

مدل سازی سینتیکی راکتور بستر متحرک ناپیوسته متوالی بیوفیلمی با جریان پیوسته در تصفیه فاضلاب مصنوعی

محمد رضا خانی^۱، سید مصطفی خضری^۲، ویدا غلامی پرور ماسوله^۳

۱- استادیار گروه مهندسی بهداشت محیط، دانشکده بهداشت، دانشگاه آزاد اسلامی واحد علوم پزشکی تهران
 ۲- دانشیار گروه مهندسی محیط زیست، دانشکده محیط زیست و انرژی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران غرب
 ۳- کارشناس ارشد مهندسی محیط زیست، دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران غرب
 نویسنده مسئول: ۴۴۸۶۰۷۵۲ (۰۲۱) vidagholamiparvar@gmail.com

(دریافت ۹۳/۸/۲۰ پذیرش ۹۴/۲/۸)

چکیده

هدف از این پژوهش مدل سازی سینتیکی راکتور بستر متحرک ناپیوسته متوالی بیوفیلمی با جریان پیوسته و ارائه بهترین مدل پیش بینی برای این فرایند بود. به این منظور راکتور MSCR شامل یک پایلوت هوازی-انوکسیک با حجم ۵۰ لیتر و یک پایلوت بی هوازی با حجم ۲۰ لیتر ساخته و راه اندازی شد. راکتور مورد بحث در نرخ های بارگذاری و زمان ماند هیدرولیکی مختلف با استفاده از فاضلاب مصنوعی در غلظت های ورودی ۳۰۰ تا ۱۰۰۰ میلی گرم در لیتر COD مورد بررسی قرار گرفت. براساس نتایج به دست آمده و بهترین شرایط راهبری سیستم، بالاترین میزان حذف COD در بارگذاری آلی، ۵۰۰ میلی گرم بر لیتر و به میزان ۹۸/۶ درصد به دست آمد. برای مدل سازی فرایند از سه مدل حذف آلاینده مرتبه اول، مدل گراو و مدل استور-کینکتون استفاده شد. با توجه به تحلیل سینتیکی حذف، مدل استور-کینکتون به عنوان مناسب ترین مدل برای مدل سازی فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک انتخاب شد. با توجه به ویژگی های بسیار مناسب این مدل در رابطه با پیش بینی میزان حذف ماده آلی در بارهای آلی مختلف، استفاده از این مدل در جهت طراحی و بهره برداری مناسب از سیستم MSCR پیشنهاد می شود.

واژه های کلیدی: فاضلاب مصنوعی، سینتیک واکنش، MSCR، بیوفیلیم

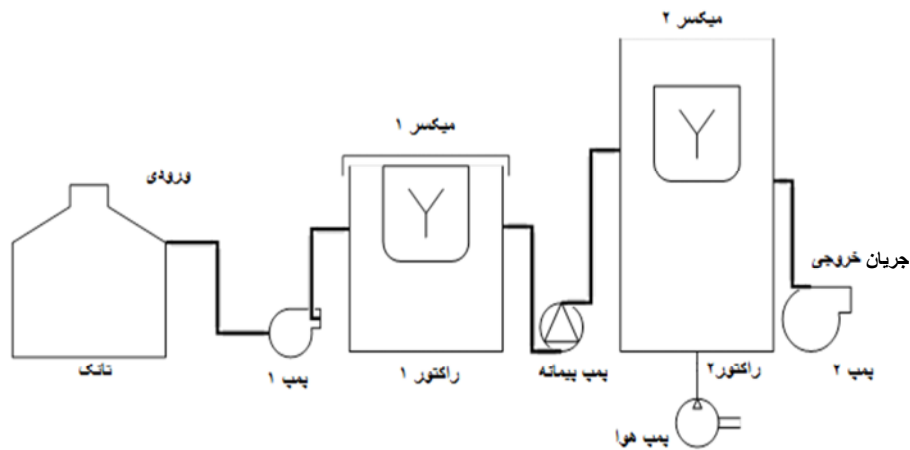
۱- مقدمه

هوادهی و ته نشینی انجام می شود، اما در تصفیه خانه های متعارف، فرایندها به طور همزمان در مخازن جداگانه انجام می شوند، در حالی که در عملیات SBR فرایندها به طور متوالی در یک مخزن انجام می گیرند. این سیستم یکی از فرایندهای پرکاربرد در زمینه تصفیه فاضلاب شهری و صنعتی است [۵ و ۶]. ولی علی رغم تمامی ویژگی های منحصر به فرد این سیستم، یکی از نقص های اصلی SBR تأثیر ناگهانی در تجزیه ترکیبات سمی و بازدارنده ای است که به عنوان سوپسترا در حالت ناپیوسته به سیستم تغذیه می شوند. با توجه به این امر اخیراً تلاش در جهت اصلاح فرایند SBR برای غلبه بر این مشکل صورت گرفته است [۷]. در اولین مرحله این اصلاحات با اضافه کردن بسترهای متحرک^۱ به SBR قابلیت حذف آلایندها بهبود یافت. با این وجود به دلیل حالت تغذیه ای ناپیوسته سیستم، همچنان نیاز به راکتورهای جدید برای جریان های پیوسته لازم بود. بنابراین اصلاح حالت تغذیه ای MSBR، از حالت

