پژوهشـــــی

مجله محیط شناسی، شمارهٔ ۳۹، تابستان،۱۳۸۵، صفحه ٤٩-٥٨

راه اندازی یک راکتور بی هوازی هیبرید (UASB / فیلتر) برای تصفیه فاضلاب مجتمع پتروشیمی

مهندس محمد تقی جعفرزاده *

دکتر ناصر مهردادی **

دکتر سید جمال الدین هاشمیان ***

دکتر علی اکبر عظیمی ****

چکیده

فاضلاب منشا اصلی آلودگی محیط زیست در مقیاس جهانی بوده و حدود ۹۰ تا ۹۵ درصد از فاضلاب‌های تولیدی درجهان بدون هیچگونه تصفیه‌ای وارد محیط می‌شود. توسعه صنایع پتروشیمی در سالهای اخیر، آن را به یکی از قطبهای صنعتی کشور تبدیل کرده که در آن فاضلاب متنابهی تولید می‌گردد. برای تصفیه این نوع فاضلاب از انواع فرآیندهای بیولوژیکی هوازی و بی هوازی بهره گرفته می‌شود. در این پژوهش، راه اندازی یک راکتور هیبرید بی هوازی که فاضلاب پتروشیمیایی را در شرایط مزوفیلی تصفیه می‌کند، مورد بررسی قرار گرفته است. برای راه اندازی راکتور از لجن لخته ای یک راکتور UASB کارخانه لبنی استفاده شده است. مطالعات به عمل آمده نشان داد که راه اندازی راکتور هیبرید برای تصفیه فاضلاب پتروشیمیایی بدون خو دادن لجن موفقیت آمیز نیست. پس از آنکه راه اندازی راکتور پس از پنج ماه میسر نشد، خودادگی لجن به این فاضلاب آغاز شد. در مرحله اول راه اندازی، فاضلاب مصنوعی ساخته شده از شیر خشک به راکتور تزریق شد که بعد از ۶۵ روز و با میزان بارگذاری آلی معادل ۲ $kgCOD/m^3.d$ و زمان ماند هیدرولیکی ۱۸ ساعت به راندمان حذف ۷۷/۸ درصد رسید. در مرحله بعد بتدریج بر میزان COD ناشی از فاضلاب پتروشیمی افزوده شد تا فاضلاب ورودی به راکتور بطور کامل مربوط به فاضلاب پتروشیمی باشد. بعد از ۳۰ هفته، راندمان حذف COD در بارگذاری آلی ۲ $kgCOD/m^3.d$ و زمان ماند هیدرولیکی ۱۸ ساعت به ۷۰/۳ درصد رسید. در این مرحله شرایط حاکم بر راکتور تا زمان رسیدن به شرایط پایدار هیدرولیکی و اتمام دوره راه اندازی ثابت نگهداشته شد.

کلید واژه‌ها

تصفیه بی هوازی، فاضلاب، راکتور هیبرید، پتروشیمی، راه اندازی

تاریخ دریافت :۸۴/۶/۱۹ تاریخ پذیرش:۸۵/۳/۲۲

* دانشجوی دکترای مهندسی محیط زیست دانشگاه تهران

** دانشیار دانشکده محیط زیست دانشگاه تهران

*** استادیار دانشگاه صنعتی شریف

****استادیار دانشکده محیط زیست دانشگاه تهران

سرآغاز

به منظور توسعه راکتورهای نرخ بالا نظیر فیلتر بی هوازی (Younge, and McCarty, 1969) و ابر لجن بی هوازی رو به بالا (UASB) (Lettinga et al.,1980)[۱] و داشتن درک بهتری از میکروبیولوژی آن، تکنولوژی بی هوازی به طور قابل ملاحظه ای پیشرفت کرده است تا بتوان از این تکنولوژی برای تصفیه انواع فاضلاب های صنعتی استفاده کرد (Speece, 1983). استفاده از انواع راکتورهای بی هوازی در تصفیه فاضلاب انواع صنایع بسیار گسترده بوده است. طبق گزارشی که در سال ۱۹۹۰ از چند شرکت بزرگ سازنده سیستم های تصفیه فاضلاب منتشر شد، به وجود بیش از ۱۳۳۰ راکتور بی هوازی در دنیا اشاره شده بود (Macarie, 2000). اما نکته حایز اهمیت این است که بخش اعظم راکتورهای بی هوازی (۷۶ درصد واحدهای در حال کار) برای تصفیه فاضلاب حاصل از صنایع غذایی به کار رفته است و فقط ده سال است که از این فرآیند در تصفیه فاضلاب سایر صنایع از جمله صنایع (پترو) شیمیایی استفاده می‌شود. از بین ۱۳۳۰ راکتور یاد شده تنها ۸۰ راکتور در تصفیه فاضلاب صنایع شیمیایی به کار گرفته شده و از بین این ۸۰ راکتور تنها ۳۳ راکتور (یعنی تنها کمتر از ۲/۵ درصد کل راکتورها) در تصفیه فاضلاب صنایع پتروشیمی به کار رفته که در ۲۷ مورد به واحدهای تولید PET[۲] و PTA[۳] مربوط می‌شود. از بین راکتورهای مورد استفاده برای تصفیه، ۹ راکتور از نوع هیبرید به کار برده شده که در ۸ مورد برای تصفیه فاضلاب واحدهای PET و PTA استفاده شده است.

