

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشکده مهندسی عمران

پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی محیط زیست

طرح ارتقا تصفیه خانه لجن فعال با کاهش لجن تولیدی توسط فرآیند هوازی - ته نشینی - بی هوازی (OSA)

نگارنده: کیوان ولی نژادشویی

استاد راهنما

دکتر حسن امینی راد

استاد مشاور

دکتر مسلم صالحی

شهریور ۱۳۹۷

تقدیم بہ ہمسر عزیز تر از جانم...

بر خود بایسته می‌دانم از زحمات بی‌دریغ استاد
ارجمند جناب آقای دکتر حسن امینی‌راد و مسلم
صالحی به خاطر کمک‌ها و راهنمایی‌های
سودمندشان متشکر و قدردان باشم.
با تشکر و سپاس از اساتید ارجمند
جناب آقای دکتر داریوش یوسفی کبریا،
جناب آقای دکتر فرهاد قادری و
جناب آقای دکتر عزیز عابسی
که از محضر پر فیض تدریساتشان بهره‌ها برده‌ام.

تعمدنامه

اینجانب کیوان ولی‌نژادشوبی دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته محیط زیست دانشکده عمران دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان‌نامه طرح ارتقا تصفیه‌خانه لجن فعال با کاهش لجن تولیدی توسط فرآیند هوازی- ته‌نشینی- بی‌هوازی (OSA) تحت راهنمایی دکتر حسن امینی‌راد متعهد می‌شوم.

- تحقیقات در این پایان‌نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- در استفاده از نتایج پژوهشهای محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است.
- مطالب مندرج در پایان‌نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است.
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد و مقالات مستخرج با نام « دانشگاه صنعتی شاهرود » و یا « Shahrood University of Technology » به چاپ خواهد رسید.
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان‌نامه تأثیرگذار بوده اند در مقالات مستخرج از پایان‌نامه رعایت می‌گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که از موجود زنده (یا بافتهای آنها) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است.

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج، کتاب، برنامه‌های رایانه‌ای، نرم‌افزارها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد. این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود. استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان‌نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی‌باشد.

چکیده

در دو دهه گذشته، تولید لجن مازاد به سرعت افزایش یافته است که این امر به دلیل اعمال قوانین سخت گیرانه بر روی پساب و رشد روزافزون تعداد تصفیه خانه های فاضلاب هست و این مسأله امروزه به یک چالش اقتصادی و زیست محیطی مهم تبدیل شده است. پردازش لجن مازاد، می تواند بیش از ۵۰٪ تا ۶۵٪ از کل هزینه عملیاتی یک تصفیه خانه فاضلاب را در برگیرد. این تحقیق در دو مرحله مختلف انجام شد. در بخش نخست این تحقیق، یک راکتور ناپیوسته متوالی، برای شبیه سازی تصفیه خانه واقعی فاضلاب و راکتور جانبی بی هوازی به عنوان یک واحد تصفیه، این سیستم آزمایشگاهی را تشکیل می دهند. در مرحله اول زمان ماند هیدرولیکی بهینه برای حذف بهتر و کاهش بازده لجن تولیدی توسط نمودار رسپیرومتری مطالعه و مقدار ۱۰ روز حاصل گردید. در مرحله دوم بازده لجن تولیدی در پایلوت شاهد و بهینه شده مورد ارزیابی و بررسی قرار گرفت، که مقدار آن به ترتیب برابر با $g\ TSS/g\ COD$ ۰/۶۸ و $g\ TSS/g\ COD$ ۰/۵۱ بود. این نتایج تأیید می کند که این فرآیند می تواند تولید لجن را بیش از ۲۰ درصد کاهش دهد. برای توضیح نتایج به دست آمده از کاهش لجن، آزمایش ها و آنالیزهای EPS، MLSS، SCOD و ... انجام شده است. به طور خلاصه، تحقیقات نشان داده است که روند تغییرات لجن راکتور جانبی بی هوازی، به دلیل تولید کم لجن می تواند یک راه حل مناسب برای کاهش لجن فاضلاب باشد، که این امر آن را قادر به حذف مؤثر کربن و مواد مغذی با استفاده از یک تکنولوژی بسیار ساده کرده است تا عملیات تصفیه خانه فاضلاب جدید و کنونی تحقق یابد.

کلمات کلیدی: لجن فعال، راکتور جانبی بی هوازی، نرخ مصرف اکسیژن، بازده لجن تولیدی

لیست مقالات مستخرج از پایان نامه

۱- اثرات زمان ماند لجن راکتور جانبی بی هوازی در فرایند هوازی - ته نشینی - بی هوازی

فهرست مطالب

صفحه

عنوان

ک	فهرست جداول	
ل	فهرست اشکال	
ن	فهرست علائم	
۱	فصل ۱	 مقدمه
۲	۱-۱- مقدمه	
۴	۲-۱- فرضیات پژوهش	
۴	۳-۱- اهداف این پژوهش	
۵	۴-۱- خلاصه مراحل روش پژوهش	
۷	فصل ۲	 مروری بر منابع
۸	۱-۲- مقدمه	
۹	۲-۲- مکانیسم‌های کاهش لجن	
۹	۱-۲-۲- متابولیسم جفت نشده	
۱۱	۲-۲-۲- میکروارگانیسم‌های کندکننده رشد	
۱۲	۳-۲-۲- تخریب لجن	
۱۴	۴-۲-۲- تخریب مواد پلیمری خارج سلولی	
۱۴	۱-۴-۲-۲- مواد پلیمری خارج سلولی	
۱۶	۳-۲- پارامترهای مؤثر بر کاهش لجن در فرآیند OSA	
۱۷	۱-۳-۲- زمان نگهداری سلولی (SRT)	
۱۸	۲-۳-۲- پتانسیل اکسیداسیون و احیا ORP	
۱۸	۳-۳-۲- نرخ تبادل لجن (SIR)	
۱۹	۴-۳-۲- نرخ بارگذاری لجن	
۱۹	۵-۳-۲- دما	
۲۰	۴-۲- حذف مواد آلی و مواد مغذی	
۲۲	۵-۲- تحقیقات انجام شده در داخل کشور	
۲۳	۶-۲- نتیجه‌گیری	
۲۵	فصل ۳	 مواد و روشها
۲۶	۱-۳- مقدمه	
۲۶	۲-۳- مواد مورد استفاده	

۲۶	۳-۲-۱- لجن
۲۷	۳-۲-۲- فاضلاب مورد استفاده
۲۸	۳-۳- وسایل مورد استفاده
۲۸	۳-۳-۱- دستگاه اسپکتروفتومتر
۲۸	۳-۳-۲- دستگاه COD Reactor هاضم
۲۹	۳-۳-۳- سانتریفیوژ
۲۹	۳-۳-۴- دستگاه مولتی فانکشن WA-2017SD
۳۰	۳-۳-۵- دستگاه اون
۳۰	۳-۳-۶- ترازو
۳۱	۳-۳-۷- کاغذ صافی
۳۱	۳-۳-۸- حمام بنماری
۳۱	۳-۳-۹- اتوکلاو
۳۲	۳-۳-۱۰- پمپ خلاء
۳۲	۳-۳-۱۱- کیف بوختر
۳۳	۳-۳-۱۲- شیر برقی
۳۳	۳-۳-۱۳- پمپ پرستالتیک
۳۴	۳-۳-۱۴- مولتی تایمر دیجیتال
۳۴	۳-۳-۱۵- دستگاه آنالیز عنصری
۳۵	۳-۴- پیلوت های مورد مطالعه
۳۵	۳-۴-۱- پیلوت ارزیابی نرخ مصرف اکسیژن
۳۷	۳-۴-۱-۱- منحنی ضریب جذب اکسیژن
۳۸	۳-۴-۱-۲- بازده تولیدی لجن
۳۹	۳-۴-۲- ضرایب سنتیک تصفیهخانه فاضلاب
۳۹	۳-۴-۱-۲- معادلات مورد استفاده
۳۹	۳-۴-۲-۲- نرخ رشد ناخالص زیست توده
۴۱	۳-۴-۲-۳- ضریب بازدهی رشد
۴۲	۳-۴-۲-۴- فروپاشی درونی
۴۳	۳-۴-۲-۵- تخمین پارامترهای سنتیک
۴۳	۳-۴-۲-۱-۵- سیستم جریان پیوسته
۴۶	۳-۵- ساخت پیلوت به منظور تعیین ضرایب سنتیک فاضلاب
۴۶	۳-۵-۱- مشخصات پیلوت طرح
۴۷	۳-۵-۲- آزمایشات
۴۷	۳-۶- روش انجام آزمایش
۴۷	۳-۶-۱- آزمایش COD
۴۸	۳-۶-۲- آزمایش اندازه گیری کل جامدات معلق MLSS
۴۹	۳-۶-۳- آزمایش اندازه گیری جامدات معلق فرار MLVSS
۴۹	۳-۶-۴- آزمایش نیترات
۵۰	۳-۶-۵- آزمایش فسفات

۵۱	۳-۶-۶- آزمایش شاخص ته نشین پذیری لجن (SVI).....
۵۲	۳-۷- استخراج مواد پلیمری خارج سلولی (EPS).....
۵۳	۳-۷-۱- سنجش کمی پروتئین به روش برادفورد.....
۵۴	۳-۷-۱-۲- معرف برادفورد.....
۵۴	۳-۷-۱-۳- فرآیند سنجش پروتئین در غلظت‌های کم.....

فصل ۴ نتایج و تفسیر آن‌ها ۵۷

۵۸	۴-۱- مقدمه.....
۵۸	۴-۲- بررسی زمان ماند هیدرولیکی راکتور جانبی بی‌هوای.....
۵۸	۴-۲-۱- نتایج حاصل از آزمایش سیستم رسیپرومتری.....
۶۷	۴-۲-۲- نتایج حاصل از آزمایش های COD محلول.....
۶۸	۴-۲-۳- نتایج حاصل از آزمایش های MLSS و MLVSS.....
۶۹	۴-۲-۴- بررسی نتایج آزمایشات اندازه گیری pH.....
۶۹	۴-۲-۵- ارزیابی EPS.....
۷۰	۴-۲-۶- نتیجه گیری زمان ماند بهینه.....
۷۰	۴-۳- بررسی کیفیت پساب خروجی راکتور ASSR-10 و شاهد.....
۷۱	۴-۳-۱- مقایسه راندمان حذف COD.....
۷۲	۴-۳-۲- بررسی نتایج آزمایشات نیتروژن نیتراتی ($N-NO_3$).....
۷۳	۴-۳-۳- بررسی نتایج آزمایشات فسفات ($P-PO_4$).....
۷۴	۴-۳-۴- بررسی نتایج آزمایشات اندازه گیری شاخص حجم لجن.....
۷۵	۴-۴- واکنش استیکيومتری تصفیه فاضلاب لجن فعال.....
۷۶	۴-۵- بررسی سینتیک واکنش لجن فعال با راکتور ASSR-10.....
۷۸	۴-۶- ارتقا پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل.....

فصل ۵ جمع‌بندی و پیشنهادها ۷۹

۸۰	۵-۱- مقدمه.....
۸۰	۵-۲- نتیجه‌گیری.....
۸۱	۵-۳- پیشنهادات.....

مراجع ۸۳

فهرست جداول

صفحه

عنوان

جدول ۱-۲- مزایا و معایب فرآیند OSA	۱۳
جدول ۲-۲- پارامترهای عملیاتی راکتور بی هوازی جانبی	۲۰
جدول ۳-۲- راندمان حذف مواد آلی و مغذی	۲۱
جدول ۱-۳- مشخصات طرح کلی تصفیه فاضلاب فیضیه	۲۶
جدول ۲-۳- خصوصیات لجن برداشتی از پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل	۲۷
جدول ۳-۳- خصوصیات فاضلاب و پساب پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه	۲۷
جدول ۴-۳- ضرائب سنتیک در 20°C	۴۳
جدول ۵-۳- مشخصات پایلوت طرح	۴۶
جدول ۱-۴- حداکثر نرخ ویژه مصرف اکسیژن	۶۶
جدول ۲-۴- محاسبه بازده لجن تولیدی و ضریب اضمحلال	۶۶
جدول ۳-۴- ضرایب سنتیکی	۷۷

فهرست اشکال

- شکل ۱-۱- شماتیک راکتور فرآیند هوازی-ته نشینی-بیهوازی ... ۳
- شکل ۱-۲- متابولیسم سلولی ۱۰
- شکل ۲-۲- مکانیسم کاهش لجن در SBR-ASSR ۱۲
- شکل ۳-۲- ساختار شماتیک ترکیبات پلیمری خارج سلولی ۱۴
- شکل ۱-۳- پلان پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل ۲۷
- شکل ۲-۳- دستگاه اسپکتروفتومتر ۲۸
- شکل ۳-۳- دستگاه COD REACTOR ۲۹
- شکل ۴-۳- سانتریفیوژ آزمایشگاهی ۲۹
- شکل ۵-۳- دستگاه مولتی فانکشن WA-2017SD ۳۰
- شکل ۶-۳- دستگاه اون ۳۰
- شکل ۷-۳- ترازو ۳۱
- شکل ۸-۳- کاغذ صافی ۳۱
- شکل ۹-۳- حمام بنماری ۳۱
- شکل ۱۰-۳- اتوکلاو آزمایشگاهی ۳۲
- شکل ۱۱-۳- پمپ خلاء ۳۲
- شکل ۱۲-۳- قیف بوختر ۳۳
- شکل ۱۳-۳- شیر برقی ۳۳
- شکل ۱۴-۳- پمپ پرستالتیک ۳۴
- شکل ۱۵-۳- مولتی تایمر دیجیتال ۳۴
- شکل ۱۶-۳- دستگاه آنالیز عنصری ۳۵
- شکل ۱۷-۳- پایلوت اندازه گیری نرخ مصرف اکسیژن ۳۶
- شکل ۱۸-۳- منحنی معمول نرخ مصرف اکسیژن در لجن فعال ۳۷

- شکل ۳-۱۹- شماتیک راکتور های به کار رفته در مطالعه..... ۳۸
- شکل ۳-۲۰- تغییرات غلظت مواد غذایی و زیست توده .. ۳۹
- شکل ۳-۲۱- رابطه بین نرخ رشد ویژه زیست توده و غلظت مواد غذایی محلول محدود..... ۴۱
- شکل ۳-۲۲- پایداری طرح جهت تعیین ضرایب سنتیک..... ۴۷
- شکل ۳-۲۳- منحنی استاندارد COD..... ۴۸
- شکل ۳-۲۳- منحنی استاندارد نیترات..... ۵۰
- شکل ۳-۲۴- منحنی استاندارد فسفات..... ۵۱
- شکل ۳-۲۵- منحنی استاندارد پروتئین..... ۵۵
- شکل ۴-۱- تغییرات نمودار رسیپرومتری در راکتورهای ASSR و راکتور شاهد..... ۵۹
- شکل ۴-۲- تغییرات SCOD در HRT_{ASSR} مختلف..... ۶۷
- شکل ۴-۳- تغییرات MLSS و MLVSS در HRT_{ASSR} مختلف..... ۶۸
- شکل ۴-۴- غلظت EPS شامل LB و TB در HRT_{ASSR} مختلف..... ۶۹
- شکل ۴-۵- غلظت SMP در HRT_{ASSR} مختلف..... ۷۰
- شکل ۴-۶- مقادیر COD ورودی و خروجی پایداری و شاهد..... ۷۱
- شکل ۴-۷- راندمان حذف COD..... ۷۲
- شکل ۴-۸- مقادیر $N-NO_3$ خروجی..... ۷۲
- شکل ۴-۹- مقادیر $P-PO_4$ ورودی و خروجی..... ۷۴
- شکل ۴-۱۰- مقادیر SVI..... ۷۵
- شکل ۴-۱۱- آنالیز عنصری لجن فعال..... ۷۶
- شکل ۴-۱۲- نمودار نرخ مصرف ویژه مواد غذایی به عکس زمان ماند مواد سلولی..... ۷۷
- شکل ۴-۱۳- نمودار عکس غلظت مواد غذایی محلول محدود کننده رشد و عکس... ۷۷

فهرست علائم

Anaerobic Side Stream Reactor (ASSR)	مخزن بی‌هوازی لجن در خط لجن بازگشتی
ATP	آدنوزین تری فسفات
Anabolism	آنابولیسم، ساز
Catabolism	کاتابولیسم، سوخت
CAS	سیستم‌های متعارف لجن فعال
Extracellular polymeric substances (EPS)	مواد پلیمری خارج سلولی
Hydraulic retention time (HRT)	زمان ماند هیدرولیکی
$HRT_{ASSR} = x \text{ day} : ASSR - x$	راکتور ناپیوسته متوالی بهینه با لجن بی‌هوازی بازمان ماند x روز
Interchange time (IT)	زمان تبادل
Interchange rate (IR)	نرخ تبادل
Observed sludge yield (Y_{obs})	بازده مشاهده‌شده لجن
Oxygen uptake rate (OUR)	سرعت جذب اکسیژن
Oxic- Settling- Anaerobic Process (OSA)	فرآیند هوازی-ته نشینی-بی‌هوازی
ORP	پتانسیل اکسیداسیون احیا
Phosphorous accumulating organisms (PAO)	ارگانایسم‌های تجمع‌کننده فسفر
Readily biodegradable COD (rbCOD)	COD قابل تجزیه بیولوژیکی سریع
Sludge loading rate (SLR)	نرخ بارگذاری لجن
Sequencing Batch Reactors (SBR)	راکتور ناپیوسته متوالی
Soluble microbial products (SMPs)	محصولات میکروبی محلول

Solids residence time (SRT)

زمان ماند سلولی

TB-EPS

لایه داخلی که محکم به سلول متصل است

LB-EP

لایه بیرونی که به صورت ضعیف به سلول است

Volatile fatty acids (VFA)

تشکیل اسیدهای چرب فرّار

فصل ۱

مقدمه

۱-۱- مقدمه

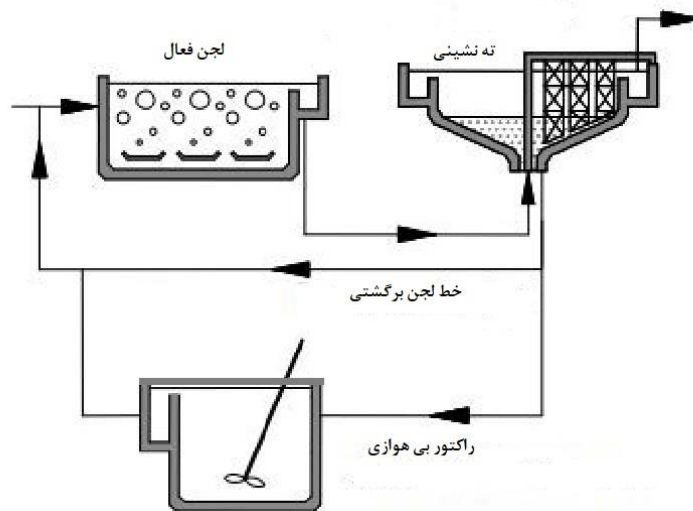
تصفیه‌ی بیولوژیکی فاضلاب آلودگی‌های آلی محلول و معلق را به بیومس و گاز تبدیل می‌کند. فرآیند لجن فعال رایج‌ترین روش تصفیه‌ی بیولوژیکی فاضلاب در جهان برای فاضلاب خانگی و فاضلاب صنعتی هست. با این حال، مشکلاتی در رابطه با استفاده از این فرآیند وجود دارد. یکی از مهم‌ترین مشکلات این فرآیند، تولید بالای لجن است. این مساله چالش‌های عمده‌ی اقتصادی، زیست‌محیطی و قانونی برای تصفیه‌خانه‌ها در زمینه‌ی دفع لجن مازاد ایجاد می‌کند [۱]، [۲]. مقدار لجن باقیمانده بعد از تصفیه هنوز هم بسیار بالا است و هزینه‌های زیادی برای تصفیه و دفع لجن مازاد به سیستم‌های تصفیه‌ی بیولوژیکی فاضلاب تحمیل می‌کند. علاوه بر این، گزینه‌های اصلی تصفیه و دفع لجن مثل دفن، سوزاندن و استفاده‌ی مجدد در کشاورزی معایبی همچون تولید گاز و نشر ترکیبات خطرناک، دارند. استفاده مجدد از لجن در کشاورزی نیز به دلیل خطرات بالقوه‌ی سلامتی مرتبط با پاتوژن‌ها و آلاینده‌هایی همچون فلزات سنگین به شدت محدود شده است. سوزاندن گزینه‌ی دیگری است که هزینه‌های بالایی داشته و منجر به از دست رفتن مواد آلی و مواد مغذی می‌شود [۳].

با در نظر گرفتن همه‌ی این مسائل، تکنیک‌های به حداقل رساندن لجن نسبت به روش‌های متعارف تصفیه‌ی لجن گزینه‌های مطلوب‌تری هستند [۴]. یکی از راه‌های غلبه بر مشکلات ناشی از لجن کاهش تولید لجن در خود تصفیه‌خانه فاضلاب، به جای تکیه بر روش‌های بعد از تصفیه است. تصفیه‌ی فاضلاب باید از طریق بیوسنتز به نفع فعالیت‌هایی غیر از رشد باشد تا تولید زیست‌توده را کاهش دهد [۱]، [۲]. تکنولوژی‌های کاهش لجن مبتنی بر استراتژی‌های مختلف از جمله زوال تدریجی-رشد پنهان، متابولیسم جفت نشده و شکار جانوران میکروسکوپی هستند [۱]، [۵]–[۸].

از بین تکنولوژی‌های کاهش لجن، فرآیند هوازی-ته نشینی-بی‌هوازی^۱ گزینه‌ای امیدبخش با استفاده از مخزن بی‌هوازی لجن در خط لجن بازگشتی^۲ فرآیند متعارف لجن فعال است [۹].

^۱ Oxic- Settling- Anaerobic Process

^۲ Anaerobic Side Stream Reactor



شکل ۱-۱- شماتیک راکتور فرآیند هوای-ته نشینی-بی‌هوای (OSA) با استفاده از مخزن بی‌هوای لجن در خط لجن بازگشتی (ASSR) فرآیند متعارف لجن فعال

فرآیند OSA در مقیاس آزمایشگاهی برای ارزیابی کاهش لجن مازاد برای نخستین بار توسط چودوبا و همکاران در سال ۱۹۹۲ استفاده شده است. در فرآیند OSA، بخشی از لجن فعال بازگشتی در یک مخزن بی‌هوای در مقادیر پتانسیل اکسیداسیون احیا^۱ کمی تصفیه شده و سپس به راکتور هوای بازگردانده می‌شود [۱۰]، [۱۱]. فرآیند OSA مزایایی همچون سادگی اجرا به عنوان بخشی از سیستم‌های متعارف لجن فعال^۲ موجود را ارائه می‌کند، که باعث کاهش لجن و بهبود قابلیت ته‌نشینی لجن بدون کاهش کیفیت پساب می‌شود [۱۲]. فرآیند OSA بدون اثرات منفی روی کارایی حذف آلاینده‌ها و قابلیت ته‌نشینی لجن باعث کارایی قابل توجه کاهش لجن می‌شود [۹].

مکانیسم‌های احتمالی کاهش لجن در فرآیند OSA توسط محققان مختلف مورد بررسی قرار گرفته است. پرز اولیویرا و همکاران^۳ در سال ۲۰۰۶ گزارش کردند که چرخه متناوب بی‌هوای-هوای لجن فعال می‌تواند باعث تحریک فعالیت کاتابولیک شود بنابراین، تفکیک کاتابولیسم از آنابولیسم منجر به کاهش لجن در فرآیند OSA می‌شود [۱۲]. میکروارگانیسم‌های هوای از انرژی تولید شده از اکسیداسیون مواد آلی در مخزن هوای استفاده می‌کنند اما این میکروارگانیسم‌ها نمی‌توانند انرژی مورد نیاز را تحت شرایط بی‌هوای با محدودیت مواد غذایی تولید کنند، بنابراین از انرژی ذخیره شده خود

^۱ ORP

^۲ CAS

^۳ Perez Elvira et al

استفاده می‌کنند. زمانی که آن‌ها به مخزن هوادهی بازگردانده می‌شوند، قبل از سنتز سلول‌های جدید ذخایر آدنوزین تری فسفات^۱ خود را بازسازی کرده، که باعث کاهش لجن می‌شود [۱۳].

فرضیه‌ی دیگر برای توجیه کاهش لجن در فرآیند OSA اختلال در دیواره‌ی سلولی است، که باعث لیز سلول می‌شود [۸]، [۱۴]. بر اساس این فرضیه، راکتور بی‌هوازی به‌عنوان یک راکتور لیز سلولی عمل می‌کند. زمانی که لجن به مخزن هوازی بازمی‌گردد، اکسیژن موردنیاز شیمیایی محلول^۲ آزادشده از لیز سلول منجر به رشد پنهان و کاهش لجن می‌شود [۳].

تکنیک‌های تصفیه‌ی لجن و به حداقل رساندن لجن در مقالات مختلف با جزئیات ارزیابی شده‌اند، با این حال مطالعات مرتبط با کاهش لجن توسط فرآیند OSA محدود هستند. در این مطالعه، با استفاده از فاضلاب و لجن پکیج تصفیه واقع در شهرک فیضیه بابل و راکتور OSA ساخته‌شده در آزمایشگاه نوشیروانی بابل، اقدام به مطالعات گسترده برای درک کامل از مکانیسم کاهش لجن و ارزیابی کاهش لجن و ویژگی لجن در مقایسه با راکتور شاهد لجن فعال هست. سیستم SBR به‌عنوان سیستم کنترل به‌صورت موازی تحت شرایط یکسان عملیاتی شد تا اجازه‌ی مقایسه و ارزیابی کاهش لجن را بدهد.

۱-۲- فرضیات پژوهش

- (۱) سیستم OSA در کاهش لجن مازاد در مقایسه با سیستم لجن فعال متعارف بدون راکتور بی‌هوازی مؤثر است.
- (۲) فرآیند OSA بر خصوصیات آبگیری لجن تأثیر دارد.
- (۳) تغذیه راکتور به‌صورت منقطع در کاهش بازده لجن مؤثر است.
- (۴) تغییرات غلظت مواد پلیمری خارج‌سلولی در فرآیند OSA در کاهش لجن مازاد مؤثر است.

۱-۳- اهداف این پژوهش

- (۱) اجرای فرآیند OSA در پایلوت آزمایشگاهی با فاضلاب تصفیه‌خانه کوچک شهرک مسکونی و روستایی
- (۲) بررسی خصوصیات لجن تولیدی از نظر قابلیت ته‌نشینی

^۱ ATP

^۲ Solouuble COD

(۳) عملکرد حذف مواد مغذی از فرایند OSA، به‌خصوص راندمان حذف نیتروژن و فسفر

(۴) تعیین ضرایب سینتیکی سیستم OSA از قبیل K_d ، K_S ، K_{max} ، Y و ...

۴-۱- خلاصه مراحل روش پژوهش

در این مطالعه تصفیه‌خانه شهرک مسکونی به‌عنوان محل مورد مطالعه انتخاب گردید. نمونه‌ها از تانک هوادهی و فاضلاب ورودی برداشت‌شده و در پایلوت ساخته‌شده در آزمایشگاه مورد تصفیه و فرآیند کاهش لجن قرار گرفت. تمام نمونه‌ی مورد بررسی در این آزمایش نیز به‌صورت واقعی تهیه گردید.

در کنار این پایلوت، یک پایلوت لجن فعال نیز راه‌اندازی گردید و نتایج مورد مقایسه با یافته‌های دیگر محققان قرار گرفت.

در این پایان‌نامه در فصل اول کلیاتی در ارتباط با پژوهش پیش‌رو گفته شد. در فصل دوم تعاریف و مروری بر مطالعات انجام‌شده در خصوص این پژوهش بیان خواهد شد. فصل سوم مربوط روش تحقیق این پایان‌نامه و مواد مورد استفاده در طول پژوهش هست. در چهارمین فصل نتایج به‌دست‌آمده از این تحقیق به‌تفصیل بیان خواهد شد و در فصل آخر به جمع‌بندی موضوع پرداخته خواهد شد.

فصل ۲

مروری بر منابع

۲-۱- مقدمه

در دو دهه گذشته، تولید لجن مازاد به سرعت افزایش یافته است که این امر به دلیل اعمال قوانین سخت گیرانه بر روی کیفیت پساب و رشد روزافزون تعداد تصفیه خانه های جدید هست که این مسأله امروزه به یک چالش اقتصادی و زیست محیطی مهم تبدیل شده است. پردازش لجن مازاد، می تواند بیش از ۵۰٪ تا ۶۵٪ از کل هزینه عملیاتی یک تصفیه خانه فاضلاب را در برگرد [۵]، [۸]، [۱۵].

فناوری های زیادی در کاهش لجن مازاد مورد مطالعه و بررسی قرار گرفته است. مطالعات بسیاری گزارش کرده اند که فناوری های مدیریت لجن از لحاظ اقتصادی مقرون به صرفه تر هستند. بنابراین، توسعه و بهینه سازی یک تکنولوژی که قادر به کاهش لجن تولیدی در تصفیه خانه باشد، امروزه تبدیل به یک چالش بزرگ شده است. در حال حاضر، تکنیک های زیادی مانند روش های بیولوژیکی [۱]، [۴]، حرارتی [۱۶]، اکسیداسیون در درجه حرارت بالا [۱۷]، روش های مکانیکی [۱۸]، اولتراسوند [۱۹]، یا تکنیک هایی که در آن ها از مواد شیمیایی استفاده می شود [۲۰]، توسعه یافته است.

ثابت شده است که برخی از این روش ها، صرفه جویی در انرژی ندارند، در حالی که سایر روش ها می توانند تأثیر منفی در کیفیت پساب حاصل از فرایند داشته باشند که به دلیل تشکیل محصولات جانبی هست. در این میان، تکنیک های بیولوژیکی، یکی از استراتژی های چالش برانگیز کاهش لجن هستند.

