

# بررسی عملکرد و مدل‌سازی فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک به منظور حذف ترکیبات مغذی از فاضلاب

مجید کرمانی<sup>۱</sup> بیژن بینا<sup>۲</sup> حسین موحدیان<sup>۲</sup> محمد مهدی امین<sup>۳</sup> مهناز نیک آئین<sup>۳</sup>

(دریافت ۸۷/۱۱/۲۶ پذیرش ۸۸/۱۱/۷)

## چکیده

در این تحقیق، کارایی فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک به منظور تصفیه بیولوژیکی فاضلابهای حاوی مواد مغذی بررسی شد. فرایند مذکور به صورت چهار راکتور جداگانه بی‌هوازی، آنوکسیک و هوازی ساخته شد که به صورت سری راهبری شدند. از بیوراکتورها به صورت پیوسته و در بارگذاری‌های مختلف ازت و فسفر و زمان‌های ماند هیدرولیکی مختلف بهره برداری شد. در ادامه برای مدل‌سازی بیولوژیکی فرایند از سه مدل حذف آلاینده مرتبه اول، مدل گراو و مدل استور-کین کانن استفاده شد. بر اساس نتایج حاصله و در شرایط بهینه راهبری در راکتور هوازی، نیتروفیکاسیون تقریباً کاملی با متوسط راندمان حذف کل نیتروژن کلدال برابر با ۹۹/۷۲ درصد به وقوع پیوست. متوسط میزان نیتروفیکاسیون ویژه در این راکتور معادل با  $1/92 \text{ g NO}_x\text{-N/kg VSS.h}$  بود. در طول مطالعه مشخص شد که میزان حذف فسفر در راکتور هوازی، از لحاظ آماری ارتباط معنی‌داری با میزان آزاد سازی فسفر در راکتور بی‌هوازی دارد. به طور کلی نتایج نشان داد که در شرایط بهینه، متوسط راندمان حذف نیتروژن کل و فسفر به ترتیب معادل با ۸۰/۹ و ۹۵/۸ درصد است. در نهایت و با توجه به تحلیل سینتیکی حذف ازت و فسفر، مدل استور-کین کانن به عنوان مدل مناسب برای مدل‌سازی فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک انتخاب شد.

**واژه‌های کلیدی:** راکتور بیوفیلمی با بستر متحرک، آکنه، حذف بیولوژیکی مواد مغذی، تصفیه فاضلاب، مدل استور-کین کانن

## Performance and Modeling of Moving Bed Biofilm Process for Nutrient Removal from Wastewater

Majid Kermani<sup>1</sup>

Bijan Bina<sup>2</sup>

Hossein Movahedian<sup>2</sup>

Mohammad Mehdi Amin<sup>3</sup>

Mahnaz Nikaeen<sup>3</sup>

(Received Feb. 15, 2009 Accepted Jan. 27, 2010)

### Abstract

In this study, experiments have been conducted to evaluate the removal of nutrients from synthetic wastewater using a moving bed biofilm process. For this purpose, the process was applied in series with anaerobic, anoxic, and aerobic units in four separate reactors. Moving bed biofilm reactors were operated continuously at different loading rates of nitrogen and phosphorus and different hydraulic retention times. In addition, for kinetic analysis, first-order substrate removal, Grau, and Stover-Kincannon models were tested with the experimental data. Based on the results obtained, a close to complete nitrification with an average Total Kjeldahl Nitrogen (TKN) removal efficiency of 99.72% was obtained in the aerobic reactor under optimum conditions. In this reactor, the average specific nitrification rate was  $1.92 \text{ g NO}_x\text{-N/kg VSS.h}$ . During the study, statistically significant correlation was observed between the aerobic phosphorus removal rate and the anaerobic phosphorus release rate. Under optimum conditions, the average total nitrogen and phosphorus removal efficiencies were 80.9% and 95.8%, respectively. Finally, based on the kinetic analysis and with regard to nitrogen and phosphorus removals, the Stover-Kincannon model was selected as suitable for analyzing the experimental data and modelling of the moving bed biofilm process.

**Keywords:** MBBR, Biofilm Carriers, Biological Nutrient Removal (BNR), Sewage Treatment, Stover-Kincannon Model.

1- Assist. Prof. of Environmental Health Eng., Faculty of Public Health, Iran University of Medical Sciences, Tehran (Corresponding Author) (+98 21) 88779118 majidkermani@yahoo.com  
2- Prof. of Environmental Health Engineering, Faculty of Public Health, Isfahan University of Medical Sciences, Isfahan  
3- Assist. Prof. of Environmental Health Eng., Faculty of Public Health, Isfahan University of Medical Sciences, Isfahan

۱- استادیار گروه مهندسی بهداشت محیط، دانشکده بهداشت، دانشگاه علوم پزشکی ایران، تهران (نویسنده مسئول) ۰۲۱) ۸۸۷۹۱۱۸ majidkermani@yahoo.com

۲- استاد گروه مهندسی بهداشت محیط، دانشکده بهداشت، دانشگاه علوم پزشکی اصفهان  
۳- استادیار گروه مهندسی بهداشت محیط، دانشکده بهداشت، دانشگاه علوم پزشکی اصفهان

راکتور حرکت می‌کنند. حرکت آکنه‌ها با هوادهی عمقی در راکتورهای هوازی و یا به‌وسیله یک همزن مکانیکی در راکتورهای بی‌هوازی و آنوکسیک انجام می‌شود [۸]. در حال حاضر در بیشتر از ۴۰۰ تصفیه‌خانه فاضلاب واقع در ۲۲ کشور در سرتاسر جهان در مقیاس واقعی از این فرایند به‌منظور تصفیه انواع فاضلابها استفاده می‌شود [۵ و ۸]. حذف همزمان ازت و فسفر توسط فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک با راهبری پیوسته، فرایندی نوین است که در کشور ما ناشناخته بوده و کار تحقیقاتی در این زمینه صورت نگرفته است. لذا این کار تحقیقاتی که از نوع مطالعات تجربی مداخله‌ای است، با هدف بررسی عملکرد این فناوری در حذف مواد مغذی و توسعه آن در داخل کشور انجام گرفت. در این تحقیق که با انجام مداخله، داده‌ها به‌صورت منظم جمع‌آوری شدند، سعی شد تا مدلی مناسب برای بررسی و طراحی این فرایند و مطالعه ارتباط و تأثیر عوامل و متغیرهای مختلف بر روی مسئله موردنظر ارائه شود تا تصویر مناسب و گویایی از وضعیت موجود به‌دست آید.