به طور کلی روش های مختلفی برای تصفیه بیولوژیکی فاضلاب وجود دارد که از جمله مهم ترین آنها می توان به لجن فعال و لاگون های هوادهی در رشد معلق، بیوفیلترها و تماس دهنده های بیولوژیکی دوار در رشد چسبیده اشاره کرد [۱]. برای این سیستم ها معایبی نظیر بالکینگ و رایزینگ لجن، کف کردن، مشکلات بهره برداری، راندمان نامناسب در حذف نوترینت ها از پساب، تولید لجن اضافی زیاد، گرفتگی، برکه ای شدن و غیره گزارش شده است [۱ و ۲]. در این میان سیستم های بیوفیلمی نسبت به سیستم های رشد معلق دارای شرایط بهتری است و به دلیل حضور مدیا با سطح ویژه بالا و تشکیل بیوفیلیم، راکتور انعطاف پذیرتر است [۳]. از سوی دیگر راکتور ناپیوسته متوالی^۱ یک سیستم تصفیه لجن فعال تغذیه و تخلیه شونده است و همچنین فرایندهای دخیل در SBR و سیستم های متعارف لجن فعال مشابه هستند [۴]. در هر دو سیستم،

² Moving-bed Sequential Batch Reactor (MSBR)

¹ Sequencing Batch Reactors (SBR)



شکل ۱- شماتیک پایلوت‌های مورد استفاده برای آزمایش

مترمکعب در روز باعث کاهش جزئی در کارایی حذف شد. شوک هیدرولیکی در بیشتر از سه زمان نرخ جریان معمول هیچ تأثیری در کارایی حذف آلودگی‌ها توسط MSCR نداشت. این ویژگی‌های منحصر به فرد و طبیعت فشرده و مؤثر فرایند، باعث شده MSCR به‌عنوان یک روش ارتقا یافته برای حذف مخلوطی از ترکیبات سمی در یک بیوراکتور تک حوضی پیشنهاد شود [۱۱].

این راکتور نه تنها مشکلات راکتورهای قدیمی را ندارد بلکه یک روش امیدبخش برای بهینه‌سازی و به‌روز رسانی تصفیه‌خانه‌های فاضلاب شهری و صنعتی خواهد بود [۱۲]. از آنجا که یکی از مهم‌ترین ارکان استفاده از راکتورهای تصفیه فاضلاب، مدل‌سازی سینتیکی است، پژوهش حاضر با هدف‌های زیر انجام شد: بررسی کارایی راکتور در حذف مواد آلی از فاضلاب سنتتیک؛ اجرای سه مدل معروف برای محاسبه ضرایب سینتیکی طراحی و بهره‌برداری راکتور MSCR و تعیین بهترین مدل سینتیکی برای طراحی و بهره‌برداری از راکتور.

۲- مواد و روش‌ها

۱-۲- مشخصات پایلوت

پایلوت مورد استفاده در این پژوهش شامل دو مخزن از جنس پلکسی گلاس به ضخامت ۵ میلی‌متر شامل یک پایلوت هوازی-انوکسیک و بی‌هوازی بود که توسط سیستم کنترل الکتریکی هدایت می‌شد. طرح شماتیک مربوط به راکتور MSCR در شکل ۱ نمایش داده شده است. راکتور بی‌هوازی با طول و عرض ۲۸ سانتی‌متر و ارتفاع ۳۰ سانتی‌متر ساخته شد که ۵ شیر به فواصل ۵ سانتی‌متر برای سهولت در بهره‌برداری در ارتفاع آن قرار داده شده بود. حجم نهایی مایع این راکتور ۲۰ لیتر بود. مدیای استفاده شده در این

ناپیوسته به حالت پیوسته منجر به دستیابی به بستر متحرک ناپیوسته متوالی بیوفیلمی با جریان پیوسته^۱ شد. موسوی و حیدری زاد در سال ۲۰۱۱ کاربرد SBR^۲ و SCR^۲ و MSCR برای تجزیه بیولوژیکی همزمان غلظت‌های زیادی از فرمالدئید و آمونیاک را بررسی کردند. آنها حذف همزمان فرمالدئید و نیتروژن آمونیاکی با استفاده از سه بیوراکتور SBR، SCR و یک اصلاح جدید از SCR با عنوان MSCR انجام دادند [۸ و ۹]. کاربرد این بیوراکتورها در ابتدا در حذف فرمالدئید و COD مورد بررسی قرار گرفت. MSCR بالاترین حذف را با ۱۰۰ درصد حذف فرمالدئید و ۹۷ درصد حذف COD در نرخ بار ورودی $1/25 \text{ kg CH}_2\text{O}/\text{m}^3\text{d}$ یا $1/25 \text{ kg COD}/\text{m}^3\text{d}$ در یک سیکل زمانی ۲۴ ساعت داشت. SCR نیز بیوراکتور مؤثر بعدی بود. نتایج نشان داد که MSCR تقریباً $99/9$ درصد حذف نیتروژن را در نرخ بار ورودی $1/25 \text{ kg N}/\text{m}^3\text{d}$ در حضور $1/25 \text{ kg CH}_2\text{O}/\text{m}^3\text{d}$ به دست آورد. این پژوهش نشان داد که MSCR اصلاح فرایند مؤثر لجن فعال برای رسیدن به حذف همزمان فرمالدئید و نیتروژن است [۱۰]. در پژوهش دیگری موسوی و حیدری زاد در سال ۲۰۱۰ تجزیه مخلوطی از غلظت‌های زیاد فنل و فرمالدئید در فاضلاب با استفاده از فرایند تک حوضی MSCR را مورد بررسی قرار دادند. نتایج نشان داد MSCR بیشتر از ۹۹ درصد ترکیب‌های مورد نظر برای غلظت‌های بیشتر از ۱۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر با نرخ بار $1/04$ کیلوگرم در مترمکعب در روز و حدود ۹۶ درصد حذف COD معادل ۴۸۰۰ میلی‌گرم در لیتر را با زمان چرخه ۶ ساعت حذف می‌کند. افزایش غلظت‌های ورودی تا حد ۱۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر با نرخ بار $1/2$ کیلوگرم در