در سال های اخیر، مطالعات متعدد نشان داده است که محتوای یک بیوراکتور بی هوازی در خط لجن فعال بازگشتی یک فرآیند لجن فعال معمولی، می تواند به طور قابل توجهی میزان کاهش لجن را بدون اثرات منفی بر روی کارایی و بازده عملیاتی، افزایش دهد. امروزه، این وضعیت، با عنوان فرآیند راکتور جریان- جانبی غیر هوازی^۱، شناخته شده است [۱۱]، [۲۱].

چندین سیستم تصفیه نشان داده اند که بازده تولیدی لجن در فرآیند ASSR، در مقایسه با فرآیندهای لجن فعال معمولی، تا ۶۰٪ می تواند کاهش یابد [۸]، [۱۱]، [۲۲]. علیرغم اینکه درصد بالایی از کاهش لجن به دست آمده است، اما این فرآیند هنوز هم در مقیاس های واقعی کمتر به کار می رود، زیرا پارامترهای عملیاتی آن و مکانیسم های کاهش لجن، هنوز هم مشخص نیست. این مطالعه، بر بررسی روند فرآیند ASSR، مکانیسم های کاهش لجن و راندمان حذف مواد مغذی، متمرکز شده است.

در بخش نخست این تحقیق، یک سیستم آزمایشگاهی، طراحی و اجرا شده است. یک راکتور ناپیوسته متوالی^۲، برای شبیه سازی تصفیه خانه واقعی فاضلاب، و یک ASSR به عنوان واحد تصفیه فاضلاب، این سیستم آزمایشگاهی را تشکیل می دهند.

^۱ Anaerobic Side Stream Reactor (ASSR)

^۲ Sequencing Batch Reactors

برخلاف بسیاری از مطالعات قبلی، سیستم، با فاضلاب شهرک مسکونی تغذیه شده که این امر به منظور به دست آوردن نتایجی است که منعکس کننده این مسأله است که آیا این امر می تواند در یک سیستم شهرک مسکونی^۱ اتفاق بیفتد. از طریق آنالیز، تجزیه و تحلیل منابع علمی موجود، تأثیر چندین پارامتر عملیاتی مهم، مانند زمان ماند هیدرولیکی^۲ در راکتور ASSR و ضرایب سنتیکی، کشف نشده است.

به طور خلاصه، تحقیقات نشان داده است که روند ASSR، به دلیل تولید کم، مؤثر و کارآمد لجن، یک راه حل پایدار و مناسب برای کاهش لجن فاضلاب است که این امر آن را قادر به حذف مؤثر کربن، مواد مغذی و فسفر با استفاده از یک تکنولوژی بسیار ساده کرده است تا عملیات تصفیه خانه فاضلاب جدید و کنونی بهینه شود.

۲-۲- مکانیسم های کاهش لجن

توضیحاتی چندپهلوی درباره کاهش لجن، با استفاده از این فرآیند گزارش شده و مکانیسم های مختلف از قبیل متابولیسم جفت نشده، تخریب سلولی و رشد پنهان، غالب شدن میکروارگانیسم های کند کننده رشد و تخریب مواد پلیمری خارج سلولی^۳، ارائه شده است.

۲-۲-۱- متابولیسم جفت نشده

فرآیند متابولیسم متشکل از دو فرایند سوخت^۴ و ساز^۵ می باشد [۲۳]. در فرآیند سوخت، انرژی لازم به شکل آدنوزین تری فسفات^۶ برای سنتز سلول جدید و سایر وظایف سلول ایجاد می شود در حالی که در فرآیند ساز، با مصرف ATP، سلول جدید تولید می شود. رشد بیومس رابطه ای مستقیمی با میزان ATP دارد. کنترل فرآیند متابولیسم میکروارگانیسم ها برای تفکیک بخش های سوخت و ساز یک تکنیک برای کاهش لجن مازاد می باشد [۲۴] - [۲۷].

^۱ Wastewater treatment plant (WWTP)

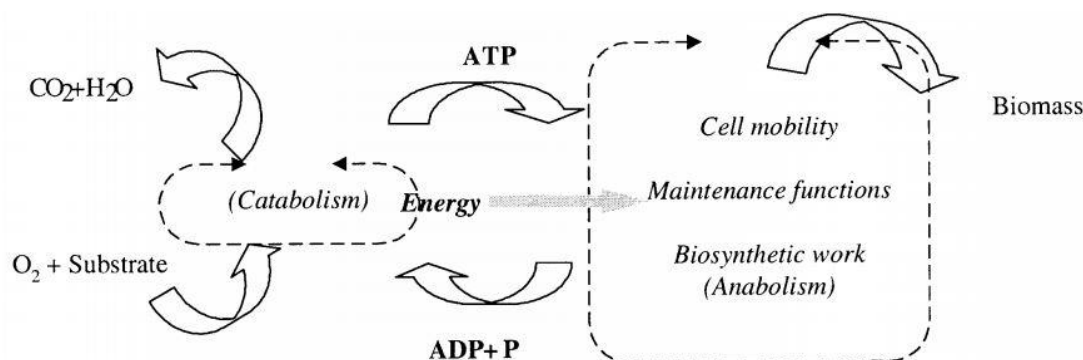
^۲ Hydraulic retention time (HRT)

^۳ Extracellular polymeric substances (EPS)

^۴ کاتابولیسم

^۵ آنابولیسم

^۶ ATP



شکل ۲-۱- متابولیسم سلولی [۴]

میکروارگانیسم‌ها انرژی تولیدشده در کاتابولیسم را صرف نگهداری و حفاظت خود می‌کنند. در نتیجه انرژی کمتری برای سنتز سلول جدید به کار می‌رود. این امر به معنای کاهش نرخ تولید بیومس در سیستم تصفیه فاضلاب می‌باشد. واکنش‌های کاتابولیسم، فرآیندهای متابولیکی هستند که منجر به مصرف سوپسترا می‌شوند که این امر تولید ساده و ضعیف انرژی را در نمونه‌ها منجر می‌شود [۲۵]، [۲۷].

برخی مطالعات نیز کاهش راندمان حذف COD، افزایش مصرف اکسیژن محلول، افزایش مشکلات آبگیری لجن و بدتر شدن ویژگی‌های ته‌نشینی لجن در اثر استفاده از فرآیند متابولیسم جفت نشده را گزارش کرده اند، همچنین اثرات زیست محیطی استفاده از این مواد باید در طولانی مدت بررسی شود [۲۷].

متابولیسم جفت نشده، هنگامی رخ می‌دهد که از ارتباط بین کاتابولیسم و آنابولیسم، محدود و ممانعت شود [۲۳]. در این فاز، انرژی اضافی، به شکل آدنوزین تری فسفات^۱ و انرژی حرارتی تولید می‌شود که در واکنش‌های آنابولیسم برای سنتز زیست‌توده‌های جدید استفاده می‌شوند. بنابراین، به منظور کاهش تولید زیست‌توده، فرآیند کاتابولیسم به جای آنابولیسم، ترجیح داده می‌شود. مکانیسم متابولیسم جفت نشده می‌تواند از مسیرهای مختلفی مانند استفاده از جداکننده‌های شیمیایی [۲۴]– [۲۷]، فرآیندهای بیولوژیکی با نسبت‌های بالایی از غلظت سوپسترا به زیست‌توده [۲۸]، [۲۹] یا اعمال زیست‌توده با یک فشار متابولیکی به دلیل گذر متناوب تحت شرایط محیطی هوازی و بی‌هوازی می‌باشد که مشابه فرآیندی است که در ASSR اتفاق می‌افتد [۱۴]، [۳۰].

گذر متناوب از یک محیط بی‌هوازی به یک محیط هوازی، که با عنوان «sludge fasting/feasting» معرفی می‌شود، میکروارگانیسم‌ها را در معرض شرایط تنش و استرس جدا شدن بین کاتابولیسم و آنابولیسم قرار می‌دهد [۵]. این مسأله توسط چیدوبا و همکاران در سال ۱۹۹۲، تأیید شد، که آن‌ها اهمیت مصرف ATP را بعد از مرحله بی‌هوازی نشان دادند [11]. نویسندگان نتیجه گرفتند

^۱ ATP

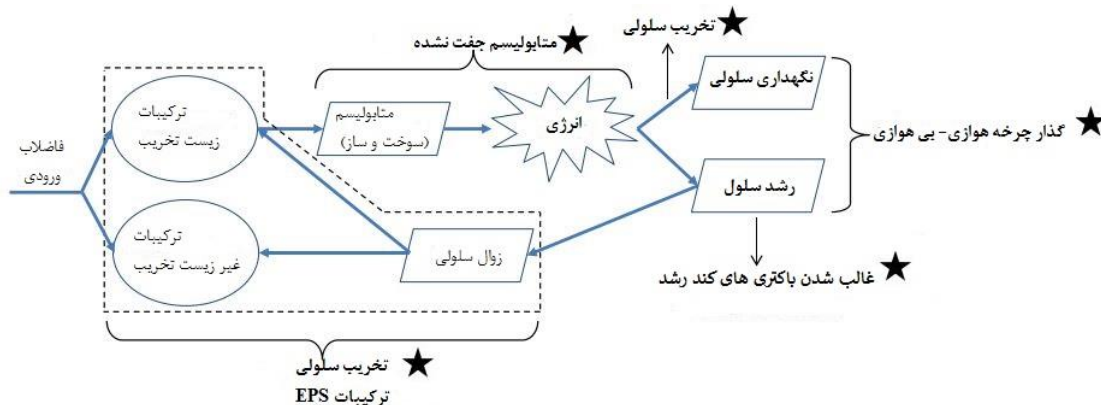
که در راکتور بی‌هوازی، جایی که غذا و اکسیژن به اندازه کافی وجود ندارد، میکروارگانیسم‌ها تحت شوک فیزیولوژیکی قرار می‌گیرند. در این شرایط، آن‌ها ATP و پلی‌فسفات‌ها را برای برآوردن شرایط حفظ و نگهداری خود و نه برای سنتز سلول‌های جدید، مصرف کردند. زمانی که آن‌ها به راکتور هوازی برمی‌گردند، سوپسترا کافی دارند و ذخیره انرژی خود را بازیابی می‌کنند [۵]، [۱۱]. در متابولیسم نگهداری تبدیل سوپسترا به سلول جدید رخ نمی‌دهد. با افزایش نیاز انرژی برای فعالیت‌های غیر از تولید سلول جدید، مقدار انرژی در دسترس برای رشد بیومس کاهش می‌یابد؛ بنابراین با زیاد کردن انرژی موردنیاز برای نگهداری سلول، کاهش چشمگیری در تولید لجن رخ می‌دهد. از طرفی متابولیسم خودخوری می‌تواند انرژی موردنیاز برای نگهداری سلول را فراهم کند. در نتیجه می‌توان گفت با به وجود آمدن شرایط متابولیسم خودخوری در سیستم، تولید لجن مازاد کاهش می‌یابد. در راکتور بی‌هوازی، باکتری‌ها مجبور به استفاده از ذخایر درون سلولی و ترکیبات پلیمری خارج سلولی خود شده و در نتیجه باگذشت زمان حجم لجن کاهش می‌یابد [۲۱]، [۳۱]–[۳۳].

در مقابل، پی و لی در سال‌های ۲۰۰۵ و ۲۰۱۰، یک جداکننده‌ی شیمیایی، به نام ۳،۳،۴،۴-تتراکلروسالیسیل آنیلید و روند ادغام‌شده OSA، را به کار گرفتند؛ و در اثر به‌کارگیری آن، کاهش چشمگیری در تولید لجن اتفاق افتاد. نویسندگان نشان دادند که در هنگام استفاده از جداکننده، راندمانی پایین از لجن به دست خواهد آمد [۲۶]، [۳۴]. با این حال، ونگ و همکاران در سال ۲۰۰۸، گزارش کردند که فرآیند متابولیسم جفت نشده در سیستم‌های CAS-OSA اتفاق می‌افتد، البته قابل‌ملاحظه نمی‌باشد [۳۰].

۲-۲-۲- میکروارگانیسم‌های کندکننده رشد

گذار لجن از شرایط هوازی به بی‌هوازی می‌تواند در تنوع باکتریایی تأثیر داشته باشد، که این مسأله نقش مهمی در رشد زیست‌توده‌ها ایفا می‌کند [۴]. ایده این است که ASSR قادر به انتخاب میکروارگانیسم‌هایی است که آهسته رشد می‌کنند، و همچنین قادر به تجزیه و تخریب مواد آلی و تولید ذرات بسیار ریز از زیست‌توده‌های جدید می‌باشند. براساس مطالعه چپودوبا و همکاران در سال ۱۹۹۲، مکانیسم جفت نشده متابولیکی به انتخاب میکروارگانیسم‌های ویژه، مرتبط است. چرخه لجن در فازهای بی‌هوازی و هوازی، انتخاب متابولیکی این میکروارگانیسم‌هایی را که می‌توانند مسیرهای کاتابولیکی را ترجیح دهند، منجر می‌شود. باکتری‌های کندکننده رشد، باکتری‌های پلی‌فسفات بودند که قادر به تجمع تحت شرایط هوازی می‌باشند و از آن‌ها تحت شرایط بی‌هوازی به عنوان منبع انرژی استفاده می‌شود. پلی‌فسفات‌ها، ۵۰-۶۰٪ از کل جمعیت باکتری را در برمی‌گیرند [۱۱].

میکروارگانیسم‌هایی که کندکننده رشد هستند، مانند حضور ارگانیس‌های تجمع‌کننده فسفر^۱، توسط گوئل و نوگوئرا در سال ۲۰۰۶ معرفی شده است، که فعالیت آن‌ها را با افزایش غلظت‌های فسفات در مرحله بی‌هوازی، مرتبط کرده است [۳۵].



شکل ۲-۲- مکانیسم کاهش لجن در SBR-ASSR [۴]

۲-۲-۳- تخریب لجن

تخریب لجن می‌تواند به عنوان محلول سازی اجزای سلولی میکروارگانیس‌ها تعریف شود. ترکیبات با وزن مولکولی کم در مایع منتشر می‌شوند و باعث یک افزایش در غلظت مواد آلی و مواد مغذی در سطح شناور می‌شود. علاوه بر این، اجزای سلولی آزادشده، توسط میکروارگانیس‌ها برای عملکرد متابولیکی آن‌ها استفاده شده است (رشد پنهان) [۳۶]، [۳۷].

وَنگ و همکاران در سال ۲۰۰۸، اثرات تخریب لجن، متابولیسم جفت نشده و راندمان پایین لجن در اکسیداسیون بی‌هوازی را بر روی به حداقل رساندن لجن مازاد، مورد بررسی و ارزیابی قرار دادند. نتایج نشان می‌دهد که تخریب لجن، هدف اصلی کاهش لجن در سیستم OSA هست. وقتی لجن در معرض شرایط هوازی و بی‌هوازی قرار می‌گیرد، غلظت‌های COD، TP، پروتئین و کربوهیدرات در سطح محلول به تدریج افزایش می‌یابد که این امر اثبات می‌کند که زوال سلولی و اسیدوژنیک (واکنش بیولوژیکی است که در آن مونومرهای ساده به اسیدهای چرب فرار تبدیل می‌شوند)، اتفاق افتاده است. رشد بیومس به وسیله‌ی رشد مایه‌ی ثانوی (محصول زوال و فساد سلولی)، به صورت انجام می‌گیرد که این دوره را دوره‌ی رشد ثانوی می‌نامند. اگر بتوان این رشد را به طرق دیگری تجزیه کرد، به دنبال آن تولید بیومس کاهش می‌یابد. به بیانی ساده‌تر می‌توان گفت رشد ثانوی می‌تواند عمر لجن را از طریق خودخوری میکروارگانیس‌ها افزایش دهد، این افزایش سن لجن منجر به کاهش لجن می‌شود [۸]، [۱۴]، [۳۰].

^۱ Phosphorous accumulating organisms (PAO)

تخریب سلول، محتوای درون سلولی را در محیط رها کرده و به دنبال آن یک افزایش در بارگذاری آلی به وجود می‌آید. این مواد آلی مجدداً در متابولیسم میکروبی مصرف می‌شوند و با آزاد شدن انرژی ناشی از اکسیداسیون آن‌ها، سلول جدید به وجود می‌آید؛ اما از آنجاکه رشد بیومس تحت اکسیداسیون این منبع سوسترای جدید با رشد ناشی از منبع سوسترای اصلی (فاضلاب) قابل تفکیک نیستند، به همین دلیل این نوع از رشد را رشد پنهان می‌گویند [۳۰].

مطالعات گذشته نشان دادند که تخریب سلول با افزایش سن لجن و یا استفاده مواد شیمیایی طی فرآیند تصفیه، افزایش می‌یابد. در نتیجه، کاهش لجن مازاد را منجر می‌شود [۳۰].

جدول ۲-۱- مزایا و معایب فرآیند OSA [۳۸]

مزایا	معایب
عدم استفاده از مواد افزودنی بهبود مشخصات ته‌نشینی لجن قابلیت تصفیه ترکیبات آلی و فاضلاب‌های مقاوم راهبری آسان و داشتن ارتقا صرفه‌ی اقتصادی و سازگاری با محیط‌زیست	نبود تجارت کافی در مقیاس واقعی

با مقایسه چهار مکانیسم مختلف کاهش لجن مازاد (متابولیسم جفت نشده، غالب شدن گندکننده‌های رشد، اثر محصولات میکروبی محلول^۱ و تخریب لجن در ASSR)، چن و همکاران در سال ۲۰۰۳، تخریب لجن را به عنوان مکانیسم اصلی کاهش لجن در سیستم MBR-OSA، شناسایی و معین کردند [۸]، [۱۴].

آن و چن در سال ۲۰۰۸، تأیید کردند که افزایش غلظت COD در راکتور بی‌هوازی، به تبدیل زیست‌توده COD به COD محلول مرتبط است. دینتریفیکاسیون (نیتروژن‌زدایی)، کاهش سولفات، آزادسازی فسفر و تولید متان، می‌تواند مقدار COD محلول را مصرف کند [۳۹].

^۱ Soluble microbial products (SMP)

۲-۲-۴- تخریب مواد پلیمری خارج سلولی^۱

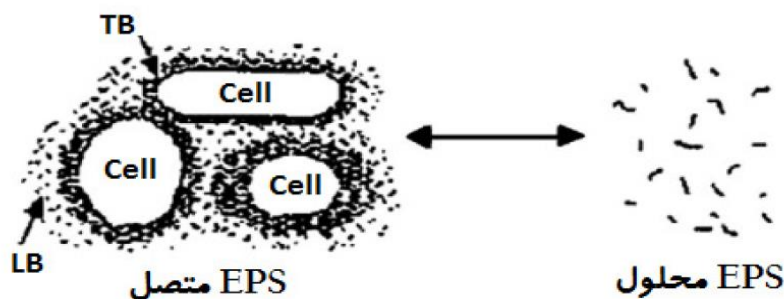
۲-۲-۴-۱- مواد پلیمری خارج سلولی

به مخلوطی پیچیده با وزن مولکولی بالا از پلیمرهای دفع شده توسط میکروارگانیسم نظیر پروتئین‌ها، کربوهیدرات‌ها، و سایر ترکیبات پلیمری خارج از سطح سلول میکروبی موجود در فاضلاب EPS اطلاق می‌شود. این محصولات متابولیک در سطح سلول باکتری انباشته می‌شوند. باوجود EPS، میکروارگانیسم‌ها به شکل مصالح میکروبی نظیر توده لجن، بیوفیلم و گرانوله خواهند بود. همچنین تاثیر قابل توجهی در خواص فیزیکی و شیمیایی ساختاری، لخته سازی، ته‌نشینی و آبگیری دارد [۳۱]. [۴۰].

EPS از طریق فعل‌وانفعالات پیچیده برای تشکیل یک شبکه وسیع با مقدار زیادی آب به سلول می‌چسبد و سلول را در برابر آب‌گیری و آسیب مواد سمی محافظت می‌کند [۴۲]، [۴۳]. بخشی از EPS می‌تواند به عنوان منبع کربن یا انرژی در شرایط کمبود مواد مغذی توسط باکتری‌ها استفاده شود [۴۳]. [۴۴]. مقدار ۸۰ درصد از حجم لجن فعال را شامل می‌شود و فاکتور اصلی کاهش جرم و حجم لجن فعال محسوب می‌شود [۳۱].

کربوهیدرات‌ها، پروتئین‌ها، مواد هیومیک، چربی‌ها، نوکلئیک اسیدها، آرونیک اسیدها و مقداری مواد معدنی نیز در EPS وجود دارد. بیشتر EPS از کربوهیدرات‌ها و پروتئین‌ها تشکیل می‌شود. سهم آن‌ها در EPS به منبع لجن بستگی دارد [۳۱]، [۴۰]. نیلسن و همکاران گزارش دادند که پروتئین بخش عمده‌ای از EPS تشکیل شده است [۴۵]. دیگناس و همکاران بیان کردند که پروتئین عنصر غالب در EPS لجن فعال است [۴۶].

ساختار EPS با مدل دو لایه نشان داده می‌شود. لایه داخلی که محکم به سلول متصل شده است و شکل پایدار و خاصی دارد. این لایه TB-EPS نام دارد. لایه بیرونی که به صورت ضعیف به سلول متصل شده است و یک لایه لزج پخش شدنی و بدون لبه‌های مرزی مشخصی است. این لایه LB-EPS نام دارد [۳۱]، [۴۰]، [۴۷].



شکل ۲-۳- ساختار شماتیک ترکیبات پلیمری خارج سلولی

^۱ extracellular polymeric substances (EPS)

سطح مواد مغذی بر تولید و ترکیب EPS اثر قابل توجهی دارد و همچنین با افزایش نسبت مواد غذایی به میکروارگانیسم، EPS افزایش می‌یابد [۴۸]. نسبت یک کربن به پنج نیتروژن، غنی از پروتئین است و کربوهیدرات کمی دارد اما با افزایش نسبت کربن به نیتروژن به چهل برابر، مقدار کربوهیدرات افزایش شدیدی پیدا می‌کند [۴۹]. لجن فعال در حال رشد به نسبت کربن به نیتروژن پایین، متمایل به تولید EPS با نسبت پروتئین به کربوهیدرات بالا دارد [۵۰، ۵۱].

با بررسی اثر زمان کشت بر تولید EPS در لجن فعال، به ارتباط محتویات EPS به فاز رشد باکتری پی برده می‌شود. در طول فاز رشد نمایی، محتویات EPS با زمان افزایش یافت. اما در طول فاز ثابت با زمان کاهش پیدا کرد [۵۲].

زمان ماند سلولی^۱ تاثیر بسیاری بر کمیت EPS دارد، با افزایش SRT، مقدار EPS افزایش یافته و باکتری‌ها، EPS بیشتری در شرایط آندوژنه تولید می‌کند [۴۰، ۵۳].

لی و یانگ در سال ۲۰۰۷ دریافتند که TB-EPS در لجن فعال هیچ ارتباطی با SRT ندارد، اما LB-EPS با افزایش SRT کاهش یافت [۵۴].

تاثیر شرایط هوازی و بی‌هوازی بر تولید EPS مورد مطالعه قرار گرفته است. تحت شرایط بی‌هوازی، محتویات EPS کاهش یافته و لخته‌های لجن فعال تحت شرایط محدودیت اکسیژن به متلاشی شدن تمایل دارند [۴۲].

اهمیت مکانیسم تخریب EPS، توسط نوواک و همکاران در سال ۲۰۰۳، مطالعه شده است، و آن‌ها توضیح دادند که شرایط هوازی موجب انتشار یون کلسیم (Ca^{2+}) و منیزیم (Mg^{2+}) در محلول همراه با تخریب جامدات فرار و تجمع پلی‌ساکاریدها شده است. در مقابل، مقدار زیادی از پروتئین در طول سیستم بی‌هوازی آزاد شده است، اما کاتیون‌های دوظرفیتی منتشر نشده است. انتشار مقدار زیاد پروتئین در هضم بی‌هوازی، با کاهش اتصالات انتخابی بین پروتئین و آهن (Fe^{3+}) تحت شرایط احیای آهن معین شده است [۵۵]. براساس این نتایج، نویسندگان پیشنهاد کردند که لخته‌ها شامل دو جزء مهم زیست پلیمرها، که عبارتند از کاتیون دوظرفیتی پیوند شده به زیست پلیمر و زیست پلیمر همراه با آهن هستند [۵۵، ۵۶].

چون و همکاران در سال ۲۰۱۱، استخراج EPS را برای آزمودن فرضیه هضم پیشنهاد شده توسط نوواک و همکاران در سال ۲۰۰۳ را انجام دادند. نتایج نشان می‌دهد که تخریب EPS، آزاد شدن مواد همراه آهن و یا آلومینیوم، تحت شرایط چرخه‌ای هوازی و بی‌هوازی اتفاق می‌افتد، در حالی که، این فرایند حتی با زمان SRT طولانی‌مدت، در یک سیستم CAS اتفاق نمی‌افتد. بنابراین تخریب EPS می‌تواند پاسخ‌گوی بازده پایین لجن در سیستم SBR-OSA باشد [۲۱].

^۱ Solids residence time (SRT)

ننواک و همکاران در سال ۲۰۰۷، فرآیند Cannibal® و شاهد CAS را برای آزمودن سرعت جذب اکسیژن^۱ و آنالیز غلظت‌های پروتئین، تحت پژوهش قراردادند. آزمایش‌ها نشان داده است که OUR سیستم Cannibal®، بزرگ‌تر از مقداری است که از سیستم شاهد به دست آمده است، که این امر ناشی از سهولت زیست‌تخریب‌پذیری بالای مواد می‌باشد [۲۲]. همچنین، EPS محلول توسط چن و همکاران در سال ۲۰۰۳، مورد مطالعه و ارزیابی قرار گرفته است، که آن‌ها به محصولات میکروبی محلول^۲ اشاره دارند. SMP، مجموعه ماکرو مولکول‌هایی نظیر کربوهیدرات‌ها، پروتئین‌ها و سایر ترکیبات پلیمری خارج از سطح سلول میکروبی موجود در فاضلاب که به صورت محلول در فاضلاب می‌باشد. SMP در سوپرناتانت لجن در طی متابولیسم سوبسترا و یا تجزیه زیست‌توده رها می‌شود. از خصوصیات آن به قابلیت تجزیه بیولوژیکی و تامین نیاز اکسیژن شیمیایی و بیولوژیکی تصفیه ثانویه بیولوژیکی را می‌توان نام برد. غلظت SMP در پساب ثانویه با افزایش نرخ غلظت بیومس به علت تخریب سلول افزایش می‌یابد. نویسندگان نتیجه‌گیری کرده‌اند که SMPs فرآیند کاهش لجن را تحت تأثیر قرار نمی‌دهد [۱۴]، [۴۸]، [۵۳]، [۵۷]–[۵۹]. علاوه بر این، مطالعات متعدد گزارش می‌کند که فرآیند ASSR ته‌نشینی لجن را بهبود می‌بخشد، که این امر می‌تواند به انتشار پلیمرهای درون‌سلولی تحت شرایط هوازی مرتبط باشد، زیرا آن‌ها می‌توانند به عنوان عامل پُل‌ساز در لخته‌ها برای بهبود ته‌نشینی لجن در شرایط هوازی عمل کند [۴۰]، [۵۱]، [۵۷].

۲-۳- پارامترهای مؤثر بر کاهش لجن در فرآیند OSA

با توجه به مطالعه‌های انجام‌شده در منابع علمی مختلف، برخی پارامترهای عملیاتی، به عنوان پارامترهای اصلی معرفی می‌شوند، که می‌توان به زمان ماند سلولی SRT، پتانسیل اکسیداسیون و احیا ORP، نرخ تبادل^۳، زمان تبادل^۴ و دما اشاره کرد. تغییر این پارامترها می‌تواند بهبود قابل‌ملاحظه‌ای را در کاهش لجن منجر شود. مطابق نتایجی که در منابع علمی گزارش شده است، هدف ارائه خلاصه‌ای است تا ارزش و اهمیت پارامترهایی که می‌توانند بهترین کاهش لجن را منجر شوند، مشخص شود.

^۱ Oxygen uptake rate (OUR)

^۲ SMP

^۳ Interchange rate (IR)

^۴ Interchange time (IT)

۲-۳-۱ زمان نگهداری سلولی (SRT)

زمان نگهداری سلولی (SRT)، نشان‌دهنده میانگین دوره زمانی است که لجن در سیستم باقی می‌ماند. همان‌گونه که انتظار می‌رود، با افزایش SRT، مقدار بازده مشاهده‌شده تولید لجن^۱ کاهش می‌یابد، که این امر به دلیل از دست رفتن زیست‌توده توسط خودخوری می‌باشد [۶۰]. با این وجود، چندین تحقیق، روند مخالف را تأیید کرده‌اند. چیدوبا و همکاران در سال ۱۹۹۲، پیلوت CAS-OSA با دو مقدار متفاوت و مجزایی از SRT کل سیستم، ارزیابی کردند. این سیستم در طول زمانی SRT ۵ روز، با نرخ بالای مواد آلی اجرا شده است و قادر به کاهش نیمی از لجن مازادی تولیدی در مقایسه با سیستم CAS می‌باشد. از سوی دیگر، هنگامی که مقدار زمان SRT برابر با ۱۲ روز و نرخ مواد آلی کمتری اعمال شد، تولید لجن مازاد، برای هر دو سیستم CAS-OSA و سیستم کنترل، مشابه می‌باشد [۱۱]. با این حال، تورگروسا و همکاران در سال ۲۰۱۲، یک تصفیه‌خانه آزمایشی ASSR با زمان HRT برابر ۹ ساعت و زمان SRT کل سیستم معادل ۵ روز را اجرا کردند، که مشابه آن چیزی بود که توسط چیدوبا و همکارانش در سال ۱۹۹۲ پیشنهاد شده بود. محققان امکان توانایی ته‌نشین شدن بهتر لجن را به دست آوردند، که احتمالاً ناشی از یک زمان HRT بالا در مخزن بی‌هوازی می‌باشد. در پیلوت SBR-OSA، نرخ بارگذاری کم و متناوب (معمولاً ۱۰ درصد از کل زیست‌توده)، به یک زمان SRT طولانی در کل سیستم SBR-OSA منجر می‌شود [۳۲].

