



نهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران

دانشگاه علم و صنعت ایران
۳-۵ آذر، ماه ۱۳۸۳

فرایند حذف بیولوژیکی ترکیبات آلی فرار در حوضچه هوادهی واحدهای تصفیه فاضلاب صنایع پتروشیمی

علی علیزاده اوصالو^۱، علی برادر خوش فطرت^۲

جعفر صادق سلطان محمدزاده^{۲*}

۱. واحد بهره برداری پتروشیمی تبریز

۲. دانشکده مهندسی شیمی - دانشگاه صنعتی سهند تبریز

soltan@sut.ac.ir

چکیده

در تحقیق حاضر اتیل بنزن به عنوان نماینده ترکیبات آلی فرار برگزیده شد و با ساخت یک نمونه آزمایشگاهی حوضچه هوادهی به روش حبایی در یک شرکت پتروشیمی، آزمایشات بررسی تاثیر غلظت اتیل بنزن بر حذف بیولوژیکی آن مورد تحقیق و بررسی قرار گرفت. برای نمونه گیری از روش استاندارد پیشنهادی آژانس حفاظت از محیط زیست (EPA) استفاده گردید. برای آنالیز نمونه‌ها نیز از روش کروماتوگرافی گازی (GC) استفاده گردید. آزمایشات در سه مرحله و با اندازه گیری مقدار اتیل بنزن حذف شده در هر یک از سه روش انتقال به هوا، اکسیداسیون بیولوژیکی و جذب سطحی به لجن غیر فعال (Biomass) انجام گرفت. نتایج نشان می‌داد، مقدار اکسیداسیون بیولوژیکی حوضچه در صورت ثابت بودن شرایط عملیاتی مانند دما، غلظت میکروارگانیزمها در حوضچه و نیز زمان اقامت میکروارگانیزمها، مستقل از غلظت ورودی است. به عبارت دیگر ظرفیت واکنش اکسیداسیون بیولوژیکی حوضچه ثابت و برابر $19/22$ ppm اندازه گیری شده است

کلمات کلیدی: تصفیه بیولوژیک، ترکیبات آلی فرار، اتیل بنزن، حوضچه هوادهی، هوادهی حبایی

مقدمه

انتشار ترکیبات آلی فرار که از معمولترین آلاینده‌های موجود در واحدهای تصفیه فاضلاب می‌باشند، به دلیل آثار مخرب زیست محیطی و خطراتی که برای کارکنان شاغل در این واحدها دارند، مورد توجه بسیاری از سازمانهای محیط زیست و مراکز پژوهشی قرار گرفته است. روشهای تصفیه فاضلاب در ابتدا به منزله پاسخی به نگرانی در مورد بهداشت عمومی و شرایط نامساعد ناشی از دفع فاضلاب در محیط زیست به وجود آمدند [۱]. اهداف تصفیه فاضلاب در نیمه اول قرن بیستم مشتمل بر جداسازی مواد معلق و شناور، تصفیه مواد آلی قابل تجزیه بیولوژیکی و حذف میکروارگانیسم‌های بیماریزا بود [۲]. با این حال بسیاری از اهداف تصفیه طی دوره فوق برآورده نشد و فاضلابها با تصفیه ناقص به محیط دفع می‌شدند. فرایندهای احتراقی مانند اکسیداسیون حرارتی و اکسیداسیون کاتالیستی از معمولترین فرایندهای کنترل انتشار ترکیبات آلی فرار می‌باشند. علاوه بر فرایندهای احتراقی، استفاده از فرایندهای دیگری مانند چگالش، جذب سطحی و اکسیداسیون بیولوژیکی نیز متداول می‌باشد. تعداد ترکیبات آلی ساخته شده طی قرن اخیر در حدود نیم میلیون می‌باشد و هرساله در حدود ۱۰۰۰۰ ترکیب جدید به آنها اضافه می‌شود [۴]. در نتیجه این تولید فوق العاده، میزان این ترکیبات در فاضلاب شهری و صنعتی رو به افزایش می‌باشد و حضور ترکیبات آلی فرار (Volatile Organic Compounds) و نیز ترکیبات آلی فرار سمی (Volatile Toxic Organic Compounds) در فاضلابها نگرانی فراوانی برای سازمانهای محیط زیست فراهم کرده است [۴].

در تصفیه اولیه فاضلاب از عملیات فیزیکی تصفیه نظیر آشغالگیری و ته نشینی برای جداسازی مواد شناور و قابل ته نشینی موجود در فاضلاب استفاده می‌شود. در تصفیه ثانویه از فرایندهای شیمیایی و بیولوژیکی برای جداسازی قسمت اعظم مواد آلی از فاضلاب استفاده می‌شود. در تصفیه نهایی نیز از واحدهای اضافی عملیات و فرآوری نظیر ستونهای جذب سطحی و غیره برای کاهش مقدار آلاینده‌هایی نظیر نیتروژن و فسفر استفاده می‌شود [۵]. تقریباً همه انواع فاضلاب را می‌توان با تحلیل مناسب و کنترل زیست محیطی به روش بیولوژیکی تصفیه نمود. بدین منظور درک مشخصه‌های هر یک از فرایندهای بیولوژیکی برای حصول اطمینان از تامین محیطی مناسب با کنترلی موثر ضروری می‌باشد. از اهداف مهم تصفیه بیولوژیکی می‌توان به لخته‌سازی و جداسازی مواد جامد کلوئیدی غیر قابل ته نشینی و تثبیت مواد آلی اشاره نمود. تصفیه بیولوژیکی عموماً با استفاده از انواع میکروارگانیسم‌های مختلف، عمدتاً باکتریها صورت می‌گیرد. از میکروارگانیسم‌ها برای تبدیل مواد آلی کربن دار محلول و کلوئیدی به گازهای مختلف و بافت سلولی استفاده می‌شود و چون وزن مخصوص بافت سلولی کمی بیش از آب می‌باشد، این سلولها را می‌توان در یک ته نشین کننده از آب جدا نمود [۵]. تصفیه بیولوژیکی که شامل مجموعه پیچیده ای از واکنشهای بیولوژیکی می‌باشد، در صورت بهینه سازی فرآیند، می‌تواند نقش موثرتری در حذف این ترکیبات داشته باشد. نامکونگ و ریتمن (Namkung and Rittmann, 1987) در یک تحقیق موردی بر روی دو تصفیه خانه در ایالات متحده با در نظر گرفتن مکانیزمهای تبخیر، جذب سطحی و هضم بیولوژیکی، و نیز توجه به این موضوع که ترکیبات آلی فرار و از جمله اتیل بنزن قابلیت خوبی برای هضم بیولوژیک از خود نشان می‌دهند، در اندازه گیریهای خود نشان دادند، فرایند اکسیداسیون بیولوژیکی از اهمیت زیادتری نسبت به فرایندهای دیگر نظیر جذب سطحی و تبخیر برخوردار است. اهمیت مکانیزم تبخیر نیز بیشتر از جذب سطحی گزارش شده است. با این حال نتایج

تخمینی کمتر از مقادیر واقعی گزارش گردیده که به خاطر در نظر نگرفتن تبخیر در آبریزها و آشغالگیرها که اختلاط زیاد است، می‌باشد. نتایج مدلسازی نشان می‌دهد که انتشار ترکیبات آلی فرار مانند اتیل بنزن به قابلیت هضم بیولوژیکی آنها بستگی زیادی دارد و در صورت بالا بودن قابلیت هضم بیولوژیک، میزان انتشار کاهش می‌یابد. در این تحقیق استفاده از BOD به عنوان مبنای تخمین میزان انتشار ترکیبات آلی فرار مورد بررسی و تایید قرار گرفته است [۶].

