مقایسه کارایی هاضم‌های بیهوازی

بر روی فاضلاب بستنی سازی ☆

ترجمه : حبیب ناصری*

چکیده

در تصفیه فاضلاب بستنی سازی، هاضم‌های بیهوازی در مقیاس پایلوت برای مدت بیش از سه سال مورد مطالعه قرار گرفت وکارایی چهار راکتور طراحی شده شامل فیلتر بیهوازی، فرایند تماسی، UASB با ظرفیت $5m^3$ و یک بستر شناور با ظرفیت $0/5m^3$ با هم مقایسه شدند. فیلتر بیهوازی با بستر دایره‌ای به حجم $3/3m^3$ و با بار آلی ثابت (B_v) در حدود $6kg\ COD/m^3.d$ مورد بهره‌برداری قرار گرفت که در حدود ۶۷٪ COD کل را حذف نمود. فرایند تماسی نیز به طور ثابت و مداوم ۸۰٪ COD کل را حذف نمود اما به علت عملکرد ضعیف قسمت ته‌نشینی، کارایی راکتور محدود گردید. MLSS به بالاتر از $3kg/m^3$ نرسید و با بار آلی $1kg\ COD/m^3.d$ بهره‌برداری شد. راکتور بستر شناور که بستر نگهدارندهٔ آن را ذرات ماسه یا کربن فعال گرانوله تشکیل می‌داد در بارگذاریهای آلی به ترتیب ۴ و $2kgCOD/m^3.d$ بهره‌برداری شد و در حدود ۶۰٪ از COD کل را حذف نمود، اما فرایند با مشکل شکسته شدن گرانولهای کربن فعال مواجه بود. راکتور UASB از بین این چهار راکتور به علت عدم تشکیل گرانول مناسب در سیستم ضعیف‌ترین کارایی را داشت (تقریباً ۵۰٪ حذف COD کل در بارگذاری $2kg\ COD/m^3.d$). فیلتر بیهوازی نیز به مدت ۹ ماه پس از حذف نیمی از مواد آکندی بستر بهره‌برداری شد. اما با این شرایط سیستم قادر نبود که میزان بار قبلی را تحمل کند. ضعف ماند توده میکروبی در تمام راکتورها احتمالاً مربوط به مقدار چربی و روغن فاضلاب است که به عنوان فاکتور محدودکننده مطرح می‌باشد. با استفاده از تجربیات به دست آمده در مقیاس پایلوت، یک فیلتر بیهوازی با جریان رو به بالا در مقیاس تمام ظرفیت در محل کارخانه بستنی راه‌اندازی شد. این راکتور نیز شبیه مقیاس پایلوتی خود عمل کرد.

مقدمه

تصفیه بیهوازی فاضلابهای صنعتی دارای مزایای بالقوه‌ای می‌باشد که عبارتند از : انرژی مصرفی پایین، تولید کم لجن اضافی، کنترل بوآئروسلها و شروع بکار سریع بعد از توقف کار به مدت زمان طولانی. هاضم‌های بیهوازی با سرعت بالا که دارای قدرت نگهداری توده میکروبی می‌باشند، نیز دارای ظرفیت تصفیه بالایی بوده و بنابراین به سطح کمتری نیازمند هستند. هایکی و همکاران (۱۹۹۱) شکلهای عمده فرایند تصفیه برای هاضم‌های با سرعت بالا در بیست سال اخیر را مورد بررسی قرار داده‌اند. این مطالعات شامل فرایندهای UASB، بسترهای ثابت با جریان رو به بالا و جریان رو به پایین و بسترهای شناور و انبساط یافته می‌باشد.

هر چند روشهای تصفیه بیهوازی در اغلب کشورهای

*- دانشجوی کارشناسی ارشد بهداشت محیط ،دانشکده بهداشت اصفهان

اروپایی کاربرد گسترده‌ای دارند اما به طور معمول در انگلستان مورد استفاده قرار نمی‌گیرند. با وجود عدم استقبال صنایع انگلیس از این روش شورای مهندسین مشاور و علوم آکادمی انگلیس در جهت ساخت و بهره‌داری از چهار نوع هاضم بیهوازی در مقیاس پایلوت سرمایه‌گذاری نمود که شامل یک فرایند تماسی، یک فیلتر بیهوازی با جریان رو به بالا و یک راکتور UASB بود. همه اینها با ظرفیت اسمی (حجم اسمی) $5m^3$ و یک راکتور با بستر شناور با ظرفیت اسمی $0/5m^3$ طراحی شدند (آندرسون و همکاران، ۱۹۸۸). پایلوتها در یک کارخانه بستنی سازی بنام والس در شهر گلاستر قرار داده شد و به مدت ۳/۵ سال از سال ۱۹۸۷ مورد بهره‌برداری قرار گرفت.

برخی اطلاعات حاصل از بهره‌برداری این تصفیه‌خانه‌های پایلوت توسط کاین و همکاران (۱۹۹۰) و اسمیت (۱۹۹۱) منتشر شده است. مورگان و همکاران (۱۹۹۱) بر روی اکولوژی میکروبی راکتورها به مدت ۲۴ هفته از شروع بهره‌برداری پایلوت مطالعه نموده و به محدودیت حفظ توده میکروبی در سیستم پی بردند. سیستم UASB در مقیاس پایلوت در تشکیل گرانول ناموفق بوده و مطالعات آزمایشگاهی نیز نشان داد که تشکیل گرانول بر روی این فاضلاب رضایت بخش نیست (کایلس و همکاران، ۱۹۹۰)، در حالی که گرانولهای حاصل از تصفیه پساب کارخانه لبنیات سازی توسط UASB نسبت به فاضلاب بستنی سازی خوب بود (هاکز و همکاران، ۱۹۹۲). گودوین و همکاران در سال ۱۹۹۰ گزارش دادند که زمان لازم برای تشکیل گرانول و تصفیه مؤثر این فاضلاب قابل بررسی است.

این مطالعه اطلاعات بیشتری را از چهار راکتور در مقیاس پایلوت در مدت زمان بهره‌برداری پایدار ارائه نموده و عملکرد هر یک از انواع راکتورها را بر روی فاضلاب بستنی‌سازی مقایسه می‌کند. تجربیات به دست آمده از مطالعات پایلوت در طراحی یک فرایند فیلتر بیهوازی (بستر آکندی[1])، با جریان رو به بالا در مقیاس کامل در بخش دیگری از اروپا برای تصفیه فاضلاب بستنی سازی مورد استفاده قرار گرفت. در این مقاله تجربیات بهره‌برداری از این تصفیه‌خانه نیز تشریح شده است.

روشها

الف : شکل راکتور

مورگان و همکاران (۱۹۹۱) ابعاد چهار راکتور در مقیاس پایلوت را گزارش کرده‌اند. حوضچه ته‌نشینی فرایند تماسی با اختلاط کامل دارای یک کویل مسی خنک کن بود و در دمای تقریباً $25^{\circ}C$ و با هدف کاهش گاز تولیدی در جهت بهبود ته‌نشینی توده میکروبی و جامدات برگشتی به راکتور بهره‌برداری شد. در حین مطالعه حوضچه ته‌نشینی با اضافه شدن یک کف پخش کن سطحی که برای پراکنده شدن یکنواخت توده میکروبی شناور و جدا شدن گاز از فلوکها تعبیه شده بود، تغییر یافت.

