

# بهینه‌سازی فرایند تصفیه بیولوژیکی فاضلاب شهرک صنعتی در راکتور زیستی ناپیوسته منقطع با هوادهی متناوب

آذر اسدی<sup>۱</sup>

علی اکبر زینتی‌زاده<sup>۲</sup>

(دریافت ۹۱/۵/۲۰)

(پذیرش ۹۲/۴/۱۳)

## چکیده

در این مقاله، حذف همزمان کربن و مواد مغذی (نیترژن و فسفر) از فاضلاب شهرک صنعتی فرامان در یک راکتور زیستی ناپیوسته منقطع با کنترل زمان هوادهی بررسی شد. آزمایش‌ها بر اساس طراحی ترکیب مرکزی (CCD) سازمان‌دهی و سپس با استفاده از روش پاسخ سطحی (RSM)، تحلیل شدند. زمان واکنش و زمان هوادهی به‌منظور تحلیل، مدل‌سازی و بهینه‌سازی فرایند انتخاب شدند و نه پارامتر وابسته به‌عنوان پاسخ‌های فرایندی اندازه‌گیری و محاسبه شدند. دامنه تغییرات زمان واکنش و زمان هوادهی به ترتیب ۱۲ تا ۳۶ ساعت و ۴۰ تا ۶۰ دقیقه بر ساعت انتخاب شد. زمان واکنش به‌عنوان مهم‌ترین متغیر شناخته شد که اثر کاهشی بر راندمان حذف کل اکسیژن شیمیایی مورد نیاز (TCOD)، سهم اکسیژن شیمیایی مورد نیاز با تجزیه‌پذیری بیولوژیکی آهسته (sbCOD)، کل نیترژن (TN) و کل فسفر (TP) نشان داد. شرایط بهینه عملکرد راکتور زیستی در زمان واکنش ۱۲ تا ۱۶ ساعت و زمان هوادهی ۴۰ تا ۶۰ دقیقه بر ساعت به‌دست آمد.

**واژه‌های کلیدی:** فاضلاب شهرک صنعتی فرامان، راکتور زیستی ناپیوسته منقطع، حذف همزمان کربن و مواد مغذی

## Optimization of Biological Treatment of an Industrial Wastewater in an Intermittent Aeration Sequencing Batch Reactor

A. Asadi<sup>1</sup>

A.A. Zinatizadeh<sup>2</sup>

(Received Aug. 10, 2012 Accepted July 4, 2013)

### Abstract

In this paper, the simultaneous removal of carbon and nutrients (nitrogen and phosphorus) from Faraman's industrial wastewater (FIW) in a time-based sequencing batch reactor (SBR) was investigated. The experiments were conducted based on a central composite design (CCD) and analyzed using the response surface methodology (RSM). Reaction and aeration times were selected for the purposes of analyzing, modeling, and optimizing the process. Nine dependent parameters were monitored as process responses. The region of exploration for the process was taken as the area enclosed by the boundaries of reaction time (12-36 h) and aeration time (40-60 min/h). Reaction time was found to be the most effective variable and showed a decreasing impact on the total chemical oxygen demand (TCOD), slowly-biodegradable chemical oxygen demand (sbCOD), total nitrogen (TN), and total phosphorus (TP) removal efficiencies. The optimum operating conditions were determined in the range of 12 to 16 h for the reaction time and 40 to 60 min/h for the aeration time.

**Keywords:** Faraman's Industrial Estate Wastewater, SBR, Simultaneous Carbon and Nutrients Removal.

1. MSc of Applied Chemistry, Faculty of Chemistry, Razi University, Kermanshah  
2. Assist. Prof. of Applied Chemistry, Faculty of Chemistry, Razi University, Kermanshah (Corresponding Author) (+98 831) 4274559  
zinatizadeh@razi.ac.ir

۱- کارشناسی ارشد شیمی کاربردی، دانشکده شیمی، دانشگاه رازی، کرمانشاه  
۲- استادیار گروه شیمی کاربردی، دانشکده شیمی، دانشگاه رازی، کرمانشاه  
zinatizadeh@razi.ac.ir (۰۸۳۱) ۴۲۷۴۵۵۹ (نویسنده مسئول)

راهبری آن کمتر از سیستم‌های پیوسته است [۱۳]. سیستم‌های متعارف راکتور زیستی SBR معمولاً شامل مراحل پرشدن، واکنش، ته‌نشینی و تخلیه است. همچنین راکتور زیستی SBR به‌منظور تصفیه فاضلاب‌هایی با غلظت بالای نیترژن و فسفر راهبری شده است. در این سیستم مواد مغذی به دو روش حذف می‌شوند: (۱) تأمین شرایط هوازی، انوکسیک و بی‌هوازی با هوادهی مرحله‌ای (با خاموش و روشن کردن هواده) (۲) راهبری سیستم در غلظت‌های پایین اکسیژن با کاهش شدت هوادهی [۱۴].

روش پاسخ سطحی<sup>۹</sup>، مجموعه‌ای از روش‌های آماری و محاسباتی مفید برای تحلیل اثرهای چندین متغیر مستقل بر عملکرد سیستم است و کاربردهای مهمی در طراحی و بهینه‌سازی فرایند دارد.

این روش برای تحلیل و مدل‌سازی انواع مختلفی از فرایندهای تصفیه بیولوژیکی مورد استفاده قرار گرفته است که از جمله می‌توان به کاربرد RSM در مدل‌سازی تصفیه پیشرفته فاضلاب فرایند پالایش نفت با استفاده از پراکسید فنتون، مدل‌سازی فرایند حذف بیولوژیکی مواد مغذی در یک راکتور زیستی تلفیقی دیسک چرخان-لجن فعال (RBC-AS)، همچنین برای ارزیابی اثر دما و غلظت خوراک بر تولید اسید در فاضلاب غنی از ساکاروز اشاره نمود [۱۵، ۱۶ و ۱۷].

در پژوهش‌های قبلی، تصفیه فاضلاب شهرک‌های صنعتی فرمان در یک راکتور زیستی هوازی SBR بر اساس دو متغیر غلظت لجن موجود<sup>۱۰</sup> در راکتور زیستی و زمان واکنش انجام شده است [۱۸]. با توجه به نتایج به‌دست آمده، حذف مواد مغذی در این سیستم پایین بوده است. بنابراین نتایج حاصل از پژوهش مذکور، این طرح را به سمت ارزیابی عملکرد راکتور زیستی SBR با کنترل زمان هوادهی برای تصفیه فاضلاب شهرک‌های صنعتی کرمانشاه سوق داد. در این مقاله، روند تغییرات نه پاسخ فرایندی شامل راندمان حذف کل COD، حذف COD با تجزیه‌پذیری بیولوژیکی سریع<sup>۱۱</sup>، حذف COD با تجزیه‌پذیری بیولوژیکی آهسته<sup>۱۲</sup>، حذف کل نیترژن، حذف کل نیترژن کلدال<sup>۱۳</sup>، حذف نیترژن آلی N-(organic)، غلظت نترات خروجی، غلظت نیتريت خروجی، حذف کل فسفر به‌عنوان تابعی از دو متغیر زمان واکنش و زمان هوادهی مورد بررسی قرار گرفت.