ملسر و بدفورد (Melcer and Bedford, 1994) در تحقیقی دیگر رفتار یک ترکیب آلی در سیستم لجن فعال با استفاده از ردیاب رادیواکتیو مورد بررسی قرار داده و میزان هضم بیولوژیکی ترکیب آلی، متناسب با غلظت لجن فعال گزارش شده است و درستی مدل سینتیکی مونود (Monod) مورد تایید قرار گرفته است [۷]. در یک تحقیق مشترک بین شرکت یونیون کارباید (Union Carbide) و آژانس حفاظت از محیط زیست آمریکا (USEPA) که توسط برگلوند و ویپل (Whipple, Berglund, 1987) در سال ۱۹۸۷ انجام یافته است، روشهای نمونه گیری، آنالیز و تخمین میزان انتشار ترکیبات آلی فرار از جمله اتیل بنزن مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج تحقیق نشان می‌دهد، ۱۶ درصد وزنی اتیل بنزن در مرحله جداسازی اولیه شامل آشغالگیرها و جداکننده‌های آب و روغن حذف می‌شود. همچنین ۲۹ درصد اتیل بنزن نیز در حوضچه یکنواخت سازی حذف شده و در حوضچه هوادهی نیز ۴۰ درصد اتیل بنزن از فاضلاب جدا می‌شود. اما با توجه به موردی بودن تحقیق فوق و استفاده از مقادیر اندازه گیری شده، احتمال تغییر درصدهای فوق با توجه به رئولوژی جریان و سایر پارامترهای عملیاتی وجود دارد [۸].

تامسون و همکاران (Thompson et al, 1999) در تحقیقی میزان انتشار ترکیبات آلی در حوضچه هوادهی را با استفاده از مدل‌های نرم افزاری Water9 و Toxchem+ تخمین زده اند. به دلیل استفاده از مدل سینتیکی مونود (Monod, 1942) در نرم افزار Water9 نتایج تخمین این نرم افزار دقیقتر از نرم افزار Toxchem+ می‌باشد. اختلاف نتایج مقادیر واکنش بیولوژیکی محاسبه شده با نتایج تجربی برای نرم افزار Water9 در حدود ۱۸ درصد و برای مدل Toxchem+ در حدود ۳۲ درصد می‌باشد. زیرا نرم افزار Toxchem+ برای محاسبه واکنش بیولوژیکی حوضچه هوادهی از رابطه سرعت درجه اول پیروی می‌کند [۱].

ابومایزر و همکاران (Abumaizar et al., 1997) در تحقیقات خود در زمینه حذف بیولوژیکی اتیل بنزن و دیگر ترکیبات آلی فرار، نشان دادند تخمین مقادیر با استفاده از مدل سینتیکی مونود، در غلظتهای متوسط ترکیبات آلی فرار اختلاف کمتری نسبت به مقادیر عملی دارد. برای غلظت‌های کم (50 ppm) مدل سینتیکی درجه اول و برای مقادیر بالا ($250-440 \text{ ppm}$) مدل سینتیکی درجه صفر پاسخ مناسبتری می‌دهد [۹].

بهینه سازی، نظارت و کنترل یک فرآیند بیولوژیکی از فعالیتهای مهم در عرصه صنعتی و تحقیقاتی است و بر اهمیت آن روزبه روز افزوده می‌شود. روش سنتی تحقیق در زمینه مدل‌های فرآیند بیولوژیکی، استفاده از مدل‌های ریاضی مختلف برای مکانیزمهای فرآیندی مختلف می‌باشد. از نقطه نظر مهندسی دو سیستم کلی زیر باید مد نظر قرار گیرد [۵]:

مدلهای سینتیکی

الف- سیستم راکتور بیولوژیکی

ب- سیستم سلول بیولوژیکی

مدلهای مربوط به سیستم راکتور بیولوژیکی با مکانیزمهای انتقال جرم و دینامیک جریان در فازهای آب و هوا سروکار دارند. مدلهای مربوط به سلول بیولوژیکی نیز با سینتیک واکنشهای بیولوژیکی در یک سلول و کل جمعیت سلولی سروکار دارند. اما سیستمهای راکتور و سلول بیولوژیکی ارتباط تنگاتنگی با یکدیگر دارند و این سیستمها را نمی‌توان جدا از یکدیگر مورد بررسی قرار داد. مثلا میکروارگانیسمهای موجود در سیستم تصفیه لجن فعال مواد غذایی و خوراک مورد نیاز خود برای سوخت ساز را از فاز آبی گرفته و در عوض محصولات حاصل از سوخت و ساز نیز به فاز آبی و هوا منتقل می‌شوند. همچنین سینتیک واکنش بیولوژیکی تحت تاثیر پارامترهای محیطی نظیر دما، فشار، شدت نور و غیره هستند [۲].

هنگام مدلسازی یک فرآیند بیولوژیکی، بررسی تاثیر مقادیر ماکروسکوپی و دینامیک جریان بر رفتار میکروارگانیسمها ضروری است. غلظت لجن غیر فعال، ماده آلی ورودی، محصولات تولیدی و غیره از متغیرهای موثر در واکنش بیولوژیکی سلولها (میکروارگانیسمها) می‌باشد. همانگونه که گفته شد، پارامترهای فیزیکی مانند دما و فشار نیز از عوامل موثر بر سینتیک واکنش هستند. برای تخمین دقیق میزان انتشار ترکیبات آلی فرار و به خصوص اتیل بنزن از یک مدل عمومی بر اساس مکانیزمهای انتشار اتیل بنزن طی فرآیند لجن فعال استفاده می‌شود. تبخیر به محیط، جذب سطحی به لجن غیر فعال و اکسیداسیون بیولوژیکی مکانیزمهای اساسی انتشار اتیل بنزن طی فرآیند لجن فعال می‌باشند [۵].