نواک و همکاران در سال ۲۰۰۷، یک پیلوت SBR-OSA را با یک زمان SRT نزدیک به ۸۰ روز، اجرا کردند، و ۶۰٪ کاهش لجن را به دست آوردند. با این حال، پژوهشگران با مقایسه سیستم SBR-OSA با یک سیستم متعارف، هر دو با یک زمان SRT مشابه، شرح دادند که از دست رفتن جامدات در سیستم SBR-OSA ناشی از زمان SRT بالای کل سیستم نبوده، و نمی‌تواند به عنوان پارامتر اجرایی استفاده شود [۲۲].

یی و همکاران در سال ۲۰۰۸، سه زمان SRT مختلف را در سیستم ASSR مورد آزمایش قرار دادند (۵/۵، ۷/۶ و ۱۱/۵ ساعت) و مقدار Y_{obs} سیستم CAS-OSA را با فرآیند CAS شاهد مقایسه کردند. نتایج نشان داد که پایین‌ترین تولید لجن، زمانی است که میزان SRT در ASSR، برابر ۷/۶ ساعت بود [۶۱].

در مطالعه چان و همکاران در سال ۲۰۱۲ عملکرد و کارایی ASSR را در زمان SRT کم (۲/۵ روز)، نشان دادند، کمترین مقدار Y_{obs} COD $gVSS/g$ ۰/۱۷، توسط یک پیلوت با زمان ماند سلولی ۲/۵ روز و در دمای ۳۷ درجه سانتیگراد، و درصد کاهش ۶۲٪ (در مقایسه با فرآیند معمولی) و درصد کاهش ۳۰٪ در مقایسه با پایوت با یک زمان ماند سلولی بیشتر SRT ۱۰ روز سیستم ASSR، به دست آمده است. نتایج به وضوح نشان می‌دهد که سیستمی که یک زمان SRT کوتاه را استفاده کرده است، قادر به کاهش لجن تولیدی با زمان SRT طولانی مدت می‌باشد [۶۲].

^۱ Y_{obs}

۲-۳-۲- پتانسیل اکسیداسیون و احیا ORP

ORP مربوط به غلظت عوامل اکسیدکننده و احیاکننده موجود در سیستم آبی می باشد. می تواند به طور موفقیت آمیزی، وضعیت اکسیداسیون فاضلاب، ارائه اطلاعاتی درباره تغییر غلظت های اکسیژن حل شده (DO) و سایر ترکیب های اکسیدکننده، را نشان دهد. یک راکتور بی هوازی، زمانی که DO و نیتروژن غیر آلی (نیترات و نیتريت) در دسترس نیستند، تحقق می یابد و سطح ORP در آن کمتر از ۱۵۰- mV می باشد [۶۳]. شرایط بی هوازی با بازده رشد کم، افزایش تخریب سلولی و انحلال مواد آلی شناخته می شود [۶۰].

تأثیر ORP بر روی تولید لجن مازاد، به صورت گسترده مورد بررسی قرار نگرفته است، مطالعات منابع علمی موجود نشان می دهد که مقدار ORP کم (۲۵۰- mV)، منجر به کمترین درصد تولید لجن مازاد می شود [۸]، [۶۴]، [۶۵].

۲-۳-۳- نرخ تبادل لجن (SIR)

نرخ تبادل، به عنوان سرعت عبور ذرات جامد از سیستم ASSR، تعریف می شود که به عنوان درصد روزانه از کل زیست توده در راکتور اصلی لجن فعال بیان می شود. در یک فرآیند CAS-OSA متعارف، لجن ته نشین شده به طور کامل به ASSR برمی گردد، در حالی که در سایر پایلوت های در مقیاس آزمایشگاهی فقط یک بخش (۱۰٪) از لجن ته نشین شده به چرخه برمی گردد [۸]، [۱۱]، [۲۶]. نوواک و همکاران در سال ۲۰۰۷، برای نخستین بار به اهمیت نرخ تبادل اشاره کرده اند. نویسندگان نشان داده اند که در مقدار IR کم (۴٪)، مقدار Y_{obs} برابر با $gVSS/gCOD$ ۰/۱۵ بود، در حالی که، در مقادیر بالاتر IR (۷٪)، مقدار $gVSS/gCOD$ ۰/۱۱ برای Y_{obs} اندازه گیری شده است. با ارجاع این نتایج به یک سیستم کنترل (۲۸ $gVSS/gCOD$ ۰/۲۸)، فرآیند SBR-OSA بازده کاهش لجن را در محدوده ۴۶-۶۰٪ موجب شده است. نتایج نشان می دهد که نرخ تبادل لجن بین راکتورهای هوازی و بی هوازی نیازی نیست که ضرورتاً پیوسته و مستمر باشد [۲۲]. با توجه به اکثر پژوهش های انجام شده، نرخ تبادل ۱۰٪ بیشترین کاهش لجن مازاد را داشته است [۱۰]، [۱۴]، [۳۰]، [۶۶]، [۶۹].

۲-۳-۴- نرخ بارگذاری لجن

چیودوبا و همکاران^۱ (۱۹۹۲)، تولید لجن را زمانی که سیستم CAS-OSA تحت دو شرایط عملیاتی مختلف از نرخ بارگذاری لجن^۲، کار می‌کند، مورد مطالعه قرار دادند که بارگذاری روزانه مواد آلی در توده لجن می‌باشد، نتایج به دست آمده نشان داد که ۵۰٪ از کاهش لجن با سیستم CAS شاهد در SLR بالا ($0/92 \text{ kgCODin/kgTSStotal sludge d}$) مقایسه شده است، درحالی‌که هیچ اختلافی بین دو سیستم CAS-OSA و سیستم شاهد، زمانی که SLR پایین ($0/33 \text{ d}$) مورد آزمایش قرار گرفت، مشاهده نشده بود. برخلاف سیستم شاهد، تولید لجن در سیستم‌های CAS-OSA، به نظر می‌رسد برای هر دو مقدار بالا ($Y_{obs} = 0/21 \text{ gTSS/gCOD}$) و پایین ($Y_{obs} = 0/25 \text{ gTSS/gCOD}$) از Y_{obs} ، در وضعیت پایدار باشد [۱۱].

۲-۳-۵- دما

به علت تأثیر دما بر روی فرایندهای بیولوژیکی، اغلب آزمایش‌ها و کارهای تجربی در دمای کنترل‌شده‌ای در حدود ۱۸-۲۰ درجه سانتیگراد انجام شده است. اغلب واکنش‌های سینتیکی درگیر در رفتارهای بیولوژیکی، در مقادیر پایین دما نشان داده شده است، درحالی‌که، مقادیر بالاتر دما، تصفیه خودبه‌خود^۳ لجن افزایش و بازده مشاهده شده لجن^۴ را کاهش خواهد داد.

کوما و همکاران^۵ در سال ۲۰۱۲، مطالعات خود را در دمای اتاق انجام دادند، که نتایج آن نشان می‌دهد که چگونه تغییرات فصلی درجه حرارت می‌تواند در بازده لجن^۶ در ASSR تأثیرگذار باشد. دما در ارزیابی راندمان لجن، دخیل می‌باشد، همه اطلاعات در دمای ۲۰ درجه سانتیگراد نرمال و بهینه شدند. نویسندگان درصد کاهش پایین لجن به دست آمده در مطالعاتشان را برای بررسی تأثیر تغییرات دما، مورد توجه قرار دادند [۷۰]. با این حال، چون و پارک^۷ در سال ۲۰۱۱، نشان دادند که راهبری ASSR در درجه حرارت بالاتر از ۲۰ درجه سانتیگراد، روند کاهش لجن را به طور چشمگیر و قابل توجهی افزایش نمی‌دهد [۲۱]، [۳۳]. با این وجود، هیچ مطالعه کاربردی برای ارزیابی حداقل مقدار دما که

^۱ Chudoba et al.

^۲ Sludge loading rate (SLR)

^۳ Auto-digestion

^۴ Observed sludge yield (Y_{obs})

^۵ Coma et al.

^۶ Sludge yield

^۷ Chon and Park

می تواند تأثیر منفی بر عملکرد فرآیند داشته باشد، انجام نشده است. در جدول ۲-۲ پارامترهای عملیاتی راکتور بی‌هوازی جانبی در مطالعات قبلی آورده شده است.

جدول ۲-۲- پارامترهای عملیاتی راکتور بی‌هوازی جانبی

سیستم تصفیه	نوع فاضلاب	SRT کل سیستم (روز)	HRT در سیستم ASSR	HRT_{ASSR} / HRT_{SBR}	دما (C)	بازگشت لجن بی‌هوازی (%)	$Y_{obs}^{TSS/COD}$ SBR+ASSR	کاهش لجن (%)	مرجع
CAS-OSA	مصنوعی	۵ ۱۲	۳ ساعت	۱/۵ ۱/۵	۱۸ ۲۰	۱۰۰	۰/۲۱ ۰/۲۵	۵۰	[۱۱]
CAS-OSA	مصنوعی	-	۵/۵ ساعت ۷/۶ ساعت ۱۱/۵ ساعت	-	۲۵	۱۰۰	-	۳۳ ۲۳ ۱۴	[۷۱]
CAS-OSA	شهری	۵	۹ ساعت	۲/۰۶	-	۳۰	۰/۳۶	۳۵	[۳۲]
MBR-OSA	مصنوعی	۱۹/۵ ۲۵/۹ ۳۰/۴	۱۱ روز ۱۵ روز ۱۷ روز	۱/۷	۲۰	۱۰۰	۰/۲۹ ۰/۲۱ ۰/۱۷	۲۸ ۴۸ ۵۸	[۸]
SBR-OSA CANNIBAL®	مصنوعی	۸۰	۱۰ روز	۵	-	۷ ۴	۰/۱۵ ۰/۲۱	۶۰ ۴۶	[۶۹]
SBR-OSA	مصنوعی	-	۱۰ روز	۵	-	۱۰	۰/۱۲ ۰/۲۵	۷۷/۴ ۵۲/۸	[۷۲]
SBR-OSA	شهری	۷۴	۱۰ روز	۱۰	۲۱	۱۰	۰/۱۵	۴۹ ۳۹	[۶۲]
SBR-OSA	شهری	-	۱۰ روز ۲/۵ روز ۲/۵ روز ۲/۵ روز	-	۲۱ ۲۱ ۳۷ ۵۵	۱۰	۰/۳۵ ۰/۲۵ ۰/۲۳ ۰/۲۶	۴۳ ۵۹ ۶۱ ۵۷	[۳۳]
SBR-OSA	مصنوعی	۱۰۰	۱۰ روز	-	-	۱۰	۰/۱۷	۶۳	[۷۳]
Biminex™	شهری	۲۳/۳ ۲۳/۲ ۲۶/۲	۳۴/۵ ساعت ۱۱/۸ ساعت ۵/۹ ساعت	۱/۹ ۰/۴۶ ۰/۲۴	۲۰	۵۰ ۱۰۰	۰/۵۵ ۰/۵۱ ۰/۴۵	۲ ۸/۸ ۱۸/۳	[۷۰]
A+OSA	شهری	۶۰	۶ ساعت	-	-	۱۰۰	۰/۲۱	۳۲	[۹]

۲-۴- حذف مواد آلی و مواد مغذی

هدف اصلی فرایند، کاهش لجن مازاد تولیدی است، همچنین به منظور توجه به محدودیت‌های قانونی، به دست آوردن درصد بالایی از حذف کربن و مواد مغذی از اهمیت زیادی برخوردار است. یکی از مکانیسم‌های اصلی کاهش لجن، تخریب لجن می‌باشد که شامل انتشار اکسیژن شیمیایی محلول مورد نیاز^۱ در ASSR و افزایش غلظت آن است. با این وجود، بیشتر مراجع علمی گزارش کرده‌اند که فرآیند ASSR قادر به دستیابی به درصد بالایی از حذف مواد آلی است، زیرا اغلب COD تولیدشده در

^۱ soluble chemical oxygen demand (COD)

راکتور بی‌هوازی، زیست‌تخریب‌پذیر بوده و می‌توانند در ASSR و در خطوط تصفیه فاضلاب، تخریب و تجزیه شوند. بنابراین، انتشار COD محلول در ASSR، تأثیر کوچکی بر روی عملکرد و راندمان حذف COD کل سیستم دارد [۴]، [۱۰]. با توجه به تحقیقات انجام‌شده در جدول ۲-۲، معمولاً راندمان حذف مواد آلی بیشتر یا برابر با کنترل است.

بی و همکاران^۱ در سال ۲۰۰۸، گزارش کردند که راندمان حذف مواد آلی، با افزایش زمان SRT در ASSR، کاهش می‌یابد، که این امر ممکن است به تخریب لجن منجر شود [۶۱]. با توجه به حذف نیتروژن، اغلب مطالعات و منابع علمی نشان می‌دهند که فرآیند OSA تأثیر مثبتی بر روی حذف نیتروژن دارد [۶۱]، [۶۴]، [۷۳].

جدول ۲-۳- راندمان حذف مواد آلی و مغذی

مرجع	حذف فسفر %		حذف نیتروژن %		حذف COD %		نوع فرآیند
	کنترل	OSA-ASSR	کنترل	OSA-ASSR	کنترل	OSA-ASSR	
[۱۱]	۱۶-۱	۴۲-۱۹	۳۰		۹۵-۸۳	۹۹-۸۲	CAS-OSA
[۷۱]	۴۹	۵۸-۴۸	۳۰	۳۰-۲۸	۹۳	۹۰-۹۱	CAS-OSA
[۶۴]	۵۴	۶۲	۶۷	۷۹	۹۶	۹۳	CAS-OSA
[۳۲]	-	-	-	-	۸۱	۸۵	CAS-OSA
[۱۴]	-	-	-	-	۹۱	۹۱	MBR-OSA
[۸]	۶۴	۶۳-۲۸	-	-	۹۱	۹۸-۹۳	MBR-OSA
[۶۹]	-	-	-	-	۹۷-۹۶	۹۷-۹۶	SBR-OSA Cannibal
[۷۲]	-	-	-	-	-	۹۰-۸۸	SBR-OSA
[۲۱]	-	-	-	-	۹۱	۹۱	SBR-OSA
[۷۳]	۹۵	۹۰	۱۰۰	۱۰۰	-	-	SBR-OSA
[۶۶]							SBR-OSA
[۳۵]	۸۴	۹۸	-	-	۹۷	۹۸	SBR-OSA
[۷۰]	-	-	-	-	-	۹۳-۸۷	Biminex

^۱ Ye et al.

در مقابل، ژو و همکاران^۱ در سال ۲۰۱۵، به عملکرد و راندمان نیتریفیکاسیون کمتر در فرآیند OSA اشاره کرده‌اند که می‌تواند به تجزیه و تخریب بی‌هوازی میکروارگانیسم‌های نیتریفیکاسیون‌کننده^۲ در رآکتور بی‌هوازی منجر شود [۹].

تأثیر ASSR بر حذف فسفر، توسط داتا و همکاران^۳ در سال ۲۰۰۹ و گوئل و نوگوئرا^۴ در سال ۲۰۰۶ مورد مطالعه قرار گرفت. در نخستین مطالعه، فرآیند SBR-OSA، به دست آمدن درصد کمتری از حذف فسفر نسبت به فرآیند کنترل، را منجر شده است. با این حال، نویسندگان، دلیل این نتایج و یافته را نمی‌دانستند [۷۳].

در مقابل، گوئل و نوگوئرا^۵ (۲۰۰۶)، حذف بیولوژیکی فسفر را انجام دادند و گزارش کردند که سیستم SBR-OSA حذف فسفر بیشتری (۹۸٪) را نسبت به سیستم کنترل SBR داشته است (۸۴٪)، و شرح دادند که این فرآیند قادر به کاهش هم‌زمان لجن مازاد و غلظت فسفر می‌باشد. نویسندگان این نتیجه را به عنوان توانایی ASSR برای انتخاب باکتری تخمیرکننده که به تشکیل اسیدهای چرب فرار^۶ در مخزن هوازی کمک می‌کند، توضیح داده‌اند که متابولیسم حذف فسفر را افزایش می‌دهد [۳۵]. مطالعات دیگر نشان می‌دهد که فرآیند ASSR می‌تواند حذف فسفر را افزایش دهد، اما چندین توجیه مختلف از قبیل حضور ارگانیسم‌های تجمع‌کننده فسفر (PAO)^۷ [۸]، یا حالت بارگذاری سوپسترا [۶۱] پیشنهاد شده است. بنابراین، مطابق با گزارش و نظریه سیمبلانت و همکاران^۸ در سال ۲۰۱۴، تحقیقات بیشتری باید برای روشن کردن اثر فرآیند ASSR بر روی حذف فسفر انجام شود [۴].

۲-۵- تحقیقات انجام‌شده در داخل کشور

تکدستان و همکاران در سال ۲۰۱۴، تأثیر مقادیر متفاوت ORP برروی کاهش لجن در فرآیند OSA بررسی شده است. مقادیر ORP از ۳۰- تا ۲۴۶- متغیر بوده و رابطه‌ی مستقیمی با ضریب Y_{obs} داشته است بطوریکه کمترین مقدار Y_{obs} به دست آمده

^۱ Zhou et al.

^۲ Nitrifying

^۳ Datta et al.

^۴ Goel and Noguera

^۵ Goel and Noguera

^۶ Volatile fatty acids

^۷ Phosphorous accumulating organisms (PAO)

^۸ Semblante et al.

(MLSS/COD) ۰/۲۵۶ بوده است. این ضریب رشد به معنای کاهش ۶۰٪ تولید لجن مازاد در این تحقیق می‌باشد [۶۵].

تکدستان و همکاران در سال ۱۳۹۳، اثر فرآیند OSA بر کیفیت پساب خروجی و قابلیت ته‌نشینی لجن را نیز بررسی کرده‌اند. در این تحقیق دو راکتور SBR در مدت ۱۲ ماه بازمان‌های ماند سلولی مختلف و پتانسیل اکسیداسیون و احیا متفاوت راهبری شد [۶۵]. نتایج نشان داد که زمان ماند سلولی ۱۰ روز بهترین عملکرد حذف COD را داشته بطوریکه در مدت ۴ ساعت COD از ۶۰۰ به ۳۳ میلی گرم در لیتر کاهش یافته است. همچنین لجن متناظر با این زمان ماند سلولی نیز به کمتر از ۴۰ میلی لیتر بر گرم رسیده است که بیانگر قابلیت ته‌نشینی بسیار خوب آن می‌باشد [۷۴].

زارع و همکاران در سال ۱۳۹۴، ارتقای بازدهی فرآیند OSA در کاهش حجم لجن با استفاده از حرارت دهی و اختلاط مکانیکی انجام داده‌اند. در این تحقیق دمای حوضچه‌ی OSA در سه سطح ۵۰، ۷۰ و ۹۰ درجه سانتی گراد کنترل شد و سپس یک راکتور اختلاط مکانیکی در ولتاژهای مختلف جایگزین مبدل حرارتی شده است. فرآیند OSA در این تحقیق ۲۴٪ کاهش لجن مازاد داشته و اثر هوادهی و اختلاط مکانیکی به ترتیب منجر به ۴۸٪ و ۳۴٪ کاهش در حجم لجن شده است [۷۵].

۲-۶- نتیجه‌گیری

با توجه به مطالعات صورت گرفته، نیاز به بررسی کاهش لجن تولیدی در صورت راهبری سیستم ASSR همراه با لجن فعال در صورت استفاده از فاضلاب واقعی و بررسی نتایج به دست آمده با مطالعات پیشین ضروری می‌باشد. چراکه فرآیند OSA، به دلیل راهبری آسان و هزینه‌ی کم یک گزینه‌ی مناسب برای استفاده در مقیاس واقعی می‌باشد؛ اما راندمان کاهش میزان لجن مازاد در این سیستم نسبتاً پایین بوده (۶۵ - ۲۰٪) که برای بهبود آن نیاز به انجام تحقیقات بیشتر می‌باشد. بنابراین به دلیل اجرایی‌تر بودن فرآیند OSA و تمامی نقاط قوت گفته شده برای این سیستم، موضوع این تحقیق براساس کاهش لجن مازاد تصفیه‌خانه‌های فاضلاب شهری تعریف شده است.

فصل ۳

مواد و روش‌ها

۳-۱- مقدمه

برای راه‌اندازی سیستم SBR-ASSR در این تحقیق فاضلاب ورودی و لجن خروجی حوض ته‌نشینی ثانویه تصفیه‌خانه شهرک فیضیه بابل مورد بررسی قرار گرفته است. با توجه به اینکه در بررسی و مطالعات اولیه بر روی هر نوع فاضلاب، نیاز به شناخت ماهیت آن فاضلاب و مطالعات آزمایشگاهی می‌باشد لذا در این فصل، شناخت پساب مربوطه انجام شد. برای دستیابی به این منظور فاضلاب در محل آزمایشگاه نوشیروانی بابل مورد ارزیابی کمیت‌هایی شامل؛ MLSS، MLVSS، EPS، COD، OUR، pH، NO_3^- ، PO_4^{3-} مورد بررسی قرار گرفت

۳-۲- مواد مورد استفاده

۳-۲-۱- لجن

لجن مورد استفاده برای راهبری لجن فعال بهینه‌شده با ASSR و شاهد، از انتهای حوض ته‌نشینی پکیج تصفیه فیضیه بابل نمونه‌برداری و به آزمایشگاه منتقل شد. به منظور هر گونه تغییر نمونه لجن سریعاً به اتاق بیولوژیکی آزمایشگاه صنعتی نوشیروانی بابل منتقل شد.

در جدول ۳-۱ و ۳-۲ مشخصات کلی طرح تصفیه فاضلاب و لجن موجود آورده شده است.

جدول ۳-۱ مشخصات طرح کلی تصفیه فاضلاب فیضیه

تعداد جمعیت معادل خانگی	۵۵۰-۵۰۰	نفر
تعداد جمعیت معادل اداری	۲۰۰۰	نفر
بار آلودگی ورودی	۳۰	kg BOD/day
ابعاد هر پکیج	$2/8 \times 2/4 \times 12$	متر
تعداد پکیج	۲	دستگاه

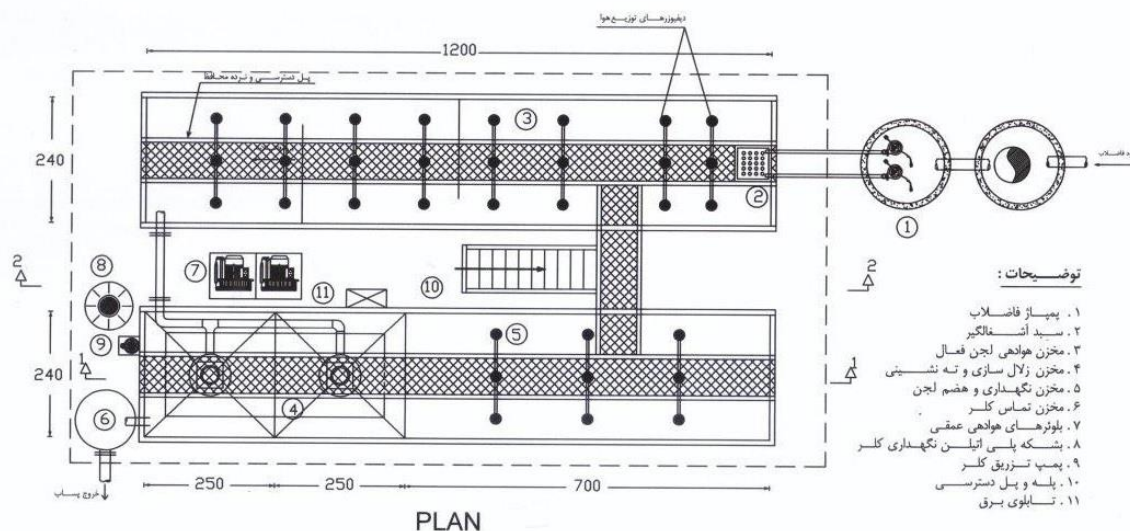
این سیستم برای تصفیه فاضلاب‌های انسانی با دبی ورودی به ظرفیت ۱۰۰ متر معکب در شبانه روز از نوع پکیج‌های پیش‌ساخته جهت تأسیسات فاضلاب با حصول پسابی تصفیه‌شده مطابق با استانداردهای مورد تایید سازمان حفاظت محیط‌زیست پیش‌بینی شده است. روش تصفیه فاضلاب از نوع فرآیند بیولوژیکی هوازی لجن فعال با هوادهی گسترده عمقی و نیتریفیکاسیون کامل می‌باشد.

فرآیند لجن فعال تصفیه‌خانه موجود از نوع هوادهی ممتد که از مزایای آن به کیفیت بالای پساب خروجی، طراحی و بهره‌برداری ساده، تولید جرم سلولی اندک را می‌توان نام برد که در مقابل

معایب مصرف انرژی بسیار هواده و بزرگ بودن حوضچه هواده می باشد. لان پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل در شکل ۱-۳ آورده شده است.

جدول ۲-۳- خصوصیات لجن برداشتی از پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل

COD (mg/l)	SCOD (mg/l)	MLSS (mg/l)	MLVSS (mg/l)	MLVSS/MLSS
۱۲۰۰	۵۲	۵۳۰۰	۳۵۰۰	۰/۶۷



شکل ۱-۳- پلان پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل

۳-۲-۲- فاضلاب مورد استفاده

فاضلاب، مربوط به دریچه ورودی پمپاژ فاضلاب مطابق با شکل ۱-۳ پکیج تصفیه فیضیه بوده و مشخصات آن در جدول ۳-۳ آورده شده است.

جدول ۳-۳- خصوصیات فاضلاب و پساب پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه

مشخصات	واحد	مقدار در فاضلاب ورودی	مقدار در پساب خروجی
COD	میلی گرم بر لیتر	۳۱۰	۴۱
PO ₄ ³⁻	میلی گرم بر لیتر	۳/۸۴	۲/۵۶
pH	-	۷/۴-۷	۷/۴-۷
کدورت	NTU	۲۸	۸
TDS	میلی گرم بر لیتر	۴۲۰	۳۹۰
TSS	میلی گرم بر لیتر	۱۰۵	۳۸

۳-۳- وسایل مورد استفاده

۳-۳-۱- دستگاه اسپکتروفتومتر

اسپکتروفتومتر دستگاهی است که برای تعیین میزان جذب نور در طول موجی خاص، توسط یک مایع، مورد استفاده قرار می‌گیرد. جهت انجام آزمایش‌های COD، EPS، نیترات و فسفات به طور پیوسته از این دستگاه استفاده شده است. شکل ۳-۲ دستگاه اسپکتروفتومتر مورد استفاده در آزمایشگاه را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۲- دستگاه اسپکتروفتومتر

دستگاه مورد استفاده ساخت شرکت UNICO کشور آمریکا و مدل SERIES-2100 بوده که دارای محدوده طول موج بین ۲۰۰ تا ۱۰۰۰ نانومتر را دارا بود. این دستگاه دارای چهار سلول می‌باشد که هم‌زمان امکان خواندن میزان جذب سه نمونه در کنار شاهد موجود می‌باشد. نحوه کارکرده با این دستگاه بدین صورت است که پس از تنظیم آن بر اساس جذب و تعیین طول موج مورد استفاده، ابتدا در سلول اول نمونه مایع شاهد را ریخته و در سلول‌های بعدی نمونه‌های مورد آزمایش ریخته می‌شد. سپس باید نمونه شاهد در مقابل نور دستگاه قرار گیرد و طول موج آن صفر گردد. پس از آن با شاسی موجود در مقابل دستگاه، نمونه‌های آزمایشی دیگر به ترتیب در مقابل نور دستگاه قرار می‌گیرند و میزان جذب نور توسط آن‌ها به دست می‌آید.

۳-۳-۲- دستگاه COD Reactor هاضم

COD پارامتر مهمی است که میزان آلودگی آب یا فاضلاب را مشخص می‌کند. یکی از دستگاه‌های مهم مورد استفاده در آزمایشگاه COD Reactor می‌باشد. جهت گرم کردن نمونه‌ها به مدت ۲ ساعت برای آزمایش اکسیژن مورد نیاز شیمیایی COD در دمای ۱۵۰ درجه سانتی گراد در آزمایشگاه برای انجام عمل هضم مواد آلی موجود، از دستگاه COD Reactor ساخت شرکت HACH کشور آمریکا استفاده گردید. دستگاه COD Reactor در شکل ۳-۳ نشان داده شده است.



شکل ۳-۳- دستگاه COD Reactor

۳-۳-۳- سانتریفیوژ

برای آزمایش‌های اندازه‌گیری اکسیژن‌خواهی شیمیایی، نیترات و فسفات از سانتریفیوژ استفاده گردید. سانتریفیوژ دستگاهی است که با استفاده از نیروی گریز از مرکز، وظیفه جداسازی فاز مایع از جامد یک محلول را که دارای دانسیته‌های متفاوت می‌باشند را به عهده دارد. در این آزمایشگاه از سانتریفیوژ ساخت شرکت دی تجهیز آریان پایان مدل RST-24S که در شکل شماره ۳-۴ نشان داده شده است استفاده شده است.



شکل ۳-۴- سانتریفیوژ آزمایشگاهی

۳-۳-۴- دستگاه مولتی فانکشن WA-2017SD

برای سنجش میزان اکسیژن محلول در این آزمایش از دستگاه تنفس سنج الکترولیتی مولتی فانکشن شیمیایی لوترون مدل WA-2017SD ساخت تایوان در شکل ۳-۵ استفاده گردید. تنفس‌سنج WA-2017SD دستگاهی الکترولیتی بوده که در آن مصرف اکسیژن در مخزن تنفس سنج توسط افت فشار تشخیص داده می‌شود. نمونه‌ها در تنفس سنج به منظور دستیابی به انتقال اکسیژن از گاز به فاز مایع تحت هم زدن بسیار سریع قرار می‌گیرند. هنگامی که میکروارگانیسم‌های

موجود در مخزن تنفس سنج شروع به متابولیز در نمونه کنند، اکسیژن انحلال یافته از فاز مایع مصرف شده، و اکسیژن بیشتری از فضای بالایی به مایع وارد می گردد. همچنین از این دستگاه به منظور اندازه گیری pH و دما استفاده گردید.