با پیشرفت روز افزون صنایع، انواع مختلفی از فاضلاب‌های صنعتی حاوی غلظت‌های بالای مواد آلی و مغذی با ساختارهای پیچیده وارد محیط زیست می‌شوند. در بعضی از موارد، میزان مواد مغذی تخلیه شده به محیط بیشتر از حد استاندارد است که در محیط‌های آبی، سرعت رشد جلبک‌ها را افزایش می‌دهند. از این رو حذف مواد مغذی از فاضلاب امری ضروری است [۱]. تاکنون، روش‌های فیزیکی، شیمیایی و بیولوژیکی زیادی برای حذف مواد مغذی از فاضلاب استفاده شده‌اند اما روش بیولوژیکی به دلیل ارزان قیمت بودن و قابلیت اعتماد بالاتر آن، بیشتر مورد توجه قرار گرفته است [۲].

حذف بیولوژیکی نیترژن به‌طور کلی شامل دو مرحله نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون است که به ترتیب نیازمند شرایط هوازی و انوکسیک است. در روش نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان<sup>۱</sup>، نیترژن موجود در فاضلاب در یک راکتور زیستی<sup>۲</sup> حذف می‌شود که در نتیجه باعث کاهش حجم راکتور زیستی و مصرف انرژی می‌شود [۳]. حذف بیولوژیکی فسفر با تکرار مراحل هوازی و بی‌هوازی با تجمع پلی فسفات در درون میکروارگانیسم‌های فسفر خوار<sup>۳</sup> انجام می‌شود [۴]. بنابراین با توجه به مطالب گفته شده، حذف همزمان نیترژن و فسفر نیازمند مراحل هوازی، انوکسیک و بی‌هوازی است.

تاکنون راکتورهای زیستی مختلفی شامل سیستم‌های هوازی و بی‌هوازی به‌منظور تصفیه انواع مختلفی از فاضلاب‌های صنعتی مورد استفاده قرار گرفته‌اند که از آن جمله می‌توان به راکتور زیستی بی‌هوازی با بستر لجن و جریان رو به بالا<sup>۴</sup>، راکتور زیستی اختلاط کامل با رژیم پیوسته<sup>۵</sup>، راکتور زیستی ناپیوسته منقطع<sup>۶</sup>، راکتور زیستی با دیسک‌های چرخان<sup>۷</sup>، راکتور زیستی بی‌هوازی با بستر چسبیده<sup>۸</sup>، راکتور زیستی بی‌هوازی با فیلم ثابت لجن و جریان رو به بالا اشاره نمود [۱۰-۵].

SBR به دلیل داشتن مزیت‌هایی، بیشتر مورد استفاده قرار گرفته است که از جمله می‌توان سه مورد را نام برد: (۱) سیستم پر و خالی شدن که عملکرد بهتری نسبت به سیستم‌های پیوسته نشان می‌دهد [۱۱، ۲۰] حجم راکتور زیستی SBR با رژیم منقطع کمتر از راکتورهای زیستی با رژیم پیوسته است [۱۲، ۳] هزینه ساخت و

<sup>1</sup> Simultaneous Nitrification-Denitrification (SND)

<sup>2</sup> Bioreactor

<sup>3</sup> Phosphorus Accumulating Organism (PAOs)

<sup>4</sup> Upflow Anaerobics Sludge Bed (UASB)

<sup>5</sup> Continuous Stirred-Tank Reactor (CSTR)

<sup>6</sup> Sequencing Batch Reactor (SBR)

<sup>7</sup> Rotating Biological Contactor (RBC)

<sup>8</sup> Anaerobic Fixed Film Fixed Bed Reactor (AFFFBR)

<sup>9</sup> Response Surface Methodology (RSM)

<sup>10</sup> Mixed Liquor Volatile Suspended Solid (MLVSS)

<sup>11</sup> Rapidly- biodegradable COD (rbCOD)

<sup>12</sup> Slowly- biodegradable COD (sbCOD)

<sup>13</sup> Total Kjeldahl Nitrogen (TKN)

## ۲- مواد و روش‌ها

### ۲-۱- آماده‌سازی فاضلاب صنعتی

نمونه‌ها از تصفیه‌خانه فاضلاب در حال کار شهرک‌های صنعتی فرامان-کرمانشاه تهیه و در دمای ۴ درجه سلسیوس نگهداری شدند. این روش ذخیره‌سازی، اثر قابل ملاحظه‌ای بر ترکیب فاضلاب نداشت. مشخصات فاضلاب شهرک‌های صنعتی فرامان در جدول ۱ نشان داده شده است. نسبت COD:N:P فاضلاب حدود ۱۰۰:۲۵:۵ تنظیم شد. بدیهی است نسبت توصیه شده برای COD:N:P در شرایط هوایی حدود ۱۰۰:۱۰:۱ است، اما در این مطالعه برای ارزیابی عملکرد سیستم در حذف مواد مغذی (نیترژن و فسفر) در شرایط راهبری مختلف، مقادیر بالایی از نیترژن و فسفر به راکتور تزریق شد.

جدول ۱- مشخصات کیفی فاضلاب شهرک‌های صنعتی فرامان

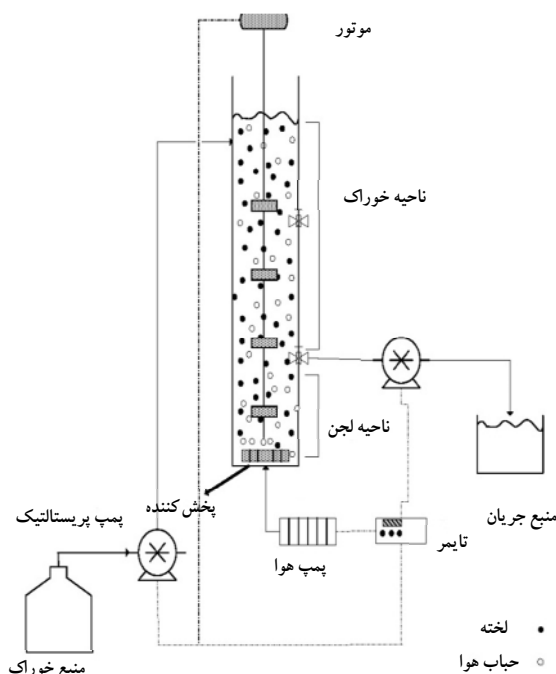
پارامتر	واحد	مقدار
TCOD	(mg/L)	۹۴۵-۱۲۰۰
BOD <sub>U</sub>	(mg/L)	۳۱۱-۴۶۳
BOD <sub>5</sub>	(mg/L)	۲۸۰-۳۴۰
nbCOD	(mg/L)	۴۰
sbCOD	(mg/L)	۶۲۵-۸۱۰
TN	(mg/L)	۲۱۷-۳۰۰
TP	(mg/L)	۴۶-۵۷
TSS	(mg/L)	۱۲۰-۳۶۰
pH	-	۵/۵-۷

### ۲-۲- دستگاه SBR آزمایشگاهی

شماتیک راکتور زیستی SBR در شکل ۱ نشان داده شده است. ستون راکتور زیستی از جنس شیشه و دارای قطر داخلی ۵/۲ سانتی‌متر، ارتفاع ۱۱۷ سانتی‌متر و حجم کلی ۲/۵ لیتر بود. یک شیر کنترلی اتوماتیک بر بالای بدنه راکتور زیستی در ارتفاع ۴۷ سانتی‌متری (۴۰ درصد از حجم کلی) به منظور تخلیه فاضلاب تصفیه شده نصب شد. راکتور زیستی شامل دو قسمت بود: (۱) قسمت پایین راکتور زیستی که مربوط به لجن است با حجم ۱ لیتر؛ (۲) قسمت بالای راکتور با حجم ۱/۵ لیتر که فاضلاب به آن وارد می‌شد. در هر سیکل، حدود ۱/۵ لیتر از مایع زلال رویی تخلیه و همان حجم از فاضلاب تازه، وارد راکتور زیستی می‌شد. هوای داخل راکتور زیستی به وسیله یک دمنده و دو سنگ هوا که در انتهای ستون قرار داشتند، تأمین شد. سرعت جریان هوا و زمان هوادهی به ترتیب توسط یک جریان‌سنج و یک زمان‌سنج کنترل شد.