## ۲- مواد و روشها

### ۲-۱- طراحی و ساخت راکتورهای بیوفیلمی با بستر متحرک

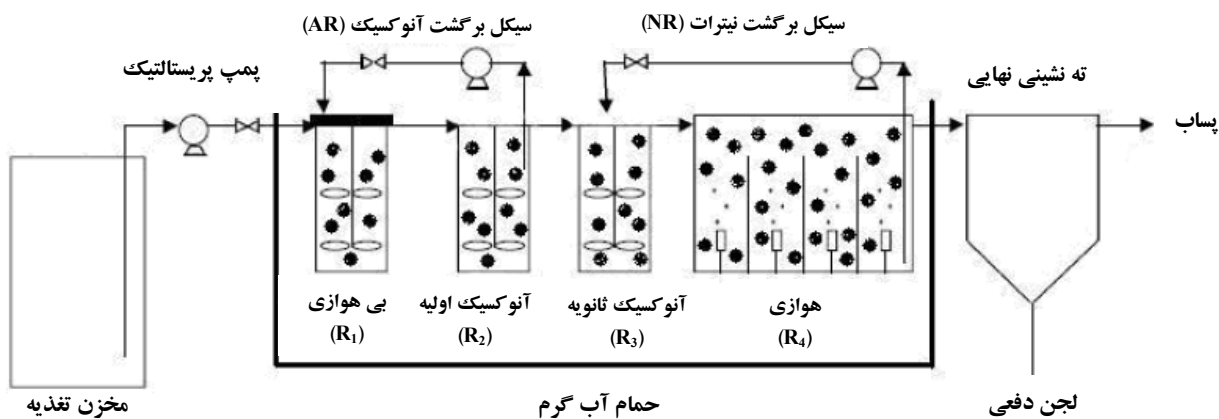
در این تحقیق به‌منظور تعیین کارایی راکتورهای بیوفیلمی با بستر متحرک برای تصفیه بیولوژیکی فاضلابهای حاوی ازت و فسفر، یک پایلوت در مقیاس آزمایشگاهی ساخته شد که شامل چهار راکتور سری با الگوی جریان بالا رونده و حوض ته‌نشینی بدون برگشت لجن بود. به‌منظور دسترسی به محتویات داخل راکتور بر روی هر یک از قسمت‌ها، شیر نمونه‌برداری در نظر گرفته شد. فلودیاگرام فرایند مذکور و نحوه استقرار راکتورهای بیوفیلمی با بستر متحرک مورد مطالعه به‌منظور حذف ازت و فسفر در شکل ۱ ارائه شده است. در فرایند مذکور، راکتور بی‌هوازی ( $R_1$ ) با هدف مطالعه حذف ارتقاء یافته بیولوژیکی فسفر ساخته شد. راکتور آنوکسیک اولیه ( $R_2$ ) به‌منظور به‌حداقل رساندن اثر نیترات موجود در پساب برگشتی به راکتور بی‌هوازی، طراحی شد. در بالای این راکتور، محلی برای برگشت دادن پساب خروجی به راکتور بی‌هوازی تعبیه شد. سیکل برگشت آنوکسیک باعث ارتقاء مصرف مواد آلی و ایجاد شرایط بهینه برای جذب فرآورده‌های غذایی حاصل از تخمیر مانند اسیدهای چرب فرار در راکتور بی‌هوازی می‌شود. راکتور آنوکسیک ثانویه ( $R_3$ ) که به‌دنبال راکتور آنوکسیک اولیه ( $R_2$ ) قرار گرفت، دریافت‌کننده سیکل برگشت نیترات از راکتور هوازی بود. سیکل برگشت نیترات با هدف حذف نیترات در راکتور آنوکسیک ثانویه ( $R_3$ ) طی فرایند دنیتریفیکاسیون طراحی شد. در انتها، راکتور هوازی ( $R_4$ ) نیز با هدف توسعه

فاضلاب مهم‌ترین آلاینده حاصل از منابع نقطه‌ای در مقیاس جهانی است که آلودگی منابع آبی و سایر منابعی که از این‌گونه آبها تغذیه می‌شوند را در پی خواهد داشت. دفع کنترل نشده فاضلابهای حاوی ازت و فسفر تأثیرات سوء زیادی بر محیط‌زیست داشته و باعث بروز مشکلات زیادی از قبیل اوتروفیکاسیون، مصرف اکسیژن و سمیت می‌شوند. بنابراین حذف مواد مغذی از فاضلاب به‌منظور کاهش خطرات زیست‌محیطی ضرورت دارد [۱]. در سالهای اخیر رویکرد جهانی به استفاده از سیستم‌های بیوفیلمی در فرایند تصفیه بیولوژیکی پسابها افزایش یافته است. بر این اساس سیستم‌های بیوفیلمی اعم از: صافی‌های چکنده متداول، تماس دهنده‌های بیولوژیکی دوار، فیلترهای بیولوژیکی مستغرق با مدیای ثابت و فیلترهای بیولوژیکی با مدیای دانه‌ای جایگزین سیستم‌های با رشد معلق شده‌اند. اما در این سیستم‌ها نیز مشکل افت هیدرولیکی بالا، مشکل کانالیزه شدن جریان، گرفتگی و نیاز به شستشوی معکوس به‌صورت دوره‌ای وجود دارد [۲ و ۳].

به‌دلایل مذکور ایده طراحی سیستمی هیبریدی که مزایای هر دو سیستم رشد معلق و رشد چسبیده را داشته باشد تحت عنوان راکتورهای بیوفیلمی با بستر متحرک به‌وجود آمد. این راکتورهای بیوفیلمی که حاوی آکنه‌های متحرک درون راکتوراند، یک سیستم ترکیبی جذاب است که به‌عنوان نسل جدیدی از سیستم‌های بیوفیلمی، توسعه یافته و به‌کارگیری آن روز به روز در جهان در حال گسترش است [۴]. این فرایند به‌منظور تصفیه فاضلاب در سال ۱۹۸۷ (اواخر دهه ۱۹۸۰ و اوایل دهه ۱۹۹۰ و با شماره ثبت اختراع ۰۵۷۵۳۱۴ در اروپا و ۵۴۵۸۷۷۹ در ایالات متحده) توسط شرکت نروژی کالدنس میلزوتکنولوژی<sup>۱</sup> با همکاری مرکز تحقیقات سینتف<sup>۲</sup> در نروژ ارائه شد [۵ و ۶]. ایده‌های اصلی در طرح این فرایند و مزایای آن عبارت‌اند از: عملیات تصفیه به‌صورت پیوسته، عدم گرفتگی، عدم نیاز به شستشوی معکوس، عدم نیاز به برگشت لجن، افت هیدرولیکی کم، سطح ویژه بالای بیوفیلیم، کارایی برای تصفیه انواع فاضلابها، کارایی و بازده بالای سیستم، حذف همزمان ازت و فسفر، عدم کانالیزه شدن جریان و تجمع لجن، نداشتن مشکل فرار لجن، زمان راه‌اندازی کوتاه، انعطاف‌پذیری در طراحی فرایند، راهبری و کنترل آسان فرایند، منسجم و کوچک بودن سیستم، پایداری بالای فرایند و مقاومت در برابر انواع شوک‌ها و پائین بودن هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری [۷]. مشخصه اصلی این راکتور رشد بیوفیلیم بر روی آکنه‌های کوچکی است که در طول

<sup>1</sup> Kaldnes Miljøteknologi (KMT)

<sup>2</sup> SINTEF



شکل ۱- فلودیاگرام شماتیک از فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک

جدول ۱- مشخصات و اطلاعات فنی مربوط به راکتورهای بیوفیلمی با بستر متحرک

پارامتر	راکتور بی هوازی (R <sub>1</sub> )	راکتورهای آنوکسیک (R <sub>2</sub> و R <sub>3</sub> )	راکتور هوازی (R <sub>4</sub> )
حجم (لیتر)	۳/۳۳	۳/۳۳	۱۰
نسبت پرسازی با آکنه (درصد)	۵۰	۵۰	۷۰
سطح ویژه بیوفیلم (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	۱۳۰	۱۳۰	۱۸۲
کل سطح بیوفیلم (m <sup>2</sup> )	۰/۴۳۲۹	۰/۴۳۲۹	۱/۸۲
دبی ورودی (litre/day)	۱۰-۶۰	۱۰-۶۰	۱۰-۶۰
جهت جریان	رو به بالا	رو به بالا	رو به بالا
زمان ماند هیدرولیکی	۸۰ min - ۸ hr	۸۰ min - ۸ hr	۸۰ min - ۸ hr
زمان ماند هیدرولیکی کل سیستم		۸-۴۸ hr	

فرایند نیتروبیفیکاسیون طراحی گردید. خلاصه‌ای از مشخصات و اطلاعات فنی مربوط به چهار بیوراکتور مذکور در جدول ۱ آورده شده است. آکنه مورد استفاده در راکتورهای مورد مطالعه از نوع آکنه‌های FLOCOR-RMP<sup>®</sup> بود که شکل ظاهری آنها به صورت استوانه موج‌دار است. این آکنه از نظر قیمت از جنس پلی پروپیلن با دانسیته کمتر از آب (۰/۹۴ g/cm<sup>3</sup>) بوده و به راحتی قابل تهیه است. سطح ویژه داخلی این نوع آکنه برای رشد بیوفیلم معادل ۲۶۰ m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> است. عمل اختلاط و حرکت آکنه‌ها در راکتورهای بی‌هوازی و آنوکسیک توسط سه همزن الکتریکی گیربکس دار آلمانی مجهز به خازن‌های ۲/۵ میکروفارادی با دور موتور ۳۲ دور در دقیقه انجام گرفت. هوای مورد نیاز در راکتور هوازی و عمل اختلاط و حرکت آکنه‌ها در این راکتور توسط کمپرسور هوای مجهز به رگلاتور و سنگ‌های هوای واقع در کف راکتور تأمین شد. فاضلاب سنتتیک توسط پمپ پرستالتیک مدل مستر فلکس<sup>۱</sup> ساخت آمریکا از مخزن تغذیه به پایین راکتور بی‌هوازی هدایت شد.

