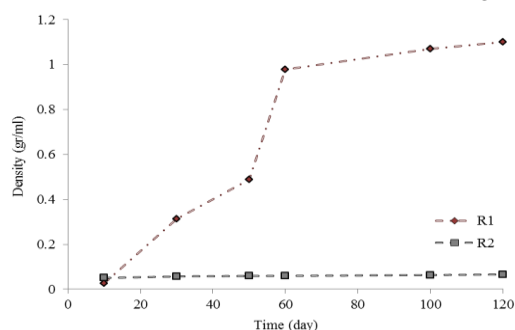


Fig. 10. Variation of the granules density during the operation period

۳-۴- نرخ گرانول‌سازی

شکل (۱۱) روند تغییرات نرخ گرانول‌سازی را در بیوراکتورها نشان می‌دهد. سرعت رشد گرانول‌ها در طول دوره بهره‌برداری همواره بالا بود به گونه‌ای که مقدار نرخ گرانول‌سازی برای راکتور R₁ و R₂ از ۷۲ و ۶۸ درصد در روز ۳۳ به ۸۴ و ۸۰/۵ درصد در انتهای دوره سازگاری رسید. در حالت کلی پس از سازگاری میکروارگانیسم‌ها به آلاینده، روند نمودار همواره صعودی بود تا اینکه پس از شوک‌دهی به دلیل شکسته شدن گرانول‌های بزرگ، مقدار این پارامتر در دو سیستم به ترتیب به ۸۰ و ۷۴٪ رسید.

شکل ۱۱. نرخ گرانول‌سازی در طول دوره بهره‌برداری

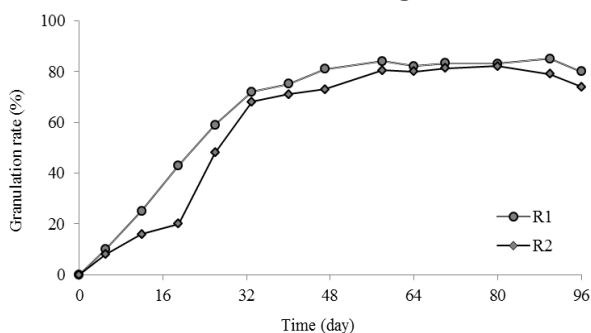


Fig. 11. Granulation rate during the operation period

۲-۴- چگالی گرانول

به منظور تعیین چگالی گرانول‌ها، پس از آب‌گیری با کاغذهای فیلتر، نمونه‌ها به ۲۰ میلی لیتر آب مقطر افزوده و تفاوت حجم آنها اندازه‌گیری شد. سپس در دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس به مدت ۲۴ ساعت قرار داده شدند تا وزن خشک آنها بدست آید. پس از توزین، دانسیته گرانول‌ها محاسبه شد [33]. با اندازه‌گیری مقدار چگالی می‌توان به ویژگی گرانول‌ها در فاز ته‌نشینی پی برد. همان‌گونه که در شکل (۱۰) مشاهده می‌شود، با گذشت زمان، میزان چگالی گرانول‌ها در سیستم R₁ افزایش چشمگیری داشته و نمودار روندی صعودی پیدا کرده است. این روند در سیستم R₂ به صورت یکنواخت بوده و افزایش کمتری نسبت سیستم اول داشت. چگالی گرانول‌ها در سیستم‌های R₁ و R₂ به ترتیب در محدوده

۴-۴- سرعت ته‌نشینی

همان‌گونه که در شکل (۱۲) ملاحظه می‌شود، سرعت ته‌نشینی با افزایش اندازه و چگالی گرانول‌ها افزایش یافته و سرعت سقوط بیوگرانول‌ها در سیستم‌های R_1 و R_2 در محدوده $3/11-3/02$ cm/s و $0/9-0/4$ cm/s قرار دارد.

