Performance Evaluation of UASB In Treating Isfahan Slaughtery Wastewater

Torkian, A. Sharif University, Tehran.
Movahedian, H. Isfahan University of Medical Science.
Amini, M.M. Isfahan University of Medical Science.
Seyed Salehi, M. Isfahan Water & Wastewater Co.

ABSTRACT

Performance of a UASB system in treating Isfahn's slaughtery wastewater was evaluated for more than a year. A 500 L plexiglass 50 × 50 × 200cm (L × W × H) pilot plant was seeded with 200 L municipal anaerobic digester sludge and the system was started by feeding an influent with total COD of 3000-5000 mg/L (F/M equal to 0.24 Kg COD/ Kg VSS.d) at 26°C with an organic loading rate of 1.8 Kg COD/m3.d. Prior to the formation of granules, efficiency of the system was 85-90% in terms of total COD and 250-350 L biogas (75% methane) was generated per Kg COD removed. After the granulation process, it was possible to increase the loading rate up to 20 Kg COD/m3.d at an upflow velocity of 1-1.2 m/h. The granules formed were brownish black with diameter range of 1-4 mm. Other characteristics of granules were as follows: settling velocity, 20 m/h; specific gravity 1.03; SS, 55-68 g/L; and VSS of 45-57 g/L. The granulation Phenomenon reported in this study seems to be the first time being observed in this category of wastewater.

کاربرد فرایند UASB در کاهش بارآلودگی فاضلاب کشتارگاه اصفهان

ایوب ترکیان [1] حسین موحدیان [2] محمد مهدی امینی [3] مرتضی سید صالحی [4]

چکیده:

در این مطالعه قابلیت کاربرد فرایند UASB (بستر لجن بیهوازی با جریان رو به بالا) برای تصفیه فاضلاب کشتارگاه اصفهان بررسی شد. آزمایشات بر روی یک دستگاه پایلوت با حجم ۵۰۰ لیتر که با استفاده از لجن هاضم بیهوازی تصفیه‌خانه فاضلاب شهری جنوب اصفهان تا میزان ۴۰٪ از حجم راکتور بارور شده بود با عملکرد راکتور به طور پیوسته انجام گردید. راه‌اندازی راکتور در دمای کمتر از ۲۶°C با باردهی آلی ۱/۸kg COD/m^3.d مطابق با ۰/۲۴kg COD/kg VSS.d انجام شد. در مرحله پس از راه‌اندازی، با راهبری راکتور در دمای ۲۹°C-۲۶، سرعت جریان رو به بالای ۱m/h-۰/۸، زمان ماند هیدرولیکی ۲/۵ ساعت، جامدات معلق فرار برابر ۵۰ گرم در لیتر، COD کل ورودی ۳ تا ۵هزار میلی‌گرم در لیتر، باردهی آلی ۲۵ kg COD/m^3.d مطابق با F/M معادل ۲/۳kg COD/kg VSS.d و میزان تولید گاز ۳۵۰-۲۵۰ لیتر به ازای هر کیلوگرم COD حذف شده با (۷۵٪ متان) راندمان حذف COD کل، ۹۰-۸۵ درصد حاصل گردید.

توانایی اعمال بارگذاریهای بالا به دنبال تشکیل گرانول در ماه ششم بهره‌برداری میسر گردید. گرانولها با قطر ۴-۱ میلیمتر، به رنگ سیاه متمایل به قهوه‌ای، سرعت ته‌نشینی ۲۰m/h، SS و VSS به ترتیب در محدوده‌های ۶۸g/L-۵۵ و ۵۷g/L-۴۵ و ثقل مخصوص ۱/۰۳ بودند. تشکیل گرانول در پایلوت UASB تصفیه کننده فاضلاب کشتارگاه اصفهان از لحاظ علمی و اقتصادی و رفع وابستگی به خارج از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است، زیرا این امر برای اولین بار است که در ایران اتفاق افتاده و می‌تواند معضلات فاضلاب صنایع گوشت و فرآورده‌های دامی را با هزینه‌های سرمایه‌ای و راهبری پایین حل نماید.

۱- استادیار دانشگاه صنعتی شریف، مرکز آب و انرژی

۲- عضو هیأت علمی دانشکده بهداشت اصفهان

۳- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی بهداشت محیط اصفهان

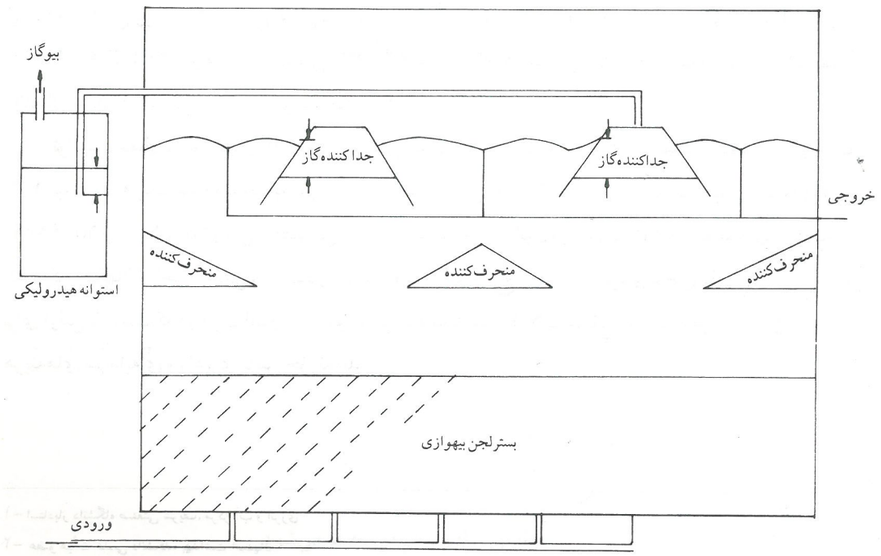
۴- کارشناس ارشد شرکت آب و فاضلاب استان اصفهان