با موازنه جرم حول یک حوضچه هوادهی میتوان نوشت :

$$V \frac{dS}{dt} = QS^0 - Q^e S - Q^w S + R_{bio} + R_{ads} + R_{vol}$$

که در آن:

V = حجم حوضچه هوادهی (lit)	S = غلظت اتیل بنزن در حوضچه (g/lit)
t = زمان (روز)	Q = شدت جریان خوراک (lit/d)
S^0 = غلظت اتیل بنزن در خوراک (g/lit)	Q^e = شدت جریان خروجی فاضلاب (g/d)
Q^w = شدت جریان لجن غیر فعال (g/d)	R_{bio} = شدت هضم (اکسیداسیون) بیولوژیکی اتیل بنزن (g/d)
R_{ads} = شدت جذب سطحی اتیل بنزن به لجن غیر فعال (g/d)	
R_{vol} = شدت تبخیر اتیل بنزن به فاز گازی (g/d)	

در صورت ثابت ماندن غلظت اتیل بنزن در حوضچه هوادهی در طی آزمایشات می‌توان فرآیند را پایا فرض نمود. همچنین جریان ورودی حوضچه معادل مجموع جریانهای خروجی و لجن غیر فعال فرض می‌شود. در این صورت رابطه فوق به شکل ساده شده زیر در می‌آید :

$$0 = Q(S^0 - S) + R_{bio} + R_{ads} + R_{vol}$$

مدلهای سینیتیکی میکروارگانیزمها

توصیف ریاضی دقیق سوخت و ساز میکروارگانیزمها بسیار پیچیده بوده و برای فعالیتهای عملی و صنعتی غیر قابل استفاده می‌باشد، زیرا بسیاری از مکانیزمهای سوخت و ساز میکروارگانیزمها ناشناخته بوده و یا با آزمایشات تجربی قابل اندازه گیری نمی‌باشند. با این حال با ساده سازی شرایط واقعی، میتوان مدل ریاضی مرتبط با سینیتیک میکروارگانیزمها را در شرایط مختلف به دست آورده و ارزیابی نمود [۱].

مدلهای مختلف ارائه شده برای سینیتیک میکروارگانیزمها به دو گروه عمده زیر تقسیم می‌شوند [۲]:

۱- ساختاری/ غیر ساختاری

۲- پیوسته / مجزا

مدلهایی که بر اساس وجود اجزای بین سلولی در میکروارگانیزمها ارائه گردیده اند ساختاری هستند. در صورت در نظر نگرفتن این موضوع، مدلهای فوق غیر ساختاری هستند. همچنین مدلهایی که اساس ارائه آنها وجود ساختارهای شکل دار در میکروارگانیزمها هستند، نا پیوسته یا مجزا نام دارند. در صورتیکه تنها یک شکل کلی برای همه میکروارگانیزمها تصور گردد، مدل ارائه شده بر مبنای آن پیوسته خواهد بود. در مدلسازی فرآیندهای بیولوژیکی مبنای بیشتر مدلها بر غیر ساختاری بودن و پیوسته بودن میکروارگانیزمها استوار است و از اصول موازنه ماکروسکوپی و معادلات تجربی سینیتیکی در مدلسازی استفاده می‌شود. در این تحقیق نیز که واکنش بیولوژیکی زیر در حوضچه هوادهی انجام می‌گیرد، مدل غیر ساختاری پیوسته مبنای محاسبات فرایند اکسیداسیون بیولوژیکی قرار می‌گیرد.



بیان ریاضی سرعت رشد که در واقع سرعت انجام واکنش فوق است، بر پایه روابط نیمه تجربی قرار دارد که در مراجع مختلف به آنها اشاره شده است [۱۰]. در زیر به تعدادی از مدلهای فوق اشاره می‌گردد.

۱- مدل سینیتیکی Monod که در سال ۱۹۴۲ ارائه گردیده و بر اساس غلظت کم ماده آلی ورودی به حوضچه و کنترل کنندگی آن استوار است.

$$m = \frac{m_{\max} S}{K_s + S}$$

که در آن :

μ = سرعت واکنش بیولوژیکی یا سرعت رشد (mg/day)

μ_{\max} = حداکثر سرعت رشد واکنش بیولوژیکی (mg/day)

S = غلظت ماده آلی ورودی به حوضچه (mg/lit)

K_s = ثابت نیم سرعت واکنش یا غلظت ماده آلی ورودی در نصف حداکثر واکنش (mg/lit)

۲- مدل سینیتیکی Moser که در سال ۱۹۵۸ ارائه گردیده است و در واقع توسعه مدل Monod می‌باشد.

$$m = \frac{m_{\max} S^N}{K_s + S^N}$$

که در آن :

μ = سرعت واکنش بیولوژیکی یا سرعت رشد (mg/day)

μ_{\max} = حداکثر سرعت رشد واکنش بیولوژیکی (mg/day)

S = غلظت ماده آلی ورودی به حوضچه (mg/lit)

N = ضریب مشخصه بیولوژیکی ماده آلی ورودی (بدون بعد)

K_s = ثابت نیم سرعت واکنش یا غلظت ماده آلی ورودی در نصف حداکثر واکنش (mg/lit)

۳- مدل سینیتیکی Haldane که در سال ۱۹۴۲ ارائه گردیده است و بر مبنای کنترل کنندگی ماده آلی ورودی به حوضچه در غلظتهای کم (مانند مدل Monod) و بازدارندگی آن در غلظتهای زیاد استوار است.

$$m = \frac{m_{\max} S}{(K_s + S)(1 + K_i/S)}$$

که در آن :

μ = سرعت واکنش بیولوژیکی یا سرعت رشد (mg/day)

μ_{\max} = حداکثر سرعت رشد واکنش بیولوژیکی (mg/day)

S = غلظت ماده آلی ورودی به حوضچه (mg/lit)

K_s = ثابت نیم سرعت واکنش یا غلظت ماده آلی ورودی در نصف حداکثر واکنش (mg/lit)

K_i = ضریب بازدارندگی ماده آلی ورودی (mg/lit)

۴- مدل سینیتیکی Contois که در سال ۱۹۵۹ ارائه گردیده و در واقع توسعه یافته مدل Monod می‌باشد، با این تفاوت که در آن تاثیر بازدارندگی غلظت لجن فعال در میزان رشد در نظر گرفته شده است.

$$m = \frac{m_{\max} S}{K_s X + S}$$

که در آن :

μ = سرعت واکنش بیولوژیکی یا سرعت رشد (mg/day)

μ_{\max} = حداکثر سرعت رشد واکنش بیولوژیکی (mg/day)

S = غلظت ماده آلی ورودی به حوضچه (mg/lit)

K_s = ثابت نیم سرعت واکنش یا غلظت ماده آلی ورودی در نصف حداکثر واکنش (mg/lit)

X = غلظت میکروارگانیزمهای درون حوضچه هوادهی (ppm VLSS)

واکنشهای بیولوژیکی سریع نیستند و مطابق رابطه سینیتیکی Monod از قوانین واکنشهای درجه اول تبعیت می‌کنند، بطوریکه پس از ۵ روز در حدود ۶۸ درصد واکنش انجام می‌گیرد و می‌تواند مبنای مناسبی برای اندازه گیری آزمایشگاهی میزان آلودگی آب باشد با این حال گاهی به علت وجود نداشتن باکتریهای مناسب و

فعال و تبعیت نکردن واکنش از واکنشهای درجه اول، میزان واکنش در ۵ روز کمتر از مقدار فوق است و فرض اینکه واکنشهای بیولوژیکی درجه اول هستند، عمومیت ندارد. میزان BOD برای لحظه t از رابطه زیر محاسبه می‌شود [۱۰]:

$$BOD_t = (BOD_{ult.} - IOD)(1 - K^t)$$

که در آن :

