

بررسی تصفیه‌پذیری شیرابه زباله در بیوراکتور بی‌هوازی دو مرحله‌ای به صورت جریان پیوسته

سعید قنبری آزاد پاشاکی^۱، مهدی خجسته‌پور^{۲*}، محمدعلی ابراهیمی نیک^۳، عباس روحانی^۳

^۱ دانش آموخته کارشناس ارشد، گروه مهندسی مکانیک بیوسیستم، دانشکده کشاورزی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران

^۲ دانشیار، گروه مهندسی مکانیک بیوسیستم، دانشکده کشاورزی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران

^۳ استادیار، گروه مهندسی مکانیک بیوسیستم، دانشکده کشاورزی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران

تاریخ دریافت مقاله: ۱۳۹۶/۱۱/۱۰؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۷/۲/۳

چکیده

زمینه و هدف: در سال‌های اخیر، مدیریت و دفع مواد زائد شهری به یک مشکل جهانی و از مهمترین دغدغه‌های زیست محیطی تبدیل شده است. دفن زباله‌ها منجر به تولید زیادی از شیرابه می‌گردد. فرایند تجزیه بیولوژیک یک راه حل بالقوه و مقرون به صرفه برای تصفیه شیرابه دفن‌گاه‌های زباله شهری به شمار می‌رود. هدف این پژوهش، بررسی تصفیه‌پذیری شیرابه زباله شهری با استفاده از بیوراکتور دو مرحله‌ای بی‌هوازی در مقیاس پایلوت بوده است. **مواد و روش‌ها:** آزمایشات در دو راکتور بی‌هوازی اختلاط کامل به حجم مفید ۱۰ و ۳۰ لیتر با دبی ثابت ۲ لیتر در روز، زمان ماند هیدرولیک ۵ و ۱۵ روز و تحت شرایط دمایی مزوفیلیک انجام شد. پس از دوره شروع، میزان بارگذاری آلی از ۰/۰۷ تا ۲/۶۵ kgCOD/m³.day افزایش یافت. خروجی اولین راکتور بی‌هوازی وارد راکتور دوم می‌شد. آنالیزهای فیزیکی و شیمیایی بر مبنای روش‌های استاندارد آب و فاضلاب آمریکا انجام گردید. **یافته‌ها:** نتایج آزمایش‌ها نشان داد که مناسب‌ترین بارگذاری ۲/۰۵ kgCOD/m³.day می‌باشد که در آن راندمان حذف COD راکتور اول، دوم و کل سیستم (مجموع دو مرحله‌ای اختلاط کامل) به ترتیب ۸۰، ۶۵/۱ و ۹۳٪ بدست آمد. راندمان حذف BOD در کل سیستم نیز برابر ۹۲٪ حاصل شد. با این حال نیتروژن آمونیاکی و کلیاتیت در راکتور بی‌هوازی دو مرحله‌ای به ترتیب ۳۹ و ۱۴/۹٪ افزایش یافت. حداکثر درصد متان در راکتورهای اول و دوم به ترتیب ۷۶ و ۸۰٪ بود. **نتیجه‌گیری:** از فرایند دو مرحله‌ای بی‌هوازی می‌توان به عنوان فرایندی موثر برای بهبود تخریب‌پذیری و همچنین حذف مواد آلاینده آلی استفاده کرد.

کلمات کلیدی: تصفیه شیرابه، هضم دو مرحله‌ای، روش بیولوژیک، بیوگاز

مقدمه

در دهه‌های اخیر رشد چشم‌گیر جمعیت و توسعه شهرنشینی با افزایش زباله‌های شهری همراه بوده و موجب شده سرمایه‌گذاری‌ها در بخش دفن‌گاه به‌عنوان روشی مقرون به صرفه تبدیل شود.^{۱، ۲} با این حال در اثر گذشت زمان، کمبود مکان‌های دفن در دسترس و شکل‌گیری مقادیر زیاد شیرابه تولیدی به‌عنوان یک مشکل عمده و مسئله زیست محیطی مطرح شده است.^۳ شیرابه در اثر تجزیه بخش آلی پسماند دفن‌گاه و ترکیب با آب باران به وجود می‌آید.^۴ بدین ترتیب پردازش مناسب شیرابه به چالشی جدی تبدیل شده که دولت‌های محلی با آن مواجه هستند^۵ و در صورت عدم کنترل شیرابه و انتشار گازهای دفن‌گاه ممکن است اثرات شدید زیست محیطی حادث گردد^۶ زیرا شیرابه زباله حاوی آلاینده‌های آلی، ترکیبات نیتروژن‌دار و همچنین فلزات سنگین می‌باشد.^۷ بنابراین حذف مواد آلی شیرابه بر اساس COD (Chemical Oxygen Demand)، BOD (Biochemical Oxygen Demand) و آمونیم قبل از تخلیه به آب‌های طبیعی ضروری می‌باشد.^۸

ترکیبات شیرابه بسته به نوع زباله، محل دفن، فصل‌های مختلف، سن دفن‌گاه، نوع خاک، درجه حرارت و مقدار رطوبت متغیر می‌باشد.^۸ روش‌های پردازش بی‌هوازی برای تصفیه شیرابه جوان (شیرابه حاوی مقادیر زیاد اسیدهای چرب فرار و قابل تجزیه و هم‌چنین نسبت BOD/COD بالا) مناسب‌تر بوده و مزایایی همچون نرخ بارگذاری آلی بالاتر، هزینه‌های عملیاتی پایین‌تر و تولید بیوگاز قابل استفاده را دارد. هم‌چنین مواد جامد بدون پاتوژن به‌عنوان مواد پوششی را به همراه دارد. با این حال کاربرد مستقیم تجزیه‌هوازی برای شیرابه به‌دلیل غلظت بالای COD، نیتروژن و ترکیبات سمی بسیار دشوار می‌باشد.^{۹، ۱۰} کار اصلی فرآیند بی‌هوازی، کاهش ترکیبات زیستی آلی و نیتروژن‌دار بوده تا هزینه‌های پردازش ثانویه به حداقل برسد.^{۱۱}

براین اساس بسیاری از محققان، روش‌های بیولوژیک را در جهت حذف مواد آلاینده آلی در شرایط بی‌هوازی به کار برده‌اند.^{۱۲، ۱۳} همچنین محققانی دیگر با توجه به ویژگی‌های شیرابه، راکتور بستر ترکیبی^{۱۴}، راکتور بی‌هوازی جریان بالا (Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB))^{۱۵}، راکتور ناپیوسته متوالی (Sequencing Batch Reactor (SBR))^{۱۶} را مورد بررسی قرار داده‌اند. آگداگ و همکاران (۲۰۰۵)، پردازش شیرابه بخش آلی مواد زائد جامد شهری (مواد غذایی) را در راکتور بی‌هوازی دو مرحله‌ای UASB و مخزن اختلاط کامل (Completely Stirred Tank Reactor (CSTR)) با نرخ بارگذاری آلی متفاوت مورد بررسی قرار دادند. راندمان حذف COD در راکتور اول و دوم به ترتیب برابر ۷۹٪ و ۴۲٪ گزارش نمودند. حداکثر درصد متان نیز به ترتیب برابر ۶۴٪ و ۴۳٪ به دست آمد.^{۱۷} ایلیس و مونیگ (۲۰۰۱) نیز قابلیت حذف نیتروژن را در یک فرآیند پیش و پس-دنتریفیکاسیون شیرابه بررسی کردند که در نتیجه راندمان حذف آمونیاک و COD به ترتیب ۶۷٪ و ۶۳٪ گزارش شد. فرآیند هضم بی-هوازی و لجن فعال نیز در تصفیه‌پذیری شیرابه دفن‌گاه زباله مورد استفاده قرار گرفت که به طور کلی نرخ افزایش قلیائیت در راکتورهای بی‌هوازی اول و دوم به ترتیب برابر ۳/۲ تا ۴/۸٪ و ۱/۸ تا ۷/۹٪ حاصل شد.^{۱۸}