مقدمه

با توجه به بالا بودن هزینه انرژی مصرفی فرایندهای هوازی و افزایش قیمت انرژی در دهه اخیر و همچنین تشدید اقدامات حفاظت محیط‌زیست در رابطه با ویژگیهای لجن، ارزش اقتصادی نسبی تصفیه هوازی برای بعضی از فاضلابهای صنعتی به میزان قابل توجهی کاهش یافته است. از طرف دیگر پیشرفتهای جدید در تکنولوژی راکتورهای بیهوازی توان بارگذاری آنها را افزایش داده و پایداری راهبری را بهبود بخشیده است. مزایایی چون تولید لجن بیولوژیکی به مقدارکم، تولید متان، هزینه سرمایه گذاری و راهبری پایین، و عدم نیاز به هوادهی، پتانسیل کاربری تکنولوژی تصفیه بیهوازی را افزایش داده است [۱]. ویژگیهای خاصی که باید به هنگام ارزیابی سیستم بیهوازی مد نظر قرار داد شامل منشأ و ماهیت فاضلاب، غلظت مواد آلی تجزیه‌پذیر، راندمان تصفیه مورد نظر، دمای فاضلاب، تولید بیوگاز و لجن و غلظت جامدات معلق است [۳].

سیستم UASB اولین بار در سال ۱۹۷۱ در دانشکده کشاورزی واخنینگن هلند ساخته شد و در سال ۱۹۸۰ توسط لاتینگا[1] معرفی گردید. در اولین راکتور در مقیاس آزمایشگاهی که در حال تصفیه فاضلاب کارخانه قند در سرعت بارگذاری حجمی حدود ۱۰kg COD/m^3.d بود، ته‌نشینی خوبی از لجن فلوکوله با غلظت ۱۵kg VSS/m^3 به دست آمد. در طی آزمایشات با مقیاس بزرگتر در کارخانه قند در سالهای ۷۶-۱۹۷۴ به‌طور غیره‌منتظره‌لجن‌گرانوله‌باته‌نشینی بالایی‌به‌دست‌آمد[۲]. تعداد کل راکتورهای مقیاس کامل UASB تا سال ۱۹۹۱، حداقل ۳۰۰ راکتور گزارش شده و برای تصفیه فاضلابهای الکل‌سازی، کارخانه قند، کشتارگاه، لبنیات‌سازی، کاغذسازی، داروسازی، تهیه نشاسته و شیرابه‌های زباله به کار رفته است [۳]. در یک بررسی ساید و همکارانش، فرایند UASB با لجن گرانوله را برای تصفیه یک مرحله‌ای فاضلاب ته‌نشین نشده کشتارگاه ارزیابی نمودند. دو راکتور UASB با حجم کل ۳۳/۵L به ترتیب در دماهای ۲۰ و ۳۰°C به طور پیوسته تغذیه می‌شدند که در باردهی‌های حجمی آلی ۷ و 11kg/m^3.d راندمان ۸۲ و ۸۷٪ گزارش شده است [۵].

1- Lettinga



شماتیک سیستم UASB

در مطالعه دیگری به منظور قابلیت کاربرد فرایند UASB برای تصفیه یک مرحله‌ای فاضلاب کشتارگاه که تقریباً حاوی ۵۰٪ COD نامحلول به صورت ذرات معلق درشت بود، انجام شد. آزمایشات در نوع پیوسته بر روی یک پایلوت با حجم ۲۵/۳m^3 انجام گردیده، که در آن از لجن هضم شده فاضلاب شهری استفاده شده است. فرایند را می‌توان در بارآلی معادل ۱kg COD/m^3.d (باردهی لجن معادل ۰/۱۱kg COD/kg VSS.d) و زمان ماند ۳۵ ساعت در دمای ۳۰°C راه‌اندازی نمود. پس از اینکه سیستم یکباره راه‌اندازی شد، می‌تواند بارهای آلی تا ۳/۵kg COD/m^3.d را با زمان ماند ۸ ساعت در دمای ۲۰°C تحمل کند. راندمان تصفیه COD کل تا ۷۰٪ و COD فیلتر شده تا ۹۵٪ گزارش شده است. بارهای شوک تا ۷/۵kg COD/m^3.d در طول شب با زمان ماند ۵ ساعت به خوبی قابل تحمل بود، مشروط بر اینکه باردهی فوق به طور متناوب با باردهی پایین همراه شود. متان تولیدی ۰/۲۸m^3 به ازای هر کیلوگرم COD حذف شده بود که ۷۵٪ - ۶۵٪ بیوگاز حاصله را تشکیل می‌داد [۴].

راکتور UASB برای تصفیه فاضلاب کارخانه بسته‌بندی گوشت در دو مقیاس آزمایشگاهی و پایلوت در شهر پکن مورد بررسی قرار گرفت. در راکتورهای پایلوت با باردهی‌های حجمی ۲/۵۳ تا ۳/۰۲kg COD/m^3.d، باردهی لجن از ۰/۱۳ تا ۰/۲۱ kg COD/kg SS.d، زمان ماند هیدرولیکی ۱۶-۱۲ ساعت و دما در گستره ۲۴ تا ۲۷°C، کاهشی به میزان ۸۴٪-۷۶٪ گزارش شده است. [۶].

مواد و روشها

دستگاه پایلوت UASB با حجم مفید ۵۰۰ لیتر (بدون در نظر گرفتن حجم GLS) ساخته شده از جنس شیشه پلاستیکی[1] با مقطع مربع شکل در ابعاد ۵۰cm×۵۰cm در این مطالعه مورد استفاده قرار گرفت. در طول ارتفاع مؤثر راکتور تا زیر منحرف‌کننده[2] ۹ شیر نمونه‌برداری با فاصله کمتر در قسمت پایین راکتور (زیرا بیشترین غلظت لجن و حذف عمده COD در این قسمت است) و با فاصله زیادتر در قسمت بالا، تعبیه گردید.

پایلوت در مجاورت فاضلابرو کشتارگاه اصفهان که در حال حاضر بدون پیش تصفیه، به تصفیه‌خانه فاضلاب شهری جنوب اصفهان می‌ریزد نصب گردید. در اوایل فروردین‌ماه ۱۳۷۴ با استفاده از لجن هاضم بیهوازی این تصفیه‌خانه به عنوان بذر، سیستم بارور شده با تغذیه پیوسته از فاضلاب کشتارگاه راه‌اندازی گردید. فاضلاب کشتارگاه مستقیماً از منهول به داخل تانک ذخیره و متعادل سازی پمپ می‌گردید.