فیلتر بیهوازی با ارتفاع ۵/۴ متر و سطح مقطع یک مترمربع با ETAPACK پر شد. ETAPACK بوسیله شرکت پرموتیت[2] تهیه شده و از مواد پرکننده صافی می‌باشد. قطر آن ۶/۵ سانتیمتر و از جنس پروپیلن است. سطح مخصوص آن $160m^2/m^3$ و دارای درجهٔ تخلخل ۹۵٪ می‌باشد. فضای داخل راکتور همانگونه که توسط کاین و همکاران (۱۹۹۱) تشریح شده است، شامل دو قسمت ۱/۶۴ مترمکعبی است که هر یک ۳۱٪ حجم راکتور را اشغال می‌نماید و در ۱/۵ متری بالای پایه راکتور قرار گرفته است.

در اکثر موارد بهره‌برداری، مواد نگهدارنده در راکتور بستر شناور شامل ۱۶۰L ماسه با اندازه ذرات ۰/۵mm و با درجه تخلخل ۳۵٪ و وزن مخصوص ۲/۷۵ بود. در فوریه ۱۹۹۰ محیط فوق با ۱۶۰L گرانول کربن فعال با همان اندازه متوسط ذرات، وزن مخصوص ۱/۳۵ و تخلخل ۴۵٪ جایگزین شد. راکتور UASB به یک جداکننده گاز ـ مایع ـ جامد و با زاویه ۶۰ درجه مجهز شده بود. تمام راکتورها به برق متصل بودند و همچنین دمای لازم ($35^{\circ}C$) بوسیله یک مبدل حرارتی که در محل ورودی راکتور قرار

1- Packed bed
2- Permutit

داده شده بود و محتویات راکتور یا فاضلاب برگشتی از هاضم از آن عبور می‌کرد تامین می‌شد. همچنین فیلتر بیهوازی حاوی یک المنت الکتریکی قابل تنظیم مستقل در خط برگشتی بود. راکتورهای بستر شناور، فیلتر بیهوازی و UASB هر سه دارای شیرهای نمونه‌گیری در نقاط مناسب بودند که توسط مورگان و همکاران (۱۹۹۱) تشریح شده است.

ب : ورودی

در ژوئن ۱۹۸۷ راکتورها با دریافت پساب کارخانه که اساساً فاضلاب حاصل از بستنی‌سازی بود راه‌اندازی شد. این پساب با COD ۴۵۰۰mg/L برای کاهش مقدار چربی از واحد شناورسازی[1] با هوای محلول عبور داده شده بود. برای تامین مواد غذایی نسبت COD:N:P به میزان ۱۰۰:۲:۱ اوره و فسفات افزوده می‌شد.

همانگونه که کاین و همکاران (۱۹۹۰) شرح دادند از ژانویه ۱۹۸۸ فاضلاب ورودی برای هر چهار راکتور به وسیله اختلاط محصولات کارخانه بستنی سازی و آب یخ که به حوضچه یکنواخت سازی با حجم ۱۱ مترمکعب وارد می‌شد، به دست می‌آمد. مواد مغذی، نیتروژن و فسفر (با میزان ۱ : ۲ : ۱۰۰ برای COD:N:P)، تقریباً ۰/۱۹kg دی‌آمونیوم هیدروژن فسفات و ۰/۱۲kg اوره در هر مترمکعب ورودی و EDTA کلات کننده فلزات کمیاب نظیر Co, Mn, Fe و Ni با غلظت ۰/۰۲mg/L نیز بطور دستی اضافه می‌شد. در سپتامبر ۱۹۸۸ همچنین دو ماده پاک کننده اصلی که برای نظافت داخل کارخانه استفاده می‌شد و توسط مرکز تحقیقات یونی‌لیور[2] غیر سمی شناخته شده بود، در حدود غلظت مورد استفاده معمول به ورودی اضافه شد. این میزان شامل 6/3mg/L ماده پاک کننده قلیایی غیریونی و 3/8mg/L پاک کننده آنیونی خنثی بود. مشخصات فاضلاب در فاصله زمانی ژوئن ۱۹۸۸ تا اوت ۱۹۹۰ در جدول ۱ نشان داده شده است. تغذیه سیستم به سرعت باعث pH پایین فاضلاب موجود در مخزن نگهداری شد و به همین علت به خنثی سازی نیاز داشت. اسیدی شدن فاضلاب ورودی در تانک یکنواخت سازی در تابستان به مراتب سریعتر از زمستان بود به طوری که در مقادیر اسیدهای چرب فرار (VFA) تولید شده در فصول مختلف به میزان ۷ برابر اختلاف نشان داده شد. محتویات حوضچه یکنواخت سازی به طور اتوماتیک و با استفاده از اضافه کردن NaOH به میزان ۳۵۰-۶۰۰mg/L در pH حدود ۶/۸-۶/۶ تنظیم شد.

1- Dissolved Air Floatation
2- Unilever

جدول ۱ ـ متوسط ترکیبات فاضلاب ورودی به پایلوت از ژانویه ۱۹۸۸ تا اوت ۱۹۹۰

	متوسط	تعداد نمونه‌گیری	انحراف معیار
COD کل (mg/L)	۴۹۳۵	۵۵۳	۱۱۶۰
SS (mg/L)	۱۰۴۳	۵۰۶	۳۹۵
VSS (mg/L)	۹۹۰	۲۷۴	۴۲۰
استات (mg/L)	۳۴۰	۲۱۰	۱۹۵
پروپیونات (mg/L)	۳۲۰	۲۱۰	۲۲۰
بوتیرات (mg/L)	۶۴	۲۱۰	۶۹
قلیاییت کل (mg/L $CaCO_3$)	۱۰۷۰	۹۸	۳۹۰
قلیائیت بی‌کربنات (mg/L $CaCO_3$)	۴۲۸	۹۶	۲۰۰
pH	۶/۹۶	۷۱۴	۰/۳۳

بهره‌برداری راکتور

ابتدا در ژوئن سال ۱۹۸۷ ، راکتورهای فرایند تماسی، فیلتر بیهوازی و UASB با لجن غربال شده حاصل از هاضم بیهوازی لجن فاضلاب شهری بذردهی شد. متعاقب تغییر در تغذیه سیستم از خروجی واقعی کارخانه، محتویات هر چهار پایلوت خالی شده و در دسامبر ۱۹۸۷ توسط لجن غربال شده حاصل از هاضم‌های بیهوازی لجن فاضلاب لبنیات‌سازی مجدداً بذردهی شد.

در اکتبر سال ۱۹۸۸ بار دیگر راکتور فرایند تماسی خالی شد و سپس با لجن غلیظ غربال شده پر شد. از هفته یازدهم سال ۱۹۹۰ ، علیرغم تداوم برگشت لجن و به منظور توقف توده میکروبی در راکتور، به مدت دو ساعت قبل از عمل تغذیه و ۱۷ ساعت در شبانه‌روز در حین عمل تغذیه اختلاط صورت نگرفت. از هفته ۲۳ سال ۱۹۹۰ عمل برگشت فقط به مدت ۷ ساعت در روز صورت گرفت.

فیلتر بیهوازی برای سرعت جریان رو به بالای ۱۷ متر در روز طراحی شد، اما این میزان حین بهره‌برداری تغییر می‌کرد. در اکتبر ۱۹۸۹ مواد پرکننده فیلتر از قسمت پایین حذف شد و باعث گردید که حجم فوقانی راکتور به میزان ۳۱٪ افزایش پیدا کند. در حین این کار فاضلاب به آهستگی از راکتور کشیده شد و در یک مخزن بسته نگهداری و سپس در طی سه روز بار دیگر به راکتور اضافه گردید.