$BOD = BOD_t$ (مقدار اکسیژن مورد نیاز واکنش بیولوژیکی) در لحظه t (gr/day)

$BOD = BOD_{ult.}$ BOD نهایی (gr/day)

$K =$ ثابت سرعت واکنش درجه اول (lit/gr/day)

$t =$ زمان (روز)

$IOD =$ مقدار اکسیژن مورد نیاز واکنش بیولوژیکی سریع اولیه (gr/day)

موازنه جرم میکروارگانیزمها برای حوضچه هوادهی با در نظر گرفتن اختلاط کامل به صورت زیر می باشد [۵]:

شدت جریان میکروارگانیزم به خارج مرز سیستم +

رشد خالص میکروارگانیزم درون مرز سیستم -

شدت جریان میکروارگانیزم به درون مرز سیستم

شدت تجمع میکروارگانیزم در مرز سیستم =

به عبارت ساده تر:

تجمع = ورودی - خروجی + رشد خالص

$$\frac{dX}{dt} V_r = QX_0 - QX + V_r \cdot r_g$$

که در آن :

$\frac{dX}{dt} =$ شدت تغییر غلظت میکروارگانیزم در حوضچه ($ML^{-3} T^{-1}$)

$V_r =$ حجم حوضچه هوادهی (L^3)

$Q =$ شدت جریان ورودی حوضچه ($M T^{-1}$)

$X =$ غلظت میکروارگانیزمها در حوضچه (ML^{-3})

$X_0 =$ غلظت میکروارگانیزمها در ورودی حوضچه (ML^{-3})

$r_g =$ شدت خالص رشد میکروارگانیزم ($ML^{-3} T^{-1}$)

معادله شدت خالص رشد میکروارگانیزمها با استفاده از مدل سینتیکی مونود (Monod, 1942) به صورت زیر می‌باشد:

$$r_g = \frac{m_m X S}{K_s + S} - k_d X$$

که در آن :

$$\mu_m = \text{حداکثر آهنگ رشد (T}^{-1}\text{)}$$

$$S = \text{غلظت ماده محدود کننده رشد (ML}^{-3}\text{)}$$

$$K_s = \text{ثابت نیم سرعت، غلظت ماده در نصف آهنگ رشد حداکثر (ML}^{-3}\text{)}$$

$$X = \text{غلظت میکروارگانیسمها (ML}^{-3} \text{T}^{-1}\text{)}$$

$$K_d = \text{ضریب فساد درونی میکروارگانیسمها (T}^{-1}\text{)}$$

با جاگذاری رابطه فوق در موازنه جرم حوضچه و فرض شرایط پایدار ی و نیز عاری بودن ورودی حوضچه از میکروارگانیسمها خواهیم داشت:

$$\frac{Q}{V_r} = \frac{1}{q} = \frac{m_m S}{K_s + S} - k_d$$

که در آن:

$$\theta = \text{زمان اقامت هیدرولیکی (T)}$$

با موازنه جرم برای ماده بنیادی متناظر با موازنه جرم میکروارگانیسمها می توان نوشت:

$$\frac{dS}{dt} V_r = QS_0 - QS - \frac{kXS}{K_s + S} V_r$$

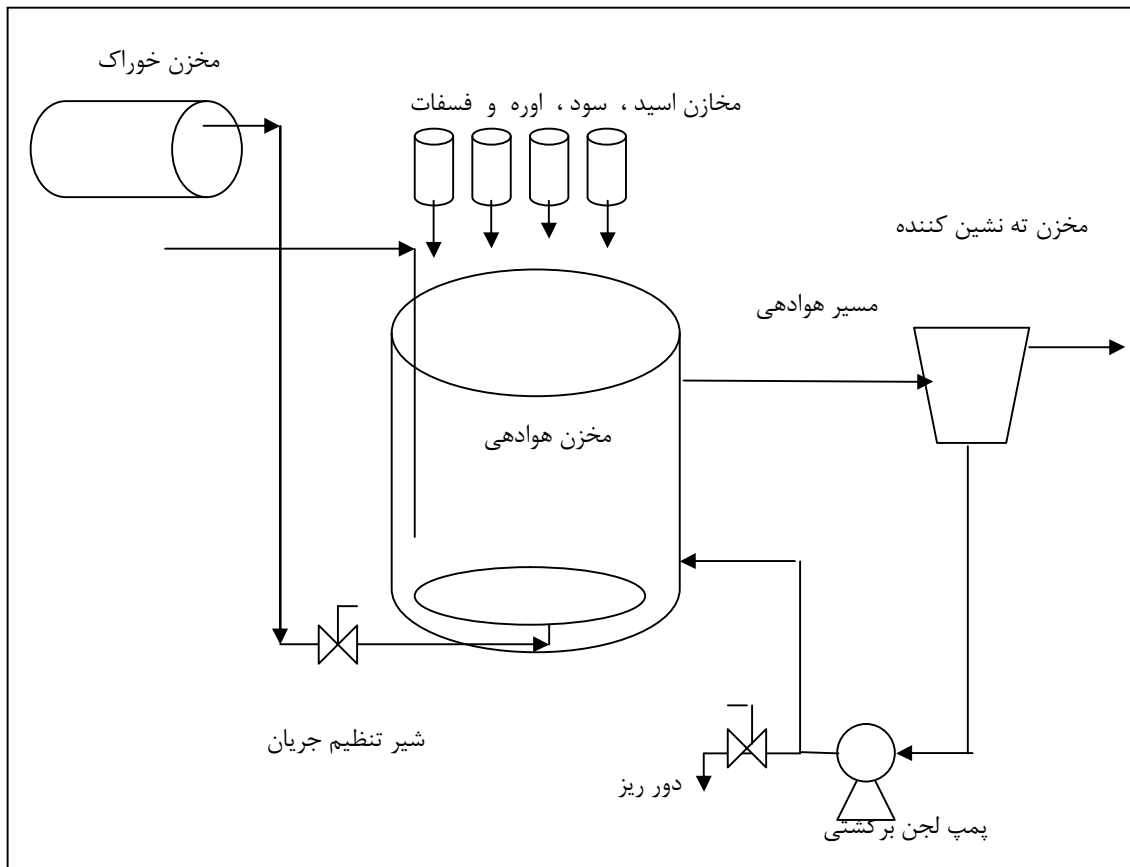
که در حالت پایدار معادله زیر حاصل می شود.

$$(S_0 - S) - q \frac{kXS}{K_s + S} = 0$$

با حل همزمان معادلات موازنه جرم میکروارگانیسمها و ماده بنیادی غلظت حالت پایدار میکروارگانیسمها و غلظت ماده بنیادی در پساب خروجی به صورت زیر در می آید.