به منظور تثبیت دمای متوسط راکتور در محدوده ۲۹-۲۶°C، در مرحله راه‌اندازی، با نصب گرمکن و ترموستات در مسیر جریان پساب، با گرم کردن پساب و برگشت دادن بخشی از آن به راکتور، علاوه بر کنترل باردهی و شناورسازی بستر، دمای راکتور نیز تا حد مورد نظر افزایش می‌یافت. پس از راه‌اندازی (رسیدن به حالت پایدار) و با قطع دبی برگشت پساب، کنترل دمای راکتور از طریق نصب گرمکن در مسیر جریان فاضلاب ورودی، انجام می‌گرفت.

به منظور دست‌یابی به شرایط پایدار در سیستم در طول ساعات مختلف روز، فاکتورهای دبی ورودی، مجموع دبی ورودی و دبی برگشت پساب (در مرحله راه‌اندازی)، ارتفاع بستر لجن، دمای فاضلاب ورودی، دمای پساب، دمای مخلوط ورودی و پساب، دمای متوسط راکتور کنترل و ثبت می‌گردید. آزمایشات شامل BOD_5، COD کل و محلول ورودی و پساب و pH بصورت روزانه یا یک روز در میان انجام می‌گرفت. در هر ۷ روز یک گرادیان از SS و VSS راکتور تهیه می‌شد. تعیین SS ورودی و پساب به صورت یک روز در میان انجام می‌شد.

1- Plexiglass
2- Deflector

قلیائیت ورودی و پساب و بستر لجن یک بار در هفته و تعیین فسفر و نیتروژن کجلدال کل و محلول ورودی، بستر لجن و پساب به صورت یک تا دو بار در هر ماه انجام می‌گردید، از ماه ششم بهره‌برداری به بعد، در مرحلهٔ حداکثر کارایی راکتور به منظور پیشگیری از افت ناگهانی pH، اندازه گیری اسیدهای چرب فرار (VFA) با استفاده از روش تقطیر بر روی نمونه‌های سانتریفوژ شدهٔ بستر لجن انجام می‌گرفت. کلیهٔ آزمایشات فوق با استفاده از روش استاندارد متد انجام می‌گردید [۷]. اندازه گیری بیوگاز با استفاده ازکنتورگاز و آنالیز بیوگاز یک تا دو بار در ماه (پس از حذف H_2S) متناسب با مراحل تغییر باردهی، توسط روش کروماتوگرافی گازی انجام می‌شد.

دستگاه گاز کروماتوگراف مدل 9A (شیمادزو ژاپن) با دو آشکارساز FID و ECD ستونهای از نوع فولاد ضدزنگ مورد استفاده قرار گرفت. با توجه به تنوع موجود در گازهای نمونه، از دو ستون مولکولارسیو و ذغال اکتیو جهت آنالیز گازهای N_2، CO_2، O_2، CO، H_2 و CH_4 استفاده شد. کل زمان مورد نیاز ۴ ساعت و دمای آون در $100^{\circ}C$ تنظیم شده بود.

نتایج و بحث

عملکرد راکتور در طی مدت ۲۳۰ روز را می‌توان به سه مرحلهٔ مشخص تقسیم‌بندی نمود: مرحلهٔ راه‌اندازی، مرحلهٔ کارایی مطلوب، مرحلهٔ حداکثر کارایی. با توجه به تغییر شرایط محیطی (بویژه دما) و بارگذاری، هر یک از مراحل فوق شامل چند دورهٔ زمانی کوتاهتر می‌شود.

مرحلهٔ راه‌اندازی (روزهای ۱ تا ۷۰)

هدف از راه‌اندازی، تجمع تا حد امکان سریع بستر مناسبی از لجن[1] در داخل راکتور می‌باشد. بطور معمول، میکروارگانیسمهای بیهوازی سرعتهای رشد بسیار کندتری را نسبت به نوع هوازی از خود نشان می‌دهند، بنابراین بارورکردن راکتورهای بیهوازی به حدکافی در مرحلهٔ راه‌اندازی حساستر از این حالت برای سیستمهای هوازی است. در سیستمهای لایه ثابت، مقدار بارورکنندهٔ مورد استفاده بایستی حداقل ۱۰٪ حجم راکتور باشد، در غیر این صورت راه‌اندازی ممکن است با شکست مواجه شده و یا دستیابی به حالت پایدار، حداقل یکسال به طول انجامد. تلقیح بارورکننده به میزان ۳۰ تا ۵۰٪ حجم راکتور، زمان لازم برای راه‌اندازی را به میزان قابل ملاحظه‌ای کاهش می‌دهد [۸]. در این بررسی راه‌اندازی با تقریباً ۲۱۵L لجن هاضم بیهوازی، معادل ۴۳٪ حجم راکتور، با غلظت ۲۹g/l VSS انجام گردید. تا روز هشتم راکتور به طور ناپیوسته با فاضلاب کشتارگاه تغذیه می‌گردید. پس از شروع تغذیه پیوسته، سرعت بالاروی در محدوده ۰/۰۲-۰/۰۶m/h و زمان ماند هیدرولیکی در گستره ۱۰۰-۳۰ ساعت در دمای $20^{\circ}C$-۱۵ حفظ گردید.

دورهٔ اول این مرحله با باردهی ۰/۲۴kg COD/kg VSS.d مطابق با ۱/۸kg $COD/m^3.d$ با غلظت بیومس ۷/۳kg VSS/m^3 آغاز گردید. راندمان حذف COD در این دوره از ۳۰٪ تجاوز نمی‌کرد.