در سعی مجدد برای ایجاد گرانول در راکتور، بار دیگر UASB در ماه مارس ۱۹۸۹ با لجن غربال شده فاضلاب شهری به میزان ۱۹kg VSS پر شد. اما بهر صورت ابعاد جداکننده فاز گاز ـ مایع ـ جامد طوری بود که به مایع اجازه می‌داد با سرعت رو به بالای ۸۰ متر در روز از دهانه جداکننده عبور کند که در واقع این سرعت بیشتر از سرعت ته‌نشینی لجن به وجود آمده بود. مجدداً جداکننده‌ای برای بهره‌برداری با سرعت جریان رو به بالای ۴۵ متر در روز طراحی شد و به دنبال آن UASB در مارس ۱۹۹۰ و ژوئن همان سال با لجن غربال شده حاصل از هاضم بیهوازی تصفیه فاضلاب بستنی سازی پر شد.

راکتور بستر شناور نیز در ژوئن سال ۱۹۸۹ با لجن غربال شده فاضلاب شهری بار دیگر بذردهی شد و مجدداً با ذرات ماسه جدید پر گردید.

راکتور با جریان مایع رو به بالای ۲۵ متر در ساعت با انبساط بستر ۳۹٪ - ۳۲٪ بهره‌برداری شد. در فوریه ۱۹۹۰ برای کاهش سرعت جریان رو به بالا ، بستر راکتور با کربن فعال گرانوله تعویض و مجدداً با لجن فاضلاب شهری غربال شد و پساب خروجی راکتور فرایند تماسی بذردهی گردید. به این ترتیب سرعت جریان رو به بالای مایع به ۱۶ متر در ساعت کاهش یافت و انبساط بستر به ۱۰٪ رسید. میزان بارگذاری آلی (B_v) در این راکتور بر اساس حجم کاری (حجم مفید) ۵۲۵L محاسبه شد.

روشهای آنالیز

آنالیز جامدات معلق (SS) ، VSS ، COD کل، مواد چربی، پروتئینها ، هیدراتهای کربن و قلیاییت کل بر اساس کتاب استاندارد متد (۱۹۸۵) صورت پذیرفت. COD ته‌نشین شده در مایع فوقانی[1] خروجی هاضم تعیین می‌شد. این مایع در یک ظرف استوانه‌ای به حجم $100cm^3$ و به مدت ۳۰ دقیقه ته‌نشین می‌شد.

اسیدهای چرب فرار بطور انفرادی توسط یک گاز کروماتوگراف مدل PU4500 (Pye-Unicam) دارای ستون WHP حاوی ۵٪ مادهٔ جاذب FFAP با طول ۱/۵ متر و قطر داخلی ۴mm در دمای $120^{\circ}C$ با استفاده از نیتروژن به عنوان گاز حامل اندازه‌گیری می‌شد. ترکیب گاز نیز با استفاده از دستگاه آنالیزکننده Gow Mac تعیین می‌گردید. قلیاییت بی‌کربنات بوسیله تیتراسیون در pH برابر ۵/۷۵ بر اساس روش رایپلی (۱۹۷۵) تعیین شد. سپس داده‌ها با استفاده از نرم‌افزار مینی‌تب[2] آنالیز و نمودارهای مورد نیاز تهیه گردید.

1- Supernatant
2- MINITAB

نتایج و بحث :

عملکرد بر اساس فاضلاب کارخانه

در شروع کار در ژوئن سال ۱۹۸۷، راکتورها فاضلاب خروجی کارخانه را دریافت کردند. UASB و فیلتر بیهوازی ابتدا با B_v معادل ۰/۵kg COD/m^3.d و فرایند تماسی با ۰/۲۵kg COD/m^3.d بهره‌برداری شد. پس از ۴ هفته مقدار B_v به ۱kg COD/m^3.d افزایش یافت. این افزایش تا زمانی که حذف COD به بیش از ۷۰٪ و میزان VFA به کمتر از ۴۰۰mg/l رسید، همچنان ادامه یافت. در اوت سال ۱۹۸۷ ، B_v فیلتر و UASB معادل ۴/۵-۵kg COD/m^3.d بود. اما از این زمان به بعد کاهشی تدریجی در عملکرد این راکتورها ملاحظه شد به طوری که حذف COD به میزان ۵۰٪ کاهش یافت و میزان VFA افزایش پیدا کرد. در نوامبر سال ۱۹۸۷ با B_v معادل ۴kg COD/m^3.d ، کل میزان VFA در فیلتر بیهوازی و UASB به ترتیب به ۶۵۰ و ۱۱۰۰ میلیگرم در لیتر رسید و تولید گاز در UASB متوقف شد. درست در همان مدت زمان، فرایند تماسی با میزان بارگذاری ۲/۵kg COD/m^3.d بهره برداری می‌شد. در این حال راندمان حذف COD در حد ۸۰٪ - ۷۰٪ و مقدار VFA پایین و هیچ افزایشی در میزان MLSS مشاهده نشد.

تجربیات آزمایشگاهی توسط تحقیقات یونیلور[1] نشان داد که راکتورها تحت تاثیر تخلیه حاصل از فرایند دیگری قرار گرفته‌اند. در حقیقت مواد پاک‌کننده مصرفی در محل باعث افزایش بیش از حد پاک کننده‌ها در فاضلاب شده بود و این مسئله باعث اختلال در سیستم کار راکتور شده بود و عملاً امکان جدا کردن این مقدار غیرمعمول از فاضلاب جهت انجام آزمایشات پایلوت وجود نداشت. لذا از ژانویه ۱۹۸۸ از یک فاضلاب مشابه (مصنوعی) استفاده شد.

عملکرد فرایند تماسی در حالت پایدار

عملکرد راکتور فرایند تماسی در دوره زمانی هفته بیست و سوم سال ۱۹۸۹ تا هفته سی و هشتم ۱۹۹۰ در شکل ۱ نشان داده شده است.

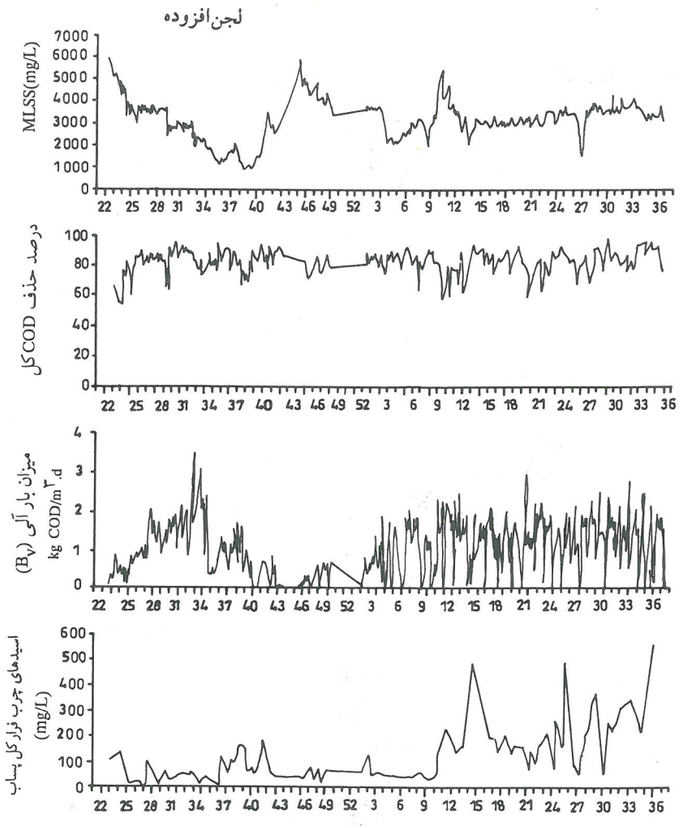
تصویر بیانگر این واقعیت است که حفظ توده میکروبی در این راکتور به علت مشکلات توام با طراحی حوضچه ته‌نشینی و کیفیت ضعیف ته‌نشینی توده میکروبی به سختی صورت می‌گیرد. در ابتدای این دوره زمانی، پس از بذردهی راکتور با لجن بستنی‌سازی، خروج توده میکروبی از راکتور به مدت طولانی ادامه داشت. به طوری که غلظت توده میکروبی در طول مدت ۷ ماه از ۶۰۰۰ به ۱۰۰۰ mgSS/L کاهش یافت. شکل ۱ مربوط به سه موقعیت زمانی مختلف می‌باشد که راکتورها با مقدار بیشتری توده میکروبی حاصل از فاضلاب لجن هضم شده فاضلاب شهری (حاوی ۱۲kgSS) به دست آمده ازپایلوت فیلتر بیهوازی تغذیه گردید. این زمان با هنگام حذف مقداری از مواد نگهدارندهٔ بستر (آکند) و در نتیجه از دست رفتن مقدار بیشتری از لجن هاضم لبنیات‌سازی مصادف بود.