## ۲-۳- طراحی آزمایش‌ها و مدل‌سازی محاسباتی

طراحی آماری آزمایش‌ها و تحلیل داده‌ها با نرم افزار طراحی آزمایش‌ها<sup>۱</sup> نسخه ۷ انجام شد. در این مطالعه دو متغیر زمان واکنش و زمان هوادهی مورد بررسی قرار گرفت. زمان واکنش به زمان ماند فاضلاب در راکتور بستگی دارد، در حالی که زمان هوادهی به مدت زمانی که راکتور هوادهی می‌شود، مربوط است. با استفاده از تنظیم مدت زمان هوادهی، می‌توان شرایط مختلف هوایی، بی‌هوایی و انوکسیک را در یک راکتور منفرد تأمین کرد. دامنه و سطوح مورد مطالعه برای زمان واکنش ۱۲، ۱۸، ۲۴، ۳۰ و ۳۶ ساعت و برای زمان هوادهی ۴۰، ۴۵، ۵۰، ۵۵ و ۶۰ دقیقه بر ساعت بود. محدوده‌های زمان واکنش و زمان هوادهی بر اساس مطالعات قبلی که بر روی فاضلاب شهرک صنعتی در آزمایشگاه صورت گرفته بود، انتخاب شدند. به مدت یک ماه تصفیه این فاضلاب در شرایط مختلف زمان ماند و هوادهی در راکتور منقطع بررسی شد. براساس طراحی نرم افزار، ۱۳ آزمایش (شامل ۴ نقطه متغیر، ۴ نقطه محوری، ۱ نقطه مرکزی و ۴ نقطه تکراری در مرکز) انجام شد. در این آزمایش‌ها، نه پاسخ فرایندی اندازه‌گیری و محاسبه شد که شامل راندمان حذف TCOD، rbcCOD، sbCOD، TKN، TN و نیترژن آلی، غلظت نیترات و نیتريت خروجی و حذف TP بود. شرایط آزمایشگاهی در جدول ۲ نشان داده شده است. داده‌های آزمایشگاهی به دست آمده برای اندازه‌گیری ضرایب مدل چند درجه‌ای استفاده می‌شود [۱۹].



شکل ۱- شماتیک دستگاه آزمایشگاهی SBR

<sup>۱</sup> Design Expert Software

جدول ۲- شرایط آزمایشگاهی و داده‌های به دست آمده از آزمایش‌ها

متغیر		استراتژی هوادهی							پاسخ			
ردیف	فاکتور ۱ A: زمان واکنش (h)	فاکتور ۲ B: زمان هوادهی (min/h)	روشن (min)	خاموش (min)	درصد حذف TCOD	درصد حذف rbCOD	درصد حذف sbCOD	درصد حذف TN	درصد حذف TKN	فاضلاب N-NO <sub>2</sub> , (mg/L)	فاضلاب N-NO <sub>3</sub> , (mg/L)	درصد حذف TP
۱	۱۲	۴۰	۱۲۰	۸۰	۷۱	۷۷	۷۳	۳۶	۳۶	۰/۲۳۴۸	۱/۱۳	۳۶
۲	۱۲	۶۰	۷۲۰	-	۷۸	۷۳	۸۴	۳۷	۳۸	۲/۱۸۵	۰/۴۴	۴۹
۳	۱۸	۵۰	۲۲۵	۶۰	۶۵	۹۳	۶۰	۳۲	۳۴	۱/۷۱۶	۴/۷۷	۵۰
۴	۲۴	۴۵	۲۷۰	۱۲۰	۶۶	۹۱	۶۲	۱۸	۲۵	۷/۸۱۷	۱۳/۱۱	۲۷
۵	۲۴	۵۰	۳۰۰	۸۰	۵۶	۹۴	۴۹	۲۰	۳۱	۱۳/۰۲	۱۷/۸۴	-۹
۶	۲۴	۵۵	۳۳۰	۴۰	۶۵	۹۶	۶۰	۲۲	۳۳	۱۸/۸۵	۱۰/۹۹	-۲۰
۷	۳۰	۵۰	۳۷۵	۱۰۰	۵۳	۹۳	۴۵	۲۴	۴۰	۲۱/۴۴	۲۲/۹۸	-۱۰
۸	۳۶	۴۰	۳۶۰	۲۴۰	۴۷	۹۷	۳۶	۱۷	۳۱	۱۵/۸۹	۲۵/۳۳	-۴
۹	۳۶	۶۰	۲۴۶۰	-	۵۸	۹۷	۵۱	-۱	۱۳	۲۴/۱۵	۱۹/۴۷	-۹
۱۰	۲۴	۵۰	۳۰۰	۸۰	۵۳	۸۴	۵۸	۱۸	۳۰	۱۴/۰۶	۱۶/۵۳	-۹
۱۱	۲۴	۵۰	۳۰۰	۸۰	۶۰	۹۰	۵۲	۲۴	۳۳	۱۳/۲۳	۱۷/۵۲	-۱۲
۱۲	۲۴	۵۰	۳۰۰	۸۰	۵۸	۸۸	۵۰	۲۲	۲۵	۱۳/۸۶	۱۷/۵۶	-۹/۵
۱۳	۲۴	۵۰	۳۰۰	۸۰	۶۲	۹۲	۴۵	۱۶	۳۱	۱۴/۲۵	۱۶/۸۹	-۱۰

در مرحله دوم، راکتور زیستی در شرایط طراحی شده توسط نرم افزار طراحی آزمایش‌ها، راهبری شد. آزمایش‌ها و برنامه هوادهی در شرایط مختلف هوادهی در جدول ۲ ارائه شده است. راهبری این سیستم با مرحله هوادهی شروع شد و زمان‌های هوادهی و ته‌نشینی به‌طور پیوسته تکرار شدند.

(۱)  

$$Y = \beta_0 + \beta_i X_i + \beta_j X_j + \beta_{ij} X_i^2 + \beta_{jj} X_j^2 + \beta_{ij} X_i X_j + \dots$$
 که در آن  $i$  و  $j$  پانوشت، معرف نوع متغیرها و  $\beta$  ضریب رگرسیون است.

#### ۲-۵- روش‌های اندازه‌گیری

غلظت COD، TN، TKN، NO<sub>3</sub><sup>-</sup>، NO<sub>2</sub><sup>-</sup>، NH<sub>4</sub>، TP و MLSS طبق کتاب روش‌های استاندارد آزمایش‌های آب و فاضلاب اندازه‌گیری شدند [۲۰]. نیترون آلی با تفریق نیتروژن آمونیاکی از TKN محاسبه شد. در این پژوهش، rbCOD همان BOD در نظر گرفته شد.