در دورهٔ دوم این مرحله (۵۶-۳۶) به منظور اعمال سرعت بالا روی (V_{up}) بیشتر جهت انبساط بستر و شناورسازی لجن، بدون اعمال باردهی بالا، در محفظه جمع‌آوری پساب اقدام به نصب گرمکن گردیده و بخشی از پساب گرم شده و به راکتور برگشت داده می‌شد تا دمای راکتور را در حدود $30^{\circ}C$ - ۲۵ و به طور متوسط $29^{\circ}C$ حفظ نماید. این عمل باعث گردید تا بستر لجن که در مرحلهٔ اول به علت فشردگی ۵۰cm ارتفاع داشت، تا ارتفاع ۷۲cm انبساط یابد. بارگذاری آلی این دوره، ۳kg $COD/m^3.d$ مطابق با F/M برابر ۰/۴۴kg COD/kg VSS.d بوده، راندمان حذف COD محلول، به ۶۰٪ رسید. دوره سوم مرحلهٔ راه‌اندازی (۷۰-۵۷)، آغاز دستیابی به راندمان‌های حذف COD برابر ۸۰٪ با باردهی ۶/۹kg $COD/m^3.d$ مطابق F/M برابر ۱kg COD/kg VSS.d می‌باشد.

مرحله کارایی مطلوب (روزهای ۷۱ تا ۱۶۶)

در عملکرد راکتور پس از راه‌اندازی، روند صعودی باردهی آلی سریعتر و مقدار افزوده شده به بارآلی در هر مرحله نیز بیشتر بود با وجود این راندمان حذف COD مرتباً افزایش می‌یافت.

مرحله حداکثرکارایی (روزهای ۱۶۷ تا ۲۲۷)

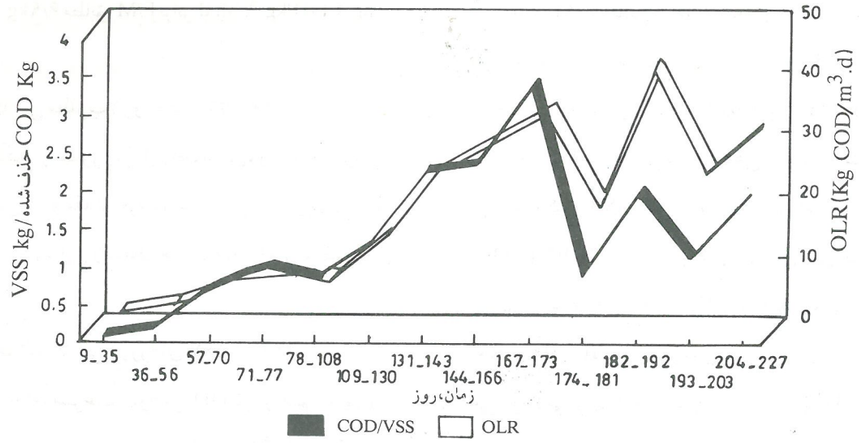
در این مرحله، سرعت باردهی COD باز هم به طور مرحله‌ای افزایش داده شد تا ماکزیمم ظرفیت بارگذاری راکتور تعیین شود. این باردهی متناسب با دستیابی به لجن متراکم با غلظت بیشتری نسبت به مراحل قبلی انجام شد. این مرحله با نوساناتی در دما همراه بود. در مجموع بهترین دوره از این مرحله، در دمای متوسط $27^{\circ}C$، با اعمال بارآلی ۳۲kg $COD/m^3.d$ که به دلیل رشد لجن راکتور تا میزان ۶Kg (۱۲kg/m^3) مطابق با F/M معادل ۲/۹۶kg COD/VSS.d می‌باشد، راندمان حذف COD محلول به ۶۵٪ و ماکزیمم تولید حجمی گاز به مقدار ۲/۱L/L.d معادل با ۱۰۳۲L/d کاهش یافت. لازم به ذکر است که افزایش باردهی با افت اندک در پایداری توسط راکتور UASB قابل تحمل است، اما تغییرات در حذف COD و BOD با افزایش یافتن باردهی آلی همیشه سازگار نیست. سرعت حذف بارآلی را با اطمینان یافتن از اینکه غلظت‌های بالایی از بیومس بسیار فعال در راکتور حفظ می‌شود، می‌توان به حداکثر رسانید [۸]. لذا زمانی‌که جرم بیومس فعال موجود در راکتور از مقدار ۳/۵kg در مرحلهٔ راه‌اندازی به مقدار ۶/۱kg رسید، اقدام به بارگذاری‌های بالا گردید.

اطلاعات مربوط به مراحل راه‌اندازی و حداکثرکارآیی در جدول ۱ خلاصه شده است.

جدول (۱): پارامترهای بهره‌برداری و نتایج مرحلهٔ راه‌اندازی و حداکثرکارایی

پارامتر	واحد اندازه گیری	راه‌اندازی	حداکثرکارآیی
سرعت بالاروی (V_{up})	m/h	۰/۰۴-۰/۳۳	۰/۶-۱
دمای راکتور	$^{\circ}C$	۱۵-۲۹	۲۰-۲۶
VSS راکتور	kg	۳/۲۷-۳/۶۴	۴/۹-۶/۱
COD ورودی‌کل	mg/L	۳۰۶۱-۵۰۳۵	۲۲۰۵-۴۷۹۶
COD ورودی محلول	mg/L	۲۲۹۶-۳۷۶۹	۱۹۳۹-۳۸۵۲
راندمان حذف COD کل	%	۳۰-۸۰	۴۴-۶۷
راندمان حذف COD محلول	%	۲۵-۸۴	۴۷-۷۵
باردهی آلی (OLR)	kg $COD/m^3.d$	۱/۷۵-۶/۹	۳۱/۷-۴۱/۲
سرعت تولید گاز	L/حذف شده kg COD.d	۲۷۳-۳۳۶	۱۰۰-۲۰۰
حداکثر تولید حجمی گاز	L/L.d	۱/۱۵-۱/۸	۱-۲/۴