همراه با توسعه صنعت پتروشیمی در کشور که ایجاد واحدهای جدید، افزایش ظرفیت واحدهای موجود یا اضافه نمودن واحدهای جدید به مجتمع‌های موجود را به دنبال دارد، لازم است که مسائل زیست محیطی مربوطه نیز مد نظر قرار گیرد. در صنایع پتروشیمی نیز همچون سایر صنایع، فاضلاب های متنوعی تولید می‌شود که لازمست قبل از تخلیه به محیط‌های پذیرنده مورد تصفیه قرار گیرد. نوع فاضلاب‌هایی که تاکنون در سطح دنیا با روش‌های بی هوازی تصفیه شده با نوع فاضلاب مجتمع‌های پتروشیمی کشور تفاوت دارد، به نحوی که بیشتر مطالعات یاد شده (۸۲ درصد) روی واحدهای تولید مواد اولیه بطری متمرکز شده و این در حالی است که تنها یک واحد تولیدی مشابه در حال ساخت در ایران وجود دارد. از سوی دیگر تمرکز انواع واحدهای تولیدی در قالب مناطق ویژه پتروشیمی در منطقه ماهشهر و عسلویه و تصفیه متمرکز فاضلاب‌های حاصله، موجب اختلاف بیشتر نوع فاضلاب‌های پتروشیمی کشورمان با مطالعات صورت گرفته در زمینه تصفیه بی هوازی فاضلاب در سایر کشورها می‌شود.

در این مطالعه، تصفیه فاضلاب حاصل از یک مجتمع پتروشیمی با استفاده از یک راکتور بی هوازی هیبرید، مورد بررسی قرار گرفته است. با توجه به عدم وجود راکتور بی هوازی تصفیه کننده فاضلاب پتروشیمیایی در کشور برای تامین لجن مورد نیاز، از لجن یک کارخانه لبنی برای راه اندازی راکتور استفاده شده است.

مواد و روشها

مجتمع پتروشیمی

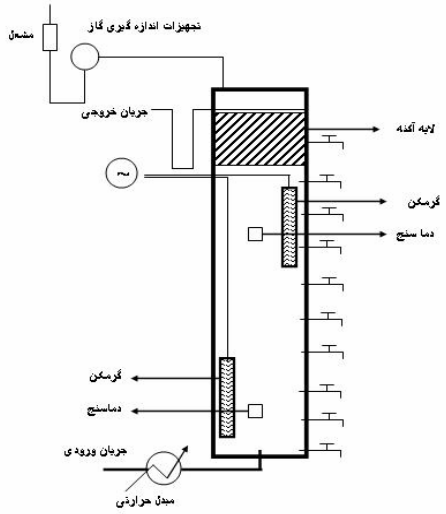
این مطالعه در مجتمع پتروشیمی اراک انجام شده است. تولیدات این مجتمع بسیار متنوع و دارای طیف گسترده ای بوده و برخی از محصولات آن در کشور منحصر به فرد است. محصولات این مجتمع در دو گروه تولیدات شیمیایی و پلیمری قابل دسته بندی بوده و شامل موارد زیر می باشد : اتیلن، پروپیلن، برش چهار کربنه، بنزین پیرولیز، نفت کوره ، پلی پروپیلن ، پلی اتیلن سنگین ، پلی اتیلن سبک، ۱-بوتن، ۱-۳-بوتادین، پلی بوتادین، لاستیک، اکسید اتیلن، منو اتیلن گلیکول، دی اتیلن گلیکول، تری اتیلن گلیکول، اسید استیک، وینیل استات، ۲-اتیل هگزانول، نرمال بوتانول، منو اتانول آمین، دی اتانول آمین، تری اتانول آمین، کلرو استیل کلراید و ایزو بوتانول. ظرفیت تولید مجتمع بالغ بر ۱/۴ میلیون تن مواد پایه ای، میانی و نهایی در سال است که نیاز بخش وسیعی از صنایع داخلی را تامین و مازاد فرآورده های آن به خارج از کشور صادر می شود. این مجتمع مجهز به یک تصفیه خانه پیشرفته (دارای فرآیندهای فیزیکی، شیمیایی، سیستم لجن فعال و الکترودیالیز) است که در آن کلیه فاضلاب‌های تولیدی تا حد استاندارد تصفیه می‌شود.

راکتور هیبرید

در این مطالعه یک راکتور هیبرید با طرح استاندارد به کار برده شده است. یک لایه فیلتر در بخش فوقانی راکتور قرار داده شده و هیچگونه تجهیزات جداسازی گاز/مایع/جامدات در آن پیش بینی نشده است. جنس لایه فیلتر از مواد پلی اتیلنی مواج و مورب و جنس بدنه راکتور، از پلکسی گلاس است. دیاگرام شماتیک راکتور در شکل ۱

نشان داده شده و برخی از مشخصات آن نیز در جدول شماره (۱) خلاصه شده است.

این راکتور تحت شرایط مزوفیلی بهره برداری می‌شود ، لذا به منظور تنظیم درجه حرارت داخل راکتور، یک سیستم گرمایشی در مسیر جریان ورودی به راکتور قرار گرفته تا بتوان دمای فاضلاب داخل راکتور را در ۳۵ درجه سانتیگراد حفظ کرد. همچنین دو گرمکن آکواریومی با قابلیت تنظیم دمای کار در داخل راکتور پیش بینی شده است. دو دماسنج نیز در بخشهای تحتانی و فوقانی راکتور تعبیه شده تا بتوان دمای داخل راکتور را قرائت کرد.