کالیژنی و همکاران (۲۰۰۳)، عملکرد راکتور UASB را به منظور تصفیه شیرابه دفن‌گاه تحت شرایط دمایی مزوفیلیک (۳۰°C)، زیر-مزوفیلیک (۲۰°C) و سایکروفیلیک (۱۰°C) در زمان ماند هیدرولیکی حدود ۷ ساعت مورد بررسی قرار دادند. هنگام نرخ بارگذاری آلی ۵ kgCOD/m³.day، میانگین حذف COD ۸۱٪ تحت دو دمای مزوفیلیک و ترموفیلیک گزارش شد. راندمان حذف COD برای دمای سایکروفیلیک نیز در زمان ماند ۸ ساعت و بارگذاری آلی حدود ۴۷٪، ۴۲ kgCOD/m³.day به دست آوردند.^{۱۹} هاشمی و همکاران (۲۰۱۵)، امکان استحصال بیوگاز از هضم بی‌هوازی

منظور تلقیح از راکتور بی‌هوای موجود در آزمایشگاه بیوگاز دانشگاه فردوسی مشهد تهیه شد. جامدات کل (Total Solid (TS))، جامدات فرار ((Volatile Solid (VS)) و C/N کود گاوی هضم شده به ترتیب برابر $\frac{2}{3}$ ، $\frac{35}{100}$ و ۱۸ بود.

مدل آزمایشگاهی

مدل آزمایشگاهی این پژوهش متشکل از دو راکتور بی‌هوای دو مرحله‌ای اختلاط کامل (CSTR) بود. آزمایشات در شش مرحله و به صورت پیوسته انجام گردید. سامانه بی‌هوای دو مرحله‌ای پایلوت شامل دو مخزن دوجداره استوانه‌ای به حجم کل ۲۰ (راکتور اسیدوژنیک) و ۶۰ لیتر (راکتور متانوژنیک) از جنس فولاد بود. هر یک از بیوراکتورهای بی‌هوای در شرایط دمایی مزوفیلیک کنترل گردید.

مراحل راه‌اندازی و آزمایشات

این پژوهش به مدت ۱۳۶ روز به طول انجامید. در شروع بارگذاری و راه‌اندازی سامانه جهت ایجاد توده بیولوژیک، ۴۰ درصد حجم هر بیوراکتور بی‌هوای از پساب کود گاوی هضم شده پر گردید. سپس شیرابه خام (pH حدود ۶/۵) با افزودن آب مقطر، رقیق و با COD برابر ۱۵۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب به داخل هر یک از بیوراکتورها ریخته شد. این مرحله راه‌اندازی حدود ۵ هفته بدون افزایش بار آلی به طول انجامید (فاز یک). در طول این مدت پارامترهای روزانه اندازه‌گیری و کنترل گردید. پس از دوره شروع، غلظت COD شیرابه از ۱۱۰۷۷ تا ۵۳۰۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب طی ۶ مرحله و به طور پیوسته افزایش یافت. این مراحل نیز حدود ۳ هفته به طول انجامید. نرخ جریان حجمی نیز ۲ لیتر در روز تنظیم گردید. زمان ماند هیدرولیکی ۵ و ۱۵ روز برای بیوراکتورهای اسیدوژنیک و متانوژنیک در نظر گرفته شد. خروجی بیوراکتور بی‌هوای اول وارد راکتور دوم می‌شد. مراحل پیوسته زمانی

شیرابه کمپوست زباله را مورد بررسی قرار دادند. راکتور از نوع ناپیوسته متوالی و تحت شرایط دمایی مزوفیلیک بود. محدوده نرخ بارگذاری آلی 0.93 تا $25 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$ با زمان ماند ۲۳ و ۱۲ ساعت آزمایش شد. حداکثر متان تولیدی برابر $5/7 \text{ l/day}$ تحت نرخ بارگذاری $19/65 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$ بدست آمد.^{۲۰}

تعداد کمی از محققان توجه خود را به تصفیه شیرابه با فرایند کارتر از منظر نرخ بارگذاری آلی بالا، زمان ماند هیدرولیکی پایین و راندمان متان بیش‌تر نسبت به راکتورهای معمولی به منظور افزایش زیست تخریب‌پذیری شیرابه معطوف ساخته‌اند. بررسی منابع نشان می‌دهد که مطالعه‌ای بر روی تصفیه شیرابه لندفیل مشهد در بیوراکتور دو مرحله‌ای اختلاط کامل صورت نگرفته است. بنابراین هدف از مطالعه حاضر تعیین بیشترین نرخ بارگذاری ممکن شیرابه پسماند شهری در راکتور بی‌هوای دو مرحله‌ای اختلاط کامل می‌باشد. به این منظور راندمان حذف COD، BOD، pH، $\text{NH}_4\text{-N}$ و قلیائیت در راکتورهای بی‌هوای همراه با تولید متان (سوخت زیستی) در نرخ‌های بارگذاری متفاوت مورد بررسی قرار گرفت.

مواد و روش‌ها

این پژوهش از نوع کاربردی بوده که در سال ۱۳۹۶ به صورت آزمایشگاهی و در مقیاس پایلوت تقریباً به مدت ۵ ماه در آزمایشگاه بیوگاز دانشگاه فردوسی مشهد انجام شد.

مواد اولیه و تلقیح

شیرابه از دفن‌گاه زباله شهری مشهد واقع در جاده میامی از نزدیک‌ترین نقطه به توده زباله جمع‌آوری گردید. به منظور دقت بیشتر، ۲-۳ بار در هر ماه از شیرابه نمونه‌گیری شد. شیرابه از فیلتر ۴ میلی‌متری عبور و سپس در دمای ۴ درجه سانتی‌گراد نگهداری و ذخیره گردید. پساب کود گاوی نیز به

یافته‌ها

ویژگی‌های ماده اصلی استفاده شده در این پژوهش و مقایسه آن با چند گزارش دیگر در جدول ۱ آورده شده است. با توجه به جدول ۱، شیرابه دفن‌گاه مشهد حاوی مقادیر زیاد ترکیبات آلی و نسبت ضریب تجزیه بیولوژیک (BOD₅/COD) بالا بوده که نشان‌دهنده ویژگی‌های شیرابه جوان است^{۱۸}. از آنجا که نسبت BOD₅/COD در این پژوهش در محدوده ۰/۸۱ - ۰/۷۵ بود، روش بیولوژیک برای تصفیه این شیرابه مناسب به نظر می‌رسد.^{۱۸}

بیشترین نوع فلزات سنگین موجود در شیرابه دفن‌گاه Fe و Mg یافت شد (جدول ۱). کاهش غلظت فلزات سنگین در طول زمان، یکی از خصوصیت مشترک همه دفن‌گاه‌های زباله است. فن و همکاران (۲۰۰۶) هنگام مقایسه مقادیر فلزات سنگین شیرابه تولیدی دفن‌گاه زباله در تایوان دریافتند که بیشترین مقدار متعلق به Fe و Cr بود^{۲۴}. دلایل بالا بودن پارامترهای مورد بحث نسبت به مطالعات دیگر را می‌توان این‌گونه بیان نمود که تقریباً ۷۱٪ وزنی زباله‌های جامد شهری ایران را مواد فسادپذیر تشکیل می‌دهد^{۲۵}.