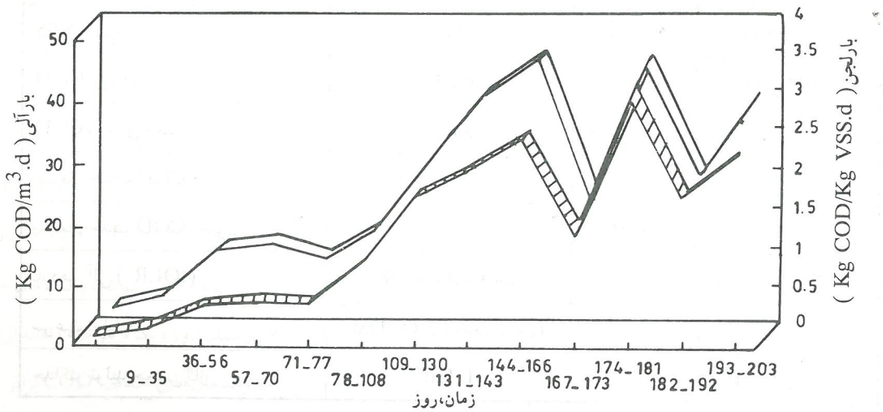
1- Bed Blanket



نمودار(۱):نسبت COD حذف‌شده به VSS موجود در راکتور و بارگذاری (OLR) در مقابل زمان بهره‌برداری

تغییرات COD حذف شده نسبت به بیومس راکتور و باردهی آلی در مقابل زمان بهره‌برداری

در باردهی سیستم سعی گردید تا در هر مرحله از بهره‌برداری، پس از افزایش فعالیت لجن برای حذف COD (نمودار ۱) و افزایش غلظت لجن (نمودار ۲)، باردهی افزایش داده شود. نوساناتی که از روز ۱۷۴ به بعد مشاهده می‌گردد به علت تغییرات دما می‌باشد زیرا تا روز ۳۵، دمای راکتور با دمای محیط یکسان بود. از روز ۳۶ تا ۷۰ با نصب گرمکن در مسیر جریان برگشت پساب دمای راکتور تا $27^{\circ}C$ بالا برده شد. پس از آن در روزهای ۱۸۱-۷۱ (شروع فصل تابستان) تغییرات دمای راکتور تابع دمای محیط بود. همانگونه که در نمودار مشخص است تا روز ۱۷۳ که دما بالاتر از $25^{\circ}C$ است مقدار COD حذف شده به ازای VSS موجود در راکتور مرتباً افزایش می‌یابد. در مرحلهٔ بعدی (۱۸۱-۱۷۴) با سرد شدن محیط، باردهی راکتور کاهش داده شد و متناسب با آن حذف COD کاهش یافت. در روز ۱۸۲، مجدداً گرمکن راه‌اندازی گردید، اما محل نصب آن در مسیر جریان فاضلاب ورودی بود زیرا در مرحله هفتم بهره‌برداری جریان برگشت پساب قطع گردید.



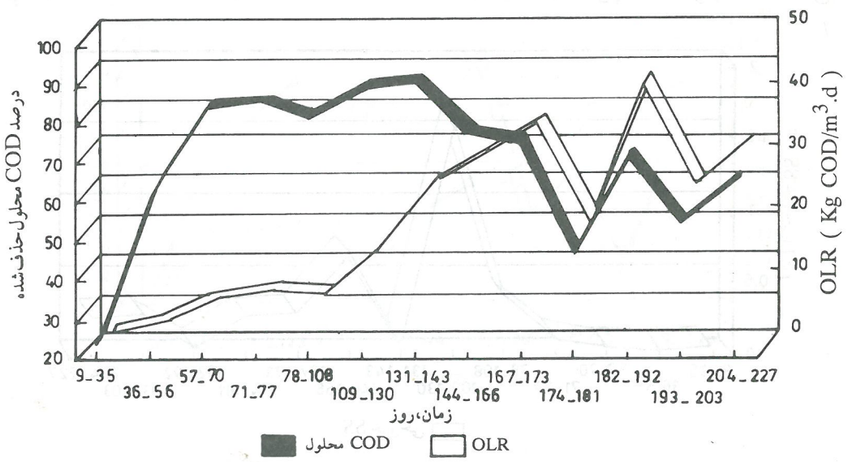
نمودار(۲):میزان بارگذاری آلی (OLR) و میزان بارگذاری (SLR) در مقابل زمان بهره‌برداری

نوسانات موجود در سه مرحله آخر ناشی از عملکرد خوب یا ضعیف گرمکن به طور متناوب به علت مشکلاتی است که در هنگام بهره‌برداری ایجاد می‌شود که از آن جمله می‌توان به خوردگی گرمکن و یا نیاز به قویتر کردن گرمکن متناسب با سرد شدن هوا به علت عدم توانایی آن در حفظ دمای مطلوب در کل حجم راکتور اشاره نمود. بدیهی است متناسب با تغییرات دما، به منظور پیشگیری از مختل شدن سیستم باردهی آلی کاهش یا افزایش داده می‌شد و همانگونه که مشهود است به علت پایداری و عملکرد خوب راکتور، متناسباً میزان حذف COD به ازای VSS موجود در راکتور کاهش یا افزایش یافته است.

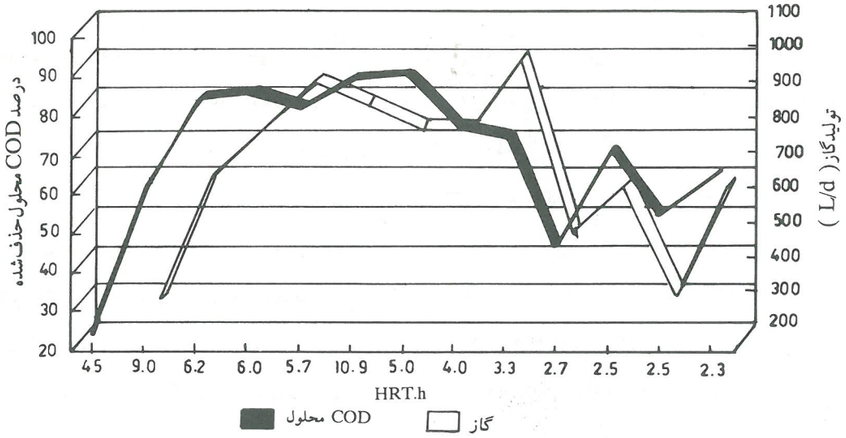
ارتباط راندمان حذف COD محلول و باردهی آلی (OLR) (در مقابل زمان بهره‌برداری