شکل شمارهٔ (۱): دیاگرام شماتیک راکتور هیبرید

جدول شمارهٔ (۱): مشخصات راکتور مورد استفاده

پارامتر	مقدار
ارتفاع کل راکتور	۱۲۰ سانتیمتر
ارتفاع لایه مدیا	۲۰ سانتیمتر
حجم کل راکتور	۱۸/۵ لیتر
حجم مایع داخل راکتور	۱۵/۴ لیتر
ارتفاع مایع داخل راکتور	۱۰۰ سانتیمتر
قطر داخلی	۱۴ سانتینتر
قطر خارجی	۱۵ سانتیمتر
حجم لایه مدیا	۲/۷ لیتر
سطح ویژه مدیا	۱۷۰ m^2/m^3
چگالی مدیا	۱/۳۸
ضخامت صفحات مدیا	۲۵۰ میکرون

فاضلاب ورودی به راکتور

فاضلاب تغذیه‌ای راکتور از محل ورود فاضلاب صنعتی مجتمع به تصفیه خانه فعلی و پس از واحد روغن گیر API [۴] برداشت شده است. تصفیه خانه فاضلاب فعلی مجتمع مشتمل بر یک مرحله پیش تصفیه یا تصفیه اولیه (شامل آشغالگیر، روغن گیر API ، متعادلسازی، انعقاد و لخته سازی و شناورسازی با هوای محلول)، تصفیه ثانویه (لجن فعال هوادهی گسترده و دو مرحله ته‌نشینی ثانویه) و تصفیه پیشرفته (صافی شنی، جذب با کربن فعال، سختی زدایی و الکترودیالیز) است. به دلیل احداث واحدهای تولیدی جدید و توسعه مجتمع و برخی مشکلات بهره برداری، بار هیدرولیکی و آلی ورودی به تصفیه خانه بیش از حد طراحی آن است. در مواقع بارندگی، آب باران در چند دقیقه اول به حوضچه نگهداری هدایت شده و به مرور به تصفیه خانه هدایت می شود.

تلقیح

انتخاب لجن مناسب در مرحله راه اندازی بسیار حایز اهمیت است چرا که لجن مناسب ضمن تضمین پایداری فرایند، موجب کوتاه شدن طول دوره راه‌اندازی می‌شود. یکی از مشخصات اصلی لجن، فعالیت ویژه متان زایی آن است که بیشتر بودن آن موجب کاهش طول دوره راه اندازی می‌شود. با عنایت به عدم وجود لجن مناسب و خوگرفته به فاضلاب پتروشیمیایی، لجن مورد نیاز سیستم به ناچار از یک راکتور UASB تصفیه فاضلاب کارخانه لبنی تامین شده است.

راه اندازی

مرحله راه اندازی راکتور براساس روش تجربی ارائه شده توسط Lettinga et al.,1980,2005 انجام گرفته است. با توجه به اینکه لجن مورد استفاده، از راکتور UASB یک کارخانه لبنی تامین شده و به فاضلاب پتروشیمیایی خو نگرفته است، در ابتدای مرحله راه‌اندازی از فاضلاب مصنوعی که با شیرخشک تهیه شده، استفاده شده است (فاز اول راه اندازی). در ادامه به منظور خودادگی میکروارگانیسمها به فاضلاب پتروشیمیایی، از مخلوط فاضلاب پتروشیمی و سوبسترہ شیر خشک استفاده شده و در نهایت فاضلاب پتروشیمی به تنهایی به عنوان سوبسترہ ورودی به راکتور مورد استفاده قرار گرفته است (فاز دوم راه‌اندازی).

روش‌های اندازه گیری

نمونه‌های فاضلاب قبل و بعد از تصفیه بی هوازی گرفته شده و طبق روش‌های استاندارد آنالیز شده‌اند. اکسیژن خواهی شیمیایی مطابق دستورالعمل شماره COD D – ۵۲۲۰ کتاب روش‌های استاندارد آزمایش آب و فاضلاب به روش رفلاکس بسته و با استفاده از ویال‌های ۱۶ میلی متری، راکتور و اسپکتروفتومتر هک مدل DR2000 اندازه گیری شد. pH مطابق دستورالعمل شماره H+ B – ۴۵۰۰ کتاب روش‌های استاندارد آزمایش آب و فاضلاب اندازه‌گیری شد. بدین منظور از یک دستگاه پ هاش متر ساخت شرکت متروم مدل pH meter Metrohm 691 مجهز به الکترود شیشه‌ای استفاده شد. در هر نوبت اندازه‌گیری دستگاه مطابق روش پیشنهادی سازنده با استفاده از دو محلول استاندارد با pH = 4 و pH = 7 کالیبره شد. سایر آزمایشات نیز بر اساس کتاب روش‌های استاندارد آب و فاضلاب انجام شده است. اندازه‌گیری میزان بیوگاز تولیدی با استفاده از یک Trap و از طریق جایگزین سازی حجمی گاز – مایع صورت پذیرفته است.