کارایی فرآیند در حذف COD و BOD₅

بعد از راه‌اندازی سامانه تصفیه، پارامتر COD خروجی شیرابه هر راکتور به صورت پیوسته اندازه‌گیری شد که نتایج تغییرات آن نسبت به زمان واکنش بی‌هوازی در شکل ۱ نشان داده شده است.

در طی واکنش، COD شیرابه ورودی به سیستم افزایش داده می‌شد. با افزایش COD ورودی، COD خروجی از راکتور اول به راکتور دوم افزایش می‌یابد. در نتیجه پس از افزایش نرخ بارگذاری آلی، مقدار COD خروجی به حداکثر خود رسیده و سپس به دلیل تجزیه زیستی ترکیبات آلی توسط میکروارگانیسم‌ها، کاهش می‌یابد.

خاتمه یافت که یک حالت پایدار در سامانه ایجاد می‌شد. عبارتی حالت تعادل یا پایدار به دو صورت تشخیص داده می‌شود؛ یک راه تشخیص، زمانی است که مقدار بیوگاز تولیدی طی چندین روز متوالی تقریباً ثابت بوده و تغییر محسوسی نداشته و یا این که درصد حذف COD خروجی از بیوراکتورها بین چند اندازه‌گیری متوالی تغییری نکرده باشد. pH خروجی از بیوراکتورها نیز اندازه‌گیری شد تا از مقدار بهینه خارج نگردد. جهت اختلاط بهتر، عملیات همزنی راکتورها هر ۱ ساعت به وسیله موتور الکتریکی به مدت ۱ دقیقه انجام می‌گردید. راندمان یا درصد حذف COD با استفاده از رابطه ۱ محاسبه شد. راندمان حذف سایر پارامترها نیز مشابه این معادله صورت پذیرفت. در رابطه ۱؛ COD_{In}، غلظت COD ورودی و COD_{Ef}، غلظت COD خروجی آزمایشات می‌باشد.

$$\text{راندمان حذف COD} = \frac{\text{COD}_{In} - \text{COD}_{Ef}}{\text{COD}_{In}} \times 100 \quad (1)$$

آنالیزهای فیزیکی و شیمیایی

جامدات کل و فرار کود گاوی (ماده تلقیحی) بر مبنای کتاب "روش‌های استاندارد آزمایشات آب و فاضلاب آمریکا، ۲۰۰۵" با شماره B۲۵۴۰ و C۲۵۴۰ اندازه‌گیری شد.^{۲۱} درصد ازت (N)، کربن (C) و هم‌چنین نسبت کربن به نیتروژن (C/N) نیز به روش استاندارد APHA, 1998 تعیین شد.^{۲۲} COD، BOD و Ammonia با استفاده از روش استاندارد انجمن بهداشت عمومی آمریکا، ۲۰۰۵ تعیین گردید.^{۲۱} مقدار pH نیز با دستگاه pH متر EDT direction ساخت کشور آلمان اندازه‌گیری شد. گاز متان به روش انحلال CO₂ در محلول قلیایی هیدروکسید سدیم M7 و توسط ظرف آینه‌ورن (Einhorn) انجام شد.^{۲۳} فلزات سنگین شیرابه نیز با روش ICP-AES شناسایی شد.^{۲۱}

جدول ۱: ویژگی‌های فیزیکی و شیمیایی شیرابه دفن‌گاه زباله شهری (mg.L به جز pH)

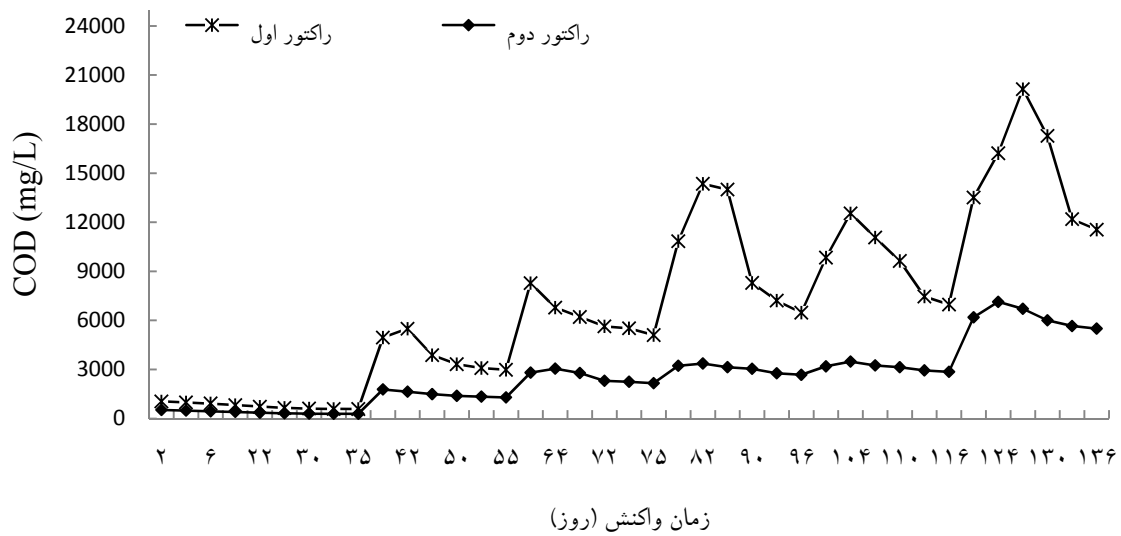
پارامتر	پژوهش حاضر			کستریلان و همکاران، ۲۰۱۰	چن و همکاران، ۲۰۰۸	کندی و همکاران، ۲۰۰۰
	حداقل	حداکثر	میانگین			
COD	۶۲۴۰۰	۸۱۲۰۰	۷۰۶۰۰	۱۵۴۲۵ - ۲۸۳۵	۱۷۶۰۰ - ۱۵۳۰۰	۹۱۹۰ - ۳۲۱۰
BOD ₅	۴۴۱۰۰	۶۲۱۲۰	۵۴۲۱۰	۸۲۷۵ - ۶۷۰	۷۲۰۰ - ۶۴۰۰	-
BOD ₅ / COD	۰/۷۰	۰/۸۱	۰/۷۶	۰/۶۲ - ۰/۲	-	-
NH ₃ -N	۶۸۰	۱۲۰۵	۹۸۶	۲۳۰۰ - ۱۴۷۸	۳۹۰ - ۳۵۰	-
Alkalinity as CaCO ₃	۹۴۰۰	۱۲۴۳۰	۱۰۲۱۰	-	-	-
Mg	۱۵/۹۷	۳۱۱/۵۲	۲۳۵/۷	-	-	۶۲۷/۴ - ۱۸۱/۴
Mn	۱/۸۷	۹/۲۷	۴/۵	-	-	۱/۵۴۱ - ۰/۰۲۸
Zn	۰/۲۹	۲/۲	۱/۶۴	۲/۹۶ - ۰/۲۶	۱/۰۶ - ۰/۱۸	۰/۴۲۹ - ۰/۰۳۵
Cu	۰/۰۲	۱/۵	۰/۴۶	۰/۲۲ - ۰/۰۴	۰/۰۷ - ۰/۰۵	۰/۰۶۱ - ۰/۰۰۸
Fe	۴۰/۵	۲۲۱/۸۴	۱۲۰/۱۷	-	۱۲/۷ - ۸/۷۱	۴/۹ - ۱/۲۸
Cr	۰/۳۲	۱/۴۳	۰/۹۴	۰/۴۱ - ۰/۲۷	-	-
pH	۵/۵۳	۶/۱۰	۵/۹	۸/۵ - ۷/۶	-	۹ - ۶/۹