غلظت nbCOD حدود ۴۰ میلی‌گرم در لیتر در نظر گرفته شد که با توجه به عرض از مبدا منحنی COD خروجی بر حسب 1/HRT به دست آمد. sbCOD بر اساس معادله COD-rbCOD استفاده از رنگ‌سنجی انجام شد. دستگاه اسکیتروفوتومتر مدل DR5000 جنوی محصول شرکت هیچ<sup>۱</sup> برای اندازه‌گیری نمونه‌ها

#### ۲-۴- راهبری راکتور زیستی

در مرحله اول یعنی راه‌اندازی راکتور زیستی، بعد از اضافه کردن بذر مناسب که از تانک هوادهی تصفیه‌خانه شهرک‌های صنعتی فرامان تهیه شده بود، راکتور زیستی تحت زمان واکنش و زمان هوادهی به ترتیب ۶ ساعت و ۵۰ دقیقه بر ساعت راهبری شد. فاضلاب صنعتی از قسمت بالای راکتور زیستی وارد شد و لجن در راکتور زیستی قبل از مرحله خوراک‌دهی، ته‌نشین شد (حدود ۳۰ دقیقه). هر سیکل راکتور زیستی شامل چهار مرحله بود: پر شدن به مدت ۱۰ دقیقه، زمان واکنش (بسته به شرایط آزمایش)، ته‌نشینی به مدت ۳۰ دقیقه و تخلیه به مدت ۱۰ دقیقه. در این مرحله، فاضلاب صنعتی فرامان به‌عنوان خوراک با نسبت COD:N:P حدود ۵:۲۵:۱۰ به راکتور زیستی تزریق شد. این شرایط برای سازگاری لجن با فاضلاب، ۲۰ روز ادامه داشت.

<sup>۱</sup> (DR 5000, Hach, Jenway, USA)

استفاده شد. BOD با دستگاه BOD متر مدل اکسی تاپ<sup>۱</sup> اندازه‌گیری شد. TKN و NH<sub>4</sub> با دستگاه TKN متر مدل جرهارت<sup>۲</sup> اندازه‌گیری شدند. غلظت اکسیژن موجود در راکتور زیستی با دستگاه DO متر محصول کشور آلمان<sup>۳</sup> اندازه‌گیری شد.

### ۳- نتایج و بحث

#### ۳-۱- حذف کربن

##### ۳-۱-۱- راندمان حذف TCOD

به منظور ارزیابی عملکرد کلی سیستم، حذف TCOD به عنوان یک پاسخ فرایندی در طی آزمایش‌ها اندازه‌گیری شد. معادلات همبستگی به دست آمده برای تغییرات راندمان حذف پاسخ‌های فرایندی به عنوان تابعی از متغیرها توسط تحلیل ANOVA در جدول ۳ ارائه شدند. راندمان حذف TCOD به عنوان تابعی از متغیرها توسط مدل درجه دوم توصیف شد. ضرایب همبستگی چندگانه مدل‌های به دست آمده در جدول ۳ خلاصه شده‌اند. با توجه به جدول ۳، A زمان واکنش، B زمان هوادهی و B<sup>2</sup> توابع مؤثر در مدل حذف TCOD هستند و بقیه توابع مدل، مؤثر نیستند. شکل ۲- الف اثر متغیرها را بر حذف TCOD نشان می‌دهد. شکل ۲- الف روند کاهش حذف TCOD را با افزایش زمان واکنش

نشان می‌دهد که به دلیل پدیده تنفس خودخوری میکروارگانیسم‌ها و تولید محصولات میکربی محلول<sup>۴</sup> با تجزیه‌پذیری بیولوژیکی در سیستم است [۲۱]. همچنین در شکل ۲- الف اثر افزایشی ملایم زمان هوادهی بر پاسخ را می‌توان مشاهده کرد که بیانگر افزایش پتانسیل اکسیداسیون در زمان‌های هوادهی بالا است. بیشترین راندمان حذف TCOD، ۷۹/۸۸ درصد در کمترین زمان واکنش (۱۲ ساعت) و بیشترین زمان هوادهی (۶۰ دقیقه بر ساعت) پیش‌بینی می‌شود. لازم به ذکر است که در پژوهش قبلی انجام شده توسط نویسندگان، بیشترین راندمان حذف TCOD برای فاضلاب شهرک صنعتی فرامان ۷۳/۸۹ درصد در بیشترین مقدار MLVSS (۷۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر) و زمان واکنش (۲۴ ساعت) به دست آمده بود [۱۸]. این مطالعه نشان می‌دهد که راندمان مشابهی از حذف TCOD را می‌توان در مقادیر کمتری از زمان واکنش و MLVSS به دست آورد.

##### ۳-۱-۲- راندمان حذف rbCOD

با توجه به جدول ۳، A تنها تابع مؤثر با درجه تأثیر اول و دوم است. شکل ۲- ب اثر متقابل متغیرها بر حذف rbCOD را در راکتور زیستی نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهند که تغییرات زمان واکنش از ۱۲ تا ۳۶ ساعت باعث ۲۰ درصد افزایش در راندمان حذف rbCOD می‌شود.

<sup>1</sup> OxiTop IS 6

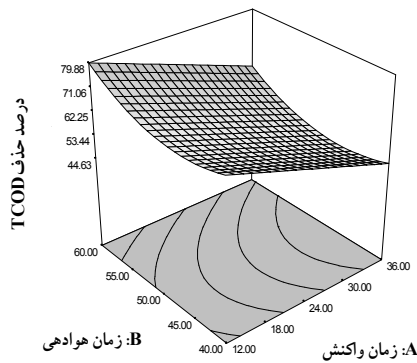
<sup>2</sup> Gerhardt

<sup>3</sup> WTW DO Cell OX 330 electro DO probe, Germany

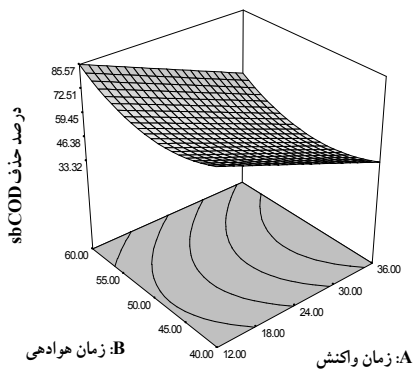
<sup>4</sup> Soluble Microbial Products (SMPs)

جدول ۳- نتایج ANOVA برای پاسخ‌های مطالعه شده با استفاده از نرم افزار Design Expert