روش تحقیق

پس از انجام مطالعات اولیه در زمینه ساخت پایلوت آزمایشگاهی، به منظور انجام آزمایشات مورد نظر، دستگاهی ساخته شده و مورد استفاده قرار گرفت (شکل ۱). به منظور جلوگیری از تاثیر کاهش سطح مخزن خوراک در میزان جریان عبوری به مخزن هوادهی و نیز به منظور ثابت ماندن فشار در داخل مخزن خوراک، یک مسیر هوای فشرده از طریق یک رگولاتور با فشار ۰/۵ بار نسبی به مخزن اعمال می گردد. همچنین دلیل اصلی ورود خوراک از قسمت زیرین به مخزن هوادهی، استفاده از نیروی هیدرودینامیکی جریان به عنوان عامل بهبود اختلاط می باشد. هوادهی مخزن از نوع حبابی (bubble aeration) می باشد. در این روش هوا ضمن بالا آمدن در مخزن و تامین اکسیژن مورد نیاز واکنش بیولوژیکی، عمل اختلاط را نیز انجام می دهد. جدول ۱ مشخصات تجهیزات پایلوت را نشان می دهد.



شکل ۱ - شماتیک کلی پایلوت آزمایشگاهی

خروجی مخزن هوادهی شامل مخلوط لجن و فاضلاب از طریق لوله ای به طول دو متر به مخزن ته نشین کننده (زالال ساز) میرود. در این مخزن، مخلوط فوق با استفاده از اختلاف چگالی لجن و فاضلاب از هم جدا شده و لجن از قسمت زیرین و آب تمیز از قسمت بالای آن خارج می شود. لجن خروجی از طریق پمپ رفت و برگشتی قابل تنظیم به مخزن هوادهی بر می گردد.

جدول ۱ - مشخصات تجهیزات پایلوت

تجهیزات	حجم	مشخصات
مخزن خوراک	۲۰۰ لیتر	استوانه ای و از جنس پلی اتیلن می باشد
حوضچه هوادهی	۵۰ لیتر	عایقکاری دیواره جانبی دارای سیستم گرمایش الکتریکی با کنترل دمایی دارای کویل مسی با ۲۰ سوراخ برای هوادهی فاضلاب
زالال ساز	۵۰ لیتر	به شکل مخروط ناقص
پمپ لجن برگشتی	۱-۵ لیتر بر ثانیه	پمپ رفت و برگشتی با قابلیت تنظیم جریان

برای هوادهی از یک لوله مسی با قطر ۲ سانتی متر استفاده می شود. این لوله مسی بصورت حلقوی در آمده و با تعبیه سوراخهایی با قطر ۱ میلی متر و به تعداد ۲۰ عدد و به فواصل مساوی روی آن در داخل مخزن هوادهی قرار می گیرد. از طریق یک رگولاتور فشار جریان هوایی به این لوله تنظیم می گردد. برای تنظیم میزان هوای ورودی به مخزن هوادهی، ابتدا مخزن خوراک و مخزن هوادهی را با آب بدون املاح پر کرده و جریان ثابت مورد نظر در آزمایشات را از مخزن خوراک به مخزن هوادهی برقرار می شود. از طریق رگولاتور میزان هوای ورودی به لوله مسی را در حداقل قرار داده و پس از نیم ساعت نمونه ای از آب مخزن گرفته می شود. همزمان دمای آب نیز اندازه گیری شده و محاسبه میزان حلالیت اکسیژن در آب در دمای آزمایش انجام میشود. با مقایسه اختلاف مقادیر محاسبه شده و اندازه گیری شده، میزان هوای ورودی به لوله مسی از طریق رگولاتور تغییر می یابد. این کار تا زمان برابری مقادیر فوق ادامه می یابد. با توجه به اینکه در مکانیزم هوادهی فوق، عمل اختلاط نیز به کمک حبابهای هوا صورت می گیرد، میزان هوای ورودی به لوله مسی در حدود ۱/۲ میزان هوای اشباع تنظیم می گردد.

خروجی مخزن هوادهی که بصورت جریان سر ریز از آن گرفته می شود، وارد مخزن ته نشین کننده شده و در آن به دلیل کاهش سرعت حرکت سیال وبا استفاده از اختلاف دانسیته جداسازی صورت می گیرد و آب عاری از اتیل بنزن از قسمت بالای مخزن خارج می شود. لجن جمع آوری شده در قسمت زیرین مخزن نیز از طریق پمپ به داخل مخزن هوادهی بر میگردد. میزان لجن برگشتی با توجه به نتایج آزمایشگاهی غلظت میکروارگانیزمها (MLSS^۱ و MLVSS^۲) محاسبه شده و توسط پیچ تنظیم (Stroke) پمپ تنظیم می شود. در مسیر لجن برگشتی یک سه راهی قرار داده شده است که با توجه به وضعیت میکروارگانیزمهای مخزن هوادهی، مقداری از لجن فوق بصورت متناوب از چرخه خارج می گردد و دور ریز (Drain) می گردد.

تنظیم pH توسط اسید کلریدریک رقیق شده و سود سوز آور رقیق شده انجام می گیرد. غذای میکروارگانیزمها نیز توسط اوره و فسفات آمونیم حل شده در آب بدون املاح انجام می گیرد. ظروف پلاستیکی محتوی اسید کلریدریک و سود و اوره و فسفات آمونیم در ارتفاع یک متری از سطح مخزن نصب گردیده و کنترل جریان مواد توسط سوندهای دارای پیچ تنظیم صورت میگیرد. طبق برنامه ریزی و بر پایه مطالعات اولیه، آزمایشات با ثابت نگه داشتن دما در ۲۸^۰C، آزمایشات در غلظتهای مختلفی از اتیل بنزن در آب انجام گردید. در این مرحله با استفاده از مکانیزم تقسیم بندی و انتخاب تصادفی (Randomizing & Blocking) که متداولترین روش در طراحی آزمایشات می باشد، آزمایشات در ده غلظت مختلف اتیل بنزن و در دمای ثابت ۲۸^۰C انجام گردید.

پس از راه اندازی دستگاه، فشار هوای ۰/۵ بار نسبی از طریق یک رگولاتور به مخزن خوراک اعمال می گردد. همانطوری که قبلا گفته شد، این فشار برای ثابت نگه داشتن فشار مخزن خوراک و در نتیجه ثابت نگه داشتن جریان خروجی آن به کار می رود. سپس با استفاده از شیر تویی مسیر خروجی مخزن خوراک، به طرف حوضچه هوادهی، شدت جریان خوراک معادل ۲۰ lit/hr تنظیم می گردد. همچنین به وسیله یک رگولاتور فشار هوای لوله مسی کف حوضچه هوادهی، برابر ۰/۴ barg تنظیم می شود. این رگولاتور قبلا برای

تامین جریان هوادهی معادل ۱/۲ برابر جریان هوای مورد نیاز تئوری برای تامین حلالیت اشباع هوا در آب در 28°C (معادل ۵/۵ppm) کالیبره شده است.

۱-Mixed Liquor Suspended Solids ۲-Mixed Liquor Volatile Suspended Solids

نتایج و بحث

پس از انتقال میکروارگانیسمها (جمعیت Protozoa) به حوضچه هوادهی، با تنظیم میزان خوراک میکروارگانیسمها و کنترل pH، میزان MLSS در محدوده ۲۲۰۰ ppm تا ۲۴۵۰ ppm و MLVSS در محدوده ۱۶۵۰ ppm تا ۱۸۵۰ ppm کنترل گردید. سپس آزمایشات مرحله حذف بیولوژیکی در ده غلظت مختلف اتیل بنزن انجام گرفت که نتایج در جدول ۲ آورده شده است.