این کاهش تا زمانی ادامه خواهد داشت که مقدار حذف COD ثابت گردد و حالت پایدار به‌وجود آید. به‌طور مثال مقدار COD روزهای ۳۳ تا ۳۵ام نرخ بارگذاری $0.07 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$ تغییر قابل ملاحظه‌ای نداشته و در نتیجه بارگذاری دوم با نرخ $0.55 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$ آغاز گردید. در شروع بارگذاری دوم، COD همانند فاز اول بارگذاری، افزایش می‌یابد و در روز ۳۶ام به حداکثر خود می‌رسد. نهایتاً در روزهای ۵۳ تا ۵۵ام به کم‌ترین مقدار خود رسیده و بعد از آن تقریباً ثابت باقی می‌ماند و در نهایت بعد از

به تعادل رسیدن سامانه، بارگذاری سوم تا ششم همانند مراحل قبل بارگذاری گردید. راندمان حذف COD برای کل سامانه تصفیه در محدوده ۹۳-۸۰٪ بود. راندمان حذف COD سامانه تصفیه در نرخ بارگذاری آلی برابر $\text{kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$ به بالاترین مقدار خود در بیوراکتورهای بی‌هوازی اول (به مقدار ۸۰٪)، راکتور دوم (۶۵٪/۱) و کل سیستم ۹۳٪ رسید. راندمان حذف BOD₅ بخش‌های مختلف سامانه تصفیه در جدول ۲ نشان داده شده است.

جدول ۲: مقدار ورودی و درصد حذف BOD₅ سامانه تصفیه بی‌هوازی دومرحله‌ای

نرخ بارگذاری آلی $\text{kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$					
۲/۶۵	۲/۰۵	۱/۷۵	۱/۱۵	۰/۵۵	۰/۰۷
۳۷۰۸۸	۳۱۳۶۳	۲۷۰۰۰	۱۸۲۲۰	۷۹۷۵	۱۰۶۵
غلظت ورودی (mg/L)					
۷۲/۸	۷۹	۷۸	۷۲	۷۰/۵	۵۹
درصد حذف BOD ₅ (%)					
۵۲/۲	۶۲/۱	۵۶/۸	۵۹/۳	۵۵/۹	۵۱/۲
مجموع راکتورهای بی‌هوازی					
۸۷	۹۲	۹۰/۵	۸۸/۶	۸۷	۸۰



شکل ۱: مقدار تغییرات COD خروجی سامانه بی‌هوای دو مرحله‌ای در طی تصفیه

با چنین جداسازی هیدرولیز و حذف COD افزایش یافته و در نتیجه BOD_5 نیز نسبت به راکتورهای تک مرحله‌ای افزایش خواهد یافت.

تولید متان در نرخ بارگذاری مختلف

یکی از مزیت‌های روش بی‌هوای نسبت به روش‌های دیگر از جمله هوایی، استحصال گازی قابل اشتعال ناشی از تجزیه مواد آلی در اثر فعالیت باکتری‌ها بوده که متان، درصد بالایی از آن را تشکیل می‌دهد. شکل ۲ میزان متان تولیدی را در طول افزایش بارگذاری‌های مختلف بیوراکتور بی‌هوایی اول و دوم نشان می‌دهد. با افزایش نرخ بارگذاری آلی به میزان 0.07 تا $2.65 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$ ، میانگین بیوگاز تولیدی از 1 تا 17 لیتر در روز برای راکتور اول و $1/9$ تا $7/7$ لیتر در روز در راکتور دوم افزایش یافت. بیشترین میانگین بیوگاز تولیدی در نرخ بارگذاری $2.65 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$ به میزان 17 و $7/7$ لیتر در روز و متانی برابر 76 و $80/2$ به ترتیب برای بیوراکتور اول و دوم به دست آمد. نرخ تولید متان در بیوراکتور اول بالاتر از راکتور دوم بود که عمدتاً به علت نرخ بارگذاری

حداکثر بازده حذف BOD_5 نیز در نرخ بارگذاری $2/05 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot \text{day}$ به میزان 92 ٪ بدست آمد. در همین نرخ بارگذاری، راندمان حذف BOD_5 بیوراکتور بی‌هوایی اول و دوم به ترتیب برابر 79 و $62/1$ ٪ بود. بیوراکتورهای بی‌هوایی دو مرحله‌ای به طور معنی‌داری سبب کاهش غلظت BOD_5 و COD شیرابه شده است. زیرا هضم بی‌هوایی شامل یک فرایند بیوشیمیایی پیچیده است که در آن چند گروه از اجزای بی‌هوایی به طور هم‌زمان ماده آلی را جذب و تجزیه می‌کنند^{۲۶}. در این پژوهش فرایند به دو مرحله فاز اسیدزایی و متان‌زایی تقسیم شده است. در فاز اسیدزایی (راکتور اول)، میکروارگانیسم‌های تشکیل دهنده اسیدزای، مواد آلی پیچیده را به اسیدهای آلی (استیک، پروپیونیک و دیگر اسیدها) تبدیل کرده و مقدار کل مواد آلی موجود در سیستم تغییر می‌کند. ولی در فاز متان (راکتور دوم)، تبدیل اسیدهای آلی فرار به متان و دی‌اکسید کربن شکل می‌گیرد^{۱۸}. بر این اساس فرایندهای دو مرحله‌ای با جداسازی این دو فاز در بیوراکتورهای جداگانه سبب بهینه‌سازی فرایند و در نهایت تجزیه و کاهش بیشتر مواد آلی در سامانه بی‌هوایی می‌گردد.

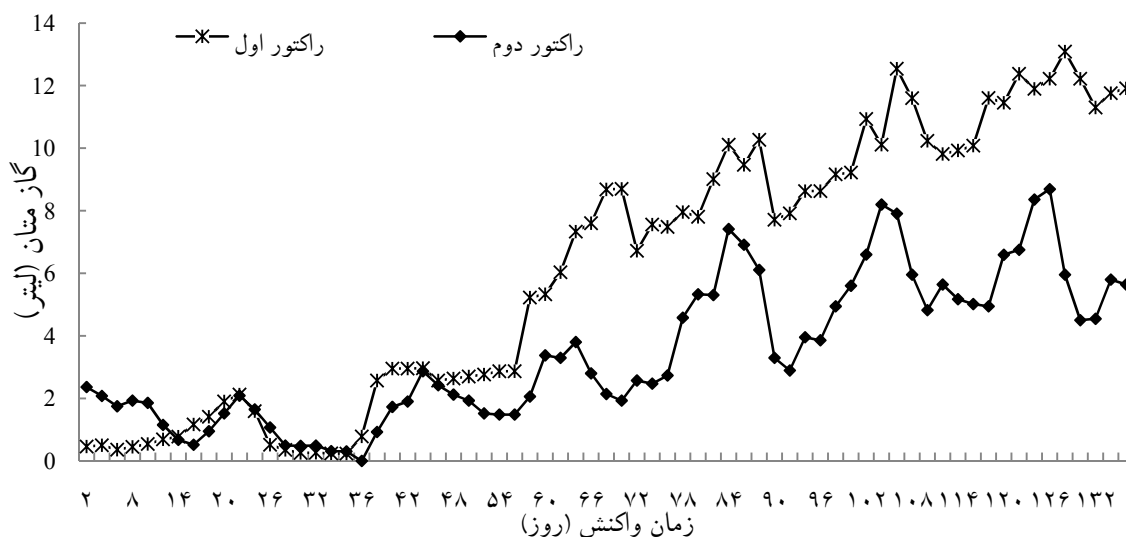
بهبود یافته‌ها در دسترس میکروارگانیسم‌ها در اولین بیوراکتور در مقایسه با بیوراکتور دوم نسبت داد. همچنین به دلیل جداسازی فاز اسیدوژنیک (بیوراکتور اول) از فاز متانوژنیک (بیوراکتور دوم)، در بیوراکتور اول گام اصلی شکسته و هیدرولیز شدن مواد آلی است در حالی که در بیوراکتور دوم این مواد شکسته شده به بیوگاز تبدیل می‌گردد. بر این اساس درصد متان بیوراکتور اول به دلیل بهبود فرایند هیدرولیز پایین‌تر از بیوراکتور دوم می‌باشد.