نتایج و بحث

مشخصات فاضلاب ورودی

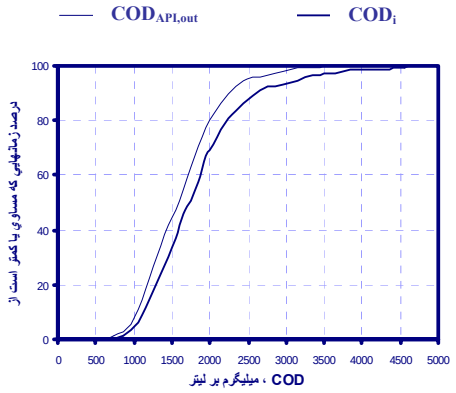
مشخصات اصلی فاضلاب پتروشیمی اراک که به عنوان خوراک ورودی به راکتور به کار رفته ، در جدول شمارهٔ ۲ آورده شده است. در محاسبات آماری صورت گرفته با توجه به کثرت داده‌ها، ارقام با فواصل ۱۰۰ میلیگرم بر لیتر دسته بندی شده‌اند (شکل شمارهٔ ۲). همانگونه که از شکل شمارهٔ ۲ ملاحظه می‌شود محدوده اندازه گیری شده COD برای فاضلاب ورودی و خروجی جداساز روغن API ، طی ۵۹۰ بار نمونه برداری به ترتیب در دامنه mg/l ۴۹۰۰- ۶۹۰ و دامنه mg/l ۳۹۰۰-۶۰۰ قرار داشته است. محاسبات انجام شده برای مقادیر اندازه گیری شده نشان می دهد که متوسط میزان COD ورودی به تصفیه خانه معادل mg/l ۲۱۰۰-۲۰۰۰ (۲۰۷۵) با انحراف معیار mg/l ۱۰۷۵ و میزان COD خروجی از جداساز API معادل mg/l ۱۸۰۰-۱۷۰۰ (۱۷۲۶) با انحراف معیار mg/l ۸۴۶ می باشد. همچنین ملاحظه می شود که COD_{tot} ورودی به تصفیه خانه پس از عبوراز واحد جداسازی روغن API به میزان حدود ۱۶/۸ درصد کاهش می یابد. بخش معلق و کلوئیدی COD تنها ۸/۵ درصد COD_{tot} است در حالی که مقدار آن در فاضلاب‌های شهری حدود ۵۰ درصد است که دلیل آن جدا شدن بخشی از مواد معلق در جداساز روغن API می باشد.

داشتن بینش و آگاهی از میزان و روند تغییرات BOD [۹] می‌تواند ما را در ماهیت تصفیه پذیری یا سمیت و پریود تاخیری احتمالی فاضلاب راهنمایی نماید چرا که اغلب فاضلاب‌های صنعتی به سختی اکسید می‌شوند و لذا به باکتری‌های خوگرفته به فاضلاب

جدول شمارهٔ(۲): مشخصات اصلی فاضلاب ورودی به راکتور

پارامتر	دامنه تغییر	میانگین	انحراف معیار	تعداد نمونه
pH	۴/۲ – ۱۲/۸	۶/۱۲	۳/۴۶	۵۹۰
T , C	۳۳ – ۳۶	۳۴/۵	۱/۱۹	۱۴۵
COD_{tot} , mg/l [۵]	۶۰۰ – ۴۹۰۰	۲۰۷۵	۱۰۷۵	۵۹۰
COD_{tot} , mg/l	۶۹۰ – ۳۹۰۰	۱۷۲۶	۸۴۶	۵۹۰
COD_{sus}/COD_{tot}	۰/۰۵۵ –۰/۰۹۷۲	۰/۰۸۵۶	۰/۰۱۰۲	۵۳
TDS , mg/l [۶]	۳۰۰ – ۱۰۷۰	۶۷۲	۲۳۲/۵	۵۳
TKN , mg/l [۷]	۶/۱ – ۱۴۸	۴۵/۲	۳۴/۸	۵۳
TP , mg/l [۸]	۰/۰۳ – ۵/۲	۱/۵	۱/۲۵	۵۳
قلیائیت ، mg/l	۲۴۰ – ۴۴۰	۳۶۶	۵۶/۴	۵۳

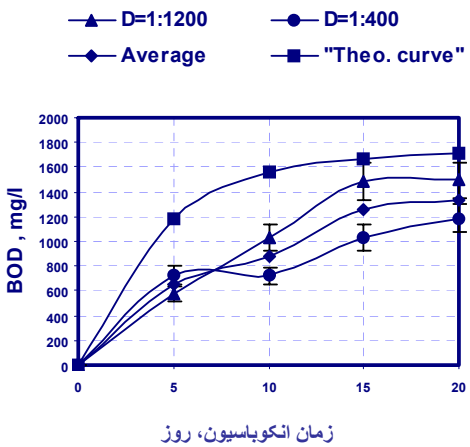
مشخصات این سطر مربوط به فاضلاب ورودی به تصفیه خانه موجود، قبل از واحد جداساز روغن API می باشد.



*

شکل شمارهٔ(۲): احتمال رخداد COD فاضلاب ورودی و خروجی جداساز روغن

خاص نیاز است و یا ممکن است که پریود تاخیری به وجود آید که تفسیر نادرستی از مقادیر BOD پنج روزه را نتیجه می‌دهد. Stack,1953 نشان داده است که BOD پنج روزه مواد شیمیایی آلی مصنوعی بسته به خوگرفتگی جمعیت میکروبی مورد استفاده به مقدار قابل ملاحظه‌ای متغیر است. همچنین سمیت فاضلاب معمولاً با مقادیر BOD نزولی یعنی افزایش BOD محاسبه شده در اثر رقیق سازی بیشتر قابل مشاهده است. درصورت وجود چنین وضعیتی، لازم است که اندازه گیری‌ها در رقت‌هایی انجام شود که کمتر از رقت نمونه‌ای باشد که نتایج ناسازگاری را ارائه داده است.