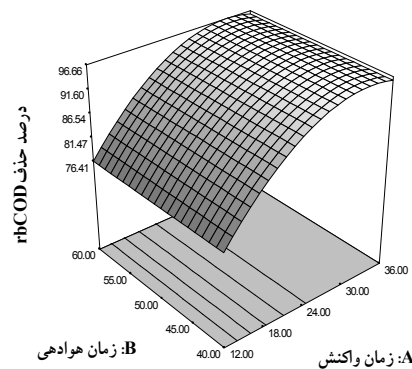
Probability for lack of fit	PRESS	CV	S.D	Adeq. prec	Adj.R <sup>2</sup>	R <sup>2</sup>	احتمال	معادلات اصلاح شده	پاسخ
۰/۳۴۲۶	۱۴۲/۹۴	۴/۷۵	۲/۸۱	۲۰/۶۹	۰/۸۹۱۴	۰/۹۱۸۵	<۰/۰۰۰۱	۵۶/۶۰- ۱۱/۱۱A+۵B+۷/۱۷B <sup>2</sup>	حذف TCOD
۰/۱۱۷۳	۱۵۶/۶۰	۳/۳۹	۳/۰۸	۱۳/۵۲۴	۰/۸۲۶۳	۰/۸۵۵۲	<۰/۰۰۰۱	۹۳/۳۱+۹/۷۸A-۷/۱۳A <sup>2</sup>	حذف rbCOD
۰/۲۴۸۶	۴۷۷/۰۶	۸/۷۱	۴/۸۵	۱۶/۹۲۸	۰/۸۶۴۸	۰/۸۹۸۶	<۰/۰۰۰۱	۵۱/۹۳- ۱۸/۱۱A+۴/۶۷B+۱۰/۸۶B <sup>2</sup>	حذف sbCOD
۰/۲۴۰۱	۲۷۲/۵۰	۱۸/۵۶	۴/۱۸	۱۵/۸۲۹	۰/۸۱۱۴	۰/۸۵۸۶	۰/۰۰۰۴	۲۲/۵۴-۱۳/۱۱A-۴B- ۵/۲۵AB	حذف TN
۰/۱۵۶۸	۵۰۶۱/۵۴	۱۹/۳۷	۶/۱۱	۵/۷۴۸	۰/۲۷۹۰	۰/۵۱۹۴	۰/۱۶۴۲	۳۲/۸۱-۵/۸۹A-۲/۶۷B- ۳/۶۷B <sup>2</sup> -۵AB	حذف TKN
۰/۱۶۹۵	۳۶۲۱/۸۲	۱۳۶/۹۷	۱۴/۹۶	۷/۹۶۶	۰/۵۶۵۳	۰/۶۷۳۹	۰/۰۱۴۳	۶/۵۳-۲۸/۵۶A+۱۲/۷۰A <sup>2</sup> - ۴/۵۰AB	حذف TP



(الف)



(ب)



(ب)

شکل ۲- پاسخ سطحی برای الف) راندمان حذف TCOD، ب) راندمان حذف rbCOD، پ) راندمان حذف sbCOD

راندمان حذف sbCOD به‌عنوان تابعی از متغیرها در شکل ۲-پ نشان داده شده است. در شکل ۲-پ اثر کاهشی زمان واکنش بر حذف sbCOD مشابه با روند حذف TCOD (شکل ۲-الف) مشاهده می‌شود. این روند کاهشی می‌تواند مربوط به ویژگی خاص راهبری راکتور زیستی باشد (تخلیه منقطع در راکتور زیستی SBR) که باعث تجمع SMP با تجزیه‌پذیری بیولوژیکی پایین و لاشه‌های سلولی در مرحله فقر در راکتور زیستی می‌شود [۲۱]. همچنین اثر مثبت زمان هوادهی بر حذف sbCOD مشهود است. بیشترین مقدار حذف sbCOD، ۸۰/۸۱ درصد پیش‌بینی شد که در کمترین زمان واکنش (۱۲ ساعت) و بیشترین زمان هوادهی (۶۰ دقیقه بر ساعت) به‌دست آمد.

### ۲-۳- حذف نیتروژن

#### ۱-۲-۳- راندمان حذف TN

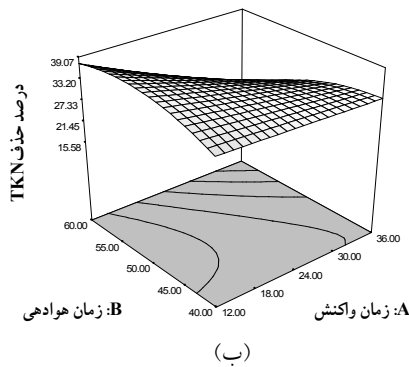
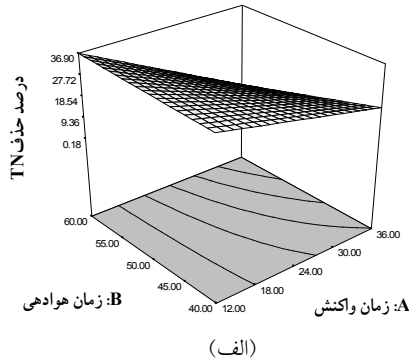
حذف نیتروژن به‌وسیله فرایند نیتریفیکاسیون در مرحله هوازی و دنیتریفیکاسیون در مرحله انوکسیک اتفاق می‌افتد. با توجه به نتایج جدول ۳، پارامترهای مؤثر در حذف TN، A، B و AB بودند. اثر متغیرهای مورد مطالعه بر حذف TN در شکل ۳-الف نشان داده

با توجه به شکل ۲-ب زمان هوادهی اثر چندانی بر حذف ندارد که به دلیل سهل‌الهمضم بودن rbCOD است که در هر شرایطی (هوازی، انوکسیک و بی‌هوازی) توسط میکروارگانیسم‌ها مصرف می‌شود. به‌طور کلی، این سیستم عملکرد خوبی در حذف rbCOD (حدود ۹۷ درصد) از خود نشان داد.

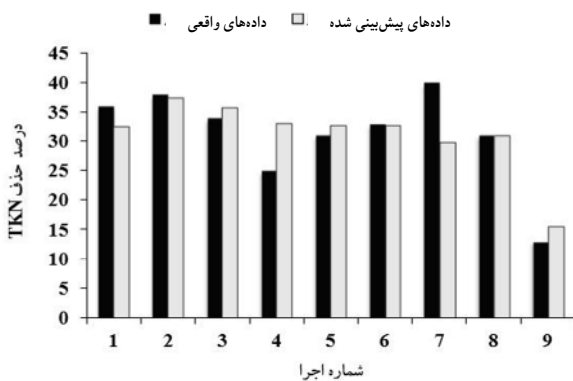
#### ۳-۱-۳- راندمان حذف sbCOD

مشکل بزرگ تصفیه بیولوژیکی فاضلاب‌های صنعتی، اجزای COD با تجزیه‌پذیری بیولوژیکی کم و یا غیر قابل تجزیه بیولوژیکی‌اند که مانع عملکرد خوب راکتورهای زیستی می‌شوند. نسبت  $BOD_5/COD$  یک معیار خوب برای اندازه‌گیری قابلیت تجزیه‌پذیری بیولوژیکی فاضلاب است و آلاینده‌های با نسبت  $BOD_5/COD \geq 0.4$  معمولاً به‌عنوان تجزیه‌پذیر پذیرفته می‌شوند [۲۲]. با توجه به مطالعات قبلی، نسبت  $BOD_5/COD$  برای فاضلاب شهرک‌های صنعتی بین مقادیر ۰/۱۷ تا ۰/۷۴ گزارش شده است [۲۳]. این نسبت برای فاضلاب شهرک‌های صنعتی فرامان بین ۰/۳۱ تا ۰/۵ تعیین شد. طبق نتایج جدول ۳، A، B و  $B^2$  مهم‌ترین توابع مؤثر در حذف sbCOD هستند. تغییرات

فرایند با افزایش زمان واکنش به دلیل نبود منبع کربنی کاهش می‌یابد. در مقادیر بالای زمان هوادهی، هر دو راندمان حذف TKN و TN با افزایش زمان واکنش کاهش می‌یابند که به دلیل تولید نیتروژن آلی حاصل از تنفس خودخوری است [۲۵].