فرایند نیتروبیفیکاسیون طراحی گردید. خلاصه‌ای از مشخصات و اطلاعات فنی مربوط به چهار بیوراکتور مذکور در جدول ۱ آورده شده است. آکنه مورد استفاده در راکتورهای مورد مطالعه از نوع آکنه‌های FLOCOR-RMP<sup>®</sup> بود که شکل ظاهری آنها به صورت استوانه موج‌دار است. این آکنه از نظر قیمت از جنس پلی پروپیلن با دانسیته کمتر از آب (۰/۹۴ g/cm<sup>3</sup>) بوده و به راحتی قابل تهیه است. سطح ویژه داخلی این نوع آکنه برای رشد بیوفیلم معادل ۲۶۰ m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> است. عمل اختلاط و حرکت آکنه‌ها در راکتورهای بی‌هوازی و آنوکسیک توسط سه همزن الکتریکی گیربکس دار آلمانی مجهز به خازن‌های ۲/۵ میکروفارادی با دور موتور ۳۲ دور در دقیقه انجام گرفت. هوای مورد نیاز در راکتور هوازی و عمل اختلاط و حرکت آکنه‌ها در این راکتور توسط کمپرسور هوای مجهز به رگلاتور و سنگ‌های هوای واقع در کف راکتور تأمین شد. فاضلاب سنتتیک توسط پمپ پرستالتیک مدل مستر فلکس<sup>۱</sup> ساخت آمریکا از مخزن تغذیه به پایین راکتور بی‌هوازی هدایت شد.

۲-۲- راهبری راکتورهای بیوفیلمی با بستر متحرک  
مرحله اول کار پس از ساخت پایلوت، نصب، آب‌بندی آن و کالیبراسیون تجهیزات مربوطه، راه‌اندازی آن بود. هدف از راه‌اندازی بیوراکتورها ایجاد فیلم میکروبی یا بیوفیلم در داخل آکنه‌ها و نهایتاً رسیدن به حالت پایداری پایش بود. با توجه به استفاده از فاضلاب سنتتیک، مرحله سازگاری میکروارگانیسم‌ها از اهمیت بالایی برخوردار بود. برای تهیه خوراک سنتتیک از گلوکز (C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>.H<sub>2</sub>O) به‌عنوان منبع کربن، بی‌کربنات آمونیوم (NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub>) به‌عنوان منبع نیتروژن و پتاسیم دی‌هیدروژن

<sup>1</sup> Masterflex L/S

فسفات ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ) به عنوان منبع فسفر استفاده شد. مطابق با منابع علمی موجود و به منظور رشد نیتریفایرها، دنیتریفایرها و میکروارگانسیم‌های ذخیره کننده فسفر، علاوه بر گلوکز و ماکرونوترینت‌های مذکور، از سولفات منیزیم ( $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ )، کلراید کلسیم ( $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )، کلراید آهن ( $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ )، سولفات مس ( $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ )، یدید پتاسیم (KI)، کلراید منگنز ( $\text{MnCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ )، مولیبدات سدیم ( $\text{Na}_2\text{MoO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )، سولفات روی ( $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ )، کلراید کبالت ( $\text{CoCl}_2 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ )، اسید بوریک ( $\text{H}_3\text{BO}_3$ ) و EDTA به عنوان ریزمغذی در ساخت فاضلاب سنتتیک استفاده شد [۹].

برای راه‌اندازی راکتورها از عمل بذردهی استفاده شد. برای بذردهی راکتورها از لجن جریان برگشتی حوض هوادهی فاز دوم تصفیه خانه فاضلاب جنوب اصفهان در شرایطی که مشکل حجیم شدن وجود نداشت، استفاده شد. در طول مدت زمان راه‌اندازی، بار آلی فاضلاب سنتتیک ورودی به سیستم MBBR از مقدار خیلی کم و با نسبت تنظیم شده COD/N/P معادل ۱:۵:۱۰۰ آغاز و به تدریج افزایش داده شد تا میکروارگانسیم‌ها فرصت رشد و تشکیل بیوفیلم بر روی آکنه‌ها را داشته باشند. با فعالیت بیوراکتورها در این بارگذاری به مدت شش هفته، بیوفیلم مناسبی بر روی آکنه‌ها شکل گرفت. بعد از عمل بذردهی و راه‌اندازی راکتورها، مرحله بعدی کار شامل کارکرد پایدار پایلوت بود. در این مرحله، پایلوت مورد نظر با استفاده از فاضلاب سنتتیک در بارگذاری‌های آلی معادل  $2-5 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{d}$  و زمان‌های ماند هیدرولیکی کل ۸ تا ۴۸ ساعت شروع به کار کرد. هدف از این مرحله بررسی کارایی راکتورهای بیوفیلمی با بستر متحرک در بارگذاری‌های مختلف نیتروژن ( $25-125 \text{ gNH}_4\text{-N/m}^3 \cdot \text{d}$ ) و فسفر ( $5-25 \text{ g PO}_4\text{-P/m}^3 \cdot \text{d}$ )، تحلیل سینتیکی، تعیین ضرایب سینتیکی مربوطه و مدل‌سازی فرایند بود.

### ۳-۲- نمونه برداری و آنالیز

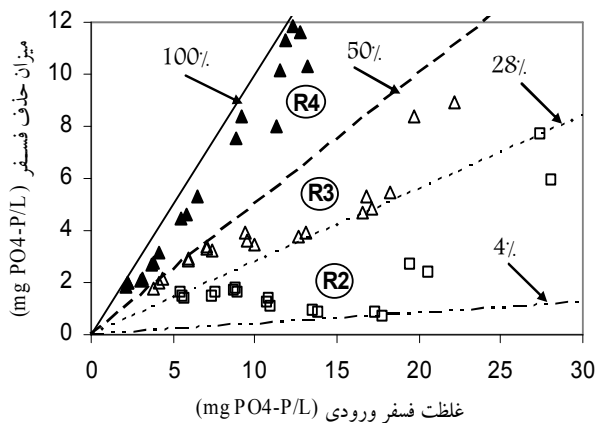
نقاط نمونه برداری در ورودی و خروجی هر راکتور به منظور تعیین کیفیت پساب در نظر گرفته شد. طی دوره راهبری سیستم MBBR، اندازه‌گیری و کنترل روزانه پارامترهای pH، اکسیژن محلول و درجه حرارت به طور روزانه و بلافاصله قبل از نمونه‌گیری انجام شد. به منظور تنظیم قلیائیت خوراک ساخته شده در محدوده  $7/5$  تا  $8$ ، از سود (NaOH) و بی‌کربنات سدیم ( $\text{NaHCO}_3$ ) استفاده شد. در طول آزمایش‌ها پارامترهای COD محلول، فسفات ( $\text{PO}_4$ -P)، کل نیتروژن کج‌دال (TKN)، ازت آمونیاکی ( $\text{NH}_4\text{-N}$ )، نترات ( $\text{NO}_3\text{-N}$ )، نیتريت ( $\text{NO}_2\text{-N}$ ) و قلیائیت در ورودی و خروجی هر یک از راکتورها اندازه‌گیری شد. به منظور صاف‌سازی نمونه‌ها برای

اندازه‌گیری پارامترهای محلول از صافی غشایی  $0/45$  میکرومتر استفاده شد. تمامی آزمایش‌های فیزیکی و شیمیایی بر اساس روش‌های استاندارد ارائه شده در کتاب استاندارد متد و در آزمایشگاه‌های پایلوت و شیمی آب و فاضلاب گروه مهندسی بهداشت محیط دانشکده بهداشت دانشگاه علوم پزشکی اصفهان به انجام رسید. به منظور کنترل روش کار و آزمایش‌ها، صحت و دقت آزمایش‌ها طبق کتاب استاندارد متد مورد بررسی قرار گرفت [۱۰].