در ماههای قبل زمانی که راکتور بدون بهم زدن به مدت ۱۹ ساعت در روز بهره‌برداری شد، MLSS به آرامی شروع به افزایش نمود ولی COD کل بطور ثابت حدود ۸۰٪ کاهش را نشان می‌داد. حتی در زمانی که MLSS کمتر از ۲۰۰۰mg/L بود، این موضوع صحت داشت. ضمناً HRT با بار آلی بین ۱-۲kg COD/m^3.d به طور متوسط سه روز بود. همانگونه که در شکل ۱ می‌توان مشاهده کرد در فاصله زمانی ماههای مارس تا اوت سال ۱۹۹۰ (هفته دهم تا سی‌و هشتم) و در این سرعت بارگذاری مقادیر VFA در مقایسه با ۹ ماه قبل که میزان بار آلی فقط برای مدت ۷ هفته به میزان ۱-۲kg COD/m^3.d زیاد شده بود، بیشتر شد. لذا می‌توان نتیجه گرفت که گر چه حذف COD در این راکتور بسیار خوب بود ولی دارای انعطاف‌پذیری کمی در مقابل تغییرات بار آلی که ممکن است در صنایع فصلی مانند بستنی سازی اتفاق بیفتد، می‌باشد.

عملکرد فیلتر بیهوازی در حالت پایدار

در شکل ۲ عملکرد فیلتر بیهوازی در شرایطی که تمام حجم راکتور با مواد نگهدارنده (آکند) اشغال شده در

1- Unilever Research



شکل ۱ ـ راکتور فرایند تماسی بین هفته ۲۳ سال ۱۹۸۹ تا هفته ۳۸ سال ۱۹۹۰

لجن افزوده شده از لجن هضم شده فاضلاب خانگی، توده میکروبی فیلتر بیهوازی و لجن حاصل از هاضم بهره‌برداری شده در بستنی‌سازی تامین شده است.

فاصله زمانی هفته بیست و سوم سال ۱۹۸۸ تا هفته چهل و سوم ۱۹۸۹ نشان داده شده است. راکتور با HRT کمتر از یک روز بهره برداری شد و در کل ۷۰٪-۶۰٪ حذف COD را نشان داد (جدول ۲). این وضعیت تا زمانی که راکتور به علت حرارت اضافی ناشی از بوستر که برای مدت ۴ روز روشن مانده بود ادامه داشت. درجه حرارت راکتور به علت مشکل فوق تا چندین روز به بالای $55^{\circ}C$ رسید. در نتیجه حذف COD کل به ۱۰٪ کاهش یافت. مقدار TVFA تا حدود ۲۵۰۰mg/L افزایش پیدا کرد و HRT در شروع هفته دهم به سه روز افزایش یافت. زمانی که B_V به تدریج از ۲ به ۵kg $COD/m^3.d$ افزایش یافت، راندمان حذف COD و مقدار VFA مجدداً در هفته‌های ششم تا هفتم بهبود یافت. در هفته‌های ۲۴-۲۳ سال ۱۹۸۹ به علت نقص در پمپ برگشتی و فقدان گردش حرارتی درجه حرارت به کمتر از $20^{\circ}C$ کاهش یافت و باعث شد که افزایش زودگذری در VFA کل مشاهده شود. مطالعات انجام شده بر اساس ردیاب نشان‌داد که در هفته‌های ۳۰-۲۸ سال ۱۹۸۹ سرعت رو به بالا از ۱۷m/d به ۱۰m/d و ۶m/d کاهش یافته است (اسمیت ۱۹۹۱) که این خود باعث افت درجه حرارت و افزایش VFA گردید. شکل ۲ تأثیر پارامترهای اندازه‌گیری شده روزانه در آزمایش بار مازاد هیدرولیکی ۸ ساعته راکه در یک روز از هفته ۳۸ صورت پذیرفت نشان می‌دهد (کاین و همکاران ۱۹۹۰). زمانی که B_V از ۷ $kgCOD/m^3.d$ به دو برابر

جدول ۲ ـ مقایسه کارایی راکتورها در حین بهره‌برداری پایدار

راکتور	kgCOD m^3/d	HRT روز	*Mتولیدشده‌به COD وارده‌شده	*Mتولیدشده‌به COD حذف‌شده	درصدحذف COD کل	TVFA mg/L	متان (٪)
فیلتر بیهوازی کاملاً پر شده	۶/۳۸	۰/۹۳	۰/۲۵	۰/۳۶	۶۶/۹	۲۱۰	۷۵/۳
	(۱/۸۵)	(۳/۶۹)	(۰/۰۶)	(۰/۱۱)	(۱۱/۳)	(۱۴۵)	(۷/۷)
هفته۲۳ سال۱۹۸۸تاهفته۷ سال ۱۹۸۹	۲۳۵	۲۲۹	۲۲۵	۵۹	۱۶۰	۷۸	۳۱۵
فرایند تماسی	۱/۰۵	۵/۵۱	۰/۳۳	۰/۳۹	۸۱/۸	۱۲۰	۷۶/۹
	(۰/۷۲)	(۵/۶۰)	(۰/۳۵)	(۰/۴۲)	(۱۰/۶)	(۱۱۰)	(۷/۸)
هفته۲۳ سال۱۹۸۹تاهفته۳۸سال ۱۹۹۰	۴۲۹	۳۵۷	۳۵۸	۱۱۸۷	۲۰۴	۱۰۲	۴۱۲
بستر شناور ماسه‌ای	۴/۲۰	۱/۴۷	۰/۱۹	۰/۳۷	۵۵/۷	۶۸۵	۷۰/۱
	(۲/۵۳)	(۰/۸۵)	(۰/۰۹)	(۰/۱۷)	(۱۵/۳)	(۳۳۵)	(۱۰/۳)
هفته ۵۰ ـ ۳۳ سال ۱۹۸۹	۱۱۹	۱۱۲	۱۱۲	۶۶	۷۱	۳۹	۱۱۵
UASB	۲/۱۹	۱/۶۲	۰/۱۵	۰/۱۹	۴۹/۰	۴۹۰	۶۶/۶
	(۰/۹۸)	(۰/۹۰)	(۰/۰۶)	(۰/۴۳)	(۱۷/۲)	(۲۳۰)	(۶/۴)
هفته۳۳ سال ۱۹۸۸تاهفته ۸ سال ۱۹۸۹	۲۱۷	۱۷۷	۲۰۷	۵۰	۱۵۸	۷۳	۵۴