شکل ۱۲. سرعت سقوط بیوگرانول‌ها

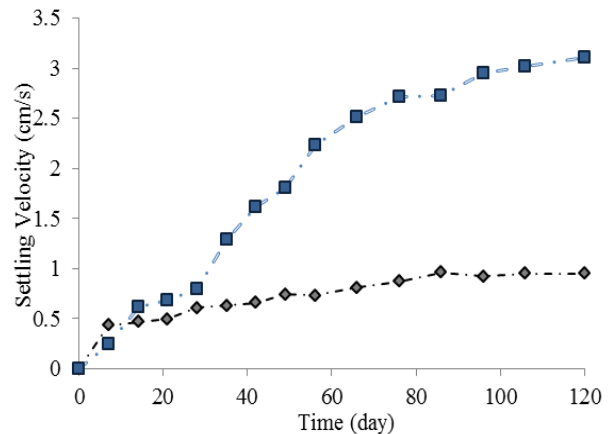


Fig. 12. Granules settling velocity

Rosman و همکاران (۲۰۱۴)، برای گرانول‌های با اندازه متوسط $1/9$ mm تا $2/1$ ، سرعت سقوط $1/69$ cm/s را گزارش نموده‌اند [22].

۵- نتیجه‌گیری

هدف از این پژوهش بررسی قابلیت سیستم SBAR در تولید گرانول‌ها و دستیابی به راندمان بالا در حذف آلاینده نفتی و MTBE بود. راندمان حذف در COD معادل 600 میلی گرم بر لیتر در R_1 و R_2 به ترتیب برابر $81/1$ و $84/2$ درصد و در COD معادل 500 میلی گرم بر لیتر $82/8$ و 90 درصد بود که نشان‌دهنده قابلیت بالای این سامانه در حذف این آلاینده‌ها است. بیوگرانول‌ها، بزرگ (۶-۱۳ میلی‌متر) و کروی بوده و سرعت ته‌نشینی و چگالی آنها در محدوده $0/9-3/32$ cm/s و $1/1998-0/252$ g/mL قرار داشت. به‌طور کلی نتایج نشان داد سیستم SBAR توانایی بالایی در حذف آلاینده‌های سخت تجزیه پذیر مانند نفت و MTBE دارد و وجود گرانول در سیستم سبب افزایش چشم‌گیر راندمان حذف می‌شود.

۶- مراجع

References

- [1] Speight James G. 2014 The chemistry and technology of petroleum, Fifth Edition, Berkeley, California, CRC Press.
- [2] Mizzouri N. Sh. Shaaban Md. Gh. 2013 Kinetic and hydrodynamic assessment of an aerobic purification system for petroleum refinery wastewater treatment in a continuous Regime, *International Biodeterioration & Biodegradation*, 83 (2013), 1-9.
- [3] Taghipour Sh. 2015 Study of GSBAR capability in petroleum wastewater treatment, MSc thesis, Civil & Environmental Engineering Faculty, Tarbiat Modares University, Iran (In Persian).
- [3] Rezaie M. 2014 Study of GSBAR capability in MTBE treatment, MSc thesis, Civil & Environmental Engineering Faculty, Tarbiat Modares University, Iran (In Persian).
- [5] Analía R., Darío D., Jacobo S. 2015 Removal of MTBE in columns filled with modified natural zeolites, *Procedia Materials Science*, 8 (2015), 375–382.
- [6] El-Naas M.H., AlZuhair S., Abu Alhajja M. 2010 Reduction of COD in refinery wastewater through adsorption on date-pit activated carbon, *Hazardous Materials*, 173 (2010), pp.750–757.
- [7] Diya'uddeen B.H., Wan Daud W.M.A., Abdul Aziz A.R. 2011 Treatment technologies for petroleum refinery effluents: A review, *Process Safety and Environmental Protection*, 89 (2011), 95–105.
- [8] Ebrahimi M., Shams Ashaghi K., Engel L., Willershausen D., Mund P., Bolduan P., Czermak P. 2009 Characterization and application of different ceramic membranes for the oil-field produced water treatment, *Desalination*, 245 (2009), 533–540.
- [9] Hao M., Bai Z., Wang H., Liu W. 2013 Removal of oil from electric desalting wastewater using centrifugal contactors, *Petroleum Science and Engineering*, 111 (2013), 37-41.
- [10] Gao D., Liua L., lianga H., Wuc W.M. 2011 Comparison of four enhancement strategies for aerobic granulation in sequencing batch reactors, *Hazardous Materials*, 186 (2011) 320–327.
- [11] Santo C.E., Vilar V.J.P., Botelho C.M.S., Bhatnagar A., Kumar E., Boaventura R.A.R. 2012 Optimization of coagulation-flocculation and flotation parameters for the treatment of a petroleum refinery effluent from a Portuguese plant, *Chemical Engineering*, 183 (2012), 117-123.
- [12] Misiti T., Tezel U., Pavlostathis S.G. Fate and effect of naphthenic acids on oil refinery activated sludge wastewater treatment systems, *Water Research*, 47 (2013), 449-460.
- [13] Rastegar S.O., Mousavi S.M., Shojaosadati S.A., Sheibani S. 2011 Optimization of petroleum refinery effluent treatment in a UASB reactor using response surface methodology, *Hazardous Materials*, 197 (2011), 26-32.
- [14] Schneider E.E., Cerqueira A.C.F.P., Dezotti M. 2011 MBBR evaluation for oil refinery wastewater treatment with post-ozonation and BAC for wastewater reuse, *Water Science and Technology*, 63 (1), 143-148.
- [15] Levchuk I., Bhatnagar A., Sillanpää M. 2014 Overview of technologies for removal of methyl tertiary butyl ether (MTBE) from water, *Science of the Total Environment*, 476–