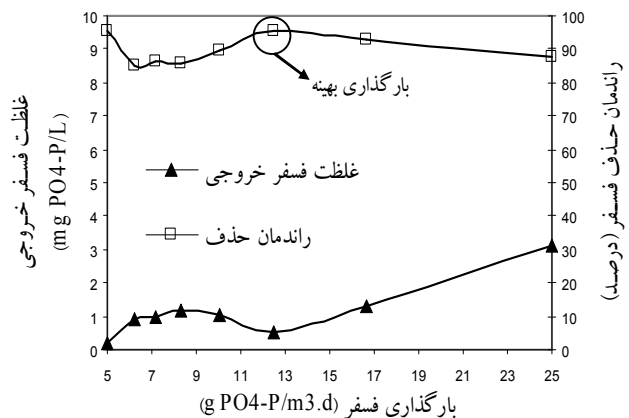
### ۳- نتایج و بحث

#### ۳-۱- حذف ارتقاء یافته بیولوژیکی فسفر

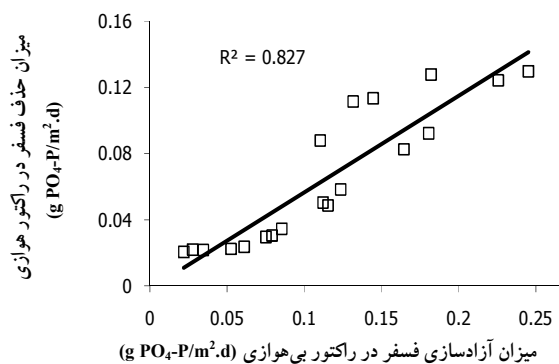
تئوری پذیرفته شده در حذف ارتقاء یافته بیولوژیکی فسفر این است که مرحله بی‌هوازی-هوازی باعث رقابت در مصرف مواد غذایی و رشد ارگانسیم‌های ذخیره کننده فسفر می‌شود. در حذف بیولوژیکی فسفر، فسفر موجود در فاضلاب ورودی توسط بیومس سلولی جذب شده و متعاقباً به صورت لجن مازاد از فرایند حذف می‌شود [۱۱]. در این تحقیق با ایجاد شرایط بی‌هوازی، آنوکسیک و هوازی، حذف بیولوژیکی فسفر با حذف بیولوژیکی نیتروژن ادغام شد. شکل ۲ اثر بارگذاری فسفر بر غلظت فسفر خروجی و راندمان حذف آن توسط سیستم MBBR را نشان می‌دهد. بر اساس شکل مذکور در بارگذاری بهینه معادل با  $12/5 \text{ g PO}_4\text{-P/m}^3 \cdot \text{d}$  ( $8/13 \text{ mg PO}_4\text{-P/m}^2 \cdot \text{d}$ ) حداکثر راندمان حذف فسفر توسط سیستم MBBR برابر با  $95/76\%$  درصد به دست آمد. پس می‌توان نتیجه‌گیری کرد که سیستم بیوفیلمی به کار رفته در این تحقیق راندمان بالا و مناسبی برای حذف بیولوژیکی فسفر در شرایط با راهبری بهینه (غلظت فسفر ورودی  $12/5 \text{ mg/L}$ ،  $\text{COD/P}_{\text{tot}}=40/1$ ) و زمان ماند هیدرولیکی  $12$  ساعت در راکتور هوازی) دارد. به طوری که در این شرایط در پساب خروجی از سیستم حداکثر راندمان حذف فسفر  $95/76\%$  درصد و کمترین غلظت فسفر  $0/53 \text{ mg PO}_4\text{-P/L}$  بود. نوع راکتور و شرایط هوازی یا آنوکسیک بودن آن از مهم‌ترین عوامل مؤثر بر راندمان حذف فسفر است. بر این اساس سهم هر یک از راکتورها در حذف فسفر متفاوت است. در شکل ۳ رابطه غلظت فسفر ورودی و میزان حذف آن در راکتورهای هوازی ( $R_4$ )، آنوکسیک ثانویه ( $R_3$ ) و اولیه ( $R_2$ ) نشان داده شده است. بر این اساس میزان حذف فسفر در راکتور هوازی و بر اساس میزان بارگذاری در محدوده  $50$  تا  $100$  درصد، در راکتور آنوکسیک ثانویه در محدوده  $28$  تا  $50$  درصد و در راکتور آنوکسیک اولیه در محدوده  $4$  تا  $28$  درصد متغیر بود. بر اساس نتایج حاصل، متوسط غلظت فسفر خروجی از سیستم MBBR در بارگذاری‌های مختلف



شکل ۳- رابطه بین غلظت فسفر ورودی و میزان حذف آن در راکتورهای آنوکسیک اولیه (R<sub>2</sub>)، آنوکسیک ثانویه (R<sub>3</sub>) و هوازی (R<sub>4</sub>)



شکل ۲- تأثیر بارگذاری فسفر بر غلظت فسفر خروجی و راندمان حذف آن توسط سیستم MBBR



شکل ۴- رابطه بین فسفر آزاد شده در راکتور بی‌هوازی و میزان حذف آن در راکتور هوازی

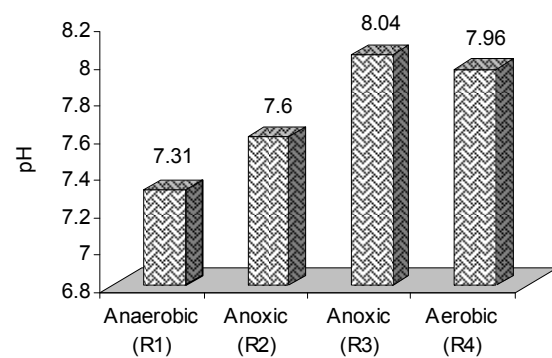
حذف می‌شود. در شرایط آنوکسیک، ارگانوسم‌های ذخیره‌کننده فسفر می‌توانند به‌جای اکسیژن از نیترات به‌عنوان گیرنده الکترون استفاده کنند. معمولاً این گروه تحت عنوان ارگانوسم‌های دنیتریفایر ذخیره‌کننده فسفر (DNPAO<sub>s</sub>)<sup>۱</sup> شناخته می‌شوند. بنابراین این گروه از ارگانوسم‌ها در فاز آنوکسیک با مصرف نیترات می‌توانند اورتوفسفات را جذب نمایند اگر چه راندمان آن در مقایسه با جذب اورتوفسفات در شرایط هوازی کمتر است. این مطلب نیز در تحقیقات دیگر مورد تأیید قرار گرفته است [۱۲ و ۱۳].

با توجه به نتایج حاصل، مشخص شد که پایه‌گذاری حذف بیولوژیکی فسفر در راکتور بی‌هوازی انجام می‌شود. با بررسی ارتباط بین میزان فسفر آزاد شده در راکتور بی‌هوازی و میزان فسفر حذف شده در راکتور هوازی مشخص شد که با افزایش میزان فسفر آزاد شده در راکتور بی‌هوازی، میزان حذف فسفر در راکتور هوازی نیز

فسفر معادل با ۱/۱ mg PO<sub>4</sub>-P/L به‌دست آمد. متوسط راندمان حذف فسفر در این شرایط برابر با ۸۹/۷۳ درصد بود. با توجه به شکل ۳ بالاترین راندمان حذف فسفر در راکتور هوازی، سپس در راکتور آنوکسیک ثانویه و نهایتاً در راکتور آنوکسیک اولیه به وقوع پیوست. زیرا در شرایط هوازی، در اثر اکسیداسیون مواد ذخیره‌شده در داخل سلول، انرژی تولید شده و ذخیره‌سازی پلی‌فسفات در داخل سلول افزایش می‌یابد. در راکتور هوازی (R<sub>4</sub>)، پلی‌هیدروکسی آلکانوئیدهای (PHA<sub>s</sub>) ذخیره‌شده توسط ارگانوسم‌های ذخیره‌کننده فسفر (PAO<sub>s</sub>) متابولیز شده و انرژی حاصل از اکسیداسیون آن برای رشد سلول‌های جدید و سنتز گلیکوژن استفاده می‌شود. بخشی از انرژی آزاد شده حاصل از اکسیداسیون PHA برای تشکیل باندهای پلی‌فسفات و ذخیره کردن آن در داخل سلول استفاده می‌شود و به این ترتیب اورتوفسفات زیادی از فاضلاب حذف می‌شود. در راکتورهای آنوکسیک ثانویه (R<sub>3</sub>) و اولیه (R<sub>2</sub>) نیز همانند راکتور هوازی، اورتوفسفات از فاضلاب

<sup>1</sup> Denitrifying Phosphorus Accumulating Organisms (Denitrifying PAO<sub>s</sub>)