در طول مرحله راه‌اندازی که راندمان حذف COD محلول از ۳۵ درصد تجاوز نمی‌کرد و همزمان با افزایش باردهی از ۱/۸ به ۳kg $COD/m^3.d$ در مرحله دوم (روزهای ۵۶-۳۶) متناسب با گرم کردن راکتور از طریق جریان برگشت پساب، راندمان حذف COD محلول سریعاً افزایش یافته و به ۶۲ درصد می‌رسد. در مرحلهٔ سوم، روند افزایش تا رسیدن به راندمان حذف COD ۸۴ درصد ادامه یافته و در مراحل چهارم و پنجم تقریباً ثابت می‌ماند. افت اندک در باردهی مرحله پنجم (روزهای ۱۰۸-۷۸) که متناسباً بر روی راندمان حذف این مرحله نیز تأثیر می‌گذارد ناشی از رقیق‌تر بودن فاضلاب ورودی پمپ شده برای تزریق راکتور است که تکرار این عمل در طی چند روز متوالی، افت چربی با باردهی را باعث شده است. در مراحل ششم (روزهای ۱۳۰-۱۰۹) و هفتم (روزهای ۱۴۳-۱۳۱)، با وجود افزایش باردهی آلی به ترتیب تا مقادیر ۱۴/۲ و ۲۴/۹۹kg $COD/m^3.d$، راندمان حذف به ترتیب به ۸۳ و ۹۱ درصد می‌رسد که این مراحل در گرمترین روزهای تابستان یعنی زمانی که بدون گرم کردن مصنوعی، دمای راکتور به طور متوسط به $31^{\circ}C$ و حداکثر به $35^{\circ}C$ رسیده، رخ می‌دهد.

در مرحلهٔ ششم، به علت پر شدن راکتور با لجن و اختلاط شدید و جوشش لجن در اثر دمای بالا و تولید گاز زیاد (بیش از ۱۵۰۰ L/d) و در نتیجه شسته و خارج شدن شدید لجن همراه پساب، مقداری از لجن راکتور خارج گردید. با وجود این، به منظور خارج شدن فلوکهای سبک از قسمتهای پائین راکتور باز هم در مراحل هشتم (روزهای ۱۶۶-۱۴۴) و نهم (روزهای ۱۷۳-۱۶۷)، میزان باردهی آلی به ترتیب تا ۲۹/۴ و ۳۴/۵kg $COD/m^3.d$ افزایش داده شد.



نمودار(۳):راندمان حذف COD محلول و میزان بارگذاری آلی (OLR) در مقابل زمان بهره‌برداری

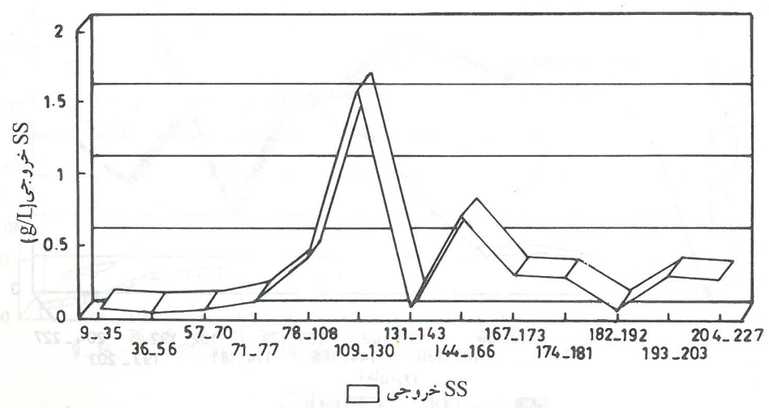


نمودار(۴):ارتباط راندمان حذف COD محلول و میزان تولیدگاز با زمان ماند هیدرولیکی (HRT)

تخلیه مقداری از بیومس فعال راکتور (کاهش VSS راکتور از مقدار ۵/۶ به ۴/۸kg) و نیز افزایش داده باردهی با روند روبه کاهش دما به ۲۷ و ۲۴°C (اواخر شهریور ماه) همزمان شده، باعث گردید تا راندمان حذف COD محلول در مراحل هشتم و نهم به ترتیب تا مقادیر ۷۸ و ۷۵ درصد کاهش یابد. از این مرحله به بعد، متناسب با کاهش دمای راکتور و در اثر سرد شدن هوا یا افزایش دمای راکتور از طریق نصب مجدد گرمکن، باردهی کاهش یا افزایش داده می‌شد تا صدمه‌ای به سیستم وارد نشود. نوساناتی که در قسمت آخر نمودار (۳) مشاهده می‌شود ناشی از تغییرات دما می‌باشد.

شسته و خارج شدن لجن همراه پساب راکتور

همانگونه که در نمودار (۴ و ۵) مشهود است، هنگام راه‌اندازی راکتور (در مرحلهٔ اول تا روز ۵۶) به علت سازگار نبودن لجن بارورکننده اولیه با فاضلاب ورودی و نیز پایین بودن دما، راندمان حذف COD کمتر از ۵۰٪ و به تبع آن تولیدگاز کمتر از ۳۰۰L/d بوده است، که این روند عامل غیر فعال بودن راکتور از نظر اختلاط حاصل از تولید بیوگاز می‌باشد. از طرفی دبی ورودی کمتر از ۲۰L/h و سرعت بالاروی (V_{up}) کمتر از ۰/۲۵m/h، به تنهایی نقشی در انبساط بستر لجن نداشته است، لذا جامدات معلق پساب کمتر از ۰/۰۷g/L می‌باشد.