شکل ۳- پاسخ سطحی برای الف) راندمان حذف TN، ب) راندمان حذف TKN



شکل ۴- مقایسه داده‌های واقعی و داده‌های پیش‌بینی شده توسط مدل جهت حذف TKN

### ۳-۲-۳- غلظت نیترات خروجی

غلظت نیترات خروجی، تفاوت بین فرایندهای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون را نشان می‌دهد. به همین دلیل، این پاسخ فرایندی

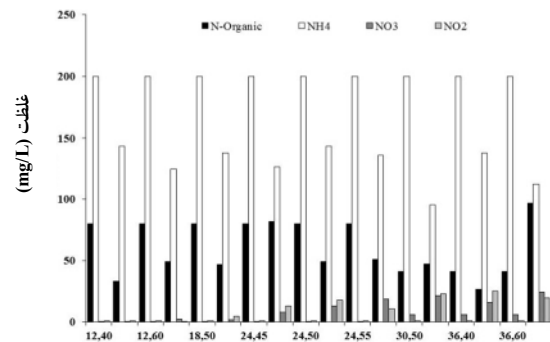
شده است. با توجه به شکل، زمان واکنش، مؤثرترین متغیر بر حذف TN است. در شکل ۳- الف مشاهده می‌شود که حذف بالای TN در کمترین زمان واکنش (۱۲ ساعت) و مستقل از زمان هوادهی است. در حالی که زمان هوادهی اثر کاهشی بر این پاسخ فرایندی را با افزایش زمان واکنش نشان می‌دهد. همچنین با افزایش زمان واکنش در زمان هوادهی کم، حذف TN به آرامی کاهش می‌یابد. در حالی که با افزایش زمان هوادهی، اثر منفی زمان واکنش افزایش می‌یابد. نتیجه به دست آمده افزایش تنفس خودخوری در مقادیر بالای زمان هوادهی را تأیید می‌کند. با توجه به شکل، بیشترین راندمان حذف TN، ۳۶/۹ درصد به دست آمد. سه دلیل برای توجه کم بودن میزان حذف نیتروژن می‌توان بر شمرده: ۱) محدود شدن واکنش نیتریفیکاسیون در ساعات اولیه زمان واکنش به دلیل حضور مقدار زیادی از منبع کربنی [۲۴]، ۲) محدود شدن فرایند دنیتریفیکاسیون به دلیل پایین بودن نسبت  $BOD_5/COD$  فاضلاب فرامان (حدود ۰/۳)، ۳) غلظت بالای نیتروژن خوراک (۳۰۰ - ۲۱۰ میلی‌گرم در لیتر) در مقایسه با مقدار کربن خوراک (۱۲۰۰ - ۹۵۰ میلی‌گرم در لیتر). در مطالعه قبلی انجام شده توسط نویسندگان در SBR کاملاً هوادهی شده، بیشترین مقدار حذف TN ۳۶/۳۹ درصد در MLVSS ۷۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر و زمان واکنش ۲۴ ساعت به دست آمده است [۱۸]. این مطالعه نشان داد که برنامه هوادهی اثر چندانی بر حذف TN از فاضلاب صنعتی فرامان ندارد.

### ۳-۲-۲- راندمان حذف TKN

داده‌های TKN به دست آمده با مدل درجه دوم اصلاح شده انطباق داده شدند (جدول ۳). مهم‌ترین توابع مدل شامل  $A$ ،  $B$ ،  $B^2$  و  $AB$  می‌باشند. با توجه به پایین بودن مقدار  $R^2$  (۰/۵۱) و اختلاف زیاد بین  $R^2$  و  $Adj R^2$  (به ترتیب ۰/۵۱ و ۰/۲۷) که نشان دهنده ضعیف بودن مدل ارائه شده است، نمودار ستونی داده‌های واقعی و پیش‌بینی شده توسط مدل در شکل ۴ آورده شده است. لازم به ذکر است که شماره‌های محور افقی نمودار منطبق با شماره آزمایش‌های جدول ۲ است.

اثر متغیرها بر حذف TKN در شکل ۳- ب نشان داده شده است. با توجه به داده‌های جدول ۲، مشهود است که در مقادیر پایین زمان واکنش، حذف TKN و TN یکسان است (۳۶ درصد) که نشان دهنده محدود شدن نیتریفیکاسیون در این شرایط است. لازم به ذکر است که حذف TKN در مقادیر کم زمان هوادهی مستقل از زمان واکنش است در حالی که حذف TN یک روند کاهشی را در این شرایط نشان می‌دهد. این تفاوت مربوط به فرایند نیتریفیکاسیون است که در حذف TN اتفاق می‌افتد و شدت این

در تمام آزمایش‌ها اندازه‌گیری شد. شکل ۵ غلظت اجزای مختلف نیتروژن در ورودی و خروجی را در همه آزمایش‌ها نشان می‌دهد که بر اساس مقادیر موجود در جدول ۲ کشیده شده است. شکل ۵ افزایش در غلظت نیترات خروجی را همزمان با افزایش متغیرها نشان می‌دهد که به دلیل افزایش پتانسیل اکسیداسیون است که منجر به پیشرفت فرایند نیتریفیکاسیون می‌شود. لازم به ذکر است که مصرف BOD در ساعات اولیه از زمان واکنش در راکتور زیستی باعث سرعت بیشتر نیتریفیکاسیون می‌شود. این نتیجه تطابق خوبی با نتایج به دست آمده توسط فاریزوگل و همکاران دارد [۲۴]. باید به این نکته توجه داشت که غلظت نیترات خروجی در سیستم در زمان واکنش ۱۲ ساعت به دلیل پیشی گرفتن اکسیداسیون کربن نسبت به فرایند نیتریفیکاسیون، خیلی پایین است (کمتر از ۵ میلی گرم در لیتر).



شکل ۵- اجزاء نیتروژن در ورودی و خروجی تحت شرایط مختلف شرایط آزمایش (زمان واکنش و زمان هوادهی) راهبری مطالعه شده

### ۳-۲-۴- غلظت نیتريت خروجی

با توجه به شکل ۵، روند غلظت خروجی نیتريت مشابه خروجی نیترات است. در شکل ۵ می‌توان اثر کاهنده زمان هوادهی بر غلظت نیتريت خروجی را دریافت که این نتیجه تبدیل نیتريت ( $\text{NO}_2^-$ ) به نیترات ( $\text{NO}_3^-$ ) را توسط باکتری‌های اکسید کننده نیتريت در پتانسیل بالای اکسیداسیون اثبات می‌کند [۲۶].

### ۳-۲-۵- راندمان حذف نیتروژن آلی

حدود ۲۰ تا ۳۰ درصد از غلظت نیتروژن موجود در فاضلاب شهرک‌های صنعتی فرامان، آلی است. بنابراین جزء آلی نیتروژن به عنوان یک پاسخ فرایندی در این مطالعه اندازه‌گیری شد. با توجه به شکل ۵، بیشترین مقادیر حذف نیتروژن آلی حدود ۴۰ میلی‌گرم نیتروژن در لیتر بود که در کمترین مقادیر زمان واکنش و زمان

هوادهی به دست آمد. باید به این نکته توجه داشت که بیشترین مقادیر حذف TN و TKN در همین شرایط به دست آمده است.