شکل ۳-۵- دستگاه مولتی فانکشن WA-2017SD

۳-۳-۵- دستگاه اون

جهت گرم کردن نمونه ها برای آزمایشات گوناگون در آزمایشگاه، از دستگاه اون ساخت شرکت یاران تجهیز مدل Yeco 500-64 استفاده گردید. در شکل ۳-۶ آون نشان داده شده است.



شکل ۳-۶- دستگاه اون

۳-۳-۶- ترازو

برای اندازه گیری های مختلف از جمله مقدار مواد مصرفی مورد نیاز از ترازوی با دقت ۰/۰۰۰۱ گرم ساخت شرکت AND آلمان استفاده گردید. در شکل ۳-۷ ترازوی آزمایشگاهی نشان داده شده است.



شکل ۳-۷- ترازو

۳-۳-۷- کاغذ صافی

از کاغذ صافی Whatman به منظور انجام آزمایش‌های MLSS, MLVSS و TSS استفاده گردید. قطر این کاغذ ۱۵۰ میلی‌متر و اندازه منافذ آن ۰/۴۵ میکرومتر است.



شکل ۳-۸- کاغذ صافی

۳-۳-۸- حمام بن‌ماری

برای حرارت دادن تدریجی و یکنواخت نمونه‌ها در یک مدت زمان خاص از حمام بن‌ماری استفاده می‌شود. محدوده دمایی بن‌ماری که به طور طبیعی و بیشتر مورد استفاده قرار می‌گیرد از دمای اتاق تا ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد می‌باشد. در این آزمایشگاه جهت انجام نمونه‌های EPS از حمام بن‌ماری ساخت شرکت بهداد تجهیز استفاده شده است. در شکل ۳-۹ حمام بن‌ماری مورد استفاده نشان داده است.



شکل ۳-۹- حمام بن‌ماری

۳-۳-۹- اتوکلاو

برای استریل کردن نمونه‌ها، ابزار، لوله‌ها و ظروف آزمایشگاهی از اتوکلاو استفاده می‌شود. این دستگاه تحت فشار و دمای بالا و با استفاده از بخار آب نمونه‌ها را استریل می‌کند. در این آزمایشگاه از

اتوکلاو ساخت شرکت ریحان‌تب، برای استریلیزاسیون استفاده شده است. در شکل ۳-۱۰ اتوکلاو آزمایشگاهی مورد استفاده نشان داده شده است.



شکل ۳-۱۰- اتوکلاو آزمایشگاهی

۳-۳-۱۰- پمپ خلاء

مطابق شکل ۳-۱۱، پمپ خلاء دستگاهی است که با ایجاد مکش و تخلیه مولکول‌های هوا از یک محفظه آب‌بندی‌شده، فشار منفی یا خلاء نسبی ایجاد می‌کند. به منظور مکش لجن جهت انجام آزمایش‌های MLSS و MLVSS از این دستگاه استفاده شده است.



شکل ۳-۱۱- پمپ خلاء

۳-۳-۱۱- قیف بوختر

به منظور انجام آزمایش‌های MLSS و MLVSS از این دستگاه برای تصفیه و خالص‌سازی لجن بوسیله نیروی مکش پمپ خلاء استفاده شده است. شکل ۳-۱۲ قیف بوختر آزمایشگاهی را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۱۲- قیف بوخنر

۳-۱۲-۳ شیر برقی

شیر برقی با استفاده از برق و نیروی مغناطیسی عمل می‌کند. شیر برقی یا سولونوئید، سیم‌پیچ در اطراف یک هسته آهنی پیچیده شده است. زمانی که جریان الکتریسته از آن عبور می‌کند تولید میدان مغناطیسی می‌کند. نیروی مغناطیسی باعث حرکت خطی هسته می‌شود. زمانی که جریان الکتریسته از آن عبور می‌کند میدان مغناطیسی به وجود می‌آید و باعث حرکت هسته آهنی می‌شود. به این وسیله مسیر جریان باز و بسته خواهد شد. شکل ۳-۱۳ شیر برقی را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۱۳- شیر برقی

۳-۱۳-۳ پمپ پرستالتیک

پمپ پرستالتیک دارای یک لوله قابل انعطاف بوده که سیال در درون آن توسط چند غلطک به جریان درمی‌آید. شکل ۳-۱۴ پمپ پرستالتیک را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۱۴- پمپ پرستالتیک

۳-۳-۱۴- مولتی تایمر دیجیتال

مولتی تایمر دیجیتال شیوا امواج ، تایمری با کارایی فوق العاده و با دقت زمانی صدم ثانیه می باشد. این دستگاه با دو رله مجزا قابلیت استفاده را دارد. شکل ۳-۱۵ مولتی تایمر دیجیتال را نشان می دهد.



شکل ۳-۱۵- مولتی تایمر دیجیتال

۳-۳-۱۵- دستگاه آنالیز عنصری

دستگاه آنالیز عنصری CHNSO برای تعیین کربن، هیدروژن، نیتروژن، سولفور و اکسیژن در ماتریسهای آلی و دیگر انواع مواد استفاده شده است. در این روش کربن به کربن دی اکسید، هیدروژن به آب، نیتروژن به گاز نیتروژن یا اکسید نیتروژن و سولفور به سولفور دی اکسید تبدیل می شود. اگر دیگر عناصر نیز وجود داشته باشند به محصولات احتراق تبدیل می شوند. محصولات احتراق توسط گاز حامل خنثی هلیوم به محفظه احتراق فرستاده شده و نهایتاً از مس با خلوص بالا عبور می کند. عملکرد

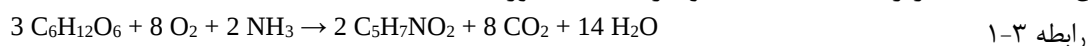
مس زدودن اکسیژن مصرف نشده در احتراق و تبدیل اکسید نیتروژن به گاز نیتروژن است. سپس گاز از تله های جذب کننده عبور کرده به طوری که فقط کربن دی اکسید، آب، نیتروژن و سولفور دی اکسید از آن عبور کنند.



شکل ۳-۱۶- دستگاه آنالیز عنصری

دستگاه آنالیز عنصری CHNS Costech ECS 4010 قادر است مقادیر کمی کربن، هیدروژن، نیتروژن و گوگرد را در نمونه های وزن شده به صورت درصد تعیین کند. مزیت این دستگاه سرعت و دقت بالای آنالیز می باشد. شکل ۳-دستگاه آنالیز عنصری را نشان می دهد.

به عنوان مثال ماده آلی فاضلاب به صورت گلوکز $C_6H_{12}O_6$ و سلول های جدید $C_5H_7NO_2$ فرض شده است. در رابطه ۳-۱ استیکیومتری تصفیه آورده شده است [۶۰].



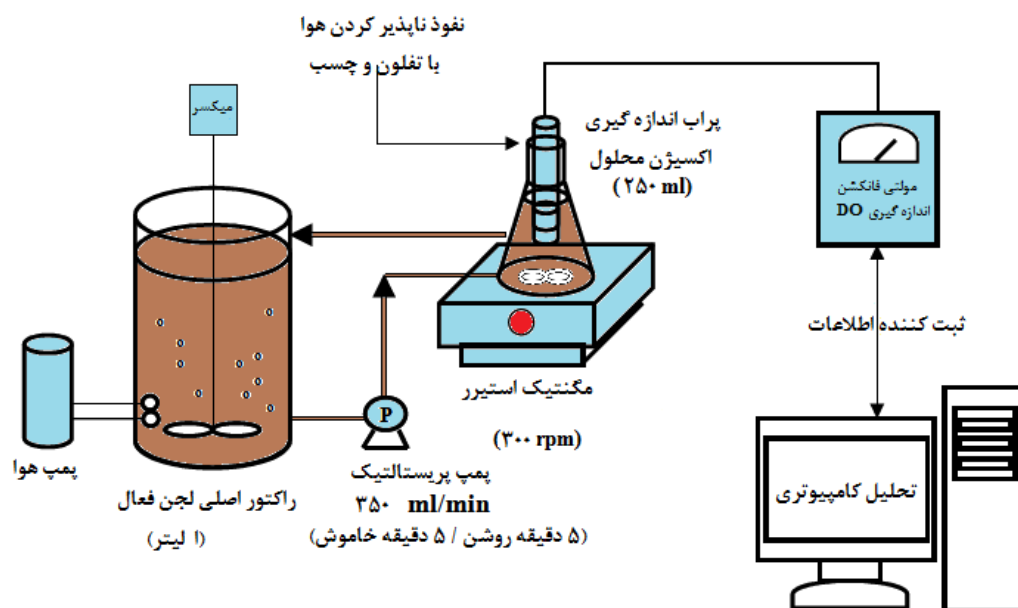
۳-۴- پایلوت های مورد مطالعه

۳-۴-۱- پایلوت ارزیابی نرخ مصرف اکسیژن

در فاز اول مطالعاتی، سیستم ارزیابی نرخ مصرف اکسیژن^۱ در شکل ۳-۱۷ مطابق با پژوهش صالحی و همکاران در سال ۲۰۱۸، در آزمایشگاه بیولوژیکی دانشگاه صنعتی بابل راه اندازی و راهبری گردید. نرخ مصرف اکسیژن نشان دهنده مقدار اکسیژن مصرفی راکتور لجن فعال در زمان های مختلف تصفیه می باشد. مزیت اصلی سیستم نظارتی OUR این است که دستگاهی ارزان قیمت در مقایسه با تنفس سنج های تجاری بوده و به طور گسترده ای در اکثر آزمایشگاه ها در دسترس است و از این رو پایلوت

^۱ Oxygen Uptake Rate: OUR

آزمایشگاهی به سادگی قابل ساخت می باشد [۷۶]، [۷۷]. با رسم نمودار نرخ مصرف اکسیژن در زمان، مقدار فعالیت میکروارگانیسم ها نشان داده می شود.



شکل ۳-۱۷- پایلوت اندازه گیری نرخ مصرف اکسیژن

برای نظارت بر نرخ مصرف اکسیژن OUR، بخشی از محتویات راکتور اصلی (با حجم ۱ لیتر) دارای یک سنگ هوا است که به صورت متناوب برای اندازه گیری اکسیژن محلول و نرخ کاهش آن، به بطری نظارت DO تحت فشار (حجم ۲۵۰ میلی لیتر) منتقل می گردد. پراب DO در عمق ۴-۶ سانتی متر پایین تر از سطح آب قرار دارد. کاهش DO در دمای ۲۰ درجه سانتی گراد با پراب از قبل کالیبراسیون شده نظارت می شود. سیستم مانیتورینگ OUR یک دنباله تکرارشونده از ۵ دقیقه چرخش (پمپ "روشن"، DO خوانده شده ذخیره نمی شود)، و پس از آن ۵ دقیقه اندازه گیری کاهش DO (پمپ "خاموش"، DO خوانده شده ذخیره می شود) برای حدود ۲۴ ساعت برنامه ریزی شده است. نمونه ها در طی اندازه گیری ها با استفاده از یک همزن مغناطیسی با سرعت ۳۰۰ دور در دقیقه مخلوط می گردند. دما و pH در سیستم نظارت OUR به ترتیب در ۲۰ درجه سانتی گراد و 7.2 ± 0.1 حفظ می شوند. میزان OUR با اندازه گیری شیب کاهش DO بر روی نمودار ثبت کننده به دست می آید.

پس از مخلوط کردن نمونه فاضلاب با نمونه لجن فعال سازگار شده، سرعت مصرف اکسیژن OUR نسبت به زمان پایش و اندازه گیری می شود.

نمونه فاضلاب می تواند به نحوی آماده سازی شود که در زمان تماس با لجن فعال، دارای غلظت بالایی از اکسیژن محلول بوده و تا امکان اندازه گیری فوری OUR وجود داشته

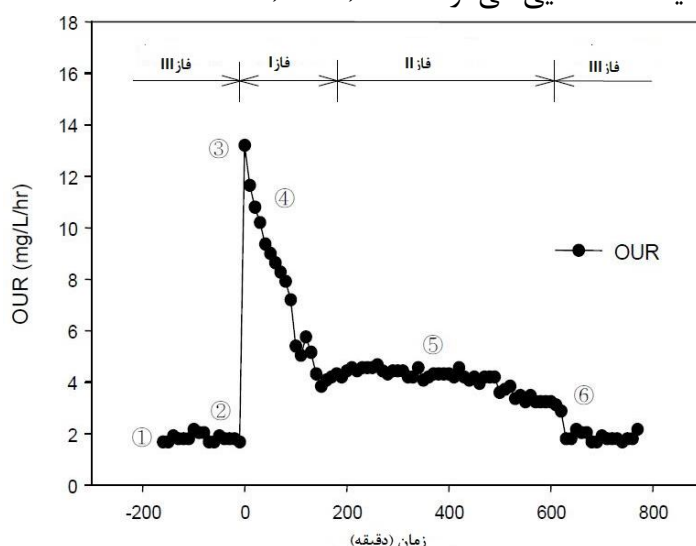
باشد. نمونه فاضلاب و لجن فعال در یک راکتور بسته به وسیله هوادهی و اختلاط جداگانه مخلوط می‌شوند. در طول مدت اختلاط بدون هوادهی، کاهش غلظت DO نسبت به زمان توسط یک حس گر DO کالیبره شده اندازه‌گیری می‌شود و با رابطه ۲-۳ میزان OUR بر حسب $\text{mgO}_2/\text{L.h}$ محاسبه می‌گردد. غلظت DO در محیط بسته تا ۵ دقیقه اندازه‌گیری شده و با بازگشت به مخزن هوادهی، غلظت DO تا حدود ۷ تا ۸ mg/L بالابرده شده به گونه‌ای که بتوان دوباره OUR بتواند اندازه‌گیری شود [۶۰].

$$OUR_t = -\frac{d(O_2)}{dt} \quad \text{رابطه ۲-۳}$$

به‌طور هم‌زمان، کربن دی اکسید توسط محلول یا گلوله‌های پتاسیم هیدروکسید^۱ جذب می‌شود.

۳-۴-۱-۱-۱- منحنی ضریب جذب اکسیژن

منحنی ضریب جذب اکسیژن ممکن است به قسمت‌هایی در زمان مجزا شود. پاسخ متداول OUR بازمان برای فرآیند هوازی در شکل ۳-۱۸ نشان داده شده‌است. پس از فاز تأخیر اولیه، نرخ تقاضای اکسیژن در چند ساعت تقریباً به‌صورت نمایی افزایش‌یافته و سپس به تدریج تا سطح تنفس درونی کاهش می‌یابد. این موضوع تغییری متداول از فعالیت تنفس در مخزن تنفس‌سنج است. در این تحقیق، ویژگی‌های شکل ۳-۱۸ در نمودارهای تنفس توسعه‌یافته شناسایی می‌گردند [۷۶]، [۷۸]، [۷۹].

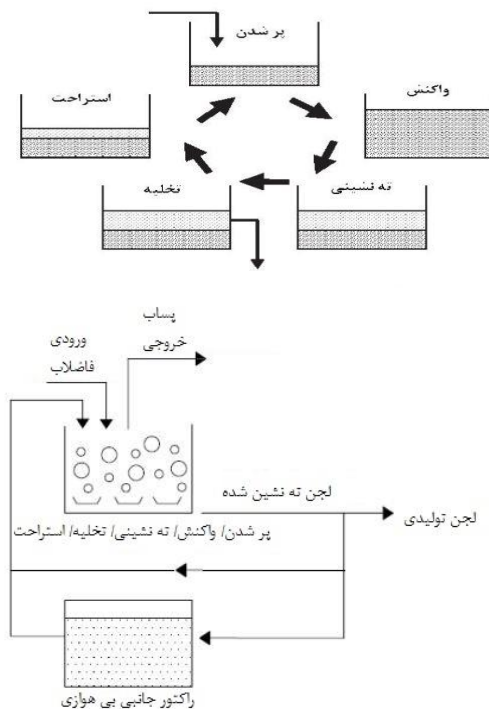


شکل ۳-۱۸- منحنی معمول نرخ مصرف اکسیژن در لجن فعال

۱. نرخ تنفس درونی پیش از افزودن سوبسترا (فاز III)

^۱ KOH

۲. افزایش نرخ تنفس ناشی از افزودن سوستر
 ۳. حداکثر نرخ تنفس (OUR_{max})
 ۴. نرخ تنفس ابتدا حفظ شده و سپس به دلیل مصرف سوستر به سرعت کاهش می‌یابد (فاز I)
 ۵. نرخ تنفس نگهداری به دلیل مصرف سایر سوسترها دیر تجزیه‌پذیر (فاز II)
 ۶. کاهش نرخ تنفس ناشی از بقیه سوسترها
 ۷. نرخ تنفس درونی پس از به‌کارگیری کامل سوستر (فاز III)
- در فاز دوم مطالعات، با توجه به نتایج حاصل از زمان ماند بهینه راکتور جانبی بی‌هوازی، به راهبری سیستم SBR-ASSR و شاهد پرداخته شد. شماتیک راکتورهای به‌کاررفته در مطالعه در شکل ۳-۱۹ آورده شده است.



شکل ۳-۱۹ - شماتیک راکتورهای به‌کاررفته در مطالعه

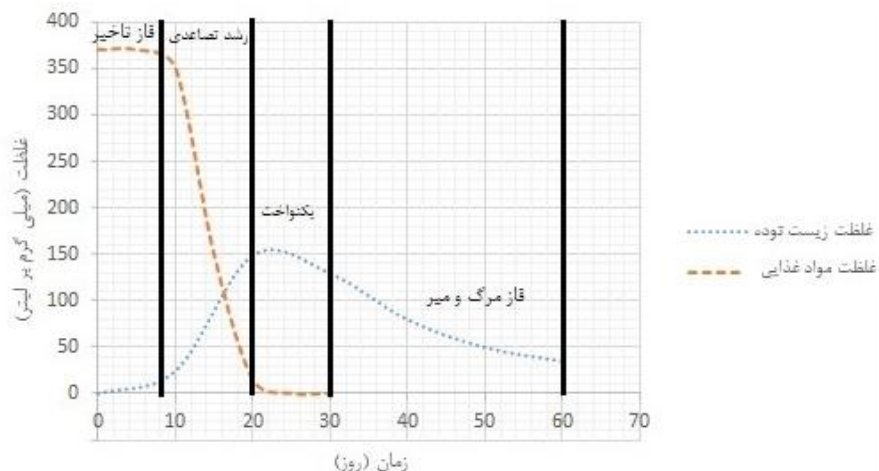
۳-۴-۱-۲ - بازده تولیدی لجن

با توجه به نمودار نرخ مصرف اکسیژن در زمان، مقدار بازده لجن تولیدی با رابطه ۳-۳ محاسبه می‌شود [۷۹]، [۸۰].

$$Y = 1 - \frac{\int_{t_1}^{t_2} (OUR_{total} - OUR_{endo}) dt}{COD_{removed}} \quad \text{رابطه ۳-۳}$$

۳-۴-۲- ضرایب سنتیک تصفیه‌خانه فاضلاب

هدف از فاز سوم تحقیق، محاسبه ضرایب سنتیک تصفیه‌خانه فیضیه بابل با فرآیند لجن فعال و بهینه‌شده با راکتور جانبی بی‌هوای می‌باشد.



شکل ۳-۲۰- تغییرات غلظت مواد غذایی و زیست‌توده نسبت به زمان در مراحل مختلف بر فرآیند منقطع

۳-۴-۲-۱- معادلات مورد استفاده

رشد زیست‌توده^۱ تحت شرایط هوای^۲ در راکتور لجن به چهار مرحله طبق شکل ۳-۲۰ تقسیم می‌شود. معادلات حاکم بر مراحل رشد تصاعدی، فروپاشی درونی و ضریب بازدهی رشد به صورت زیر می‌باشد:

۳-۴-۲-۲- نرخ رشد ناخالص زیست‌توده

نرخ رشد زیست‌توده در خلال فاز دوم (رشد تصاعدی) می‌تواند بر اساس معادله ۳-۴ تشریح گردد.

$$r_g = \left(\frac{dx}{dt} \right)_g = \mu X \quad \text{رابطه ۳-۴}$$

که در این رابطه:

r_g : نرخ رشد ناخالص زیست‌توده^۳، $mass/volume \cdot time$

^۱ Biomass

^۲ Aerobic

^۳ Gross Biomass Production Rate

X : غلظت زیست توده^۱، $mass/volume$

t : زمان، time

μ : نرخ رشد ویژه زیست توده^۲ : $\frac{1}{time}$

در این حالت وقتی که مواد غذایی محلول قابل تجزیه زیستی، رشد را محدود می نماید نرخ رشد

زیست توده می تواند با استفاده از معادله سنتیک ۳-۵ تشریح گردد [۶۰].

$$\mu = \left(\frac{\mu_m \cdot S}{K_S + S} \right) \quad \text{رابطه ۳-۵}$$

که در این رابطه:

μ_m : حداکثر نرخ رشد ویژه باکتری ها^۳، $\frac{1}{time}$

S: غلظت مواد غذایی محلول محدود کننده رشد^۴، $mass/volume$

K_S : ثابت نیمه اشباع مواد غذایی^۵، $mass/volume$

رابطه بین نرخ رشد ویژه زیست توده و غلظت مواد غذایی محلول محدود کننده رشد در شکل

۳-۲۱ نشان داده شده است. با قرار دادن معادله ۳-۵ در ۳-۴ خواهیم داشت:

$$r_g = \frac{\mu_m S X}{K_S + S} \quad \text{رابطه ۳-۶}$$

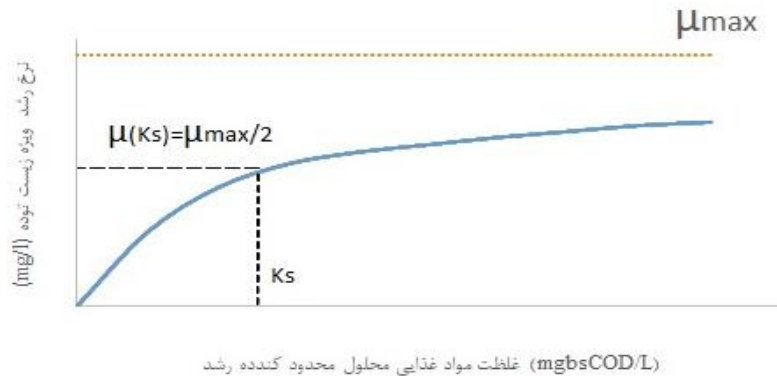
^۱ Biomass Concentration

^۲ Specific Biomass Growth Rate

^۳ Maximum Specific Bacterial Growth Rate

^۴ Growth Limiting Substrate Concentration In Solution

^۵ Half Velocity Constant



شکل ۳-۲۱- رابطه بین نرخ رشد ویژه زیست‌توده و غلظت مواد غذایی محلول محدودکننده رشد

۳-۴-۲-۳- ضریب بازدهی رشد

در سیستم کشت‌هوازی، بخشی از مواد غذایی به سلول جدید تبدیل‌شده و بخش دیگر به محصولات نهائی اکسید می‌شوند. مقدار سلول‌های جدید تولیدشده تابعی از مواد غذایی حذف‌شده می‌باشند. رابطه بین نرخ تغییر غلظت مواد غذایی به علت مصرف و نرخ رشد ناخالص زیست‌توده به صورت رابطه ۳-۷ می‌باشد [۶۰].

$$r_g = Y \cdot r_{su}$$

رابطه ۳-۷

که در این رابطه:

Y : ضریب بازدهی رشد^۱، $mass/mass$

r_{su} : نرخ تغییر غلظت مواد غذایی به علت مصرف^۲، $mass/volume \cdot time$

ضریب بازدهی رشد یا عملکرد مربوط به مراحل رشد زیست‌توده می‌باشد و به صورت نسبی از جرم سلول تولیدشده به جرم مواد غذایی مصرف‌شده تعریف می‌شود [۶۰].

با قراردادن معادله ۳-۶ در ۳-۷ خواهیم داشت:

$$r_{su} = \frac{\mu_m Sx}{Y (K_S + S)}$$

رابطه ۳-۸

اگر $k = \frac{\mu_m}{Y}$ باشد خواهیم داشت:

$$r_{su} = \frac{k Sx}{K_S + S}$$

رابطه ۳-۹

که در این رابطه:

k : حداکثر نرخ ویژه مصرف مواد غذایی بر واحد زیست‌توده^۳، $\frac{1}{time}$

^۱ Yield Coefficient

^۲ Rate Of Substrate Concentration Change Due To Utilization

^۳ Maximum Specific Substrate Utilization Rate

۳-۴-۲-۴- فروپاشی درونی

در سیستم باکتریائی مورد استفاده جهت تصفیه خانه فاضلاب، توزیع سنتی باکتری همواره به گونه ای است که تمام سلول ها در سیستم در فاز یکسانی قرار ندارند. زیست توده هایی که در فاز فروپاشی هستند به طور معمول سلول های جدید تولید نمی کنند. بنابراین غالب شدن کاهش بر نرخ رشد را فروپاشی درونی می نامند.

نرخ فروپاشی درونی با غلظت زیست توده های سیستم متناسب است و بر اساس رابطه زیر به دست می آید [۶۰].

$$r_d = -k_d X \quad \text{رابطه ۱۰-۳}$$

که در این رابطه:

k_d : ضریب فروپاشی درونی^۱، $\frac{1}{\text{time}}$

r_d : نرخ فروپاشی درونی^۲، $\text{mass}/\text{volume} \cdot \text{time}$

r'_g : نرخ خالص رشد زیست توده^۳، $\text{mass}/\text{volume} \cdot \text{time}$ که به صورت ذیل تعریف می گردد:

$$r'_g = r_g + r_d \quad \text{رابطه ۱۱-۳}$$

با جایگزینی معادلات ۶-۳ و ۱۰-۳ در ۱۱-۳ خواهیم داشت:

$$r'_g = \frac{\mu_m SX}{(K_s + S)} - k_d X \quad \text{رابطه ۱۲-۳}$$

دامنه مقادیر رایج ضرایب حداکثر نرخ ویژه مصرف ماده غذایی، ثابت نیمه اشباع ماده غذایی، ضریب بازدهی رشد و ضریب فروپاشی درونی در جدول ۴-۳ جهت فاضلاب شهری ارائه شده است [۶۰].

^۱ Endogenous Decay Coefficient

^۲ Endogenous Decay Rate

^۳ Net Biomass Growth Rate

جدول ۳-۴- ضرایب سنتیک در 20°C

ضریب	واحد	دامنه	مقدار معمول
حداکثر نرخ ویژه مصرف ماده غذایی	d^{-1}	۲ - ۱۰	۵
ثابت نیمه اشباع ماده غذایی	mgCOD/L	۲۵ - ۱۰۰	۶۰
ضریب بازدهی رشد	mgMLVSS/mgCOD	۰/۴ - ۰/۸	۰/۶
ضریب فروپاشی درونی	d^{-1}	۰/۰۶ - ۰/۱۵	

۳-۴-۲-۵- تخمین پارامترهای سنتیک

برای طراحی و بهره‌برداری تصفیه‌خانه، تخمین پارامترهای سنتیکی توصیه می‌شود. مقادیر پارامترهای موردنیاز عبارتند از حداکثر نرخ ویژه مصرف ماده غذایی، ثابت نیمه اشباع ماده غذایی، ضریب بازدهی رشد و ضریب فروپاشی درونی.

۳-۴-۲-۵-۱ سیستم جریان پیوسته

به منظور تخمین پارامترها، به طور معمول روش راکتور منقطع با یک دامنه گسترده از زمان‌های ماند و غلظت ورودی، مورد استفاده قرار می‌گیرد. معمولاً پنج دامنه مختلف از زمان‌های ماند پیشنهاد شده است [۸۱].

زمانی که رژیم جریان یکنواخت گردید برای هر زمان ماند، دبی ورودی، غلظت مواد غذایی محلول ورودی، غلظت مواد غذایی خروجی و غلظت زیست‌توده در تانک هوادهی باید اندازه‌گیری شود. رابطه مواد غذایی در سیستم با فرض حالت یکنواخت منجر به دست آمدن معادله ذیل خواهد شد.

$$Q S_o - Q S_e - V r_{su} = 0$$

رابطه ۳-۱۳

که در این رابطه:

Q : دبی ورودی^۱، volume / time

S_o : غلظت مواد غذایی محلول ورودی^۲، mass/volume

S_e : غلظت مواد غذایی خروجی^۳، mass/volume

V : حجم راکتور، Volume

^۱ Influent Flow Rate

^۲ Influent Soluble Substrate Concentration

^۳ Effluent Soluble Substrate Concentration

با به دست آوردن مقدار r_{su} خواهیم داشت:

$$r_{su} = \frac{Q (S_o - S_e)}{v} \quad \text{رابطه ۱۴-۳}$$

با توجه به راکتور منقطع بدون بازگشت لجن، همه جامدات در پساب خروجی از حوضچه هوادهی خارج می شود زمان ماند سلولی و هیدرولیکی برابر است [۶۰].