افزایش خواهد یافت (شکل ۴).  $P_{\text{Value}} < 0.001$  نیز نشان دهنده وجود همبستگی معنی دار بین میزان فسفر آزاد شده در راکتور بی‌هوازی و میزان فسفر حذف شده در راکتور هوازی در حدود اطمینان ۹۵ درصد است. در سیستم‌های حذف بیولوژیکی نوتریت، پایش دقیق pH لازم است. در سیستم MBBR مورد استفاده در این تحقیق فرایندهای مختلفی از قبیل نیتریفیکاسیون، دنیتریفیکاسیون، آزادسازی و جذب فسفر اتفاق افتاد که به‌منظور بهینه‌سازی راندمان در هر یک از این فرایندها به محدوده خاصی از pH نیاز بود. روند تغییرات pH در راکتورهای مختلف سیستم MBBR در شکل ۵ نشان داده شده است. بر این اساس متوسط مقدار pH در راکتور هوازی  $7.96$  ( $7.63-8.04$ ) بود. براساس منابع موجود نیتریفیکاسیون بهینه در رنج  $7.5-9$  pH انجام می‌شود. تحقیقات انجام گرفته نشان می‌دهد که pH به‌عنوان یک فاکتور کلیدی به خصوص در ناحیه بی‌هوازی لازم است به‌دقت کنترل شود [۱]. براساس نتایج حاصل مشاهده شد که متوسط مقدار pH در راکتور بی‌هوازی  $7.31$  ( $7.05-7.63$ ) بود. طی دوره راهبری پایدار سیستم MBBR و بارگذاری‌های مختلف ازت و فسفر، متوسط مقدار pH در راکتور آنوکسیک ثانویه به‌دلیل فرایند دنیتریفیکاسیون و تولید قلیائیت برابر با  $8.04$  و در راکتور آنوکسیک اولیه برابر با  $7.96$  بود. در کل می‌توان گفت که با توجه به نتایج حاصل مقادیر pH در همه راکتورها در محدوده مناسب برای انجام فرایندهای نیتریفیکاسیون، دنیتریفیکاسیون، آزادسازی و جذب فسفر بوده است (شکل ۵).



شکل ۵- متوسط مقادیر pH در راکتورهای بی‌هوازی، آنوکسیک اولیه، ثانویه و هوازی

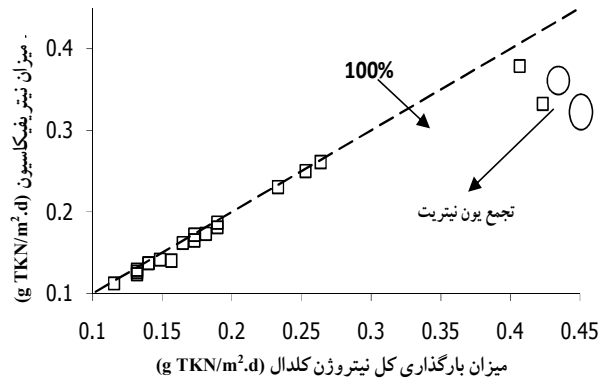
### ۳-۲- حذف بیولوژیکی نیتروژن

در این تحقیق حذف بیولوژیکی نیتروژن توسط سیستم MBBR، در راکتورهای آنوکسیک ثانویه ( $R_3$ )، هوازی ( $R_4$ ) و سیستم دومرحله‌ای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون یعنی فرایند ترکیبی پیش دنیتریفیکاسیون انجام شد. فرایند پیش دنیتریفیکاسیون یکی از روشهایی است که به وفور

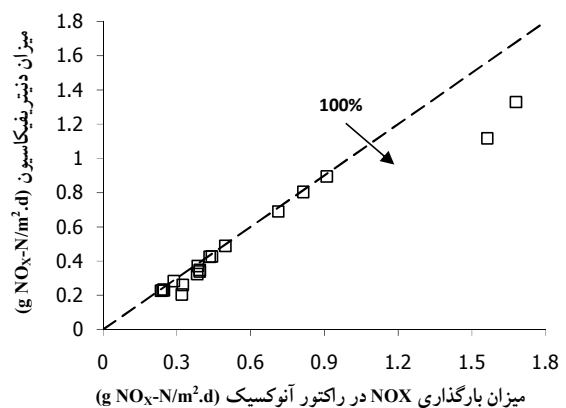
برای حذف بیولوژیکی نیتروژن به‌کار می‌رود. به این ترتیب در راکتور هوازی و طی فرایند نیتریفیکاسیون، آمونیاک به نیترات و نیتريت و در راکتور آنوکسیک ثانویه و طی فرایند دنیتریفیکاسیون، نیترات به نیتريت، اکسید نیتريك، اکسید نیتروس و نهایتاً به گاز نیتروژن تبدیل شد. براساس نتایج این تحقیق در بارگذاری بهینه معادل با  $62/5 \text{ g N/m}^3 \cdot \text{d}$  ( $400/6 \text{ mg N/m}^2 \cdot \text{d}$ ) حداکثر راندمان حذف کل نیتروژن کلدال<sup>۱</sup> (TKN) توسط سیستم MBBR معادل با  $99/72$  درصد به‌دست آمد. در این بارگذاری بهینه، غلظت TKN خروجی از سیستم معادل با  $0/18 \text{ mg N/L}$  بود. لازم به ذکر است که سهم هر یک از راکتورها در حذف TKN متفاوت بود. مطابق با نتایج به‌دست آمده، متوسط راندمان حذف TKN در بارگذاری بهینه توسط راکتورهای بی‌هوازی ( $R_1$ )، آنوکسیک اولیه ( $R_2$ )، آنوکسیک ثانویه ( $R_3$ ) و هوازی ( $R_4$ ) و نهایتاً کل سیستم MBBR به ترتیب برابر با  $10/6$ ،  $4/06$ ،  $63/23$ ،  $99/17$  و  $99/72$  درصد به‌دست آمد. همانطور که انتظار می‌رفت حداکثر راندمان حذف در راکتور هوازی و به‌دلیل پدیده نیتریفیکاسیون رخ داد. در فرایند نیتریفیکاسیون منبع کربن، دی اکسید کربن (کربن غیر آلی) بود. یون‌های آمونیوم و نیتريت به‌عنوان الکترون دهنده، اکسیژن مولکولی به‌عنوان الکترون گیرنده و محصول فرایند، یون‌های نیترات و نیتريت بود. پس می‌توان گفت که باکتری‌های نیترات‌ساز انرژی مورد نیاز خود را از اکسیداسیون سوبسترای غیر آلی، یعنی یون‌های آمونیوم و نیتريت به‌دست می‌آورند. همانطور که شکل ۶ نشان می‌دهد، با افزایش غلظت TKN ورودی به راکتور هوازی، میزان نیتریفیکاسیون نیز افزایش یافت. همچنین با توجه به این شکل، دو عامل سوبسترا (غلظت TKN ورودی به راکتور هوازی) و غلظت اکسیژن محلول در راکتور هوازی را می‌توان تحت عنوان عوامل محدود کننده فرایند نیتریفیکاسیون نام برد. با افزایش میزان بارگذاری TKN در راکتور هوازی، غلظت اکسیژن محلول از  $5$  میلی‌گرم در لیتر به حدود  $2/5$  میلی‌گرم در لیتر کاهش یافت (شکل ۶). به این ترتیب زمانی که غلظت TKN ورودی به سیستم MBBR به  $125$  میلی‌گرم در لیتر رسید، غلظت اکسیژن محلول در راکتور هوازی به زیر  $3$  میلی‌گرم در لیتر (حدود  $2/5$  میلی‌گرم در لیتر) تنزل پیدا کرد. همانطور که در شکل ۶ نشان داده شده است، در این حالت به‌دلیل کمبود اکسیژن محلول و به‌دلیل عدم فعالیت نیتریفایرها در این غلظت DO، تجمع نیتريت در سیستم و نهایتاً پایین آمدن میزان نیتریفیکاسیون اتفاق افتاد. پس می‌توان این‌طور نتیجه‌گیری کرد که حداقل DO لازم برای انجام نیتریفیکاسیون کامل در راکتور هوازی،  $2/5$  تا  $3$  میلی‌گرم در لیتر بود. در غیر