تغییرات pH در طول بارگذاری مختلف

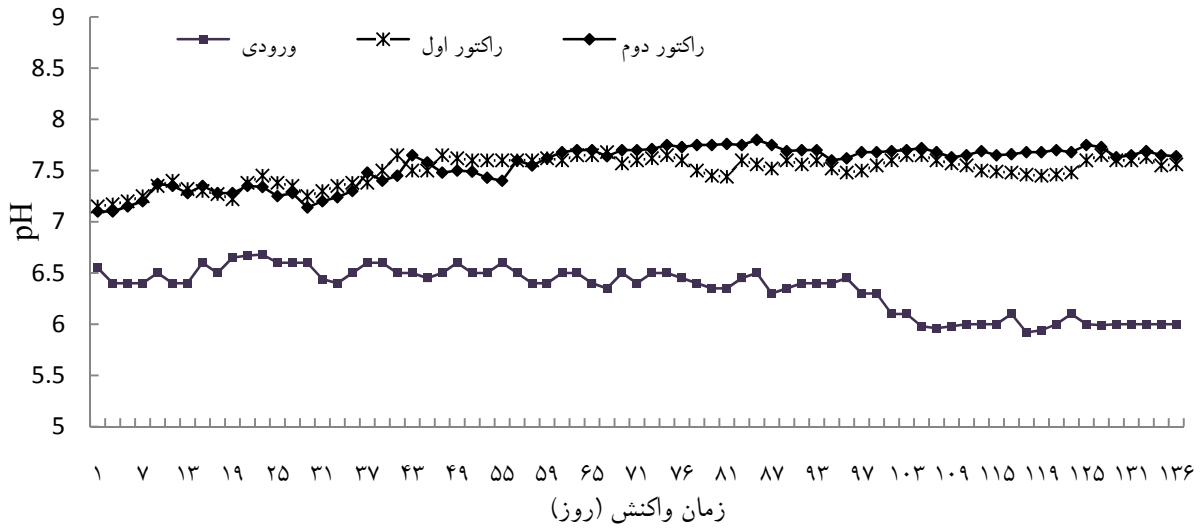
تغییرات pH به‌عنوان یک پارامتر کنترلی در شکل ۳ نشان داده شده است. در مراحل راه‌اندازی فرایند، pH شیرابه در محدوده میانگین ۵/۸۱ قرار داشت. پس از افزودن شیرابه به اینوکولوم، pH کمی افزایش یافت که با استفاده از محلول NaOH در محدوده خنثی تنظیم گردید. مقدار pH در طول آزمایش متناسب با تولید بیوگاز و متان در بیوراکتور اول کمی کمتر از بیوراکتور دوم بود تا فرایند اسیدزایی در بیوراکتور اول

تغییرات قلیائیت و نیتروژن آمونیاکی

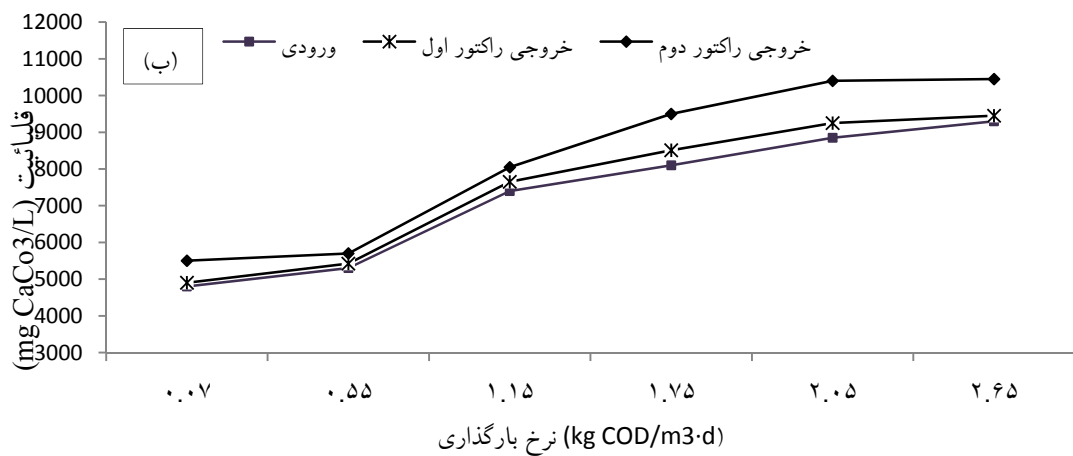
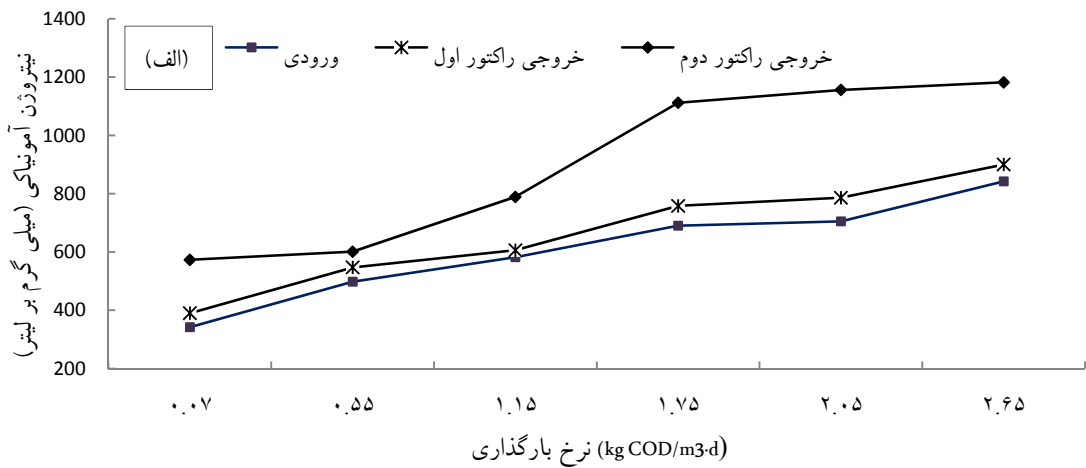
تغییرات غلظت آمونیاک و قلیائیت ورودی و خروجی بیوراکتور بی‌هوازی دو مرحله‌ای در شکل ۴ (الف) و (ب) آمده است. با افزایش نرخ بارگذاری بر میزان نیتروژن آمونیاکی افزوده می‌گردد.