Civil & Environmental Engineering Faculty, Tarbiat Modares University, Iran (In Persian).

[26] APHA, AWWA, WPCF. 2012 Standard Methods for the examination of water and wastewater, Twentieth Edition. Washington DC, American Public Health Association Press.

[27] Rahimi M. Gh. 2013 Total petroleum hydrocarbons (TPH) removal from wastewater by using UV/MBBR combined system, MSc thesis, Civil & Environmental Engineering Faculty, Tarbiat Modares University, Iran (In Persian).

[28] Diya'uddeen B.H., Poursan S.R., Aziz A.R.A., Nashwan S.M., Daud W.M.A.W., Shaaban M.G. 2014. Hybrid of Fenton and sequencing batch reactor for petroleum refinery wastewater treatment, *Industrial and Engineering Chemistry*, 25, 186-191.

[29] Long B., Yang C., Pu W., Yang J., Liu F., Zhang L., Zhang J., Cheng K. 2015 Tolerance to organic loading rate by aerobic granular sludge in a cyclic aerobic granular reactor, *Bioresource Technology*, 182 (2015), 314-322.

[30] Adav S., Lee D.-J., Lai J.Y. 2007 Effects of aeration intensity on formation of phenol-fed aerobic granules and extracellular polymeric substances, *Applied Microbiology and Biotechnology*, 77 (1), 175-182.

[31] Santos, B., Galinha, C.F., Crespo, J.G., Santos, M.A., Velizarov, S., Prediction of polar oil and grease contamination levels in refinery wastewater through multivariate statistical modeling, *Separation and Purification Technology*, vol.119, 2013, pp.51-57.

[32] Baloch, M.I., Akunna, J.C., Kierans M., Collier, P.J., Structural analysis of anaerobic granules in a phase separated reactor by electron microscopy, *Bioresource Technology*, vol. 99, 2008, pp. 922-929.

[33] Taheri, E., Khiadani, M., Amin, M., M., Nikaeen, M., Hassanzadeh, A., Treatment of saline wastewater by a sequencing batch reactor with emphasis on aerobic granule formation, *Bioresource Technology*, vol. 111, 2014, pp. 21-26

477 (2014), 415-433.

[16] The California MTBE Research Partnership 2006 Removal of MTBE from drinking water using air stripping: case studies, National Water Research Institute, California.

[17] Behpour M., Atouf V. 2012 Study of the photocatalytic activity of nanocrystalline S, N-codoped TiO₂ thin films and powders under visible and sunlight irradiation. *Applied Surface Science*, 258 (2012), 6595-601.

[18] Wu T. 2011 Electrochemical removal of MTBE from water using the iridium dioxide coated electrode. *Separation and Purification Technology*, 79, 216-20.

[19] Rosell M., Finsterbusch S., Jechalke S., Hübschmann T., Vogt C., Richnow HH. 2010 Evaluation of the effects of low oxygen concentration on stable isotope fractionation during aerobic MTBE bio-degradation. *Environmental Science and Technology*, 44, 309-15.

[20] Moghaddam S.S., Moghaddam M.R.A. 2015. Cultivation of aerobic granules under different pre-anaerobic reaction times in sequencing batch reactors. *Separation and Purification Technology*, 142, 149-154.

[21] Miao, M.S., Zhang, Y.J., Shu, L., Zhang, J., Kong, Q., Li, N. 2014 Development and characterization of the 2,4,6-trichlorophenol (2,4,6-TCP) aerobic degrading granules in sequencing batch airlift reactor, *International Biodeterioration and Biodegradation*, 95, 61-66.