با در نظر گرفتن $S_r = S_o - S_e$ و $SRT = \frac{V \times X}{q \times X} = \frac{V}{q} = HRT$ (زمان ماند مواد جامد)^۱ معادله ۱۴-۳ به صورت ذیل حاصل می گردد:

$$r_{su} = \frac{S_r}{SRT} \quad \text{رابطه ۱۵-۳}$$

از ترکیب معادلات ۹-۳ و ۱۵-۳ خواهیم داشت:

$$\frac{S_r}{SRT} = \frac{kSX}{K_s + S} \quad \text{رابطه ۱۶-۳}$$

$$\frac{SRT X}{S_r} = \left(\frac{K_s}{k} \right) \frac{1}{S} + \frac{1}{k} \quad \text{رابطه ۱۷-۳}$$

$$\frac{1}{U} = \left(\frac{K_s}{k} \right) \frac{1}{S} + \frac{1}{k} \quad \text{رابطه ۱۸-۳}$$

که در این رابطه:

$$U: \text{نرخ مصرف ویژه مواد غذایی}^2, \frac{1}{time}$$

به وسیله ترسیم مقدار عکس نرخ مصرف ویژه مواد غذایی در برابر عکس غلظت مواد غذایی محلول محدودکننده رشد، یک خط مستقیم با شیب ثابت، نیمه اشباع مواد غذایی به حداکثر نرخ مصرف ویژه ماده غذایی و عرض از مبدأ، عکس حداکثر نرخ مصرف ویژه ماده غذایی به دست می آید [۸۱].

به علاوه با نوشتن نسبت جرمی جریان یکنواخت بر روی سیستم، با فرض ناچیز بودن زیست توده در جریان ورودی خواهیم داشت:

$$-QX + r_g' V = 0 \quad \text{رابطه ۱۹-۳}$$

$$\frac{Q}{V} X = r_g' \quad \text{رابطه ۲۰-۳}$$

با ترکیب معادلات ۱۲-۳ و ۲۰-۳ خواهیم داشت:

$$\frac{1}{SRT} X = \left(\frac{\mu_m S}{K_s + S} - k_d \right) X \quad \text{رابطه ۲۱-۳}$$

^۱ Solids Retention Time

^۲ Specific Substrate Utilization Rate

$$\frac{1}{SRT} = \frac{\mu_m S}{K_s + S} - k_d \quad \text{رابطه ۳-۲۲}$$

با استفاده از معادله ۳-۱۶ و مقدار $k = \frac{\mu_m}{Y}$ خواهیم داشت:

$$\frac{1}{SRT} = Y \frac{S_r}{SRT X} - k_d \quad \text{رابطه ۳-۲۳}$$

$$\frac{1}{SRT} = YU - k_d \quad \text{رابطه ۳-۲۴}$$

بنابراین با ترسیم مقدار عکس زمان ماند مواد جامد در مقابل نرخ مصرف ویژه مواد غذایی، مقادیر ضریب بازدهی رشد و ضریب فروپاشی درونی به دست می‌آید [۶۰].

استفاده از آزمایشات جریان پیوسته برای تخمین پارامترها، زمان قابل توجهی را نیاز دارد زیرا پس از شروع آزمایش، برای رسیدن سیستم به حالت یکنواخت حدود ۱ تا ۲ هفته زمان نیاز است. از طرف دیگر اگر زمان‌های ماند متفاوت جهت پردازش داده‌ها مورد نیاز باشد، حدود یک ماه زمان جهت تکمیل آزمایشات ضروری است و یا باید چندین راکتور موازی راه‌اندازی شود. راکتور ناپیوسته^۱ یک سیستم بسته است که با غلظت خاصی از زیست‌توده سازگار شده و در حضور مواد غذایی، تحت شرایط محیطی مناسب درجه اسیدیته^۲، اکسیژن، دما و ... اجازه رشد می‌یابد و واکنش معمولاً پیشرفت می‌یابد تا این که مواد غذایی قابل تجزیه‌زیستی تقریباً به طور کامل توسط زیست‌توده تمام شود. در طی فرایند، غلظت‌های مواد غذایی و زیست‌توده در زمان‌های مختلف اندازه‌گیری می‌شوند. به طور کلی آزمایش نمی‌تواند به دلیل در دسترس بودن زیست‌توده سازگار شده بیش از زمان ماند هیدرولیکی طول بکشد. اگر زیست‌توده سازگار شده در دسترس نباشد، برای به دست آوردن آن از یک راکتور ناپیوسته یا پیوسته دیگر، استفاده می‌شود. در راکتورهای ناپیوسته به جای این که جریان دائمی باشد و فاضلاب مراحل مختلف تصفیه را از راکتوری به راکتور دیگر طی کند، تمامی مراحل تصفیه در یک راکتور ولی در زمان‌های مختلف اتفاق می‌افتد. یک تفاوت عمده بین آزمایش‌های ناپیوسته و پیوسته این است که راکتورهای ناپیوسته جایگزین مناسبی برای تخمین ضرایب سنتیک در فواصل دوره‌های زمانی کوتاه می‌باشد.

^۱ Batch Reactor

^۲ pH

۳-۵- ساخت پایلوت به منظور تعیین ضرایب سنتیک فاضلاب

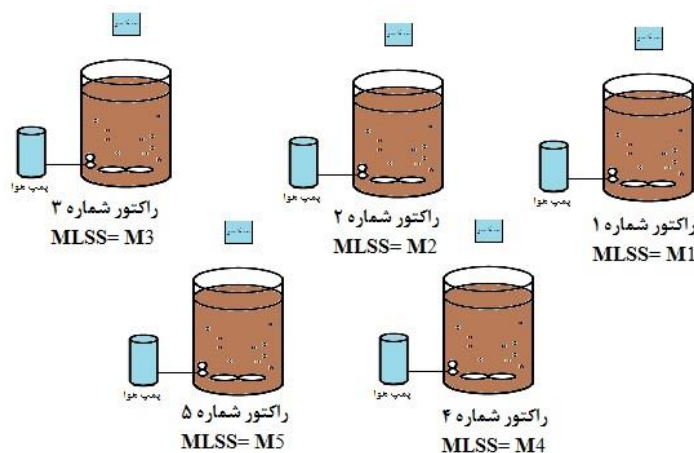
هدف تهیه مدل مناسب برای تصفیه فاضلاب به روش لجن فعال می‌باشد تا بتوان کیفیت فاضلاب مورد انتظار را با نتایج آزمایشگاهی مقایسه نموده و عملکرد تصفیه‌خانه را مورد بررسی قرارداد. مدل تصفیه فاضلاب به روش لجن فعال بر مبنای واقعیت و با استفاده از ضرایب سنتیک تعیین شده است. مزیت تعیین ضرایب سنتیک با مدل در این است که یک مدل می‌تواند برای متناسب شدن با داده‌ها، تنظیم شده و سپس برای تجزیه و تحلیل گزینه‌ها جهت بهبود فرایند استفاده گردد. در این تحقیق به منظور تعیین ضرایب سنتیک از پنج راکتور هوازی تصفیه فاضلاب که به صورت منقطع پر و خالی می‌گردد، استفاده شده است.

۳-۵-۱- مشخصات پایلوت طرح

در این تحقیق از راکتوری به حجم مفید ۴ لیتر جهت انجام واکنش طی فرایند هوادهی و ته‌نشینی استفاده شده است. در هر بار انجام آزمایش، ۲ لیتر فاضلاب وارد راکتور شده و پس از مدت زمان مشخص هوادهی، پس از ۴۰ دقیقه فاز مایع کاملاً شفاف بوده و حداکثر ته‌نشینی صورت پذیرفته است، بنابراین در پایلوت به مدت ۴۰ دقیقه برای ته‌نشینی کامل فرصت داده شده است. مشخصات پایلوت مورد استفاده در این تحقیق در جدول ۳-۵ و نمایی از پایلوت طرح در شکل ۳-۲۲ آورده شده است.

جدول ۳-۵- مشخصات پایلوت طرح

پارامتر	واحد	مقدار
حجم راکتور	لیتر	۴
حجم فاضلاب ورودی به پایلوت در هر دوره	لیتر	۲
مدت زمان هوادهی	ساعت	۰/۲۵
مدت زمان ته‌نشینی	ساعت	۰/۷



شکل ۳-۲۲- پیلوت طرح جهت تعیین ضرایب سنتیک

۳-۵-۲- آزمایشات

آزمایشات موردنیاز در این فاز، شامل اکسیژن خواهی شیمیایی^۱، کل مواد جامد معلق^۲، دما، درجه اسیدیته و اکسیژن محلول انجام پذیرفت. نمونه‌گیری جهت اندازه‌گیری‌ها، از حوض ته‌نشینی برای انجام آزمایش‌های پیلوت به صورت روزانه در طی یک ماه صورت گرفته شد. تمامی آزمایش‌های زیر منطبق با روش‌های ارائه‌شده در کتاب استاندارد متد انجام‌شده است [۸۲].

۳-۶- روش انجام آزمایش

۳-۶-۱- آزمایش COD

اکسیژن موردنیاز شیمیایی معیاری از مقدار بار آلی موجود در نمونه می‌باشد. برای انجام این آزمایش از روش متداول Reflux Close Method و Reflux Method Open که در روش‌های استاندارد معرفی شده است، استفاده می‌گردد، که در این تحقیق از روش Method Closed Reflux و Clorometric Method استفاده شده است [۶۰]، [۸۲].

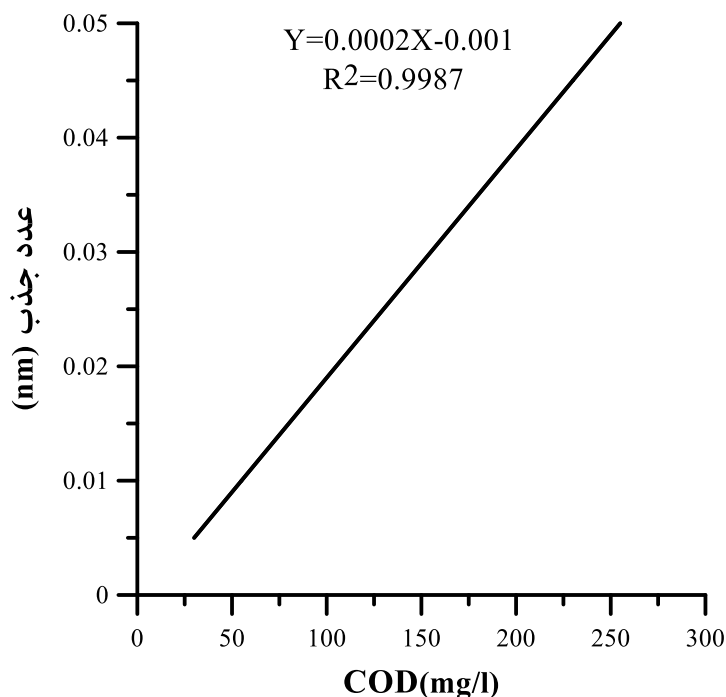
محلول‌های شیمیایی موردنیاز جهت انجام آزمایش COD به شرح زیر می‌باشند. برای تهیه محلول اسید سولفوریک، مقدار ۵/۵ گرم سولفات نقره در ۱ کیلوگرم اسید سولفوریک حل شده و محلول پس از حل شدن کامل سولفات نقره مورد استفاده قرار گرفت. برای تهیه محلول هاضم مقدار ۴/۹۱۳ گرم دی‌کرومات پتاسیم پس از حرارت در دمای ۱۰۳ سانتی‌گراد به مدت ۲ ساعت در ۵۰۰ میلی‌لیتر آب مقطر حل شد. سپس مقدار ۱۶۷ میلی‌لیتر

^۱ Chemical Oxygen Demand (COD)

^۲ MLSS

اسیدسولفوریک همراه با ۳۳/۳ گرم سولفات جیوه به محلول اضافه شد و در نهایت حجم محلول به ۱۰۰۰ میلی لیتر رسانده شد.

برای انجام این آزمایش از لوله‌های آزمایشی به اندازه ۱۶×۱۰۰ میلی متر استفاده گردید. برای آماده‌سازی محلول COD از مقدار ۳/۵ میلی لیتر از محلول اسید سولفوریک همراه با ۱/۵ میلی لیتر محلول‌هاضم در شیشه آزمایش آماده گردید. میزان ۲/۵ میلی لیتر از نمونه اضافه گردید. سپس لوله‌آزمایش را تکان داده تا کاملاً اختلاط ایجاد شود و لوله‌آزمایش را در COD Reactor به مدت ۲ ساعت در دمای ۱۵۰ درجه سانتی گراد حرارت دیده است. بعد از آنکه دستگاه را خاموش و لوله‌ها را از دستگاه خارج نموده، سپس اجازه داده شد تا لوله‌ها سرد گردند تا به دمای محیط برسند. در نهایت میزان جذب نور هر کدام از محلول‌ها در طول موج ۶۰۰ نانومتر توسط دستگاه اسپکتوفتومتر اندازه‌گیری گردید و میزان جذب نور به دست آمده را در فرمول به دست آمده از منحنی استاندارد COD قرار داده شد تا میزان COD به دست آید.



شکل ۳-۲۳- منحنی استاندارد COD

۳-۶-۲- آزمایش اندازه‌گیری کل جامدات معلق MLSS

کل جامدات معلق باقی مانده از فیلتراسیون نمونه، بر روی فیلتر می باشد که در درجه حرارت ۱۰۵ درجه سانتیگراد خشک می‌شود. مراحل کار بصورت زیر بود:

(۱) فیلتر کاغذی در دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس قرار داده شد تا خشک گردد.

(۲) سپس با استفاده از ترازوی دقیق آزمایشگاهی فیلتر وزن گردید.

۳) حجم مشخص از نمونه بوسیله قیف از فیلتر عبور داده شد سپس قیف با مقدار کمی آب مقطر شستشو داده شد.

۴) فیلتر به مدت ۲ ساعت در دمای ۱۰۵ درجه سانتی گراد در درون آون قرار داده شد.

۵) فیلتر را بیرون آورده تا سرد شود و سپس توزین گردید.

۶) محاسبه مقدار کل جامدات معلق با اختلاف وزن فیلتر بعد از خروج از آون با فیلتر اولیه به دست می‌آید.

$$\text{MLSS} \left(\frac{\text{mg}}{\text{litr}} \right) = \frac{\text{وزن اولیه} - \text{وزن ثانویه}}{\text{حجم نمونه (سی سی)}} \times 1000 \quad \text{رابطه ۳-۲۵}$$

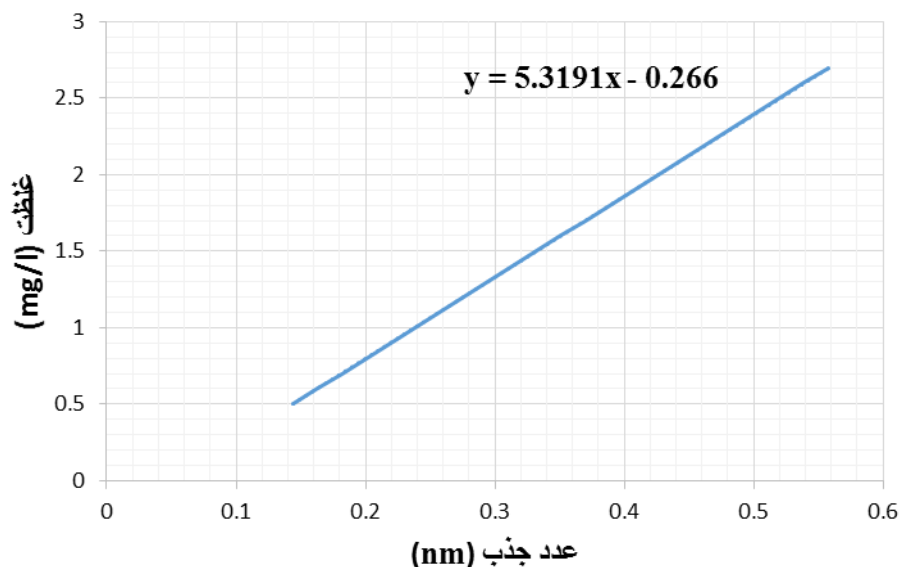
۳-۶-۳ - آزمایش اندازه‌گیری جامدات معلق فرار MLVSS

این آزمایش پس از تعیین مقدار MLSS و به شرح زیر انجام گردید. ابتدا آون را به دمای ۵۵۰ سانتی‌گراد رسانده سپس نمونه صاف‌شده را به مدت ۱ ساعت درون آون قرار گرفت. پس از ۱ ساعت نمونه حرارت دیده، پس از سرد شدن مجدداً وزن می‌گردید. اختلاف وزن صافی در انتهای مرحله قبل با وزن صافی پس از خارج شدن از آون با دمای ۵۵۰ سانتی‌گراد نشان‌دهنده جامدات معلق فرار بود.

$$\text{MLVSS} \left(\frac{\text{mg}}{\text{litr}} \right) = \frac{\text{وزن نهایی} - \text{وزن ثانویه}}{\text{حجم نمونه (سی سی)}} \times 1000 \quad \text{رابطه ۳-۲۶}$$

۳-۶-۴ - آزمایش نیترات

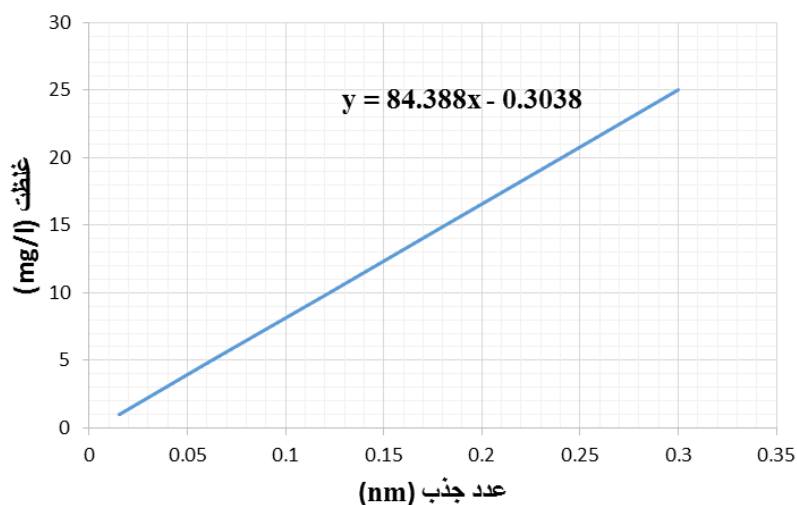
بر اساس کتاب استاندارد متد، برای اندازه‌گیری نیترات از روش بروسین سولفات استفاده شد. در این روش ۱ سی سی نمونه رقیق‌شده را با ۱ سی سی اسیدسولفوریک و ۵۰ میکرولیتر بروسین سولفات اضافه‌شده است. سپس به مدت ۲۵ دقیقه در داخل بن ماری ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد قرار داده سپس ظروف را بیرون آورده، داخل آب سرد قرار گرفت تا حرارت آن به درجه حرارت اتاق برسد و سپس جذب نمونه‌ها در طول موج ۴۱۰ نانومتر قرائت گردید. با استفاده از معادله به‌دست‌آمده از منحنی استاندارد میزان نیترات هرکدام از نمونه‌ها به دست می‌آید. آزمایش برای هر نمونه با دو بار خطا انجام‌شده و میانگین مقادیر به‌دست‌آمده به‌عنوان غلظت نیترات نمونه گزارش می‌شود. در شکل ۳-۲۳ منحنی استاندارد نیترات مشاهده می‌شود.



شکل ۳-۲۳- منحنی استاندارد نیترات

۳-۶-۵- آزمایش فسفات

برای انجام این آزمایش ۱/۵ سی سی نمونه و ۰/۵ سی سی محلول فسفر درون لوله آزمایش ریخته شده و در نهایت میزان جذب نور هر کدام از محلول ها در طول موج ۶۰۰ نانومتر توسط اسپکتروفتومتر اندازه گیری گردید. با استفاده از معادله به دست آمده از منحنی استاندارد میزان فسفات هر کدام از نمونه ها مشخص می شود. آزمایش برای هر نمونه با دو بار خطا انجام شده و میانگین مقادیر به دست آمده به عنوان غلظت فسفات نمونه گزارش می شود. شکل ۳-۲۴ منحنی استاندارد فسفات را نشان می دهد.



شکل ۳-۲۴- منحنی استاندارد فسفات

۳-۶-۶- آزمایش شاخص ته‌نشین پذیری لجن (SVI)^۱

عملکرد مناسب ته‌نشینی ثانویه برای ته‌نشینی لجن در کیفیت کارایی و راندمان حذف و همچنین عملکرد سیستم لجن فعال بسیار اهمیت دارد. آزمایش شاخص ته‌نشینی‌پذیری لجن، در یک فرآیند لجن فعال برای اندازه‌گیری خصوصیات ته‌نشینی (میلی‌لیتر بر گرم) مایع مخلوط یا لجن فعال مورد استفاده قرار می‌گیرد. شاخص حجمی لجن SVI از تقسیم حجم جامدات معلق مایع مخلوط بر چگالی جامدات معلق مایع مخلوط محاسبه می‌گردد.

حجم یک لیتر از جامدات معلق مایع مخلوط که پس از ۳۰ دقیقه در یک استوانه مدرج یک لیتری ته‌نشین شده‌اند معمولاً برای تعیین شاخص حجمی لجن SVI مورد استفاده قرار می‌گیرد. برای تعیین شاخص حجمی لجن SVI حجم جامدات تعیین‌شده (برحسب میلی‌لیتر) بر غلظت جامدات معلق مایع مخلوط (برحسب g/l) تقسیم می‌شود. چون شاخص حجمی لجن SVI برحسب میلی‌لیتر بر گرم بیان می‌شود بنابراین باید میلی‌گرم به گرم تبدیل شود. معادله زیر گویای فرمول شاخص حجمی لجن می‌باشد.

$$\text{SVI} = \frac{\text{رابطه ۳-۲۷} \quad \text{حجم جامدات ته‌نشین شده (ml/l) پس از ۳۰ دقیقه}}{\text{غلظت جامدات معلق مایع مخلوط (g/l)}}$$

اگرچه سرعت ته‌نشینی به‌دست‌آمده از طریق آزمایش قابلیت ته‌نشینی، از مهم‌ترین خواص ته‌نشینی جامدات ثانویه هستند، اما نمی‌توانند مشخص نمایند که چرا جامدات ثانویه به‌خوبی یا به‌سختی ته‌نشین می‌شوند. همچنین این مقادیر، شرایط بهره‌برداری را که مسئول تولید جامدات شناور کف یا پساب حاصل از ته‌نشینی باکیفیت بد هستند، را مشخص نمی‌نماید. تجزیه‌های میکروسکوپی جامدات شناور، کف، پساب ته‌نشینی شده در طول آزمایش قابلیت ته‌نشینی، شرایط بهره‌برداری مسئول نتایج ته‌نشینی در آزمایش قابلیت ته‌نشینی و مشکلات ته‌نشینی و فرار جامدات را نشان می‌دهد [۶۰].

^۱ Sludge volume index

۳-۷- استخراج مواد پلیمری خارج سلولی (EPS)^۱

روش ثابتی برای استخراج کمی EPS باند از میکروارگانیزم‌ها وجود نداشته و تعدادی روش مطالعاتی بر روی محیط کشت خالص یا محیط‌های تعریف‌شده عمدتاً مرتبط با لجن فعال و بیوفیلم، اعمال شده است. روش‌های استخراج شامل روش‌های مختلف فیزیکی، شیمیایی و ترکیبی از آن‌ها می‌شود. در این تحقیق از روش ترکیبی گرمایی-شیمیایی استفاده شده است.

پس از نمونه‌گیری از راکتور به‌منظور جلوگیری از هرگونه تغییر، نمونه لجن در دمای ۴-۰ درجه سانتی‌گراد نگهداری شد. شستن نمونه‌ها قبل از استخراج اغلب به‌منظور حذف EPS محلول انجام شده است. اختلاط نمونه‌ها با آب مقطر به‌عنوان یک روش استخراج در نظر گرفته شد. در هر مرحله استخراج ۱۰ میلی‌لیتر نمونه لجن فعال با سرعت ۳۰۰۰ دور در دقیقه به مدت ۱۰ دقیقه به‌منظور جداسازی سوپرناتانت سانتریفیوژ شد. سپس رسوبات باقی‌مانده با آب مقطر مخلوط و با سرعت ۲۵۰۰ دور در دقیقه و به مدت ۵ دقیقه سانتریفیوژ شدند و سوپرناتانت دور ریخته شد. این فرآیند دو بار تکرار شد.

پس از شست‌وشو، به لجن شسته شده تا حجم اولیه نمونه (۱۶۰ میلی‌لیتر) آب مقطر اضافه شد و سپس نمونه به مدت نیم ساعت و دمای ۸۰ درجه سانتی‌گراد در حمام بن‌ماری حرارت داده شد. پس از آن با سرعت ۴۰۰۰ دور در دقیقه و به مدت ۳۰ دقیقه در دمای ۴ درجه سانتی‌گراد، به‌منظور حذف سلول‌های باقی‌مانده سانتریفیوژ شدند و سوپرناتانت به‌عنوان محلول EPS استخراجی جمع‌آوری شد.

در روش شیمیایی استخراج، پس از مرحله شست‌وشو برای هر ۱۰ میلی‌لیتر لجن، ۰/۵ میلی‌لیتر سدیم هیدروکسید ۱ نرمال به نمونه‌ها اضافه شد. سپس در شیکر انکوباتور با دمای ۲۰ درجه سانتی‌گراد به مدت ۵ ساعت قرار داده شده. پس از آن به نمونه‌ها تا حجم اولیه نمونه لجن آب مقطر اضافه شده و سپس با سرعت ۴۰۰۰ دور در دقیقه و به مدت ۳۰ دقیقه در دمای ۴ درجه سانتی‌گراد، به‌منظور حذف سلول‌های باقی‌مانده سانتریفیوژ شدند و سوپرناتانت به‌عنوان محلول EPS استخراجی جمع‌آوری شد.

نمونه لجن با سرعت ۳۵۰۰ rpm به مدت ۱۰ دقیقه سانتریفیوژ شده و پس از دور ریختن محلول رویی، حجم مشابهی از آب مقطر به لوله‌های آزمایش اضافه گردیده و به مدت ۵ دقیقه در حمام بن‌ماری با دمای ۶۰ درجه سانتی‌گراد قرار داده شدند. سپس مجدداً سانتریفیوژ شده و محلول رویی به‌عنوان LB-EPS در یخچال نگهداری شد. با آب مقطر مجدداً لوله‌های آزمایش تا حجم نمونه اولیه پر شدند و یک میلی‌لیتر از محلول یک مولار سدیم هیدروکسید به ازای هر ۲۰ میلی‌لیتر نمونه لجن اضافه شد. پس از آن لوله‌های آزمایش به مدت چهار ساعت و نیم با سرعت ۴۰ rpm در دمای ۲۰ درجه سانتی‌گراد مخلوط شدند. با اتمام زمان مخلوط شدن، لوله‌ها به مدت ۳۰ دقیقه در حمام بن‌ماری با

^۱ Extracellular Polymeric Substances

دمای ۸۰ درجه سانتی‌گراد قرار گرفتند. نهایتاً لوله‌ها سانتریفیوژ شده و محلول رویی به‌عنوان محلول TB-EPS در یخچال نگهداری شد. برای اندازه‌گیری پروتئین نمونه‌های به‌دست‌آمده از روش برادفورد است.

۳-۷-۱-سنجش کمی پروتئین به روش برادفورد

سنجش پروتئین برادفورد برای اندازه‌گیری غلظت پروتئین کل در نمونه استفاده شده است. قاعده‌ی کلی این سنجش اتصال مولکول‌های پروتئین به رنگ کوماسی تحت شرایط اسیدی می‌باشد؛ و نتیجه آن تغییر رنگ از قهوه‌ای به آبی است.

مواد و تجهیزات به شرح زیر می‌باشد:

(۱) سرم آلبومین گاوی BSA

(۲) کوماسی بریلیانت بلو G250

(۳) متانول

(۴) معرف برادفورد

(۵) فسفریک اسید

(۶) اسپکتروفتومتر

(۷) کاغذ صافی واتمن

فرآیند انجام آزمایش به‌صورت زیر انجام می‌شود:

(۱) آماده‌سازی نمونه برای محلول رقیق‌سازی پروتئین در محدوده‌ی ۱۰۰-۵ میکروگرم پروتئین

(۲) رقیق کردن نمونه‌های پروتئین برای دست‌یابی به غلظت ۱۰۰-۵ میکروگرم پروتئین در ۳۰

میکرو لیتر محلول

(۳) افزودن ۳۰ میکرو لیتر از هر محلول استاندارد و یا نمونه ناشناخته پروتئین به لوله‌های

آزمایش مناسب

(۴) آماده‌سازی ۲ نمونه شاهد، برای رسم منحنی استاندارد بدین‌صورت که ۳۰ میکرو لیتر آب

مقطر به‌جای محلول استاندارد و برای نمونه‌های ناشناخته پروتئین ۳۰ میکرو لیتر بافر

آماده‌سازی پروتئین اضافه شد.

(۵) افزودن ۱,۵ میلی لیتر معرف برادفورد به هر نمونه آزمایش و همگن کردن آن با همزن لوله‌ای

(۶) توجه شود که ماندن در دمای اتاق به مدت حداقل ۵ دقیقه رعایت شود چون عدد جذب با گذر زمان افزایش می‌یابد به همین دلیل نمونه‌ها نباید بیشتر از یک ساعت در دمای اتاق بمانند.

(۷) در مرحله آخر عدد جذب نمونه‌ها در طول موج ۵۹۵ نانومتر به وسیله اسپکتروفتومتر قرائت می‌شود.

۳-۷-۱-۲- معرف برادفورد

برای تهیه محلول برادفورد، ۵۰ میلی گرم بریلیانت بلو G-250 در ۵۰ میلی لیتر متانول حل و مقدار ۱۰۰ میلی لیتر فسفریک اسید ۸۵٪ به آن اضافه می‌شود. محلول ترکیبی اسید به آرامی به ۸۵۰ میلی لیتر آب افزوده شد تا رنگ کاملاً حل شود سپس به وسیله کاغذ صافی فیلتر می‌شود (قبل از هر بار استفاده فیلتر شود) و در ظرف شیشه‌ای تاریک تحت دمای ۴ درجه سانتی گراد نگهداری می‌شود.