داده مقدار متوسط تعداد نمونه میباشد

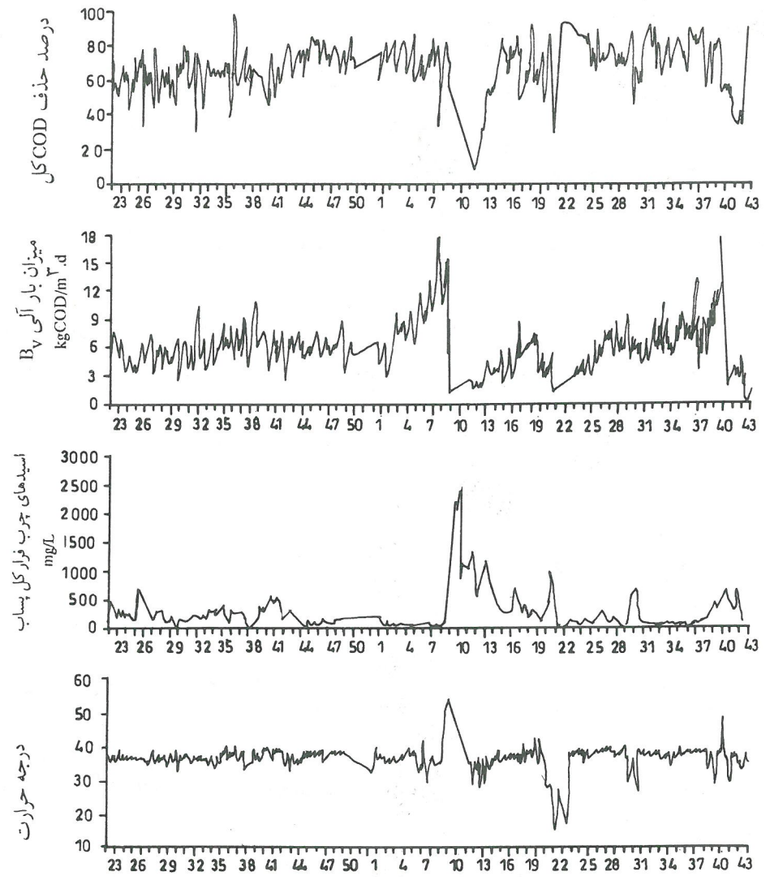
* M تولید متان است و واحد آن $kgCOD/m^3$ افزوده شده و یا حذف شده می‌باشد.

افزایش یافت، افزایش سریعی در مقدار SS خروجی (۱۷۰۰-۳۵۰mg/L) و کاهشی در حذف COD در هفته ۴۱-۳۹ سال ۱۹۸۹ مشاهده گردید.

مطالعات اسمیت (۱۹۹۱) بر اساس ماده ردیاب لیتیم نشان داد که تولید گاز مهمترین پارامتر مؤثر در اختلاط می‌باشد و سرعت رو به بالای جریان مایع نقش کوچکی را در اختلاط بازی می‌کند. در زمانی که B_V حدود ۷$kgCOD/m^3.d$ بود مایع تقریباً در حالت اختلاط کامل بود.

نیمی از مواد نگهدارنده بستر فیلتر در هفته ۴۲ سال ۱۹۸۹ از فیلتر بیهوازی حذف شد و با این حذف حجم اشغالی مواد پرکننده داخل راکتور به ۳۱٪ و ارتفاع بستربه ۱/۴m رسید. شکل ۳ نشان می‌دهد که در ابتدا و در یک مقطع زمانی سیستم ناپایدار بوده و این ناپایداری و عدم کارایی مناسب مربوط به افزایش بار اتفاقی بیش از حد در هفته ۴۶ سال ۱۹۸۹ می‌باشد، یعنی زمانی که غلظت فاضلاب ورودی به ۱۲۰۰۰mgCOD/L، pH راکتور به زیر ۵ و قلیاییت (بی‌کربنات) به صفر رسید. علت این مسئله قطع دو روزه برق و فرا رسیدن تعطیلات ژانویه در هفته ۵۰ بود. پس از گذشت ۱۵ هفته که مقدار VFA و قلیاییت افزایش یافته و حذف COD کم شد، سیستم به حالت پایدار رسید.

کارایی فیلتر با حجم بستر ۶۲٪ و ۳۱٪ در جداول ۲ و ۳ نشان داده شده است. چنانکه ملاحظه می‌شود فیلتر با حجم بستر ۶۲٪ در مقایسه با فیلتری با حجم بستر ۳۱٪ قادر است در بار آلی (B_V) بیشتری مورد بهره‌برداری قرار گیرد. این میزان بار آلی در فیلتر اول ۶/۴kg $COD/m^3.d$ در فیلتر دوم ۴/۶kg $COD/m^3.d$ می‌باشد، به طوری که مواد نگهدارنده بستر در فیلتر دوم نصف فیلتر اول است. این مسئله نشان می‌دهد که راکتور اول قادر است غلظت زیادتری از توده میکروبی را در خود نگهدارد. هر دو فیلتر با حجم بستر ۳۱٪ و ۶۲٪ در بار آلی تا ۴/۶kg $COD/m^3.d$



شکل ۲ ـ راکتور فیلتر بیهوازی بین هفته ۲۳ سال ۱۹۸۸ تا هفته ۴۳ سال ۱۹۸۹
(با ۳۱٪ حجم راکتور از مواد آکنده)

کارایی مشابهی را نشان دادند. اندازه‌گیری‌ها فقدان یک بستر لجن در فیلتر بیهوازی را نشان داد و علت آن عدم توانایی فیلتر با حجم بستر ۳۱٪ در بارهای آلی بیشتر از ۴/۶kg COD/m³.d به علت محدودیت ظرفیت حجم بستر جهت نگهداری توده میکروبی ارزیابی شد. یانگ (۱۹۹۱) گزارش کرد که در راکتورهای با حجم مواد پر کننده کمتر از ۵۰٪، افزایش حذف جامدات و کاهش کارایی دیده می‌شود. وی همچنین پیشنهاد کرد که ارتفاع سیستم نبایستی کمتر از ۲ متر باشد.

عملکرد راکتور بستر شناور در حالت پایدار

در ژوئن سال ۱۹۸۹ به دنبال تعویض ماسه راکتور با ماسه نو و نیز بذردهی جدید، مقدار VFA بعد از ۱۰ هفته ابتدا به ۱۵۰۰mg/L و سپس به ۵۰۰mg/L کاهش یافت. در این زمان درصد حذف COD نیز ثابت گردید. نتایج حاصل از یک دوره ۱۷ هفته‌ای بهره‌برداری مداوم در جدول شماره ۲ نشان داده شده است.