[22] Rosman N.H., Anuar A.N., Chelliapan S., Din M.F.M., Ujang Z. 2014 Characteristics and performance of aerobic granular sludge treating rubber wastewater at different hydraulic retention time, *Bioresource Technology*, 161, 155-161.

[23] Ghaderi F., Ayati B., Comparison of MBBR and SBAR in treating toxic formaldehyde wastewater, *Journal of Civil & Environment Engineering*, 44 (1), 99-105 (In Persian).

[24] Siroos Rezaie L. 2009 Effect of chitosan on granulation accelerating in GSBAR, MSc thesis, Civil & Environmental Engineering Faculty, Tarbiat Modares University, Iran (In Persian).

[25] Ayati B. 2005 Determination of mathematical model in treating cellulosic wastewater, Ph.D. thesis,

Study of the SBAR performance in COD removal of Petroleum and MTBE

Sh. Taghipour¹, B. Ayati^{2*}, M. Rezaei³

1- M. Sc. of Environmental Engineering, Faculty of Civil and Environmental Eng., Tarbiat Modares University

2- Associate Prof., Environmental Eng. Div., Faculty of Civil and Environmental Eng., Tarbiat Modares University

3- M. Sc. of Environmental Engineering, Faculty of Civil and Environmental Eng., Tarbiat Modares University

* ayati_bi@modares.ac.ir

Abstract:

A large volume of water is used for refining crude oil in the petroleum refineries, producing a great amount of wastewater. The composition of these wastewaters differs and depends on the crude oil and purification processes. Petroleum is one of the most important compounds that have a less biodegradability than other organic compounds and if discharged to the open waters, it will cause environmental pollution. Wastewaters from petroleum compounds may also contain Methyl Tertiary Butyl Ether (MTBE), which came from different oil industry sectors such as oil-producing regions, refineries and transporting lines, gas storage tanks and pipelines and can cause serious environmental pollution in underground waters. The aim of this study was evaluating the ability of SBAR system in quick produce of granules and achieving high removal of petroleum and MTBE in a short time. For this purpose, two similar SBAR systems with circular cross-section were used. Outer cylinder's diameter and length were 8 cm and 110 and the internal riser's diameter and length were 4 cm and 90 cm, respectively. In the first system (R₁) petroleum was treated in 6 hours and in the second system (R₂) MTBE wastewater was treated in 4 hours. Since two reactors were aerobic, ratio of carbon, nitrogen and phosphorus were fixed to C:N:P=100:5:1. In COD equivalent to 600 mg/L, the removal efficiency of R₁ and R₂ were equal to 81.1 and 84.2 percent. These values were 82.8 and 90 percent in COD equivalent 500 mg/L, respectively. Consider to granules changes, optimal COD was equivalent to 600 and 500 mg/L in R₁ and R₂, respectively. By reducing retention time to 5 and 3 hours in R₁ and R₂, removal efficiency of pollutants in optimal COD of each system were 77.8 and 83.4 percent, respectively. Reducing the retention time caused reducing in consumption of the energy and also operation costs. Since the removal efficiency does not reduced significantly, therefore 5 and 3 hours cycles, were selected as optimum period for R₁ and R₂, respectively. By increasing the concentration of pollutants up to 2000 and 2400 mg/L during one cycle in R₁ and R₂, the effects of organic loading shock on the performance of the bioreactors were investigated. The results showed that removal efficiency of R₁ and R₂ reached the steady state of 81 and 83.4 percent after 45 cycles. The first granules were observed in the seventh day of operating system. During this period, the size of the granules increased to 1.3 and 0.6 mm in R₁ and R₂. Density and velocity of the granules were in the range of 0.0252-1.1998 gr/mL and 3.02-3.32 cm/s in R₁ and 0.05-0.06502 gr/mL and 0.4-0.9 cm/s in R₂. Increasing in the density leads to dramatic reduction in settling velocity and settling duration of the bio-granules. This will also increase the technical and economic advantages of this technology. During operation time, due to suitable adaptation of sludge to the input pollutants, the initial value of SVI₃₀ decreased from 277 mL/g to 65-42 mL/g. pH and DO were also kept in the range of 6.8-7.2 and 2-6 mg/L in order to keep ORP more than 100 mV.

Keywords: COD, Aerobic granule, petroleum Pollutant, Methyl Tertiary Butyl Ether