^۱ Moving-bed Sequential Continuous Reactor (MSCR)

^۲ Sequencing Continuous-inflow Reactor (SCR)

نمک‌های بافر فسفات K_2HPO_4 , KH_2PO_4 ساخت شرکت مرک^۱ آلمان به عنوان منبع فسفر با سیکل زمانی روزانه و نسبت کربن به ازت به فسفر ۱۰۰ به ۵ به ۱ آماده شد.

۲-۴- آزمایش‌ها

در تمام مدت زمان بهره‌برداری پایلوت، غلظت COD ورودی و خروجی به روش رنگ‌سنجی با استفاده از اسپکتوفتومتر ساخت شرکت هچ^۲ و ویال‌های مخصوص آن انجام شد. DO، pH و دما با استفاده از دستگاه مولتی‌پراب شرکت هچ، اندازه‌گیری شد. آزمایش‌های کل جامدات معلق مایع مخلوط و کل جامدات معلق فرار مایع مخلوط، به روش وزن سنجی مطابق کتاب استاندارد آزمایش‌های آب و فاضلاب (2540D و 2540E) انجام شد [۱۳]. فسفر و نیتروژن با روش رنگ‌سنجی با کمک ویال‌های مخصوص شرکت هچ اندازه‌گیری شد. آزمایش سنجش BOD ورودی و خروجی سیستم با استفاده از دستگاه BOD track شرکت هچ اندازه‌گیری شد. مرجع مورد استفاده برای تأیید روش‌های آزمایشی این پژوهش، کتاب استاندارد آزمایش‌های آب و فاضلاب بود [۱۷]. از هر زمان ماند حداقل بیست و یک نمونه به صورت سه بار تکرار نمونه‌گیری انجام شد.

۳- نتایج و بحث

شکل ۲ تأثیر زمان ماند هیدرولیکی و بارهای آلی مختلف و راندمان حذف COD را در سیستم MSCR نشان می‌دهد. با توجه به شکل، زمان‌های ماند ۰.۲، ۰.۳، ۰.۴ و ۰.۵ ساعت و غلظت‌های اولیه ۰.۳۰۰، ۰.۵۰۰، ۰.۸۰۰ و ۱.۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر مورد بررسی قرار گرفت. همانطور که نتایج نشان می‌دهد، بالاترین راندمان حذف COD برای غلظت اولیه ۰.۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر در زمان ماند ۰.۴ ساعت برابر با ۹۸/۶ بود و همچنین راندمان حذف مشابهی برای غلظت ۰.۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر در زمان ماند ۰.۴ ساعت مشاهده شد. با توجه به عملکرد بسیار مناسب راکتور در زمان ماند ۰.۴ ساعت در غلظت‌های ۰.۳۰۰ و ۰.۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر از تنظیم زمان ماند ۰.۵ ساعت در این غلظت‌ها صرف‌نظر شد. همانطور که به روشنی از شکل مشخص است، افزایش زمان ماند تأثیر مستقیمی بر افزایش راندمان سیستم داشت. این تأثیر برای افزایش غلظت، منجر به کاهش راندمان شده است. راندمان حذف در زمان ماند هیدرولیکی ۰.۲ ساعت برای بار آلی ۰.۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر، ۹۰/۰۲ درصد، برای بار آلی ۰.۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر، ۸۸/۹۶ درصد، برای بار آلی ۰.۸۰۰

پژوهش از نوع K_3 بود که ۵۰ درصد حجم مفید هر راکتور از آن پر شد. مشخصات مدیای مورد استفاده در جدول ۱ آمده است. پایلوت هوازی-انوکسیک نیز از جنس پلکسی‌گلاس با طول و عرض ۳۰ سانتی‌متر و ارتفاع ۶۰ سانتی‌متر ساخته شد. پمپ تغذیه ورودی از نوع دزینگ پمپ ساخت کشور آلمان بود.