نمودار(۵):شسته و خارج شدن لجن همراه پساب راکتور (Washout) در مقابل زمان بهره‌برداری

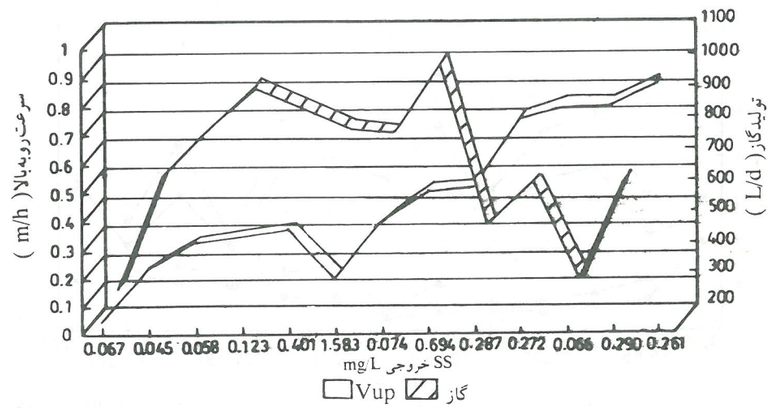
مرحلهٔ سوم بهره‌برداری (روزهای ۷۰-۵۷)، آغاز سازگاری لجن با فاضلاب است و با بالا رفتن دما، راندمان حذف COD افزایش قابل توجهی داشته است، اما اختلاط بستر به حدی نیست که باعث خارج شدن لجن شود.

در مرحلهٔ چهارم به تدریج با افزایش دما و نیز افرودن تدریجی بارآلی و افزایش تولیدگاز و سرعت بالاروی، اختلاط بستر و در نتیجه مواد معلق پساب افزایش می‌یابد. در مرحلهٔ ششم، پس از گذشت ۱۶ هفته از زمان راه‌اندازی، لجن، کل حجم راکتور را پر کرده بود. تقارن این مرحله با گرمترین روزهای سال (دمای راکتور ۳۱°C)، باعث تولید زیادگاز شده، به طوری که در سطح بالایی راکتور جوشش لجن مشهود بود. رشد و انبساط همزمان بستر موجب شسته شدن تا حداکثر مقدار ۱/۶g/L گردید. لذا برای اولین بار بعد از زمان راه‌اندازی، مقدار ۲۵۰ لیتر لجن از بالاترین شیر نمونه‌برداری راکتور، تخلیه گردید، به طوری که SS پساب در مرحله بعد به ۰/۰۷g/L کاهش یافت. در این مرحله که راکتور از نظر کلیه شرایط بهره‌برداری به حالت مطلوب رسید، دست‌یابی به لجنی با قابلیت ته‌نشینی بالا مورد نظر بود. این حالت از طریق اعمال V_{up} بالا و افزایش باردهی و تولیدگاز بیشتر عملی می‌گردید، اما این نگرانی وجود داشت که در صورت اختلاط زیاد، شسته شدن و خروج لجن باعث افت ناگهانی در غلظت بیومس فعال شده و عملکرد سیستم مختل شود، لذا اقدام به ساخت ته‌نشین ساز[1] مجهز به دو ردیف سه‌تایی قیف جداکننده گاز گردید تا لجن‌های خارج شده همراه با پساب وارد این قسمت گردیده، ته‌نشین شده و تغلیظ گردد.

مقایسه نقش سرعت بالاروی (V_{up}) و تولیدگاز در شسته و خارج شدن لجن

مقایسه پیکهای دو منحنی V_{up} و تولیدگاز در نمودار (۶) نشان می‌دهد که نقش تولیدگاز در اختلاط بستر و در نتیجه شسته شدن لجن نسبت به V_{up} بیشتر است، البته این موضوع پس از مرحلهٔ راه‌اندازی صادق است. اولین پیک تولیدگاز در مرحله چهارم بهره‌برداری (روزهای ۷۷-۷۱) با SS پساب معادل ۱۲۵mg/L متناسب است که تقریباً دو برابر SS پساب در مراحل اول تا سوم است.

دومین پیک تولیدگاز در مرحله هشتم (روزهای ۱۶۶-۱۴۴) با SS پساب معادل ۶۹۴mg/L متناسب است، در حالیکه در این مرحله V_{up} تقریباً ۰/۵m/h می‌باشد و این سرعت تقریباً معادل نصف سرعت نهایی اعمال شده است.



نمودار(۶):سرعت بالاروی (Vup) و میزان تولیدگاز در مقابل مقدار جامدات معلق (SS) پساب

[1] Settler

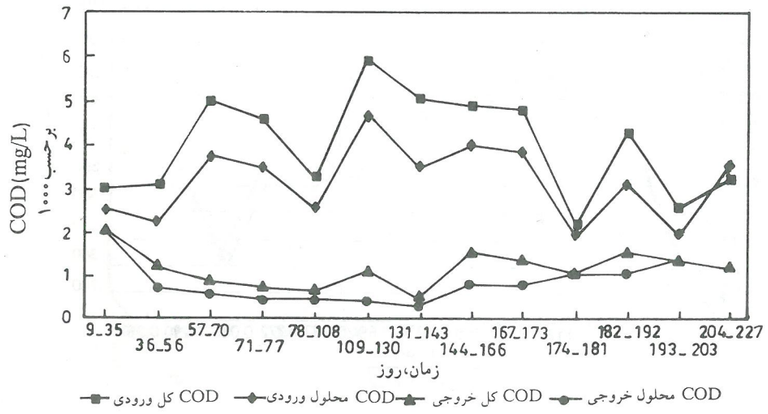
افتی که در منحنی V_{up} مرحلهٔ ششم مشاهده می‌گردد، به علت کم‌کردن دبی در این مرحله در پی پرشدن راکتور از لجن و وقوع شسته شدن شدید، به منظور جلوگیری از خروج بیش از حد لجن از راکتور می‌باشد، در این مرحله به علت تخلیه مقداری از لجن راکتور و نیزکم‌کردن باردهی (که متناسب باکم کردن دبی رخ می‌دهد)، مقدار تولیدگاز نیز مقداری کاهش یافته است، لذا با وجود بالا بودن SS پساب در این مرحله (1/583g/L) به علت تغییراتی که عمداً صورت گرفته است، نمی‌توان مقایسه‌ای انجام داد.

نهایتاً، در چهار مرحله آخر بهره‌برداری، با وجود اینکه V_{up} در محدوده ۰/۹-۰/۶ m/h متغیر است، اما SS پساب پایین است و این در حالی است که مقدار تولیدگاز متناسب با تغییرات دما در محدوده نسبتاً کمتری نوسان دارد.