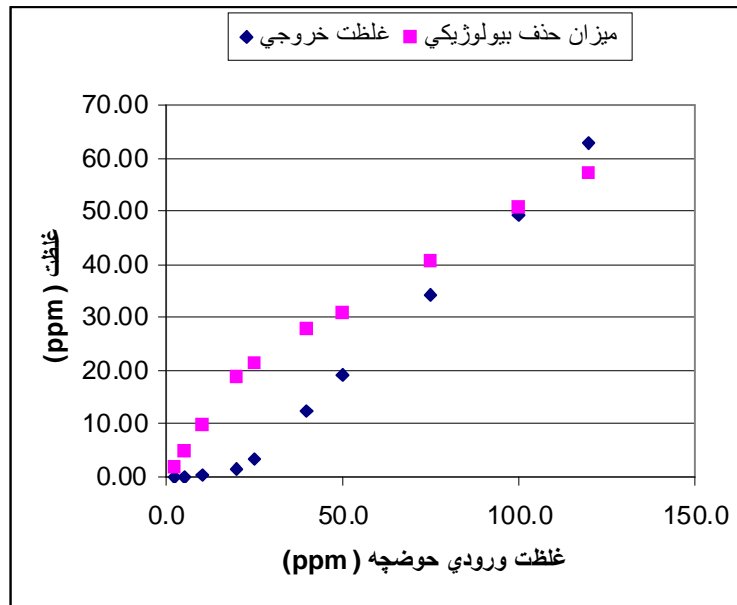
جدول ۲ - نتایج آزمایشات مرحله اکسیداسیون بیولوژیکی

غلظت ورودی C0(ppm)	غلظت خروجی C(ppm)	اختلاف غلظت C0-C(ppm)
2.0	0.05	1.95
5.0	0.12	4.88
10.0	0.20	9.80
20.0	1.37	18.63
25.0	3.41	21.59
40.0	12.32	27.68
50.0	19.10	30.90
75.0	34.25	40.75
100.0	49.35	50.65
120.0	62.85	57.15

نتایج این مرحله، حاکی از آن است که غلظت خروجی از زلال ساز به ازای غلظت‌های کمتر از ۲۰ ppm خیلی کم و نزدیک صفر است. این امر به اشباع نشدن کامل میکروارگانیسمهای حوضچه و پایین بودن کل کربن آلی ورودی به حوضچه کمتر از اندازه مورد نیاز برای مصرف کلیه میکروارگانیسمها می‌باشد. در این شرایط همه میکروارگانیسمها در اکسیداسیون بیولوژیکی اتیل بنزن شرکت نمی‌کنند و مقداری ظرفیت اضافی پذیرش در حوضچه وجود دارد.

شکل ۲ غلظت خروجی از حوضچه هوادهی به ازای غلظت‌های مختلف ورودی را نشان می‌دهد. واضح است که این نتایج با کسر نمودن نتایج مرحله انتقال به هوا از نتایج کلی به دست آمده است، زیرا فرآیند حذف توسط سه مکانیزم انتقال به هوا، اکسیداسیون بیولوژیکی و جذب سطحی و به طور همزمان انجام می‌گیرد. نتایج خروجی به ازای غلظت‌های بالای ۲۰ ppm نشان می‌دهد، ظرفیت ورود کل کربن آلی به حوضچه مشخص و محدود می‌باشد. این ظرفیت به عواملی مانند MLSS و MLVSS و سایر پارامترهای عملیاتی نظیر دما دارد (شکل ۲).

با توجه به نتایج عملی می‌توان گفت که هر حوضچه هوادهی با توجه به پارامترهای عملیاتی خود، ظرفیت مشخصی برای اکسیداسیون بیولوژیکی دارد و در صورتیکه تغییرات غلظت ورودی ناگهانی نباشد و شوکی به سیستم تحمیل نکند، تغییرات غلظت ورودی در خروجی نیز مشاهده می‌شود.



شکل ۲ - نتایج اندازه گیری شده بازای غلظت های مختلف ورودی حوضچه هوادهی

برای بررسی میزان دقت و درستی نتایج آزمایش، در مرحله اکسیداسیون بیولوژیکی، نمونه گیریها در چهار غلظت مختلف اتیل بنزن ورودی به حوضچه هوادهی تکرار گردید که نتایج در جدول ۳ آمده است.

جدول ۳ - نتایج تکرار آزمایشات مرحله اکسیداسیون بیولوژیکی

غلظت ورودی	غلظت خروجی	اختلاف غلظت
C0(ppm)	C(ppm)	C0-C(ppm)
2.0	0.04	1.96
10.0	0.22	9.78
50.0	19.25	30.25
120.0	62.27	57.27

محاسبه ضرایب سینتیکی حوضچه

برای استفاده از مدل‌های محاسباتی واکنش اکسیداسیون بیولوژیکی لازم است پارامترهای k_d و Y, k, K_s برای حوضچه هوادهی محاسبه شوند. برای محاسبه پارامترهای فوق میتوان از مقادیر $MLVSS$ و شدت جریان ورودی و غلظت های ورودی و خروجی حوضچه استفاده نمود.

یک روش متداول برای محاسبه پارامترهای فوق بدین صورت می باشد که بازای مقادیر متفاوت غلظت ورودی و نیز بر حسب تغییرات غلظت میکروارگانیزمها در حوضچه ، با ازای زمان اقامت متغیر میکروارگانیزمها ، غلظت خروجی در چندین غلظت ورودی اندازه گیری شده و با استفاده از نمودار و یا رگرسیون خطی مقادیر پارامترهای فوق به صورتی که در زیر شرح داده می شود، به دست می آید [۵]. همانگونه که پیشتر گفته شد، سرعت مصرف ماده محدود کننده رشد (اتیل بنزن) از رابطه زیر بدست می آید:

$$r_{sy} = -\frac{kXS}{K_s + S} = -\frac{S_0 - S}{q}$$

با تقسیم رابطه فوق بر X و معکوس کردن آن می توان نوشت :

$$\frac{Xq}{S_0 - S} = \frac{K_s}{k} \frac{1}{S} + \frac{1}{k}$$

اینک با رسم نمودار $\frac{Xq}{S_0 - S}$ بر حسب $1/k$ مقادیر K_s و k به دست می آید.

همانگونه که پیشتر گفته شد زمان اقامت میکروارگانیزمها در حوضچه با سرعت مصرف اتیل بنزن رابطه زیر را دارد:

$$\frac{1}{q_c} = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d$$

با استفاده از رابطه فوق نیز می توان با رسم $1/\theta_c$ بر حسب r_{su}/X مقادیر Y و k_d به دست آورد.

برای حوضچه هوادهی مورد آزمایش پارامترهای سینتیکی فوق به ازای پنج غلظت ورودی و تغییرات MLVSS در زمانهای متناوب نمونه گیری ، به صورت زیر به دست آمده است .