جدول ۱- مشخصات مدیای مورد استفاده در پژوهش

پارامتر	میزان
جنس مدیا	HDPE ₃
نوع مدیا	K_3
سطح ویژه کل	۵۸۴ مترمربع در مترمکعب
سطح ویژه محافظت شده	۵۰۰ مترمربع در مترمکعب
قطر	۲۵ میلی‌متر
ارتفاع	۱۰ میلی‌متر
نرخ نیترات‌زایی در شرایط آزمایشگاهی	۵۶۰ گرم به ازای هر مترمکعب مدیا در روز
نرخ حذف COD در شرایط آزمایشگاهی	۱۲۰۰ گرم به ازای هر مترمکعب مدیا در روز
نرخ نیترات‌زدایی در شرایط آزمایشگاهی	۶۷۰ گرم به ازای هر مترمکعب مدیا در روز

۲-۲- راه‌اندازی راکتور

پایلوت در ابتدای کار با کمک لجن غلیظ شده تصفیه‌خانه شهرک قدس تهران تا ارتفاع مشخص پر شد و با فاضلاب سنتتیک تهیه شده به مدت یک ماه تغذیه و راه‌اندازی شد [۱۳-۱۶]. دمای محیط قرارگیری پایلوت‌ها در حدود ۲۰ تا ۲۵ درجه سلسیوس ثابت نگهداشته شد. بعد از گذشت یک ماه بیوفیلم مورد نظر بر روی بسترهای متحرک مورد استفاده در پایلوت تشکیل شد و سیستم برای مراحل آزمایش آماده شد. اولین فاضلاب ورودی به راکتور مورد استفاده با COD معادل ۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر، ۱۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر تعیین شد و به ازای هر COD ورودی، زمان ماند هیدرولیکی به ترتیب ۰.۲، ۰.۳، ۰.۴ و ۰.۵ ساعت در نظر گرفته شد. در مدت انجام پژوهش، دفع لجن به گونه‌ای بود که سن لجن حدود بیست روز باشد. محدوده غذا به میکروارگانیسم حدود ۰/۱ در روز بود.

۲-۳- فاضلاب مصنوعی

فاضلاب ورودی این پژوهش از نوع سنتتیک با COD معادل ۰.۳۰۰، ۰.۵۰۰، ۰.۸۰۰ و ۱.۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر بود که توسط شیر خشک هومانا ساخت کشور آلمان و گلوکز تجاری به عنوان ماده آلی و تأمین کننده نوترینت‌های مورد نیاز، آورده به عنوان منبع نیتروژن و

¹ Merck

² HACH

در شرایط تعادل پایدار در راکتور بیولوژیکی تغییرات در حذف غلظت‌های آلاینده ($\frac{ds}{dt}$) برابر صفر است. لذا رابطه ۱ را می‌توان به صورت رابطه ۲ نوشت

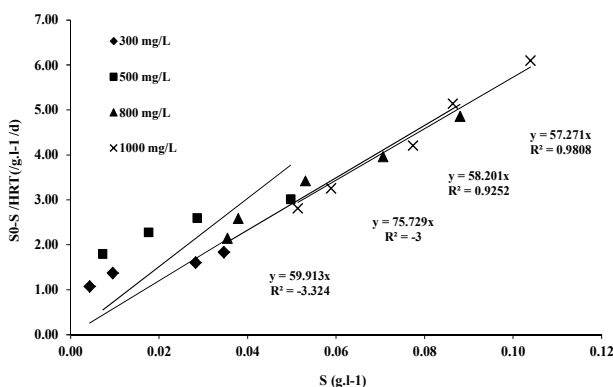
$$\frac{S_0 - S}{HRT} = K_1 S \quad (2)$$

که در آن

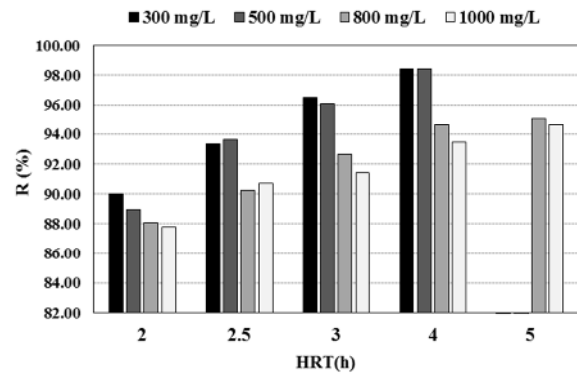
HRT زمان ماند هیدرولیکی است. در این حالت K_1 می‌تواند از ترسیم $\frac{S_0 - S}{HRT}$ در مقابل S طبق رابطه فوق که از ساده‌سازی رابطه ۲ حاصل شده است، به دست آید که مقدار شیب خط معادل K_1 است.

با کمک رابطه ۲، شکل ۳ به منظور محاسبه K_1 از ترسیم $\frac{S_0 - S}{HRT}$ در مقابل S در غلظت‌های مختلف ارائه شده است. همانطور که از شکل مشخص است، چهار خط از ترسیم خط رگرسیون برای اطلاعات وارد شده به دست آمده است.

مقدار ثابت سینتیکی درجه اول (K_1) در مورد غلظت ۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر و با توجه به رابطه خط $y = 59.913x$ ، برابر با $59.913/913$ است و رابطه خط رسم شده برای غلظت ۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر، $y = 75.729x$ است که K_1 برابر با $75.729/913$ است. به همین ترتیب برای غلظت ۸۰۰ میلی‌گرم در لیتر رابطه حاصل شده برابر با $y = 58.201x$ است و مقدار K_1 برای این غلظت، $58.201/913$ به دست آمده است. در نهایت با توجه به رابطه $y = 57.271x$ ، برای غلظت ۱۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر، K_1 برابر $57.271/913$ محاسبه شد. میزان ضریب تعیین به دست آمده در مدل آلاینده مرتبه اول معنی‌دار نیست و مدل درجه اول قابلیت استفاده برای MSCR را ندارد.