شکل ۲: میزان متان تولیدی در نرخ‌های بارگذاری آلی مختلف در راکتورهای بی‌هوازی



شکل ۳: تغییرات pH در نرخ های بارگذاری آلی در راکتورهای بی هوازی



شکل ۴: تغییرات نیتروژن آمونیاکی (الف) و قلیائیت (ب) در طول سامانه تصفیه راکتور بی هوازی دومرحله ای و لاگون هوادهی

(۲۰۰۸)،^{۲۹} شین و همکاران (۲۰۰۱)،^{۱۵} کندی و لنتز (۲۰۰۰)^{۳۰} و گولسن و توران (۲۰۰۴)^{۳۱} به ترتیب برابر ۹۲-۹۴، ۹۶، ۹۲ و ۷۱٪ گزارش شد که با نتایج این تحقیق همسو می‌باشد. در این مطالعه حداکثر راندمان حذف BOD_5 ۷۹٪ در بیوراکتور بی‌هوازی اول و ۹۲٪ در مجموع بیوراکتورهای بی‌هوازی دومرحله‌ای تحت نرخ بارگذاری $kgCOD/m^3.day$ ۲/۰۵ بود. مقادیر نسبت BOD_5/COD ورودی در محدوده ۰/۸-۰/۷ بود که بعد از بارگذاری به میزان ۰/۷-۰/۴ کاهش یافت. روند مشابهی توسط کوریناوان و همکاران (۲۰۰۶)^{۳۲} نیز گزارش شده است. راندمان حذف BOD_5 توسط محققینی همچون لایتینن و همکاران (۲۰۰۶)،^{۳۳} خردمند و همکاران (۲۰۱۰)^{۱۸} و گواهی و همکاران (۲۰۱۲)^{۳۴} به ترتیب برابر ۹۰-۸۰، ۹۷ و ۹۱٪ گزارش شده است.

بیوگاز و متان

در این پژوهش میانگین بیوگاز تولیدی از ۱ تا ۱۷ لیتر در روز برای بیوراکتور اول و ۱/۹ تا ۷/۷ لیتر در روز در راکتور دوم حاصل گردید. بیشترین بیوگاز تولیدی در نرخ بارگذاری $kgCOD/m^3.day$ ۲/۶۵ به میزان ۱۷ و ۷/۷ لیتر در روز به ترتیب برای بیوراکتور اول و دوم به‌دست آمد. در همین محتوای متان در بیوراکتورهای اول و دوم به ترتیب برابر ۷۶ و ۸۰/۲٪ بود. در تحقیقی میزان مطلوب متان تولیدی در راکتورهای بی‌هوازی واکنش سریع معادل ۷۰٪^{۳۵} و در پژوهشی دیگر ۸۰-۷۰٪^{۳۶} گزارش گردید. در پژوهشی دیگر نیز درصد متان به میزان ۷۷-۸۱^{۱۵} گزارش گردید. آگداگ و همکاران (۲۰۰۵) نیز درصد تولیدی متان از پردازش شیرابه زباله شهری را در راکتورهای اول و دوم به ترتیب برابر ۶۴ و ۴۳٪ بدست آوردند.^۶ همین محققین در تحقیقی دیگر درصد متان را در محدوده ۸۲-۵۰٪ گزارش کردند.^۳ در تحقیقی دیگر نیز این مقدار به ترتیب برابر ۶۵ و ۶۴/۵٪ گزارش شد.^{۳۷} کندی و لنتز (۲۰۰۰)، میزان تولید گاز متان ۱/۹ و ۲/۳ لیتر در

در طول بارگذاری‌ها، افزایش درصد آمونیاک در بیوراکتور اول در محدوده ۱۲/۴-۶/۵٪ و در راکتور دوم ۳۲-۸/۹٪ بود. بنابراین در هر دو بیوراکتور بی‌هوازی نه تنها حذف آمونیاک صورت نگرفت بلکه بر میزان آن افزوده شده است. اگرچه درصد کمی از آمونیاک در بیوراکتور بی‌هوازی ممکن است به دلیل مصرف نیتروژن آمونیاکی توسط باکتری‌ها صورت گیرد.^{۲۷} دلیل این پدیده افزایشی را می‌توان به علت وجود مقدار بسیار زیادی از نیتروژن در بیوراکتورهای به شکل آمونیاک دانست که در اثر تجزیه پروتئین‌ها و آمینواسیدها ایجاد می‌شود.^{۲۸} تغییرات قلیائیت ورودی بین ۴۸۰۰ تا ۹۳۰۰ میلی‌گرم بر لیتر (بر حسب کربنات کلسیم) بود. همان طور که از شکل ۴ (ب) مشخص است، قلیائیت شیرابه در بیوراکتور بی‌هوازی اول و دوم کمی افزایش یافته است. وجود ترکیبات نیتروژن‌دار در شیرابه باعث تولید آمونیاک در واکنش‌های بی‌هوازی می‌گردد. افزایش قلیائیت بین ۵/۴-۱/۵٪ و ۱۱-۴/۸٪ به ترتیب در بیوراکتور اول و دوم حاصل شد. دلیل این رویکرد را می‌توان به آزاد شدن آمونیاک نسبت داد زیرا آمونیاک سبب تولید قلیائیت می‌گردد.

بحث

حذف COD و BOD_5

در این پژوهش، راندمان حذف COD برای کل سامانه تصفیه در محدوده ۹۳-۸۰/۷٪ بود. راندمان حذف COD سامانه تصفیه در نرخ بارگذاری برابر $kgCOD/m^3.day$ ۲/۰۵ به بالاترین مقدار خود در بیوراکتورهای بی‌هوازی اول (به مقدار ۸۰٪)، راکتور دوم (۶۵٪) رسید. راندمان حذف کل COD برابر ۹۳٪ بود. نتایج این پژوهش با تحقیق آگداگ و اسپونزا (۲۰۰۵) سازگاری ندارد، زیرا آنها حداکثر حذف COD شیرابه تازه دفن‌گاه را در راکتور اول و دوم UASB به ترتیب برابر ۵۹-۵۸ و ۴۲-۴۰٪ گزارش کردند.^۶ ولی راندمان حذف COD توسط محققینی هم‌چون چن و همکاران

نیتروفیکاسیون مضر می‌باشد.^{۳۳} راندمان حذف نیتروژن آمونیاکی در پژوهشی حدود ۹۷٪ بود.^{۳۴} همچنین در پژوهشی دیگر ۹۷٪ از نیتروژن آمونیاکی در سیستم بی‌هوای-هوای لیجن فعال حذف شد که این امر در حالی بوده است که آمونیاک در حالت غیرمجاز برای سیستم هوای جهت انجام نیتروفیکاسیون بوده است.^{۲۹} در نتیجه میزان افزایش نیتروژن آمونیاکی در بیوراکتورهای اختلاط کامل کمی بیشتر از این پژوهش‌ها بوده است. همچنین نتایج پژوهش‌های محققینی هم‌چون آگداگ و اسپونزا (۲۰۰۸)،^۶ فانگ و همکاران (۲۰۱۲)^{۴۵} و لیم و همکاران (۲۰۱۲)^{۴۶} با نتایج این پژوهش همسو بود.