۳-۷-۱-۳- فرآیند سنجش پروتئین در غلظت‌های کم

فرآیند سنجش پروتئین در غلظت‌های کم‌تر از ۵۰ میکروگرم پروتئین در میلی لیتر به شرح زیر انجام می‌شود:

(۱) آماده‌سازی ۵ محلول استاندارد (یک میلی لیتر از هر کدام) شامل ۰، ۱۰، ۲۰، ۳۰، ۴۰ و ۵۰

میکروگرم در میلی لیتر BSA

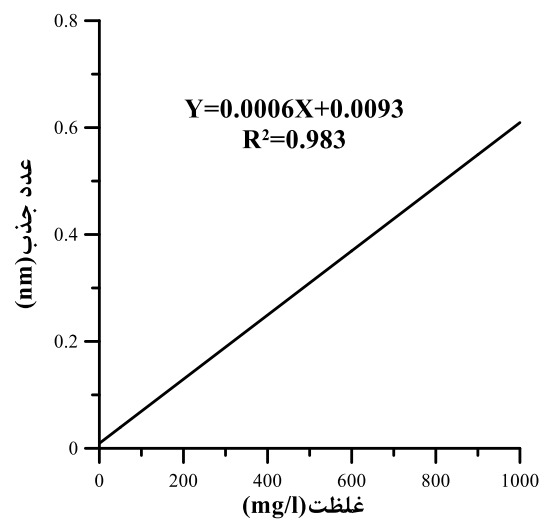
(۲) اضافه کردن ۸۰۰ میکرولیتر از هر محلول استاندارد و نمونه با غلظت کم‌تر از ۵۰ میکروگرم

پروتئین در میلی لیتر به لوله‌های خشک و تمیز

(۳) افزودن ۲۰۰ میکرولیتر معرف رنگ به هر لوله و همگن کردن آن‌ها با همزن لوله‌ای

(۴) پیروی کردن از مراحل توضیح داده شده در بالا برای سنجش استاندارد

در شکل ۳-۲۵ منحنی استاندارد پروتئین نشان داده شده است.



شکل ۳-۲۵- منحنی استاندارد پروتئین

فصل ۴

نتایج و تفسیر آنها

۴-۱- مقدمه

در این فصل نتایج حاصل از آزمایشات بر روی سیستم مورد مطالعه آورده شده است. در تمام این آزمایش‌ها از لجن و فاضلاب تصفیه‌خانه شهرک فیضیه بابل استفاده گردیده است. در ابتدا به بررسی زمان‌ماند هیدرولیکی راکتور جانبی بی‌هوازی^۱ با زمان‌های متفاوت در سیستم لجن‌فعال، سپس راه‌اندازی سیستم تصفیه لجن فعال به همراه راکتور جانبی بی‌هوازی در زمان‌ماند بهینه، در ادامه محاسبات ضرایب‌سنجی راکتور شاهد و راکتور مربوطه و در انتها تاثیر ASSR بر راندمان حذف هریک از آلاینده‌ها مورد بررسی قرار گرفته است.

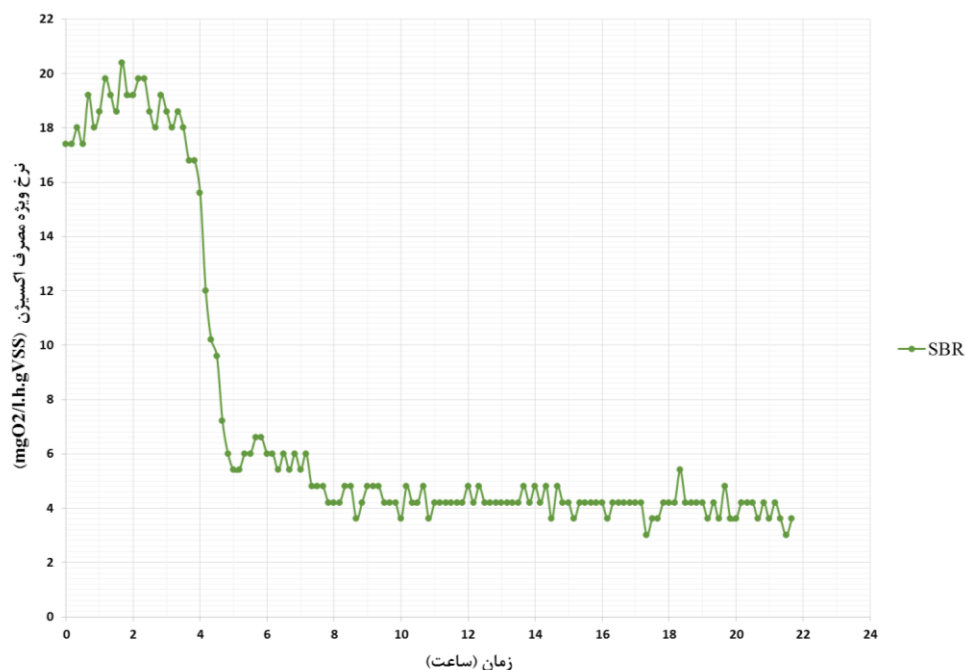
۴-۲- بررسی زمان‌ماند هیدرولیکی راکتور جانبی بی‌هوازی

۴-۲-۱- نتایج حاصل از آزمایش سیستم رسیپرومتری

آزمون رسیپرومتری در ۵ زمان‌ماند متفاوت در راکتور جانبی بی‌هوازی و شاهد لجن فعال در شکل ۴-۱ نشان داده شده است. با توجه به مطالعات انجام شده، این نمونه‌های بی‌هوازی، در ظرف‌های درب بسته به مدت ۳، ۵، ۷، ۱۰ و ۱۳ روز قرار گرفتند. برای هر کدام از زمان‌های مورد بررسی آزمایش رسیپرومتری در راکتور لجن فعال تکرار شده است. با توجه به سیستم رسیپرومتری، مقدار فعالیت میکروارگانیسم‌های لجن فعال به صورت کمی و کیفی در زمان‌های مختلف نشان داده می‌شود.

^۱ ASSR

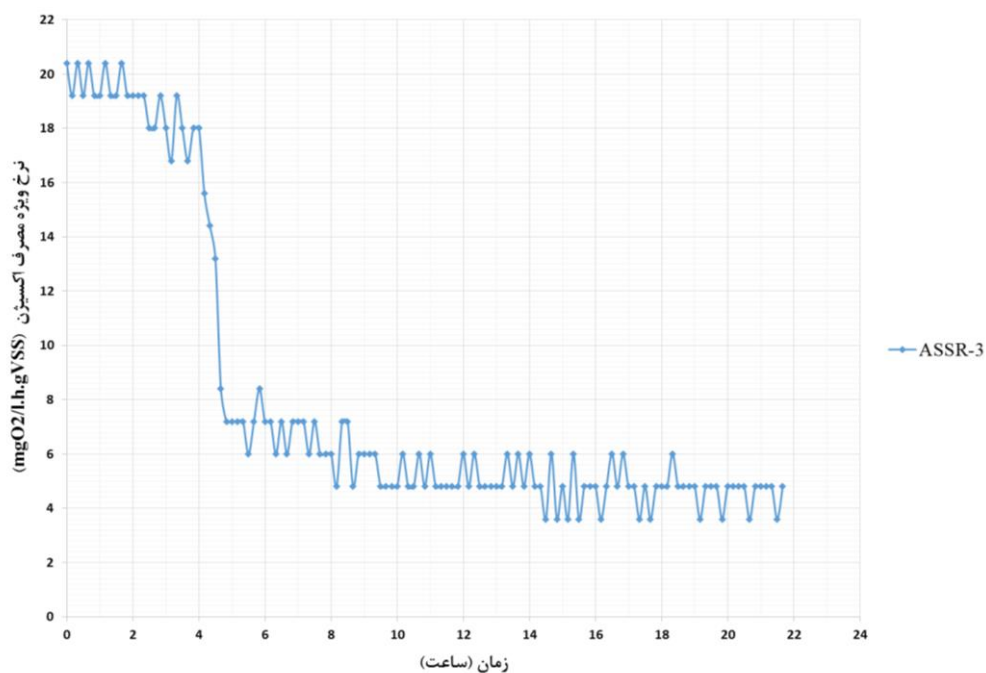
الف:



شکل ۴-۱- تغییرات نمودار رسیپرومتری در راکتورهای ASSR و راکتور شاهد

در شکل الف ۴-۱، آزمون رسیپرومتری راکتور شاهد SBR مشاهده می‌شود. نمونه ۱ لیتری شامل ۵۰۰ میلی گرم لجن به همراه ۵۰۰ میلی گرم سوبسترا ورودی پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل می‌باشد. مقدار تغییرات نرخ ویژه مصرف اکسیژن در ۲۴ ساعت رسم می‌شود. مقدار OUR_{max} در حالت SBR شاهد $20/4 \text{ mgO}_2/\text{l.h.gVSS}$ بوده و در ۶/۵ ساعت سوبسترا ورودی مصرف شده و به حالت آندوژنه می‌رسد که نرخ مصرف حدوداً ثابتی را خواهد داشت.

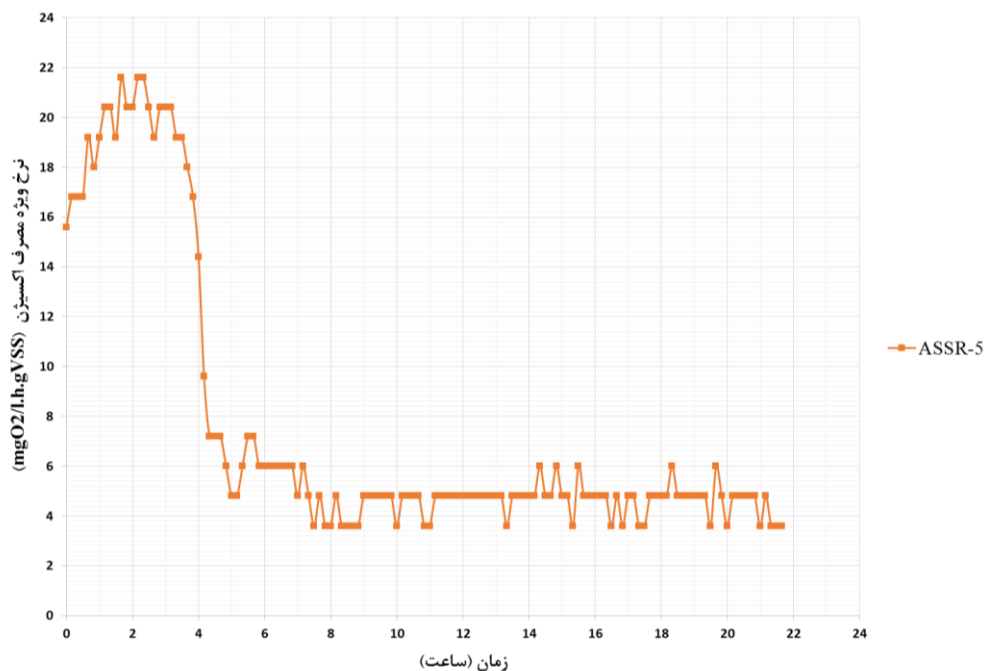
ب:



ادامه شکل ۴-۱- تغییرات نمودار رسیپرومتری در راکتورهای ASSR و راکتور شاهد

در شکل ب ۴-۱، آزمون رسیپرومتری راکتور ASSR-3 مشاهده می‌شود. نمونه ۱ لیتری شامل ۴۰۰ میلی گرم لجن فعال، ۱۰۰ میلی گرم لجن بی‌هوازی ۳ روزه به همراه ۵۰۰ میلی گرم سوبسترا ورودی پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل می‌باشد. مقدار تغییرات نرخ ویژه مصرف اکسیژن در ۲۴ ساعت رسم می‌شود. مقدار OUR_{max} در این حالت $20/4 \text{ mgO}_2/\text{l.h.gVSS}$ بوده و در ۸ ساعت سوبسترا ورودی مصرف شده و به حالت آندوژنه می‌رسد.

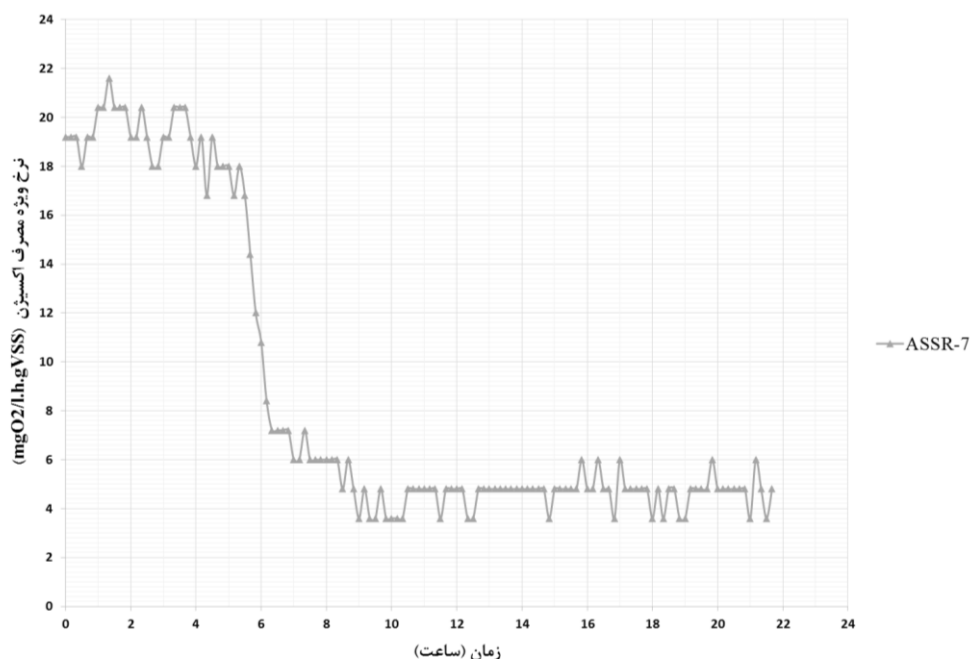
پ:



ادامه شکل ۴-۱ - تغییرات نمودار رسیپرومتری در راکتورهای ASSR و راکتور شاهد

در شکل پ ۴-۱، آزمون رسیپرومتری راکتور ASSR-5 مشاهده می‌شود. نمونه ۱ لیتری شامل ۴۰۰ میلی گرم لجن فعال، ۱۰۰ میلی گرم لجن بی‌هوازی ۵ روزه به همراه ۵۰۰ میلی گرم سوبسترا ورودی پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل می‌باشد. مقدار تغییرات نرخ ویژه مصرف اکسیژن در ۲۴ ساعت رسم می‌شود. مقدار OUR_{max} در این حالت $21.6 \text{ mgO}_2/\text{l.h.gVSS}$ بوده و در ۴/۷۵ ساعت سوبسترا ورودی مصرف‌شده و به حالت آندوژنه می‌رسد.

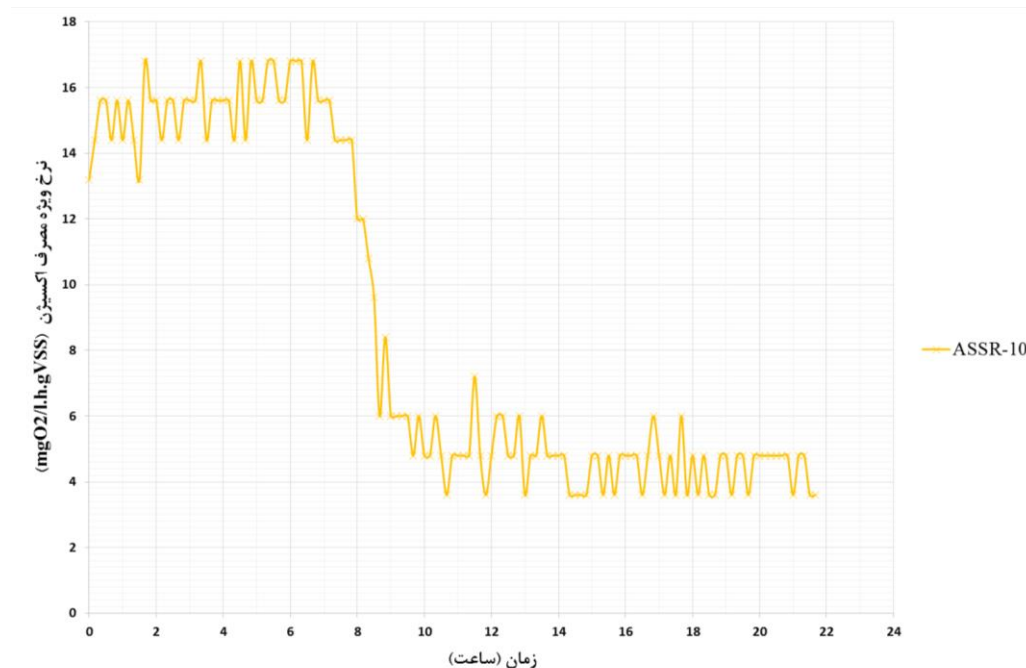
ت:



ادامه شکل ۴-۱- تغییرات نمودار رسیپرومتری در راکتورهای ASSR و راکتور شاهد

در شکل ت ۴-۱، آزمون رسیپرومتری راکتور ASSR-7 مشاهده می‌شود. نمونه ۱ لیتری شامل ۴۰۰ میلی گرم لجن فعال، ۱۰۰ میلی گرم لجن بی هوازی ۷ روزه به همراه ۵۰۰ میلی گرم سوپسترا ورودی پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل می‌باشد. مقدار تغییرات نرخ ویژه مصرف اکسیژن در ۲۴ ساعت رسم می‌شود. مقدار OUR_{max} در این حالت $21/6 \text{ mgO}_2/\text{l.h.gVSS}$ بوده و در ۶/۵ ساعت سوپسترا ورودی مصرف شده و به حالت آندوژنه می‌رسد.

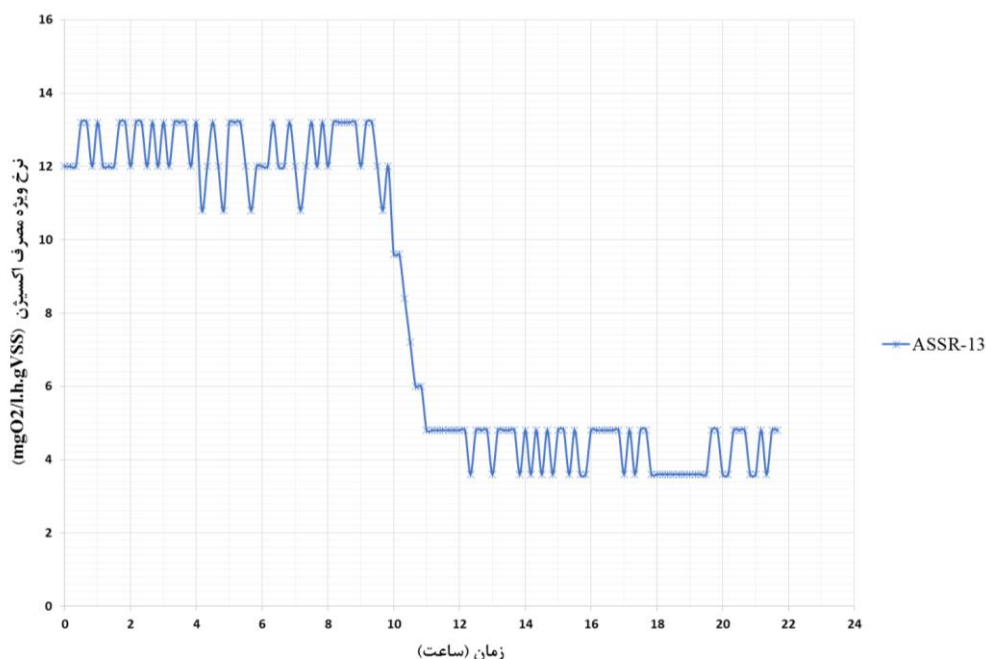
ث:



ادامه شکل ۴-۱- تغییرات نمودار رسیپرومتری در راکتورهای ASSR و راکتور شاهد

در شکل ث ۴-۱، آزمون رسیپرومتری راکتور ASSR-10 مشاهده می‌شود. نمونه ۱ لیتری شامل ۴۰۰ میلی گرم لجن فعال، ۱۰۰ میلی گرم لجن بی‌هوازی ۱۰ روزه به همراه ۵۰۰ میلی گرم سوبسترا ورودی پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل می‌باشد. مقدار تغییرات نرخ ویژه مصرف اکسیژن در ۲۴ ساعت رسم می‌شود. مقدار OUR_{max} در این حالت $16/8 \text{ mgO}_2/\text{l.h.gVSS}$ بوده و در ۹ ساعت سوبسترا ورودی مصرف‌شده و به حالت آندوژنه می‌رسد.

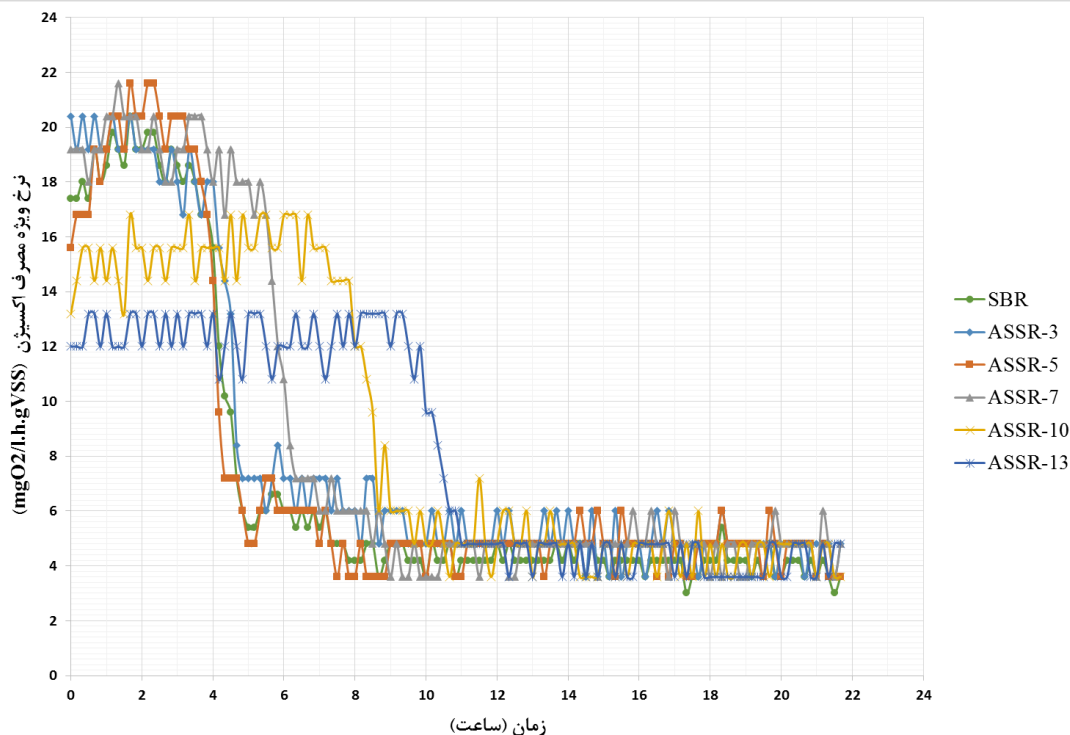
ج:



ادامه شکل ۴-۱- تغییرات نمودار رسیپرومتری در راکتورهای ASSR و راکتور شاهد

در شکل ج ۴-۱، آزمون رسیپرومتری راکتور ASSR-13 مشاهده می‌شود. نمونه ۱ لیتری شامل ۴۰۰ میلی گرم لجن فعال، ۱۰۰ میلی گرم لجن بی‌هوازی ۱۳ روزه به همراه ۵۰۰ میلی گرم سوبسترا ورودی پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل می‌باشد. مقدار تغییرات نرخ ویژه مصرف اکسیژن در ۲۴ ساعت رسم می‌شود. مقدار OUR_{max} در این حالت $13/2 \text{ mgO}_2/\text{l.h.gVSS}$ بوده و در ۱۰/۵ ساعت سوبسترا ورودی مصرف شده و به حالت آندوژنه می‌رسد.

ج:



ادامه شکل ۴-۱- تغییرات نمودار رسیپرومتری در راکتورهای ASSR و راکتور شاهد
 الف: راکتور شاهد SBR ب: $HRT_{ASSR} = 3 \text{ day}$ پ: $HRT_{ASSR} = 5 \text{ day}$
 ت: $HRT_{ASSR} = 7 \text{ day}$ ث: $HRT_{ASSR} = 10 \text{ day}$ ج: $HRT_{ASSR} = 13 \text{ day}$

با توجه به شکل ۴-۱ مشخص می‌گردد که با افزایش زمان ماند هیدرولیکی راکتور جانبی بی‌هوازی تا ۷ روز، در نمودار رسیپرومتری تغییرات محسوسی مشاهده نمی‌شود. با افزایش HRT_{ASSR} به ۱۰ یا ۱۳ روز، شاهد کاهش حداکثر نرخ مصرف اکسیژن خواهیم بود. همان طور که در شکل ۴-۱ و جدول ۴-۱ مشخص است کاهش شیب و OUR_{max} به طور محسوس در زمان ماند ۱۰ و ۱۳ روز صورت گرفته است که نشان از غالب شدن باکتری‌های کند رشد در راکتور لجن فعال دارد که نکته مثبتی در فرآیند بهینه‌سازی راکتور لجن فعال با ASSR می‌باشد.

جدول ۴-۱- حداکثر نرخ ویژه مصرف اکسیژن

واحد	حداکثر نرخ ویژه مصرف اکسیژن	پایلوت
$mgO_2/l.h.gVSS$	۲۰/۴	SBR
	۲۰/۴	ASSR-3
	۲۱/۶	ASSR-5
	۲۱/۶	ASSR-7
	۱۶/۸	ASSR-10
	۱۳/۲	ASSR-13

لازم به ذکر است وضعیت نوسانی منحنی‌ها و نرخ مصرف اکسیژن در منحنی‌ها پس از مصرف سوپسترا در پایلوت، به دلیل کمبود مواد غذایی، وارد حالت آندوژنه شده و سیکل زوال و رشد اندکی تا تامین اکسیژن و مواد مغذی ادامه پیدا می‌کند.

جدول ۴-۲- محاسبه بازده لجن تولیدی و ضریب اضمحلال

پایلوت	اکسیژن مصرف شده برای سوپسترا ورودی ($mgO_2/L.gVSS$)	اکسیژن مصرف شده برای تجزیه خودخوری ($mgO_2/L.gVSS$)	COD_{in} (mg/l)	COD_{out} (mg/l)	بازده تولید لجن (Yield)	ضریب اضمحلال k_d
SBR	۵۸/۱۸	۴۳/۲	۳۱۰	۳۵	۰/۷۹	۰/۰۶۳
ASSR-3	۶۲/۱۱	۵۶/۰۵	۳۱۰	۳۱	۰/۷۸	۰/۱۵
ASSR-5	۵۶/۰۶	۳۷/۸	۳۱۰	۳۵	۰/۸	۰/۰۱۲
ASSR-7	۷۰/۸۷	۵۶/۱۶	۳۱۰	۳۱	۰/۷۵	۰/۰۶۲
ASSR-10	۸۰/۵۶	۶۱/۹۵	۳۱۰	۳۱	۰/۷	۰/۰۸۵
ASSR-13	۶۶/۵	۷۳/۸۱	۳۱۰	۳۵	۰/۷۶	۰/۰۷۱

با توجه به جدول ۴-۲ تغییرات مجموع اکسیژن مصرفی در زمان‌ماندهای مختلف نشان از ثابت نبودن مواد مغذی در راکتور لجن فعال خواهد بود. با توجه به یکسان بودن سوپسترا ورودی، امکان دارد که تغییرات مواد مغذی در راکتور بی‌هوازی اتفاق بیفتد که نشان از زوال سلولی در راکتور بی‌هوازی

و رشد پنهان در راکتور لجن فعال دارد. حد اکثر نرخ مصرف اکسیژن در روز دهم زمان ماند هیدرولیکی راکتور بی‌هوازی مشاهده گردید که منطبق با مطالعات نوواک و همکاران در سال ۲۰۰۷ می‌باشد. ممکن است دلیل افزایش نرخ مصرف اکسیژن، گرسنگی باکتری‌ها و زوال پیش‌آمده در راکتور بی‌هوازی با حذف بهتر و رشد پنهان در راکتور لجن فعال باشد که نیاز به مطالعات تکمیلی در ادامه دارد. با توجه به جدول ۴-۲ بازده تولید لجن حداقل در ASSR-10 باراندمان کاهش ۹ درصد نسبت به راکتور شاهد صورت گرفته است. مطابق با پژوهش چن و همکاران در سال ۲۰۰۳، بخش اصلی کاهش لجن در سیستم راکتور جانبی بی‌هوازی، به دلیل تجزیه بیومس بوده است و کاهش ضریب کلی تولید بیومس سیستم مشاهده است [۱۴].

۲-۲-۴- نتایج حاصل از آزمایش‌های COD محلول

در شکل ۴-۲ نتایج حاصل از تغییرات SCOD نهایی لجن تصفیه‌خانه فیضیه بابل در زمان‌ماندهای مختلف داخل راکتور ASSR نشان داده شده است.