شکل ۳- مدل سینتیکی آلاینده نوع اول در حذف COD در بارهای آلی مختلف



شکل ۲- راندمان حذف COD در بارهای آلی و زمان‌های ماند مختلف

میلی‌گرم در لیتر، $88/09$ درصد و برای بار آلی ۱۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر، $87/78$ درصد بود.

۳-۱-۱- تحلیل حذف سینتیکی مواد آلی توسط فرایند MSCR

۳-۱-۱-۱- مدل‌سازی واکنش بیولوژیکی راکتورها

سینتیک به توصیف میزان حذف سوبسترا و پارامترهای تأثیرگذار در راکتورها کمک قابل توجهی می‌کند. به همین دلیل مطالعه و کشف روابط در مکانیسم‌هایی که فرایندها را کنترل می‌کنند، امری ضروری است [۱۸].

تا به حال مدل‌های سینتیکی زیادی برای فرایندهای تصفیه فاضلاب ارائه شده‌اند که در این میان می‌توان به مدل‌های مونود، الدان^۲، گراو^۳ و استور-کینکنون^۴ اشاره کرد [۱۹]. در ادامه سه مدل، مدل مرتبه اول و مدل گراو و استور-کینکنون مورد بررسی قرار می‌گیرند.

مدل حذف آلاینده مرتبه اول

تغییرات در سرعت حذف آلاینده در راکتور با در نظر گرفتن درجه اول بودن واکنش برای حذف آلاینده به صورت زیر بیان می‌شود [۲۰]

$$-\frac{ds}{dt} = \frac{Q}{V} \times S_0 - \frac{Q}{V} \times S - K_1 S \quad (1)$$

که در این رابطه

S_0 و S به ترتیب غلظت خوراک ورودی و خروجی و K_1 ثابت سینتیکی درجه اول است.

1 Monod
2 Eldan
3 Graver
4 Stover-kincannon

- مدل گراو

رابطه گراو در واقع بیانگر سینتیک درجه دوم است که مطابق رابطه ۳ بیان می شود

$$-\frac{ds}{dt} = K_S \times X \times \left(\frac{S}{S_0}\right)^2 \quad (3)$$

که در این رابطه

K_S ثابت سرعت حذف و X غلظت جرم میکروبی در راکتور است. با حل رابطه دیفرانسیل، رابطه ۴ ایجاد خواهد شد

$$\frac{S_0 \times HRT}{S_0 - S} = HRT - \frac{S_0}{K_S \times X} \quad (4)$$

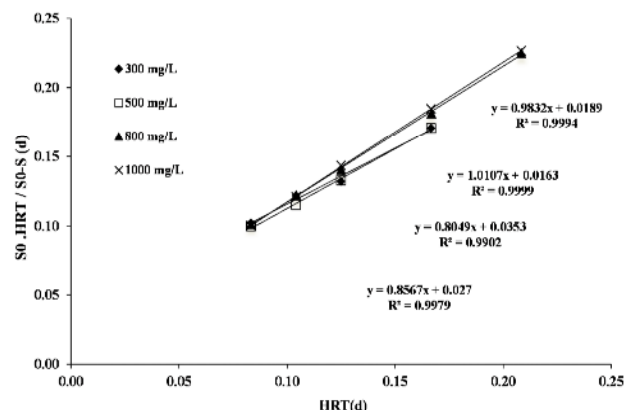
حال اگر بخش دوم سمت راست رابطه ۴ به صورت عدد ثابت فرض شود، رابطه ۵ به دست خواهد آمد

$$\frac{S_0 \times HRT}{S_0 - S} = n \times HRT + m \quad (5)$$

در واقع برای ساده سازی می توان گفت که $\frac{S_0}{S_0 - S}$ عملاً راندمان حذف آلاینده در سیستم است. پس به جای آن می توان پارامتر E را وارد رابطه کرد

$$\frac{HRT}{E} = n \times HRT + m \quad (6)$$

با توجه به رابطه های بالا، شکل ۴ با استفاده از رابطه ۶ به دست می آید. برای هر یک از بارهای آلی در COD ورودی ۳۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین برابر با $R^2 = 0.9902$ و رابطه خط ایجاد شده برابر با $y = 0.8049x + 0.0353$ بوده است. ضرایب به دست



شکل ۴- مدل سینتیکی آلاینده نوع دوم در حذف COD در بارهای آلی مختلف

آمده از جمله n ، m و K_S به ترتیب 0.04 ، 0.08 و $0.52/3$ محاسبه شده است. برای بار آلی 500 میلی گرم در لیتر ورودی، ضریب تعیین به دست آمده معادل با $R^2 = 0.9979$ و رابطه خط آن $y = +0.8567x$ و ضرایب n و K_S به ترتیب برابر با 0.03 و 0.86 و $4/81$ است. در بار آلی ورودی 800 میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین به دست آمده برابر با $R^2 = 0.9994$ و رابطه خط آن $y = 0.9832x + 0.0189$ و ضرایب سینتیکی n و K_S به ترتیب برابر با 0.02 و 0.98 و $6/25$ است. در بار آلی ورودی 1000 میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین به دست آمده برابر است با $R^2 = 0.9999$ یا رابطه خط $y = 1.0107x + 0.0163$ و ضرایب سینتیکی n و K_S به ترتیب 0.02 و $1/01$ و $7/05$ است. ضریب تعیین در این مدل همگی بالای 0.990 است که این نشان دهنده روند پایدار مدل گراو در حذف آلاینده ها است.