نتیجه‌گیری

در این پژوهش سامانه بی‌هوای دو مرحله‌ای اختلاط کامل جهت تصفیه شیرابه دفن‌گاه شهری مشهد به صورت متوالی مورد بررسی قرار گرفت. نسبت BOD_5/COD در تمام مدت آزمایش بالاتر از ۰/۷ بوده که تاثیر خوبی بر روی راندمان حذف داشت و یکی از دلایل اصلی بالا بودن راندمان حذف به شمار می‌رود. سیستم راندمان حذف COD برای کل سیستم در محدوده ۹۳-۸۰/۷٪ و حداکثر کارایی حذف COD ۹۳٪ در نرخ بارگذاری آلی $2/05 \text{ kgCOD}/\text{m}^3.\text{day}$ به دست آمد. محتوای متان در راکتور اول ۷۶ و ۸۰٪ در بیوراکتور دوم حاصل گردید. راکتور بی‌هوای دو مرحله‌ای قابلیت حذف نیتروژن آمونیاکی و قلیائیت را به وجود نیارود و سبب افزایش مقدار این دو پارامتر گشت. بیشترین و کمترین قلیائیت تولید شده به ترتیب در نرخ‌های ۲/۰۵ و $0/55 \text{ kgCOD}/\text{m}^3.\text{day}$ با ۱۴/۹ و ۷٪ در مجموع بیوراکتورهای بی‌هوای به دست آمد. با توجه به نتایج، راکتور بی‌هوای دو مرحله‌ای جهت تصفیه شیرابه با بار آلاینده‌گی بالا پیشنهاد می‌گردد.

روز برای یک راکتور بستر فیلتر تحت جریان پایین و بالا^{۳۰} در تصفیه شیرابه دفن‌گاه زباله گزارش دادند.

تغییرات pH

برای حفظ شرایط هضم بی‌هوای، pH در راکتور بایستی در محدوده ۶/۶ تا ۷/۸ باشد. در طول عملیات نیز pH هر دو راکتور در محدوده مناسب (۷/۱-۷/۸) بود. در شروع فرایند هضم و با جریان شیرابه در راکتور تخمیر متان جریان، pH افزایش می‌یابد. پس از گذشت ۶-۷ روز از فرایند در راکتور اول و ۱۷ تا ۱۹ روز از راکتور دوم، pH به کمترین مقدار خود رسید و بعد دوباره در روز هشتم و بیستم در راکتور اول و دوم روندی افزایشی داشته تا این که به بیشترین مقدار خود رسید و بعد از آن نیز تولید بیوگاز کاهش یافته و در نهایت به مقدار ثابت رسید. در چندین مطالعه از جمله کومار و همکاران در سال ۲۰۱۶،^{۳۸} پیک و همکاران در سال ۲۰۱۳^{۳۹} و دانگ و همکاران^{۴۰} در سال ۲۰۱۴ چنین روندی گزارش شده است. دلیل چنین حالتی با مشاهده تغییرات متان و pH در زمان فرایند هضم قابل توجه می‌باشد.

تغییرات نیتروژن آمونیاکی و قلیائیت

آمونیاک به عنوان یک عامل بالقوه جهت مهار متان ذکر شده است.^{۴۱} در این پژوهش نیز افزایش آمونیاک و به دنبال آن قلیائیت در سیستم بی‌هوای بوجود آمده است. زیرا قلیائیت بین ۴/۵-۱/۵٪ در راکتور اول و ۱۱-۴/۸٪ در راکتور دوم افزایش یافته و آمونیاک نیز در طول بارگذاری راکتور اول حدود ۴/۵-۱۲/۴ و ۳۲-۸/۹٪ در راکتور دوم افزوده شد. غلظت نیتروژن آمونیاکی در پژوهشی حدود 1600 mg/L در راکتور بی‌هوای اندازه‌گیری شد که کمتر از راکتور مشابه با غلظت نیتروژن آمونیاکی $1000-1200 \text{ mg/L}$ بود.^{۴۲} علاوه بر این طبق یافته‌های محققینی همچون جی و همکاران (۱۹۹۰)، غلظت‌های بیشتر از ۲۷۰ میلی‌گرم بر لیتر جهت انجام عمل

بابت حمایت مالی در قالب طرح پژوهشی شماره ۳ با کد

۳/۴۱۲۱۸، تشکر و قدردانی می‌گردد.

References

1. Lin C-Y, Chang F-Y, Chang C-H. Co-digestion of leachate with septage using a UASB reactor. *Bioresour Technol* 2000;73(2): 175-8.
2. Ng WJ, Jern NW. *Industrial wastewater treatment*. London: Imperial College Press; 2006.
3. Agdag O, Sponza D. Sequential anaerobic, aerobic/anoxic treatment of simulated landfill leachate. *Environ Technol* 2008;29(2): 183-97.
4. Kjeldsen P, Barlaz MA, Rooker AP, et al. Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review. *Crit Rev Environ Sci Technol* 2002;32(4): 297-336.
5. Wu JJ, Wu C-C, Ma H-W, Chang C-C. Treatment of landfill leachate by ozone-based advanced oxidation processes. *Chemosphere* 2004;54(7): 997-1003.
6. Ağdağ ON, Sponza DT. Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate in sequential two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) systems. *Process Biochem* 2005;40(2): 895-902.
7. Cozzarelli IM, Sufflita JM, Ulrich GA, et al. Geochemical and microbiological methods for evaluating anaerobic processes in an aquifer contaminated by landfill leachate. *Environ Sci Technol* 2000;34(18): 4025-33.
8. Christensen TH, Kjeldsen P, Bjerg PL, et al. Biogeochemistry of landfill leachate plumes. *Appl Geochem* 2001;16(7-8): 659-718.
9. Golshahi M, Farrokhi M, S M. Determine Performance System MBBR in Reduction COD Sewage and Comparison with Conventional Activated Sludge System. *jehe* 2017;4(2): 104-14 [In persian].
10. Han MJ, Behera SK, Park HS. Anaerobic co-digestion of food waste leachate and piggery wastewater for methane production: statistical optimization of key process parameters. *J Chem Technol Biotechnol* 2012;87(11): 1541-50.
11. Sponza DT, Uluköy A. Treatment of 2, 4-dichlorophenol (DCP) in a sequential anaerobic (upflow anaerobic sludge blanket) aerobic (completely stirred tank) reactor system. *Process Biochem* 2005;40(11): 3419-28.
12. Canziani R, Emondi V, Garavaglia M, et al. Effect of oxygen concentration on biological nitrification and microbial kinetics in a cross-flow membrane bioreactor (MBR) and moving-bed biofilm reactor (MBBR) treating old landfill leachate. *J Memb Sci* 2006;286(1): 202-12.
13. Hoilijoki TH, Kettunen RH, Rintala JA. Nitrification of anaerobically pretreated municipal landfill leachate at low temperature. *Water Res* 2000;34(5): 1435-46.
14. Sun H, Yang Q, Peng Y, et al. Advanced landfill leachate treatment using a two-stage UASB-SBR system at low temperature. *J Environ Sci (China)* 2010;22(4): 481-5.
15. Shin H, Han S, Song Y, Lee C. Performance of UASB reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the two-phase anaerobic digestion of food waste. *Water Res* 2001;35(14): 3441-7.
16. Pambrun V, Paul E, Sperandio M. Control and modelling of partial nitrification of effluents with high ammonia concentrations in sequencing batch reactor. *Chem Eng Process* 2008;47(3): 323-9.
17. Ilies P, Mavinic D. The effect of decreased ambient temperature on the biological nitrification and denitrification of a high ammonia landfill leachate. *Water Res* 2001;35(8): 2065-72.
18. Kheradmand S, Karimi-Jashni A, Sartaj M. Treatment of municipal landfill leachate using a combined anaerobic digester and activated sludge system. *Waste Manag* 2010;30(6): 1025-31.
19. Kalyuzhnyi S, Gladchenko M, Epov A. Combined anaerobic-aerobic treatment of landfill leachates under mesophilic, submesophilic and psychrophilic conditions. *Water Sci Technol* 2003;48(6): 311-8.
20. Hashemi H, Ebrahimi A, Khodabakhshi A. Investigation of anaerobic biodegradability of real compost leachate emphasis on biogas harvesting. *Int J Environ Sci Technol* 2015;12(9): 2841-6.
21. APHA. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. Washington, DC, USA: J Am Public Health Assoc 2005.
22. APHA. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 20th ed. Washington, DC, USA: J Am Public Health Assoc 1998.
23. Stoddard I. *Communal Polyethylene Biogas Systems: Experiences from on-farm research in rural West Java*. 2010.
24. Fan H-j, Shu H-Y, Yang H-S, Chen W-C. Characteristics of landfill leachates in central Taiwan. *Sci Total Environ* 2006;361(1): 25-37.
25. Rajaeifar MA, Tabatabaei M, Ghanavati H, et al. Comparative life cycle assessment of different municipal solid waste management scenarios in Iran. *J. Renew. Sustain. En Reviews* 2015;51: 886-98.