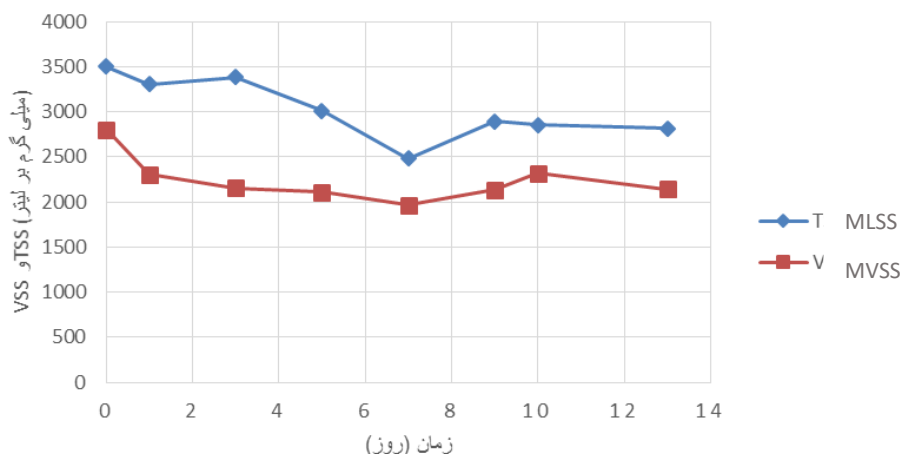
شکل ۴-۲- تغییرات SCOD در HRT_{ASSR} مختلف

به دلیل ایجاد شوک در لخته لجن و لیز سلول‌های بیولوژیکی که منجر به حلالیت ماده آلی، کاهش اندازه ذرات و غیر فعال کردن میکرو ارگانیسم‌های لجن می‌شوند، هیدرولیز و تجزیه سلولی رخ می‌دهد. اکسیژن موردنیاز شیمیایی محلول لجن فاضلاب، یک پارامتر مهم در تعیین درجه فروپاشی لجن و میزان انحلال لجن محسوب می‌شود.

از روز‌های اولیه تغییر چشمگیری مشاهده شد و روز نهم به میانگین برابر با ۱۷۵ میلی گرم بر لیتر رسید.

۴-۲-۳- نتایج حاصل از آزمایش‌های MLSS و MLVSS

میزان MLSS لجن اولیه، ۳۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر بود که همان طور در شکل ۴-۳ مشاهده می‌شود، در ۱۳ روز آزمایشات، خروجی پایلوت بی‌هوازی به طور میانگین ۱۵ درصد کاهش یافته است.



شکل ۴-۳- تغییرات MLSS و MLVSS در HRT_{ASSR} مختلف

در روزهای اولیه تغییر چشمگیری مشاهده نشد اما از روز سوم یک‌روند کاهشی مشاهده شد و این روند به مدت ۴ روز ادامه داشت. از روز نهم به ثبات تقریبی ۲۸۵۳ میلی‌گرم بر لیتر رسید.

دلیل اصلی برای کاهش MLSS و MLVSS تخریب دیواره سلولی و انتشار ماده درون سلولی به محیط انتشار است. با هیدرولیز ترکیبات سخت و تبدیل این مواد به موادی که به آسانی تخریب پذیر باشند، MLSS خروجی کاهش می‌یابد. علت مشاهده افزایش MLSS در روز هفتم به بعد، رشد ناشی از زوال می‌باشد. با کاهش MLSS، نشان از کاهش تولید لجن بعد از راکتور بی‌هوازی در پایلوت OSA می‌باشد. به دلیل افت بیومس ناشی از خودخوری در راکتور جانبی بی‌هوازی، بیومسی که از سیستم به عنوان زائد باید خارج شود، کاهش می‌یابد.

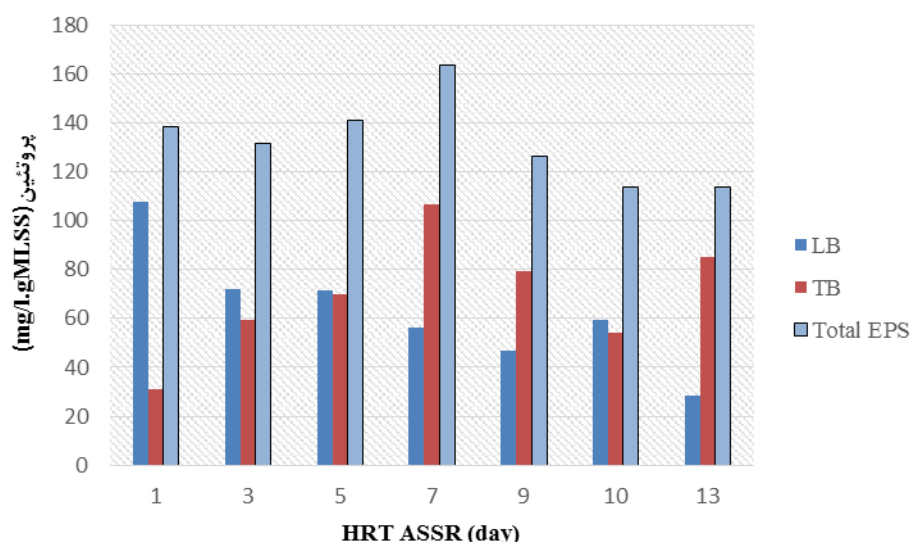
MLVSS لجن ورودی ۲۸۰۰ میلی‌گرم بر لیتر مشاهده گردید که همان طور در شکل ۴-۴ مشاهده می‌شود، در ۱۳ روز آزمایشات، MLVSS خروجی پایلوت بی‌هوازی به طور میانگین ۲۳ درصد کاهش یافته است. در تغییرات MLVSS یک‌روند کاهشی مشاهده شد و این روند به مدت ۷ روز ادامه داشت. از روز هفتم به ثبات تقریبی ۲۲۰۰ میلی‌گرم بر لیتر رسید.

۴-۲-۴- بررسی نتایج آزمایشات اندازه‌گیری pH

pH پارامتر مهمی در فرایندهای تصفیه و نیتریفیکاسیون می‌باشد، سرعت تصفیه به میزان قابل توجهی در pH زیر ۶/۸ کاهش می‌یابد. میکروارگانیسم‌ها، اغلب در pH خنثی، دارای بهترین عملکرد هضم می‌باشند. سرعت بهینه در pH حدود ۶/۸ تا ۷/۲ تنظیم می‌شود. pH خروجی از لجن فعال و راکتور بی‌هوازی برابر ۷/۲-۷/۸ است که نشانگر کارایی سیستم است. pH در لجن ASSR صرف نظر از pH لجن فعال در آن زمان به طور کلی نزدیک به ۷/۴ بود. هیدرولیز و فاز اسیدوژنیک به طور معمول مقدار pH را کاهش می‌دهد. نیاز به تنظیم pH در آزمایشگاه نبود، چراکه pH فرآیند مناسب بود.

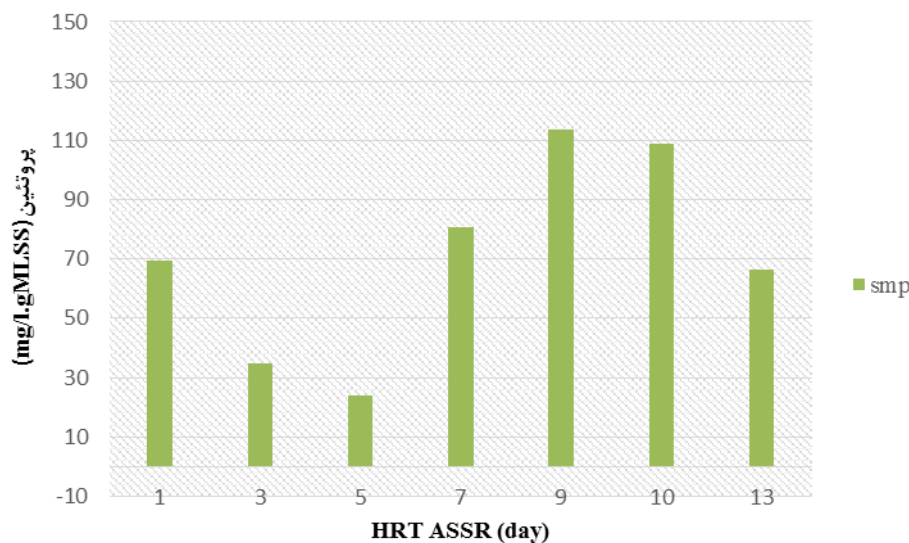
۴-۲-۵- ارزیابی EPS

تغییرات EPS استخراجی در سه مرحله سانتریفیوژ شدن مطابق روش فصل سوم در شکل ۴-۴ نشان داده‌است. سه مرحله استخراجی شامل SMP، LB و TB می‌باشد.



شکل ۴-۴- غلظت EPS شامل LB و TB در HRT_{ASSR} مختلف

همان طور که در شکل ۴-۴ نشان داده است تحت شرایط بی‌هوازی، محتویات LB-EPS کاهش یافته و لخته‌های لجن فعال در این شرایط به متلاشی شدن تمایل دارند. بخش مستحکم EPS در لجن فعال هیچ ارتباطی با SRT ندارد، اما قسمت ضعیف آن با افزایش SRT منطبق با نتایج پژوهش لی و یانگ در سال ۲۰۰۷ کاهش یافت [۵۴]. با این تفاوت که در روز دهم پایان زوال و شروع رشد پنهان مشاهده گردید.



شکل ۴-۵- غلظت SMP در HRT_{ASSR} مختلف

با توجه به شکل‌های ۴-۴ و ۴-۵، در روز اول SMP و LB زیاد می‌باشد. ولی تا روز هفتم فرایند سنتز رخ داده، محصولات قابل دسترس SMP و LB به عنوان ماده غذایی مصرف شده و TB افزایش می‌یابد. دلیل این مشاهده، در دسترس نبودن سوپسترا ورودی و در نتیجه گرسنگی باکتری‌ها می‌باشد که سبب می‌شود برای زنده‌مانی و فعالیت‌های میکروبی کاتابولیسم آن را مصرف کنند. در روز نهم آزادسازی TB رخ داده که علت آن زوال سلول می‌باشد و در نتیجه SMP و LB افزایش می‌یابد.

نواک و همکاران در سال ۲۰۰۳، بیان کردند که EPS در شرایط بی‌هوازی از ساختار فлак رها شده و منبع افزایش پروتئین‌ها و پلی‌ساکاریدها در محلول می‌باشد که با بازگشت به حوض هوادهی به آسانی تجزیه می‌شوند [۵۵].

۴-۲-۶- نتیجه‌گیری زمان‌ماند بهینه

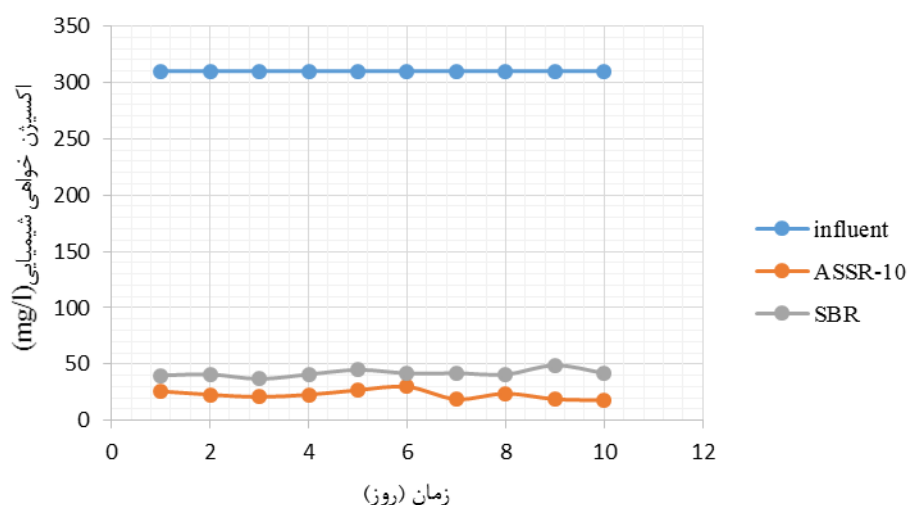
با توجه به مرحله اول تحقیق انجام شده، حذف بهتر، کاهش بازده لجن تولیدی، زوال سلولی و EPS، آزادسازی SMP و SCOD و غالب شدن میکروارگانیسم‌های کند رشد در زمان‌ماند هیدرولیکی بهینه برای ۱۰ روز حاصل گردید.

۴-۳- بررسی کیفیت پساب خروجی راکتور ASSR-10 و شاهد

در مرحله دوم تحقیق، به بررسی و مقایسه پارامترهای کیفیت پساب خروجی راکتور بهینه ASSR-10 و شاهد پرداخته شد.

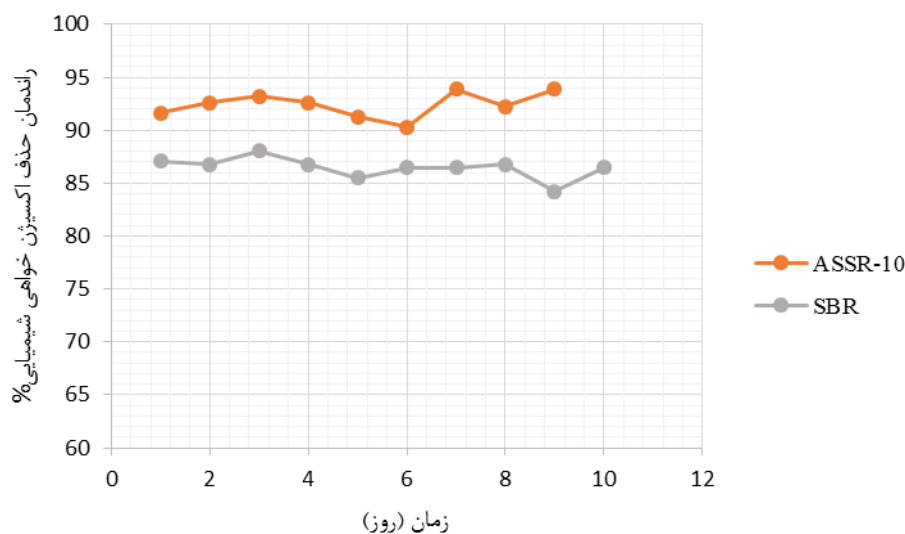
۴-۳-۱- مقایسه راندمان حذف COD

تغییرات COD در نمودار ۴-۶ طول دوره آزمایش به مدت ۱۰ روز را نشان می‌دهد. مقدار COD فاضلاب ورودی به سیستم مقدار ثابت ۳۱۰ میلی گرم بر لیتر می‌باشد. COD خروجی از پایلوت در طی عملیات تصفیه نشان‌دهنده کارایی سیستم راکتور جانبی بی‌هوازی و لجن فعال در حذف مواد بیولوژیکی و شیمیایی است. این مقادیر خروجی از ۱۸ به ۳۰ میلی گرم بر لیتر در دوره متغیر می‌باشد اما در خصوص سیستم لجن فعال بکار گرفته شده در تصفیه‌خانه فیضیه مقادیر خروجی تقریباً ثابت و در حدود ۲۷ تا ۳۵ میلی گرم بر لیتر است. انتشار COD محلول در ASSR، تأثیر کوچکی بر روی عملکرد و راندمان حذف COD کل سیستم دارد [۴]، [۱۰].



شکل ۴-۶- مقادیر COD ورودی و خروجی پایلوت و شاهد

شکل ۴-۷ راندمان حذف COD از سیستم‌های لجن فعال تصفیه‌خانه و پایلوت تحقیقاتی راکتور جانبی بی‌هوازی را نشان می‌دهد. با استفاده از این نمودار برمی‌آید که درصد حذف COD در تصفیه‌خانه لجن فعال بین ۸۱-۸۷ درصد متغیر است، اما درصد حذف COD در پایلوت تحقیقاتی مورد مطالعه از ۹۱ درصد شروع و به ۹۵ درصد در انتهای دوره تحقیقات ختم می‌شود. این مطلب خود بیانگر برتری سیستم ASSR بر پکیج تصفیه‌خانه لجن فعال شهرک فیضیه است.

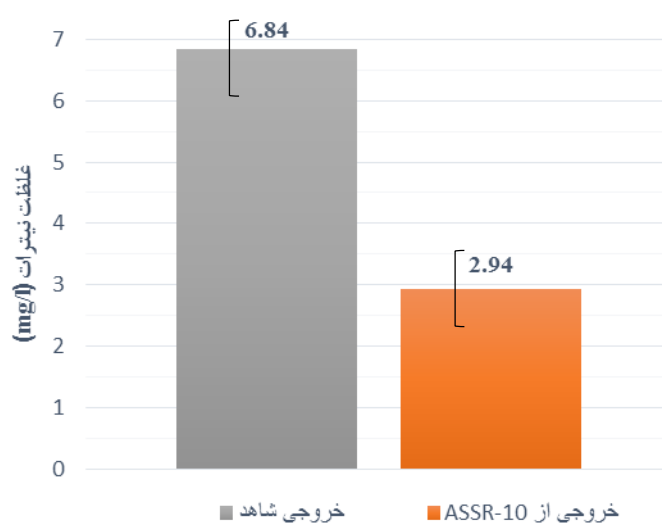


شکل ۴-۷- راندمان حذف COD

۴-۳-۲- بررسی نتایج آزمایشات نیتروژن نیتراتی ($N-NO_3$)

شکل ۴-۸ تغییرات نیتروژن نیتراتی در طول دوره آزمایشات را نشان می‌دهد. مقادیر خروجی از سیستم پایلوت از $3/4$ میلی گرم بر لیتر در ابتدای آزمایشات شروع شده و به $2/7$ میلی گرم بر لیتر در انتهای دوره می‌رسد. اما در خصوص سیستم لجن فعال بکار گرفته شده در تصفیه خانه فیضیه مقادیر خروجی تقریباً ثابت و در حدود ۷ میلی گرم بر لیتر است.

با توجه به حذف نیتروژن، اغلب مطالعات و منابع علمی نشان می‌دهند که فرآیند OSA تأثیر منفی بر روی حذف نیتروژن ندارد [۶۱]، [۶۴]، [۷۳].



شکل ۴-۸- مقادیر $N-NO_3$ خروجی

در فرآیند OSA، غلظت $\text{NO}_3\text{-N}$ پساب به طور قابل توجهی کاهش می‌یابد که همانطور که در مطالعه‌ی انجام‌شده توسط سابی و همکاران در سال ۲۰۰۳ نیز دیده می‌شود این مساله را می‌توان به دنیتریفیکاسیون نسبت داد [۸]. نیمی از نیترات طی فرآیند راکتور بی‌هوازی جانبی باوجود کمبود کربن دنیتریفیکاسیون شده است [۷۳]. دنیتریفیکاسیون بیشتری در اطراف هسته‌ی مرکز فلاک‌ها، جایی که کمبود اکسیژن وجود دارد، رخ می‌دهد [۶۰].

۴-۳-۳- بررسی نتایج آزمایشات فسفات (P-PO_4)

فرآیند حذف فسفر از طریق جذب و رهاسازی ارتوفسفات^۱، توسط ارگانیسم‌های باکتری‌های حذف‌کننده‌ی فسفات، در یک فرآیند هوازی-بی‌هوازی انجام می‌شود که در نهایت فسفر از طریق دفع لجن مازاد از سیستم دفع می‌شود [۳۵]، [۶۰]. شکل ۴-۹ تغییرات فسفات در طول دوره آزمایشات را نشان می‌دهد. مقدار فسفات ورودی به سیستم ۳/۵ الی ۴ میلی‌گرم بر لیتر می‌باشد. فسفات خروجی از پایلوت در طی عملیات تصفیه نشان‌دهنده کارایی سیستم در حذف مواد مغذی می‌باشد. این مقادیر خروجی در پایلوت ASSR روند ثابتی را نشان می‌دهد چراکه در راکتور بی‌هوازی تولید فسفات اتفاق می‌افتد. اما در خصوص سیستم لجن‌فعال بکار گرفته‌شده در تصفیه‌خانه مقادیر خروجی کمتر از مقادیر ورودی است، بدین معنی که سیستم لجن‌فعال قادر به حذف فسفات می‌باشد. چراکه چرخه تبدیل ATP به ADP باعث مصرف فسفر می‌شود و در راکتور بی‌هوازی به علت کمبود غذا، چرخه کاتابولیسم به حالت جفت نشده تبدیل می‌شود. تأثیر ASSR بر حذف فسفر، توسط داتا و همکاران در سال ۲۰۰۹ و گوئل و نوگوئرا در سال ۲۰۰۶ مورد مطالعه قرار گرفت. در نخستین مطالعه، فرآیند SBR-OSA، به دست آمدن درصد کمتری از حذف فسفر نسبت به فرآیند کنترل، را منجر شده است. [۷۳].

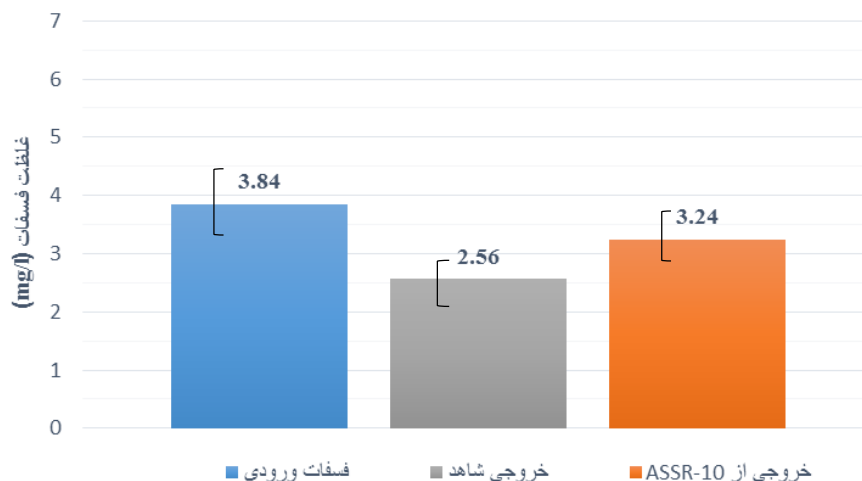
در مقابل، گوئل و نوگوئرا در سال ۲۰۰۶، حذف بیولوژیکی فسفر را انجام دادند و گزارش کردند که سیستم SBR-OSA حذف فسفر بیشتری (۹۸٪) را نسبت به سیستم کنترل SBR داشته است (۸۴٪)، و شرح دادند که این فرآیند قادر به کاهش هم‌زمان لجن مازاد و غلظت فسفر می‌باشد. نویسندگان این نتیجه را به عنوان توانایی ASSR برای انتخاب باکتری تخمیرکننده که به تشکیل اسیدهای چرب فرار^۲ در مخزن هوازی کمک می‌کند، توضیح داده‌اند که متابولیسم حذف فسفر را افزایش می‌دهد [۳۵].

حذف بیولوژیکی فسفر در ناحیه بی‌هوازی شروع می‌شود که استات به وسیله باکتری‌های ذخیره‌کننده فسفر جذب‌شده و به محصولات ذخیره‌کننده کربن که انرژی و رشد را در ناحیه هوازی

^۱ PO_4^{3-}

^۲ Volatile fatty acids

بعدی فراهم می‌کند، تبدیل می‌شود. COD قابل تجزیه بیولوژیکی سریع^۱ منبع اصلی اسیدهای چرب فرار برای باکتری‌های ذخیره‌کننده فسفر می‌باشد [۶۰]. با توجه به شکل ۴-۹ و جدول ۳-۲، در فاضلاب شهرک کوچک خانگی، غلظت rbCOD کم بوده و کارای حذف بیولوژیکی فسفر به دلیل کم بودن مواد آلی، پایین است.



شکل ۴-۹- مقادیر P-PO₄ ورودی و خروجی

۴-۳-۴- بررسی نتایج آزمایشات اندازه‌گیری شاخص حجم لجن

به منظور کنترل عملکرد سیستم هوادهی از پارامتری به نام شاخص حجم لجن^۲ استفاده می‌شود که عبارت است از حجم اشغال‌شده بر حسب میلی‌لیتر توسط یک گرم از مواد معلق، که از رابطه ۴-۱ محاسبه می‌شود.

$$SVI = [Vs \text{ (ml/l)} \times 1000 \text{ (mg/g)}] / [X \text{ (mg/l)}] \quad \text{رابطه ۴-۱}$$

V_s : حجم لجن ته‌نشین شده در استوانه مدرج ۱ لیتری پس از ۳۰ دقیقه

$MLSS : X$

$$SVI = 50 - 150 \text{ ml/g}$$

ته‌نشینی مناسب

$$SVI > 150 \text{ ml/g}$$

ته‌نشینی نامناسب

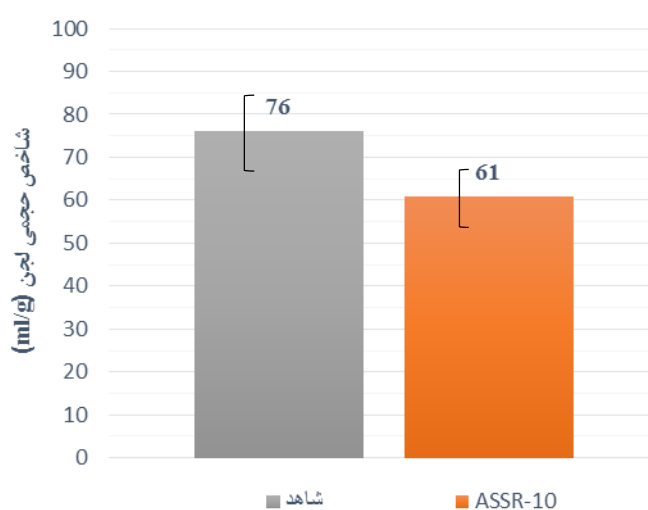
$$SVI > 200 \text{ ml/g}$$

ایجاد پدیده بالکینگ

^۱ Readily biodegradable COD (rbCOD)

^۲ SVI

تغییرات SVI در دو سیستم لجن فعال و بیوراکتور غشایی در شکل ۴-۱۰ آمده است. همان گونه که در این نمودار مشخص گردیده است، مقادیر SVI مربوط به سیستم SBR در حدود ۷۰ میلی‌لیتر بر گرم بوده که این مسئله خود بیانگر ته‌نشینی مناسب لجن خروجی از تانک هوادهی تصفیه‌خانه می‌باشد. از سوی دیگر پس از ۱۰ روز میزان SVI در پایلوت ASSR به بالای ۵۰ میلی‌لیتر بر گرم می‌رسد و تا پایان دوره آزمایشات به مقدار تقریباً ثابت ۶۵ میلی‌لیتر بر گرم ختم می‌گردد و این نشانگر خصوصیات مناسب لجن تولیدی در سیستم ASSR-10 برای اقدامات تصفیه‌ای نهایی نظیر هاضم‌های لجن و آبگیری آن می‌باشد.

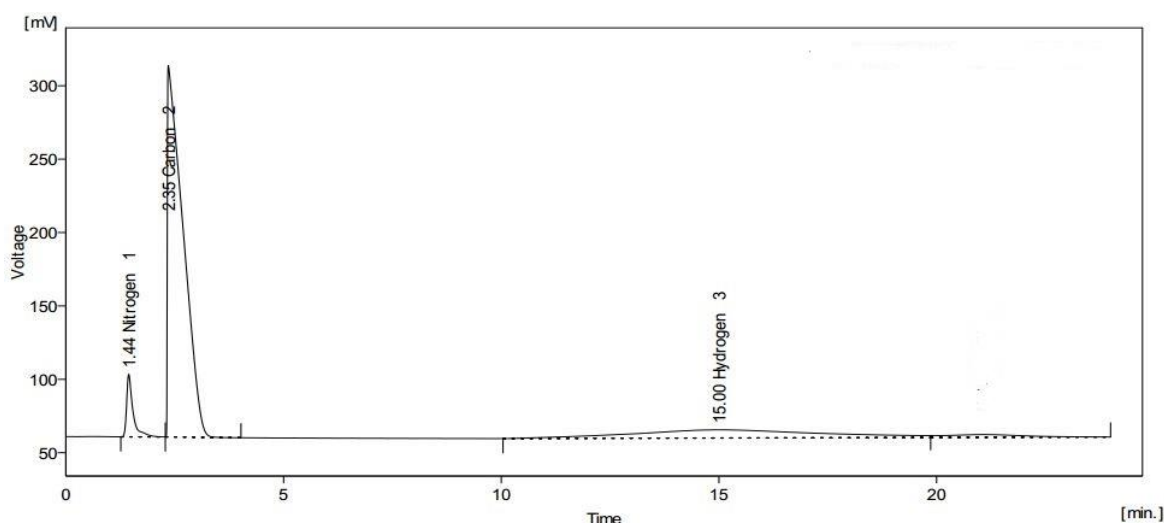


شکل ۴-۱۰- مقادیر SVI

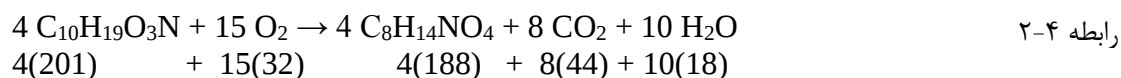
دیباگر و همکاران در سال ۱۹۸۵، شکل و ساختار فلاک‌های لجن را بررسی کردند و اعلام کردند فلاک‌های بلند نسبت به فلاک‌های گرد دارای شاخص حجم لجن بیشتری هستند که فلاک‌های متراکم و گرد از سن بالاتر لجن برخوردار بوده و سریع‌تر ته‌نشین می‌شود [۸۳]. در راکتور ASSR-10 به علت سن بالاتر لجن، فلاک‌ها گردتر بوده و بهتر ته‌نشین می‌شوند.

۴-۴- واکنش استیکیومتری تصفیه فاضلاب لجن فعال

یک رابطه استیکیومتری تعریف‌شده بین ماده غذایی حذف‌شده و میزان اکسیژن مصرفی از یک سو و بازده جرم سلولی قابل مشاهده در طی واکنش تجزیه ماده آلی از سوی دیگر وجود دارد. موازنه جرمی متداول‌ترین رابطه‌ای است که برای بیان سرنوشت ماده غذایی تعریف‌شده است. واکنش دقیق استوکیومتری اکسیداسیون بیولوژیکی مخلوط ترکیبات موجود در فاضلاب ناشناخته است. با انجام آزمایش آنالیز عنصری به نتایج شکل ۴-۱۱ دست یافتیم.