- مدل اصلاح شده استور-کینکون

این مدل با نوشتن موازنه جرم در اطراف سیستم به صورت رابطه ۷ نوشته می شود

$$\frac{ds}{dt} = \frac{U_{max} \left(\frac{QS_0}{V}\right)}{KB + \left(\frac{QS_0}{V}\right)} \quad (7)$$

که در آن

U_{max} و K_B به ترتیب سرعت حذف حداکثر و میزان ثابت اشباع است.

با مساوی قرار دادن طرف های دوم، رابطه زیر ایجاد می شود

$$\frac{ds}{dt} = \frac{Q}{V} (S_0 - S) = \frac{U_{max} \left(\frac{QS_0}{V}\right)}{KB + \left(\frac{QS_0}{V}\right)} \quad (8)$$

رابطه ۸ به صورت خطی به شکل زیر نوشته می شود

$$\left(\frac{ds}{dt}\right)^{-1} = \frac{V}{Q(S_0 - S)} = \frac{K_B}{U_{max}} \left(\frac{V}{QS_0}\right) + \frac{1}{U_{max}} \quad (9)$$

با رسم $\frac{V}{Q(S_0 - S)}$ بر حسب $\frac{V}{QS_0}$ خط راستی حاصل خواهد شد که عرض از مبدا و شیب این خط به ترتیب مقدار U_{max} و K_B است [۲۱ و ۲۲].

در رابطه استور-کینکون هر چه U_{max} بیشتر باشد، راندمان راکتور مورد نظر بیشتر خواهد بود و از طرفی اگر پارامتر K_B

جدول ۲- خلاصه نتایج ضرایب سینتیکی مدل های مورد استفاده برای راکتور (MSCR)

نام مدل	غلظت (میلی گرم در لیتر)	۳۰۰	۵۰۰	۸۰۰	۱۰۰۰	تمام داده ها	متوسط ضرایب
مدل استور-کینکتون	U_{max}	۵/۵۵	۱۰/۸۰	۲۶/۱۷	۳۷/۱۱	۱۱/۹۷	۱۹/۹۱
	K_B	۴/۵۴	۴/۷۱	۵/۴۷	۵/۵۹	۴/۸۷	۵/۰۸
مدل حذف آلاینده مرتبه اول	K_1	۵۹/۹۱	۷۵/۷۳	۵۸/۲۰	۵۷/۲۷	۴۲/۷۹	۶۲/۷۸
	m	۰/۰۴	۰/۰۳	۰/۰۲	۰/۰۲	۰/۰۲	۰/۰۲
مدل حذف آلاینده مرتبه دوم	n	۰/۸۰	۰/۸۶	۰/۹۸	۱/۰۱	۰/۹۹	۰/۹۱
	K_s	۳/۵۲	۴/۸۱	۶/۲۱	۷/۰۵	۵/۷۸	۵/۴۰

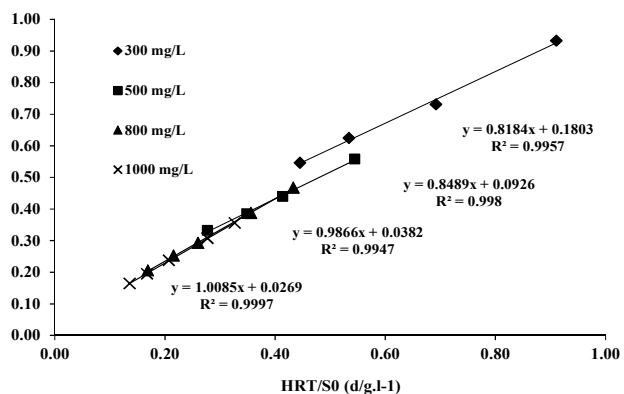
بیشتر باشد، عملکرد ضعیف راکتور را نمایان می سازد [۲۳].
با توجه به رابطه ۹ شکل ۵ ترسیم شده است. در تجزیه تحلیل انجام شده برای هر یک از بارهای آلی در COD ورودی ۳۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین برابر با $R^2 = 0.9997$ و مبداء خط ایجاد شده از معادله $y = 1.0085x + 0.0269$ به دست می آید. ضرایب به دست آمده از جمله U_{MAX} و K_B به ترتیب ۵/۵ و ۴/۴۵ گرم در لیتر بوده است. برای بار آلی ۵۰۰ میلی گرم در لیتر ورودی، ضریب تعیین به دست آمده برابر ۰.۹۹۸ و رابطه خط آن $y = 0.8489x + 0.0926$ و ضرایب U_{MAX} و K_B به ترتیب برابر با ۱۰/۸۰ و ۴/۷۱ گرم در لیتر است. در بار آلی ورودی ۸۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین به دست آمده برابر با $R^2 = 0.9996$ و رابطه خط آن $y = 0.9866x + 0.0382$ محاسبه