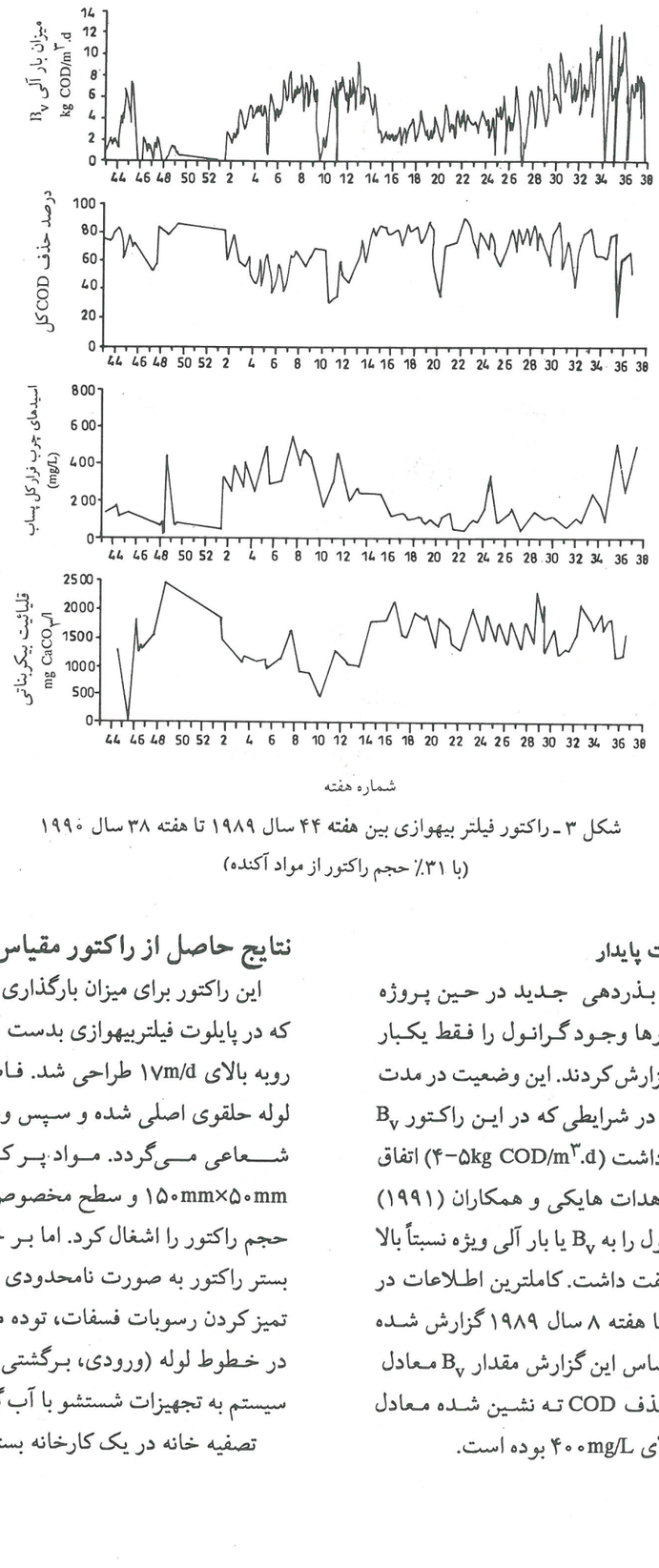
در فوریه ۱۹۹۰ راه‌اندازی راکتور بستر شناور پس از تعویض بستر نگهدارنده با کربن فعال بطور یکنواخت و به آرامی با B_V برابر ۱/۵–۲kg COD/m³.d آغاز شد. این در حالی بود که کیفیت پساب خروجی به علت خروج لجن فلوکوله و به ویژه به علت خروج ذرات کربن همراه پساب نامطلوب بود. با این حال با مقایسه جداول ۲ و ۳ به نظر می‌رسد که در بهره‌برداری پایدار مقدار B_V تقریباً نصف

مقداری است که از ماسه استفاده شده است (مقدار متوسط ۲/۲kg COD/m³.d در مقایسه با ۴/۲kg COD/m³.d). در حین زمان بهره‌برداری که در جداول ۲ و ۳ نشان داده شده است، راکتور حاوی کربن فعال تولید متان خوبی را نشان می‌دهد (۰/۲۸ مترمکعب متان در مقایسه با ۰/۱۹ مترمکعب به ازای هر کیلوگرم COD اضافه شده) و یک غلظت متوسط TVFA معادل ۳۴۰mg/L نسبت به ۶۹۰ mg/L که نشان دهنده حالت پایدارتری می‌باشد. در هر حال به علت اینکه بارهای مختلفی مورد استفاده قرار گرفته بود نمی‌توان علت این کارایی مناسب را به تغییر در مواد پرکننده سیستم نسبت داد. همچنین به علت مشکلات تکنیکی کار با ذرات کربن (شکستگی و غیره) در راکتور، استفاده از ماسه به عنوان بستر نگهدارنده ترجیح داده می‌شود.

جدول ۳ ـ کارایی فیلتر بیهوازی (حجم بستر ۳۱٪) و راکتور بستر شناور (با محیط GAC)

	فیلتربیهوازی با حجم بستر ۳۱٪ هفته ۳۸–۱۵ سال ۱۹۹۰	بستر شناور با محیط کربن فعال گرانوله هفته ۳۸–۱۸ سال ۱۹۹۰
(kg COD/ m³. d)	۴/۵۷	۲/۲۰
	(۲/۶۷)	(۱/۵۶)
	۱۶۶	۱۳۸
HRT (روز)	۱/۲۸	۲/۹۱
	(۱/۰۴)	(۲/۳۰)
	۱۵۸	۱۳۱
CH_4 (بر حسب kg COD/m³.d وارده)	۰/۲۷	۰/۲۸
	(۰/۱۵)	(۰/۱۹)
	۱۵۸	۱۳۰
درصد حذف COD کل	۷۱/۶۹	۶۳/۵
	(۱۳/۲۸)	(۱۳/۸)
	۶۵	۵۳
TVFA (mg/L)	۲۰۰	۳۳۵
	(۲۴۰)	(۲۶۵)
	۴۲	۳۳
درصد حذف COD (پساب ته‌نشین شده)	۸۰/۶۵	–
	(۶/۹۷)	
	۱۵۱	
SS پساب (mg/L)	۵۷۷	–
	(۳۱۱)	
	۱۰۴	

داده‌ها مقدار متوسط نمونه‌ها می‌باشند پرانتز انحراف معیار را نشان می‌دهد.



شماره هفته

شکل ۳ ـ راکتور فیلتر بیهوازی بین هفته ۴۴ سال ۱۹۸۹ تا هفته ۳۸ سال ۱۹۹۰
(با ۳۱٪ حجم راکتور از مواد آکنده)

عملکرد UASB در حالت پایدار

این راکتور ۵ بار با بذردهی جدید در حین پروژه راه‌اندازی شد. اپراتورها وجود گرانول را فقط یکبار (دسامبر سال ۱۹۸۷) گزارش کردند. این وضعیت در مدت ۴ ماه در سال ۱۹۸۷ و در شرایطی که در این راکتور B_v بیشترین مقدار خود را داشت (۵-۴kg COD/m³.d) اتفاق افتاد. این مسئله با مشاهدات هایکی و همکاران (۱۹۹۱) که سرعت تشکیل گرانول را به B_v یا بار آلی ویژه نسبتاً بالا نسبت داده بودند مطابقت داشت. کاملترین اطلاعات در هفته ۲۳ سال ۱۹۸۸ تا هفته ۸ سال ۱۹۸۹ گزارش شده است (جدول ۲). بر اساس این گزارش مقدار B_v معادل ۲۲kg COD/m³.d ، حذف COD ته نشین شده معادل ۵۳٪ و مقدار VFA بالای ۴۰۰mg/L بوده است.