شکل شمارهٔ(۳): شاخص مصرف BOD فاضلاب خروجی از جداساز روغن

(منحنی شاخص با فرض L_0 = ۱۲۰۰ mg/l و k = ۰/۱۵ d^{-1} ترسیم شده است)

بدین منظور برای داشتن درک مناسبی از قابلیت تجزیه پذیری مواد، آزمایشات BOD در رقت‌های مختلف و به صورت پنج، ده ، پانزده و بیست روزه اندازه‌گیری و گزارش شده است. نتایج اندازه‌گیری‌ها در دو رقت ۱ به ۴۰۰ و ۱ به ۱۲۰۰ به همراه میانگین مقادیر یاد شده و منحنی متداول BOD در شکل شمارهٔ ۳ نشان داده شده است. بررسی منحنی‌های حاصله و مقایسه آن با منحنی‌های متعارف نشان می دهد که در تصفیه زائدات پتروشیمی، یک دوره تاخیری یا سمیت وجود دارد و لذا لازم است جمعیت میکروبی به مواد آلی مزبور خو گرفته باشند.

تمام میکروارگانیسم‌های بی هوازی برای رشد مناسب نیازمند نیتروژن به اشکال نیترات یا نمکهای آمونیوم و فسفر هستند. تمام متان سازها از آمونیاک به عنوان منبع نیتروژن استفاده می‌کنند. غلظت بالای mg/lit ۱۰۰۰ آمونیاک نیز فرایندگرانول‌سازی را محدود می‌کند. Speece and McCarty, 1964 and .Bitton,1999 میزان نیتروژن و فسفر مورد نیاز باکتری بی هوازی را بر اساس فرمول بدن باکتری($C_5H_9O_3N$) محاسبه کرده و میزان‌نیتروژن لازمه را برابر ۱۱ درصد وزن VSS [۱۰] به دست آورده‌اند. آنها نسبتCOD:N مناسب را برابر ۷ : ۴۰۰ در نرخ بارگذاری بالا(۰/۸–۱/۲ g COD/g VSS.d) و ۷ : ۱۰۰۰ در نرخ بارگذاری کم(۰/۵ g COD/g VSS.d) به دست آوردند. همچنین میزان فسفر مورد نیاز حدود ۲/۲ درصد (۲۰ درصد نیتروژن مورد نیاز) وزن VSS به دست آمده است (Speece and McCarty,1964). در این مطالعه نسبت COD_{tot} : N : P فاضلاب به طورمتوسط برابر ۱/۵ : ۴۵/۲ : ۱۷۲۶ یا ۰/۶۱ : ۱۸/۳۳ : ۷۰۰ می‌باشد و این در حالی است که مقدار COD_{tot} : N : P مناسب برای تصفیه فاضلاب در شرایط بی هوازی برابر۱ : ۵ : ۷۰۰ است (Bitton,1999). این مقایسه نشان می‌دهد که برای تصفیه فاضلاب به صورت بی هوازی باید میزان فسفر داخل فاضلاب افزایش داده شود. در این مطالعه میزان فسفر با افزودن اسید فسفریک‌تامین شده است تا شرایط رشدبهینه میکروارگانیسم‌های بی هوازی حاصل شده و کمبود فسفر، عامل محدود کننده رشد نباشد.

راه اندازی

فاز اول

در این فاز راه اندازی که به مدت ۶۵ روز به طول انجامید خوراک ورودی به راکتور، خوراک مصنوعی تهیه شده از شیر خشک

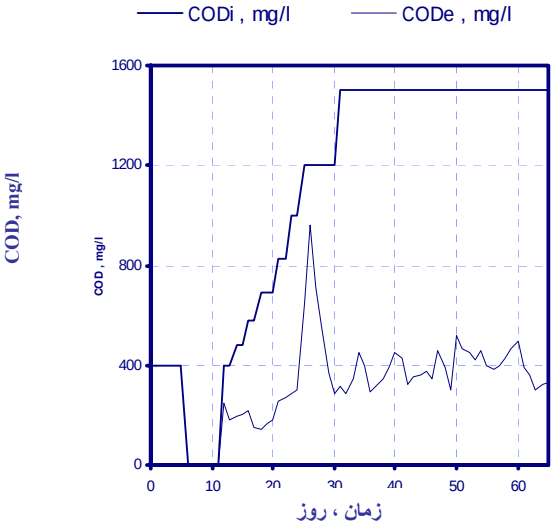
بوده است. این فاز را می توان به دو مرحله تفکیک کرد. مرحله نخست که ابتدایی‌ترین مرحله راه اندازی است، با تامین و حفظ زمان ماند هیدرولیکی دو روزه، OLR راکتور از طریق افزایش تدریجی COD ورودی از مقدار ۲/. به ۷۵/. $kg/m^3.d$ افزایش یافته است. در این مرحله، ابتدا میزان ۷ لیتر از لجن (پس از تغلیظ تا غلظت TSS = 11.3 g/l) کارخانه لبنی در داخل راکتور قرار داده شد. در شروع کار، روزانه میزان ۷/۷ lit فاضلاب با غلظت COD = ۴۰۰ mg/l که با شیر خشک تهیه می‌شد، در دمای ۳۴ ± ۱ ºC و پس از تنظیم pH = ۷/۵ وارد راکتور شد و بدین ترتیب HRT و OLR راکتور به ترتیب برابر ۴۸ hr و ۰/۲ $kg/m^3.d$ به دست می‌آمد. در روز اول بارگذاری، تولید گاز مشاهده شد ولی طی ۵ روز بعدی تولید گاز مشاهده نشد. بنابراین عمل تغذیه ورودی متوقف شد تا تولید گاز آغاز شود. پس از مشاهده تولید گاز در روز یازدهم، عمل تغذیه ورودی مجدداً آغاز و میزان گاز تولیدی نیز اندازه گیری شد. با اندازه گیری تولید گاز مشاهده شد که میزان آن از مقدار شاخص ۰/۱ $m^3/m^3.d$ بیشتر است و بنابراین تغذیه ورودی ادامه یافته و OLR ورودی نیز بتدریج افزایش یافت. نحوه افزایش OLR بدین ترتیب بود که ابتدا COD فاضلاب طی ۷ مرحله (با افزایش ۲۰ درصدی OLR) به ترتیب به ۴۸۰ ، ۵۷۵ ، ۶۹۰ ، ۸۳۰ ، ۱۰۰۰ ، ۱۲۰۰ و ۱۵۰۰mg/l افزایش یافت که موجب افزایش OLR از ۰/۲ $kg/m^3.d$ به ترتیب به ۰/۲۴ ، ۰/۲۸۸ ، ۰/۳۴۵ ، ۰/۴۱۵ ، ۰/۵ ، ۰/۶ و ۰/۷۵ $kg/m^3.d$ شد.