یک دستاورد جالب در بالاترین مقادیر زمان واکنش در شکل ۵ مشاهده می‌شود که نیتروژن آلی به دلیل تنفس خودخوری در مقادیر بالای زمان واکنش در سیستم تولید شده است [۲۵]. همچنین با افزایش زمان هوادهی، حذف نیتروژن آلی کاهش می‌یابد که مربوط به سرعت کم دنیتریفیکاسیون ناشی از محدود شدن شرایط آنوکسیک است (شکل ۵). به علاوه، حذف آمونیاک با افزایش حذف نیتروژن آلی کاهش می‌یابد که نشان دهنده تبدیل نیتروژن آلی به آمونیاک است [۲۷].

### ۳-۳- راندمان حذف فسفر

فسفر در فرایند تصفیه بیولوژیکی با تکرار مراحل هوازی و بی‌هوازی به وسیله میکروارگانیسم‌های جمع کننده فسفر (PAOs)، به شکل پلی‌فسفات حذف می‌شود. در این پروژه، اثر زمان واکنش و زمان هوادهی بر حذف فسفر بررسی شد. با توجه به نتایج جدول ۳، حذف فسفر تابعی از  $A$ ،  $A^2$  و  $AB$  بود. شکل ۶ اثرهای متقابل متغیرها بر حذف فسفر را نشان می‌دهند.

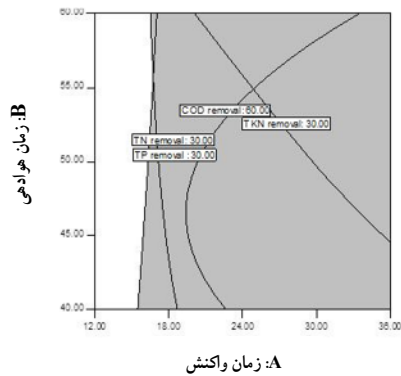
با توجه به شکل، فسفر با افزایش زمان واکنش در سیستم آزاد می‌شود. این پدیده به دلیل پیشی گرفتن میکروارگانیسم‌های دنیتریفایر در مصرف منبع کربنی در رقابت با میکروارگانیسم‌های فسفرخوار است که در مرحله فقر باعث متوقف شدن تجمع پلی‌هیدروکسی بوتیرات<sup>۱</sup> (PHB) در میکروارگانیسم‌های فسفرخوار می‌شود [۲۸]. همچنین حذف فسفر، مستقل از زمان هوادهی است. بیشترین مقدار راندمان حذف فسفر ۵۲/۲۸ درصد در کمترین زمان واکنش (۱۲ ساعت) و بالاترین زمان هوادهی (۶۰ دقیقه بر ساعت) پیش‌بینی می‌شود. در مطالعه قبلی بیشترین راندمان حذف فسفر (۷۳/۰۴ درصد) در بالاترین مقادیر متغیرها به دست آمد. بالا بودن راندمان حذف می‌تواند مربوط به پایین بودن مقدار فسفر ورودی به راکتور زیستی باشد (حدود ۲۰ میلی‌گرم در لیتر) [۱۸]. در حالی که در این پژوهش غلظت فسفر ورودی ۴۶ تا ۵۷ میلی‌گرم در لیتر بود.

### ۳-۴- بهینه‌سازی فرایند و اعتبارسنجی مدل

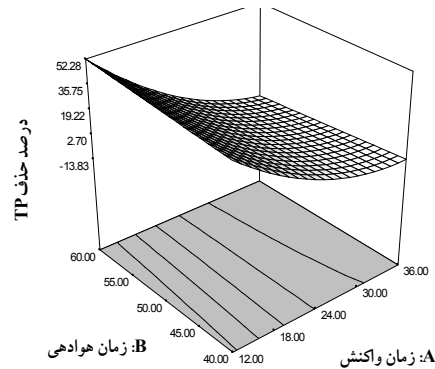
در بهینه‌سازی گرافیکی از یک نقشه چند لایه به منظور نشان دادن منطقه بهینه که در آن مقادیر پاسخ‌های فرایندی به عنوان معیار در نظر گرفته شده‌اند، استفاده می‌شود. شکل ۷ بهینه‌سازی گرافیکی را نشان می‌دهد. منطقه بهینه بر اساس سه متغیر راندمان حذف TN،

<sup>۱</sup> Poly Hydroxy Butyrate (PHB)





شکل ۷- نقشه چند لایه برای منطقه بهینه



شکل ۶- پاسخ سطحی برای راندمان حذف فسفر

جدول ۴- معیارهای انتخاب شده از متغیرهای مطالعه شده به منظور بهینه‌سازی

واحد	محدوده	پاسخ
%	$\geq 60$	حذف TCOD
%	$\geq 30$	حذف TN
%	$\geq 30$	حذف TP

جدول ۵- شرایط آزمایشگاهی نقاط بهینه به منظور اعتبارسنجی مدل

پاسخ			شرایط	ردیف
درصد حذف TP	درصد حذف TN	درصد حذف TCOD		
۴۰	۳۴	۶۸	مقدار تجربی	۱
۳۷/۴۶	۳۳/۳۱	۶۵/۱۸	مقدار مدل	
۱/۷۹	۰/۴۸	۱/۹۹	انحراف استاندارد	
۳۸	۳۳	۶۹	مقدار تجربی	۲
۳۳/۴۲	۳۰/۹۱	۶۸/۳۸	مقدار مدل	
۳/۲۳	۱/۴۷	۰/۴۳	انحراف استاندارد	

متغیر راهبری (زمان واکنش و زمان هوادهی) بررسی شد. زمان هوادهی به عنوان مؤثرترین متغیر در عملکرد این راکتور زیستی شناخته شد. در مقادیر زمان واکنش بیشتر از ۱۲ ساعت، این متغیر اثر منفی بر راندمان حذف TCOD، sbCOD، TN و TP نشان داد. بیشترین راندمان حذف TCOD و sbCOD به ترتیب ۷۹/۸۸ و ۸۵/۵۷ درصد در زمان واکنش ۱۲ ساعت و زمان هوادهی ۶۰ دقیقه بر ساعت به دست آمد. راندمان حذف نیتروژن در این مطالعه به دلیل ویژگی فاضلاب صنعتی فرامان (کم بودن نسبت  $BOD_5/COD$ ، در حدود ۰/۳) و بالا بودن غلظت نیتروژن ورودی (۲۱۰-۳۰۰ میلی‌گرم در لیتر)، پایین گزارش شد. شرایط بهینه عملکرد راکتور زیستی در زمان واکنش ۱۲ تا ۱۶ ساعت و زمان هوادهی ۴۰ تا ۶۰ دقیقه بر ساعت به دست آمد.

#### ۵- قدردانی

این طرح با حمایت مالی شرکت شهرک‌های صنعتی کرمانشاه (به شماره قرارداد ۱۷/۱۵) انجام شد. به این وسیله از مدیریت و

TCOD و TP که به عنوان معیار در نظر گرفته شده‌اند، شناسایی می‌شود که معیارهای مورد نظر در جدول ۴ نشان داده شده‌اند. به منظور بررسی صحت نتایج و اعتبارسنجی مدل‌ها، دو نقطه در منطقه بهینه انتخاب شدند (شرایط به وسیله نشانه‌هایی در شکل‌های ۷ نشان داده شده‌اند) و به منظور مقایسه مقادیر واقعی با مقادیر پیش‌بینی شده، راکتور زیستی در دو نقطه انتخاب شده، راهبری شد. جدول ۵ نتایج دو شرایط آزمایش شده در مناطق بهینه را نشان می‌دهد. صحت شرایط بهینه با نرم افزار طراحی آزمایش‌ها با محاسبه انحراف استاندارد برای هر پاسخ بررسی شد. مقادیر واقعی خیلی نزدیک به مقادیر پیش‌بینی شده به دست آمدند. شرایط بهینه عملکرد راکتور زیستی در زمان واکنش ۱۲ تا ۱۶ ساعت و زمان هوادهی ۴۰ تا ۶۰ دقیقه بر ساعت به دست آمد.