بیشتر باشد، عملکرد ضعیف راکتور را نمایان می سازد [۲۳].
با توجه به رابطه ۹ شکل ۵ ترسیم شده است. در تجزیه تحلیل انجام شده برای هر یک از بارهای آلی در COD ورودی ۳۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین برابر با $R^2 = 0.9997$ و مبداء خط ایجاد شده از معادله $y = 1.0085x + 0.0269$ به دست می آید. ضرایب به دست آمده از جمله U_{MAX} و K_B به ترتیب ۵/۵ و ۴/۴۵ گرم در لیتر بوده است. برای بار آلی ۵۰۰ میلی گرم در لیتر ورودی، ضریب تعیین به دست آمده برابر ۰.۹۹۸ و رابطه خط آن $y = 0.8489x + 0.0926$ و ضرایب U_{MAX} و K_B به ترتیب برابر با ۱۰/۸۰ و ۴/۷۱ گرم در لیتر است. در بار آلی ورودی ۸۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین به دست آمده برابر با $R^2 = 0.9996$ و رابطه خط آن $y = 0.9866x + 0.0382$ محاسبه

بیشتر باشد، عملکرد ضعیف راکتور را نمایان می سازد [۲۳].
با توجه به رابطه ۹ شکل ۵ ترسیم شده است. در تجزیه تحلیل انجام شده برای هر یک از بارهای آلی در COD ورودی ۳۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین برابر با $R^2 = 0.9997$ و مبداء خط ایجاد شده از معادله $y = 1.0085x + 0.0269$ به دست می آید. ضرایب به دست آمده از جمله U_{MAX} و K_B به ترتیب ۵/۵ و ۴/۴۵ گرم در لیتر بوده است. برای بار آلی ۵۰۰ میلی گرم در لیتر ورودی، ضریب تعیین به دست آمده برابر ۰.۹۹۸ و رابطه خط آن $y = 0.8489x + 0.0926$ و ضرایب U_{MAX} و K_B به ترتیب برابر با ۱۰/۸۰ و ۴/۷۱ گرم در لیتر است. در بار آلی ورودی ۸۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین به دست آمده برابر با $R^2 = 0.9996$ و رابطه خط آن $y = 0.9866x + 0.0382$ محاسبه

بیشتر باشد، عملکرد ضعیف راکتور را نمایان می سازد [۲۳].
با توجه به رابطه ۹ شکل ۵ ترسیم شده است. در تجزیه تحلیل انجام شده برای هر یک از بارهای آلی در COD ورودی ۳۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین برابر با $R^2 = 0.9997$ و مبداء خط ایجاد شده از معادله $y = 1.0085x + 0.0269$ به دست می آید. ضرایب به دست آمده از جمله U_{MAX} و K_B به ترتیب ۵/۵ و ۴/۴۵ گرم در لیتر بوده است. برای بار آلی ۵۰۰ میلی گرم در لیتر ورودی، ضریب تعیین به دست آمده برابر ۰.۹۹۸ و رابطه خط آن $y = 0.8489x + 0.0926$ و ضرایب U_{MAX} و K_B به ترتیب برابر با ۱۰/۸۰ و ۴/۷۱ گرم در لیتر است. در بار آلی ورودی ۸۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین به دست آمده برابر با $R^2 = 0.9996$ و رابطه خط آن $y = 0.9866x + 0.0382$ محاسبه

بیشتر باشد، عملکرد ضعیف راکتور را نمایان می سازد [۲۳].
با توجه به رابطه ۹ شکل ۵ ترسیم شده است. در تجزیه تحلیل انجام شده برای هر یک از بارهای آلی در COD ورودی ۳۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین برابر با $R^2 = 0.9997$ و مبداء خط ایجاد شده از معادله $y = 1.0085x + 0.0269$ به دست می آید. ضرایب به دست آمده از جمله U_{MAX} و K_B به ترتیب ۵/۵ و ۴/۴۵ گرم در لیتر بوده است. برای بار آلی ۵۰۰ میلی گرم در لیتر ورودی، ضریب تعیین به دست آمده برابر ۰.۹۹۸ و رابطه خط آن $y = 0.8489x + 0.0926$ و ضرایب U_{MAX} و K_B به ترتیب برابر با ۱۰/۸۰ و ۴/۷۱ گرم در لیتر است. در بار آلی ورودی ۸۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین به دست آمده برابر با $R^2 = 0.9996$ و رابطه خط آن $y = 0.9866x + 0.0382$ محاسبه



شکل ۵- مدل سینتیکی استور-کینکتون در حذف COD در بارهای آلی مختلف

۴- نتیجه گیری

شده است. ضرایب سینتیکی U_{MAX} و K_B به ترتیب برابر با ۲۶/۱۷ و ۵/۴۷ گرم در لیتر به دست آمده است. در بار آلی ورودی ۱۰۰۰ میلی گرم در لیتر، ضریب تعیین به دست آمده برابر با

۵- قدردانی

نویسندگان مقاله از مرکز تحقیقات علوم پزشکی دانشگاه آزاد واحد پزشکی تهران به خاطر حمایت های بی دریغ و در اختیار قرار دادن امکانات آزمایشگاهی تشکر و سپاسگزاری می نمایند.