جدول ۴- شرایط عملیاتی برای محاسبه ضرایب سینتیکی

S ₀	S	MLVSS	زمان اقامت میکروارگانیزمها
BOD5	BOD5	Ppm	روز
160	32	1750	25
162	50	1600	20
170	40	1750	22
180	42	1700	25
220	40	1850	25
250	70	1750	22
300	24	2000	25
370	65	2000	20
400	62	2000	25
420	72	2000	22

نتایج محاسبات ضرایب سینتیکی حوضچه هوادهی مورد استفاده در آزمایشات در جدول ۵ آورده شده است.

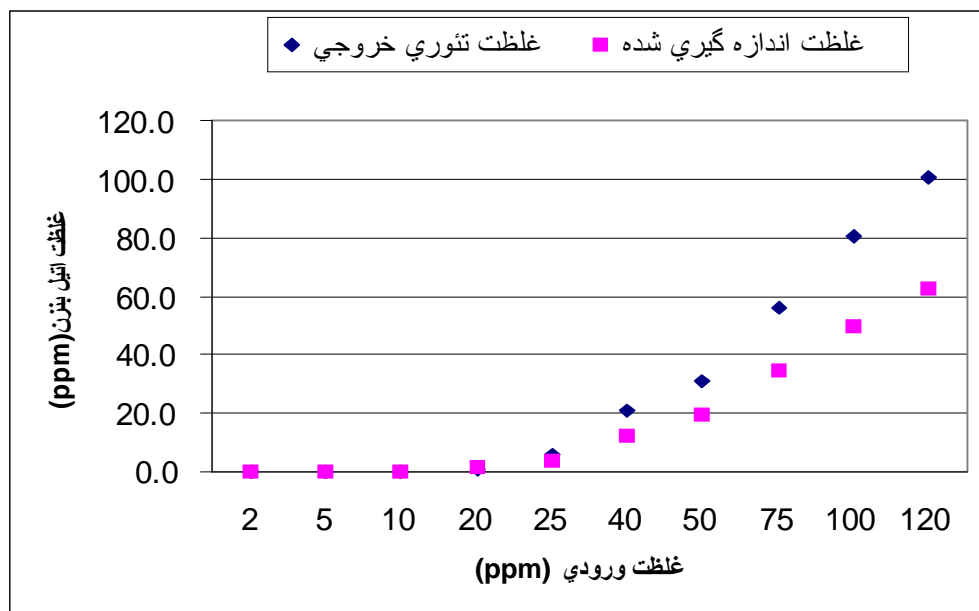
جدول ۵ - ضرایب سینیتی حوضچه هوادهی

Y	0.65	ppm MLVS/pp, BOD5
K	5.125	1/day
Ks	102.5	Ppm
kd	0.06	1/day

با استفاده از ضرایب سینیتیکی حوضچه هوادهی، و با استفاده از پارامترهای عملیاتی، میتوان میزان اکسیداسیون بیولوژیکی تئوری اتیل بنزن را به دست آورد. نتایج مقادیر تئوری اکسیداسیون بیولوژیکی اتیل بنزن در حوضچه هوادهی مورد آزمایش در جدول ۶ آمده است. شکل ۳ نیز غلظت تئوری خروجی حوضچه و غلظت اندازه گیری شده را به ازای غلظت های مختلف ورودی حوضچه نشان می دهد.

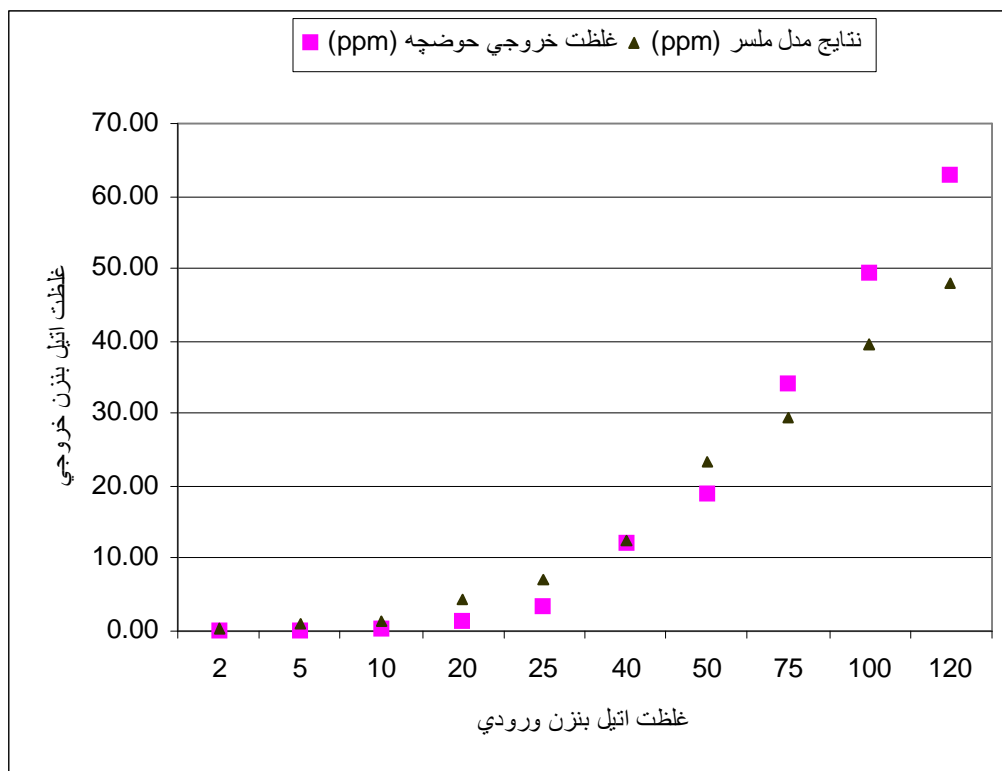
جدول ۶ - نتایج تئوری مرحله حذف بیولوژیکی

غلظت ورودی حوضچه	غلظت خروجی محاسبه شده
(ppm)	(ppm)
2.0	0.00
5.0	0.00
10.0	0.00
20.0	0.78
25.0	5.78
40.0	20.78
50.0	30.78
75.0	55.78
100.0	80.78
120.0	100.78