26. Ali Jamali H, Dindarloo K, M. F. Optimization of Chlorination Process for Mature Leachate Disinfection Using Response Surface Methodology. *jehe* 2014;1(3): 157-70 [In persian].
27. Kettunen R, Hoilijoki T, Rintala J. Anaerobic and sequential anaerobic-aerobic treatments of municipal landfill leachate at low temperatures. *Bioresour Technol* 1996;58(1): 31-40.
28. Inanc B, Calli B, Saatci A. Characterization and anaerobic treatment of the sanitary landfill leachate in Istanbul. *Water Sci Technol* 2000;41(3): 223-30.
29. Chen S, Sun D, Chung J-S. Simultaneous removal of COD and ammonium from landfill leachate using an anaerobic-aerobic moving-bed biofilm reactor system. *Waste Manag* 2008;28(2): 339-46.
30. Kennedy K, Lentz E. Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Water Res* 2000;34(14): 3640-56.
31. Gulsen H, Turan M. Treatment of sanitary landfill leachate using a combined anaerobic fluidized bed reactor and Fenton's oxidation. *Environ Eng Sci* 2004;21(5): 627-36.
32. Kurniawan TA, Lo W-h, Chan GY. Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate. *J Hazard Mater* 2006;129(1): 80-100.
33. Laitinen N, Luonsi A, Vilen J. Landfill leachate treatment with sequencing batch reactor and membrane bioreactor. *Desalination* 2006;191(1-3): 86-91.
34. Govahi S, Karimi-Jashni A, Derakhshan M. Treatability of landfill leachate by combined upflow anaerobic sludge blanket reactor and aerated lagoon. *Int J Environ Sci Technol* 2012;9(1): 145-51.
35. Grady CPL, Daigger GT, Lim HC. *Biological wastewater treatment*. New York: Marcel Dekker. 1999.
36. Nedwell D, Reynolds P. Treatment of landfill leachate by methanogenic and sulphate-reducing digestion. *Water Res* 1996;30(1): 21-8.
37. Derakhshan M, Karimi Jashni A, Govahi S. Study on the performance of sequential two-stage up flow anaerobic sludge blanket reactor followed by aerated lagoon in municipal landfill leachate. *Trends Adv Sci Engin* 2012;5(1): 7-16.
38. Kumar S, Das A, Srinivas GLK, et al. Effect of calcium chloride on abating inhibition due to volatile fatty acids during the start-up period in anaerobic digestion of municipal solid waste. *Environ Technol* 2016;37(12): 1501-9.
39. Pitk P, Kaparaju P, Palatsi J, et al. Co-digestion of sewage sludge and sterilized solid slaughterhouse waste: methane production efficiency and process limitations. *Bioresour Technol* 2013;134: 227-32.
40. Dang Y, Zhang R, Wu S, et al. Calcium effect on anaerobic biological treatment of fresh leachate with extreme high calcium concentration. *Int Biodeterior Biodegradation*.2014;95:76-83.
41. Wang Y-S, Odle III WS, Eleazer WE, Bariaz MA. Methane potential of food waste and anaerobic toxicity of leachate produced during food waste decomposition. *Waste Manag Res* 1997;15(2): 149-67.
42. Rhew RD, Barlaz MA. Effect of lime-stabilized sludge as landfill cover on refuse decomposition. *J Environ Eng* 1995;121(7): 499-506.
43. Gee CS, Suidan MT, Pfeffer JT. Modeling of nitrification under substrate-inhibiting conditions. *J Environ Eng* 1990;116(1): 18-31.
44. Lina W, Chengyao P, Zhang S, Yongzhen P. Nitrogen removal via nitrite from municipal landfill leachate. *J Environ Sci* 2009;21(11): 1480-5.
45. Fang F, Abbas AA, Chen Y-P, et al. Anaerobic/aerobic/coagulation treatment of leachate from a municipal solid wastes incineration plant. *Environ Technol* 2012;33(8): 927-35.
46. Lim BS, Chung I, Kim B. Anaerobic treatment of food waste leachate for biogas production using a novel digestion system. *Environ Eng Res* 2012;17(1): 41-6.

Study on Municipal Waste Leachate Treatment in Two-stage Anaerobic Bioreactor as Continuous Flow

**Saeed Ghanbari Azad Pashaki¹, Mehdi Khojastehpour^{2*},
Mohammadali Ebrahimi-Nik³, Abbas Rohani³**

- 1. Former MSc Student, Department of Biosystems Engineering, Faculty of Agriculture, Ferdowsi University of Mashhad, Mashhad, Iran*
- 2. Associate Professor, Department of Biosystems Engineering, Faculty of Agriculture, Ferdowsi University of Mashhad, Mashhad, Iran*
- 3. Assistant Professor, Department of Biosystems Engineering, Faculty of Agriculture, Ferdowsi University of Mashhad, Mashhad, Iran*

** E-mail: mkhpour@um.ac.ir*

Received: 30 Jan. 2018 ; Accepted: 23 Apr. 2018

ABSTRACT

Background and Objective: In recent years, the management and disposal of municipal waste has become a global problem and the most important environmental concern. Landfill generates a large amount of leachate. Biologically process is considered a potential and cost-effective solution for the treatment of municipal landfill leachate. The aim of research was the biological treatment of landfill leachate using a two-stage anaerobic bioreactor in pilot scale.

Materials and Methods: Experiments were performed in two anaerobic completely stirred tank reactors (CSTR) with effective volumes of 10 and 30 L at a constant flow rate of 2 L/day and hydraulic retention times of 5 and 15 days under mesophilic conditions. After the start-up period, loading rate was increased from 0.07 to 2.65 kgCOD/m³.day. The effluent of the first anaerobic reactor was used as the influent of the second reactor. Physical and chemical analysis were performed based on standard methods for the examination of water and wastewater, USA.

Results: The results of experiments showed that the most suitable loading is 2.05 kgCOD/m³.day, which COD removal efficiency of reactors one, two and the system (total two steps CSTR) were 80, 65.1 and 93 %. In the whole system, BOD removal efficiency was obtained 92%. However, the NH₄-N and alkalinity in the two anaerobic reactors were increased to 39 and 14.9%. The maximum methane percentage of the first and second reactors were 76 and 80%.

Conclusion: Two-stage anaerobic process can be used as the effective process to improve degradability and remove the organic pollutants.

Keywords: Biogas, Biological method, Leachate treatment, Two-stage digestion