۶- مراجع

1. Fitch, M. W., Pearson, N., Richards, G., and Burken, J.G. (1998). "Biological fixed-film systems." *Water Environment Research*, 25 (3), 495-518.
2. Halling-Sørensen, B., and Jorgensen, S. E. (1993). *The removal of nitrogen compounds from wastewater*, Elsevier Pub., Amsterdam, London, New York, Tokyo.
3. Jahren, S. J., Rintala, J. A., and Degaard, H. (2002). "Aerobic moving bed biofilm reactor treating thermomechanical pulping whitewater under thermophilic conditions." *Water Research*, 36(4), 1067-1075.
4. Goel, R., Mino, T., Satoh, H., and Matsuo, T. (1998). "Enzyme activities under anaerobic and aerobic conditions in activated sludge sequencing batch reactor." *Water Research*, 32(7), 2081-2088.
5. Mace, S., and Mata-Alvarez, J. (2002). "Utilization of SBR technology for wastewater treatment: An overview." *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 41(23), 5539-5553.
6. Chan, J., Chong, M.F., Law, C.L., and Hassell, D.G. (2009). "A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater." *Chemical Engineering Journal*, 155 (1-2), 1-18.
7. Mohan, S. V., Rao, N. C., Prasad, K. K., Madhavi, B. T. V., and Sharma, P. N. (2005). "Treatment of complex chemical wastewater in a sequencing batch reactor (SBR) with an aerobic suspended growth configuration." *Process Biochemistry*, 40(5), 1501-1508.
8. Moussavi, Gh., and Heidarizad, M. (2011). "The performance of SBR, SCR, and MSCR for simultaneous biodegradation of high concentrations of formaldehyde and ammonia." *Separation and Purification Technology*, 77(2), 187-195.
9. Wesley, L. D. (2001). "Determination of specific gravity and void ratio of pumice materials." *ASTM Geotechnical Testing Journal*, 24(4), 418-422.
10. Vavilin, V. A., Rytov, S. V., Lokshina, L. Y., Rintala, J. A., and Lyberatos, G. (2001). "Simplified hydrolysis models for the optimal design of two-stage anaerobic digestion." *Water Research*, 35(17), 4247-4251.
11. Chuan, X. Y., Hirano, M., and Inagaki, M. (2004). "Preparation and photocatalytic performance of anatase-mounted natural porous silica, pumice, by hydrolysis under hydrothermal conditions." *Applied Catalysis B: Environmental*, 51(4), 255-260.
12. Borghei, S. M., Sharbatmaleki, M., Pourrezaie, P., and Borghei, G. (2008). "Kinetics of organic removal in fixed-bed aerobic biological reactor." *Bioresource Technology*, 99(5), 1118-1124.
13. Acharya, B. K., Pathak, H., Mohana, S., Shouche, Y., Singh, V., and Madamwar, D. (2011). "Kinetic modelling and microbial community assessment of anaerobic biphasic fixed film bioreactor treating distillery spent wash." *Water Research*, 45(14), 4248-4259.
14. Debik, E., and Coskun, T. (2009). "Use of the static granular bed reactor (SGBR) with anaerobic sludge to treat poultry slaughterhouse wastewater and kinetic modeling." *Bioresource Technology*, 100(11), 2777-2782.
15. Raja Priya, K., Sandhya, S., and Swaminathan, K. (2009). "Kinetic analysis of treatment of formaldehyde containing wastewater in UAFB reactor." *Chemical Engineering Journal*, 148(2), 212-216.
16. Işık, M., and Sponza, D. T. (2005). "Substrate removal kinetics in an upflow anaerobic sludge blanket reactor decolorising simulated textile wastewater." *Process Biochemistry*, 40(3), 1189-1198.
17. APHA, WPCF. (1992). *Standard method for examination of water and wastewater*, 18th Ed., USA.
18. Hosseiny, S. H., and Borghei, S. M. (2002). "Modelling of organic removal in a moving bed biofilm reactor (MBBR)." *Scientia Iranica*, 9(1), 53-58.
19. Stover, E. L., and Kincannon, D. F. (1982). "Rotating biological contactor scale-up and design." *Oklahoma State Univ Still Water*, 14 (2), 123-128.
20. Delnavaz, M., Ayati, B., and Ganjidoust, H. (2008). "Biodegradation of aromatic amine compounds using moving bed biofilm reactors." *Iranian Journal of Environmental Health Science and Engineering*, 5(4), 243-250.
21. Aygun, A., Nas, B., and Berktaş, A. (2008). "Influence of high organic loading rates on COD removal and sludge production in moving bed biofilm reactor." *Environmental Engineering Science*, 25(9), 1311-1316.
22. Jin, R. C., and Zheng, P. (2009). "Kinetics of nitrogen removal in high rate anammox upflow filter." *Journal of Hazardous Materials*, 170(2), 652-656.
23. Büyükkamacı, N., and Filibeli, A. (2002). "Determination of kinetic constants of an anaerobic hybrid reactor." *J. Process Biochem.*, 38, 73-79.