نتایج حاصل از راکتور مقیاس کامل

این راکتور برای میزان بارگذاری آلی ۶kg COD/m³.d که در پایلوت فیلتربیهوازی بدست آمد و حداکثر سرعت روبه بالای ۱۷m/d طراحی شد. فاضلاب ابتدا وارد یک لوله حلقوی اصلی شده و سپس وارد چهار توزیع‌کننده شعاعی می‌گردد. مواد پر کننده با مشخصات ۱۵۰mm×۵۰mm و سطح مخصوص ۸۰m²/m³ ، ۶۰٪ از حجم راکتور را اشغال کرد. اما بر خلاف فیلتر پایلوت، بستر راکتور به صورت نامحدودی شناور می‌گردید. برای تمیز کردن رسوبات فسفات، توده میکروبی و مواد چربی در خطوط لوله (ورودی، برگشتی و خطوط خروجی)، سیستم به تجهیزات شستشو با آب گرم مجهز شد.

تصفیه خانه در یک کارخانه بستنی‌سازی در دانمارک

نصب شد و به مدت سه سال با B_v تقریبی ۳/۵kg COD/m³.d بهره‌برداری شد. راندمان حذف COD ته‌نشین شده ۸۰٪ و متان تولیدی نیز به میزان ۰/۲۷m³ به ازای هر کیلوگرم COD ورودی بود. یک تانک ته‌نشینی نهایی با بار سرریز ۲۰m³/m².d مقدار SS خروجی را در حد ۴۵۰mg/L نگهداشته بود. با این وجود، نوسانات در کاهش جامدات ناشی از تغییرات بار آلی همانند آنهایی بود که قبلاً در مقیاس پایلوت گزارش شده بود (کاین و همکاران، ۱۹۹۰).

حذف مواد چربی

در حین بهره‌برداری حذف مواد چربی کل بوسیله راکتورهای پایلوت بر روی فاضلاب کارخانه‌ای با مشخصات زیر مطالعه گردید : COD در حدود ۴۵۰۰mg/L با ۳۵۵mg/L پروتئین ، ۸۴۵mg/L چربی و ۲۳۷۵mg/L شکر. چربی و شکر بدست آمده سهم برابری در COD داشتند و بیشتر ترکیبات چربی از روغن خرما بود که اساساً شامل اسیدهای اولئیک و پالمیتیک بودند. در خلال ماه سپتامبر ۱۹۸۷ برای اندازه‌گیری TFM از خروجی هر سه راکتور در فواصل یک روز در هفته نمونه‌گیری انجام گرفت. فرایند تماسی که در پایین‌ترین میزان بارگذاری یعنی ۲kg COD/m³.d بهره‌برداری می‌شد بهترین حذف TFM معادل ۹۳٪-۸۲٪ و COD معادل ۸۷٪-۵۰٪ را نشان داد. این راندمان مشخص می‌نمود که TFM به مقدار زیادی قابل تجزیه بیولوژیکی است. در حالی که راکتور UASB و فیلتر بیهوازی با B_v معادل ۴-۳kg COD/m³.d میزان درصد حذف مختلفی را از ۱ تا ۷۰ درصد TFM و ۲۵ تا ۷۰ درصد COD را نشان دادند. رینزما و همکاران (۱۹۹۳) نشان دادند که کارایی تجزیه بیهوازی برای اسیدهای چرب C_{10} و C_{12} نیاز به اختلاط کافی و تماس با مواد غذایی دارد. لذا در راکتورهای متعارف UASB این الزامات بطور کامل قابل تحقق نیست.

گزارشات حاکی از این است که فیلترهای بیهوازی وقتی که با فاضلابهای لبنیات‌سازی حاوی چربی زیاد مورد بهره‌برداری قرار می‌گیرند دچار گرفتگی می‌شوند. مقداری از گرفتگی‌ها مربوط به لوله‌های ورودی، خروجی و مبدلهای حرارتی بوسیلهٔ مواد سفید رنگ چربی مانندی بود که در هر ۴ راکتور از ژوئن تا سپتامبر ۱۹۸۸ اتفاق افتاد. به عنوان مثال از خط لوله خروجی فیلتر بیهوازی در اوت ۱۹۸۸ حدود ۳۰kg مواد زائد (چرب) حذف شد. افزوده شدن مواد پاک کننده اصلی کارخانه به ورودی از سپتامبر ۱۹۸۸ باعث افزایش مشکل گرفتگی شد. وضعیتی مشابه تا ماه مه ۱۹۹۰ که لوله ورودی اصلی به کلیه راکتورها بیش از ۱۰kg مواد زائد حذف شدنی داشت، گزارش شده بود. اپراتورهای تصفیه‌خانه مشاهده نمودند که در شوک بار آلی و زمانی که B_v به ۱۴kg COD/m³.d می‌رسد، چربی باعث گرفتگی لوله‌های ورودی می‌گردد. احتمالاً تحت این شرایط چربی غیرقابل تجزیه بطور غیر طبیعی تجمع پیدا می‌کند. وقتی که مواد پر کننده از فیلتر بیهوازی در اکتبر ۱۹۸۹ خارج گردید، نشانه‌هایی از رسوب چربی مشاهده گردید. قابل ذکر است که این تجمع در محدوده بالای راکتور نیز وجود داشت که به طور دستی حذف می‌شد.

در حین بهره‌برداری در مقیاس کامل مواد چربی کل ورودی به راکتور و خروجی تصفیه شده اندازه‌گیری شد که متوسط مقادیر آن به ترتیب برابر ۱۰۱۰ و ۱۴۰mg/L در بستر بود. دو سال پس از بهره‌برداری و در تعطیلات ژانویه، راکتور برای بازدید و بررسی باز شد و نمونه‌هایی از قسمت وسط و بالای بستر برای آنالیز مقدار چربی لجن برداشت شد. مقادیر TFM در قسمت وسطی و بالای بستر فیلتر بر حسب درصدی از کل جامدات معلق به ترتیب برابر ۳/۷٪ و ۴/۳٪ بود در صورتی که ۲cm از لایه کفاب موجود در سطح، دارای TFM معادل ۸/۱٪ بود. لذا نتیجه‌گیری می‌شود که هیچ تجمع چربی ویژه‌ای در بستر پر کننده وجود ندارد. ضمناً متوسط حذف ۸۶٪ چربی با راندمان نرمال حذف COD در تصفیه‌خانه قابل مقایسه است.

مقایسه عملکرد راکتور

در حین مدت زمان بهره‌برداری پایدار که نتایج آن در جدول شماره ۲ آورده شده است، راکتور فرایند تماسی دارای MLSS متوسط ۳/۵mg/L بوده و در B_v متوسط ۱kg COD/m^3.d بهره‌برداری می‌شد. میزان بارگذاری بیولوژیکی در این راکتور ۰/۳kg COD(kgMLSS)$^{-1}$d^{-1} بود. راکتور بستر شناور در خلال ماه ژوئن سال ۱۹۸۸ شامل ۲/۷kg توده میکروبی چسبیده (بر حسب VS) بود که در B_v معادل ۶kg COD/m^3.d بهره‌برداری می‌شد. میزان بار آلی بیولوژیکی آن معادل ۱/۱kg COD(kg VS)$^{-1}$d^{-1} بود. توده میکروبی تا ماه ژانویه سال ۱۹۸۹ تا حدود ۰/۵kgVS در راکتور بستر شناور کاهش یافت. در چندین بار وقتی که بستر مسدود می‌شد (مثلاً بخاطر قطع برق) لازم بود که میزان برگشتی افزایش یابد تا بدینوسیله باعث انبساط مجدد بستر شود. این حالت منجر به حذف توده میکروبی از راکتور می‌شد.