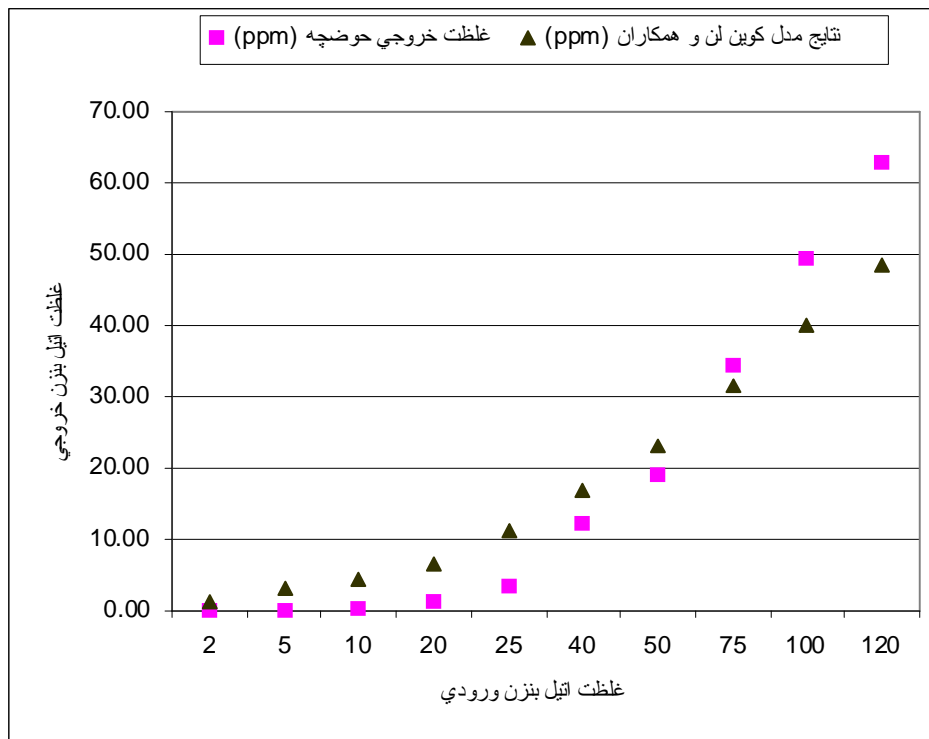
شکل ۳- مقایسه نتایج اندازه گیری شده و نتایج محاسبه شده بر اساس مدل مونود

ملسر (melcer,1994) مدلی بر اساس مدل سینیتیکی مونود (Monod,1942) و فرضیات مشخصی ارائه نموده است [۷]. از فرضیات اصلی این مدل ناچیز بودن غلظت اتیل بنزن ورودی در مقایسه با K_s (ثابت نیم سرعت واکنش) می باشد. مقایسه نتایج عملی و مقادیر محاسبه شده با این مدل حاکی از آن است که فرض فوق برای سیستم مورد تحقیق قابل قبول می باشد. این فرض برای ترکیباتی که قابلیت اکسیداسیون بیولوژیکی بالایی دارند، نسبتاً مورد قبول می باشد. شکل ۴ اختلاف مقادیر عملی و محاسبه شده با مدل ملسر برای مکانیزم اکسیداسیون بیولوژیکی را نشان می دهد.



شکل ۴- مقایسه نتایج اندازه گیری شده با نتایج مدل ملسر و همکاران

در شکل ۵ اختلاف مقادیر عملی اکسیداسیون بیولوژیکی و نتایج تحقیق کوین لن و همکارانشان در سال ۱۹۹۹ (Quinlan et al. , 1999) نشان داده شده است. همانگونه که مشخص می باشد، اختلاف در مقادیر بالای غلظت اتیل بنزن ورودی به حوضچه بیشتر از غلظت های کم می باشد. این اختلاف می تواند ناشی از وجود جریان کنار گذر (Bypassing) در حوضچه هوادهی به ازای غلظت های زیاد اتیل بنزن ورودی به حوضچه می باشد [۱۱]. در غلظت های کم به دلیل موثر بودن مکانیزمهای دیگر حذف مانند انتقال به هوا از سطح حوضچه (و نه انتقال به هوا از طریق حبابهای بالا رونده در حوضچه) و نیز جذب سطحی به جامدات معلق غیر فعال (Biomass)، تاثیر جریان کنار گذر در نتایج کمتر موثر می باشد.



شکل ۵- مقایسه نتایج اندازه گیری شده با نتایج مدل کوین لن و همکاران

نتیجه گیری

نتایج تحقیق نشان می‌دهد، هضم بیولوژیکی حوضچه در صورت ثابت بودن شرایط عملیاتی مانند دما، غلظت میکروارگانیزمها در حوضچه و نیز زمان اقامت میکروارگانیزمها، مستقل از غلظت ورودی است. به عبارت دیگر ظرفیت واکنش اکسیداسیون بیولوژیکی حوضچه ثابت و برابر ۱۹/۲۲ ppm اندازه گیری شده است.

همچنین مقایسه نتایج تحقیق با مقادیر تئوری حاصل از مدل سینیتیکی مونود (Monod, 1942) حاکی از آن می‌باشد که در غلظت‌های پایین‌تر مدل فوق تخمین مناسبی ارائه می‌کند. دلیل این امر، کنترل کنندگی سرعت رشد میکروارگانیزمها توسط اتیل بنزن در غلظت‌های پایین می‌باشد. با این حال در غلظت‌های بالاتر به دلیل بازدارندگی اتیل بنزن و همچنین کنترل سرعت رشد میکروارگانیزمها توسط غلظت لجن فعال، مدل مونود انحراف زیادی نسبت به نتایج تحقیق از خود نشان می‌دهد.

از دلایل اصلی اختلاف نتایج تحقیق با مدل ملسر در غلظت‌های بالاتر، فرض اصلی مدل ملسر یعنی ناچیز بودن غلظت اتیل بنزن ورودی در برابر K_S می‌باشد، که این فرض در غلظت‌های بالاتر معتبر نمی‌باشد. همین موضوع استفاده از مدل ملسر را به دامنه غلظت‌های پایین محدود می‌سازد.

منابع و مراجع

1. Rafson H. J., (1998) Odor and VOC Control Handbook McGraw – Hill Handbook Series.
2. Berglund, R. L. and Whipple, G. M. (1987) “predictive Modeling of Organic Emmissions” Chem. Eng. Prog., Nov., pp. 46-54.
3. Eckenfelder, W. and Grau, P. (1998) Activated Sludge Process Design and Control, 2nded, Volume 1, Technomic Pub. Com. Inc.,New Dehli.
4. Cunningham D., (1995) “Estimation of VOC Emission” Journal of Cleaner Prod. V 3, Issue 4, PP 225 –328.
5. Tchobanoglous, G. et al. (1991). Wastewater Engineering, 3rd ed., Metcalf & Eddy Inc.,McGraw-Hill,New York.
6. Namkung, E. and Rittmann, B. E. (1987) “ Estimating Volatile Organic Compound Emission from Publicly Owned Treatment Works” J. Water pollution Control Fed., Vol 59, pp. 670.
7. Melcer H., (1994), “Monitoring and Modeling VOCs in Wastewater Facilities”, Environ. Sci. Technol. V28, No 7, PP 328 – 335.
8. US Environmental Protection Agency“ ,Compilation of Air Pollutant Emissions Factors V1 : Stationary and Point Sources ” , 5th edition , Jan 1995 , Doc. No. AP-42. (Available on Internet at <http://www.epa.gov/ttn/chief/ap42.html>)
9. Roberts, P. V. et al. (1984) “Modeling Volatile Organic Solute Removal by Surface and Bubble Aeration” Journal WPCF, Vol. 56, No. 2, Feb., pp. 157-163.
10. Ferro A. R., and Pincince A. B., (1996) “Estimating VOC Emissions From Primary Clarifiers”Water Environment and Technology, June 1996, PP 47 – 50.
11. Quinlan, C.; Strevett, K.; Ketcham, M. and Grego J. (1999) “VOC Elimination in a Compost Biofilter Using a Previously Acclimated Bacterial Inoculum”J. of the Air and Waste Management Ass, Vol 49, May, pp. 544-553.