در انتهای این مرحله که ۳۲ روز به طول انجامید، میزان حذف COD راکتور با غلظت ورودی ۱۵۰۰ mg/l و در شرایط یاد شده (HRT=۲d و OLR=۰/۷۵$kg/m^3.d$) به ۸۱/۱ درصد رسید. در مرحله بعد ضمن حفظ غلظت COD_{tot} = ۱۵۰۰ mg/l، با کاهش HRT با فواصل زمانی ۶ ساعته (از ۴۸ ساعت به مرور به ۱۸ ساعت)، میزان OLR راکتور از مقدار ۷۵/. به ۲ $kg/m^3.d$ افزایش یافت. پس از آخرین مرحله افزایش، کلیه شرایط ثابت نگهداشته شد تا بتوان به شرایط پایدار هیدرولیکی دست یافت. دستیابی به این شرایط پس از گذشت شانزده روز از آخرین افزایش محقق شد و لذا فاز اول راه اندازی به مدت ۶۵ روز به طول انجامید. بدین ترتیب با زمان ماند هیدرولیکی ۱۸ ساعت و OLR=۲$kg/m^3.d$ کارایی حذف COD راکتور معادل ۷۷/۸ درصد اندازه گیری شد.

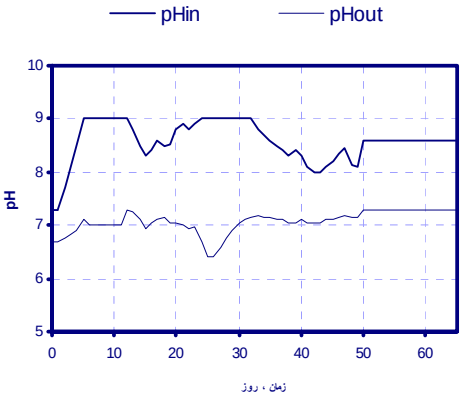
برای رسیدن به شرایط پایدار هیدرولیکی لازم است که دو شرط زیر برقرار باشد : الف) زمان راهبری باید بیش از ۱۰ برابر HRT (و بیش از ۲ هفته) باشد (Noyola,et al.,1988)، ب)نوسانات غلظت خروجی کمتر از ۱۰ درصد باشد(Polprasert et al., 1992).این شرایط را (Elmitwalli,2000) و (Mahmoud,2002) نیز مورد تائید قرار داده اند. لازم به ذکر است که شرایط پایدار واقعی تنها زمانی در بستر لجن و در نتیجه در راکتور به دست می‌آید که زمان راهبری حداقل ۳ برابر SRT باشد (van Handel and Lettinga,1994).

اندازه‌گیری مشخصات فاضلاب خروجی و میزان گاز تولیدی از روز دوازدهم انجام شد. مدت زمان آغاز راه‌اندازی تا رسیدن به بارگذاری ۲ $kg/m^3.d$ و رسیدن به شرایط پایدار به مدت ۶۵ روز به طول انجامید. نمودارهای مربوط به این فاز در اشکال ۴ تا ۸ ارائه شده است.

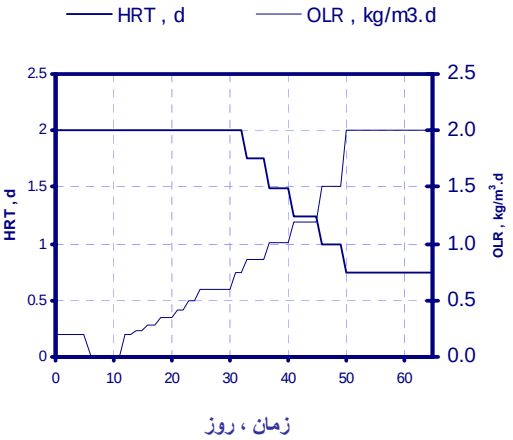
همان گونه که از شکل شمارهٔ ۴ و ۷ مشاهده می‌شود، راندمان حذف COD در روز بیست و پنجم افت کرده و سپس طی روزهای آتی مجدداً افزایش یافته است که دلیل آن افت pH به ۶/۴ بوده است (شکل شمارهٔ ۵). در این محدوده زمانی، میزان تولید بیوگاز نیز به شدت افت کرده (شکل شمارهٔ ۸) و سپس طی پنج روز آتی به مقدار قبلی خود رسیده است.