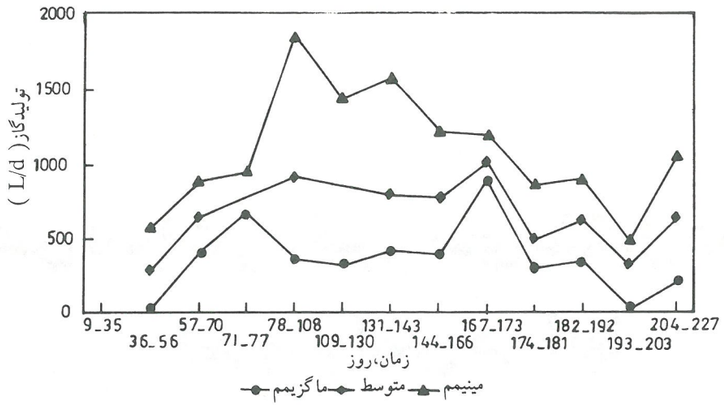
بار آلودگی فاضلاب کشتارگاه و میزان مواد آلی تجزیه نشده در پساب راکتور

نتایج آنالیزهای انجام شده بر روی فاضلاب ورودی و پساب در نمودار (۷) آمده است. COD فاضلاب کشتارگاه در دامنه گسترده بین ۲۰۰۰ تا 7000mg/L و در دامنه محدودتر بین ۳۰۰۰ تا 5000mg/L متغیر است. نسبت COD محلول به COD کل فاضلاب ورودی بین ۰/۸۹-۰/۶۳ متغیر بوده و به طور متوسط ۰/۷۷ می‌باشد. نظر به اینکه فرایندهای بیهوازی مقدار نسبتاً بالایی از مواد آلی تجزیه نشده را در پساب راکتور باقی می‌گذارند، تصفیه بیهوازی به ندرت مقادیر حذف BOD بیشتر از ۸۰ تا ۹۰٪ را نتیجه می‌دهند. برای فاضلابهای خیلی رقیق، مثل فاضلاب شهری این مقدار ممکن است به ۵۰٪ نزدیکتر باشد. برعکس، با مواد زائد خیلی غلیظ، غلظت BOD باقیمانده می‌تواند متجاوز از چندین هزار mg/L باشد. بنابراین، هنگامیکه درجه بالایی از حذف BOD مورد نظر باشد، تصفیه بیهوازی را می‌توان با فرایندهای بیولوژیکی هوازی یا تکنولوژی فیزیکی شیمیایی تکمیل نمود. برای فاضلابهای غلیظ، پیش تصفیه بیهوازی می‌تواند از نظر اقتصادی بار BOD راکاهش دهد، بنابراین اندازه و هزینه هر فرایند تصفیه اضافی که ممکن است برای جلادهی به کار رود، کاهش می‌یابد [۳].

در این بررسی غلظت COD محلول پساب در مرحله کارایی مطلوب راکتور بین 835mg/L-306 و غلظت COD کل پساب بین 1575mg/L-486 تغییر می‌کند. در واقع، راندمان‌های تصفیه بر مبنای نمونه‌های فیلتر شده ماکزیمم راندمان ممکن را در یک سیستم یک مرحله‌ای UASB ارائه می‌دهد.



نمودار(۷):مقدار COD کل و محلول ورودی و پساب در مقابل زمان بهره‌برداری



نمودار(۸):میزان تولید بیوگاز در مقابل زمان بهره‌برداری

میزان تولید بیوگاز

با برآورد مقدار تولید بیوگاز و متان می‌توان شاخص اولیه‌ای از اقتصادی بودن فرایند ارائه داد. در این بررسی حداقل تولیدگاز از مقدار حدود 50L/d در دمای 15°C تا حدود 900L/d در دمای بالاتر از 25°C اما در باردهی آلی بالا متغیر است. متوسط روزانه تولیدگاز در گستره 996L/d-285 تغییر می‌کند. اما محدوده ماکزیمم تولیدگاز در شرایط دمایی و بارگذاری دوره‌های مختلف بهره‌برداری 1870L/d-480 می‌باشد. (نمودار ۸). در صورتی که بیوگازی که توسط سیستم بیهوازی تولید می‌شود کافی باشد می‌توان از انرژی آن برای گرم کردن فاضلاب ورودی یا سیستم استفاده نمود و در غیر این صورت تدارک سیستم گرمایش ضروری است. برای فاضلابهای با غلظت 5000mg COD/L، افزایش درجهٔ حرارت فاضلاب ورودی فقط به میزان 5°C بدون تبادل گرمایی ورودی - پساب به سهولت انجام می‌شود. بر اساس آنالیزهای انجام شده بیوگاز راکتور به طور متوسط حاوی ۷۵٪ گاز متان، ۷/۱٪ گاز دی‌اکسیدکربن و ۱۳/۸٪ گاز نیتروژن می‌باشد.

منابع و مراجع

1- Christensen, D.R. *et al*, (1984). " *Design and Operation of an UASB Reactor*" " J.WPCF 56 (9) 1059 - 1063.

2- Hashemian, S.J., (1989). " *Biomass Retention in Anaerobic Reactor* " University of Newcastle, Civil Engineering Departement.

3- Malina, J.F., Pohland, G., (1992). " *Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes*". Technocom Pubishing Co. Inc. Landaster.

4- Mc Comis, W., Litchfield, J.H. (1989)." *Meat and Poultry Processing Wastes* " J. WPCF, 61 (6).

5- Sayed, S., Campen, V. L. Lettinga, G. (1987). "*Anaerobic Treament of Slaughterhouse Waste Using a Granule Sludge UASB Reactor*" , J. Biological wastes, 21.

6- Saued S., De zeeuw, W. Lettinga, G. (1984). " *Anaerobic Treatment of Slaughterhouse Waste Using a Flocculent Sludge UASB Reactor* ", J. Agricultural waste, 11 .

7- APHA (1985). " *Standard Methods for the Examination of Water & Wastewater* ".

8- Stronach, S. *et al*., (1986). " *Anaerobic Digestion Processes in Industrial Wastewater Treatment* ". Springer - Verlag, Berlin, Heidelberg.