شکل ۴-۱۱- آنالیز عنصری لجن فعال



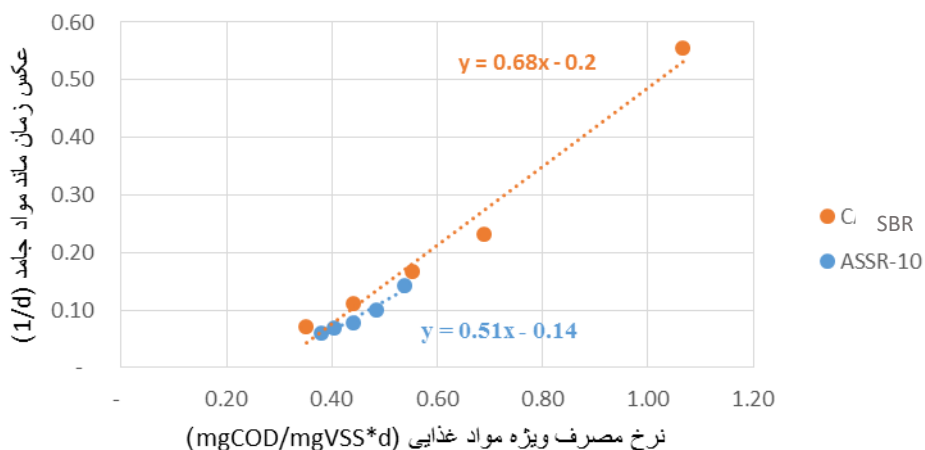
بخشی از ماده غذایی مورد استفاده در این مثال به سلول های جدید و بخشی اکسید می شود. بازده از رابطه ۴-۳ به دست می آید.

$$Y = \frac{\Delta(C_8H_{14}NO_4)}{\Delta(C_{10}H_{19}O_3)} = \frac{4(188 \text{ g/mole})}{4(201 \text{ g/mole})} = 0.93$$

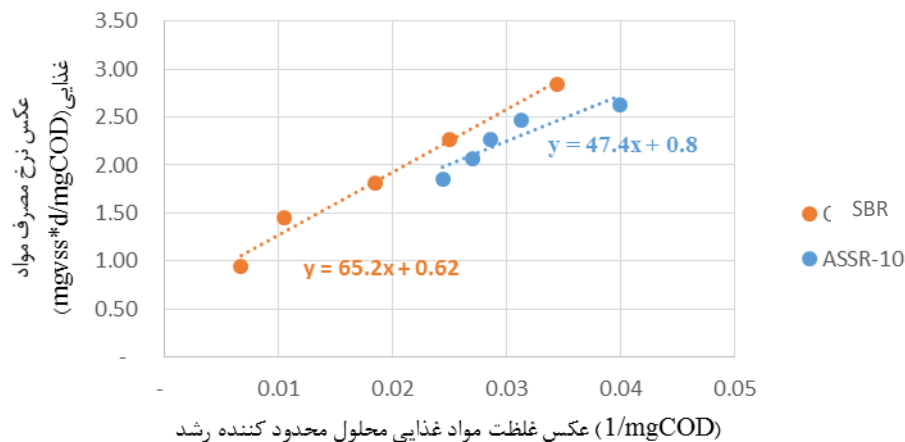
رابطه ۴-۳

۴-۵- بررسی سینتیک واکنش لجن فعال با راکتور ASSR-10

نتایج حاصل از این مطالعه با توجه به روابط ۳-۱۷ و ۳-۲۳ و پایلوت بخش ۳-۵ فصل سوم، در نمودار ۴-۱۲ و ۴-۱۳ و ضرایب سینتیکی برای راکتور لجن فعال شاهد و راکتور SBR شامل لجن بی هوازی برگشتی در جداول ۴-۳ ارائه شده است.



شکل ۴-۱۲- نمودار نرخ مصرف ویژه مواد غذایی به عکس زمان ماند مواد سلولی



شکل ۴-۱۳- نمودار عکس غلظت مواد غذایی محلول محدود کننده رشد و عکس نرخ مصرف ویژه مواد غذایی

جدول ۴-۳- ضرایب سنتیکی

واحد	ASSR-10	SBR	پارامترهای سنتیکی
-	۰/۵۱	۰/۶۸	yield
d ⁻¹	۰/۱۴	۰/۲	K _d
d ⁻¹	۱/۲۵	۱/۶۱	k
mg/l.d	۵۹/۲۵	۱۰۵	K _s

نتایج نشان می‌دهد که کاهش بازده تولیدی لجن ۲۵ درصدی اتفاق افتاده است که دلیل آن مکانیسم‌های کاهش لجن از قبیل رشد پنهان، در دسترس نبودن غذا برای باکتری‌ها و متابولیسم جفت نشده، غالب شدن کند رشد ها و تخریب EPS می‌باشد که در فاز اول مطالعات مورد بحث قرار گرفت. نوع سوپسترا و تغییر در باکتری‌های موجود در فاضلاب می‌تواند کاهش ضریب بازدهی لجن را سبب شود.

در ضریب اضمحلال کاهش ۰/۰۶ مشاهده شده است که ممکن است به دلیل وجود مواد سخت تخریب پذیر بیولوژیکی ناشی از زوال تدریجی موجود در راکتور بی هوازی می‌باشد.

نتایج به دست آمده از مطالعات انجام شده در آزمایشگاه، نشان می‌دهد ضرایب بازده تولید لجن راکتور ها در محدوده مقادیر ضرایب سنتیکی شرکت مهندسی متکف یعنی ۰/۷-۰/۳ بر حسب COD می‌باشد و با محدوده پیشنهادی معتبر مطابقت دارد [۶۰].

همچنین ثابت سرعت خود تخریبی به ترتیب برابر با 0.14 d^{-1} و 0.20 به دست آمده که در لجن فعال با محدوده پیشنهادی معتبر شرکت مهندسی متکف و ادی که بین 0.06 الی 0.15 که مطابقت نمی کند.

۴-۶- ارتقا پکیج تصفیه فاضلاب فیضیه بابل

با توجه به فاز های مطالعاتی انجام شده در آزمایشگاه و اطلاعات به دست آمده، جهت ارتقا فرآیند تصفیه خانه موجود به سیستمی کم هزینه با کاهش لجن تولیدی که کیفیت پساب خروجی هم بهبود ببخشد، سیستم ارتقای راکتور جانبی بی هوازی در لجن فعال متداول متمر بخش می باشد. اجرا سیستم ارتقای مربوطه خارج از بحث تحقیق حاضر است که در پیشنهادات مطرح می شود.

فصل ۵

جمع‌بندی و پیشنهادها

۵-۱- مقدمه

در این فصل، ابتدا به بیان نتایج حاصل از پژوهش و تحقیق درمورد راکتور جانبی بی‌هوازی در خط برگشت لجن در این پایان‌نامه پرداخته شده و در ادامه پیشنهاداتی در زمینه انجام تحقیقات بعدی ذکر می‌گردد.

۵-۲- نتیجه‌گیری

- ✓ در زمان ماند ۱۰ و ۱۳ روز راکتور جانبی بی‌هوازی، غالب شدن باکتری های کند رشد در راکتور لجن فعال اتفاق می‌افتد که نکته مثبتی در فرآیند بهینه‌سازی راکتور لجن فعال با ASSR می‌باشد.
- ✓ حد اکثر نرخ مصرف اکسیژن در روز دهم زمان ماند هیدرولیکی راکتور بی‌هوازی مشاهده گردید که به دلیل گرسنگی باکتری ها و زوال پیش‌آمده می‌باشد. افزایش مقدار OUR به علت افزایش غلظت COD محلول و افزایش متابولیسم برای انرژی درونی باشد.
- ✓ MLSS خروجی پیلوت بی‌هوازی به طور میانگین ۱۵ درصد کاهش یافته است که نشان از کاهش حداقلی ۱۵ درصد در بازده تولید لجن می‌باشد.
- ✓ کاهش ۲۵ درصدی ضریب Y با تعبیه راکتور بی‌هوازی جانبی
- ✓ افزایش غلظت ترکیبات پلیمری خارج سلولی در سیستم ASSR-10
- ✓ بهبود شاخص حجمی لجن SVI
- ✓ عدم تاثیر منفی بر کیفیت پارامتر COD پساب خروجی
- ✓ عدم تاثیر منفی بر کیفیت پارامتر NO_3^- پساب خروجی
- ✓ غلظت rbCOD کم بوده و کارایی حذف بیولوژیکی فسفر به دلیل کم بودن مواد آلی، پایین است

۵-۳- پیشنهادات

- رفتار پیلوت ASSR در برابر تغییرات دبی بررسی شود.
- رفتار پیلوت ASSR در برابر تغییرات بار آلی ورودی بررسی شود.
- پیلوت ASSR در بازه زمانی طولانی‌تری مورد کاربری قرار گیرد تا تاثیر فرایندهای بیولوژیکی کاملاً محسوس گردد.
- اثر تغییرات نوع فاضلاب و دما در میزان کارایی پیلوت موردبررسی قرار گیرد.
- دامنه پارامترهای مورد آزمایش قرارگرفته افزایش یابد نظیر فلزات سنگین و مواد رادیواکتیو و غیره.
- میزان سمیت فاضلاب و تاثیر آن بر فرایند بیولوژیکی پیلوت بهینه‌شده با ASSR بررسی گردد.
- با افزودن اسیدهای چرب و مواد آلی به پیلوت تصفیه فاضلاب بهینه‌شده فیضیه بابل، راندمان حذف فسفر موردبررسی قرار بگیرد.
- اجرا سیستم ارتقا یافته پکیج تصفیه‌خانه فیضیه بابل

مراجع

مراجع

- [1] Y. Wei, R. T. Van Houten, A. R. Borger, D. H. Eikelboom, and Y. Fan, "Minimization of excess sludge production for biological wastewater treatment," vol. 37, pp. 4453–4467, 2003.
- [2] H. Ødegaard, "Sludge minimization technologies - An overview," *Water Sci. Technol.*, vol. 49, no. 10, pp. 31–40, 2004.
- [3] P. Foladori, G. Andreottola, and G. Ziglio, *sludge reduction technologies in wastewater treatment plants*. 2010.
- [4] G. U. Semblante *et al.*, "Bioresource Technology Sludge cycling between aerobic , anoxic and anaerobic regimes to reduce sludge production during wastewater treatment : Performance , mechanisms , and implications," *Bioresour. Technol.*, vol. 155, pp. 395–409, 2014.
- [5] gh chen, W. Yip, H. Mo, and Y. U. Liu, "EFFECT OF SLUDGE FASTING / FEASTING ON GROWTH OF," vol. 35, no. 4, pp. 1029–1037, 2001.
- [6] ن. مهردادى ا. تكدستان. "بررسى روش هاى مختلف كاهش لجن بيولوژيكي در سيستم هوازى تصفيه فاضلاب توسط فرايندهاى فيزيكي و شيميايي." pp. 1–8.
- [7] ع. عظيمى, ع. ترابيان, ا. تكدستان. "روش هاى كاهش توليد لجن بيولوژيكي در فرايندهاى هوازى تصفيه فاضلاب." pp. 2–7.
- [8] S. Saby, M. Djafer, and G. H. Chen, "Effect of low ORP in anoxic sludge zone on excess sludge production in oxic-settling-anoxic activated sludge process," *Water Res.*, vol. 37, no. 1, pp. 11–20, 2003.
- [9] Z. Zhou *et al.*, "Microbial community structure of anoxic – oxic-settling-anaerobic sludge reduction process revealed by 454-pyrosequencing," *Chem. Eng. J.*, vol. 266, pp. 249–257, 2015.
- [10] G. U. Semblante, F. I. Hai, H. Bustamante, N. Guevara, W. E. Price, and L. D. Nghiem, "Effects of iron salt addition on biosolids reduction by oxic-settling-anoxic (OSA) process," *Int. Biodeterior. Biodegrad.*, vol. 104, pp. 391–400, 2015.
- [11] P. Chudoba, A. Morel, and B. Capdeville, "The case of both energetic uncoupling and metabolic selection of microorganisms in the OSA activated sludge system THE CASE OF BOTH ENERGETIC UNCOUPLING AND METABOLIC SELECTION OF MICROORGANISMS IN," pp. 37–41, 1992.
- [12] S. I. Pérez-Elvira, P. Nieto Diez, and F. Fdz-Polanco, "Sludge minimisation technologies," *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.*, vol. 5, no. 4, pp. 375–398, 2006.
- [13] A. Khursheed, M. K. Sharma, V. K. Tyagi, A. A. Khan, and A. A. Kazmi, "Specific oxygen uptake rate gradient - Another possible cause of excess sludge reduction in oxic-settling-anaerobic (OSA) process," *Chem. Eng. J.*, vol. 281, pp. 613–622, 2015.
- [14] G. Chen, K. An, S. Saby, and E. Brois, "Possible cause of excess sludge reduction in an oxic-settling-anaerobic activated sludge process (OSA process)," vol. 37, pp. 3855–3866, 2003.
- [15] S. Yang, W. Guo, X. Zhou, Z. Meng, B. Liu, and N. Ren, "Bioresource Technology Optimization of operating parameters for sludge process reduction

- under alternating aerobic / oxygen-limited conditions by response surface methodology,” *Bioresour. Technol.*, vol. 102, no. 21, pp. 9843–9851, 2011.
- [16] O. Paper, “Towards a reduction in excess sludge production in activated sludge processes : biomass physicochemical treatment and biodegradation,” pp. 883–890, 1999.
 - [17] E. Neyens and J. Baeyens, “A review of thermal sludge pre-treatment processes to improve dewaterability,” vol. 98, pp. 51–67, 2003.
 - [18] M. P. J. Weemaes and W. H. Verstraete, “Review Evaluation of Current Wet Sludge Disintegration Techniques,” 2005.
 - [19] S. Pilli, P. Bhunia, S. Yan, R. J. Leblanc, R. D. Tyagi, and R. Y. Surampalli, “Ultrasonics Sonochemistry Ultrasonic pretreatment of sludge : A review,” *Ultrason. - Sonochemistry*, vol. 18, no. 1, pp. 1–18, 2011.
 - [20] Y. Liu, “Chemically reduced excess sludge production in the activated sludge process,” vol. 50, pp. 1–7, 2003.
 - [21] D. Chon, M. Rome, Y. Mo, K. Young, and C. Park, “Investigation of the sludge reduction mechanism in the anaerobic side-stream reactor process using several control biological wastewater treatment processes,” *Water Res.*, vol. 45, no. 18, pp. 6021–6029, 2011.
 - [22] J. T. Novak *et al.*, “Biological Solids Reduction Using the Cannibal Process,” vol. 79, no. 12, pp. 2380–2386, 2007.
 - [23] Y. Liu and J. Tay, “Strategy for minimization of excess sludge production from the activated sludge process,” vol. 19, pp. 97–107, 2001.
 - [24] E. W. Low and H. A. Chase, “THE USE OF CHEMICAL UNCOUPLERS FOR REDUCING BIOMASS PRODUCTION DURING BIODEGRADATION,” *Water Sci. Technol.*, vol. 37, no. 4–5, pp. 399–402, 1998.
 - [25] X. Yang, M. Xie, and Y. Liu, “Metabolic uncouplers reduce excess sludge production in an activated sludge process,” vol. 38, pp. 1373–1377, 2003.
 - [26] F. Ye and Y. Li, “Oxic-settling-anoxic (OSA) process combined with excess sludge production in the activated sludge system,” *Biochem. Eng. J.*, vol. 49, no. 2, pp. 229–234, 2010.
 - [27] X. Feng *et al.*, “Bioresource Technology Possible causes of excess sludge reduction adding metabolic uncoupler , 3 , 3 0 , 4 0 , 5-tetrachlorosalicylanilide (TCS), in sequence batch reactors,” vol. 173, pp. 96–103, 2014.
 - [28] Y. U. Liu, “BIOENERGETIC INTERPRETATION ON THE S_o /& RATIO IN SUBSTRATE-SUFFICIENT BATCH CULTURE,” vol. 30, no. 11, 1996.
 - [29] B. G. Chen and Y. Liu, “M ODELING OF E NERGY S PILLING IN S UBSTRATE -S UFFICIENT C ULTURES,” no. June, pp. 508–513, 1999.
 - [30] J. Wang, Q. Zhao, W. Jin, and J. Lin, “Mechanism on minimization of excess sludge in oxic-settling-anaerobic (OSA) process,” *Front. Environ. Sci. Eng. China*, vol. 2, no. 1, pp. 36–43, 2008.
 - [31] G. Sheng, H. Yu, and X. Li, “Extracellular polymeric substances (EPS) of microbial aggregates in biological wastewater treatment systems : A review,” *Biotechnol. Adv.*, vol. 28, no. 6, pp. 882–894, 2010.
 - [32] M. Torregrossa, G. Di Bella, and D. Di Trapani, “comparison between ozonation and osa process: analysis of excess sludge reduction in two different pilot plants,” pp. 185–193, 2012.
 - [33] Y. Mo, D. Chon, H. Kim, and C. Park, “Investigation of bacterial community in activated sludge with an anaerobic side-stream reactor (ASSR) to decrease the generation of excess sludge,” *Water Res.*, vol. 46, no. 13, pp. 4292–4300, 2012.

- [34] F. X. Ye and Y. Li, "Uncoupled metabolism stimulated by chemical uncoupler and oxic-settling-anaerobic combined process to reduce excess sludge production.," *Appl. Biochem. Biotechnol.*, vol. 127, no. 3, pp. 187–199, 2005.
- [35] R. K. Goel and D. R. Noguera, "Evaluation of Sludge Yield and Phosphorus Removal in a Cannibal Solids Reduction Process," no. October, pp. 1331–1337, 2006.
- [36] C. A. Mason, "The death and lysis of microorganisms in environmental processes," vol. 39, pp. 373–401, 1986.
- [37] L. Chu *et al.*, "Chemosphere Changes in biomass activity and characteristics of activated sludge exposed to low ozone dose," *Chemosphere*, vol. 77, no. 2, pp. 269–272, 2009.
- [38] W. Q. Guo, S. S. Yang, W. S. Xiang, X. J. Wang, and N. Q. Ren, "Minimization of excess sludge production by in-situ activated sludge treatment processes - A comprehensive review," *Biotechnol. Adv.*, vol. 31, no. 8, pp. 1386–1396, 2013.
- [39] K. An and G. Chen, "Chemical Oxygen Demand and the Mechanism of Excess Sludge Reduction in an Oxic-Settling-Anaerobic Activated Sludge Process," vol. 134, no. 6, pp. 469–477, 2008.
- [40] G. P. Sheng and H. Q. Yu, "Characterization of extracellular polymeric substances of aerobic and anaerobic sludge using three-dimensional excitation and emission matrix fluorescence spectroscopy," *Water Res.*, vol. 40, no. 6, pp. 1233–1239, 2006.
- [41] G. P. Sheng, H. Q. Yu, and Z. Yu, "Extraction of extracellular polymeric substances from the photosynthetic bacterium *Rhodospseudomonas acidophila*," *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, vol. 67, no. 1, pp. 125–130, 2005.
- [42] J. Wingender, thomas r Neu, and hans curt Flemming, *Microbial Extracellular Polymeric Substances Characterization , Structure and Function. .*
- [43] I. W. Sutherland, "Biofilm exopolysaccharides: A strong and sticky framework," *Microbiology*, vol. 147, no. 1, pp. 3–9, 2001.
- [44] X. Zhang and P. L. Bishop, "Biodegradability of biofilm extracellular polymeric substances," *Chemosphere*, vol. 50, no. 1, pp. 63–69, 2003.
- [45] P. H. Nielsen, A. Jahn, and R. Palmgren, "Conceptual model for production and composition of exopolymers in biofilms," *Water Sci. Technol.*, vol. 36, no. 1, pp. 11–19, 1997.
- [46] M. F. Dignac, V. Urbain, D. Rybacki, A. Bruchet, D. Snidaro, and P. Scribe, "Chemical description of extracellular polymers: Implication on activated sludge floc structure," *Water Sci. Technol.*, vol. 38, no. 8–9–9 pt 7, pp. 45–53, 1998.
- [47] Y.-Q. Liu, Y. Liu, and J.-H. Tay, "The effects of extracellular polymeric substances on the formation and stability of biogranules," *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, vol. 65, no. 2, pp. 143–148, 2004.
- [48] N. Janga, X. Ren, G. Kim, C. Ahn, J. Cho, and I. S. Kim, "Characteristics of soluble microbial products and extracellular polymeric substances in the membrane bioreactor for water reuse," *Desalination*, vol. 202, no. 1–3, pp. 90–98, 2007.
- [49] B. Durmaz and F. D. Sanin, "Effect of carbon to nitrogen ratio on the physical and chemical properties of activated sludge.," *Environ. Technol.*, vol. 24, no. 11, pp. 1331–40, 2003.
- [50] R. Bura *et al.*, "Composition of extracellular polymeric substances in the activated sludge floc matrix," *Water Sci. Technol.*, vol. 37, no. 4–5, pp. 325–333, 1998.

- [51] Y. Liu and H. H. P. Fang, "Influences of Extracellular Polymeric Substances (EPS) on Flocculation, Settling, and Dewatering of Activated Sludge," *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.*, vol. 33, no. 3, pp. 237–273, 2003.
- [52] X. S. Jia, H. Furumai, and H. H. P. Fang, "Extracellular polymers of hydrogen-utilizing methanogenic and sulfate-reducing sludges," *Water Res.*, vol. 30, no. 6, pp. 1439–1444, 1996.
- [53] G. P. Sheng, H. Q. Yu, and Z. Yue, "Factors influencing the production of extracellular polymeric substances by *Rhodopseudomonas acidophila*," *Int. Biodeterior. Biodegrad.*, vol. 58, no. 2, pp. 89–93, 2006.
- [54] X. Y. Li and S. F. Yang, "Influence of loosely bound extracellular polymeric substances (EPS) on the flocculation, sedimentation and dewaterability of activated sludge," *Water Res.*, vol. 41, no. 5, pp. 1022–1030, 2007.
- [55] J. T. Novak, M. E. Sadler, and S. N. Murthy, "Mechanisms of floc destruction during anaerobic and aerobic digestion and the effect on conditioning and dewatering of biosolids," *Water Res.*, vol. 37, no. 13, pp. 3136–3144, 2003.
- [56] C. Park, M. M. Abu-Orf, and J. T. Novak, "The Digestibility of Waste Activated Sludges," *Water Environ. Res.*, vol. 78, no. 1, pp. 59–68, 2006.
- [57] D. J. Barker and D. C. Stuckey, "REVIEW PAPER A REVIEW OF SOLUBLE MICROBIAL PRODUCTS (SMP) IN WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS," vol. 33, no. 14, 1999.
- [58] C. S. Laspidou and B. E. Rittmann, "Non-steady state modeling of extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass," *Water Res.*, vol. 36, no. 8, pp. 1983–1992, 2002.
- [59] C. s Laspidou and B. E. Rittmann, "A unified theory for extracellular polymeric substances , soluble microbial products , and active and inert biomass," vol. 36, pp. 2711–2720, 2002.
- [60] I. Franklin Burton, George Tchobanoglous, Ryujiro Tsuchihashi, H. David Stensel, Metcalf & Eddy, *Wastewater Engineering: Treatment and Resource*. 2014.
- [61] F. X. Ye, R. fen Zhu, and Y. Li, "Effect of several factors on peracetic acid pretreatment of sugarcane bagasse for enzymatic hydrolysis," *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, vol. 82, no. May, pp. 1115–1121, 2008.
- [62] D. Chon, M. Rome, H. Kim, and C. Park, "Investigating the mechanism of sludge reduction in activated sludge with an anaerobic side-stream reactor," pp. 93–99, 2011.
- [63] K. S. Khanal and J. Huang, "ORP-based oxygenation for sulfide control in anaerobic treatment of high-sulfate wastewater," vol. 37, pp. 2053–2062, 2003.
- [64] C. Troiani, A. L. Eusebi, and P. Battistoni, "Bioresource Technology Excess sludge reduction by biological way : From experimental experience to a real full scale application," *Bioresour. Technol.*, vol. 102, no. 22, pp. 10352–10358, 2011.
- [65] A. Ttakdastan, A. Torabian, N. Mehrdadi, and A. . Azimi, "Feasibility of using OSA Process with different ORP in Excess sludge reduction in Aerobic Biological treatment."
- [66] G. U. Semblante, F. I. Hai, H. Bustamante, N. Guevara, W. E. Price, and L. D. Nghiem, "Biosolids reduction by the oxic-settling-anoxic process: Impact of sludge interchange rate," *Bioresour. Technol.*, vol. 210, pp. 167–173, 2016.
- [67] G. U. Semblante, F. I. Hai, H. Bustamante, W. E. Price, and L. D. Nghiem, "Effects of sludge retention time on oxic-settling-anoxic process performance: Biosolids reduction and dewatering properties," *Bioresour. Technol.*, vol. 218,

- pp. 1187–1194, 2016.
- [68] J. Wang *et al.*, “A modified oxic-settling-anaerobic activated sludge process using gravity thickening for excess sludge reduction,” *Sci. Rep.*, vol. 5, no. August, p. 13972, 2015.
- [69] J. T. Novak, D. H. Chon, B.-A. Curtis, and M. Doyle, “Biological Solids Reduction Using the Cannibal Process,” *Water Environ. Res.*, vol. 79, no. 12, pp. 2380–2386, 2007.
- [70] M. Coma, S. Rovira, J. Canals, and J. Colprim, “Bioresource Technology Minimization of sludge production by a side-stream reactor under anoxic conditions in a pilot plant,” *Bioresour. Technol.*, vol. 129, pp. 229–235, 2013.
- [71] F. X. Ye, R. F. Zhu, and Y. Li, “Effect of sludge retention time in sludge holding tank on excess sludge production in the oxic-settling-anoxic (OSA) activated sludge process,” *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, vol. 83, no. 1, pp. 109–114, 2008.
- [72] L. Sun, C. W. Randall, and J. T. Novak, “The Influence of Sludge Interchange Times on the Oxic – Settling – Anoxic Process,” no. June, 2010.
- [73] T. Datta, Y. Liu, and R. Goel, “Chemosphere Evaluation of simultaneous nutrient removal and sludge reduction using laboratory scale sequencing batch reactors,” *Chemosphere*, vol. 76, no. 5, pp. 697–705, 2009.
- [74] تکدستان، ترابیان، مهرداد، عظیمی، “امکان‌سنجی استفاده از فرآیند OSA با پتانسیل اکسیداسیون و احیا در کاهش تولید لجن مازاد.” *civilica*, vol. 97, pp. 1–18, 1393.
- [75] زارع، نظیف، مهرداد، “ارتقا بازدهی فرآیند هوازی - ته‌نشینی - بی‌هوازی در کاهش حجم لجن در راکتور ناپیوسته متوالی،” ۱۹۳۱.
- [76] Y.-K. KIM, “RESPIROMETRIC MONITORING OF MICROBIAL BEHAVIORAL CHARACTERISTICS CHANGE THROUGH THE RETROFITTING PROCESS,” 2003.
- [77] M. Salehiziri, H. Amini Rad, and J. T. Novak, “Disruption of cell to cell communication in the aeration unit of a cannibal process: Sludge reduction efficiency and related mechanisms,” *Biochem. Eng. J.*, vol. 137, pp. 326–333, 2018.
- [78] E. Liwarska-Bizukojc and S. Ledakowicz, “Determination of Kinetic and Stoichiometric parameter of activated sludge models,” *Environ. Prot. Eng.*, vol. 37, no. 3, pp. 73–83, 2011.
- [79] D. Goi, G. Di Giorgio, I. Cimarosti, M. Mion, and G. Dolcetti, “An Approach to the Simulation of a Batch-respirometer,” vol. 20, no. 2, pp. 197–202, 2006.
- [80] C. L. Rai, G. Struenkmann, J. Mueller, and P. G. Rao, “Influence of ultrasonic disintegration on sludge growth reduction and its estimation by respirometry,” *Environ. Sci. Technol.*, vol. 38, no. 21, pp. 5779–5785, 2004.
- [81] S. Mardani, A. Mirbagheri, M. M. Amin, and M. Ghasemian, “Determination of Biokinetic Coefficients for Activated Sludge Processes on Municipal Wastewater,” *Iranian J. Environ. Health Sci. Eng.*, vol. 8, no. 1, pp. 25–25, 2011.
- [82] T. Nineteenth and E. Editions, “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.”
- [83] G. T. Daigger and R. E. Roper Jr, “The relationship between SVI and activated sludge settling characteristics,” *J. Water Pollut. Control Fed.*, vol. 57, no. 8, pp. 859–866, 1985.

Abstract:

Over the past two decades, excessive sludge production has grown rapidly due to increase of population, and this matter has become a crucial economic and environmental challenge today. The management of excessive sludge costs more than 50% to 65% of the total operating cost of a waste water treatment plant. The research was carried out in two different stages. In the first part of this study, a batch reactor for the simulation of the actual wastewater treatment plant, along with a side-anaerobic reactor as a unit of treatment was designed and operated. In first stage, in order to achieve the optimal hydraulic retention time (HRT) in better state of sludge removal, the trend of spirometry graph was studied and the 10 days was achieved as an optimal HRT. In the second step, the sludge production efficiency were evaluated in the control, and optimized pilot, which were, 0.68 g TS / g COD and 0.51 g TSS / g COD respectively. These results confirm that this process can reduce sludge production by more than 20%. To explain the results of sludge reduction, EPS, SCOD, MLSS, etc., have been analyzed. Thus, research has shown that side-anaerobic reactor can be an effective solution in trend of sludge production due to minimizing sludge yield, which enables the efficiency of carbon and nutrients removal using a very simple technology.

Keywords: Activated sludge, Anaerobic sidestream reactor, oxygen Uptake rate, sludge yield



Shahrood University of
Technology

Faculty of Civil Engineering

M.Sc. Thesis in Environmental Engineering

**Activated Sludge Treatment Upgrade Project for
Reduction
Excess Sludge Production by the Oxic-Settling-
Anaerobic (OSA) Process**

By: Keyvan Valinejad Shoubi

Supervisor:
Dr. Hasan Amini Rad

Advisor:
Dr. Moslem Salehi

September 2018