شکل شمارهٔ (۴): COD ورودی و خروجی راکتور درفاز اول راه اندازی

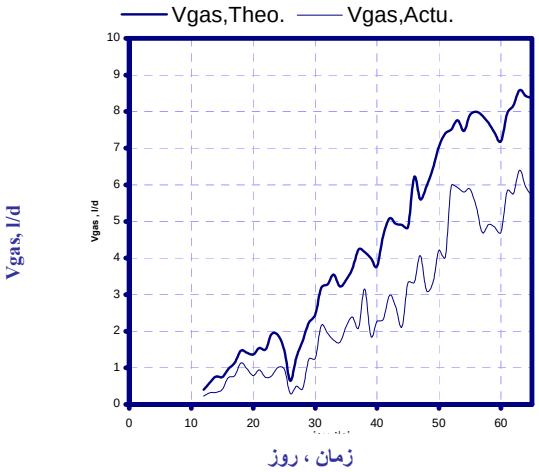


شکل شمارهٔ(۵): pH ورودی و خروجی راکتور در فاز اول راه اندازی



شکل شمارهٔ(۶): OLR و HRT عملیاتی راکتور در فاز اول راه اندازی

شکل شمارهٔ(۷): درصد حذف COD راکتور در فاز اول راه اندازی

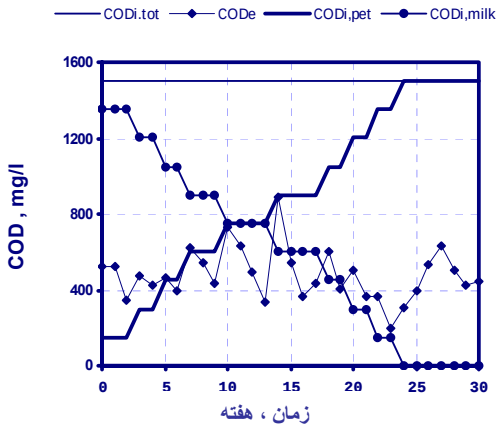


شکل شمارهٔ(۸): میزان گاز تولیدی راکتور در فاز اول راه اندازی

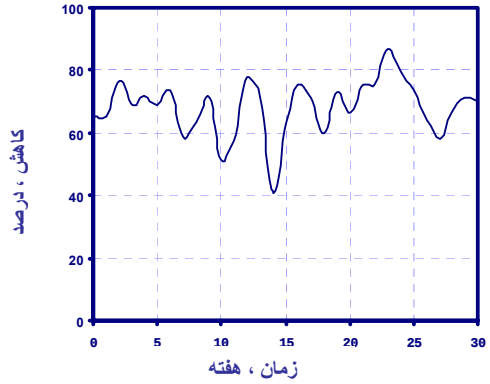
فاز دوم

در فاز دوم راه اندازی که به مدت ۳۰ هفته به طول انجامید، مخلوطی از فاضلاب مصنوعی تهیه شده با شیر خشک و فاضلاب پتروشیمی به عنوان خوراک ورودی راکتور به کار برده شده است. بدین ترتیب که پس از پایان فاز اول، میزان ۹۰ درصد از COD موجود در خوراک ورودی راکتور از شیر خشک و ۱۰ درصد مابقی از فاضلاب پتروشیمی تامین شده است. به مرور سهم جرمی COD مربوط به فاضلاب پتروشیمی به ترتیب و با افزایش‌های ۱۰ درصدی افزایش یافته و به همان نسبت از سهم مربوط به شیر خشک کاسته شده است. پس از هر مرحله افزایش راندمان حذف COD_{tot} از طریق گرفتن نمونه‌های مرکب روزانه به دست آمده است.

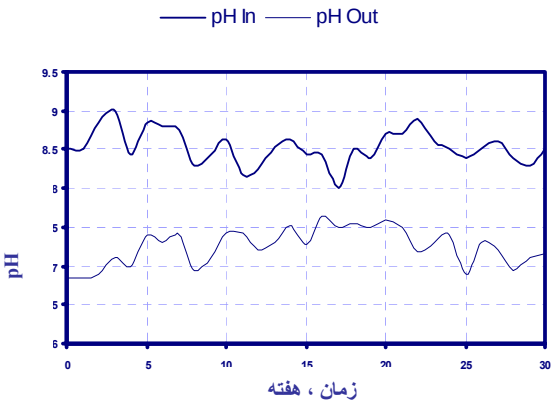
همان گونه که از اشکال ۹ تا ۱۳ ملاحظه می شود، عمل خودادگی بخوبی و با موفقیت طی این مدت به انجام رسیده و راندمان حذف COD راکتور در HRT=۱۸hr و OLR=۲kg/m^3.d برابر ۷۰/۳ درصد اندازه گیری شده است. این در حالی است که راندمان حذف COD در پایان فاز اول راه اندازی و در شرایط فوق، معادل ۷۷/۸ درصد بوده است و حاکی از افت ۷/۵ درصدی راندمان دارد. علت این امر می‌تواند به نوع سوبسترہ مربوط باشد که از شیرخشک به فاضلاب پتروشیمیایی تغییر یافته است.