#### ۴- نتیجه‌گیری

در این مطالعه عملکرد راکتور زیستی ناپیوسته منقطع به منظور تصفیه فاضلاب شهرک‌های صنعتی فرامان با در نظر گرفتن دو

آموزشی پژوهشی غرب به خاطر در اختیار گذاردن امکانات  
آزمایشگاهی قدردانی می شود.

همکاران شرکت شهرک های صنعتی به خصوص سرکار خانم  
سالاری کارشناس مسئول تصفیه خانه شهرک صنعتی فرمان نهایت  
تشکر و سپاسگزاری به عمل می آید. همچنین از مجتمع عالی

## ۶- مراجع

1. Lim, S.J., Moon, R.K., Lee, W.G., Kwon, S., Park, B. G., and Chang, H.N. (2000). "Operation and modeling of bench-scale SBR for simultaneous removal of nitrogen and phosphorus using real wastewater." *Biotechnol. Bioprocess Eng.*, 5 (6), 441-448.
2. Khin, T., and Annachhatre, A.P. (2004). "Novel microbial nitrogen removal processes." *Biotechnol. Advancess.*, 22 (7), 519-532.
3. 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 Res.*, 40(12), 2303-2310.
4. Zeng, R.J., Saunders, A.M., Yuan, Z., Blackall, L.L., and Keller, J. (2003). "Identification and comparison of aerobic and denitrifying polyphosphate accumulating organisms." *Biotechnol. Bioeng.*, 83(2), 397-404.
5. Agdag, O.N., and Sponza, D.T. (2005). "Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate in sequential two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) systems." *Process Biochem.*, 40(2), 895-902.
6. Zinatizadeh, A. A.L., Bashiri, H., Asadi, A., and Bonakdari, H. (2012). "Comparison of different fluid dynamics in activated sludge system for the treatment of a stimulated milk processing wastewater: Process analysis and optimization." *Korean J. Chem. Eng.*, DOI: 10.1007/s11814-012-0029-9.
7. Kapdan, I.K., and Alparslan, S. (2005). "Application of anaerobic-aerobic sequential system to real textile wastewater for color and COD removal." *Enzyme Microb. Technol.*, 36 (2-3), 273-279.
8. Najafpour, G.D., Zinatizadeh, A.A.L., and Lee, L.K. (2006). "Performance of a three-stage aerobic RBC reactor in food canning wastewater treatment." *Biochem. Eng. J.*, 30 (3), 297-302.
9. Pozo, R.D., and Diez, V. (2003). "Organic matter removal in combined anaerobic-aerobic fixed-film bioreactors." *Water Res.*, 37(15), 3561-3568.
10. Zinatizadeh, A.A.L., Mohamed, A.R., Abdullah, A.Z., Mashitah, M.D., Hasnain Isa, M., and Najafpour, G.D. (2006). "Process modeling and analysis of palm oil mill effluent treatment in an up-flow anaerobic sludge fixed film bioreactor using response surface methodology (RSM)." *Water Res.*, 40(17), 3193-3208.
11. Irvine, R.L., Miller, G., and Bharmrah, A.S. (1979). "Sequencing biological reactor an overview." *J. of Water Pollutant Control of Fed.*, 51, 244-254.
12. Wilderer, P.A., Irvine, R.L., and Doellerer, J. (1996). "Sequencing batch reactor technology." *Ist International Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*, International Association on Water Quality, Germany, Munich.
13. Helimreich, B., Schreff, C. D., and Wilderer, P.A. (2000). "Full scale experiences with small sequencing batch reactor plants in Bavaria." *Water Sci. Technol.*, 41(1), 89-96.
14. Tchobanoglous, G., Burton, F., and Stensel, H.D. (2003). *Wastewater engineering: Treatment and reuse*, McGraw-Hill, New York.
15. Ahmadi, M., Vahabzadeh, F., Bonakdarpour, B., Mofarrah, E., and Maheranion, M. (2005). "Application of the central composite design and response surface methodology to the advanced treatment of olive oil processing wastewater using Fenton's peroxidation." *J. Hazard. Mater.*, 123(1-3), 187-195.
16. Akhbari, A., Zinatizadeh, A.A.L., Mohammadi, P., Irandoust, M., and Mansouri, Y. (2011) "Process modeling and analysis of biological nutrients removal in an integrated RBC-AS system using response surface methodology." *Chem. Eng. J.*, 168 (1), 269-279.

17. Wang, G., Mu, Y., and Yu, H.Q. (2005). "Response surface analysis to evaluate the influence of pH, temperature and substrate concentration on the acidogenesis of sucrose-rich wastewater." *Biochem. Eng. J.*, 23(2), 175-184.
18. Asadi, A., and Ziantizadeh, A.A.L. (2011). "Statistical analysis and optimization of an aerobic SBR treating an industrial estate wastewater using response surface methodology (RSM)." *Iranica Journal of Energy and Environment.*, 2 (4), 356-365.
19. Khuri, A.I., and Cornell, J. A. (1996). *Response surfaces: Design and analyses*, Marcel Dekker, New York.
20. A.P.H.A. (2005). *Standard methods for the examination of water and wastewater*, Washington.
21. Isika, M., and Sponza, D.T. (2006). "Biological treatment of acid dyeing wastewater using a sequential anaerobic/aerobic reactor system." *Enzyme Microb. Technol.*, 38(7), 887-892.
22. Dincern, A.R., Karakaya, N., Gunes, E., and Gunes, Y. (2008). "Removal of COD from oil recovery industry wastewater by the advanced oxidation processes (AOP) based on H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>." *Global Nest.*, 10(1), 31-38.
23. Chan, Y.J., Chong, M.F., Law, Ch.L., and Hassell, D.G. (2009). "A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater." *Chem. Eng. J.*, 155(1-2), 1-18.
24. Tay, J.H., Tay, S.T.L., Liu, Y., Show, K.Y., and Ivanov, V. (2006). *Biogranulation technologies for wastewater treatment*, Elsevier, Singapore.
- 25- Parkin, G.F., and McCarty, P.L. (1981). "A comparison of the characteristics of soluble organic nitrogen in untreated and activated sludge treated wastewaters." *Water Res.*, 15 (1), 139-149.
26. Li, J., Healy, M.G., Zhan, X., Norton, D., and Rodgers, M. (2008). "Effect of aeration rate on nutrient removal from slaughterhouse wastewater in intermittently aerated sequencing batch reactors." *Water, Air and Soil Pollut.*, 192 (1-4), 251-261.
27. Agathos, N.S., and Reneke, W. (2003). *Biotechnology for environment: Wastewater treatment and modeling waste gas*, Kluwer Academic Publisher, Dordrecht.
28. Chang, H.N., Moon, R.K., Park, B.G., Lim, S.J., Choi, D.W., Lee, W.G., Song, S.L., and Ahn, Y.H. (2000). "Simulation of sequential batch reactor (SBR) operation for simultaneous removal of nitrogen and phosphorus." *Bioprocess Eng.*, 23 (5), 513-521.