زمانی که فیلتر بیهوازی در ظرفیت کامل از مواد پر کننده مورد بهره‌برداری قرار گرفت، کل توده میکروبی حدود ۷۴kg VSS بود که ۴۶kg از آن به مواد پر کننده چسبیده بودند. همانگونه که در جدول شماره ۲ نشان داده شده است متوسط بار ۶/۴kg COD/m^3.d در ارتباط با میزان بار بیولوژیکی ۱/۴۳kg COD(kgVSS)$^{-1}$.d^{-1} می‌باشد. از نتایج بدست آمده از اندازه‌گیری VSS مواد بدون چربی در پساب خروجی در حالت پایدار مقدار متوسط زمان ماند جامدات در راکتور ۳۷ روز محاسبه شد.

جدول شماره ۲ نشان می‌دهد که در مقیاس پایلوت، فیلتر بیهوازی که بطور کامل از مواد پرکننده اشغال شده باشد، قادر به بهره‌برداری در بیشترین میزان بار آلی است. کارایی حذف COD ته‌نشین شده در فیلترهای بیهوازی مقیاس کامل و پایلوت در B_v معادل ۶kg COD/m^3.d با یکدیگر قابل مقایسه بوده و در حدود ۸۰٪ می‌باشد. اما در صورتی که بار وارده در راکتور تمام ظرفیت به ۸kg COD/m^3.d افزایش یابد، متوسط کارایی حذف COD ته‌نشین شده رو به کاهش خواهد گذاشت.

فرایند تماسی فقط با ۱۵٪ از بار فیلتربیهوازی و همان مقدار توده میکروبی مورد بهره‌برداری قرار گرفت. عملکرد فرایند تماسی از نظر حذف TVFA, COD و تولید متان بهتر از تمامی راکتورها بود. با وجود این، مطالعات کاین و همکاران (۱۹۹۰) و نیز هاوکس و همکاران (۱۹۹۲) نشان داد که اگر چه فیلتر بیهوازی قادر به تحمل شوکهای قوی که بطور معمول در واحدهای صنعتی اتفاق می‌افتد می‌باشد، (به عنوان مثال سه برابر شدن COD ورودی به مدت ۸ ساعت در این واحد) اما فرایند تماسی جهت تحمل همان درجه شوک نیاز به MLSS حدود ۶mg/L خواهد داشت. بنابراین طراحی حوضچه ته‌نشینی برای کارایی مناسب فرایند تماسی در صنایع قطعاً لازم است.

متوسط درصد متان در راکتورهای در مقیاس پایلوت در تمامی مدت آزمایش ۷۱٪ بود و در راکتورهای تمام ظرفیت به ۷۲٪ می‌رسید. جدول ۲ نشان می‌دهد که متان تولیدی به ازای هر کیلوگرم COD حذف شده در فیلتر بیهوازی، فرایند تماسی و راکتور بستر شناور، به مقدار تئوریک خود که ۰/۳۶m^3 متان برای هر کیلوگرم COD حذف شده در فشار یک آتمسفر و در درجه حرارت ۱۰°C می‌باشد، نزدیک است. همانگونه که اپراتورها گزارش کرده‌اند، مقدار کم تولید متان در راکتور UASB به علت نقص در جمع‌آوری کل گاز تولیدی در راکتور می‌باشد. این مسئله منجر به طراحی ته‌نشین کننده سه مرحله‌ای شد.

تولید لجن

در راکتور مقیاس کامل برآورد تولید خالص لجن بیولوژیکی بعد از مدت ۲ سال از بهره‌برداری راکتور انجام شد. دفع لجن از زلال ساز[1] نهایی بالغ بر ۲۰ تن لجن ته‌نشین شده در سال بود که از این مقدار ۰/۱۲ تن را جامدات خشک تشکیل می‌داد. با فرض اینکه غلظت توده میکروبی در راکتور در حال تعادل بود از متوسط SS موجود در خروجی نهایی که ۴۵۰mg/L بود، ۱۴۰mg/L آن

1- Clarifier

TMF برآورد شد و بر این اساس تولید خالص لجن بیولوژیکی بر اساس اطلاعات ۱۲ ماهه به صورت زیر برآورد گردید :

$$\frac{\text{توده میکروبی خروجی + لجن دفع شده}}{\text{بار COD به کار رفته در راکتور}}$$

محاسبات بر اساس ۰/۰۵ کیلوگرم VSS در هر کیلوگرم COD وارده بدست آمد که سودمندی فرایند بیهوازی را از نظر تولید لجن تایید می‌کند. استروناک و همکاران (۱۹۸۶) مقادیر ۰/۱kg وزن خشک لجن در هر کیلوگرم COD وارد شده را در تصفیه بیهوازی و ۰/۵kg وزن خشک لجن در هر کیلوگرم COD وارده را در تصفیه هوازی در نظر گرفته‌اند.

نتیجه گیری

از راکتورهای مقیاس پایلوت، فیلتر بیهوازی در بالاترین میزان بارگذاری آلی که بطور معمول در حدود ۶kg COD/m^3.d می‌باشد بهره‌برداری شد و بیشترین مقاومت را در برابر تغییر و نوسانات داشت. بهره‌برداری با نصف مقدار مواد پرکننده اولیه با کاهش حجم بستری در حدود ۳۱٪ حجم راکتور میزان بار وارده در حالت پایدار را به ۴/۵kg COD/m^3.d کاهش داد و پایین آمدن بستر لجن هم در مدت زمان ۹ ماه بهره‌برداری تشکیل مشاهده نشد.

راکتور فرایند تماسی به طور پایدار بالاترین میزان حذف COD را داشت اما در پایین‌ترین میزان بار آلی معادل ۱kg COD/m^3.d بهره‌برداری گردید. در این راکتور مشکلاتی نظیر نگهداری و ماند توده میکروبی وجود داشت به صورتی که بالاترین غلظت MLSS در حدود ۳g/L بود همچنین در این راکتورها به منظور افزایش کارایی و عملکرد مناسب باید به طراحی حوضچه‌های ته‌نشینی مناسب توجه نمود.

راکتور بستر شناور با بستر نگهدارنده ماسه‌ای می‌توانست در B_v بالاتری نسبت به فرایند تماسی بهره‌برداری شود اما میزان حذف COD پایین‌تری را نشان داد.

ضعیف‌ترین عملکرد راکتورهای آزمایش شده مربوط به UASB بود که متاسفانه در حین این مطالعه تشکیل گرانول بصورت موفقیت آمیز صورت نگرفت. علت آن احتمالاً طراحی نامناسب جداکننده سه مرحله‌ای و چربی زیاد در فاضلاب ورودی بود.

یک فیلتر بیهوازی در مقیاس کامل در کارخانه بستنی سازی دیگری راه‌اندازی شد. عملکرد این راکتور با بهره‌برداری در B_v معادل ۶kg COD/m^3.d نشانگر مطابقت کارایی این فیلتر در مقایسه با فیلتر در مقیاس پایلوت بود.

☆ *Hawkes, F. R., Donnelly, T., and Anderson, G.K. (1995).* "Comparative Performance of Anaerobic Digesters Operating on Ice-Cream Wastewater", Wat. Res., Vol. 29, NO. 2.