<sup>۱</sup> Kjeldahl

سنتز مواد سلولی استفاده می‌کنند. این گروه از ارگانیسیم‌ها انرژی مورد نیاز خود برای رشد را از تبدیل یون نیترات به گاز نیتروژن به‌دست می‌آورند. بالاترین سرعت حذف کربن آلی محلول (SCOD)<sup>۱</sup> در راکتور آنوکسیک ثانویه با راندمان حدود ۸۰ درصد به وقوع پیوست که می‌تواند دلیلی بر فرایند دنیتریفیکاسیون در این راکتور باشد. پایین‌ترین سرعت حذف مواد آلی نیز در راکتور آنوکسیک اولیه ( $R_2$ ) با راندمان حدود ۲۰ درصد به وقوع پیوست. زیرا نقش اصلی این راکتور حذف کربن آلی نیست بلکه نقش اصلی آن تبدیل COD ورودی به COD محلول با قابلیت تجزیه بیولوژیکی بالا و نیترات پایین است تا نهایتاً افزایش راندمان حذف بیولوژیکی فاسفر را در راکتور بی‌هوازی در پی داشته باشد. همچنین براساس نتایج حاصل، متوسط راندمان حذف کربن آلی در بارگذاری‌های آلی مختلف (MBBR  $12/821 - 1/603$  g SCOD/m<sup>2</sup>.day) توسط سیستم MBBR بالاتر از ۹۵ درصد به‌دست آمد. در مورد نتایج حاصل از راندمان‌های حذف کربن آلی در بارگذاری‌های مختلف توسط سیستم MBBR، باید ذکر کرد که طبق آزمون آماری آنالیز واریانس یک طرفه مشاهده شد که بین میزان بارگذاری‌های آلی مختلف و راندمان حذف آن از لحاظ آماری اختلاف معنی‌داری وجود ندارد ( $P_{Value} = 0/301$ ). پس می‌توان گفت که راندمان حذف کربن آلی در غلظتهای ورودی بالا نیز مناسب بوده و از لحاظ آماری تحت تأثیر قرار نمی‌گیرد. این مطلب نشانگر قدرت بالای این سیستم بیوفیلمی در حذف کربن آلی حتی در غلظتهای بالا و بدون افت راندمان است. به‌طور کلی می‌توان گفت که با توجه به افزایش بارگذاری آلی به سیستم MBBR، سرعت حذف کربن آلی محلول (SCOD) نیز افزایش یافته و هیچ‌گاه راندمان حذف به پایین‌تر از ۹۵ درصد نمی‌رسد. بر اساس نتایج به‌دست آمده از این تحقیق، حداکثر میزان دنیتریفیکاسیون در راکتور آنوکسیک ثانویه معادل با  $1/33$  g NO<sub>x</sub>-N removed/m<sup>2</sup>.d بود. به‌عبارت دیگر در بدترین شرایط بهره‌برداری حداقل میزان دنیتریفیکاسیون برابر با  $0/2036$  g NO<sub>x</sub>-N removed/m<sup>2</sup>.d بود. نهایتاً با بررسی ارتباط بین میزان دنیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون انجام گرفته توسط سیستم MBBR مشخص شد که با افزایش میزان دنیتریفیکاسیون، میزان دنیتریفیکاسیون نیز افزایش خواهد یافت. همچنین براساس نتایج حاصل مشخص شد که در بارگذاری‌های مختلف، راندمان حذف نیتروژن کل بین ۸۰ تا ۸۵ درصد بود. به‌طوری‌که در غلظتهای نیتروژن ورودی بالاتر از  $62/5$  mg N/L، راندمان حذف به کمتر از ۸۰ درصد و در غلظتهای نیتروژن ورودی بالاتر از  $125$  mg N/L به



شکل ۶- تأثیر بارگذاری TKN بر میزان دنیتریفیکاسیون در راکتور هوازی

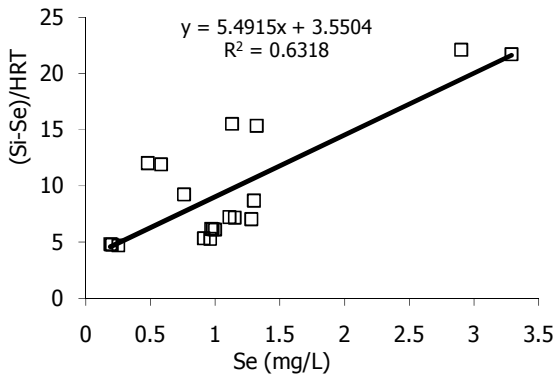


شکل ۷- تأثیر بارگذاری NO<sub>x</sub> بر میزان دنیتریفیکاسیون در راکتور آنوکسیک ثانویه

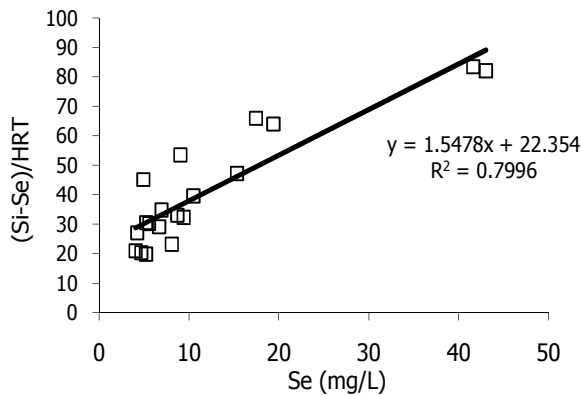
این صورت تجمع یون نیتريت (نیتریفیکاسیون ناقص) اتفاق خواهد افتاد که سمی بوده و باعث پایین آمدن راندمان نیتریفیکاسیون در سیستم خواهد شد. به بیان دیگر با توجه به غلظت بیومس چسبیده معادل با  $0/595$  kg TSS/m<sup>3</sup> و متوسط نسبت VSS/TSS برابر با ۷۹ درصد در طول دوره کارکرد پایدار در بارگذاری‌های مختلف نیتروژن، می‌توان گفت که متوسط میزان نیتریفیکاسیون ویژه در راکتور هوازی معادل با  $1/92$  g NO<sub>x</sub>-N/kg VSS.h بود. نتایج حاصل از میزان دنیتریفیکاسیون در برابر بارگذاری NO<sub>x</sub>-N در راکتور آنوکسیک ثانویه ( $R_3$ ) در شکل ۷ ارائه شده است. همان‌طور که نشان داده شده است با افزایش غلظت NO<sub>x</sub>-N ورودی به راکتور آنوکسیک ثانویه، میزان دنیتریفیکاسیون نیز افزایش یافت. در فرایند دنیتریفیکاسیون منبع کربن و الکترون دهنده مواد آلی، الکترون گیرنده یون‌های نیترات و نیتريت و محصول فرایند گازهای نیتروژن و دی اکسید کربن و آب بودند. میکروارگانیسیم‌های مسئول در فرایند دنیتریفیکاسیون، باکتری‌های دنیتریفایر بودند که در گروه باکتری‌های هوازی اختیاری قرار دارند و از کربن آلی به‌عنوان منبع کربن، برای

<sup>1</sup> Soluble Chemical Oxygen Demand (Soluble COD)

آمد.



شکل ۸- مدل حذف آلاینده مرتبه اول به منظور حذف فسفر توسط فرایند بیوفیلیمی با بستر متحرک



شکل ۹- مدل حذف آلاینده مرتبه اول به منظور حذف نیتروژن توسط فرایند بیوفیلیمی با بستر متحرک

۳-۳-۲- مدل حذف آلاینده مرتبه دوم (گراو)

مدل گراو در واقع بیانگر سینتیک درجه دوم است که آن را می توان طبق رابطه زیر بیان کرد [۱۶، ۱۷ و ۱۸]:

$$-\frac{dS}{dt} = k_s \times X \times \left(\frac{S_e}{S_i}\right)^2 \quad (3)$$

که در این رابطه

$k_s$  ثابت سرعت حذف سوپسترا و  $X$  غلظت جرم میکربی در راکتور است. با حل معادله دیفرانسیل ۳ رابطه زیر به دست می آید:

$$\frac{S_i \times HRT}{S_i - S_e} = HRT - \frac{S_i}{k_s \times X} \quad (4)$$

حال اگر بخش دوم سمت راست رابطه ۴، عدد ثابت فرض شود، رابطه زیر به دست می آید:

زیر ۷۰ درصد کاهش یافت.  $P_{Value} < 0/001$  نیز نشان دهنده وجود همبستگی معنی دار بین میزان نیتریفیکاسیون و میزان دنیتریفیکاسیون در حدود اطمینان ۹۵ درصد بود.