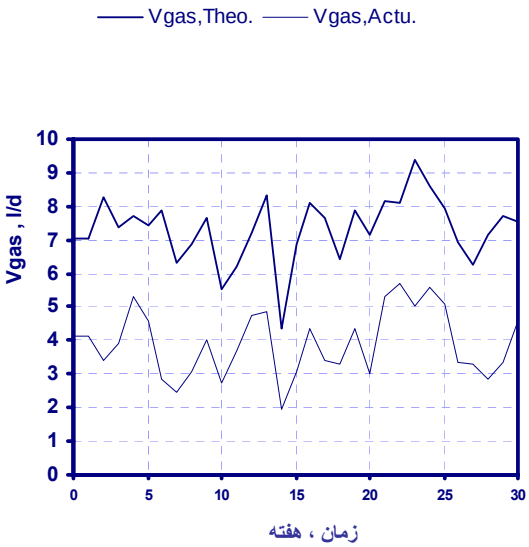
شکل شمارهٔ(۹): COD ورودی و خروجی راکتور درفاز دوم راه اندازی



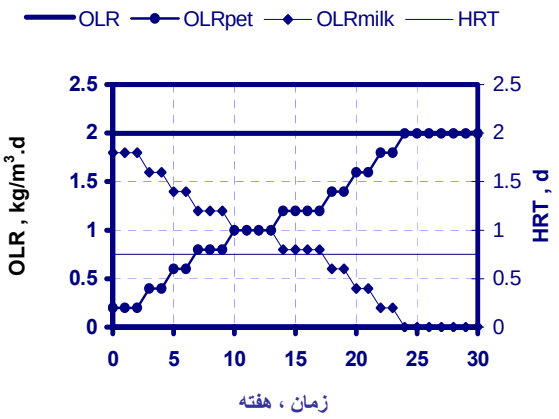
شکل شمارهٔ(۱۲): درصد حذف COD راکتور در فاز دوم راه اندازی



شکل شمارهٔ(۱۰): pH ورودی و خروجی راکتور در فاز دوم راه اندازی



شکل شمارهٔ(۱۳): میزان گاز تولیدی راکتور در فاز دوم راه اندازی



شکل شمارهٔ(۱۱): OLR و HRT عملیاتی راکتور در فاز دوم راه اندازی

خاتمه

نتایج این مطالعه نشان داد که راه اندازی یک راکتور هیبرید بی هوازی رو به بالا با لجن بی هوازی یک کارخانه لبنی پس از یک دوره خودادگی برای تصفیه فاضلاب پتروشیمیایی قابل انجام بوده و این نوع لجن پس از خو گرفتن به نوع فاضلاب، بخوبی می‌تواند فاضلاب پتروشیمیایی را تصفیه کند. نتایج مطالعات نشان داد که پس از راه اندازی راکتور و سپری نمودن دوره خودادگی و رسیدن به شرایط

پایدار هیدرولیکی که درمجموع به مدت حدود ۹ ماه به طول انجامید، راندمان حذف COD در بارگذاری آلی ۲ $kg/m^3.d$ و زمان ماند هیدرولیکی ۱۸ ساعت به ۷۰ درصد رسیده است.

یادداشت‌ها

1-UASB: Up flow Anaerobic Sludge Blanket
2-PET: Poly Ethylene Terephtalate
3-PTA: Purified Terphtalic Acid
4-API: American Petroleum Institute
5-COD: Chemical Oxygen Demand
6-TDS: Total Dissolved Solids
7-TKN: Total Kjeldal Nitrogen
8-TP: Total Phosphorous
9-BOD: Biological Oxygen Demand
10-VSS: Volatile Suspended Solids
11-OLR: Organic Loading Rate
12-TSS: Total Suspended Solids
13-HRT: Hydraulic Retention Time
14-SRT: Solids Retention Time

منابع مورد استفاده

Bitton, G. 1999. Wastewater Microbiology, 2nd edition, John Wiley and sons Ltd, ISBN:0471320471, pp.330-348.

Elmitwalli, T.A. 2000. Anaerobic treatment of domestic sewage at low temperature, Ph.D. thesis, Wageningen University, Wageningen, The Netherlands.

Van Haandel, A.C. and Lettinga, G. 1994. Anaerobic sewage treatment. A practical guide for regions with a hot climate, John Wiley & Sons Ltd., Chichester, England.

Lettinga, G.and van Lier, J.B. 2005. Technical Workshop on Anaerobic Wastewater Treatment in UASB/EGSB reactors, TEHRAN, I.R.IRAN.

Lettinga, G., van Velson, A.F.M., Hobma, S.W., de Zeeuw, W.J. and Klapwijk, A. 1980. Use of the upflow sludge blanket reactor (USB) concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. Biotech. Bioengi., 22, 699-734.

Macarie, H. 2000.Overview of the application of anaerobic treatment to chemical and petrochemical wastewaters, Journal of Water Science and Technology,Vol.42 ,No.5-6 , pp.201-214.

Mahmoud, N.J.A. 2002. Anaerobic pre-treatment of sewage under low temperature (15؛C) conditions in an integrated UASB-digester system, Ph.D. thesis, Wageningen University, Wageningen, The Netherlands.

Noyola, A. Capdeville, B., and Roques, H. 1988. Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating stationary fixed-film reactor, Water Research (22)12, 1585-1592.

Polprasert, C., Kemmadamnrong, P., and Tran, F.T. 1992. Anaerobic baffle reactor (ABR) process for treating slaughterhouse wastewater, Environmental Technology 13, 857-865.

Speece,R.E. 1983. Anaerobic technology for the industrial wastewater treatment. Env. Scie. Tech., 17(9),416A-427A.

Speece,R.E. and McCarty, P.L. 1964. In advances in Water Pollution Research, Proc. 1st Int. Conf. Wat. Poll. Res., Vol.2, pergamon press, New York, , p.305.

Stack, V.T.1953. Proc. 8th Ind. Waste Conf., P.492, Purdue University.

Young,J.C., and McCarty, P.L. 1969. The anaerobic filter for waste treatment , J. Wat. Pollut. Control Fed., 41,R160-17.