۳-۳-۳- تحلیل سینتیکی حذف مواد مغذی توسط فرایند بیوفیلیمی با بستر متحرک

مدل های بیولوژیکی برای تعیین رابطه بین متغیرها مورد استفاده قرار می گیرند تا با استفاده از این روابط بتوان طراحی ها و نتایج آزمایشگاهی را مورد ارزیابی قرار داد. این مدل ها همچنین برای کنترل و پیش بینی عملکرد واحد تصفیه و بهینه کردن واحدهای ساخته شده در مقیاس آزمایشگاهی مورد استفاده قرار می گیرند. در این تحقیق برای بررسی سینتیک واکنش های بیولوژیکی در حذف فسفر و نیتروژن کل از سه مدل حذف آلاینده مرتبه اول، مدل حذف آلاینده مرتبه دوم (گراو) و مدل استور-کین کانن استفاده شد.

۳-۳-۱- 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 می شود [۱۴ و ۱۵]:

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} \times S_i - \frac{Q}{V} \times S_e - k_1 S_e \quad (1)$$

که در این رابطه

$Q$  دبی،  $V$  حجم راکتور،  $S_i$  و  $S_e$  به ترتیب غلظت خوراک ورودی و خروجی بر حسب میلی گرم در لیتر و  $k_1$  ثابت سینتیکی درجه اول<sup>۱</sup> می باشد. در شرایط تعادل پایدار در راکتور بیولوژیکی، تغییرات در حذف غلظتهای آلاینده  $(dS/dt)$  برابر صفر است. لذا رابطه ۱ را می توان به صورت زیر نوشت:

$$\frac{S_i - S_e}{HRT} = k_1 S_e \quad (2)$$

که  $HRT$  زمان ماند هیدرولیکی بر حسب روز است. در این حالت

$k_1$  می تواند از ترسیم  $\frac{S_i - S_e}{HRT}$  در مقابل  $S_e$  طبق رابطه ۲ که از ساده سازی رابطه ۱ حاصل شده است به دست آید. همان طور که در شکل های ۸ و ۹ مشاهده می شود،  $K_1$  را می توان از شیب خط رسم شده محاسبه کرد. بر اساس شکل های ۸ و ۹ مقدار ثابت سینتیکی درجه اول ( $K_1$ ) با واحد  $1/day$  در مورد فسفر و نیتروژن کل به ترتیب برابر با  $1/5489$  و  $5/983$  بود. همچنین مقدار ضریب همبستگی در مورد فسفر و نیتروژن کل به ترتیب برابر با  $0/6318$  و  $0/7996$  به دست

<sup>1</sup> First order kinetic constant



همانطور که در شکلها مشخص است، ضریب همبستگی در مورد فسفر و نیتروژن کل به ترتیب برابر با ۰/۹۸۴۵ و ۰/۹۹۸۴ بود. m و n به کمک خط رسم شده، محاسبه می شود. در خصوص پارامترهای m و n می توان گفت که افزایش هر یک از این دو پارامتر، مستقیماً بر روی راندمان تأثیر منفی دارد. رابطه ۶ نشان می دهد که با کاهش این پارامترها در حقیقت راندمان حذف در سیستم افزایش می یابد.

۳-۳-۳- مدل حذف استوور-کین کانن  
این مدل به صورت زیر بیان می گردد:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{max} \left( \frac{QS_i}{V} \right)}{K_B + \left( \frac{QS_i}{V} \right)} \quad (7)$$

که در این رابطه

$U_{max}$  حداکثر سرعت حذف سوبسترا<sup>۲</sup> بر حسب g/L.day و  $K_B$  ثابت میزبان اشباع<sup>۳</sup> بر حسب g/L.day است [۱۹-۲۲].

با نوشتن موازنه جرم در اطراف سیستم رابطه زیر به دست می آید:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} (S_i - S_e) \quad (8)$$

با مساوی قرار دادن طرف های دوم، رابطه ۹ به وجود می آید:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} (S_i - S_e) = \frac{U_{max} \left( \frac{QS_i}{V} \right)}{K_B + \left( \frac{QS_i}{V} \right)} \quad (9)$$

رابطه ۹ پس از خطی سازی به صورت زیر بیان می شود:

$$\left( \frac{dS}{dt} \right)^{-1} = \frac{V}{Q(S_i - S_e)} = \frac{K_B}{U_{max}} \left( \frac{V}{QS_i} \right) + \frac{1}{U_{max}} \quad (10)$$

با رسم  $\frac{V}{Q(S_i - S_e)}$  بر حسب  $\frac{V}{Q \times S_i}$  خط راستی حاصل خواهد شد، که عرض از مبدأ و شیب این خط به ترتیب مقادیر

$\frac{K_B}{U_{max}}$  و  $\frac{1}{U_{max}}$  است. به این ترتیب مقادیر  $K_B$  و  $U_{max}$  به دست خواهند آمد. با توجه به توضیحات بالا و شکل های ۱۲ و ۱۳

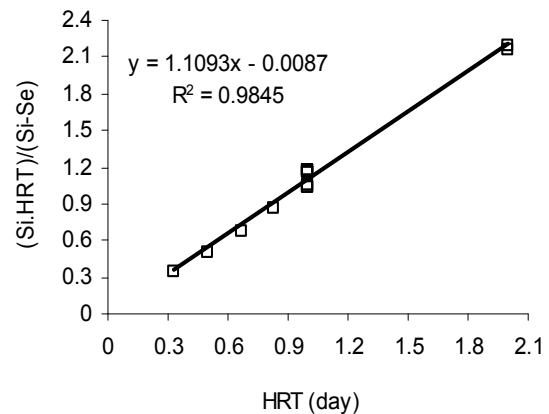
مقدار ثابت های سینتیکی  $K_B$  و  $U_{max}$  در مورد فسفر برابر با ۷/۷۱ و ۴۳/۳۰۵ و در مورد نیتروژن کل برابر با ۳۵/۰۸۸ و ۸/۵۰۳۵ به دست آمد. همچنین مقدار ضریب همبستگی در مورد فسفر و

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

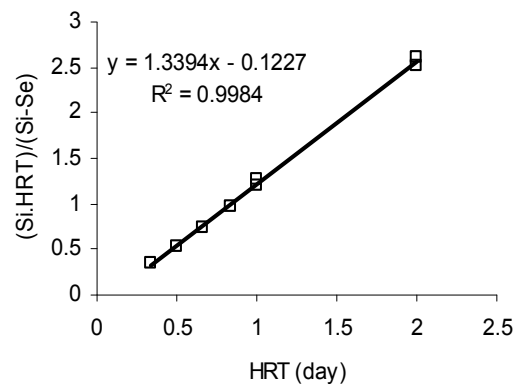
در واقع برای ساده سازی می توان گفت که عملاً راندمان حذف آلاینده در سیستم است. پس به جای آن می توان پارامتر E را وارد رابطه کرد:

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

با رسم نمودار رابطه ۶ مقدار m بر حسب روز و n (بدون واحد) به ترتیب عرض از مبدأ و شیب خط رسم شده خواهند بود. در رابطه مذکور، HRT، زمان ماند هیدرولیکی بر حسب روز است. با استفاده از رابطه ۶، شکل های ۱۰ و ۱۱ به دست می آید.



شکل ۱۰- مدل گراو به منظور حذف فسفر توسط فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک



شکل ۱۱- مدل گراو به منظور حذف نیتروژن توسط فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک

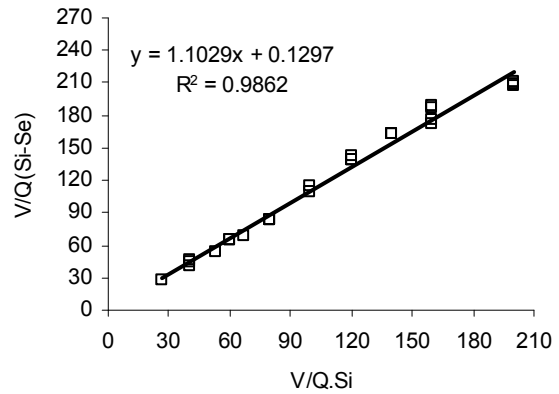
<sup>2</sup> Maximum specific substrate utilization rate

<sup>3</sup> Saturation value constant

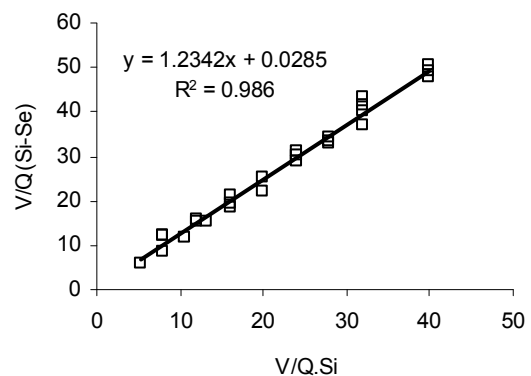
<sup>1</sup> Constant for Grau second-order model

در بارگذاری بهینه یعنی شرایطی که غلظت ورودی به عنوان نتیجه حاصل از مدل سازی فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک می توان گفت که سینتیک حذف فسفر و نیتروژن در فرایند مذکور از مدل استور-کین کانن تبعیت می کند.

نیتروژن کل به ترتیب برابر با ۰/۹۸۶۲ و ۰/۹۸۶ بود. در نهایت و به عنوان نتیجه حاصل از مدل سازی فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک می توان گفت که سینتیک حذف فسفر و نیتروژن در فرایند مذکور از مدل استور-کین کانن تبعیت می کند.



شکل ۱۲- مدل استور-کین کانن به منظور حذف فسفر توسط فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک



شکل ۱۳- مدل استور-کین کانن به منظور حذف نیتروژن توسط فرایند بیوفیلمی با بستر متحرک

#### ۴- نتیجه گیری

۱- بر اساس نتایج حاصل در بارگذاری های مختلف، راندمان حذف فسفر در محدوده ۸۵ تا ۹۶ درصد بود. حداکثر راندمان حذف فسفر

۲- حداکثر راندمان حذف کل نیتروژن کلدال (TKN) در بارگذاری بهینه یعنی در شرایطی که غلظت نیتروژن ورودی ۶۲/۵ mg N/L بود معادل ۹۹/۷۲ درصد به دست آمد. در این بارگذاری بهینه، غلظت TKN خروجی از سیستم معادل با ۰/۱۸ mg N/L بود.

۳- حداکثر میزان نیتریفیکاسیون توسط سیستم MBBR و در راکتور هوازی برابر با ۰/۳۷۹۱ g TKN removed/m<sup>2</sup>.day به دست آمد. نتایج به دست آمده نشان داد که متوسط میزان نیتریفیکاسیون ویژه در راکتور هوازی معادل با ۱/۹۲ g NO<sub>x</sub>-N/kg VSS.h است.

۴- حداکثر میزان دنیتریفیکاسیون در راکتور آنوکسیک ثانویه معادل ۱/۳۲۹۸ g NO<sub>x</sub>-N removed/m<sup>2</sup>.d به دست آمد. به عبارت دیگر در بدترین شرایط بهره برداری، حداقل میزان دنیتریفیکاسیون برابر با ۰/۲۰۳۶ g NO<sub>x</sub>-N removed/m<sup>2</sup>.d بود.

۵- بر اساس نتایج حاصل در بارگذاری بهینه یعنی در شرایطی که غلظت نیتروژن ورودی ۶۲/۵ mg N/L بود، حداکثر راندمان حذف نیتروژن کل توسط سیستم MBBR معادل با ۸۰/۹ درصد به دست آمد.

۶- به منظور بررسی سینتیک واکنش های انجام گرفته در سیستم MBBR از سه مدل بیولوژیکی حذف آلاینده مرتبه اول، حذف آلاینده مرتبه دوم (گراو) و استور-کین کانن استفاده شد. نتایج مدل سازی بیولوژیکی نشان داد که سینتیک حذف فسفر و نیتروژن از مدل استور-کین کانن تبعیت می کند.

#### ۵- مراجع

- 1- Gerardi, M.H. (2002). *Nitrification and denitrification in the activated sludge process*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- 2- Bonomo, L., Pastorelli, G., Quinto, E., and Rinaldi, G. (2000). "Tertiary nitrification in pure oxygen moving bed biofilm reactors." *Water Science and Technology*, 41 (4-5), 361-368.
- 3- Mohammad Yari, N., and Balador, A. (2008). "Performance of MBBR in the treatment of combined municipal and industrial wastewater, A case study: Mashhad sewage treatment plant of Parkandabad." *J. of Water and wastewater*, 65, 38-46.

- 4- Dulkadiroglu, H., Cokgor, E.U., Artan, N., and Orhon, D. (2005). "The effect of temperature and sludge age on COD removal and nitrification in a moving bed sequencing batch biofilm reactor." *Water Science and Technology*, 51 (11), 95-103.
- 5- Ødegaard, H. (2006). "Innovations in wastewater treatment: The moving bed biofilm process." *Water Science and Technology*, 53 (9), 17-33.
- 6- Ødegaard, H., Rusten, B., and Siljudalen, J. (1999). "The development of the moving bed biofilm process-from idea to commercial product." *European Water Management*, 2 (3), 36-43.
- 7- Pastorelli, G., Canziani, R., Pedrazzi, L., and Rozzi, A. (1999). "Phosphorus and nitrogen removal in moving-bed sequencing batch biofilm reactors." *Water Science and Technology*, 40 (4-5), 169-176.
- 8- Rusten, B., Eikebrokk, B., Ulgenes, Y., and Lygren, E. (2006). "Design and operation of the kaldnes moving bed biofilm reactors." *Aquacultural Engineering*, 34, 322-331.
- 9- Kishida, N., Kim, J., Tsuneda, S., and Sudo, R. (2006). "Anaerobic/oxic/anoxic granular sludge process as an effective nutrient removal process utilizing denitrifying polyphosphate-accumulating organisms." *Water Research*, 40, 2303-2310.
- 10- APHA, AWWA, WEF. (1999). *Standard methods for the examination of water and wastewater*, 20<sup>th</sup> Ed., American Public Health Association, Washington DC.
- 11- Chuang, S.H., Ouyang, C.F., Yuang, H. C., and You, S.J. (1998). "Evaluation of phosphorus removal in anaerobic-anoxic-aerobic system-via polyhydroxyalkanoates measurements." *Water Science and Technology*, 38 (1), 107-114.
- 12- Okunuki, S., Kawaharasaki, M., Tanaka, H., and Kanagawa, T. (2004). "Changes in phosphorus removing performance and bacterial community structure in an enhanced biological phosphorus removal reactor." *Water Research*, 38 (9), 2432-2438.
- 13- Helness, H., and Ødegaard, H. (1999). "Biological phosphorus removal in a sequencing batch moving bed biofilm reactor." *Water Science and Technology*, 40 (4-5), 161-168.
- 14- Borghei, S.M., Sharbatmaleki, M., Pourrezaei, P., and Borghei, G. (2008). "Kinetics of organic removal in fixed-bed aerobic biological reactor." *Bioresource Technology*, 99, 1118-1124.
- 15- Sharbatmaleki, M. A., and Borghei, S. M. (2006). "Performance of pumice stone as a packing in fixed-bed aerobic bioreactor." *J. of Water and Wastewater*, 56, 62-71.
- 16- Grau, P., Dohanyas, M., and Chudoba, J. (1975). "Kinetic of Multicomponent Substrate Removal by Activated Sludge." *Water Research*, 9, (7) 637-642.
- 17- Delnavaz, M., Ayati, B., and Ganjidoust, H. (2009). "Treatment of wastewater containing Anilin using a moving bed biofilm reactor (MBBR)." *J. of Water and Wastewater*, 68, 9-18.
- 18- Delnavaz, M., Ayati, B., and Ganjidoust, H. (2009). "Reaction kinetics of aniline synthetic wastewater treatment by moving bed biofilm reactor." *J. of Health and Environment*, 2 (1), 76-87.
- 19- Kincannon Don, F., and Stover Enos, L. (1982). "Design methodology for fixed film reactor- RBC's and biological towers." *J. Civil Eng for Practicing and Design Eng.*, 2, 107-124.
- 20- 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.
- 21- Hooshyari, B., Azimi, A., and Mehrdadi, N. (2009). "Kinetic analysis of enhanced biological phosphorus removal in a hybrid integrated fixed film activated sludge process." *International J. of Environmental Sciences and Technology*, 6 (1), 149-158.
- 22- Kavooosi, A., and Borgheei, S. M. (2005). "The use of light expanded clay aggregates as a biological support in wastewater treatment." *J. of Water and Wastewater*, 53, 37-47.